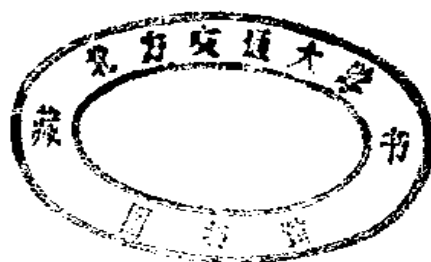


# 工业锅炉房设计手册

(第二版)

航天工业部第七设计研究院 编



中国建筑工业出版社

本手册为工业锅炉房或采暖锅炉房的设计参考资料，内容包括锅炉房各种设备的选择计算、系统组成、设计布置、原理简述、计算示例等，附图较多，便于读者理解掌握。

本手册可供工业企业及民用建筑的供热设计人员、维护运行人员、施工安装人员和有关院校师生参考。

## 工业锅炉房设计手册

(第二版)

航天工业部第七设计研究院 编

中国建筑工业出版社出版(北京西郊百万庄)

新华书店北京发行所发行 各地新华书店经售

中国建筑工业出版社印刷厂印刷(北京阜外南礼士路)

开本: 787×1092毫米 1/16 印张: 65¼插页: 2 字数: 1583 千字

1986年9月第二版 1986年9月第三次印刷

印数: 38,931—56,230册 定价: 12.70元

统一书号: 15040·4913

## 第二版前言

本书自1977年初版发行以来，已经七年，若从收集资料开始编写时算起，已超过十年。后重印一次，共发行约四万册，仍不敷应用，许多读者来信，要求购买。而在这一段时间内，我国的科学技术发展很快，在工业锅炉房方面，也采用了不少新技术，开发了不少新产品。同时，我国关于科技方面的方针政策，又有了新的精神和内容，诸如环境保护、节能方面，比过去更成熟更完备。有关的规范标准，亦已陆续公布。鉴于这种情况，初版的《工业锅炉房设计手册》中的某些内容，已不符合实际情况，应读者的要求和出版社的嘱托，我们决定将此书重新修订出版。

本书原来编写的主要目的是为了总结工业锅炉房设计中的经验，供设计、运行、维护、教学方面的技术人员和师生参考使用，读者对象也包括初次从事于该专业的人员，所以在文字叙述上，力求深入浅出，附图较多，便于读者理解掌握。这次修订，在写法上，仍保持原有风貌，以求统一。

修订的主要内容有：采用最新的工业锅炉热力计算方法；增加了噪声防治措施；介绍新的除尘器配套情况、烟尘排放标准、浮动床及逆流再生技术、热水供热系统、运输设备、油管保温、锅炉选型等。另外，还增加了蓄热器、热工检测、化验机修等章节，以利于贯彻节能和环保等方针政策。

修订和编写的执笔人员如下：

第一章宋世初，第二章左贤龄，第三章刘维祈，第四章鞠大祥，第五、六章陈学畿，第七章蔡素娥，第八章叶厚光，第九章张士彬，第十章宋世初，第十一、十二章左贤龄，第十三章于文从，附录姚莹珍。还有许多同志承担了校对、描图任务，在此谨表谢意，恕不一一列名了。

本书初版发行以后，各地读者来信提了不少宝贵意见，这对我们的修订工作，无疑是很有裨益的。由于我们水平不高，且很多是利用业余时间修订编写的，时间局促。加之，近年来资料收集困难。这些主观客观上的原因，使本书还存在着不足之处，希读者见谅，并欢迎来函批评指正。

航天工业部第七设计研究院

1984.7.



# 目 录

<p><b>第一章 锅炉热力计算</b> .....1</p> <p>  第一节 关于煤的基本知识 .....1</p> <p>  第二节 燃料基、发热量、空气量及烟气量 .....5</p> <p>  第三节 烟气的焓 .....11</p> <p>  第四节 热平衡 .....15</p> <p><b>第二章 鼓风及引风</b> .....20</p> <p>  第一节 概述 .....20</p> <p>  第二节 风烟管道的设计及阻力计算 .....21</p> <p>  第三节 烟囱的设计 .....37</p> <p>  第四节 鼓、引风机的选择及计算 .....51</p> <p>  第五节 鼓、引风机的消声 .....55</p> <p>  第六节 鼓风及引风系统的设备布置 .....58</p> <p><b>第三章 除尘</b> .....64</p> <p>  第一节 概述 .....64</p> <p>  第二节 除尘器的选择与评价 .....64</p> <p>  第三节 旋风除尘器 .....69</p> <p>  第四节 湿式除尘器 .....83</p> <p>  第五节 静电除尘器 .....91</p> <p>  第六节 其它除尘器 .....97</p> <p><b>第四章 锅炉给水处理</b> .....101</p> <p>  第一节 概述 .....101</p> <p>  第二节 水质指标和水质标准 .....104</p> <p>  第三节 水的凝聚处理 .....116</p> <p>  第四节 水的沉淀处理 .....121</p> <p>  第五节 水的过滤 .....138</p> <p>  第六节 阳离子交换处理 .....142</p> <p>  第七节 浮床法离子交换水处理 .....176</p> <p>  第八节 移动床水处理装置 .....182</p> <p>  第九节 流动床水处理装置 .....191</p> <p>  第十节 双塔连续移动床水处理装置 .....196</p> <p>  第十一节 锅炉给水除盐 .....202</p> <p>  第十二节 炉内水处理 .....219</p> <p>  第十三节 锅炉给水的除氧 .....225</p> <p>  第十四节 锅炉排污 .....252</p> <p>  第十五节 锅炉房水处理系统的设计 .....255</p>	<p><b>第五章 给水及凝结水系统</b> .....264</p> <p>  第一节 给水系统 .....264</p> <p>  第二节 凝结水系统 .....276</p> <p><b>第六章 热水供热系统</b> .....282</p> <p>  第一节 概述 .....282</p> <p>  第二节 热水供热系统 .....284</p> <p>  第三节 热水供热系统的水力工况 .....300</p> <p>  第四节 热交换器的计算 .....313</p> <p>  第五节 热水系统的其他设备的计算与选择 .....351</p> <p>  第六节 蒸汽喷射器 .....359</p> <p>  第七节 换热站的布置 .....376</p> <p><b>第七章 管道和管道附件</b> .....382</p> <p>  第一节 设计原则及一般规定 .....382</p> <p>  第二节 管道的水力计算 .....388</p> <p>  第三节 管道的热伸长及其补偿 .....415</p> <p>  第四节 保温和油漆 .....462</p> <p>  第五节 管道支吊架 .....480</p> <p>  第六节 管子规格及管道附件 .....504</p> <p><b>第八章 运煤和除灰</b> .....517</p> <p>  第一节 运煤和除灰系统的选择 .....517</p> <p>  第二节 运煤和除灰系统的布置示例 .....520</p> <p>  第三节 收卸装置、煤场和灰渣场 .....539</p> <p>  第四节 带式输送机 .....541</p> <p>  第五节 埋刮板输送机 .....555</p> <p>  第六节 单斗滑轨输送机 .....565</p> <p>  第七节 刮板输送机 .....569</p> <p>  第八节 螺旋输送机 .....572</p> <p>  第九节 负压气力除灰 .....575</p> <p>  第十节 低压水力除灰 .....584</p> <p>  第十一节 其他设备的计算 .....592</p> <p>  第十二节 提供土建专业的有关资料 .....596</p> <p><b>第九章 重油供应系统</b> .....599</p> <p>  第一节 燃料油的种类、用途及性质 .....599</p> <p>  第二节 重油供应系统的组成 .....607</p> <p>  第三节 重油库 .....609</p>
--	--

第四节	重油的运输和卸油设施 .....	619	第二节	工业锅炉房机修设施的设计 .....	805
第五节	油罐及其附属设备 .....	644	第十三章	锅炉房的整体设计	
第六节	重油在容器中的加热 .....	653		及布置 .....	806
第七节	油泵的选用及输油管线的		第一节	概述 .....	806
	水力计算 .....	665	第二节	初步设计和施工图设计 .....	806
第八节	油过滤器 .....	703	第三节	设计的原始资料 .....	808
第九节	炉前重油加热器 .....	706	第四节	热负荷、锅炉类型及台数	
第十节	锅炉房油系统 .....	713		的确定 .....	810
第十一节	重油供应系统的热工测量和		第五节	锅炉房的位置 .....	841
	安全保护 .....	724	第六节	锅炉房的布置 .....	846
第十二节	重油管道的设计和敷设要点 .....	725	第七节	对其他专业的要求和协作	
第十章	变压式蓄热器 .....	744		资料 .....	856
第一节	概述 .....	744	第八节	锅炉房设计计算及布置示例 .....	869
第二节	蓄热器的种类、原理、		附录		909
	系统及计算 .....	745	一、常用单位换算 .....		909
第三节	蓄热器的构造及附件 .....	755	二、数学数值 .....		922
第四节	蓄热器的热工控制 .....	767	三、理化数值 .....		937
第五节	蓄热器设计计算示例 .....	768	四、常用材料 .....		951
第十一章	热工检测和控制 .....	774	五、螺纹连接的标准元件 .....		1003
第一节	概述 .....	774	六、平焊钢法兰 .....		1014
第二节	热工检测 .....	777	七、铆、焊常用资料 .....		1020
第三节	热工控制 .....	788	八、我国主要产煤区煤质分析资料表 .....		1031
第四节	仪表盘的配置及仪表间的		九、全国部分城市气象资料 .....		1033
	布置位置 .....	795	十、附图		
第十二章	化验和机修设施 .....	800	(一) 温—焓图(见插页)		
第一节	工业锅炉房化验室的设计 .....	800	(二) 焓—焓图(见插页)		

# 第一章 锅炉热力计算

在工业锅炉房设计中的锅炉热力计算，除对锅炉改造外，一般是校核计算。所谓校核计算，就是在锅炉已经存在的情况下，按已有的锅炉结构尺寸和给定的蒸发量、蒸汽和给水参数、煤质资料等条件，来计算锅炉的效率、燃料消耗量、送风量、排烟量、各受热面前后的烟气和工质温度、各受热面中烟气和工质的流速等，从而明确锅炉达到额定蒸发量的可能性和经济性。目前国内各锅炉厂生产销售的工业锅炉，多已配套供应辅机，因此，当进行工业锅炉房设计时，一般各设计院不再一一对上述各项作校核计算，而是根据需要，只对其中一部分项目进行计算。本章所述锅炉热力计算，也只是在锅炉房设计时，较为常用的一部分，详细的热力计算方法，可参照工业锅炉研究所编制的《工业锅炉热力计算方法》。

## 第一节 关于煤的基本知识

### 一、煤的工业分析

煤的工业分析也称技术分析或实用分析，包括水分、灰分、挥发分、固定碳四项，广义地讲，工业分析尚可包括发热量，但有时也将其单独列出。工业分析方法较易，根据工业分析，可以大致了解煤的种类和用途。

#### （一）水分

1. 外在水分 是在煤炭表面上存留的水分，和外界条件有关，和煤的性质关系不大。
2. 内在水分 吸附或凝聚在煤炭内部一些细小毛细孔中的水分，和外界条件及煤的性质都有较大的关系。
3. 结晶水 矿物质中含有的水分，如 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 等。
4. 全水分 即外在水分、内在水分和结晶水的总和，是动力工业中常用的重要指标。

#### （二）灰分

煤中可燃物质全部燃烧及煤中矿物质在一定程度下分解化合后剩下的残渣即为灰分。一般说来，灰分是一种废物，影响煤的热值。在工业锅炉房设计中，一般不需要作灰分的成分分析，但需知道灰的熔点，以便选择炉型和出灰方式。

#### （三）挥发分

把煤放在与空气隔绝的容器中，在一定的高温下加热一定时间后，从煤中分解出来的液体（蒸汽状态）和气体产物，减去水分，即为挥发分。挥发分是煤炭分类的重要指标，因为它能大致地代表煤的变质程度，同时，根据它可判断煤的加工利用的性质。我国煤炭分类方案就是以煤的挥发分作为第一类指标。

#### （四）固定碳

煤中除去挥发分剩下的不挥发物称为焦渣，焦渣再减去灰分即为固定碳。

3104

## 二、煤的元素分析

通过煤的元素分析，可了解它的炭化程度，并用以计算空气量、发热量及其他热工指标等。以下是元素分析的项目。

(一) 碳 含碳量包括固定碳中的含碳量及挥发分中的含碳量，碳在燃烧后在烟气中生成 $CO_2$ 。

(二) 氢 煤中的氢燃烧后生成水，与煤中的水分共同在烟气中变成水蒸汽。

(三) 氮 煤中含氮量很少，且为不可燃体，故不重要。

(四) 氧 煤中含氧量的多少，可以看出煤的等级，低级煤中含氧高，如褐煤。因氧常与氢、碳化合，减少煤的发热量。

(五) 硫 煤中的硫包含于有机硫和无机硫中，见下述。

## 三、硫 分

硫分对煤炭的质量影响很大，是一种有害物，因燃烧后生成 $SO_2$ 或 $SO_3$ ，具有腐蚀作用并污染环境。

煤中的硫分的赋存形态分为无机硫和有机硫两大类；无机硫又分为硫化物硫和硫酸盐硫两种。硫化物硫大部分为黄铁矿硫 $FeS_2$ 。硫酸盐硫的主要存在形态是石膏 $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ ，也有少数绿矾 $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 。

另外，又可根据硫在燃烧过程中的不同形状分为挥发硫、可燃硫和固定硫三种；除硫酸盐硫外，煤中其他形态的硫都有可能形成挥发硫。可燃硫包括有机硫和无机硫化物硫。固定硫是指煤燃烧后残留在煤灰中的含硫量，以硫酸盐的形态存在。根据上述，可简要地表示如下：

$$\begin{aligned} & \text{无机硫} \\ \text{硫分} &= \text{有机硫} + \text{硫化物硫} + \text{硫酸盐硫} \\ &= \text{可燃硫} (\text{=挥发硫}) + \text{硫酸盐硫} \end{aligned}$$

## 四、发 热 量

煤的发热量也叫发热值，是一公斤煤完全燃烧后所发出的热量，以千卡/公斤表之。

弹筒发热量是燃料在氧弹测热器内燃尽时所放出的热量，它包括了在氧弹中 $SO_2$ 形成硫酸和氮气形成硝酸时所放出的热量，没有对它进行由于酸的形成而应作的校正。对石油产品此项发热量叫弹热值。

高位发热量是在弹筒发热量中，校正了燃料在氧弹内燃烧时生成硫及氮的氧化物而产生的生成热及溶解热。对石油产品此项叫总热值。

低位发热量等于燃料的高位发热量减去包含在燃料中的以及燃料在燃烧时所生成水分的蒸发热（即潜热）。在工业锅炉房设计中低位发热量是一项重要指标。对石油产品此项叫净热值。

关于发热量的计算见下节。



## 五、物理性质及机械物理性质

### (一) 比重 比重分三种

1. 真比重 在20°C时, 煤的重量与同温同体积(不包括煤的内外表面孔隙)水的重量之比。

2. 视比重 也叫假比重或容重, 是在20°C时, 煤的重量与同温同体积(包括煤的内外表面孔隙)水的重量之比。

3. 堆积比重 也叫堆积密度, 在一定容器的容积中, 堆满煤后, 秤出煤的重量, 再换算成单位体积的重量(吨/米<sup>3</sup>)即为堆积比重。

(二) 比热 煤的比热即一公斤煤升高1°C时所需的热量, 以千卡/公斤·°C表之。干煤的比热如下:

无烟煤、贫煤	0.22千卡/公斤·°C	褐煤	0.27千卡/公斤·°C
烟煤	0.26千卡/公斤·°C	油页岩	0.21千卡/公斤·°C

(三) 机械强度 作为燃料, 有时对煤的粒度有一定的要求, 而煤在储运过程中, 常有风化和碎裂现象, 因此, 设计使用部门, 需要了解煤的机械强度。广义地说, 机械强度应包括煤的抗碎、耐磨及抗压等物理性质及综合性质。

(四) 热稳定性 煤的热稳定性是指煤在高温燃烧或气化过程中, 对热的稳定程度, 也就是煤在高温作用下保持原来粒度的性质。热稳定性差的煤, 在燃烧或气化过程中会裂成小块或煤粉, 当作为锅炉燃料时, 会增加烟气中的带出物及热损失, 并增加煤层阻力。

(五) 可磨性 煤的可磨性标志着粉碎煤的难易程度, 可磨性系数愈大, 愈易粉碎, 反之, 则较难粉碎。测定方法是以一种最硬的煤作为标准煤, 以粒度相同的分析基标准煤和被测定煤磨碎到同样细度时所消耗能量之比。作为试验室的相对可磨性系数, 通常以K表之。

(六) 粒度 即煤块的大小, 原煤经筛选厂加工后, 可以按照它的粒度分为12个品种, 见表1-1。

煤 的 品 种

表 1-1

品 种	粒 度 (毫 米)	品 种	粒 度 (毫 米)
特 大 块	>100	混 中 块	13~50; 13~70; 40~75或15~50
大 块	>50或50~100	混 块	>13; >25; 或6~50
中 块	25~50	混 小 块	6~25
小 块	13~25	混 煤	0~50或0~100
粒 煤	6~13	混 末 煤	0~25
粉 煤	0~6	末 煤	0~13

## 六、煤 的 分 类

我国煤按照挥发分V'和胶质层最大厚度Y分为十大类, 见表1-2。

除无烟煤、褐煤外, 其余8个类别的煤统称为烟煤, 但锅炉行业的习惯, 常将挥发分相近的贫煤及瘦煤并列为一类, 而烟煤则不包括贫煤及瘦煤。

煤 的 分 类

表 1-2

类 别	代 号	可燃挥发分 $V^r$ (%)	胶质层最大厚度 $Y$ (毫米)	类 别	代 号	可燃挥发分 $V^r$ (%)	胶质层最大厚度 $Y$ (毫米)
无烟煤	W	0~10	—	气 煤	Q	>30	>5~25
贫 煤	P	>10~20	0(粉状)	弱 粘 煤	RN	>20~37	0(成块)~9
瘦 煤	S	>14~20	0(成块)~12	不 粘 煤	BN	>20~37	0(粉状)
焦 煤	J	>14~30	>8~25	长 焰 煤	C	>37	0~5
肥 煤	F	不 限	>25	褐 煤	II	>40	—

注：表中胶质层厚度 $Y$ 值表示煤的结焦性，其值越大，表示结焦性越强。

工业锅炉行业为了便于使产品系列化，将煤分为11类，见表1-3。

工业锅炉行业煤的分类法

表 1-3

类 别	可 燃 基 挥 发 分 $V^r$ (%)	应 用 基 低 位 发 热 量 $Q_{bw}^l$ (千卡/公斤)
石 煤 和 煤 矸 石	I 类	$\leq 1300$
	II 类	1300~2000
	III 类	>2000~2700
褐 煤	>40	2000~3500
无 烟 煤	I 类	>3500~5000
	II 类	>5000
	III 类	>5000
贫 煤	>10~20	$\geq 4500$
烟 煤	I 类	>2700~3700
	II 类	>3700~4700
	III 类	>4700

各类煤的代表性煤种见表1-4。

工业锅炉设计用代表性煤种

表 1-4

类 别	名 称	$V^r$ %	$C^r$ %	$H^r$ %	$O^r$ %	$N^r$ %	$S^r$ %	$A^r$ %	$W^r$ %	$Q_{bw}^l$ 千卡/公斤
石 煤、煤 矸 石	I 类 湖南株洲煤矸石	45.03	14.80	1.19	5.30	0.29	1.50	67.10	9.82	1202
	II 类 安徽淮北煤矸石	14.74	19.49	1.42	8.34	0.37	0.69	65.79	3.90	1660
	III 类 浙江安仁石煤	8.05	28.04	0.62	2.73	2.87	3.57	58.04	4.13	2223
褐 煤	黑龙江扎赉诺尔	43.75	34.65	2.34	10.48	0.57	0.31	17.02	34.63	2935
无 烟 煤	I 类 京西安家滩	6.18	54.70	0.78	2.23	0.23	0.89	33.12	8.00	4344
	II 类 福建天湖山	2.84	74.15	1.19	0.59	0.14	0.15	13.98	9.80	6075
	III 类 山西阳泉三矿	7.85	65.65	2.64	3.19	0.99	0.51	19.02	8.00	5834
贫 煤	四川芙蓉	13.25	55.19	2.38	1.51	0.74	2.51	28.67	9.00	4992
烟 煤	I 类 吉林通化	21.91	38.46	2.16	4.65	0.52	0.61	43.10	10.50	3233
	II 类 山东良庄	38.50	46.55	3.06	6.11	0.86	1.94	32.48	9.00	4226
	III 类 安徽淮南	38.48	57.42	3.81	7.16	0.93	0.46	21.37	8.85	5305

## 七、煤的分级

煤按灰分分为14级，加工后的精煤另行分级，见表1-5。

煤的分级

表 1-5

级	别	干燥基灰分 $A^d$ (%)	级	别	干燥基灰分 $A^d$ (%)
一		>4~6	八		>21~24
二		>6~8	九		>24~28
三		>8~10	十		>28~32
四		>10~12	十一		>32~36
五		>12~15	十二		>36~40
六		>15~18	十三		>40~44
七		>18~21	十四		>44~48

## 八、灰熔点及煤灰平均比热

煤的灰熔点用 $T_1$ 、 $T_2$ 、 $T_3$ 三个特征温度表示。灰熔点用角锥法测定。将灰粉末制成角锥，在半还原性气氛的电炉中加热。角锥尖端开始变圆或弯曲时的温度称为变形温度 $T_1$ ，角锥尖端弯曲到和底盘接触或呈半球形时的温度称为软化温度 $T_2$ ，角锥熔融到底盘上开始流溢或平铺在底盘上显著熔融时的温度称为流动温度 $T_3$ 。

煤灰的平均比热，见表1-6。

煤灰的平均比热

表 1-6

$t^{\circ}\text{C}$	$c_A$ (千卡/公斤 $\cdot^{\circ}\text{C}$ )	$t^{\circ}\text{C}$	$c_A$ (千卡/公斤 $\cdot^{\circ}\text{C}$ )
100	0.193	1100	0.238
200	0.202	1200	0.24
300	0.210	1300	0.25
400	0.215	1400	0.27
500	0.219	1500	0.28
600	0.223	1600	0.28
700	0.226	1700	0.29
800	0.229	1800	0.29
900	0.232	1900	0.30
1000	0.235	2000	0.30

## 第二节 燃料基、发热量、空气量及烟气量

### 一、燃料基

如前节所述，煤由碳、氢、氧、氮、硫、灰分、水分等成分组成，其重量的百分数分别用C、H、O、N、S、A、W表示，单位为%。

又根据燃料不同的状态，进行成分分析时，可有不同的燃料基，即应用基、分析基、

干燥基和可燃基，分别以角码 $y$ 、 $f$ 、 $g$ 、 $r$ 表示之。

应用基 $y$ 即以实际供入锅炉的煤的成分总量作计算基数。也就是以进入锅炉房准备燃烧的燃料的元素分析作计算基数。用公式表示如下：

$$C^y + H^y + O^y + N^y + S^y + A^y + W^y = 100\% \quad (1-1)$$

分析基 $f$ 即以风干后的燃料的成分总量作计算基数。用公式表示如下：

$$C^f + H^f + O^f + N^f + S^f + A^f + W^f = 100\% \quad (1-2)$$

干燥基 $g$ 即以无水分燃料的成分总量作计算基数。用公式表示如下：

$$C^g + H^g + O^g + N^g + S^g + A^g = 100\% \quad (1-3)$$

可燃基 $r$ 即以无水无灰的燃料的成分总量作计算基数。用公式表示如下：

$$C^r + H^r + O^r + N^r + S^r = 100\% \quad (1-4)$$

燃料的成分由一种基换算到另一种基时，可用换算系数，见表1-7。例如：

$$C^r = C^y \times \frac{100 - A^y - W^y}{100} \quad (1-5)$$

换 算 系 数

表 1-7

已知的基	要 换 算 成 的 基			
	应 用 基	分 析 基	干 燥 基	可 燃 基
应用基	1	$\frac{100 - W^f}{100 - W^y}$	$\frac{100}{100 - W^y}$	$\frac{100}{100 - A^y - W^y}$
分析基	$\frac{100 - W^y}{100 - W^f}$	1	$\frac{100}{100 - W^f}$	$\frac{100}{100 - A^f - W^f}$
干燥基	$\frac{100 - W^y}{100}$	$\frac{100 - W^f}{100}$	1	$\frac{100}{100 - A^g}$
可燃基	$\frac{100 - A^y - W^y}{100}$	$\frac{100 - A^f - W^f}{100}$	$\frac{100 - A^g}{100}$	1

## 二、发 热 量

已知弹筒发热量 $Q_{bT}^y$ ，求高位发热量 $Q_{bw}^y$ ：

$$Q_{bw}^y = Q_{bT}^y - 22.5S_{bT}^y - \alpha Q_{bT}^y \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-6)$$

式中  $S_{bT}^y$ ——在弹筒中生成硫酸的硫，%；

$\alpha$ ——考虑硝酸生成热及溶解热的修正系数，无烟煤及贫煤为0.001，其它煤种为0.0015。

对于不同的基，由高位发热量求低位发热量的公式如下：

$$Q_{bw}^y = Q_{bw}^y - 6(W^y + 9H^y) \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-7)$$

$$Q_{bw}^f = Q_{bw}^f - 6(W^f + 9H^f) \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-8)$$

$$Q_{bw}^g = Q_{bw}^g - 54H^g \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-9)$$

$$Q_{bw}^r = Q_{bw}^r - 54H^r \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-10)$$

不同基的高位发热量，可用表1-7的换算系数进行换算。已知分析基或可燃基低位发热量，可按式换算到应用基低位发热量。

$$Q_{bw}^y = (Q_{bw}^f + 6W^f) \times \frac{100 - W^y}{100 - W^f} - 6W^y \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-11)$$

$$Q_{bw}^0 = Q_{bw}^* \times \frac{100 - W' - A'}{100} - 6W' \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-12)$$

煤的发热量，当无实测资料时，可按下列式求得。

$$Q_{bw}^* = k_1 C' + k_2 H' + 15S' - 25O' - 5(A' - 10) \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-13)$$

对于  $C' > 95\%$  或  $H' \leq 1.5\%$  的煤， $k_1 = 78.1$ ，对于其它煤  $k_1 = 80$ ；对于  $C' < 77\%$  的煤， $k_2 = 300$ ，对于其它煤  $k_2 = 310$ 。

### 三、折算成分

折算灰分和折算水分的计算方法如下：

$$A_{zs} = \frac{1000A'}{Q_{bw}^*} \% \quad (1-14)$$

$$W_{zs} = \frac{1000W'}{Q_{bw}^*} \% \quad (1-15)$$

### 四、空气量

1 公斤固体或液体燃料燃烧时，所需要的理论空气量等于：

$$V^0 = 0.0889(C' + 0.375S') + 0.265H' - 0.0333O' \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-16)$$

$$L^0 = 0.115(C' + 0.375S') + 0.342H' - 0.0431O' \quad \text{公斤/公斤} \quad (1-17)$$

式中  $V^0$ ——理论空气量，标米<sup>3</sup>/公斤；

$L^0$ ——理论空气量，公斤/公斤。

清华大学简化公式：

对于  $V' > 15\%$  的烟煤

$$V^0 = 1.05 \times \frac{Q_{bw}^*}{1000} + 0.278 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-18)$$

对于  $V' < 15\%$  的贫煤及无烟煤

$$V^0 = \frac{Q_{bw}^* + 600}{990} \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-19)$$

额定负荷下锅炉各段烟道中的漏风系数

表 1-8

烟道名称		漏风系数 $\Delta\alpha$	烟道名称		漏风系数 $\Delta\alpha$
层燃炉炉膛	机械化炉	0.1	除尘器	旋风式和多管式	0.1~0.15
	手烧炉	0.3			
沸腾炉炉膛	沸腾层	0	锅炉后的烟道	钢制的(每10米长)	0.01
	悬浮室	0.1		砌砖的(每10米长)	0.05
对流烟道	过热器	0.05	* 锅炉管束如只有一级，漏风系数取0.1，如果将两级锅炉管束合并在一起计算，或锅炉管束的烟气流程比较复杂且合并在一起计算，则取漏风系数为0.15		
	第一锅炉管束*	0.05			
	第二锅炉管束	0.1			
	省煤器，钢管式	0.1			
	铸铁式	0.15			
空气预热器	0.1				

表 1-9

手烧式机械化层燃炉膛的计算特性

序号	数值名称	符号	单位	往复式炉排		链条炉排		机械炉排				手烧
				I类烟煤	II类烟煤	I类烟煤	II类烟煤	I类烟煤	II类烟煤	III类烟煤	IV类烟煤	
1	炉排面积热负荷	$BQ_{Dw}^0/R$	$10^3$ 千卡/米 <sup>2</sup> ·时	500~700	650~800	500~700	500~900	500~700	500~700	500~700	900~1400	500~800
2	炉膛容积热负荷*	$BQ_{Dw}^0/V$	$10^3$ 千卡/米 <sup>3</sup> ·时	200~300	200~300	200~300	200~300	200~300	200~300	250~400	250~400	350~450
3	炉膛出口空气过剩系数	$\alpha_1'$	—	1.3~1.5	1.3~1.5	1.3~1.5	1.3~1.5	1.3~1.5	1.3~1.5	1.3~1.4	1.3~1.4	1.25~1.5
4	飞灰分额	$a_{fh}$	—	0.15~0.2	0.15~0.2	0.15~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.1~0.2	0.2~0.3	0.2~0.3	0.2~0.95
5	化学不完全燃烧损失	$q_3$	%	0.5~2.0	0.5~1.0	0.5~2.0	0.5~2.0	0.5~2.0	0.5~1.0	0.5~1.0	0.5~1.0	<3
6	机械不完全燃烧损失	$q_4$	%	7~10	9~12	8~12	10~15	8~12	10~15	8~12	8~12	8~15
7	送风温度	$t_k$	°C	常温	常温	常温	常温	常温	常温	常温	常温	常温
8	送风风压	$p$	毫米水柱	<40	<40	40~80	40~80	40~80	40~100	50~80	50~80	20~40

1. 表中所列数据是根据工业锅炉代表煤种得到的。 2. 燃料颗粒度应符合相应燃烧设备的要求。 3. 振动炉排的炉膛计算特性参照链条炉排选用。 \*按炉膛和燃尽室的容积之和计算。

表 1-10

沸腾炉膛的计算特性

序号	数值名称	符号	单位	煤种				
				I类无烟煤或煤矸石	II类无烟煤或煤矸石	III类无烟煤或煤矸石	I类烟煤	
1	沸腾层空气过剩系数	$\alpha_{1f}$	—	1.1~1.2	1.1~1.2	1.1~1.2	1.1~1.2	1.1~1.2
2	沸腾层燃烧分额	$\delta$	—	0.85~0.95 <sup>②</sup>	0.85~0.95 <sup>②</sup>	0.75~0.85	0.7~0.8	0.95~1.0
3	化学不完全燃烧损失	$q_3$	%	0~1	0~1	0~1.5	0~1.5	0~1
4	机械不完全燃烧损失	$q_4$	%	21~27	18~25	15~21	5~12	18~25
5	飞灰中燃料灰分分额	$a_{fh}$	—	0.25~0.35	0.25~0.40	0.40~0.52	0.4~0.6	0.4~0.5
6	飞灰可燃物含量	$a_{fh}$	%	8~13	10~19	11~19	10~20	20~40
7	布风板下风压	$p$	毫米水柱	550~650	550~650	500~650	500~600	450~650

① II类无烟煤的计算特性参考I类无烟煤数据确定。 ② 对发热量低或挥发分低的煤种取高值。

对于劣质煤 ( $Q_{bw} < 3000$  千卡/公斤)

$$V^0 = \frac{Q_{bw} + 450}{990} \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-20)$$

洛辛和弗林近似公式:

对于固体燃料

$$V^0 = \frac{1.01 \times Q_{bw}}{1000} + 0.5 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-21)$$

对于燃油

$$V^0 = \frac{0.85 \times Q_{bw}}{1000} + 2 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-22)$$

实际空气量与理论空气量之比称为空气过剩系数, 以  $\alpha$  表示。因此实际干空气量  $V_{gk}$  为:

$$V_{gk} = \alpha V^0 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-23)$$

若空气湿度等于 10 克/公斤, 则湿空气体积  $V_k$  为:

$$V_k = 1.0161 \alpha V^0 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-24)$$

送入锅炉炉膛的风量应按炉膛入口空气过剩系数  $\alpha_i$  计算:

$$\alpha_i = \alpha_i' - \Delta \alpha_i \quad (1-25)$$

式中  $\alpha_i'$  —— 炉膛出口空气过剩系数, 见表 1-9, 1-10;

$\Delta \alpha_i$  —— 炉膛漏风系数, 见表 1-8。

哈尔滨工业大学送风量估算表, 按每小时产生一吨蒸汽的机械鼓风送风量估算。

送 风 量

表 1-11

燃 烧 设 备	层 燃 炉	沸 腾 炉	煤 粉 炉 及 油 炉
送 风 量 (米 <sup>3</sup> /时)	1250	1100	1000

## 五、烟 气 量

当空气过剩系数  $\alpha = 1$  时, 一公斤燃料完全燃烧后的理论烟气量可按下列各式计算:  
氮的理论容积

$$V_{N_2}^0 = 0.79V^0 + 0.008N' \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-26)$$

水蒸汽的理论容积

$$V_{H_2O}^0 = 0.1111I' + 0.0124W' + 0.0161V^0 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-27)$$

干三原子气体容积

$$V_{RO_2} = 0.01866(C' + 0.375S') \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-28)$$

当空气过剩系数为  $\alpha$  时, 水蒸汽的实际容积

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0.0161(\alpha - 1)V^0 + 1.25G_s \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-29)$$

式中  $G_s$  —— 蒸汽吹送或雾化重油等的水分, 公斤/公斤。

烟气的实际容积

$$V_g = V_{RO_2} + V_{N_2}^0 + V_{H_2O} + (\alpha - 1)V^0 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-30)$$

烟气重量

$$G_s = 1 - \frac{A'}{100} + 1.306aV^0 + W_s \quad \text{公斤/公斤} \quad (1-31)$$

式中  $W_s$ ——每公斤重油雾化用的蒸汽量，公斤/公斤，一般采取0.3~0.6。

清华大学简化公式，求理论烟气体积  $V_s^0$ ：

对于烟煤、无烟煤、贫煤

$$V_s^0 = 1.04 \times \frac{Q_{b,w}^0}{1000} + 0.77 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-32)$$

对于劣质煤 ( $Q_{b,w}^0 < 3000$  千卡/公斤)

$$V_s^0 = 1.04 \times \frac{Q_{b,w}^0}{1000} + 0.54 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-33)$$

洛辛和弗林近似公式：

对于固体燃料的理论烟气体积

$$V_s^0 = \frac{0.89 \times Q_{b,w}^0}{1000} + 1.65 \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-34)$$

烟 气 量 (单位：米<sup>3</sup>/时)

表 1-12

燃 烧 方 式	排烟空气过剩系数 $\alpha_{py}$	排 烟 温 度 (°C)		
		150	200	250
层 燃 炉	1.55	2300	2570	2840
洗 矸 炉	一般煤种	2300	2570	2840
	矸石、石煤			
煤 粉 炉	1.55	2100	2360	2620
油 炉	1.45	2100	2360	2620

注：若  $\alpha_{py}$  值与表内数值不同，则烟气体积可按比例换算，即  $V_s^0 = \frac{\alpha'_{py}}{\alpha_{py}} V_s^0$ 。此式中，“'”为表中列有之值，“”为与表内数值不同时之值。

工业锅炉设计用代表性煤种的燃烧产物以及空气的容积

在  $\alpha = 1$ ，0°C 和 760 毫米汞柱下标米<sup>3</sup>/公斤

表 1-13

类 别	名 称	$V^0$	$V_{RO_2}$	$V_{N_2}^0$	$V_{H_2O}^0$	$V_s^0$
石煤、煤矸石	I 类 湖南株洲煤矸石	1.505	0.287	1.191	0.278	1.756
	II 类 安徽淮北煤矸石	1.854	0.369	1.468	0.236	2.073
	III 类 浙江安仁石煤	2.685	0.548	2.144	0.163	2.855
褐 煤	黑龙江扎赉诺尔	3.362	0.649	2.660	0.743	4.052
无 烟 煤	I 类 京西安家滩	5.025	1.027	39.72	0.267	5.266
	II 类 福建天湖山	6.893	1.285	5.447	0.365	7.197
	III 类 山西阳泉三矿	6.447	1.229	5.101	0.495	6.826
贫 煤	四川芙蓉	5.570	1.047	4.407	0.465	5.919
烟 煤	I 类 吉林通化	3.837	0.772	3.051	0.432	4.255
	II 类 山东良庄	4.810	0.882	3.807	0.529	5.218
	III 类 安徽淮南	5.891	1.075	4.651	0.627	6.363





对于燃油的理论烟气体积

$$V_0^* = \frac{1.11 \times Q_{bw}^*}{1000} \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-35)$$

实际烟气体积

$$V_0 = V_0^* + (\alpha - 1)V_0^* \quad \text{标米}^3/\text{公斤} \quad (1-36)$$

哈尔滨工业大学按每小时产生一吨蒸汽的烟气体积估算见表1-12。

代表性煤种的理论空气量和理论烟气体积见表1-13。

### 第三节 烟 气 的 焓

每公斤燃料的烟气体积焓 $I_0$ 按下式计算:

$$I_0 = I_0^* + (\alpha - 1)I_0^* \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-37)$$

式中,  $I_0^*$ 、 $I_0^*$ 为理论烟气体积焓和理论空气焓, 可见表1-14或按下列公式计算:

$$I_0^* = V_{\text{RO}_2}^* (C\theta)_{\text{CO}_2} + V_{\text{N}_2}^* (C\theta)_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}^* (C\theta)_{\text{H}_2\text{O}} \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-38)$$

$$I_0^* = V_0^* (C\theta)_k \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-39)$$

$(C\theta)_{\text{CO}_2}$ 、 $(C\theta)_{\text{N}_2}$ 、 $(C\theta)_{\text{H}_2\text{O}}$ 、 $(C\theta)_k$ 见表1-15、1-16。

当层燃炉从炉膛带出的折算灰量符合下列条件时, 即

$$\frac{1000\alpha_{fa}A'}{Q_{bw}^*} > 6 \quad (1-40)$$

烟气中应增加一项飞灰焓。 $\alpha_{fa}$ 是飞灰占燃料灰分中的份额, 可查表1-9。

$$I_{fa} = (C\theta)_k \times \frac{\alpha_{fa}A'}{100} \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-41)$$

式中  $I_{fa}$ ——飞灰焓, 千卡/公斤;

$(C\theta)_k$ ——1公斤灰的焓, 千卡/公斤, 见表1-16。

其中  $c$  为比热,  $\theta$  为温度。

对于沸腾炉, 计算飞灰焓的条件:

$$\frac{1000\alpha_{fa}A'}{Q_{bw}^*} \times \frac{100}{100 - c_{fa}} \times \frac{100}{100 - q_4} > 6 \quad (1-42)$$

式中  $c_{fa}$ ——飞灰中可燃物含量, %, 见表1-10;

$q_4$ ——机械未完全燃烧热损失, %, 见表1-10。

代表性煤种的烟气体积焓见表1-14。

空气和烟气的平均比热见表1-15。

$C\theta$ 值见表1-16。

空气及平均成分烟气的物理特性见表1-17。

上海锅炉厂研究所曾提出可以用平均成分烟气去代表大部分常用燃料的烟气, 给出了通用烟气体积焓, 对煤和燃油都适用。计算公式如下:

$$I_0 = \xi_a C_0^* \theta_a [V_0^* + 1.0161(\alpha - 1)V_0^*] \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-43)$$

式中  $I_0$ ——烟气的焓, 千卡/公斤;

$\xi_a$ ——空气过剩修正系数, 查图1-1;

$C_0^*$ —— $\alpha = 1$ 时, 烟气比热, 千卡/标米<sup>3</sup>·°C;

表 1-14

1 公斤燃料燃烧产物及空气的焓

燃料名称产地 (千卡/ 公斤)	温 度 °C																				
	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500	1600	1700	1800	1900	2000	
煤 矸 石 湖南株洲	$I_p$	58.6	118.7	180.5	244.3	310.0	376.7	445.5	516.3	588.7	662.1	735.8	810.1	886.2	963.7	1040.6	1118.6	1197.3	1276.2	1356.3	1436.1
	$I_a$	47.6	95.7	144.8	194.8	245.9	298.3	352.2	406.4	460.5	516.2	573.4	630.6	687.6	746.5	805.2	863.9	922.6	981.3	1041.5	1101.7
煤 矸 石 安徽淮北	$I_p$	13.0	139.8	212.7	288.0	365.4	444.1	525.2	608.6	693.9	780.2	866.9	954.1	1043.4	1134.5	1224.5	1316.0	1408.2	1500.6	1594.4	1687.6
	$I_a$	58.6	117.9	178.4	239.9	302.9	367.5	433.8	500.6	567.3	635.9	706.4	776.8	847.3	919.6	991.9	1064.2	1136.5	1208.8	1283.0	1357.1
石 煤 浙江安仁	$I_p$	94.6	191.8	291.9	395.2	501.5	609.4	720.5	834.7	951.6	1068.5	1187.9	1307.1	1428.7	1553.1	1675.6	1800.2	1925.6	2051.1	2178.8	2305.2
	$I_a$	84.9	170.8	258.3	347.4	438.7	532.2	628.3	725.0	821.6	921.0	1023.0	1125.0	1227.1	1331.8	1436.5	1541.2	1645.9	1750.6	1858.0	1965.4
褐 煤 黑龙江扎赉诺尔	$I_p$	135.6	274.6	417.7	565.5	717.4	871.9	1031.2	1195.4	1362.9	1533.3	1704.3	1876.7	2053.2	2233.1	2411.8	2593.1	2775.9	2959.4	3145.5	3331.1
	$I_a$	106.2	213.8	323.4	435.0	549.4	666.4	786.7	907.7	1028.8	1153.2	1280.9	1408.7	1535.4	1667.6	1798.7	1929.8	2060.9	2192.0	2325.5	2461.0
无烟煤 京西安家滩	$I_p$	174.4	353.8	538.4	729.0	925.1	1124.2	1329.3	1539.9	1755.5	1972.9	2191.3	2411.1	2635.3	2864.6	3090.4	3320.2	3551.3	3782.6	4018.0	4250.1
	$I_a$	158.8	319.6	483.4	650.2	821.1	995.0	1175.9	1356.8	1537.7	1723.6	1914.5	2105.5	2296.4	2492.4	2688.4	2884.4	3080.3	3276.3	3477.3	3678.3
无烟煤 福建天湖山	$I_p$	238.2	483.1	735.1	995.2	1262.8	1534.6	1814.4	2101.8	2396.0	2692.7	2990.8	3290.7	3596.7	3909.6	4217.7	4531.3	4846.6	5162.3	5483.5	5801.3
	$I_a$	217.8	438.4	663.1	892.0	1126.3	1366.2	1613.0	1861.1	2109.3	2364.3	2626.2	2888.2	3150.1	3418.9	3687.8	3956.6	4225.4	4494.2	4700.0	5045.7
无烟煤 山西阳泉三矿	$I_p$	225.9	457.8	696.3	942.5	1195.7	1452.8	1717.7	1989.8	2268.3	2549.4	2831.9	3116.0	3406.2	3702.8	3995.2	4292.8	4592.1	4891.8	5195.7	5498.7
	$I_a$	203.7	410.0	620.2	834.2	1053.4	1277.8	1508.6	1740.7	1972.8	2211.8	2456.3	2701.3	2946.3	3197.7	3449.2	3700.8	3952.0	4203.4	4461.3	4719.2
贫 煤 四川芙蓉	$I_p$	195.9	395.9	603.7	817.0	1036.4	1259.3	1488.8	1724.7	1966.0	2209.8	2454.7	2701.0	2952.7	3209.9	3453.5	3721.6	3981.2	4241.2	4505.7	4767.7
	$I_a$	176.0	354.3	535.8	720.8	910.1	1104.0	1303.4	1503.9	1704.4	1910.5	2122.2	2333.8	2545.5	2762.7	2980.0	3197.2	3414.4	3631.6	3854.4	4077.2
烟 煤 吉林通化	$I_p$	139.4	282.5	429.7	581.6	737.7	895.4	1059.9	1228.0	1399.9	1573.7	1748.4	1924.1	2103.8	2287.3	2488.5	2652.9	2838.3	3024.2	3213.2	3400.7
	$I_a$	121.9	245.3	371.0	499.1	630.2	764.5	902.5	1041.4	1180.2	1323.0	1469.5	1616.1	1762.7	1913.1	2063.5	2213.9	2354.8	2514.8	2689.0	2823.3
烟 煤 山东良庄	$I_p$	172.9	350.2	532.5	720.7	914.1	1110.7	1313.2	1521.4	1734.3	1949.6	2165.9	2383.5	2606.0	2833.3	3057.7	3286.6	3515.7	3745.9	3979.9	4212.0
	$I_a$	152.0	305.9	462.7	622.4	786.0	953.3	1125.5	1298.7	1471.9	1649.8	1832.6	2015.4	2198.2	2385.8	2573.4	2760.9	2948.5	3136.1	3328.5	3520.9
烟 煤 安徽淮南	$I_p$	210.7	426.8	649.1	878.4	1114.1	1353.7	1600.4	1854.1	2113.5	2375.9	2639.4	2904.5	3175.6	3452.4	3725.9	4003.9	4283.7	4564.1	4849.2	5131.9
	$I_a$	186.2	374.7	566.7	762.3	962.6	1167.6	1378.5	1590.6	1802.7	2020.6	2244.5	2468.3	2692.2	2921.9	3151.7	3381.4	3611.2	3840.9	4076.6	4312.2

空气和烟气的平均比热 $C$ , 千卡/米<sup>3</sup>°C, 由0至 $t_1$ °C

表 1-15

$t_1$ °C	$C_{CO_2}$	$C_{N_2}$	$C_{O_2}$	$C_{H_2O}$	$C_{H_2}$	$C_A$	$t_1$ °C	$C_{CO_2}$	$C_{N_2}$	$C_{O_2}$	$C_{H_2O}$	$C_{H_2}$	$C_A$
0	0.3821	0.3092	0.3119	0.3569	0.3098	0.3150	1300	0.5469	0.3404	0.3608	0.4306	0.3447	0.3517
100	0.4061	0.3095	0.3147	0.3595	0.3106	0.3163	1400	0.5526	0.3427	0.3631	0.4366	0.3470	0.3542
200	0.4269	0.3104	0.3189	0.3636	0.3122	0.3181	1500	0.5578	0.3449	0.3653	0.4425	0.3492	0.3565
300	0.4449	0.3121	0.3239	0.3684	0.3146	0.3206	1600	0.5626	0.3470	0.3673	0.4481	0.3513	0.3587
400	0.4609	0.3144	0.3290	0.3739	0.3174	0.3235	1700	0.5671	0.3490	0.3693	0.4537	0.3532	0.3607
500	0.4750	0.3171	0.3339	0.3797	0.3207	0.3268	1800	0.5712	0.3508	0.3712	0.4589	0.3551	0.3625
600	0.4875	0.3201	0.3384	0.3857	0.3240	0.3303	1900	0.5750	0.3525	0.3730	0.4639	0.3568	0.3644
700	0.4988	0.3233	0.3426	0.3920	0.3274	0.3338	2000	0.5785	0.3541	0.3748	0.4688	0.3585	0.3661
800	0.5090	0.3265	0.3463	0.3984	0.3306	0.3371	2100	0.5818	0.3557	0.3764	0.4735	0.3600	0.3678
900	0.5181	0.3295	0.3498	0.4050	0.3338	0.3403	2200	0.5848	0.3571	0.3781	0.4779	0.3615	0.3693
1000	0.5263	0.3324	0.3529	0.4115	0.3367	0.3433	2300	0.5876	0.3585	0.3797	0.4822	0.3629	0.3708
1100	0.5338	0.3352	0.3557	0.4180	0.3395	0.3463	2400	0.5902	0.3598	0.3813	0.4864	0.3643	0.3722
1200	0.5407	0.3378	0.3584	0.4244	0.3422	0.3490	2500	0.5926	0.3610	0.3828	0.4903	0.3655	0.3735

1标米<sup>3</sup>空气和烟气以及1公斤灰的焓

表 1-16

$\theta$ °C	$(C_\theta)_{CO_2}$ (千卡/标米 <sup>3</sup> )	$(C_\theta)_{N_2}$ (千卡/标米 <sup>3</sup> )	$(C_\theta)_{O_2}$ (千卡/标米 <sup>3</sup> )	$(C_\theta)_{H_2O}$ (千卡/标米 <sup>3</sup> )	$(C_\theta)_A$ (千卡/标米 <sup>3</sup> )	$(C_\theta)_A$ (千卡/公斤)
100	40.6	31	31.5	36	31.6	19.3
200	85.4	62.1	63.8	72.7	63.6	40.4
300	133.5	93.6	97.2	110.5	96.2	63
400	184.4	125.8	131.6	149.6	129.4	86
500	238	158.6	167	189.8	163.4	109.5
600	292	192	203	231	198.2	133.8
700	349	226	240	274	234	158.2
800	407	261	277	319	270	183.2
900	466	297	315	364	306	209
1000	526	333	353	412	343	235
1100	587	369	391	460	381	262
1200	649	405	430	509	419	288
1300	711	442	469	560	457	325
1400	774	480	508	611	496	378
1500	837	517	548	664	535	420
1600	900	555	588	717	574	448
1700	964	593	628	771	613	493
1800	1028	631	668	826	652	522
1900	1092	670	709	881	692	570
2000	1157	708	750	938	732	600
2100	1222	747	790	994	772	—
2200	1287	786	832	1051	812	—

空气和平均成分烟气的物理特性

表 1-17

$t_1, ^\circ\text{C}$	空 气			平均成分的烟气		
	$\nu \cdot 10^4$ (米 <sup>2</sup> /秒)	$\lambda \cdot 10^2$ (千卡/米时 $^\circ\text{C}$ )	Pr	$\nu \cdot 10^4$ (米 <sup>2</sup> /秒)	$\lambda \cdot 10^2$ (千卡/米时 $^\circ\text{C}$ )	Pr
0	13.2	2.09	0.70	11.9	1.96	0.74
100	23.2	2.74	0.69	20.8	2.69	0.70
200	34.8	3.35	0.69	31.6	3.45	0.67
300	48.2	3.85	0.69	43.9	4.16	0.65
400	62.9	4.34	0.70	57.8	4.90	0.64
500	79.3	4.83	0.70	73.0	5.64	0.62
600	96.7	5.29	0.71	89.4	6.38	0.61
700	115	5.73	0.71	107	7.11	0.60
800	135	6.14	0.72	126	7.87	0.59
900	155	6.54	0.72	146	8.61	0.58
1000	177	6.92	0.72	167	9.37	0.58
1100	200	7.28	0.72	188	10.1	0.57
1200	223	7.63	0.73	211	10.8	0.56
1300	247	7.97	0.73	234	11.6	0.55
1400	273	8.30	0.73	258	12.4	0.54
1500	300	8.62	0.73	282	13.2	0.53
1600	327	8.93	0.74	307	14.0	0.52
1700	355	9.24	0.74	333	14.9	0.51
1800	384	9.55	0.74	361	15.6	0.50
1900	415	9.85	0.74	389	16.3	0.49
2000	448	10.2	0.74	419	17.1	0.49
2100	478	10.4	0.75	450	17.8	0.48
2200	511	10.7	0.75	482	18.6	0.47

注：当温度超过1600 $^\circ\text{C}$ 时，空气和烟气的物理特性值是根据试验数据近似地用线性外推法确定的。

 $\alpha = 1$ 时平均成分烟气焓

表 1-18

烟气温度 $\theta, (^\circ\text{C})$	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100
$C_p\theta, (\text{千卡/标米}^3)$	33.04	67.00	101.9	137.8	174.8	212.6	251.5	291.1	331.5	372.4	413.9

烟气温度 $\theta, (^\circ\text{C})$	1200	1300	1400	1500	1600	1700	1800	1900	2000	2100	2200	2300	2400
$C_p\theta, (\text{千卡/标米}^3)$	456.0	498.6	541.5	584.7	628.4	672.3	716.4	760.7	805.1	849.8	894.7	939.8	984.9

空气焓  $(C_p)_a$ 

表 1-19

空气温度 $t_a, (^\circ\text{C})$	20	30	50	100	200	300	400	500	600
$(C_p)_a, (\text{千卡/标米}^3)$	6.3	9.5	15.5	31.6	63.6	96.2	129.4	163.4	198.2

$\theta_g$ ——烟气温度， $^{\circ}\text{C}$ 。

由于空气的漏入，在各段烟道中，过剩空气系数 $\alpha$ 是不相同的，此一漏入量以理论空气量的百分数 $\Delta\alpha$ 表之，见表1-8。在热力计算中，经常要从烟气温度求 $\alpha$ ，或由 $\alpha$ 求温度，因此可根据上式绘成焓温图，供计算时用。

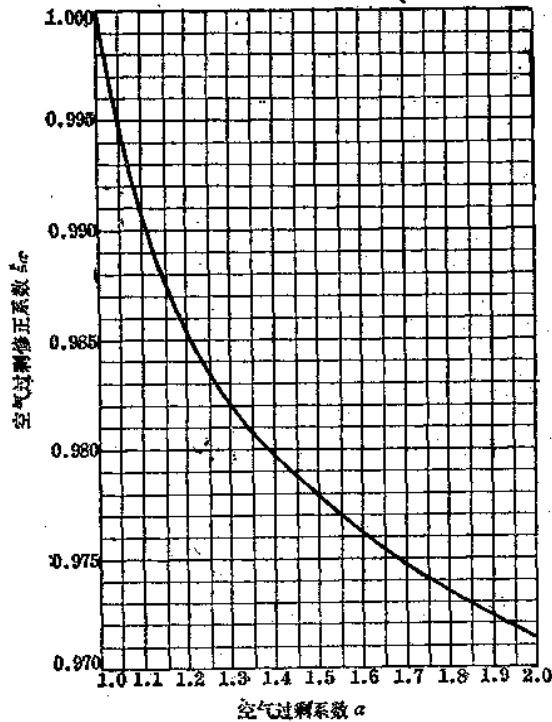


图 1-1 空气过剩修正系数 $k_\alpha$ 曲线图

#### 第四节 热 平 衡

通过热平衡计算，可以决定热损失和锅炉机组的效率和燃料消耗量。热平衡的组成如表1-20。

在锅炉热力工况稳定的情况下

热 平 衡 组 成

表 1-20

项 目	符 号	项 目	符 号
输入的热量 (千卡/公斤)	$Q_i$	输出的热量 (%)	$\sum q$
1. 燃料低位发热量	$Q_{dw}$	1. 有效利用热	$q_1$
2. 用外来热源加热空气时带入锅炉的热量	$Q_{\alpha 1}$	2. 排烟热损失	$q_2$
3. 燃料的物理热	$i_f$	3. 化学未完全燃烧热损失	$q_3$
4. 蒸汽雾化燃油时带入的热量	$Q_{\alpha}$	4. 机械未完全燃烧热损失	$q_4$
		5. 散热热损失	$q_5$
		6. 灰渣热损失	$q_6$

$$Q_r = Q_{bw}^* + Q_{wt} + i_r + Q_e \quad \text{千卡/公斤} \quad (1-44)$$

$$100\% = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 \quad (1-45)$$

在燃煤工业锅炉房中，可视  $Q_r \approx Q_{bw}^*$  千卡公斤 (1-46)

机械未完全燃烧热损失  $q_4$ ：

$$q_4 = \frac{\left( \alpha_{hs} \frac{c_{hs}}{100 - c_{hs}} + \alpha_{lh} \frac{c_{lh}}{100 - c_{lh}} + \alpha_{fh} \frac{c_{fh}}{100 - c_{fh}} \right) \times 7800 A^r}{Q_r} \% \quad (1-47)$$

式中  $\alpha_{hs}$ 、 $\alpha_{lh}$ 、 $\alpha_{fh}$ ——灰渣、漏灰、飞灰占燃料中灰分的份额；

$c_{hs}$ 、 $c_{lh}$ 、 $c_{fh}$ ——灰渣、漏灰、飞灰中的可燃物含量百分数，%。

化学未完全燃烧热损失  $q_3$ ：

$$q_3 = \frac{5650}{Q_r} \times \frac{(C^r + 0.375S_r)CO}{RO_2 + CO} \times \left( 1 - \frac{q_4}{100} \right) \% \quad (1-48)$$

式中  $RO_2$ 、 $CO$ ——烟气中的  $RO_2$ 、 $CO$  含量，%。

$q_3$  也可按下列近似式求得：

$$q_3 \approx 3.2\alpha CO \% \quad (1-49)$$

式中  $\alpha$ ——烟道中的空气过剩系数。

排烟热损失  $q_2$ ：

$$q_2 = \frac{[I_{py} - \alpha_{py} V^0 (C\theta)_{lk}]}{Q_r} (100 - q_4) \% \quad (1-50)$$

式中  $I_{py}$ ——排烟的热焐，从焐温图中查出，千卡/公斤；

$\alpha_{py}$ ——排烟的空气过剩系数；

$(C\theta)_{lk}$ ——冷空气焐，千卡/标米<sup>3</sup>，查表1-19。

$q_2$  也可以按别卡尔的近似公式求得：

$$q_2 = (K\alpha_{py} + C) \times \frac{t_{py} - t_{lk}}{100} \times \left( 1 - \frac{q_4}{100} \right) \% \quad (1-51)$$

式中  $t_{py}$ ——排烟温度，°C；

$t_{lk}$ ——冷空气温度，°C；

$K, C$ ——系数，见表1-21。

$K, C$  值

表 1-21

燃 料	系 数 $K$	系 数 $C$
无烟煤，贫煤	} $3.5 + 0.02W_{sc}$	$0.35 + 0.055W_{sc}$
烟煤( $V^r > 20\%$ )，褐煤		$0.49 + 0.055W_{sc}$
重 油	} $3.35 + 0.02W_{sc}$	$0.493 + 0.058W_{sc}$
泥 煤		$0.82 + 0.052W_{sc}$
木 柴		$0.77 + 0.055W_{sc}$

注： $W_{sc}$ 按公式(1-15)计算。

$q_1$ 可按图1-2查得。

灰渣热损失  $q_5$ ：

人工加煤的锅炉约为 2%；  
 机械化锅炉约为 1%；  
 沸腾锅炉约为 <math>1.2 \sim 1.95\%</math>。  
 锅炉热效率：

$$\eta = 100 - \sum q = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6) \% \quad (1-52)$$

锅炉每小时的燃料消耗量  $B$ ：

$$B = \frac{D(i''_s - i') + D_{ps}(i_{ps} - i')}{\eta \times Q_{hw}} \times 100 \text{ 公斤/时} \quad (1-53)$$

式中  $D$ ——蒸汽产量，公斤/时；  
 $i''_s$ ——蒸汽焓，千卡/公斤；  
 $i'$ ——给水焓，千卡/公斤；  
 $D_{ps}$ ——排污量，公斤/时；  
 $i_{ps}$ ——排污水焓，公斤/时。

当考虑机械未完全燃烧热损失的影响时，计算燃料消耗量  $B$ ：

$$B_j = B \left( \frac{100 - q_4}{100} \right) \text{ 公斤/时} \quad (1-54)$$

在计算时， $q_3$ 、 $q_4$ 及其他有关数据可参照表1-9、表1-10选用，或按式(1-47~49)计算。

以上的热平衡计算方法，仍然是比较繁杂的，下面列出哈尔滨工业大学提出的小型锅炉的简易计算方法以供参考。

排烟热损失  $q_2$ ：

$$q_2 = 0.035 \times [(\alpha_{pv} + a)t_{pv} - \alpha_{pv}t_{ik}] \times \left( 1 - \frac{q_4}{100} \right) \% \quad (1-55)$$

式中  $a$ ——燃料系数，查表1-24；

$\alpha_{pv}$ 是排烟中的空气过剩系数，按下式计算：

$$\alpha_{pv} = \alpha_1 + \Delta\alpha_p + \Delta\alpha_g + \Delta\alpha_{sm} + \Delta\alpha_k \quad (1-56)$$

$\alpha_1$ 是炉膛空气过剩系数，见表1-22；

$\Delta\alpha_p, \dots$ 等表示各处的漏风系数，见表1-23。

炉膛空气过剩系数

表 1-22

燃烧方式	手烧炉	抛煤机炉	链条炉	振动炉排	推动炉排	煤粉炉	沸腾炉	油炉
$\alpha_1$	1.4	1.4	1.3	1.3	1.3	1.2~1.25	1.05~1.1	1.15~1.2

漏风系数

表 1-23

漏风位置	炉膛 $\Delta\alpha_1$	排管 $\Delta\alpha_p$	过热器 $\Delta\alpha_g$	省煤器 $\Delta\alpha_{sm}$	空气预热器 $\Delta\alpha_k$
$\Delta\alpha$ 之值	0.1	0.15	0.05	0.1	0.1

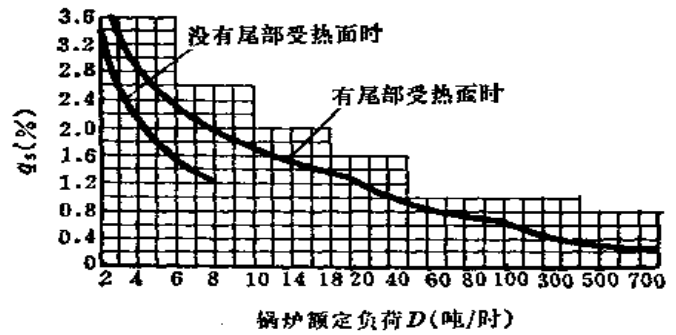


图 1-2 锅炉本体散热损失图

这里应注意：对于层燃炉、煤粉炉和油炉，在 $\alpha_1$ 中已包括炉膛内的漏风 $\Delta\alpha_1$ 在内；对于沸腾炉， $\alpha_1$ 是指沸腾层内的空气过剩系数，未包括悬浮段（燃烬室）的漏风，所以在算 $\alpha_1$ 时，需另加炉膛漏风系数 $\Delta\alpha_1$ ， $\Delta\alpha_1=0.1$ 。

燃料系数  $\alpha$

表 1-24

燃料	无烟煤、贫煤	烟煤、油	褐煤	灰分为50~70%的矸石、石煤
$\alpha$	0.12	0.15	0.25	0.3~0.45

对于蒸发量不大，压力较低，结构简单的小型锅炉，排烟损失 $q_2$ 可直接按下表估算。

排烟损失  $q_2$

表 1-25

燃料种类	$\alpha_{py}$	$q_2$ (%)			
		150°C	200°C	250°C	300°C
一般煤	1.5	6.6	9.2	11.8	14.4
	1.8	8.0	11.1	14.2	17.3
高灰分劣质煤	1.5	7.4	10.2	13.0	15.8
	1.8	8.7	12.0	15.3	18.6
油	1.5	7.5	10.3	13.1	16.0
	1.8	8.9	12.2	15.6	19.0

$q_3$ 及 $q_4$ 可按表1-26估取。

$q_3$  及  $q_4$

表 1-26

燃烧方式	手烧炉	抛煤机炉	链条炉	振动炉排	推动炉排	煤粉炉	沸腾炉	油炉
$q_3$ (%)	2~3	1~2	1~2	1~2	1~2	1	1	1~2
$q_4$ (%)	8~15	6~13	5~12	5~12	5~10	4~8	需要计算	0

注：清华大学《沸腾燃烧锅炉》一书中提出，沸腾炉 $q_4$ 一般为25~35%，对于烟煤，采取一定措施时，可降到20%左右。

沸腾炉 $q_4$ 按下式计算：

$$q_4 = \left[ \frac{a_{yh} C_{yh}}{100 - C_{yh}} + \frac{(1 - a_{yh}) C_{fh}}{100 - C_{fh}} \right] \times \frac{A^r}{100} \times \frac{7800}{Q_{bw}^r} \times 100 \% \quad (1-57)$$

式中  $a_{yh}$ ——溢流灰量占总灰量的份额，一般为0.45~0.75；  
 $C_{yh}$ ——溢流灰含碳量，%，在2%以下，有的不到1%；  
 $C_{fh}$ ——飞灰含碳量，%，一般为5~50%。

散热损失 $q_5$ ，对于蒸汽锅炉按表1-27估取，对于热水锅炉可取2~3%。

$q_6$ 在一般情况下，可以不计，在估算沸腾炉溢流灰热量损失时，可按下式计算：

$$q_6 = 0.23 \times \frac{A^r a_{yh} i_{yh}}{Q_{bw}^r} \% \quad (1-58)$$

式中  $i_{yh}$ ——溢流灰温度，°C，等于沸腾层温度，一般在850~1000°C左右。



散热热损失  $q_6$

表 1-27

锅炉蒸发量 (吨/时)	1~2	4~6	8~10	12~16	20
$q_6$ (%)	5	3	2	1.5	1.3

因此锅炉热效率  $\eta$  (以小数表示) 可用下式计算:

$$\eta = 1 - \frac{q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6}{100} \quad (1-59)$$

锅炉的总吸热量  $Q_s$ :

$$Q_s = D(i''_s - i') \quad \text{千卡/时} \quad (1-60)$$

式中  $D$ ——锅炉蒸发量, 公斤/时;

$i''_s$ ——蒸汽焓千卡/公斤;

$i'$ ——给水焓千卡/公斤。

燃料消耗量  $B$ :

$$B = \frac{Q_s}{\eta Q_{bw}} \quad \text{公斤/时} \quad (1-61)$$

式中  $\eta$ ——锅炉热效率, 以小数表之。

## 第二章 鼓风及引风

### 第一节 概 述

为了保证锅炉的正常燃烧，必须保证有足够量的空气进入炉膛，并及时排走锅炉中的燃烧产物——烟气，这就要求空气和烟气分别沿着风道和烟道以一定的速度流动。在空气和烟气沿着风道和烟道流动时，必然会遇到阻力，即风道阻力和烟道阻力。风道阻力是指从风道入口到进入炉膛（包括通过燃烧设备）的全部空气阻力；烟道阻力是指从炉膛出口到烟囱出口（包括使炉膛形成负压）的全部烟气阻力。鼓风及引风就是给空气及烟气以一定的推动力，来克服风道及烟道阻力，这可以用自然通风或机械通风的方式来实现。

自然通风是利用烟囱中烟气和外界冷空气的重度差形成的抽力作为推动力，来克服风烟道的全部阻力。由于它能形成的抽力有限，一般仅适用于排烟温度较高、没有空气预热器及一般无省煤器的简单小型锅炉。

机械通风通常采用鼓风机及引风机。对于一般蒸发量较大的锅炉，常采用平衡通风，即鼓风机和引风机相配合，使炉膛及烟道均处在合理的负压下运行，这样烟气及灰尘不会从炉墙及烟道中喷出来，锅炉房中就能保持清洁卫生，同时负压也不致太大，运行上也比较经济。此时鼓风机用于克服风道阻力，引风机加烟囱用于克服烟道阻力。对于没有空气预热器并且用炉篦燃烧的小型锅炉，也可以只用引风机而不用鼓风机。这种运行方式，锅炉各部分的负压较高，各处的漏风较多，故运行上的经济性较差。此时引风机加烟囱的总抽力必须能克服风、烟道的全部阻力。对于没有空气预热器及一般无省煤器并且用炉篦燃烧的小型锅炉，当煤层及渣层阻力较大时，也可以只用鼓风机而不用引风机，这种运行方式往往会使火焰、烟气由加煤口或炉墙中喷出来，造成锅炉房内环境的污染。此时鼓风机只需克服风道阻力，烟道阻力由烟囱抽力克服。此外，还有一些其炉墙能完全密封的正压锅炉，只用鼓风机而不用引风机，这种锅炉在保证炉墙密封上要化较多的投资，多用于体积较小的燃油锅炉，对燃煤锅炉很少采用。此时风烟道全部阻力除了扣除烟囱抽力所克服的那部分阻力外，其余均由鼓风机克服。

风、烟道阻力分别与空气及烟气流动速度的平方成正比，此外，还和风烟管道的几何形状及布置方式有很大关系。因此，合理地选择风烟流速，合理地设计和布置风烟管道，就能尽量减小风烟道阻力。

鼓风及引风的设计任务，首先是布置风烟管道和计算风烟道阻力，然后选择足以克服上述阻力的鼓风及引风系统，并加以合理布置。鼓风及引风的计算按锅炉机组额定蒸发量进行。

目前锅炉厂在供应锅炉设备时都配套供应鼓、引风机，一般情况下不需要重新计算和选型，设计中如果因为增加了省煤器、空气预热器或除尘器等设备，或者因其他原因使锅炉厂配套供应的鼓风或引风设备不能满足使用要求时，必须在订货时提出更改要求或重新

订货。

本章主要介绍鼓风及引风系统，包括风烟管道、烟囱及鼓引风机的设计、计算和合理布置方法。

## 第二节 风烟管道的设计及阻力计算

### 一、风烟管道设计

#### (一) 风烟管道设计要点

1. 风烟管道应力求平直畅通，附件少，气密性高。
2. 金属管道钢板厚度按下列数值选用：冷风管一般采用2~3毫米；热风管和烟管一般采用3~4毫米。
3. 金属矩形风烟管道应配置足够的加强肋或加强杆，以保证其强度及刚度要求。
4. 砖砌烟道内衬当烟气温度不大于400°C时，可用100号机砖砌筑；当烟气温度大于400°C时，应采用耐火砖和耐火砂浆砌筑。
5. 烟道拱顶一般采用下列二种型式：

(1) 大圆弧拱顶，拱顶净高  $h$  一般约为烟道宽度  $B$  的15%，见图2-1。

大圆弧拱顶的有效断面大，因此可相应降低烟道高度。但对较大的烟道(大于2米<sup>2</sup>)，由于拱顶受热膨胀分力较大，必须用铁箍加固，这就要耗用大量钢材。一般当烟道截面积小于2米<sup>2</sup>时，可不用加铁箍。

(2) 半圆弧拱顶，拱顶以烟道宽度的1/2为半径，见图2-2。

半圆弧拱顶热膨胀时可自由上下伸缩，不易造成两侧墙的破裂，且用在大断面烟道上，能节省大量金属，故多采用。

当烟气温度较高或负荷较大时，拱顶宜用双层，两层间留20~30毫米空隙，并塞以石棉绳，这样，既可减轻下层静负荷，又可增强上层的安全。

6. 烟道底的做法一般采用双层砖，下垫灰渣层。砖的长度方向应与气流方向平行，以减小阻力。

7. 为考虑烟道出灰，烟道宽度不应小于0.6米，高度不宜小于1.5米，并应配置足够的清灰人孔，其尺寸不应小于0.4米(宽)

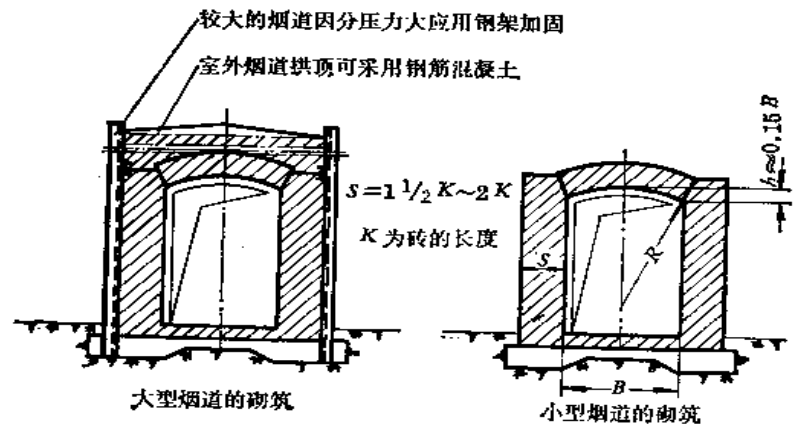


图 2-1 大圆弧拱顶烟道图

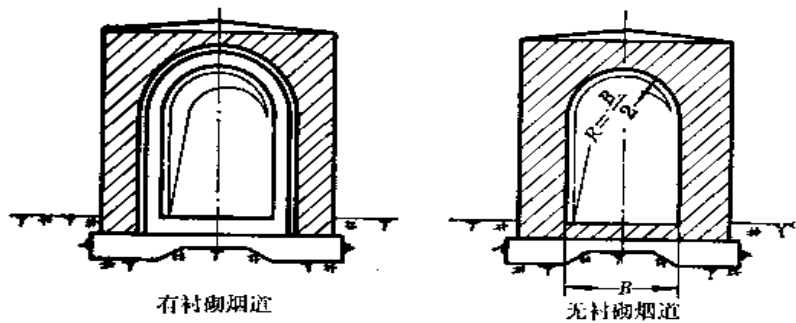


图 2-2 半圆弧拱顶烟道图

×0.5米(高)。清灰人孔可用黄泥砖砌或其他方法堵严, 尽量减少漏风, 也要便于清灰时拆开。

8. 室外烟道应避免墙上产生凝结水, 烟道外表应加粉刷, 以免冷风及雨水渗入, 应考虑排除雨水措施。

9. 应尽量采用地上风烟管道, 布置时应不妨碍操作和通行。当必须采用地下风烟管道时, 管道底部应高于地下水位, 应考虑防水及排水措施。

10. 水平烟道应避免逆坡(应使烟气抬头走), 接至烟囱的水平总烟道的向上坡度一般采用3%以上。

11. 安装在室内的热风管、烟管和引风机应予保温。当室温为25°C时, 保温层外表温度不应大于50°C, 并应保证烟管内的烟气温度高于露点温度10~20°C。保温结构的具体做法见动力设施国家标准图“热力设备保温结构”, 图号R104。

12. 热风管和烟管的结构应考虑热膨胀的补偿。

13. 燃用煤粉、重油或天然气的锅炉, 在点火或燃烧不稳定时会发生爆炸, 严重时会将炉墙炸坏或将烟道炸塌, 因此, 必须在尾部烟道装设防爆门来保护炉墙。防爆门的结构型式有重力式及防爆板式(受爆炸压力易破的板)两种。防爆门炸开时会喷出高温烟气、火焰, 因此, 其位置不得装在有人停留或通行处, 一般应高出平台2米以上, 否则, 须加装保护导烟罩。

14. 静压力为正压的烟道, 必须使系统气密, 不漏烟。

## (二) 风烟管道结构布置要点

1. 应尽可能采用圆形风烟管道。因在同等用料条件下, 圆形截面最大, 因而风烟流速及阻力最小; 如为矩形, 则希望尽量接近正方形。对于砖砌烟道, 考虑到烟道底的积灰, 一般拱顶高为烟道宽的2~3倍。

2. 串联弯头所产生的阻力往往大于各弯头阻力之和(可能大二倍), 为了尽量减少管道阻力, 应将两相邻弯头距离拉开, 其距离要求见图2-3(图中 $d_e$ 为管道当量直径)。

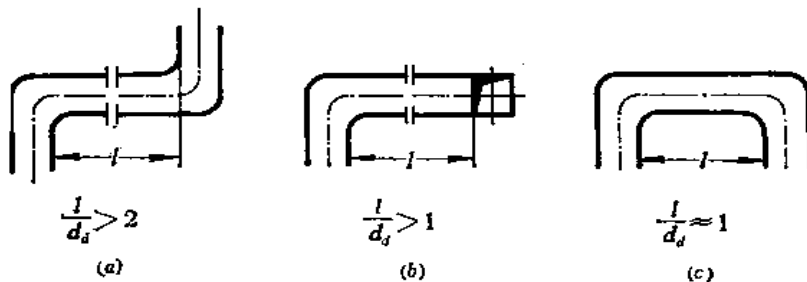


图 2-3 对相邻弯头距离的要求

(a)平面Z形弯头; (b)非平面弯头; (c)平面U形弯头

在气流遇到局部阻力而产生明显的速度不均匀以后, 应尽量有较长的一段直线管道, 使气流速度趋向均匀, 然后, 再布置其它局部阻力元件。若将后一局部阻力元件布置在前一局部阻力形成的不均匀速度区域内, 则会使阻力明显增加。

3. 分流联箱的阻力较大, 当分流个数不多时, 可采用如图2-4所示的分流管形式。若采用分流联箱, 应满足图2-5的要求。

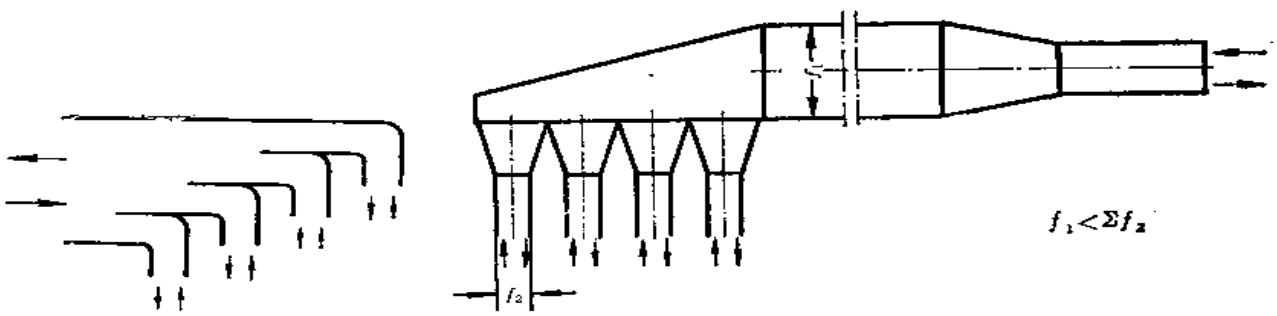


图 2-4 分流管

图 2-5 对分联箱的要求

4. 在接近风机入口处，不应布置弯头，以免降低风机效率。但若必须在风机入口附近（小于3~4倍当量直径）转弯时，建议装设如图2-6所示的入口风室，风室气流入口速度可取13~15米/秒， $B:A=2:1$ 至 $3:1$ 。

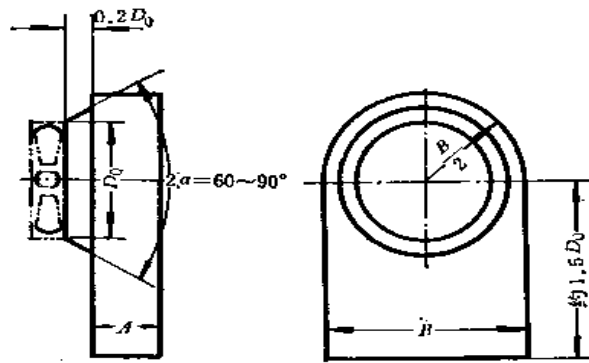


图 2-6 风机入口风室结构图

5. 风机入口挡板的转动方向应使气流经挡板后的流动方向与风机转子旋转方向一致，而不应使其相反；后者会使风机效率明显降低，见图2-7。

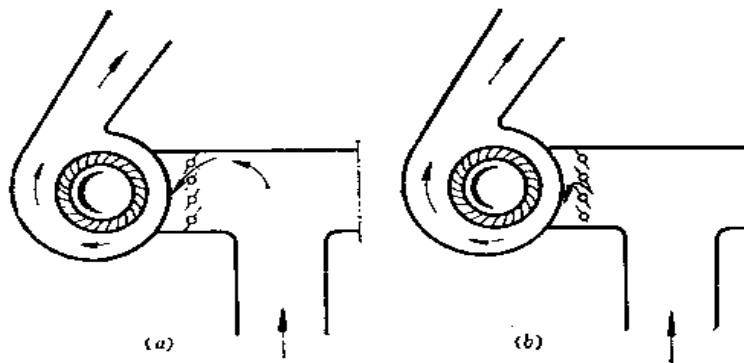


图 2-7 风机入口挡板方向图

(a)正确，(b)不正确

6. 风机出口处风烟管道的转弯方向应与风机转子旋转方向一致，否则，气流会形成漩涡而使阻力明显变大，见图2-8。

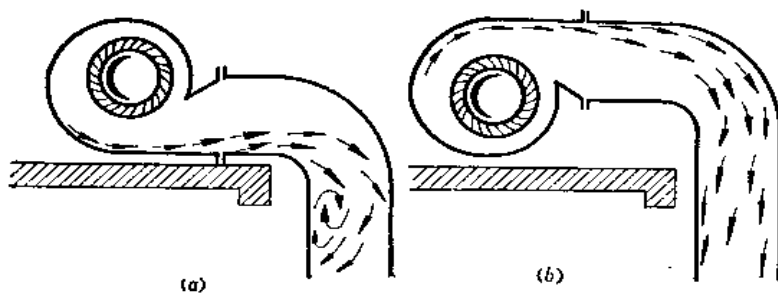


图 2-8 风机出口管道的转向  
(a)不正确, (b)正确

7. 风机出口处渐扩管道的形状应符合图2-9中(a)的要求。若渐扩管道偏在风机外侧方向, 如图2-9中(b)所示, 会使阻力明显增加。渐扩管在风机轴向上的扩大可以是对称的。

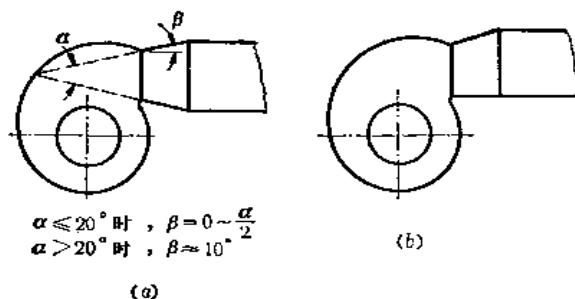


图 2-9 风机出口的渐扩管图  
(a)正确, (b)不正确

8. 应尽量采用缓弯头或内外侧均成弧形的急弯头, 如图2-10中(a)、(b)所示。带角的弯头, 尤其仅内侧带角的弯头, 不应采用, 见图2-10中(c)、(d)。

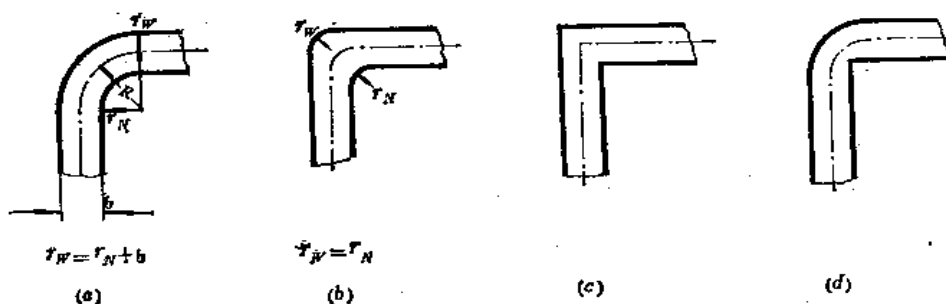


图 2-10 弯头  
(a)缓弯头; (b)内外侧均成弧形的急弯头; (c)、(d)带角弯头

9. 在风烟管道内部气流速度很大的部位, 应尽量避免焊接加强肋或加强杆, 尽管它们所占截面有限, 但会因产生旋涡而使阻力大为增加。

10. 烟道拐角处应砌筑导流槽, 烟道对接处应砌筑导流隔板, 以免气流直接撞击烟道

或气流对撞使阻力增加。烟道拐角的结构，应考虑方便施工，且应具有较好的热膨胀性能。带圆弧的烟道拐角，因施工不便且不可靠，在设计中应避免采用、见图2-11。

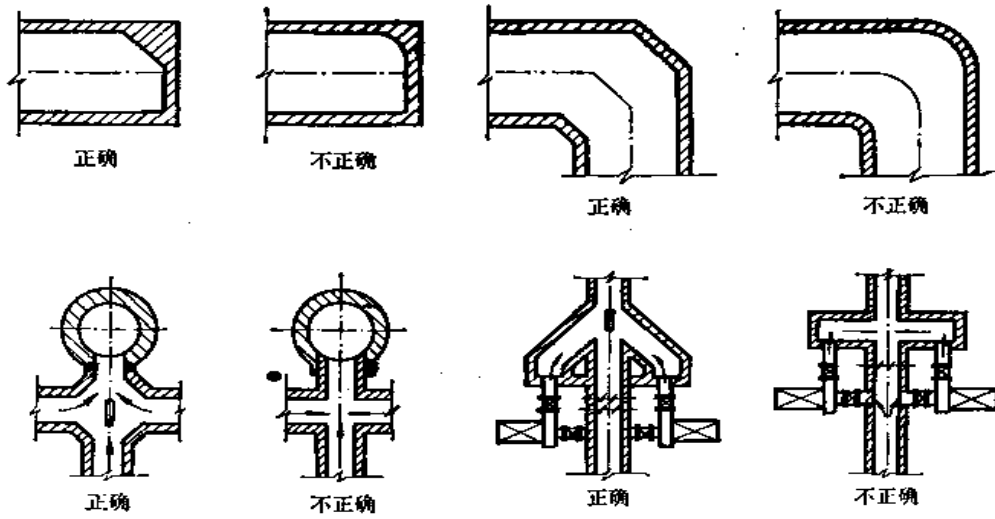


图 2-11 烟道拐角、对接结构图

### (三) 风烟管道中流速的选用

风烟管道中的风、烟流速，可按表2-1选用。

风烟管道流速选用表(米/秒)

表 2-1

名 称	风 道	烟 道	
		自 然 通 风	机 械 通 风
砖或混凝土制	4~8	3~5	6~8
金 属 制	10~15	8~10	10~15

- 注：1. 表中所指皆为全负荷时的数值；  
 2. 阻力较大的风烟管道取表中较小数值；  
 3. 对于较长的水平烟道，为防止积灰，在全负荷下的烟气流速不宜低于7~8米/秒；  
 4. 烟道中灰分多时，为防止管道磨损，烟气流速不宜大于12~15米/秒。

### (四) 风烟管道截面积

风烟管道截面积可按公式2-1确定：

$$F = \frac{V}{3600w} \text{ 米}^2 \quad (2-1)$$

- 式中  $F$ ——管道截面积，米<sup>2</sup>；  
 $V$ ——空气量或烟量，米<sup>3</sup>/时（计算详见第一章）；  
 $w$ ——空气或烟气选用流速，米/秒。

## 二、风烟通道阻力计算

风烟通道阻力由燃烧设备阻力 $\Delta h_r$ ，炉膛负压 $\Delta h_l$ ，摩擦阻力 $\Delta h_m$ ，局部阻力 $\Delta h_j$ ，锅炉阻力 $\Delta h_b$ ，省煤器阻力 $\Delta h_s$ ，空气预热器阻力 $\Delta h_k$ ，除尘器阻力 $\Delta h_c$ 以及烟囱阻力 $\Delta h_y$ 。

组成。

### (一) 常用计算方法

#### 1. 燃烧设备阻力 $\Delta h_r$ (毫米水柱)

(1) 对层燃炉, 此项阻力包括炉排及煤层与渣层的阻力。炉排下所需风压与炉排结构型式及燃料种类有关, 可按锅炉厂提供的数据取用。如果锅炉厂没有提供数据, 亦可参见第一章表1-9。

(2) 对沸腾炉, 此项阻力是指布风板(风帽在内)阻力和料层阻力。布风板下所需风压可按锅炉厂提供的数据取用。如果锅炉厂没有提供数据, 亦可参见第一章表1-10。

(3) 对煤粉炉, 此项阻力是指按二次风计算的燃烧器阻力(一次风所经磨煤系统及燃烧器的阻力由排粉机来克服), 可按锅炉厂提供的数据取用。

(4) 对燃油炉, 此项阻力是指调风器的阻力, 可按锅炉厂提供的数据取用。

2. 炉膛负压  $\Delta h_l$  (毫米水柱) 当有鼓风机时, 炉膛负压一般取为2~4毫米水柱; 当没有鼓风机时, 炉膛负压一般取为4~8毫米水柱。过高的负压将造成锅炉过多的漏风, 使锅炉效率降低。因此, 当煤层及渣层阻力过大时, 应采用鼓风机。

3. 摩擦阻力  $\Delta h_m$  (毫米水柱) 指截面不变化的直管道中的阻力。其数值一般不大, 计算时可用近似方法, 即: 取截面不变和最长的一段或两段管道, 求出其每米阻力, 然后乘上管道总长, 所得值即可代表整个管道的摩擦阻力。可按下式计算:

$$\Delta h_m = \lambda \frac{l}{d_a} \frac{w_{pj}^2}{2g} \gamma_{pj} \text{ 毫米水柱} \quad (2-2)$$

式中  $\lambda$ ——摩擦阻力系数, 对于金属管道取为0.02, 对于砖砌或混凝土管道取为0.04;

$l$ ——管段长度, 米;

$d_a$ ——管道当量直径, 米;

对于圆形管道,  $d_a$ 为其内径;

对于矩形管道,  $d_a$ 按公式2-3计算;

对于其他非圆形管道,  $d_a$ 按公式2-4计算;

$w_{pj}$ ——空气或烟气的平均流速, 米/秒;

$\gamma_{pj}$ ——空气或烟气的平均重度, 公斤/米<sup>3</sup>, 可按公式2-5计算;

$g$ ——重力加速度, 米/秒<sup>2</sup>。

$$d_a = \frac{2ab}{a+b} \text{ 米} \quad (2-3)$$

式中  $a$ 、 $b$ ——矩形之边长, 米。

$$d_a = \frac{4F}{u} \text{ 米} \quad (2-4)$$

式中  $F$ ——管道截面积, 米<sup>2</sup>;

$u$ ——管道周界长度, 米。

$$\gamma_{pj} = \gamma_0 \frac{273}{273 + t_{pj}} \text{ 公斤/米}^3 \quad (2-5)$$

式中  $\gamma_0$ ——标准状况下空气或烟气的重度。对于空气  $\gamma_0 = 1.293$  公斤/米<sup>3</sup>; 对于烟气  $\gamma_0 = 1.34$  公斤/米<sup>3</sup>;

$t_{pj}$ ——空气或烟气的平均温度, °C。



为简化计算，将动压头  $H_d = \frac{w^2}{2g} \gamma$  (毫米水柱) 制成图表，计算时可查阅，见图2-12。

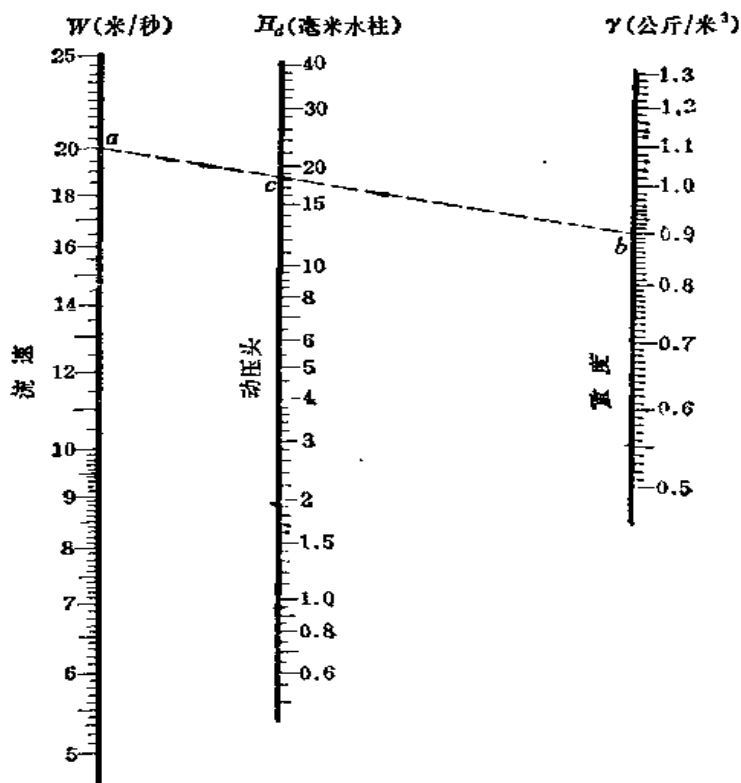


图 2-12 动压头计算图

烟气在标准状况下(0°C, 760毫米汞柱)的重度为,  $\gamma_0 = 1.34$ 公斤/米<sup>3</sup>,  
 空气在标准状况下(0°C, 760毫米汞柱)的重度为,  $\gamma_0 = 1.293$ 公斤/米<sup>3</sup>,

$$\text{重度的温度修正为: } \gamma_t = \gamma_0 \frac{273}{273+t} \text{ 公斤/米}^3$$

在水平烟道中，当烟气流速为3~4米/秒时，每25米长的阻力值约为2毫米水柱。

4. 局部阻力  $\Delta h$ , (毫米水柱) 指截面变化或通道改变方向所造成的阻力。为计算方便起见，将局部阻力看做集中在某一截面上，它不包括摩擦阻力。可按下式计算：

$$\Delta h = \xi \frac{w^2}{2g} \gamma \quad \text{毫米水柱} \quad (2-6)$$

式中  $\xi$  —— 局部阻力系数，可由表2-3查得；

$w$  —— 空气或烟气的流速，米/秒；

$\gamma$  —— 空气或烟气的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$g$  —— 重力加速度，米/秒<sup>2</sup>。

动压头  $H_d = \frac{w^2}{2g} \gamma$  可由图2-12查得。

5. 锅炉阻力  $\Delta h_b$  (毫米水柱) 指冲刷受热面管束所产生的阻力，其数值可由锅炉产品计算书中查得。

6. 省煤器阻力  $\Delta h_c$  (毫米水柱) 省煤器阻力一般由制造厂阻力计算书中查得。当设计中增加了我国现生产的外径为76毫米，外带方形肋片的标准铸铁省煤器时，其阻力按下式

计算:

$$\Delta h_s = 0.4n \frac{w_{vj}^3}{2g} \gamma_{vj} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-7)$$

式中  $n$  ——沿气流方向的管子排数;

$w_{vj}$  ——烟气在省煤器中的平均流速, 米/秒;

$\gamma_{vj}$  ——烟气在省煤器中的平均重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$g$  ——重力加速度, 米/秒<sup>2</sup>。

铸铁省煤器的烟气流通过截面积可按表2-2取用。

φ76 铸 铁 省 煤 器 数 据

表 2-2

长 度(毫米)	750	1000	1200	1500	2000	2500	3000
受热面面积(米 <sup>2</sup> )	1.03	1.41	1.72	2.18	2.95	3.72	4.49
烟气流通过截面积(米 <sup>2</sup> )	0.04	0.056	0.069	0.088	0.12	0.152	0.184
重量(公斤)	28.7	36.5	42.8	52.2	67.9	83.6	99.3

7. 空气预热器空气侧阻力  $\Delta h_{k-k}$  (毫米水柱) 及烟气侧阻力  $\Delta h_{k-v}$  (毫米水柱) 由制造厂阻力计算书中查得。

8. 除尘器阻力  $\Delta h_c$  (毫米水柱) 按本手册第三章各型除尘器的阻力数据取用。

9. 烟囱阻力  $\Delta h_{vc}$  (毫米水柱) 见本章第三节。

风道总阻力  $\Sigma \Delta h_f$  包括下列各项:

$$\Sigma \Delta h_f = \Delta h_{k-k} + \Delta h_r + \Delta h_m + \Delta h_j \quad \text{毫米水柱} \quad (2-8)$$

烟道总阻力  $\Sigma \Delta h_v$  包括下列各项:

$$\Sigma \Delta h_v = \Delta h_f + \Delta h_g + \Delta h_s + \Delta h_{k-v} + \Delta h_o + \Delta h_m + \Delta h_j + \Delta h_{vc} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-9)$$

## (二) 近似计算方法

所有各项阻力均按下式计算:

对于蒸汽锅炉

$$\Delta h = A \left( \frac{\alpha D}{F} \right)^2 \quad \text{毫米水柱} \quad (2-10)$$

对于热水锅炉

$$\Delta h = 2.5A \left( \frac{\alpha Q}{F} \right)^2 \quad \text{毫米水柱} \quad (2-11)$$

式中  $\Delta h$  ——阻力, 毫米水柱;

$A$  ——阻力系数;

$\alpha$  ——过量空气系数, 参见第一章;

$D$  ——蒸发量, 吨/时;

$Q$  ——发热量, 百万千卡/时;

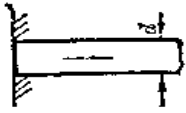

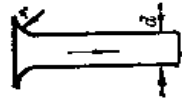
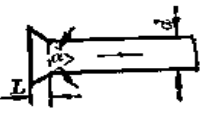
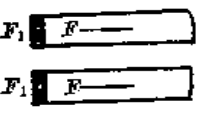
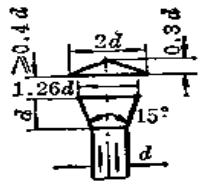
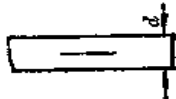
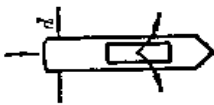
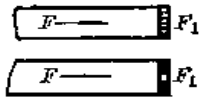
$F$  ——通道流通截面积, 米<sup>2</sup>。

### 1. 煤层阻力

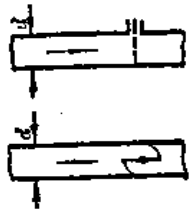
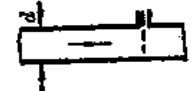
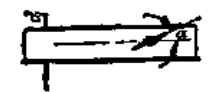
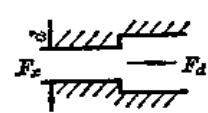
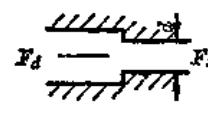
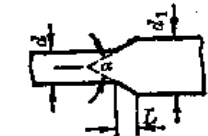
(1) 炉排燃烧时, 建议对机械通风取  $A=25$ , 对自然通风取  $A=15$ 。对于褐煤可取与烟煤相同的  $A$  值。对无烟煤取  $A$  值比烟煤大 1.3~1.5 倍。公式 (2-10) 和 (2-11) 中的  $F$  可用炉排面积代入,  $\alpha$  可取 1.2~1.3。

局部阻力系数  $\zeta$ 

表 2-3

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)	
1	管端与壁平齐的入口		$\zeta = 0.5$	
2	管端凸出的入口		$\delta/d \approx 0,$ $a/d \geq 0.2 \quad \zeta = 1.0$ $0.05 < a/d < 0.2 \quad \zeta = 0.85$	$\delta/d \geq 0.04,$ $\zeta = 0.5$
3	喇叭形入口		$r/d = 0.05$ 与壁平齐的 $\zeta = 0.25$ 凸出的 $\zeta = 0.4$	与壁平齐的或凸出的 $r/d = 0.1 \quad \zeta = 0.12$ $r/d = 0.2 \quad \zeta = 0.02$
4	锥形入口		与壁平齐的或凸出的 $L = 0.2d \quad L \geq 0.3d$ $\alpha = 30^\circ \quad \zeta = 0.4 \quad \zeta = 0.2$ $\alpha = 50^\circ \quad \zeta = 0.2 \quad \zeta = 0.15$ $\alpha = 90^\circ \quad \zeta = 0.25 \quad \zeta = 0.2$	
5	经网格或孔板的通道入口		$\zeta = \left(1.707 \frac{F}{F_1} - 1\right)^2$ 式中 $F_1$ ——网格或孔板的有效截面, $F$ ——通道有效截面	
6	罩下通道入口或出口		吸气时 $\zeta = 0.5$ 排气时 $\zeta = 0.65$	
7	管道出口		$\zeta = 1.1$	
8	单个侧孔出口		$\zeta = 2.5$	
9	经网格或孔板的通道出口		$\zeta = \left(\frac{F}{F_1} + 0.707 \frac{F}{F_1} \sqrt{1 - \frac{F_1}{F}}\right)^2$ 式中 $F_1$ ——网格或孔板的有效截面, $F$ ——通道有效截面	

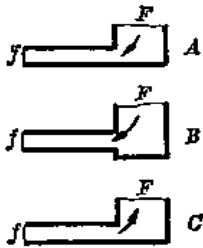

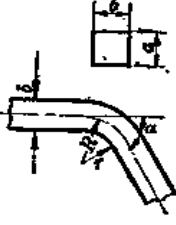

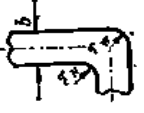
续表

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)									
10	全开状态的闸板或转动挡板		$\zeta = 0.1$									
11	闸板		开启程度(%)		5	10	30	50	70	90	100	
			$\zeta$		1000	200	18	4	1	0.22	0.1	
12	转动挡板		$\zeta$ 值									
			$\alpha^\circ$	10	20	30	40	50	60	70	80	90
			$n$									
			1	0.3	1.0	2.5	7	20	60	100	1500	8000
			2	0.4	1.0	2.5	4	8	30	50	350	6000
			3	0.2	0.7	2.0	5	10	20	40	160	6000
			4	0.25	0.8	2.0	4	8	15	30	100	6000
			5	0.2	0.6	1.8	3.5	7	13	28	80	4000
			n—叶片数									
13	突然扩大		$F_2/F_1$	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0			
			$\zeta$	1.1	0.7	0.4	0.18	0.1	0			
14	突然缩小		$F_2/F_1$	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0			
			$\zeta$	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1	0			
15	直通道中扩张管		$\alpha < 40^\circ$ 时, $\zeta = K\zeta_0$ , $\zeta_0$ 按13项取用									
			$\alpha^\circ$	5	10	20	30	40				
			K	0.07	0.17	0.43	0.81	1.0				
			$\alpha > 40^\circ$ 时, 按13项突然扩大取用 $\lg \frac{\alpha}{2} = \frac{d_1 - d}{2L}$ 矩形截面 $\alpha$ 取最大角度									

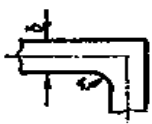
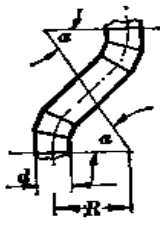
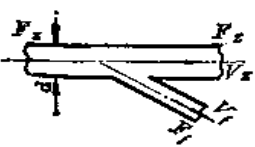
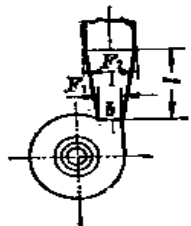
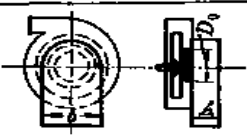
续表

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)																																																																												
16	直通道中收缩管		$\alpha < 20^\circ \quad \zeta = 0$ $\alpha = 0^\circ \sim 60^\circ \quad \zeta = 0.1$ $\alpha > 60^\circ$ 时, 按14项突然缩小取用 $\zeta = \frac{\alpha}{2} = \frac{d_1 - d}{2L}$																																																																												
17	三通管道 合流	 $R = 3K,$ $F = F_1$	<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2"><math>\frac{G_0}{G_2}</math></th> <th colspan="3"><math>F_0/F_1</math>为下值时的<math>\zeta_0</math>值</th> <th colspan="2"><math>F_0/F_1</math>为下值时的<math>\zeta_1</math>值</th> </tr> <tr> <th>0.25</th> <th>0.5</th> <th>1.0</th> <th>0.5</th> <th>1.0</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0.1</td><td>-0.60</td><td>-0.60</td><td>-0.60</td><td>0.20</td><td>0.20</td></tr> <tr><td>0.2</td><td>0.00</td><td>-0.20</td><td>-0.30</td><td>0.20</td><td>0.22</td></tr> <tr><td>0.3</td><td>0.40</td><td>0.00</td><td>-0.10</td><td>0.10</td><td>0.25</td></tr> <tr><td>0.4</td><td>1.20</td><td>0.25</td><td>0.00</td><td>0.00</td><td>0.24</td></tr> <tr><td>0.5</td><td>2.30</td><td>0.40</td><td>0.01</td><td>-0.10</td><td>0.20</td></tr> <tr><td>0.6</td><td>3.60</td><td>0.70</td><td>0.20</td><td>-0.20</td><td>0.18</td></tr> <tr><td>0.7</td><td>—</td><td>1.00</td><td>0.30</td><td>-0.30</td><td>0.15</td></tr> <tr><td>0.8</td><td>—</td><td>1.50</td><td>0.40</td><td>-0.40</td><td>0.00</td></tr> </tbody> </table>	$\frac{G_0}{G_2}$	$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_0$ 值			$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_1$ 值		0.25	0.5	1.0	0.5	1.0	0.1	-0.60	-0.60	-0.60	0.20	0.20	0.2	0.00	-0.20	-0.30	0.20	0.22	0.3	0.40	0.00	-0.10	0.10	0.25	0.4	1.20	0.25	0.00	0.00	0.24	0.5	2.30	0.40	0.01	-0.10	0.20	0.6	3.60	0.70	0.20	-0.20	0.18	0.7	—	1.00	0.30	-0.30	0.15	0.8	—	1.50	0.40	-0.40	0.00																	
$\frac{G_0}{G_2}$	$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_0$ 值				$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_1$ 值																																																																										
	0.25	0.5	1.0	0.5	1.0																																																																										
0.1	-0.60	-0.60	-0.60	0.20	0.20																																																																										
0.2	0.00	-0.20	-0.30	0.20	0.22																																																																										
0.3	0.40	0.00	-0.10	0.10	0.25																																																																										
0.4	1.20	0.25	0.00	0.00	0.24																																																																										
0.5	2.30	0.40	0.01	-0.10	0.20																																																																										
0.6	3.60	0.70	0.20	-0.20	0.18																																																																										
0.7	—	1.00	0.30	-0.30	0.15																																																																										
0.8	—	1.50	0.40	-0.40	0.00																																																																										
18	三通管道 分流	 $R = 3K, F = F_1$	<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2"><math>\frac{G_0}{G_2}</math></th> <th colspan="4"><math>F_0/F_1</math>为下值时的<math>\zeta_0</math>值</th> <th colspan="2"><math>F_0/F_1</math>为下值时的<math>\zeta_1</math>值</th> </tr> <tr> <th>0.25</th> <th>0.5</th> <th>0.75</th> <th>1.0</th> <th>0.25</th> <th>1.0</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0.1</td><td>0.70</td><td>0.61</td><td>0.65</td><td>0.68</td><td>—</td><td>—</td></tr> <tr><td>0.2</td><td>0.50</td><td>0.50</td><td>0.55</td><td>0.56</td><td>—</td><td>—</td></tr> <tr><td>0.3</td><td>0.60</td><td>0.40</td><td>0.40</td><td>0.45</td><td>—</td><td>—</td></tr> <tr><td>0.4</td><td>0.80</td><td>0.40</td><td>0.35</td><td>0.40</td><td>0.05</td><td>0.03</td></tr> <tr><td>0.5</td><td>1.25</td><td>0.50</td><td>0.35</td><td>0.30</td><td>0.15</td><td>0.05</td></tr> <tr><td>0.6</td><td>2.00</td><td>0.60</td><td>0.38</td><td>0.29</td><td>0.20</td><td>0.12</td></tr> <tr><td>0.7</td><td>—</td><td>0.80</td><td>0.45</td><td>0.29</td><td>0.30</td><td>0.20</td></tr> <tr><td>0.8</td><td>—</td><td>1.05</td><td>0.58</td><td>0.30</td><td>0.40</td><td>0.29</td></tr> <tr><td>0.9</td><td>—</td><td>1.50</td><td>0.75</td><td>0.38</td><td>0.46</td><td>0.35</td></tr> </tbody> </table>	$\frac{G_0}{G_2}$	$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_0$ 值				$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_1$ 值		0.25	0.5	0.75	1.0	0.25	1.0	0.1	0.70	0.61	0.65	0.68	—	—	0.2	0.50	0.50	0.55	0.56	—	—	0.3	0.60	0.40	0.40	0.45	—	—	0.4	0.80	0.40	0.35	0.40	0.05	0.03	0.5	1.25	0.50	0.35	0.30	0.15	0.05	0.6	2.00	0.60	0.38	0.29	0.20	0.12	0.7	—	0.80	0.45	0.29	0.30	0.20	0.8	—	1.05	0.58	0.30	0.40	0.29	0.9	—	1.50	0.75	0.38	0.46	0.35
$\frac{G_0}{G_2}$	$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_0$ 值				$F_0/F_1$ 为下值时的 $\zeta_1$ 值																																																																										
	0.25	0.5	0.75	1.0	0.25	1.0																																																																									
0.1	0.70	0.61	0.65	0.68	—	—																																																																									
0.2	0.50	0.50	0.55	0.56	—	—																																																																									
0.3	0.60	0.40	0.40	0.45	—	—																																																																									
0.4	0.80	0.40	0.35	0.40	0.05	0.03																																																																									
0.5	1.25	0.50	0.35	0.30	0.15	0.05																																																																									
0.6	2.00	0.60	0.38	0.29	0.20	0.12																																																																									
0.7	—	0.80	0.45	0.29	0.30	0.20																																																																									
0.8	—	1.05	0.58	0.30	0.40	0.29																																																																									
0.9	—	1.50	0.75	0.38	0.46	0.35																																																																									
19	三通管道	 $F = bh \quad f = b_1h$	<p><math>f/F</math>为下值时的<math>\zeta_z</math>值(<math>\zeta_z</math>一支管阻力系数)</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>工况</th> <th><math>f/F</math></th> <th>0.5</th> <th>1</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>分流</td> <td></td> <td>0.304</td> <td>0.247</td> </tr> <tr> <td>合流</td> <td></td> <td>0.233</td> <td>0.072</td> </tr> </tbody> </table>	工况	$f/F$	0.5	1	分流		0.304	0.247	合流		0.233	0.072																																																																
工况	$f/F$	0.5	1																																																																												
分流		0.304	0.247																																																																												
合流		0.233	0.072																																																																												

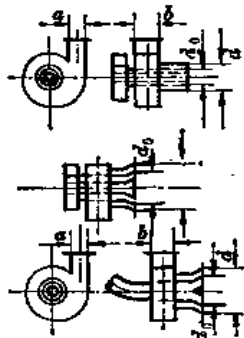
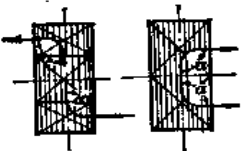
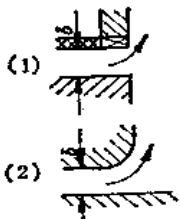
续表

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)							
			$f/F$	1.0	0.9	0.7	0.5	0.3	0.1	
20	转角		$\zeta_A$	1.10	0.97	0.74	0.57	0.45	0.41	
			$\zeta_B$	1.45	1.32	1.09	0.92	0.81	0.76	
			$\zeta_C$	1.10	1.06	1.02	1.01	1.00	1.00	
			$f, F$ ——图示 $f$ 或 $F$ 处之截面积; $\zeta_A, \zeta_B$ ——以小截面 $f$ 处之动压计算; $\zeta_C$ ——以截面 $F$ 处之动压计算							
21	转角		$t=0.10b$ 时 $\zeta=0.80$ $t=0.25b$ 时 $\zeta=0.50$							
22	缓弯头	 $R=r+\frac{b}{2}$ 对于圆管 $b=d$ $b=a$	$\zeta=\zeta_0 K_a K_{a/b}$							
			$R/b$	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	2.0	3.0
			$\zeta_0$	1.0	0.68	0.48	0.36	0.28	0.20	0.15
			$a^\circ$	0	30	60	90	120	150	180
			$K_a$	0	0.45	0.75	1.0	1.9	2.6	3.0
$K_{a/b}$ / $a/b$		0.4	0.6	0.8	1.0	2.0	3.0	4.0	8.0	
$R/b$		$\leq 2$	1.22	1.14	1.07	1.0	0.86	0.85	0.9	1.0
		$> 2$	1.55	1.35	1.15	1.0	0.45	0.40	0.43	0.6
23	焊接弯头		$\zeta=\zeta_0 K_a$							
			$R/d$	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	2.0	3.0
			$\zeta_0$	1.0	0.87	0.80	0.74	0.70	0.34	0.23
$K_a$ 同序号22										
24	内外侧均呈弧形的急弯头	 $r_w=r_n=r$	$\zeta=\zeta_0 K_a K_{a/b}$							
			$r/b$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	
			$\zeta_0$	0.84	0.53	0.38	0.32	0.27	0.25	
			$K_a$ 及 $K_{a/b}$ 同序号22							

续表

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)																																			
25	内侧呈弧形的急弯头		$\xi = \xi_0 K_a K_{a/b}$																																			
			<table border="1"> <tr> <td><math>r/b</math></td> <td>0.1</td> <td>0.2</td> <td>0.3</td> <td>0.4</td> <td>0.5</td> <td>0.6</td> <td>0.7</td> </tr> <tr> <td><math>\xi_0</math></td> <td>1.05</td> <td>0.83</td> <td>0.70</td> <td>0.63</td> <td>0.57</td> <td>0.53</td> <td>0.50</td> </tr> </table>	$r/b$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	$\xi_0$	1.05	0.83	0.70	0.63	0.57	0.53	0.50																			
			$r/b$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7																												
$\xi_0$	1.05	0.83	0.70	0.63	0.57	0.53	0.50																															
$K_a$ 及 $K_{a/b}$ 同序号22																																						
26	等错弯头		$\xi = \xi_0 K_{a/b}$																																			
			<table border="1"> <tr> <td><math>\xi_0</math></td> <td><math>\alpha^\circ</math></td> <td>30</td> <td>45</td> <td>60</td> <td>90</td> </tr> <tr> <td><math>R/d</math></td> <td>1.5</td> <td>0.18</td> <td>0.25</td> <td>0.30</td> <td>0.39</td> </tr> <tr> <td></td> <td>1.0</td> <td>0.23</td> <td>0.30</td> <td>0.38</td> <td>0.48</td> </tr> </table>	$\xi_0$	$\alpha^\circ$	30	45	60	90	$R/d$	1.5	0.18	0.25	0.30	0.39		1.0	0.23	0.30	0.38	0.48																	
			$\xi_0$	$\alpha^\circ$	30	45	60	90																														
$R/d$	1.5	0.18	0.25	0.30	0.39																																	
	1.0	0.23	0.30	0.38	0.48																																	
$K_{a/b}$ 同序号22																																						
27	不对称分支三通	 <p> <math>F_0</math>——主管截面积;  <math>F_1</math>——分支管截面积;  <math>V_1</math>——分支管风量份额;  <math>V_0</math>——主管风量份额  <math>V_0 + V_1 = 1</math> </p>	分支管局部阻力系数 $\xi = V_1^2 (F_2/F_1)^2 \xi_0$																																			
			<table border="1"> <tr> <td><math>\xi_0</math></td> <td><math>V_1(F_2/F_1)</math></td> <td>0.4</td> <td>0.6</td> <td>0.8</td> <td>1.0</td> <td>1.5</td> <td>2.0</td> </tr> <tr> <td><math>\alpha^\circ</math></td> <td>45</td> <td>4</td> <td>1.4</td> <td>0.7</td> <td>0.5</td> <td>0.4</td> <td>0.5</td> </tr> <tr> <td></td> <td>90</td> <td>7</td> <td>3</td> <td>1.8</td> <td>1.3</td> <td>0.8</td> <td>0.6</td> </tr> </table>	$\xi_0$	$V_1(F_2/F_1)$	0.4	0.6	0.8	1.0	1.5	2.0	$\alpha^\circ$	45	4	1.4	0.7	0.5	0.4	0.5		90	7	3	1.8	1.3	0.8	0.6											
			$\xi_0$	$V_1(F_2/F_1)$	0.4	0.6	0.8	1.0	1.5	2.0																												
$\alpha^\circ$	45	4	1.4	0.7	0.5	0.4	0.5																															
	90	7	3	1.8	1.3	0.8	0.6																															
主管局部阻力系数 $\xi = V_0^2 \xi_0$																																						
28	风机出口的渐扩管道		$\xi = \xi_0 (F_2/F_1)$																																			
			<table border="1"> <tr> <td><math>\xi_0</math></td> <td><math>l/b</math></td> <td>1.5</td> <td>2.0</td> <td>2.5</td> <td>3.0</td> <td>3.5</td> </tr> <tr> <td></td> <td>1.0</td> <td>0.20</td> <td>0.47</td> <td>0.60</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>2.0</td> <td>0.04</td> <td>0.22</td> <td>0.40</td> <td>0.54</td> <td>0.70</td> </tr> <tr> <td></td> <td>3.0</td> <td></td> <td>0.12</td> <td>0.22</td> <td>0.35</td> <td>0.47</td> </tr> <tr> <td></td> <td>4.0</td> <td></td> <td></td> <td>0.15</td> <td>0.24</td> <td>0.34</td> </tr> </table>	$\xi_0$	$l/b$	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5		1.0	0.20	0.47	0.60				2.0	0.04	0.22	0.40	0.54	0.70		3.0		0.12	0.22	0.35	0.47		4.0			0.15	0.24	0.34
			$\xi_0$	$l/b$	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5																													
	1.0	0.20	0.47	0.60																																		
	2.0	0.04	0.22	0.40	0.54	0.70																																
	3.0		0.12	0.22	0.35	0.47																																
	4.0			0.15	0.24	0.34																																
注: 如果用截面 $F_2$ 上的速度来计算阻力, 则 $\xi$ 值应为表内数值的 $(F_2/F_1)^2$ 倍																																						
29	吸风机或送风机的进口		$\xi = 0.7$																																			

续表

序号	名称	示意图	局部阻力系数(对应于尺寸 $d$ , $b$ 或 $F$ 处截面积的值)
30	二次风蜗壳		<p>当<math>a/b=0.3\sim 0.9</math>, <math>d_0/d\leq 0.61</math>;  <math>ab/d^2=0.55\sim 0.72</math>;  <math>\zeta=5.0</math>(已包括出口损失)            注: 式(2-10)或(2-11)中<math>F=0.493d^2</math></p>
31	在管束中 转弯		<p><math>\alpha=45^\circ</math>      <math>\zeta=0.5</math>  <math>\alpha=90^\circ</math>      <math>\zeta=1.0</math>  <math>\alpha=180^\circ</math>     <math>\zeta=2.0</math></p>
32	烟囱入口		<p>图1      <math>\zeta=1.4</math>            图2      <math>\zeta=0.9</math></p>

(2) 沸腾炉沸腾层阻力包括布风板(风帽在内)阻力和料层阻力:

1) 布风板阻力计算时 $F$ 用风帽小孔孔眼总截面代入,  $\alpha$ 取1.05~1.1。 $A$ 值按下式计算:

$$A = b \frac{273 + t}{273} \quad (2-12)$$

式中  $b$ ——系数, 可取为0.006~0.008;

$t$ ——空气温度, °C。

2) 料层阻力按下式计算:

$$\Delta h_{II} = 0.8 H_0 \gamma \quad \text{毫米水柱} \quad (2-13)$$

式中  $\Delta h_{II}$ ——料层阻力, 毫米水柱;

$H_0$ ——静止料层高度, 米;

$\gamma$ ——料层堆积重度, 取为800~1200公斤/米<sup>3</sup>。

2. 摩擦阻力的阻力系数按下式计算:

$$A = a \lambda \frac{l}{d_s} c_t \quad (2-14)$$

式中  $a$ ——系数。对空气取为0.004; 对烟气取为0.005;



$c_t$ ——与风、烟平均温度 $t_{pj}$  ( $^{\circ}\text{C}$ )有关的温度系数。按下式计算:

$$c_t = \frac{273 + t_{pj}}{273} \quad (2-15)$$

其他符号意义同公式(2-2)。

3. 局部阻力的阻力系数按下式计算:

$$A = a\zeta c_t \quad (2-16)$$

式中符号意义同前。 $\zeta$ 可由表2-3查得。

4. 锅炉阻力

(1) 顺排管束阻力系数按下式计算:

$$A = a\zeta_0 c_d c_s z \quad (2-17)$$

式中  $a$ ——同前;

$\zeta_0$ ——顺排管束系数, 见表2-4;

$c_d$ ——管径系数, 见表2-5;

$c_s$ ——节距系数, 见表2-6;

$z$ ——沿气流方向的管子排数。

顺排管束系数  $\zeta_0$

表 2-4

$t(^{\circ}\text{C})$	$\frac{aD}{F}$								
	5	6	8	10	12	14	16	18	20
300	1.16	1.13	1.07	1.01	0.97	0.94	0.92	0.90	0.88
400	1.40	1.38	1.28	1.20	1.15	1.13	1.10	1.08	1.06
500	1.64	1.58	1.47	1.42	1.36	1.33	1.30	1.27	1.24
600	1.89	1.83	1.70	1.60	1.57	1.51	1.47	1.44	1.41
700	2.14	2.06	1.92	1.82	1.78	1.71	1.67	1.64	1.60
800	2.36	2.29	2.17	2.05	2.01	1.94	1.89	1.85	1.81

注: 1. 对于热水锅炉, 表中 $\frac{aD}{F}$ 用 $0.63 \times \frac{aQ}{F}$ 代替, 符号单位与式(2-10)、(2-11)相同。

2.  $t$ 是所计算管束范围内的风烟平均温度,  $^{\circ}\text{C}$ 。

管径系数  $c_d$

表 2-5

$d(\text{毫米})$	32	38	51	76
$c_d$	1.0	0.96	0.91	0.85

注:  $d$ ——管外径, 毫米。

在利用公式(2-10)及公式(2-11)计算阻力时, 公式中 $F$ 指管束中最小流通截面积。

(2) 叉排管束阻力系数按下式计算:

$$A = a\zeta_0 c_d c_s (z + 1) \quad (2-18)$$

式中  $a$ ——系数, 同前;

$\zeta_0$ ——叉排管束系数, 见表2-7;

节距系数  $c_s$ 

表 2-6

$S_2/d$	$S_1/d$			
	1.5	2.0	2.5	3.0
1.5	0.85	0.4	0.27	0.2
2.0	1.0	0.6	0.37	0.28
2.5	1.05	0.65	0.5	0.31
3.0	1.15	0.7	0.52	0.43

注:  $S_1$ ——横向节距, 毫米。

$S_2$ ——纵向节距, 毫米。

$d$ ——管外径, 毫米。

$c_d$ ——管径系数, 见表2-8;

$c_s$ ——节距系数, 见表2-9;

$z$ ——沿气流方向的管子排数。

在利用公式(2-10)及公式(2-11)计算阻力时, 公式中 $F$ 指管束中最小流通截面积。

5. 铸铁省煤器的阻力系数按下式计算:

$$A = ac_t z \quad (2-19)$$

式中  $a$ ——系数,  $a=0.0025$ ;

$c_t$ ——同前;

$z$ ——沿气流方向的管子排数。

叉排管束系数  $f_s$ 

表 2-7

$t(^{\circ}\text{C})$	$\frac{aD}{F}$								
	5	6	8	10	12	14	16	18	20
300	1.42	1.38	1.30	1.17	1.12	1.03	1.04	0.98	0.95
400	1.73	1.66	1.52	1.43	1.34	1.27	1.23	1.18	1.16
500	2.06	1.95	1.77	1.73	1.58	1.53	1.46	1.42	1.37
600	2.33	2.21	2.03	1.93	1.85	1.73	1.68	1.65	1.58
700	2.66	2.50	2.35	2.16	2.02	1.95	1.88	1.83	1.80
800	2.92	2.86	2.60	2.40	2.31	2.22	2.14	2.10	2.08

注: 1. 对于热水锅炉, 表中 $\frac{aD}{F}$ 用 $0.63\frac{aQ}{F}$ 代替。

2.  $t$ 是指计算的管束范围内的风烟平均温度,  $^{\circ}\text{C}$ 。

管径系数  $c_d$ 

表 2-8

$d$ (毫米)	32	38	51	76
$c_d$	1.0	0.95	0.88	0.79

注:  $d$ ——管外径, 毫米。

节距系数  $c_s$ 

表 2-9

$S_2/d$	$S_1/d$			
	1.5	2.0	2.5	3.0
1.0	0.74	0.98	1.02	1.01
1.5	0.84	0.60	0.60	0.64
2.0	0.92	0.60	0.60	0.60
3.0	0.97	0.60	0.60	0.60

注:  $S_1$ ——横向节距, 毫米。  
 $S_2$ ——纵向节距, 毫米。  
 $d$ ——管外径, 毫米。

铸铁省煤器的烟气流通截面积可查表2-2。

(三) 阻力计算修正系数 锅炉各受热面阻力计算后, 考虑到受热面积灰等因素, 还应对计算阻力  $\Delta h$  乘以修正系数  $k$ 。  $k$  值见表2-10。此表指正常积灰情况下的  $k$  值, 如发生严重积灰时,  $k$  值还会增大。

修正系数  $k$ 

表 2-10

受 热 面	$k$
锅炉排管:	
1. 混合冲刷的多锅筒立式水管锅炉	0.9
2. 在水平面内烟气多次转弯的小型锅炉	1.0
3. 在第一管束前有燃烬室的上述小型锅炉	1.15
4. 分联箱锅炉	0.9
铸铁省煤器	1.2
过热器、省煤器蛇形管束	1.2
管式空气预热器:	
1. 烟气侧	1.1
2. 空气侧	1.05
板式空气预热器:	
1. 烟气侧	1.5
2. 空气侧	1.2

### 第三节 烟囱的设计

#### 一、烟囱的种类和适用范围

烟囱可分为砖烟囱、钢筋混凝土烟囱和钢板烟囱三种。

砖烟囱具有取料方便, 造价低廉, 不需耗用大量钢材和使用年限较长等优点, 在中小型锅炉房烟囱上得到较广泛的应用, 但如设计或施工质量不高时则易产生裂缝, 影响通风和安全运行。砖烟囱的高度一般不宜超过60米。

钢筋混凝土烟囱具有使用年限长, 对地震的适应性强等特点, 但需耗用一定数量的

钢材，造价也较高，一般多采用在大中型企业上。烟囱高度超过80米以上时，钢筋混凝土烟囱的造价要比砖烟囱低。

钢板烟囱的优点是：自重轻，占地少，安装快，有较好的抗震性能。但耗钢量较大，而且易受烟气腐蚀，也极易产生锈蚀，因此，需要经常维护保养，尤其当燃用含硫分较高的燃料时，寿命更为短促，因此，一般多用于容量较小的锅炉、临时性锅炉房或有引风设备的大型锅炉以及要求施工、投产快的快装式或组装式锅炉。要求煤的含硫量为每1000千卡/公斤不大于0.3~0.4%。

烟囱的种类应根据烟囱的高度要求及使用场合的具体情况来选定。

## 二、烟 囱 的 计 算

(一) 烟囱中烟气温度的计算 烟气离开锅炉后，在沿着烟道及烟囱的流动过程中，由于过量空气系数的逐渐增加以及水平烟道和烟囱的散热，它的温度不断降低。在烟囱计算中，应计算出烟气温度的这种变化情况。

1. 采用机械通风时，风烟道阻力由鼓、引风机克服，为简化计算，烟气在烟道及烟囱中的冷却可不考虑，即按引风机前的烟温（近似等于锅炉排烟温度 $t_1$ ）进行计算。

2. 采用自然通风时，风烟道阻力全靠烟囱抽力克服，所以烟气在烟道及烟囱中的冷却情况，必须加以仔细计算。

(1) 烟气在烟道中的温度降 当烟道有良好保温时可不考虑，当烟道没有良好保温时按下式计算：

$$t_1 = \frac{Q_{vd}}{B_1 V_v c} \quad ^\circ\text{C} \quad (2-20)$$

式中  $t_1$ ——烟气在烟道中的温度降， $^\circ\text{C}$ ；

$Q_{vd}$ ——烟道总散热量，千卡/时；按公式(2-21)计算；

$B_1 V_v c$ ——烟气总比热，千卡/时 $\cdot^\circ\text{C}$ ；

$B_1$ ——计算燃煤量，公斤/时，参见第一章；

$V_v$ ——烟气流量，标米<sup>3</sup>/公斤，参见第一章；

$c$ ——烟气平均比热，一般可取  $c = 0.323 \sim 0.324$  千卡/标米<sup>3</sup> $\cdot^\circ\text{C}$ 。

$$Q_{vd} = q_{vd} \times F \quad (2-21)$$

式中  $q_{vd}$ ——烟道单位面积的散热损失，室内烟道可取  $q_{vd} = 1000$  千卡/米<sup>2</sup>；室外烟道可

取  $q_{vd} = 1300$  千卡/米<sup>2</sup>；

$F$ ——烟道散热面积，米<sup>2</sup>。

(2) 烟气在烟囱中温度降按下式计算：

$$t_2 = H \Delta t_2 \quad (2-22)$$

式中  $t_2$ ——烟气在烟囱中的温度降， $^\circ\text{C}$ ；

$H$ ——烟囱高度，米；

$\Delta t_2$ ——烟气在烟囱中每米高度的温度降， $^\circ\text{C}/\text{米}$ 。按下式计算：

$$\Delta t_2 = \frac{A}{\sqrt{D}} \quad ^\circ\text{C}/\text{米} \quad (2-23)$$

式中  $D$ ——合用同一烟囱所有锅炉额定蒸发量之和，吨/时；

A——修正系数，按表2-11取用。

修正系数 A

表 2-11

修正系数	烟 囱 种 类			
	铁 烟 囱 (无衬筒)	铁 烟 囱 (有衬筒)	砖烟囱高度小于50米， 壁厚小于0.5米	砖 烟 囱 壁 厚 大 于 0.5 米
A	2	0.8	0.4	0.2

每米高度温度降亦可由表2-12查得。

每米高度的温度降 $\Delta t_2$  (单位: °C/米)

表 2-12

烟囱保温情况	蒸 发 量 D(吨/时)					
	1	2	4	6	8	10
不带衬的铁烟囱	2	1.41	1	0.82	0.71	0.63
带衬的铁烟囱	0.8	0.57	0.4	0.33	0.28	0.25
≤0.5米厚的砖烟囱	0.4	0.28	0.2	0.16	0.14	0.13
>0.5米厚的砖烟囱	0.2	0.14	0.1	0.08	0.07	0.06

注：对于热水锅炉，表中D(吨/时)用0.63Q(百万千卡/时)代替。

一般估算时，每米烟道或烟囱的温度降可采用下列数值：砖砌烟道及烟囱每米温度降约0.5°C；铁皮烟道及烟囱每米温度降约2°C。

(3) 烟囱出口烟气温度按下式计算：

$$t_o = t_p - t_1 - t_2 \quad ^\circ\text{C} \quad (2-24)$$

式中  $t_o$ ——烟囱出口烟气温度，°C；

$t_p$ ——锅炉排烟温度，°C。按锅炉厂提供数据取用；

$t_1, t_2$ 意义同前。

(4) 烟囱中烟气平均温度按下式计算：

$$t_{pt} = \frac{t_o + (t_p - t_1)}{2} \quad ^\circ\text{C} \quad (2-25)$$

式中  $t_{pt}$ ——烟囱中烟气平均温度，°C；

其他符号意义同前。

(二) 烟囱高度 采用机械通风的锅炉房，烟囱高度是由环境卫生的要求确定的。采用自然通风的锅炉房，烟囱高度除了必须满足环境卫生的要求外，还必须通过计算，使烟囱产生的引力足以克服风烟道的阻力。下面分别叙述环境卫生、烟囱引力对烟囱高度的要求。

1. 城乡建设环境保护部于一九八四年二月批准的“锅炉烟尘排放标准”GB3841—83中关于烟囱高度的规定如下：

生产用、采暖用、生活用锅炉烟囱高度应符合表2-13的规定。

在烟囱周围半径200米的距离内有建筑物时，烟囱高度一般应高出最高建筑物3米以

锅炉烟囱高度表

表 2-13

锅炉总额定出力 (吨/时或相当于吨/时)	<1	1~<2	2~<6	6~<10	10~<20	20~<35
烟囱最低高度 (米)	20	25	30	35	40	45

上。

2. 计算烟囱引力与烟囱高度关系时，对于全年运行的锅炉房，应分别以冬、夏季室外温度和相应最大蒸发量为基础来计算烟囱高度，取较高值；对于专供采暖的锅炉房则应分别以采暖室外计算温度和采暖期结束时的室外温度和相应的最大蒸发量为基础计算烟囱高度，取较高值。

烟囱高度与抽力关系按下式计算：

$$H = 2.15 \frac{S_v}{\left( \frac{1}{273 + t_k} - \frac{1}{273 + t_{pi}} \right) b} \text{ 米} \quad (2-26)$$

式中  $H$ ——烟囱高度，米；

$S_v$ ——烟囱产生的抽力，毫米水柱。自然通风时应使  $S_v \geq 1.2 \Sigma \Delta h_v$ ， $\Sigma \Delta h_v$  为烟道总阻力，毫米水柱；

$t_k$ ——外界空气温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

$t_{pi}$ ——烟囱内烟气平均温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

$b$ ——当地大气压力，毫米汞柱。大气压力与海拔高度关系可由表2-14查得。

海拔高度与大气压力换算

表 2-14

海 拔 (米)	-600	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500	2000	2500	3000
大气压力(毫米汞柱)	834	760	752	745	737	722	715	708	700	694	686	679	635	593	558	528

烟囱高度与抽力关系也可由自然通风线算图2-13中查得。

烟囱每米高度产生的抽力可由表2-15中查得。

当锅炉房附近有飞机场时，烟囱高度及位置尚应取得有关部门的同意，如烟囱高度必须降低时，应取得当地环境保护部门的同意，并须考虑提高除尘效率和采取增加引力等措施。

### (三) 烟囱直径的计算

1. 烟囱出口直径(上口内径)可按下式计算：

$$d_1 = \sqrt{\frac{B_j n V_v (t_g + 273)}{3600 \times 273 \times 0.785 \times w_g}} \text{ 米} \quad (2-27)$$

式中  $d_1$ ——烟囱出口内径，米；

$B_j$ ——每台锅炉计算燃料消耗量，对不同炉型的锅炉房应分台计算，此时  $B_j \times n$  应为  $\Sigma B_j \times n$ ，公斤/时，参见第一章；

$n$ ——利用同一烟囱的锅炉台数；

$V_v$ ——烟囱出口计入漏风系数的烟气量，标米<sup>3</sup>/公斤，参见第一章；

$t_c$ ——烟囱出口处烟  
气温度, °C;  
 $w_c$ ——烟囱出口处烟  
气流速, 米/  
秒, 按表2-16  
选用。

由公式求得烟囱出口直  
径后, 尚应考虑因积灰而使  
截面缩小的因素, 一般应将  
出口直径适当加大, 此值一  
般不大于100毫米。

设计时应根据冬、夏季  
负荷分别计算。如冬夏负荷  
相差悬殊, 则应首先满足冬  
季负荷要求。

圆形烟囱的出口内径一  
般不小于0.8米, 以便于施  
工时采用内脚手架砌筑。当  
直径较小时可做成矩形或方  
形, 施工时可采用外脚手架  
砌筑。钢板烟囱不受此限。

2. 烟囱入口直径(下口  
衬里的最小内径)不应小于  
出口直径, 具体尺寸由土建  
设计决定。

3. 烟囱平均直径按下式计算:

$$d_{pj} = \frac{d_1 + d_2}{2} \quad \text{米} \quad (2-28)$$

式中  $d_{pj}$ ——烟囱平均直径, 米;  
 $d_1$ ——烟囱出口直径, 米;  
 $d_2$ ——烟囱入口直径, 米。

(四) 烟囱阻力的计算 烟囱阻力包括摩擦阻力及烟囱出口阻力。

1. 烟囱摩擦阻力按下式计算:

$$\Delta h_{f,0} = \lambda \frac{H w_{pj}^2}{d_{pj} 2g} \gamma_{pj} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-29)$$

式中  $\Delta h_{f,0}$ ——烟囱摩擦阻力, 毫米水柱;

$\lambda$ ——烟囱摩擦阻力系数, 无论砖烟囱或金属烟囱均取 $\lambda=0.04$ ;

$d_{pj}$ ——烟囱平均直径, 米;

$H$ ——烟囱高度, 米;

$w_{pj}$ ——烟囱内烟气平均流速, 米/秒;

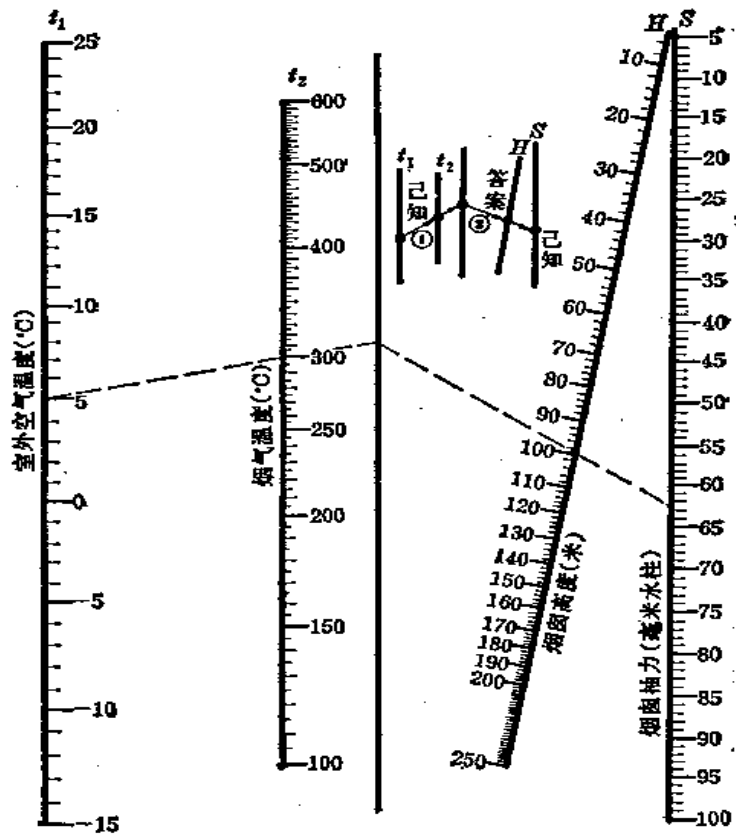


图 2-13 自然通风线算图

公式:  $S = (\gamma_1 - \gamma_2) H$ ,

$$\gamma_1 = \gamma_{o1} \frac{273}{273 + t_1}, \quad \gamma_2 = \gamma_{o2} \frac{273}{273 + t_2}$$

空气在标准状况之重度采用 $\gamma_{o1} = 1.293$ 公斤/米<sup>3</sup>

烟气在标准状况之重度采用 $\gamma_{o2} = 1.34$ 公斤/米<sup>3</sup>

每米高度所产生的抽力(单位:毫米水柱)

表 2-15

烟囱内烟 气的平均 温 度 (°C)	在相对湿度 $\varphi=70\%$ , 大气压力为750毫米水银柱下的空气比重										
	1.420	1.375	1.327	1.300	1.276	1.252	1.228	1.206	1.182	1.160	1.137
	空气 温 度 (°C)										
(°C)	-30	-20	-10	-5	0	+5	+10	+15	+20	+25	+30
140	0.565	0.515	0.470	0.442	0.415	0.391	0.368	0.345	0.320	0.300	0.277
160	0.597	0.550	0.502	0.475	0.451	0.427	0.403	0.381	0.357	0.335	0.312
180	0.631	0.585	0.537	0.510	0.486	0.462	0.438	0.416	0.392	0.370	0.347
200	0.665	0.620	0.572	0.545	0.521	0.497	0.473	0.451	0.427	0.405	0.382
220	0.698	0.650	0.602	0.575	0.551	0.527	0.503	0.481	0.457	0.435	0.412
240	0.728	0.678	0.630	0.603	0.579	0.555	0.531	0.509	0.485	0.463	0.440
260	0.755	0.705	0.657	0.630	0.606	0.582	0.558	0.536	0.512	0.490	0.467
280	0.780	0.728	0.680	0.653	0.629	0.605	0.581	0.559	0.535	0.513	0.490
300	0.800	0.751	0.703	0.676	0.652	0.628	0.605	0.582	0.558	0.536	0.513
320	0.820	0.772	0.724	0.697	0.673	0.649	0.625	0.603	0.579	0.557	0.534
340	0.842	0.792	0.744	0.717	0.693	0.669	0.645	0.623	0.599	0.577	0.554
360	0.862	0.810	0.762	0.735	0.711	0.687	0.663	0.641	0.617	0.595	0.572
380	0.880	0.827	0.779	0.752	0.728	0.704	0.680	0.658	0.634	0.612	0.589

烟囱出口处烟气流速  $w_e$  (单位:米/秒)

表 2-16

通 风 方 式	运 行 情 况	
	全 负 荷 时	最 小 负 荷 时
机 械 通 风	10~20	4~5
自 然 通 风	6~10	2.5~3

注: 1. 选用流速应根据锅炉房扩建的可能性取用适当数值, 一般不宜取用上限。  
2. 烟囱出口烟气流速在最小负荷时不宜小于2.5~3米/秒, 以免冷空气倒灌。

$\gamma_{y_1}$ ——烟囱内烟气平均重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度, 米/秒<sup>2</sup>。

2. 烟囱出口阻力按下式计算:

$$\Delta h_{e,c} = \xi \frac{w_e^2}{2g} \gamma_e \quad \text{毫米水柱} \quad (2-30)$$

式中  $\Delta h_{e,c}$ ——烟囱出口阻力, 毫米水柱;

$\xi$ ——烟囱出口阻力系数,  $\xi=1.0$ ;

$w_e$ ——烟囱出口处烟气流速, 米/秒;

$\gamma_e$ ——烟囱出口处烟气重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度, 米/秒<sup>2</sup>。

烟囱阻力按下式计算:

$$\Delta h_{y_0} = \Delta h_{y_0}^* + \Delta h_{e,c} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-31)$$

式中符号意义同上。

(五) 砖烟囱烟道系列可见表2-17



表 2-17

砖烟囱烟道系列

烟 道 高 度 (米)		20												25											
		0.8				1.0				0.8				1.0											
上 口 直 径 (米)		0.6×1.1												0.8×1.5											
		0.6×1.1				2.0				3.0				2.0				3.0							
埋 置 深 度 (米)		0.6×1.1												0.8×1.5											
		2.0				3.0				2.0				3.0				2.0				3.0			
风 压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地 震 烈 度 (度)	250		400		250		400		250		400		250		400		250		400		250		400	
		25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15
70	6	3.74	13.74	13.33	73.33	73.54	13.54	13.33	33.33	33.94	24.64	24.64	4.04	4.44	4.44	4.84	4.44	4.04	4.44	4.44	4.84	4.44	4.04	4.44	4.04
	7	4.04	4.40	4.43	54.03	54.34	74.34	73.94	33.94	34.24	64.24	64.04	4.40	4.44	4.44	4.84	4.44	4.04	4.44	4.44	4.84	4.44	4.04	4.44	4.04
	8	5.35	75.35	74.95	34.95	35.56	15.56	15.55	15.55	15.55	66.05	66.05	86.45	86.45	25.65	25.65	25.65	25.65	46.0	46.0	46.0	46.0	46.0	46.0	46.0
50	6	3.23	63.13	52.83	23.13	53.03	63.33	73.03	23.33	73.73	93.84	23.43	83.64	23.74	13.64	43.64	43.64	23.74	13.64	43.64	43.64	23.74	13.64	43.64	23.74
	7	3.43	83.94	33.23	43.74	40.36	40.41	43.33	43.83	74.13	74.14	40.43	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36	40.36
	8	4.44	85.15	74.04	44.75	14.85	25.55	94.44	46.49	54.75	15.46	04.65	05.05	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55	15.55
30	6	2.83	03.13	22.83	03.13	23.03	33.23	33.53	03.23	33.33	52.93	58.33	82.93	43.33	83.13	53.64	03.13	53.64	03.13	53.64	03.13	53.64	03.13	53.64	03.13
	7	3.23	63.74	12.83	43.33	33.93	43.83	94.33	03.43	35.41	33.84	23.63	64.23	33.94	40.63	33.83	84.4	40.63	33.83	84.4	40.63	33.83	84.4	40.63	
	8	4.44	85.15	54.04	44.75	14.65	05.35	94.24	64.95	34.54	95.34	54.95	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84	44.84

烟囱高度 (米)		30																							
上口直径 (米)		0.6												1.0											
烟道净孔洞宽×高 (米)		0.6×1.1												0.8×1.5											
埋置深度 (米)		2.5						3.0						2.5						3.0					
风压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地震烈度 (度)	250		400		250		400		250		400		250		400		250		400		250		400	
		25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15
烟气温度(°C)		土韵允许承载力 (吨/米 <sup>2</sup> )																							
70	6	4.7	5.1	4.7	4.7	4.5	5.1	4.5	5.1	4.9	5.3	4.9	5.3	4.7	5.3	4.7	5.3	4.7	5.3	4.9	5.5	4.9	5.3	4.9	5.3
	7	4.7	5.1	4.7	4.7	4.5	5.1	4.5	5.1	4.9	5.3	4.9	5.3	4.7	5.3	4.7	5.3	4.7	5.3	4.9	5.5	4.9	5.3	4.9	5.3
	8	5.9	6.3	5.9	5.9	5.7	6.1	5.7	6.1	6.1	6.5	6.1	6.5	6.3	6.9	6.3	6.9	6.3	6.9	6.3	6.9	6.3	6.9	6.1	6.7
50	6	4.0	4.4	3.9	4.7	4.0	4.4	3.9	4.7	4.2	4.6	4.1	4.9	4.0	4.4	4.1	4.9	4.1	4.9	4.4	4.8	4.3	5.1	4.0	4.6
	7	4.0	4.4	4.1	4.9	4.0	4.4	3.9	4.7	4.2	4.6	4.1	5.1	4.0	4.4	4.1	5.1	4.1	4.9	4.4	4.8	4.5	5.3	4.0	4.6
	8	5.0	5.4	5.5	6.1	4.8	5.2	5.5	5.9	5.2	5.6	5.9	6.5	5.0	5.4	5.7	6.2	5.4	5.8	5.4	5.8	5.1	6.7	5.2	5.6
30	6	3.4	4.0	3.7	4.5	3.4	3.8	3.7	4.3	3.6	4.0	3.9	4.5	3.6	4.0	3.9	4.5	3.8	4.2	4.1	4.7	3.8	4.2	4.1	4.7
	7	3.4	4.0	3.9	4.7	3.4	4.0	3.9	4.7	3.6	4.2	4.1	4.9	3.6	4.2	4.1	4.9	3.8	4.4	4.3	4.4	4.3	4.4	4.3	4.4
	8	4.6	5.0	5.5	5.9	4.6	5.0	5.3	5.7	5.0	5.4	5.7	6.3	4.8	5.2	5.5	6.1	5.2	5.6	5.9	6.9	5.0	5.6	5.9	6.3

烟 囱 高 度 (米)		35																							
上 口 直 径 (米)		1.0				1.2				1.4															
烟 道 净 孔 洞 宽 × 高 (米)		1.0 × 1.5																							
埋 置 深 度 (米)		2.5		3.0		2.5		3.0		2.5		3.0													
风 压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地 震 烈 度 (度)	250		400		250		400		250		400													
		25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15												
烟 气 温 度 (°C)		1.0 × 1.7																							
土 的 允 许 承 载 力 (吨/米 <sup>2</sup> )		1.2 × 2.0																							
70	6	5.5	5.9	5.5	5.9	5.3	5.9	5.3	5.9	5.5	6.1	5.5	6.1	5.7	6.3	5.7	6.3	5.5	6.3						
	7	5.5	5.9	5.5	5.9	5.3	5.9	5.5	6.1	5.5	6.1	5.5	6.1	5.7	6.3	5.7	6.3	5.5	6.3						
	8	6.3	6.9	6.3	6.9	6.1	6.7	6.1	6.7	6.5	7.1	6.3	6.9	6.7	7.5	6.7	7.5	6.5	7.1						
50	6	4.6	5.2	4.5	5.5	4.5	5.1	4.5	5.5	4.8	5.2	4.7	5.7	4.7	5.3	4.7	5.7	4.8	5.4	4.9	5.9				
	7	4.6	5.2	4.5	5.5	4.5	5.1	4.5	5.5	4.8	5.2	4.7	5.7	4.7	5.3	4.7	5.7	4.8	5.4	4.9	5.9				
	8	5.4	6.0	5.5	6.5	5.3	5.7	6.0	6.3	6.0	6.3	6.9	6.3	6.9	6.1	6.7	6.4	6.5	7.3	6.3	6.5	7.1			
30	6	4.0	4.6	4.3	5.1	4.1	4.6	4.3	5.1	4.2	4.8	4.5	5.3	4.3	4.8	4.5	5.3	4.4	5.0	4.7	5.5	4.4	5.0	4.7	5.5
	7	4.0	4.6	4.3	5.1	4.1	4.6	4.5	5.3	4.2	5.0	4.7	5.7	4.3	4.8	4.7	5.7	4.4	5.2	4.9	5.9	4.4	5.0	4.9	5.9
	8	5.0	5.6	5.0	6.3	4.9	5.5	5.7	6.3	5.4	5.8	6.1	6.7	5.3	5.7	6.9	6.5	6.2	6.5	7.1	6.5	6.1	6.5	6.1	6.8

烟囱高度 (米)		40																
		1.2						1.4										
上口直径 (米)		1.2×2.0																
烟道净孔洞宽×高 (米)		2.5																
埋置深度 (米)		2.5						3.0										
风压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地震烈度 (度)	250		400		250		400		250		400						
		25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15					
烟气温度(°C)		3.0																
的允许承载力 (吨/米 <sup>2</sup> )		3.0																
70	6	6.0	6.8	6.0	6.8	5.9	6.8	5.9	6.8	6.8	6.2	7.0	6.2	7.0	6.1	7.0	6.1	7.0
	7	6.0	6.8	6.0	6.8	5.9	6.8	5.9	6.8	6.8	6.2	7.0	6.2	7.0	6.1	7.0	6.1	7.0
	8	6.6	7.4	6.6	7.4	6.5	7.1	6.5	7.1	7.1	7.0	7.6	7.0	7.6	6.9	7.6	6.9	7.6
50	6	5.2	6.0	5.2	6.4	5.0	6.0	5.2	6.4	6.4	5.5	6.1	5.4	6.6	5.3	6.1	5.4	6.6
	7	5.2	6.0	5.2	6.4	5.0	6.0	5.2	6.4	6.4	5.5	6.1	5.4	6.6	5.3	6.1	5.4	6.6
	8	5.6	6.2	6.4	7.2	5.6	6.2	6.4	7.0	7.0	6.1	6.7	6.8	7.4	5.9	6.5	6.6	7.2
30	6	4.5	5.3	5.0	6.0	4.5	5.3	5.0	5.8	4.7	5.5	5.2	6.2	4.7	5.5	5.2	6.0	
	7	4.5	5.3	5.2	6.2	4.5	5.3	5.0	6.2	4.7	5.5	5.4	6.4	4.7	5.5	5.4	6.4	
	8	5.5	6.0	6.2	6.8	5.3	5.9	6.0	6.8	5.7	6.3	6.6	7.2	5.5	6.1	6.3	7.0	

续表

烟 囱 高 度 (米)		40						45													
上 口 直 径 (米)		1.7						1.7													
烟 道 净 孔 洞 宽 × 高 (米)		1.4 × 2.5						1.4 × 2.5													
埋 置 深 度 (米)		2.5						3.0													
风 压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地 震 烈 度 (度)	250		400		250		400		250		250		15							
		25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15						
70	6	6.3	7.1	6.5	7.3	6.1	7.1	6.3	7.3	6.7	7.7	6.5	7.7	6.7	7.8	6.6	7.8	7.0	7.8	6.9	7.8
	7	6.3	7.1	6.5	7.3	6.1	7.1	6.3	7.3	6.7	7.7	6.5	7.7	6.7	7.8	6.6	7.8	7.0	7.8	6.9	7.8
	8	6.9	7.5	7.5	8.1	6.7	7.3	7.3	7.8	6.9	7.7	6.7	7.7	6.9	7.8	6.8	7.8	7.2	8.0	7.1	8.0
50	6	5.4	6.4	6.0	6.9	5.2	6.2	6.0	6.9	5.6	6.8	5.5	6.8	5.9	7.0	5.8	7.0	6.0	7.2	6.0	7.2
	7	5.4	6.4	6.0	6.9	5.2	6.2	6.0	6.9	5.6	6.8	5.5	6.8	5.9	7.0	5.8	7.0	6.0	7.2	6.0	7.2
	8	6.4	7.0	7.3	8.0	6.2	6.8	7.1	7.7	6.0	7.0	5.9	7.0	6.3	7.1	6.2	7.0	6.6	7.5	6.5	7.5
30	6	6.0	5.8	5.5	6.3	5.0	5.8	5.5	6.3	5.1	6.0	5.1	6.0	5.4	6.4	5.4	6.4	5.8	6.6	5.6	6.6
	7	5.2	5.8	5.7	6.7	5.2	5.8	5.7	6.7	5.1	6.0	5.1	6.0	5.4	6.4	5.4	6.4	5.6	6.6	5.6	6.6
	8	6.2	6.8	6.9	7.9	6.0	6.6	6.7	7.5	5.6	6.6	5.5	6.6	5.9	6.9	5.8	6.9	6.4	7.2	6.0	7.2

烟 囱 高 度 (米)		50						60																	
		1.7		2.0		2.5		2.0		2.5		3.0													
上 口 直 径 (米)		1.4×2.5		1.6×2.8		1.9×3.35		1.6×2.8		1.9×3.35		2.3×4.15													
烟 道 净 孔 洞 宽×高 (米)		3.0		3.0		3.0		3.0		3.0		3.0													
埋 置 深 度 (米)		3.5		3.5		3.5		3.5		3.5		3.5													
风 压 (公斤力/米 <sup>2</sup> )	地 震 烈 度 (度)	250																							
		烟气温度(°C)																							
		土 的 允 许 承 载 力 (吨/米 <sup>2</sup> )																							
70	6	7.5	8.7	7.3	8.7	7.6	8.6	7.4	8.6	8.1	8.9	8.0	8.9	8.3	10.4	8.2	10.4	8.8	10.8	8.6	10.8	9.5	11.1	9.3	10.9
	7	7.5	8.7	7.3	8.7	7.6	8.6	7.4	8.6	8.1	8.9	8.0	8.9	8.3	10.4	8.2	10.4	8.8	10.8	8.6	10.8	9.5	11.1	9.3	10.9
	8	7.5	8.7	7.3	8.7	7.6	8.6	7.4	8.6	8.1	8.9	8.0	8.9	8.3	10.4	8.2	10.4	8.8	10.8	8.6	10.8	9.5	11.1	9.3	10.9
50	6	6.5	7.7	6.3	7.5	6.6	7.8	6.4	7.8	6.9	8.3	6.7	8.3	7.5	9.5	7.5	9.3	7.9	9.7	8.0	9.7	8.4	10.2	8.4	10.2
	7	6.5	7.7	6.3	7.5	6.6	7.8	6.4	7.8	6.9	8.3	6.7	8.3	7.5	9.5	7.5	9.3	7.9	9.7	8.0	9.7	8.4	10.2	8.4	10.2
	8	6.5	7.7	6.3	7.5	6.8	7.8	6.6	7.8	7.9	8.5	7.3	8.5	7.5	9.5	7.5	9.3	7.9	9.7	8.0	9.7	8.4	10.2	8.4	10.2
30	6	5.5	6.9	5.5	6.9	6.0	7.2	6.0	7.2	6.5	7.7	6.5	7.7	7.0	8.7	7.2	8.7	7.5	9.1	7.5	8.9	8.0	9.4	8.0	9.4
	7	5.5	6.9	5.5	6.9	6.0	7.2	6.0	7.2	6.5	7.7	6.5	7.7	7.0	8.7	7.2	8.7	7.5	9.1	7.5	8.9	8.0	9.4	8.0	9.4
	8	6.0	7.5	6.0	7.3	6.4	7.8	6.2	7.8	7.1	8.3	6.9	8.3	7.3	9.1	7.3	8.9	7.7	9.5	7.7	9.5	8.4	10.0	8.4	10.0

注：摘自全国通用《工业厂房结构件标准图集》G611(一)~(八)

### 三、烟囱的构造及附属设备

#### (一) 烟囱构造要点

钢筋混凝土烟囱和砖烟囱的筒身由于强度、稳定、经济以及建筑上的要求，一般都设计成圆锥形，筒身坡度一般取2~2.5%。为了防止高温烟气损坏钢筋混凝土或砖内壁，以及为了降低筒壁内外的温度差，筒身内部应敷以耐火内衬。筒身与内衬之间留一间隙做成空气隔热层，其厚度一般为50毫米。筒身支承在地面烟囱基础上。烟囱底部应设有清灰人孔，以作清灰及检修之用。根据烟囱大小，在烟囱底部应留比水平烟道底部低0.5~1.0米左右的积灰坑。当排灰量较大且地下水位较深时，考虑到清灰操作的方便，清灰人孔可设在与烟囱底同标高的地方。在清灰人孔处应设置适宜的清灰井，井口应有防雨盖板。如排灰量较小且地下水位较高时，考虑到施工的方便，清灰人孔亦可设在地面上。这样，结构简单，排水方便，但清灰较为不便。清灰人孔可用黄泥砖砌筑，因黄泥砖砌筑便于拆装，也比较严密，见图2-14。

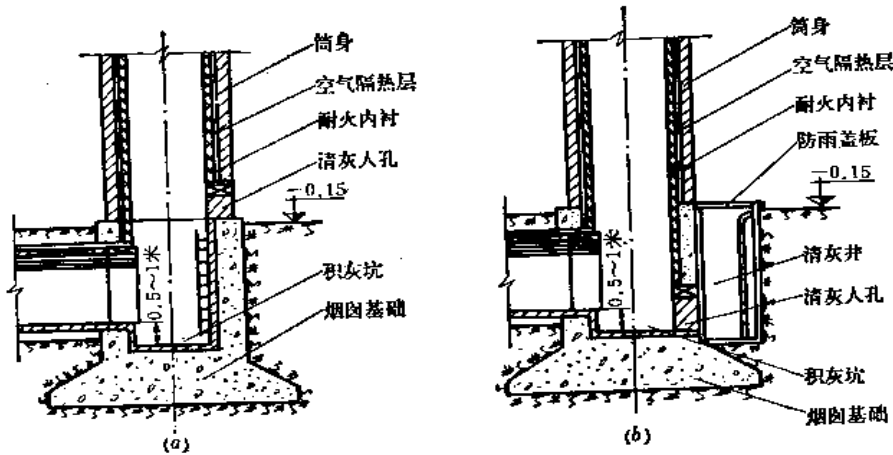


图 2-14 烟囱构造及清灰方式  
(a)地下清灰；(b)地面清灰

烟囱底部亦可布置成如图2-15所示的方式，其优点是当锅炉停止运转而烟囱内部温度还很高时，既可将清灰人孔打开，在外面扒灰。同时由于烟囱与烟道的接口抬高，使烟囱的基础也相应提高，这样可以少开土方。

烟囱与烟道接口数量一般为一个，如有特殊要求时，可与总烟道有两个接口。当筒身或基础内设有两个烟道口时须相对设置，为避免气流撞击而增加阻力，应在交接处设置与烟道成45°角的隔墙。隔墙应高出烟道口顶部，高出部分应不小于烟道口高度的1/2，且不小于0.5~1.0米。隔墙厚度应根据砌体的强度和稳定性来确定，一般不小于烟囱底座内衬厚度，且不得小于一砖，见图2-16。

烟囱与烟道连接处应有伸缩缝。

铁皮烟囱由多节钢板烟囱筒组成，筒身厚度一般为3~15毫米。为防止筒身钢板受烟气腐蚀，也可在烟囱内壁敷设耐热砖衬或耐酸水泥。小型锅炉的钢板烟囱可根据锅炉厂设计支承在锅炉烟箱上，也可支承在屋面梁或地面烟囱基础上。为了维持烟囱的稳定性，在钢

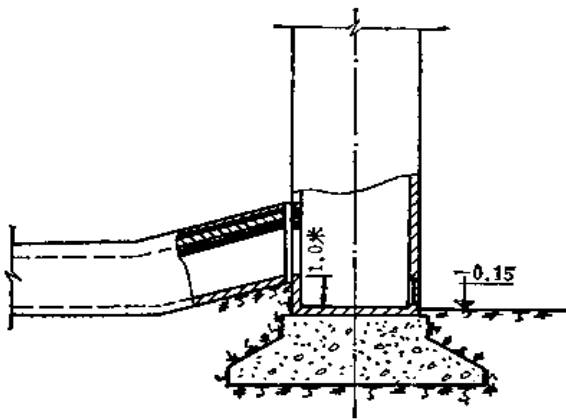


图 2-15 烟囱底部布置图

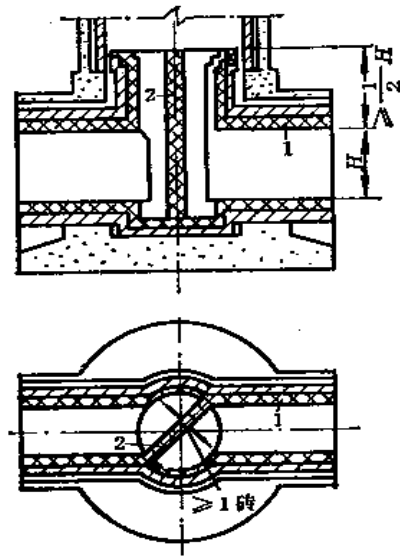


图 2-16 两条烟道入口处分隔墙构造图

1—烟道；2—分隔墙

板烟囱的适当高度处应以钢丝绳固定，钢丝绳可拉到地面用地桩固定，当土建许可时也可拉到屋面用土建预留的拉环固定。钢丝绳可用三根间隔 $120^\circ$ 对称布置，也可用四根间隔 $90^\circ$ 对称布置。

### (二) 烟囱的内衬

1. 内衬材料 当烟气温度高于 $500^\circ\text{C}$ 时，应用耐火粘土砖或耐热混凝土预制块砌筑，当烟气温度低于 $500^\circ\text{C}$ 时，可用不低于75号的红砖砌筑。砌筑内衬时，根据不同的内衬材料常用下列砂浆或泥浆：红砖内衬，当烟气温度低于 $400^\circ\text{C}$ 时用25号混合砂浆砌筑，当烟气温度在 $400^\circ\text{C}$ 以上时用普通生粘土和砂子配制的砂浆砌筑，其配合比为1:1或1:1.5。耐火粘土砖内衬用泥浆砌筑，泥浆由耐火生粘土和粘土熟料粉配制，其配合比为1:2。耐热混凝土预制块用上述泥浆并加20%的水泥砌筑。

小型钢板烟囱必要时可粉刷一层耐酸水泥作内衬，但施工时必须仔细操作，使坚固平滑，以免烧裂脱落，堵塞烟囱。

2. 内衬高度 砖烟囱内衬的高度与烟气温度有关，当烟气温度为 $151\sim 250^\circ\text{C}$ 时，内衬高度不得小于烟囱高度的 $1/3$ ；当烟气温度为 $251\sim 400^\circ\text{C}$ 时，内衬高度不得小于烟囱高度的 $1/2$ ；当烟气温度高于 $400^\circ\text{C}$ 时，内衬与筒身同高。钢筋混凝土烟囱内衬应与筒身同高。建筑物内部的烟囱，内衬最好与筒身同高或超出建筑物的屋顶，但不得低于对独立烟囱的要求。

3. 内衬厚度 烟囱底部20米以内一段的内衬厚度一般不小于一砖，其他各段不小于半砖。

### (三) 烟囱的附属设施

1. 爬梯 烟囱外部爬梯是为检查和修理烟囱、信号灯和避雷设施之用。爬梯位置应设在背风面并与避雷设施的位置相配合。高度大于50米的钢筋混凝土烟囱，爬梯应从离地面2.5米处开始，其顶部应比烟囱顶高出 $0.8\sim 1.0$ 米。离地面 $10\sim 15$ 米以上部分应设置金属



围栏，但注意不要设在信号灯平台以上2.5米的范围内。围栏直径应不小于0.7米。从离地面15米起每隔10米应在爬梯上设置可折叠的休息板以供爬梯人员上下时休息。休息板的宽度不应小于50毫米。高度在50米以下的砖烟囱，爬梯最低一步应距地面2米，从离地面15米起每隔10米应安装一个休息爬梯。爬梯必须牢固可靠，以保证安全，为防止烟气及风雨侵蚀，应预先涂刷防腐油漆。

2.航空信号灯及标志色 为保证飞机夜间航行的安全，在烟囱顶部以下5~7.5米和筒身中部的不同高度处，需设置红色信号灯及平台，但对于高度小于50米的砖烟囱，若无特殊要求时也可不设信号灯。为保证飞机白天航行的安全，在航线上或机场附近的高烟囱应刷航空标志色。其方法是：在标高50米以上的烟囱外表面刷成宽度等于筒身圆周1/4、高度等于5~7.5米的黑白交错方格。

3.避雷设施 烟囱矗立高空，易受雷击，应装设避雷设施。避雷设施包括避雷针，导线及接地极等。避雷针用直径38毫米、长3.5米的镀锌钢管制作，安装时顶部尖端应高出烟囱顶1.8米。避雷针的数量决定于烟囱的高度与直径，见表2-18。导线沿爬梯导至地下，在地面下0.5米处与接地极扁钢带焊接在一起。避雷设施安装完毕后应测试电阻，其数值不得大于设计规定。

烟 囱 的 避 雷 针 数 量 表 2-18

序 号	烟 囱 的 尺 寸		避 雷 针 的 数 量	序 号	烟 囱 的 尺 寸		避 雷 针 的 数 量
	内 直 径 (米)	高 度 (米)			内 直 径 (米)	高 度 (米)	
1	1.0	15~30	1	6	2.0	35~100	3
2	1.0	35~50	2	7	2.5	15~30	2
3	1.5	15~45	2	8	2.5	35~150	3
4	1.5	50~80	3	9	3.0	15~150	3
5	2.0	15~30	2	10	3.5	15~150	3

#### 第四节 鼓、引风机的选择及计算

##### 一、鼓、引风机选择要点

1. 锅炉的鼓风机、引风机宜单炉配置。蒸发量较小的小型锅炉若需装设鼓、引风机时，可视具体情况单炉或集中布置。

单炉布置鼓、引风机的特点：

(1) 灵活性大，当一台风机发生事故时不会影响其他锅炉的运行。

(2) 鼓、引风系统较严密，漏风较少。

(3) 随负荷变化的调节性能好，能保证较长时间的经济运行，适合于负荷变化较大的工况。

(4) 投资较高，占地面积较大。

集中布置鼓、引风机的特点：

(1) 灵活性小，当一台风机发生事故时将影响整个运行系统。

(2) 鼓、引风系统不可能十分严密，漏风的可能性较大。

(3) 负荷变动较大时, 不能保持经济运行。

(4) 投资较低, 占地较小, 集中管理较为方便。

2. 鼓、引风机单炉布置时, 风量的富裕量一般为10%, 风压的富裕量一般为20%。集中配置风机时, 鼓、引风机应各设两台, 并使风机符合并联运行的要求, 其风量和风压的富裕量应较单炉配置时适当加大。

3. 应尽量使风机在常年运行中处于较高的效率范围。风机厂性能表中列出的性能规范是指效率不低于该风机最高效率90%时对应的性能, 可按此数值范围选用。

4. 选择风机时, 必须考虑到当地气压和介质温度对风机特性的修正, 此外不能超过风机限定的使用介质温度的范围。

5. 风机的调节装置应装设在风机进口处, 当两台风机并列运行时, 每台风机出口管上亦应装设关闭用的闸门, 以便检修一台风机时不致影响锅炉的运行。调节装置一般常用的有闸板、转动挡板及导向器三种。闸板及转动挡板最简单, 但其能量损失较大。一般容量较大的风机均配用导向器调节, 它比前两种能量损失小。当两台或两台以上锅炉集中装置风机时, 每台锅炉与总风道、总烟道连接处应配置严密性较高的闸门, 以防止漏风。配置方式应保证每台锅炉能单独进行调节和控制。

## 二、鼓、引风机的计算

风机样本上给出的风机性能表, 无论其数据是从风机特性曲线换算得出的或是从样机试验得出的, 均表示风机在某一气体重度条件下的性能数据。一般鼓风机常表示温度  $t = 0^{\circ}\text{C}$ , 大气压力  $P_0 = 760$  毫米汞柱, 重度  $\gamma = 1.293$  公斤/米<sup>3</sup> 的空气介质或温度  $t = 20^{\circ}\text{C}$ , 大气压力  $P_0 = 760$  毫米汞柱, 重度  $\gamma = 1.2$  公斤/米<sup>3</sup> 的空气介质的工况; 引风机常表示温度  $t = 200^{\circ}\text{C}$ , 大气压力  $P_0 = 760$  毫米汞柱, 气体重度  $\gamma = 0.745$  公斤/米<sup>3</sup> 的烟气介质或温度  $t = 240^{\circ}\text{C}$ , 大气压力  $P_0 = 760$  毫米汞柱, 气体重度  $\gamma = 0.685$  公斤/米<sup>3</sup> 的烟气介质的工况。选用风机时, 必须将使用场合的气体重度按风机性能表规定的气体重度进行修正。考虑了备用系数和重度修正后, 选用风机用的风量、风压可按下述方法计算:

### (一) 鼓风机的计算

1. 鼓风机风量按下式计算:

$$V_g = 1.1 \alpha_1 B_j V^{\circ} \frac{273 + t_k}{273} \times \frac{760}{b} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (2-32)$$

式中  $V_g$ ——鼓风机风量, 米<sup>3</sup>/时;

1.1——风量备用系数;

$\alpha_1$ ——炉膛空气过剩系数, 参见第一章;

$B_j$ ——计算燃煤量, 公斤/时, 参见第一章;

$V^{\circ}$ ——理论空气量, 标米<sup>3</sup>/公斤, 参见第一章;

$b$ ——当地大气压, 毫米汞柱, 根据当地海拔高度由表2-14查得。当海拔高度小于200米时, 可采用760毫米汞柱;

$t_k$ ——进入风机的冷空气温度,  $^{\circ}\text{C}$ 。

2. 鼓风机风压按下式计算:

$$H_g = 1.2 \Sigma \Delta h_f \frac{273 + t_k}{273 + t_g} \times \frac{760}{b} \times \frac{1.293}{\gamma k^{\circ}} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-33)$$

式中  $H_g$ ——鼓风机风压，毫米水柱；

1.2——风压备用系数；

$\Sigma \Delta h_f$ ——风道总阻力，毫米水柱，见本章第二节；

$t_k, b$ ——意义同上；

$t_g$ ——鼓风机铭牌上给出的气体温度，°C；

$\gamma_k^\circ$ ——760毫米汞柱时空气的重度， $\gamma_k^\circ = 1.293$ 公斤/米<sup>3</sup>。

### (二) 引风机的计算

1. 引风机风量按下式计算：

$$V_v = 1.1 B_i \Sigma V_i \frac{273 + t_p}{273} \times \frac{760}{b} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (2-34)$$

式中  $V_v$ ——引风机风量，米<sup>3</sup>/时；

1.1——风量备用系数；

$B_i$ ——计算燃煤量，公斤/时，参见第一章；

$\Sigma V_i$ ——引风机前计入空气过剩系数的每公斤燃料产生的烟气总体积，标米<sup>3</sup>/公斤，按第一章计算；

$t_p$ ——引风机前的排烟温度，°C，一般可近似取用锅炉排烟温度；

$b$ ——意义同上。

2. 引风机风压按下式计算：

$$H_g = 1.2 (\Sigma \Delta h_v - s_v) \frac{273 + t_p}{273 + t_v} \times \frac{760}{b} \times \frac{1.293}{\gamma_i} \quad \text{毫米水柱} \quad (2-35)$$

式中  $H_g$ ——引风机风压，毫米水柱；

1.2——风压备用系数；

$\Sigma \Delta h_v$ ——烟道总阻力，毫米水柱，见本章第三节；

$s_v$ ——烟囱引力，毫米水柱，见本章第三节；

$t_p, b$ ——意义同上；

$t_v$ ——引风机铭牌上给出的气体温度，°C；

$\gamma_i$ ——760毫米汞柱时的烟气重度， $\gamma_i = 1.34$ 公斤/米<sup>3</sup>。

### (三) 二次风机的计算

二次风机的风量及风压可按锅炉厂提供的数据取用。对一般层燃炉，二次风机风量约占总空气量的8~15%，当燃料挥发分较大时，二次风量取较高值，当燃料挥发分较小时，取较小值。二次风机风压与风嘴风速及射程关系见表2-19。

一般二次风机风压约为250~400毫米水柱。

二次风的射程及风压

表 2-19

风 速 (米/秒)	40			50			60			70		
	40	50	60	40	50	60	40	50	60	40	50	60
风嘴直径 (毫米)												
射 程 (米)	2.7	3.4	4.0	3.4	4.2	5.1	4.1	5.0	6.1	4.8	5.9	7.1
要求风压 (毫米水柱)	120			150			220			300		

注：1. 表中所列系指二次风为冷空气时的数据，如果采用预热空气，射程更远一些。

2. 表中风压指风嘴前的数值，选择风机时应考虑风道阻力并留有一定余量。

#### (四) 风机及电动机功率计算

1. 风机所需功率按下式计算:

$$N_f = \frac{VH}{3600 \times 102 \eta_1 \eta_2} \quad \text{千瓦} \quad (2-36)$$

式中  $N_f$ ——风机所需功率, 千瓦;

$V$ ——风机风量, 米<sup>3</sup>/时;

$H$ ——风机风压, 毫米水柱;

$\eta_1$ ——风机在全压头时的效率, 一般风机约为0.6, 高效风机约为0.9;

$\eta_2$ ——机械传动效率, 其值为:

当风机与电动机直联时,  $\eta_2=1.0$ ;

当风机与电动机用联轴器联接时,  $\eta_2=0.95\sim 0.98$ ;

当风机与电动机用三角皮带传动时,  $\eta_2=0.90\sim 0.95$ ;

当风机与电动机用平皮带传动时,  $\eta_2=0.8$ 。

2. 电动机功率按下式计算:

$$N_d = \frac{N_f \beta}{\eta_3} \quad \text{千瓦} \quad (2-37)$$

式中  $N_d$ ——电动机所需功率, 千瓦;

$N_f$ ——意义同上;

$\eta_3$ ——电动机效率, 常取 $\eta_3=0.90$ ;

$\beta$ ——电动机备用系数, 按表2-20取用。

电动机备用系数  $\beta$

表 2-20

电动机功率 (千瓦)	备 用 系 数 $\beta$	
	皮 带 传 动	同一转动轴或联轴器连接
至 0.5	2.0	1.15
至 1.0	1.5	1.15
至 2.0	1.3	1.15
至 5.0	1.2	1.10
大于 5.0	1.1	1.10

#### (五) 风机性能与转数关系

在保证风机效率不变的条件下, 离心风机的性能与转数有下列关系:

$$V = V_0 \frac{n}{n_0} \quad (2-38)$$

$$H = H_0 \frac{\gamma}{\gamma_0} \left( \frac{n}{n_0} \right)^2 \quad (2-39)$$

$$N = N_0 \frac{\gamma}{\gamma_0} \left( \frac{n}{n_0} \right)^3 \quad (2-40)$$

式中  $V, H, N, \gamma$ ——转数为 $n$ 时, 风机的风量、风压、功率和介质重度;

$V_0, H_0, N_0, \gamma_0$ ——转数为 $n_0$ 时, 风机的风量、风压、功率和介质重度。

提高风机转数时应注意:

1. 转数提高后, 风机叶片, 前后盘, 轴等受力增大, 应考虑强度是否足够。

2. 转数提高后, 所需功率也增大, 应考虑电动机容量是否足够, 或者需要更换。

3. 锅炉引风机考虑到烟尘对叶片的磨损, 一般转数不宜超过980转/分, 如采用高效除尘器, 也不宜超过1450转/分。

## 第五节 鼓、引风机的消声

鼓、引风机的噪声, 常对周围环境造成污染, 这种噪声除直接影响锅炉房操作人员外, 当锅炉房布置在居民区时, 还会影响居民, 使问题显得更严重。因此, 在总图布置中, 必须考虑风机噪声对环境的影响, 选择锅炉房的合理位置, 同时还应当根据噪声污染的不同程度, 在消声上采取一定措施, 以减少噪声的危害。

风机的噪声主要包括空气动力噪声和机械噪声。空气动力噪声主要是由旋转噪声和涡流噪声组成。旋转噪声亦称叶轮噪声, 它是由叶轮周期性地挤压气体, 撞击气体分子引起空气压力脉动而产生。涡流噪声是由于叶轮高速旋转时形成气体旋涡的旋流噪声所组成。旋转噪声的强弱主要与叶轮转速、排气静压、风机流量等因素有关, 其噪声主要为中、低频。涡流噪声则与叶轮形状、气体流速等因素有关, 主要为连续频谱的中、高频。机械噪声主要是传动机构和风机装配精度不高, 机组运转时不平衡所产生的冲击噪声和摩擦噪声, 此外还有电机冷却风扇的噪声、电磁噪声, 风机排气管、阀门等在风机运转时产生的振动也产生强烈的噪声。因此, 风机本身是一个多噪声源, 并且它的噪声也比较复杂。但是, 在这些噪声中, 强度最大, 对环境影响最严重的还是从风机进、排气口辐射出来的气流噪声。

如果环境对锅炉房控制噪声的要求较高, 设计中应考虑对风机的空气动力噪声和机械噪声的综合治理, 采用隔声的方法可以取得较理想的效果。对于要求较低的场合, 也可只采用控制风机进、排气噪声的方法, 如在鼓、引风机进出口加装消声器, 即可取得一定的效果。锅炉房常用的解决鼓、引风机噪声的方法有以下几种:

1. 鼓、引风机集中布置在风机间中, 并将风机间做成隔声室, 用隔声室—消声器综合控制风机噪声的方法, 来解决风机噪声。隔声室—消声器是由一个封闭的隔声室和进气消声器组成。鼓、引风机设置在隔声室中, 由于砖砌隔声室密封性能好, 噪声不易通过砖墙向外传播。为提供鼓风机进气及电机散热用冷空气, 在隔声室与外界相连通的进气口上装上消声器, 以防止噪声由进气口向外传播出去。进气消声器可做成进气消声道式, 用半砖结构并设置在室内, 如图2-17所示, 也可将进气消声器做在两侧墙上, 如图2-18所示。隔声量大于35分贝(A)。

隔声室—消声器综合治理的方法, 既能取得明显的消声效果, 又能控制电机、轴承的温升, 使风机能安全运行。但这种方法只是将风机的噪声封闭在隔声室中, 风机间内的噪声还是相当大的。考虑到风机间中不经常有人, 司炉工只是定期对风机进行检查, 观察其运行是否正常, 因此, 这种隔声的方法还是可行的。风机间的设置, 需要一定的建筑面积, 设计中是否采用隔声室—消声器的方法来解决风机的噪声还应该根据具体情况来决定。

为了使封闭的风机房达到满意的隔声效果, 隔声室的门应采用隔声门, 如图2-19所示。由三夹板、五夹板内充填矿渣棉组成的双层隔声门, 其隔声量可达30分贝左右。国内

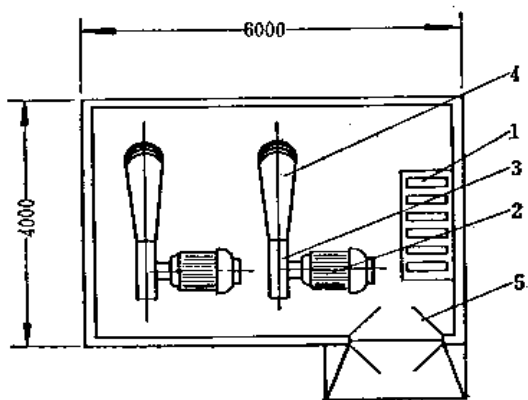


图 2-17 隔声室及消声道

1—消声道；2—电机；3—鼓风机；4—风道；  
5—隔声门

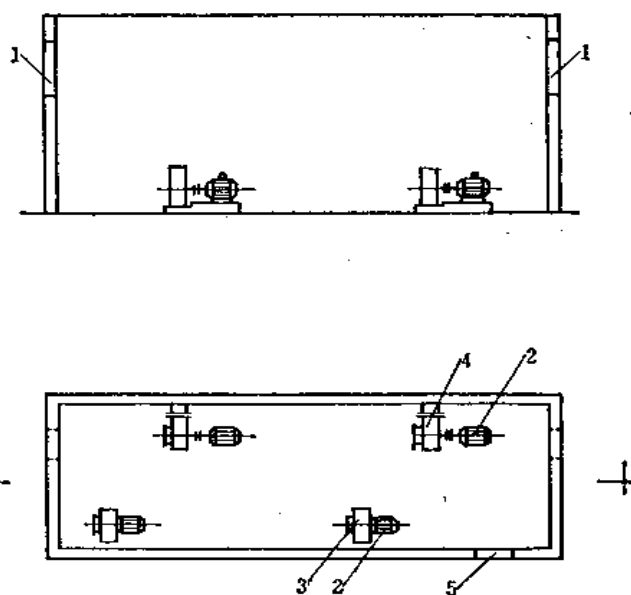


图 2-18 隔声室及消声器

1—消声器；2—电机；3—鼓风机；4—  
引风机；5—隔声门

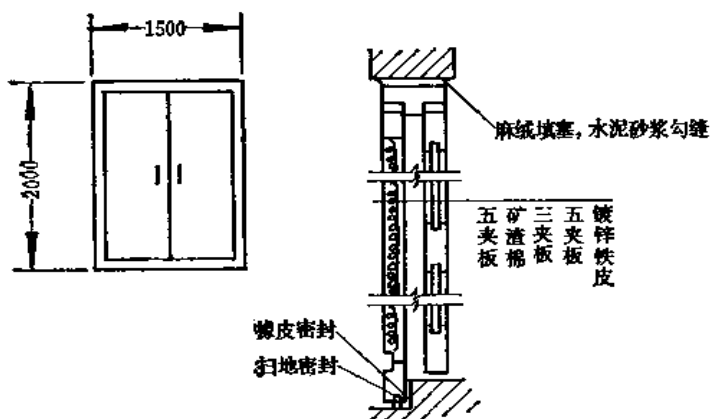


图 2-19 隔声门构造图

一些噪声控制设备厂有隔声门产品，设计中可以选用。

隔声风机间与锅炉房或与外界相连的砖墙上，最好不要开窗，仅用灯光照明，以免噪声从风机间的窗户中传出去。如果为了满足采光的要求，必须开设窗户时，也应安装隔声窗，即把窗户做成双层，玻璃尽量用厚些的（一般用5毫米厚），二层玻璃之间控制8~12厘米距离，玻璃与窗框应做密封处理，如图2-20所示。

鼓、引风机与锅炉相连接的金属风烟管道，也会向四周传播噪声，一般鼓风机送风管应尽量做成地下风道，地上的风管应有可靠的固定措施，必要时也可用吸音材料包裹。热风管道和烟管均有保温层，其噪音的传播较小，不必采取其他措施。

2. 鼓、引风机用隔声罩隔声，也是解决风机噪声的一种方法。隔声罩必须选择有足够

强度和隔声能力的罩壁材料，一般外壁采用2~3毫米厚的钢板，并用50毫米厚的多孔性吸音材料紧贴罩内壁。吸音材料可选用聚胺酯泡沫塑料，其性能中等，但易燃且价格较贵；超细玻璃棉吸声性能好，但有污染；也可以采用纺织品中的下脚材料如飞花、地毯毛等。在采用纤维状吸声材料时，为防止吹掉和散落，可贴一层玻璃布或麻袋布，或用铁丝网、穿孔板等。隔声罩上打孔时必须采取一定的消声措施，否则将大大降低消音效果。因此，在隔声罩上应尽量避免开孔。隔声罩的接缝处应考虑密封，如垫橡胶之类材料，盖板关闭时，要用专用的锁扣扣紧，以防止漏声。目前一些噪声控制设备厂生产此类隔声罩，如北京北安河机械厂生产BHB送引风机综合消音箱，采用外隔内吸的消声板件，进、出口消声器采用阻性片式结构，消声量为20分贝(A)，消音箱隔声量 $\geq 25$ 分贝(A)，设计中可以选用。其示意图见图2-21。

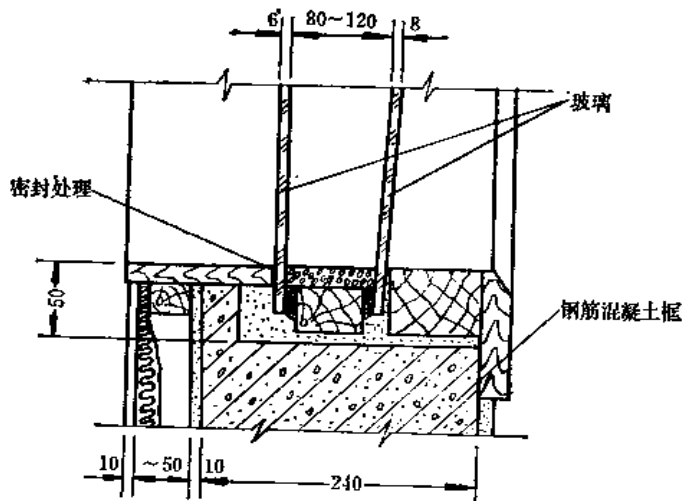


图 2-20 双层隔声窗示意图

3. 鼓风机进口采取消声措施，是解决风机噪声的有效手段。由于鼓、引风机噪声中强度最大，对环境影响最为严重的是从鼓风机进口和引风机排气口辐射出来的气流噪声，而引风机排气噪声，经过烟道和烟囱辐射到外界时，其强度已大大衰减。因此，鼓风机进口的气流噪声是影响环境的主要因素。鼓风机进口的消声常用下列二种方法：

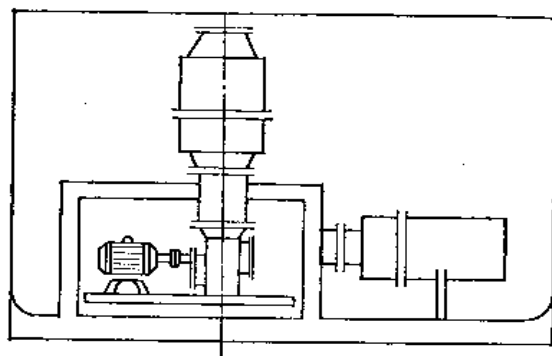


图 2-21 送引风机综合消音箱示意图

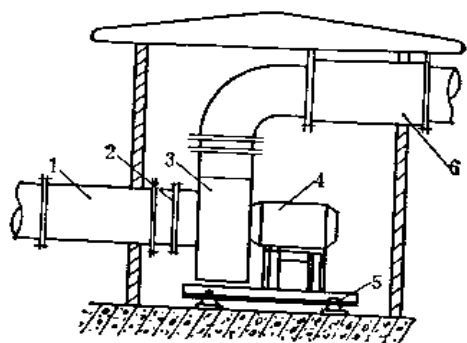


图 2-22 鼓风机进口消声器安装示意图

1—进口消声器；2—橡胶软管；3—风机；4—电机；5—减振器；6—出口消声器

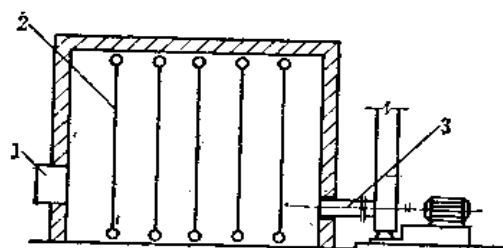


图 2-23 进气消声小室示意图

1—进风口；2—吸声材料帘幕；3—鼓风机进风口

(1) 鼓风机进口加装消声器, 这种消声器目前各噪声设备控制厂多有系列产品, 如湖南长沙市噪声控制设备厂、南京噪声控制设备厂、北京北安河机械厂等, 均有产品供设计选用。其构造多为阻性消声器, 一般消声量可达35~45分贝(A)左右, 阻力损失一般为5~40毫米水柱左右。安装示意可见图2-22。

(2) 鼓风机进口加装消声小室, 也是解决鼓风机噪声的一种措施。消声小室用砖砌筑, 进风道中挂有消声幕, 用以吸声, 其示意图如图2-23所示。

## 第六节 鼓风及引风系统的设备布置

### 一、鼓风机及风管的布置

1. 鼓风机的布置应考虑尽量减少噪声和振动对操作人员和生产的影响。

2. 鼓风机单炉布置时, 应使风机尽量靠近锅炉进风口, 以缩短进风管道。鼓风机集中布置时, 应力求对每台锅炉送风均衡, 可将风机布置在锅炉房的前面两侧或专设的风机室内, 通常在锅炉房两侧各设一台风机, 出风管中间应有闸门, 使两台风机同时运行时不致相互干扰, 见图2-24。

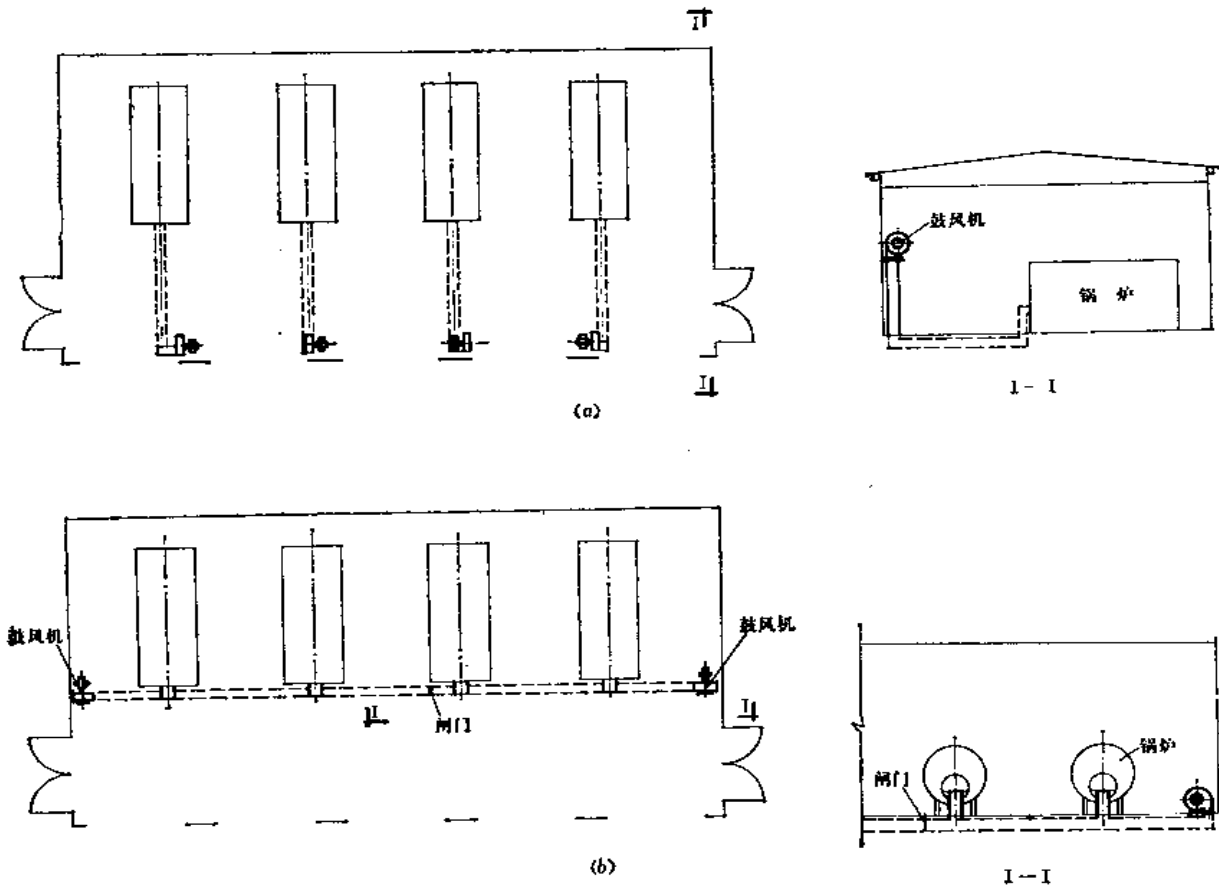


图 2-24 鼓风机布置图  
(a)鼓风机单炉布置, (b)鼓风机集中布置



3. 锅炉房单层布置时，鼓风机位置不得妨碍锅炉操作；锅炉房楼层布置时，鼓风机应布置在底层。鼓风机亦可布置在土建柱子上，这种布置节省风管，减少管道阻力，但管理及操作不便，见图2-25。

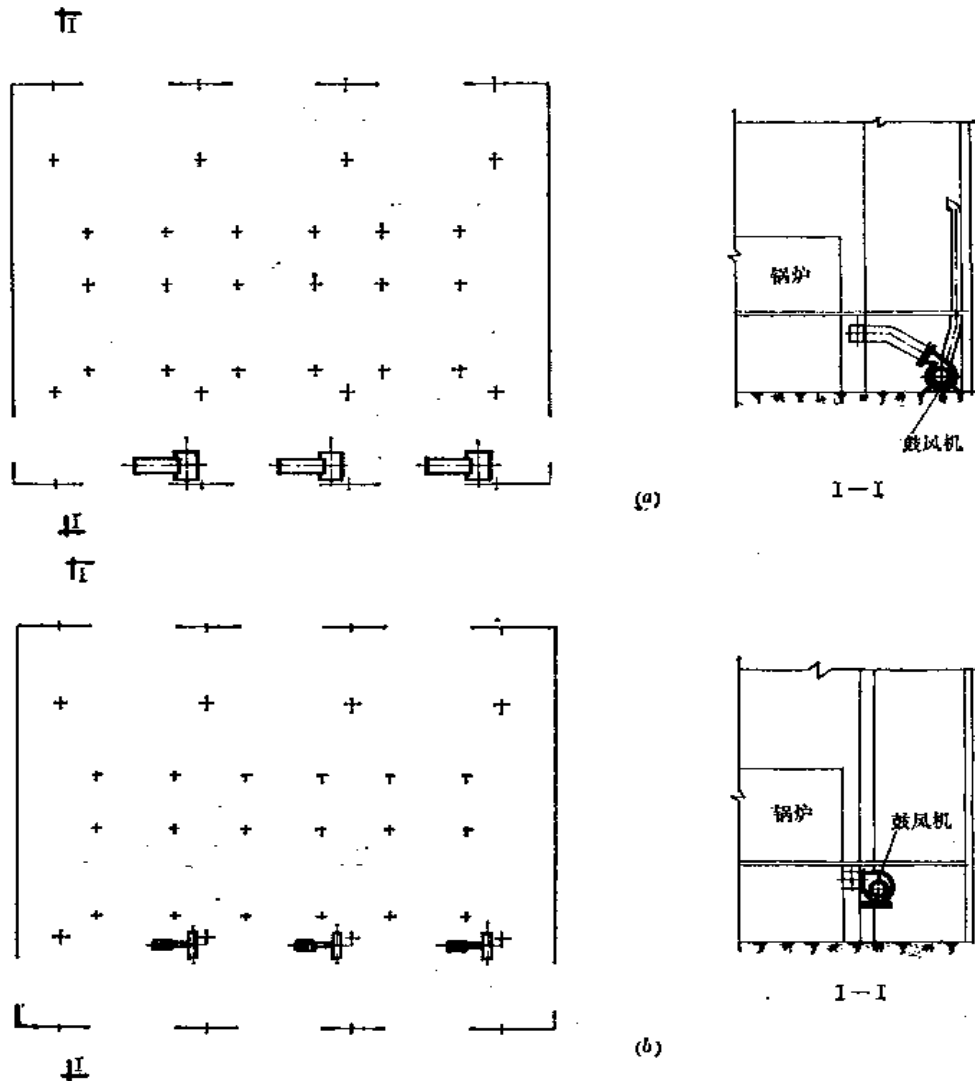


图 2-25 鼓风机布置图  
(a)鼓风机底层布置；(b)鼓风机柱上布置

4. 二次风机因转速高，振动及噪声都大，宜布置在底层，如布置在楼板上，则风机应搁置在梁上，以减小振动，见图2-26。

5. 必要时风机可以露天布置，但必须考虑风机及电动机的防雨，防腐等防护措施。

6. 布置风机的位置时应考虑操作维修的方便，通道间距不应小于0.7米，周围应有检修操作空地。对于重量较大的风机尚应考虑安装手动吊车的位置。

7. 送风管道可以布置在地下或地上。当风管地下布置时，应考虑防水和积水的排除；当风管地上布置时，应不妨碍操作和通行。

8. 鼓风机进风管一般应接至锅炉房上部温度较高处，以利用顶部热空气的热量，同时还可在夏季加强室内通风。但在北方地区，冬季如吸走大量室内热空气，必然需要增加暖气

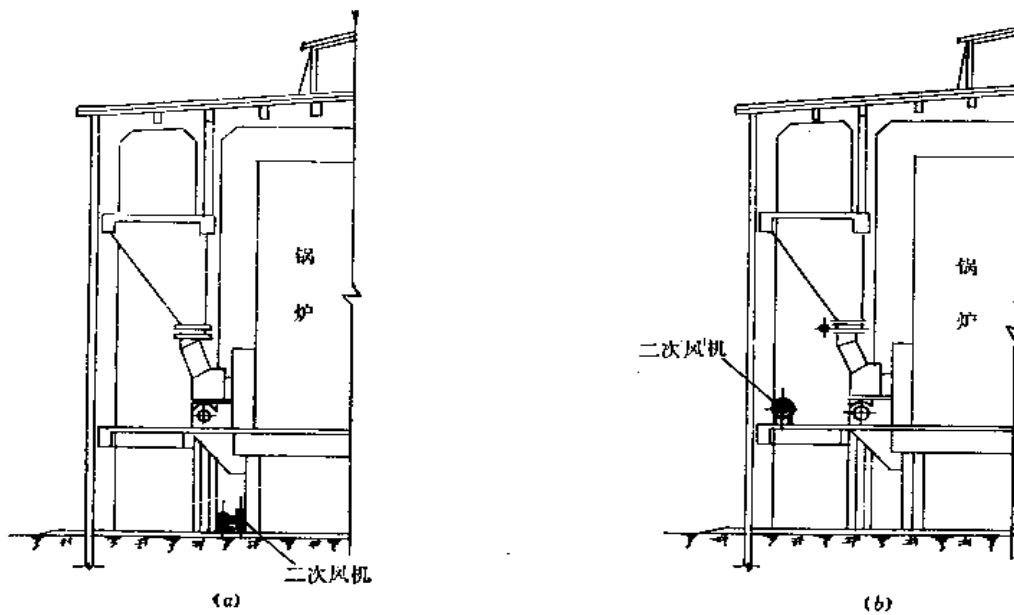


图 2-26 二次风机布置图  
(a)布置在底层；(b)布置在楼板上

设备，这样也不经济，所以一般将进风口做成三通，如图2-27所示，可根据气温变化情况，吸取室内或室外空气。

9. 风机进风口应做网格，以免吸入大块杂物损坏风机，网格通路面积不得小于进风口截面积。

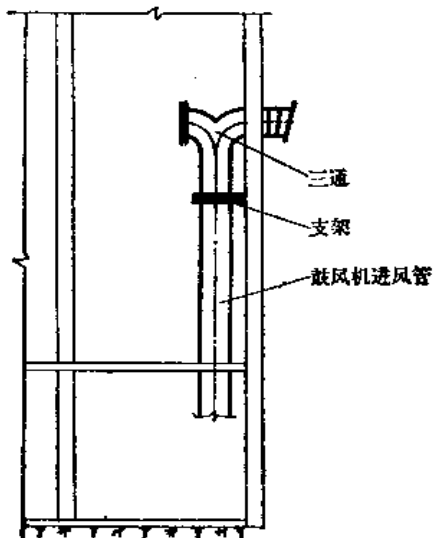


图 2-27 鼓风机进风管

## 二、引风机、烟管及烟囱的布置

1. 布置引风机时，应考虑尽量减少噪声和振动对操作人员和设备及生产的影响。

2. 引风机单炉布置时，应使风机位置尽量靠近锅炉出口，当设有除尘器时则应尽量靠近除尘器出口，以缩短烟气管道。引风机集中布置时，应力求对每台锅炉的抽力均衡。

3. 引风机一般宜布置在锅炉房后部附属间（坡屋）内，这样操作及管理均较方便，但占地面积大，造价高。也可布置在锅炉房底层省煤器下面靠近后墙的地面上，见图2-28。

4. 必要时引风机也可以露天布置，但必须考虑防雨、防腐、保温等防护措施。

5. 当锅炉房装设除尘器时，引风机按烟气流程应布置在除尘器的后面，以减少烟尘对引风机叶片的磨损。除尘器及引风机可全布置在室内，这样有利于设备的保护，但建筑面积较大，造价较高；也可将除尘器布置在室外，将除尘器出口烟管引回锅炉房内引风机入口处；必要时也可将除尘器及引风机均作露天布置，以减少建筑面积，降低造价，但对设备的维护不利，见图2-29。

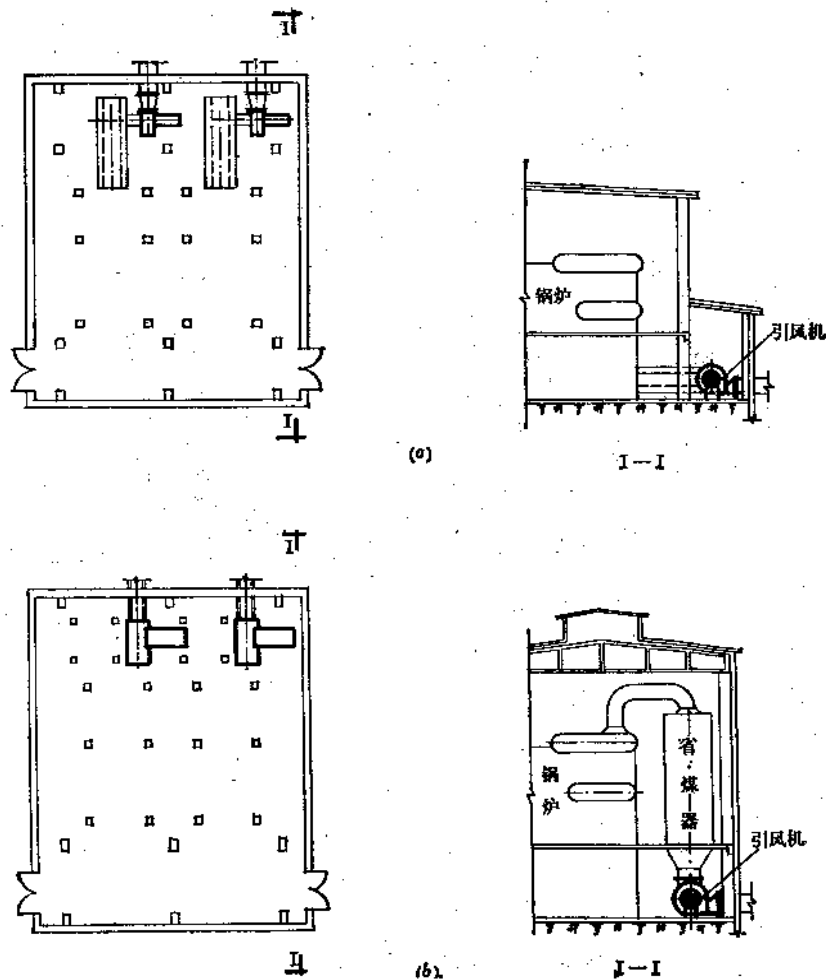


图 2-28 引风机布置图

(a)引风机布置在坡屋内；(b)引风机布置在省煤器下

6. 引风机的布置尚须注意下列各点：

(1) 引风机中心至固定端（指进风口），应保持一定距离（一般 1 米以上），以便加接接管及拆换叶轮。

(2) 引风机的轴承冷却水出口处应作成开口漏斗式，以便随时观察和检查冷却水是否正常。冷却水出口处不可作成封闭式。

(3) 引风机露天布置时，如轴承冷却水水管有冻结的可能，则必须采取防冻措施。可将冷却水出口处的开口漏斗集中移装在室内，室外部分的进、出口水管均加保温，并应考虑当引风机停止运行时室外冷却水管内的积水能全部排空。冷却水出口漏斗亦可移装在靠近引风机烟气出口的金属管侧，该处温度较高，故不致冻结。

7. 烟道可以地上或地下布置。地上烟道有下列优点：

- (1) 除灰方便；
- (2) 检修简易；

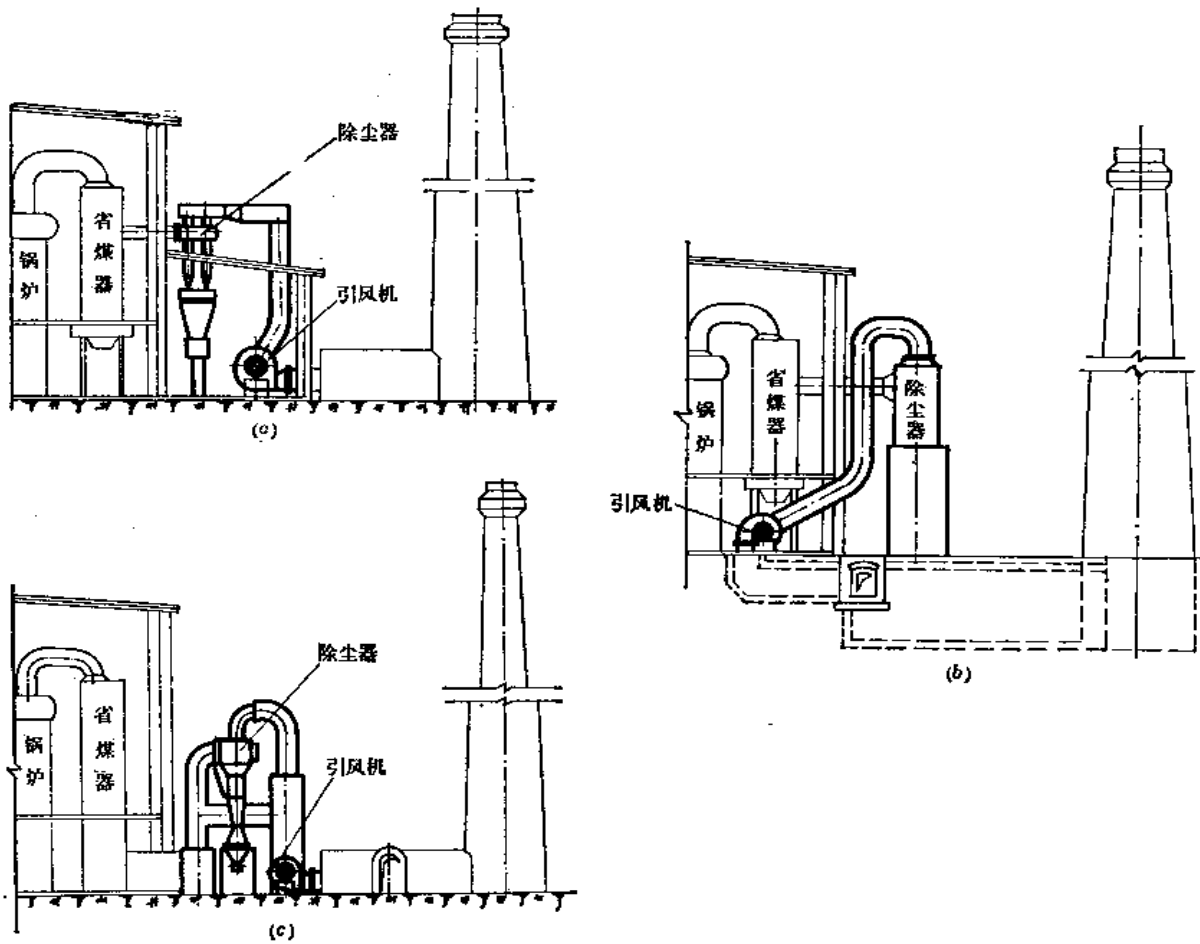


图 2-29 引风机与除尘器的布置  
(a)室内布置；(b)引风机室内布置，(c)露天布置

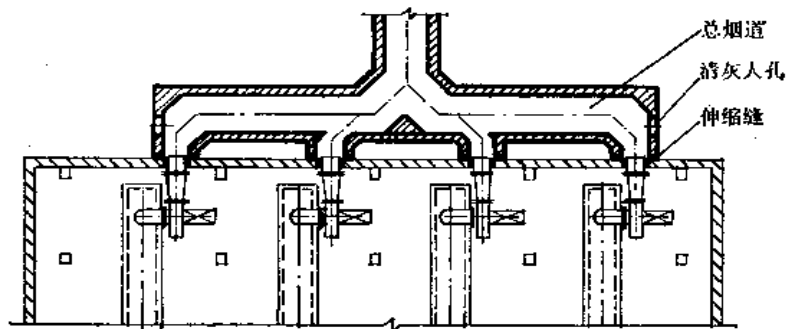


图 2-30 总烟道的布置

- (3) 不易为地面水(雨水)所侵袭；
- (4) 可使烟囱基础相应抬高。

因此，烟道以地上布置为宜，一般只有当锅炉房位置太挤，布置地上烟道影响锅炉机组运行和检修操作或布置地上烟道有困难时，才做地下布置。

8.总烟道宜布置在室外，这样，不仅可以节省建筑面积，而且便于出灰清理，同时还保持了室内的清洁。见图2-30。

9.烟囱的位置应布置适当以求烟囱对每台锅炉的抽力均衡，同时，应考虑锅炉房的扩建。

10.烟囱与后墙的间距应满足工艺布置的要求，并使烟道尽量缩短，同时还应考虑烟囱基础下沉时不致影响建筑物的基础。一般当烟囱与后墙之间不布置设备时，间距可取6~8米，见图2-31。

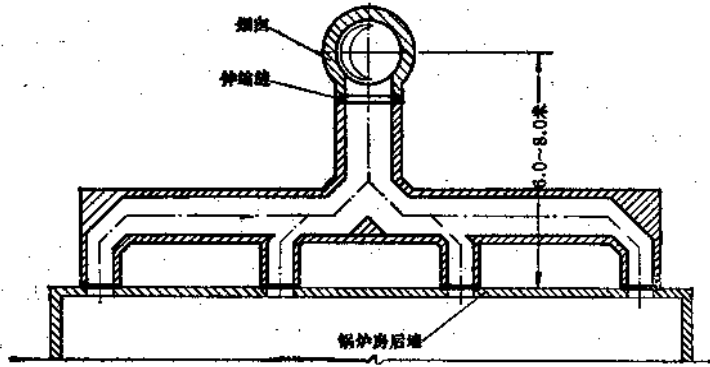


图 2-31 烟囱的布置

## 第三章 除 尘

### 第一节 概 述

我国的能源政策是以煤为主，工业锅炉每年的燃煤量约占全国原煤产量的三分之一。煤炭在燃烧过程中，由于燃烧不完全而生成游离炭，以及因烟气的扰动作用而产生的飞灰尘粒，这些是造成锅炉排出烟气中夹带大量烟尘的主要原因。据统计，全国每年从工业锅炉排放出的烟尘总量约2000万吨，同时还伴有SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub>等有害气体，严重地污染了环境，对生产、人民生活 and 人体健康都造成了极大的危害。

为控制烟尘的污染，改善大气质量，我国政府制定了《环境保护法》、《大气环境质量标准》以及《锅炉烟尘排放标准》等。在工业锅炉房设计中，一般都应遵循上述法令和《标准》的规定，锅炉烟囱排出的烟气应符合国家规定的排放要求。因此，目前的措施是：改进锅炉的燃烧方式及加装除尘设备。这两项措施应综合考虑，不能偏废任何一项。改进锅炉的燃烧方式，进行合理的燃烧调节，能够使烟气中的可燃物质在未排出锅炉之前就在炉膛中燃尽，以达到消除烟气的黑度，减少锅炉出口烟气含尘浓度及节约煤炭的目的。但是它不能代替除尘。工业锅炉加装烟气除尘器，对于减少所排放烟气中的含尘浓度，保护环境，改善大气质量，在目前仍是一种有效的、重要的手段。

《锅炉烟尘排放标准》中对各类区域锅炉烟尘排放指标列表于下：

在燃料矿区的非居住区使用的锅炉，燃用3000千卡/公斤以下的燃料时，最大容许烟尘浓度可放宽至2000毫克/标米<sup>3</sup>。表3-1中“适用地区”及范围界限由县级以上人民政府划定。

各类区域锅炉烟尘排放标准

表 3-1

区域类别	适 用 地 区	标 准 值	
		最大容许烟尘浓度 (毫克/标米 <sup>3</sup> )	最大容许林格曼黑度 (级)
1	自然保护区、风景游览区、疗养地、名胜古迹区、重要建筑周围	200	1
2	市区、郊区、工业区、县以上城镇	400	1
3	其它地区	600	2

### 第二节 除尘器的选择与评价

工业锅炉烟气除尘设备的型式很多，但各种设备都有自己的特点和使用范围。因此在选择除尘设备时，首先要了解各种除尘设备的技术经济性能，同时要研究含尘烟气的特

点, 从而因地制宜, 因炉制宜, 因煤制宜地选择较理想的除尘设备。

### 一、除尘器的选择

选择除尘器时应注意以下几个问题。

#### (一) 烟气量

各种除尘器都有其相适应的设计额定负荷(烟气量米<sup>3</sup>/小时), 当实际烟气量与设计额定负荷有出入时, 将会引起除尘效率的变化。例如, 旋风除尘器对含尘烟气的进口流速有一定的要求, 当实际烟气量低于设计额定负荷的70%时, 除尘效率就显著下降。工业锅炉在实际运行中烟气量的变化范围较大, 因此在选择除尘器时, 应注意考虑这个因素。

#### (二) 烟尘分散度

工业锅炉所排出的烟气中的尘粒是由大小不同颗粒组成的。所谓烟尘分散度就是表示烟尘在各种粒径范围内(如<5微米; 5~10微米; 10~20微米……)的重量占烟尘总重量的百分比。也称为烟尘的重量分散度。烟尘分散度是选择除尘器型式的决定性因素之一。不同型式的除尘器对于不同粒径的烟尘适应性不同, 见图3-1。

由图3-1可知, 当烟尘粒径在10微米以上时, 离心式除尘器有较好的除尘效率。当几微米以下的尘粒占大部分时, 则静电除尘器或湿式除尘器的效率就显著了。因而不同的粒度组成的烟气应选择不同型式的除尘器, 见图3-2。

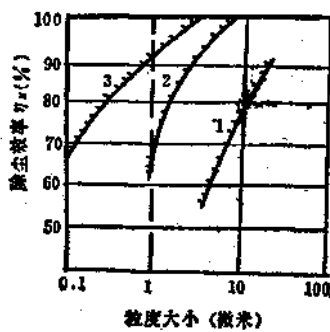


图 3-1 各种除尘器在不同粉尘粒径下的除尘效率

1-离心式除尘器, 2-湿式除尘器, 3-静电除尘器

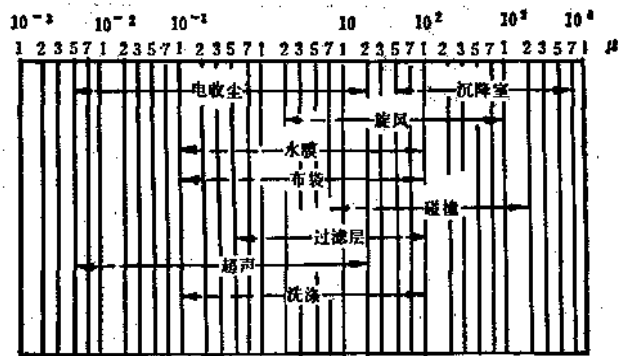


图 3-2 不同粒度组成适宜的除尘方式

注: 虚线表示勉强可用

不同燃烧方式的锅炉所排出的烟气中烟尘的分散度不同, 见表3-2。

不同燃烧方式锅炉烟尘分散度(%)

表 3-2

粒 径 (微米)	链条炉排	往复炉排	抛 煤 机	煤 粉 炉
< 5	3.1	4.2	1.5	6.4
5~10	6.4	3.9	3.6	13.9
10~20	—	12.4	8.5	22.9
20~30	11.9	10.6	8.1	15.3
30~47	8.8	13.8	11.2	16.4
47~60	11.7	6.7	7.0	6.4
60~74	6.3	7.0	6.1	6.3
>74	46.5	36.4	54.0	13.4

### (三) 烟气含尘浓度

烟气含尘浓度对除尘器的效率和压力损失影响极大,它是选择除尘器型式的重要指标。不同型式的除尘器对烟气含尘浓度适应性不同。例如,双级蜗旋除尘器,当烟气初始含尘浓度在 $0.1\sim 1$ 克/米<sup>3</sup>的范围内时,除尘效率基本上平稳地保持较理想数值,当含尘浓度高于 $15$ 克/米<sup>3</sup>时,除尘效率就显著下降。静电除尘器的效率也随进口烟气含尘浓度的增加而降低。图3-3就表明不同含尘浓度适宜的除尘方式。

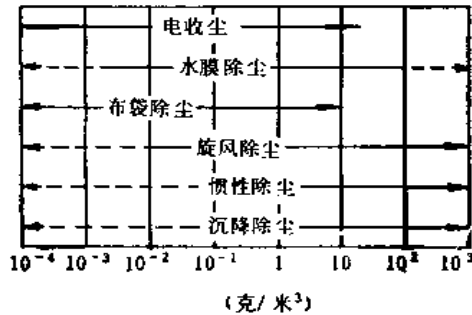


图 3-3 不同含尘浓度适宜的除尘方式  
注：虚线表示勉强可用

不同燃烧方式的锅炉所排出烟气初始含尘浓度相差很大,见表3-3。

除尘器的阻力也是选择除尘器型式的一个重要因素。当除尘器选定以后,要使烟气系统的总阻力与锅炉引风机的全压相适应,即包括除尘器在内的烟气系统总阻力不得超过引风机全压的85~90%。

除尘器的阻力也是选择除尘器型式的一个重要因素。当除尘器选定以后,要使烟气系统的总阻力与锅炉引风机的全压相适应,即包括除尘器在内的烟气系统总阻力不得超过引风机全压的85~90%。

各种锅炉烟气初始含尘浓度

表 3-3

序 号	燃 烧 方 式	平 均 值 (毫克/米 <sup>3</sup> )	最 高 值 (毫克/米 <sup>3</sup> )	备 注
1	往复炉排	2500	2753	机械引风
2	往复炉排	1000	2000	自然引风
3	链条炉排	3800	6299	机械引风
4	振动炉排	4000	9790	机械引风
5	抛煤机炉	8000	13000	机械引风
6	煤粉炉	20000	30000	机械引风
7	沸腾炉	40000	80000	机械引风
8	手烧铸铁炉	2000	3000	自然引风
9	手烧旧式茶炉	820	1159	自然引风
10	简易煤气炉	110	120	自然引风
11	半煤气茶炉	400	510	自然引风
12	反烧炉	190		自然引风
13	双层炉排	170	375	自然引风
14	快装固定炉排	3280	3667	机械引风
15	下饲式炉	1080	1263	自然引风
16	手烧炉	3200	5000	机械引风
17	半沸腾炉	9000	15000	机械引风

## 二、除尘器的评价

评价除尘器工作情况的优劣是一个比较复杂的问题,需要综合考虑效率、节能、钢耗、价格及使用寿命等各方面的指标。通常只用除尘器的总效率和净化后烟气中的含尘浓度这两个指标进行评价,其它几项指标也作参考。除尘器的总效率是一个相对指标,它与需要净化的烟气的含尘浓度及烟尘分散度密切相关。严格地说,衡量除尘器效率的高低,应当用它们的分级效率。净化后烟气中的含尘浓度表明经净化后烟气的质量,是用于控制大气污染的指标,但它却不能完全说明除尘器的工作情况。



### (一) 除尘器的总效率

除尘器的总效率通常有三种测定方法:

1. 根据同一时间内所测得的除尘器进、出口管内烟气的含尘浓度计算。

$$\begin{aligned}\eta &= \left(1 - \frac{S_o}{S_i}\right) \times 100\% \\ &= \left(1 - \frac{C_o Q_o}{C_i Q_i}\right) \times 100\% \end{aligned} \quad (3-1)$$

式中  $\eta$ ——除尘器总效率, %;

$S_o, S_i$ ——分别为除尘器出、进口管内单位时间内通过的尘量, 公斤/时;

$C_o, C_i$ ——分别为除尘器出、进口烟气含尘浓度, 公斤/标米<sup>3</sup>;

$Q_o, Q_i$ ——分别为除尘器出、进口烟气体积, 标米<sup>3</sup>/时

当除尘器不漏风时,  $Q_o = Q_i$

$$\eta = \left(1 - \frac{C_o}{C_i}\right) \times 100\% \quad (3-2)$$

2. 根据除尘器进口管单位时间内通过的尘量和除尘器所收集的尘量计算;

$$\eta = \frac{S_o}{S_i} \times 100\% \quad (3-3)$$

式中  $\eta$ ——除尘器总效率, %;

$S_o$ ——单位时间内除尘器所收集的尘量, 公斤/时

3. 根据除尘器出口管内烟气含尘浓度和单位时间内除尘器所收集的尘量计算;

$$\eta = \frac{S_o}{S_o + Q_o C_o} \times 100\% \quad (3-4)$$

式中符号意义同上。

上述三种测定除尘器总效率的方法都是正确的, 但是由于进口管内烟气含尘浓度较大, 尘粒粒径也较大, 因而采样时的准确性受到一定影响。一般在除尘器的出口管上测定烟气含尘浓度较准确, 因此应尽量采用(3-4)式计算。

### (二) 分级效率

除尘器的分级效率是指除尘器在某种工况下, 对烟尘中不同粒径尘粒的净化效率。除尘器分级效率的计算方法如下:

1. 根据除尘器所收集的烟尘和出口烟尘的分散度计算;

$$\eta_s = \frac{\varphi'_s \eta}{\varphi'_s \eta + \varphi''_s (1 - \eta)} \times 100\% \quad (3-5)$$

式中  $\eta$ ——除尘器总效率, %;

$\eta_s$ ——除尘器分级效率, %;

$\varphi'_s$ ——除尘器所收集下来的烟尘分散度, %;

$\varphi''_s$ ——除尘器出口烟尘分散度, %

2. 根据除尘器进、出口烟尘分散度计算;

$$\eta_s = \frac{\varphi_s \eta - \varphi''_s (1 - \eta)}{\varphi_s \eta} \times 100\% \quad (3-6)$$

式中  $\varphi_s$ ——除尘器进口烟尘分散度, %; 其它符号意义同上。

3. 根据除尘器进口和收集下来的烟尘分散度计算;

$$\eta_s = \frac{\varphi'_s}{\varphi_s} \times 100\% \quad (3-7)$$

式中 符号意义同上。

### (三) 除尘器的阻力

除尘器阻力大小也是评价除尘器工作情况优劣的指标之一。阻力是计算引风机风压的重要参数，而引风机的风压直接影响到电能的消耗量。因此，除尘器的阻力也是一个重要的技术经济指标。

十一种旋风除尘器的性能表

表 3-4

编号	除尘器型号	配用锅炉吨位 (吨/时)	额定负荷效率 (%)	额定负荷 $d_{0.50}$	额定负荷 折算阻力	耗 钢 量 (公斤/1000米 <sup>3</sup> )	价 格 (元/台)	备 注
			低负荷效率 (%)	低 负 荷 $d_{0.50}$	低负荷折算阻力 (毫米水柱)			
1	XZZ-0.5	0.5	$\frac{90.27}{86.82}$	$\frac{7.35}{10.7}$	$\frac{42.4}{20.58}$	46.0	312	
	XZZ-2	2.0	$\frac{93.58}{91.78}$	$\frac{6.55}{9.5}$	$\frac{71.21}{44.87}$	41.5	749	
2	XZD-2	2.0	$\frac{94.07}{89.25}$	$\frac{7.3}{9.5}$	$\frac{74.34}{43.56}$	34.3	1300	
	XZD-10	10.0	$\frac{88.86}{72.73}$	$\frac{14.4}{20.0}$	$\frac{79.38}{54.4}$			
3	XS-2	2.0	$\frac{92.32}{82.47}$	6.2	$\frac{61.8}{29.35}$	61.0	2000	
	XS-10	10.0	$\frac{87.96}{79.79}$	$\frac{13.0}{13.0}$	$\frac{72.61}{39.51}$	42.0	6000	
4	XPX-2	2.0	$\frac{92.99}{93.19}$	$\frac{7.1}{7.7}$	$\frac{80.72}{75.23}$	75.2	2570	
5	XND-2	2.0	$\frac{92.33}{91.79}$	$\frac{8.1}{10.3}$	$\frac{79.12}{39.46}$	33.4	1300	
6	SG-0.5	0.5	$\frac{92.23}{74.15}$	$\frac{8.9}{6.2}$	$\frac{53.99}{27.61}$	47.5	800	
	SG-2	2.0	$\frac{89.50}{80.71}$	$\frac{9.5}{10.3}$	$\frac{52.49}{33.14}$	47.75	1600	
7	XZY-0.5	0.5	$\frac{80.0}{79.66}$	$\frac{13.4}{12.6}$	2~3			
8	XZS-0.5	0.5	$\frac{80.85}{80.15}$	$\frac{15.7}{16.8}$	$\frac{2-3}{1.74}$	135.5	1100	
9	双级蜗旋-10	10.0	$\frac{86.54}{88.91}$	$\frac{16.5}{15.8}$	$\frac{63.4}{27.8}$	35.1	4300	
10	XCX-10	10.0	$\frac{88.51}{81.84}$	$\frac{6.4}{7.4}$	$\frac{102.8}{52.9}$	114.3	10000	
11	XWD-10	10.0	$\frac{94.06}{83.72}$	$\frac{7.3}{14.5}$	$\frac{105.3}{59.52}$	156.0	17585	

- 注：1. “额定负荷”指100%负荷；  
 2. “低负荷”指70%负荷；  
 3. “折算阻力”指3000米<sup>3</sup>/吨蒸汽、200°C时烟气量；  
 4. “ $d_{0.50}$ ”指分级效率为50%时的尘粒粒径(微米)。

除尘器的阻力等于其进出口管道中烟气全压之差，即：

$$\Delta H = H_0 - H_1 \text{ 毫米水柱}$$

(3-8)

式中  $\Delta H$ ——除尘器的阻力，毫米水柱；

$H_0$ ——除尘器进口管道中烟气全压，毫米水柱；

$H_1$ ——除尘器出口管道中烟气全压，毫米水柱。

为了统一工业锅炉除尘器的评价工作，国家城乡建设环境保护部和机械工业部联合委托北京市环境保护研究所和上海工业锅炉研究所进行“工业锅炉旋风除尘器热态运行性能评价”，并组成联合测试小组，对北京、天津、上海、武汉和南京等五大城市的工矿企业正在实际运行的二十六种不同型号的旋风除尘器进行了热态运行性能的测试，取得了大量测试数据。经有关专家分析和评议，评选出十一种各项性能指标都比较好的旋风除尘器，推荐锅炉配套采用。十一种型号除尘器的性能见表3-4。

### 第三节 旋风除尘器

旋风除尘器已广泛应用于工业锅炉的烟气除尘。旋风除尘器的种类较多，按效率和阻力可分为中阻中效和中阻高效；按结构外形可分为长锥体、长筒体、扩散式、旁路式等；按旋风筒的位置可分为立式、卧式和倒装式等；按组合情况可分为单筒和多筒等。

#### 一、工作原理

旋风除尘器是利用离心力从烟气中除去烟尘粒子的设备。含尘烟气由切向进口管导入除尘器外壳和排气管之间，形成旋转向下的外旋流，悬浮于外旋流的尘粒在离心力的作用下被甩到外壁，并随外旋流转入除尘器下部灰斗。而净化后的烟气形成上旋流（旋转方向与外旋流相同），并经内圆筒排出。

#### 二、旋风除尘器的特点

旋风除尘器本身无运转部件，结构简单。运转可以连续，管理方便，维护运行费用少。耗电量少。可以耐较高的烟气温度，适用于中等粒度或粗粒度烟尘的净化。在目前技术条件下，捕集粒径在5微米以上的尘粒时效率较高，但对粒径在1微米以下的尘粒捕集效率很低。

#### 三、影响除尘效率的因素

(一) 烟气进口速度 烟气进口速度对除尘效率影响较大，一般烟气进口流速在10~25米/秒范围内烟气净化效率较好。但流速增大对减少除尘器的阻力不利。离心式除尘器的压力损失与进口烟气速度有极大的关系，若进口烟气速度增加1倍，则其压力损失就要增加4倍。

(二) 烟气的初始含尘浓度 烟气初始含尘浓度高时，在一般情况下除尘效率也高。因此旋风除尘器用于净化含尘浓度高的烟气或作为第一级净化设备较合适。

(三) 烟尘的粒度和比重 烟尘粒度愈粗，重量愈大，除尘效率就越高。

(四) 旋风子的绝对尺寸 旋风子的绝对尺寸对除尘效率影响很大。旋风子直径越

小，除尘效率越高，图3-4示出了除尘效率与旋风子直径的关系。因此将小直径的旋风子组合起来，这就产生了多管旋风除尘器或双筒、四筒除尘器。

(五) 管道及锁气器的严密性 管道系统或除尘器下部集灰斗、锁气器漏风，除尘效率就会急剧下降。据有关资料介绍，当漏风率为5%时，除尘效率由原来的90%下降到50%；当漏风率为15%时，除尘效率就接近于零。

#### 四、几种旋风除尘器

##### (一) XZS型 直流式旋风 除尘器

除尘器的结构如图3-5所示。

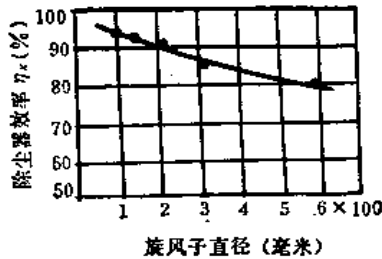


图 3-4 除尘效率与旋风子直径的关系

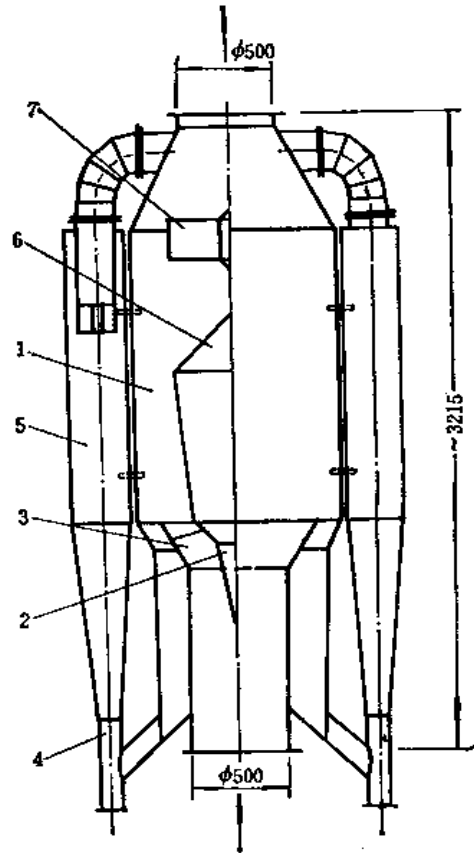


图 3-5 XZS型除尘器结构图

1—外筒，2—分流锥体，3—导流叶片，4—落灰管，  
5—小旋风筒，6—助旋器，7—减阻叶片

**工作原理** 当含尘烟气由除尘器底部进入旋风筒，经分流锥体分流后，通过导流叶片。在导流叶片的作用下烟气气流由直线运动变成旋转向上运动。烟尘在离心力的作用下，分离至筒壁，在轴向力和重力作用下沿筒壁下滑到落灰管中。另一部分含尘烟气从切线分离缝进入两个小旋风筒中，烟尘在小旋风筒内进一步被分离，分离出的尘粒下落到出灰管。经过净化后的两部分烟气在上部出口处汇合一起排出，经烟囱排入大气。

外筒内有一个纺锤型的助旋器，将整个除尘器分成增速区和减速区。同时由于助旋器缩小了外筒的流通截面，有增加烟气流速、加强旋涡的作用。并且增强了分离效果，减少了外筒体中心的低速涡流。当烟气越过助旋器后，进入减速区，由于流通截面扩大，烟气流速降低，烟尘在重力和轴向力的作用下沉降下来。在外筒出口处还装有减阻器，可以回收一部分能量，减少烟气流速的阻力损失。

XZS型除尘器直接安装在烟囱上，不占用场地，设备阻力小，一般只有2~3毫米水柱。对负荷变化有一定的适应性。除尘效率一般在80%左右，适用于蒸发量小于1吨/时的锅炉(0.2; 0.3; 0.4; 0.5; 0.7; 1.0吨/时)。

## (二) XZZ型旋风除尘器

XZZ型旋风除尘器属于长锥体旋风除尘器的一种。其工作原理与普通型旋风除尘器类似。XZZ型除尘器采用直锥形，下部锥体的锥度很小，接近于直筒形，内部设置反射屏。除尘器的结构如图3-6所示。

经试验结果表明，除尘器下部锥体的锥度越小，气流离心力对尘粒产生的向上分力越

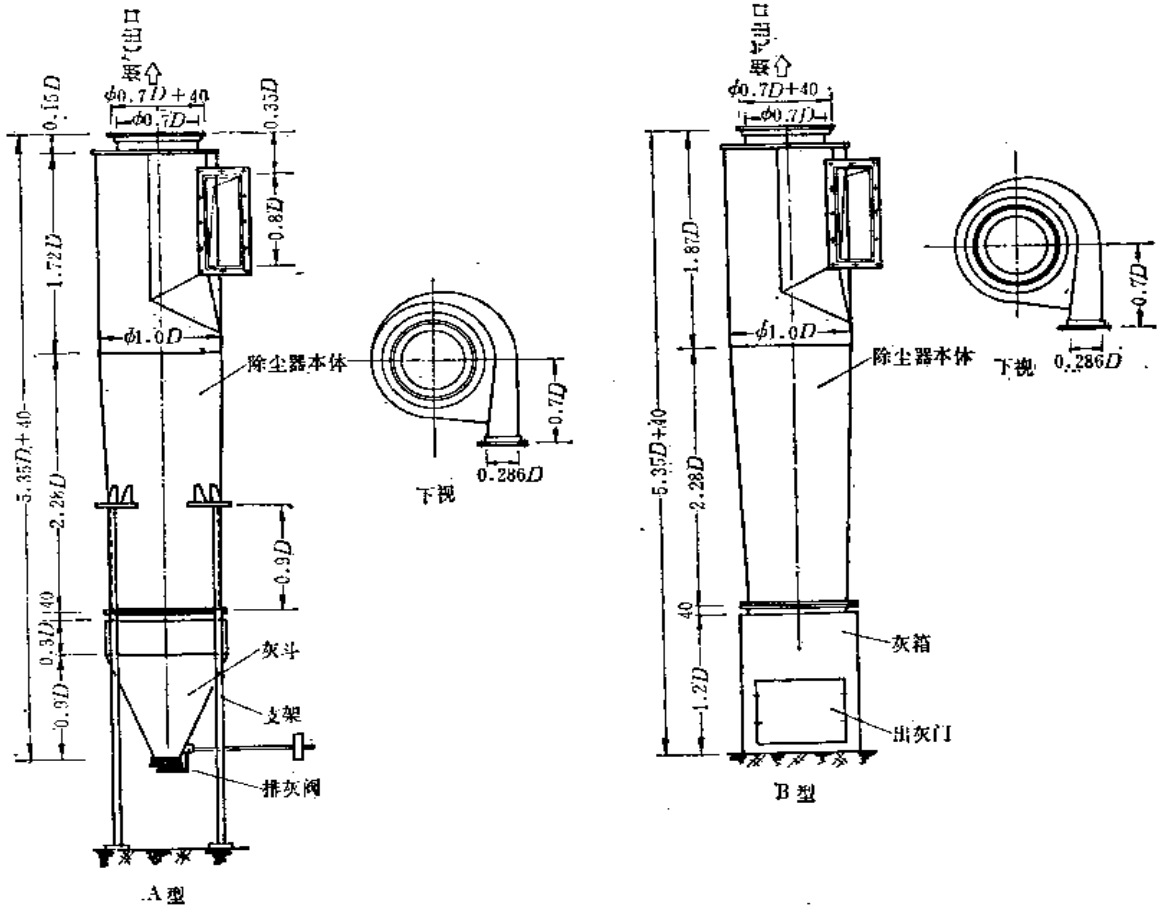


图 3-6 XZZ型除尘器

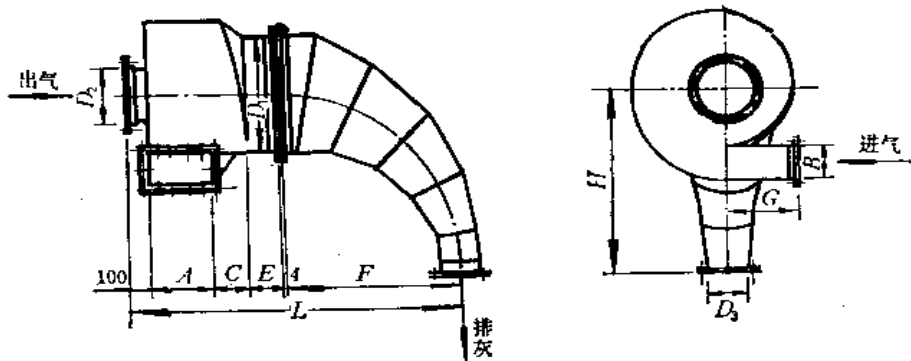


图 3-7 XZD/G型除尘器

小，因而能够避免或较少产生悬浮于锥壁上的回流灰带，可以减少对筒壁的磨损。同时也提高了除尘效率。采用反射屏结构可以减少除尘器存灰的二次飞扬。

XZZ型除尘器的特点：除尘效率较高，热态运行效率在90~93%；阻力中等，一般在64~98毫米水柱。结构简单，体积小。负荷适应性较强，维护管理方便，适用于中、小容量机烧层燃锅炉烟气除尘。与XZZ型除尘器原理和结构相似的除尘器还有：XZD/G型、XND/G型、XCX/G型。分别见图3-7、3-8、3-9。它们的主要性能见表3-5，外形尺寸见表3-5a、3-5b、3-5c。

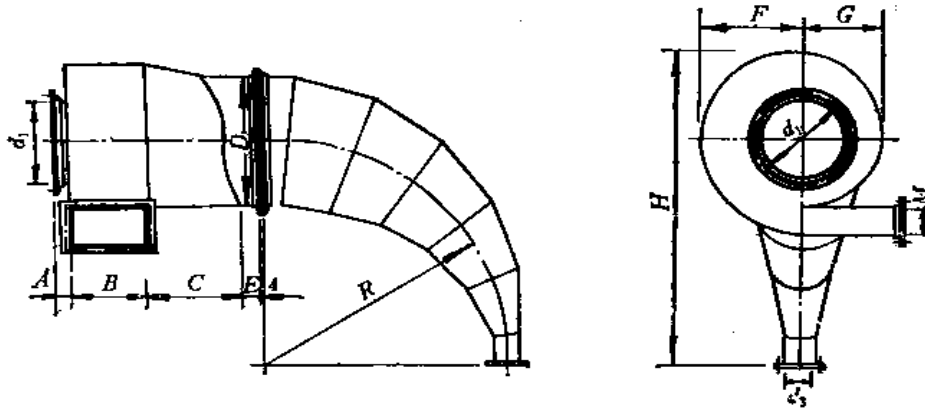


图 3-8 XND/G除尘器

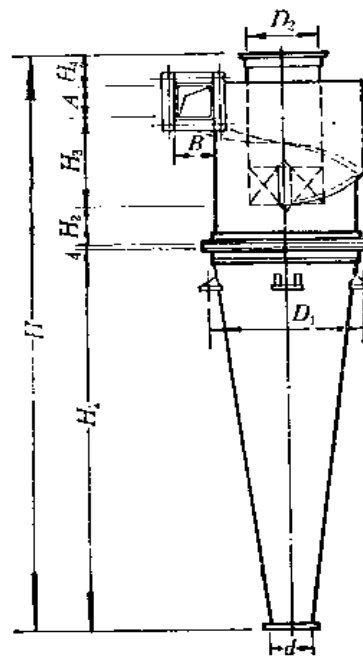


图 3-9 XCX/G型除尘器

XZZ、XZD/G、XND/G、XCX/G型除尘器性能表

表 3-5

除尘器型号	配用锅炉吨位 (吨/时)	组装形式	处理烟量 (米 <sup>3</sup> /时)	设备阻力 (毫米水柱)	除尘效率 (%)	备 注
XZZ-D450	0.5	单 筒	2000	88	91	
XZZ-D550	1.0	单 筒	3000	79	92	
XZZ-D750	2.0	单 筒	6000	88	88	
XZZ-D750	4.0	双筒并联	12000	88	90.6	
XZZ-D950	6.5	双筒并联	19500	95	88~92	
XZZ-D850	10.0	四筒并联	30000	86	88~92	
XZD/G-φ578	1.0	单 筒	3300	79~87	94	
XZD/G-φ810	2.0	单 筒	6500	79~87	94	
XZD/G-φ1100	6.0	单 筒	18000	79~87	94	
XZD/G-φ1100	10.0	双筒并联	30000	79~87	94	
XZD/G-φ1100	20.0	四筒并联	64000	107	94	
XND/G-φ464	1.0	单 筒	3000	82~91	92	
XND/G-φ656	2.0	单 筒	6000	82~91	92	
XND/G-φ888	4.0	单 筒	11000	82~91	92	
XCX/G-φ720	4.0	四筒并联	11800	70~114	80~95	
XCX/G-φ880	6.0	四筒并联	18000	55~134	80~95	
XCX/G-φ1130	10.0	四筒并联	30000	55~134	80~95	

XZD/G型除尘器主要外形尺寸表(单位: 毫米)

表 3-5a

型 号	A	B	C	D <sub>1</sub>	E	F	G	H	L	D <sub>2</sub>	D <sub>3</sub>
XZD/G-φ578	322	174	174	φ624	148	931	350	975	1679	φ298	φ193
XZD/G-φ810	444	232	231	φ856	209	1281	480	1325	2269	φ413	φ251
XZD/G-φ1100	591	308	308	φ1146	315	1756	650	1800	3074	φ558	φ323

XND/G型除尘器主要外形尺寸表(单位: 毫米)

表 3-5b

型 号	A	B	C	D	E	F	G	H	M	R	d <sub>1</sub>	d <sub>3</sub>
XND/G-φ464	58	301	418	510	67	372	289	1242	161	914	φ328	φ100
XND/G-φ656	68	416	571	702	102	509	397	1713	220	1263	φ460	φ138
XND/G-φ888	73	558	763	934	135	675	578	2279	290	1683	φ651	φ185

XCX/G型除尘器主要外形尺寸表(单位: 毫米)

表 3-5c

型 号	A	B	H	H <sub>1</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>3</sub>	H <sub>4</sub>	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	d
XCX/G-φ720	193	300	3019	2050	216	453	100	760	360	226
XCX/G-φ880	231	360	3670	2510	264	558	100	926	446	266
XCX/G-φ1130	292	460	4680	3220	339	721	100	1170	565	331

XZD/G型除尘器布置图见图3-10、3-11和3-12。

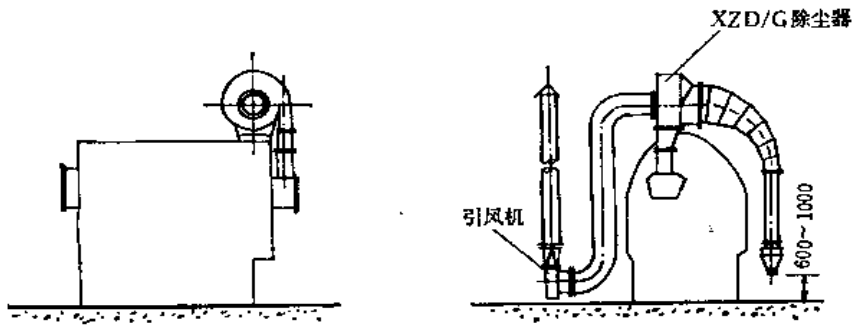


图 3-10 XZD/G除尘器布置方案（一）

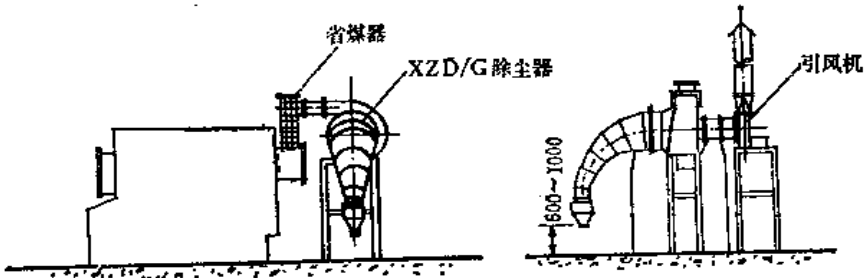


图 3-11 XZD/G除尘器布置方案（二）

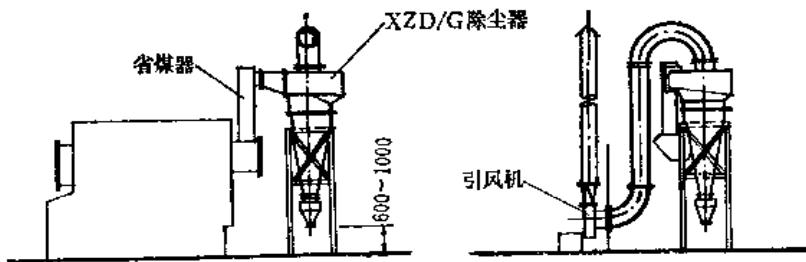


图 3-12 XZD/G除尘器布置方案（三）

### （三）双级蜗旋（旋风）除尘器

按照双级蜗旋原理设计的旋风除尘器种类较多，其中各项性能较好的有XS型和双级蜗旋除尘器。XS型双旋风除尘器的结构形式分为XS-1~20A和XS-0.5~4B型，分别见图3-13和图3-14 a，安装布置见图3-14 b。双级蜗旋除尘器的结构见图3-15。主要外形尺寸分别见表3-6、表3-7、表3-8。XS型除尘器安装尺寸见表3-9。



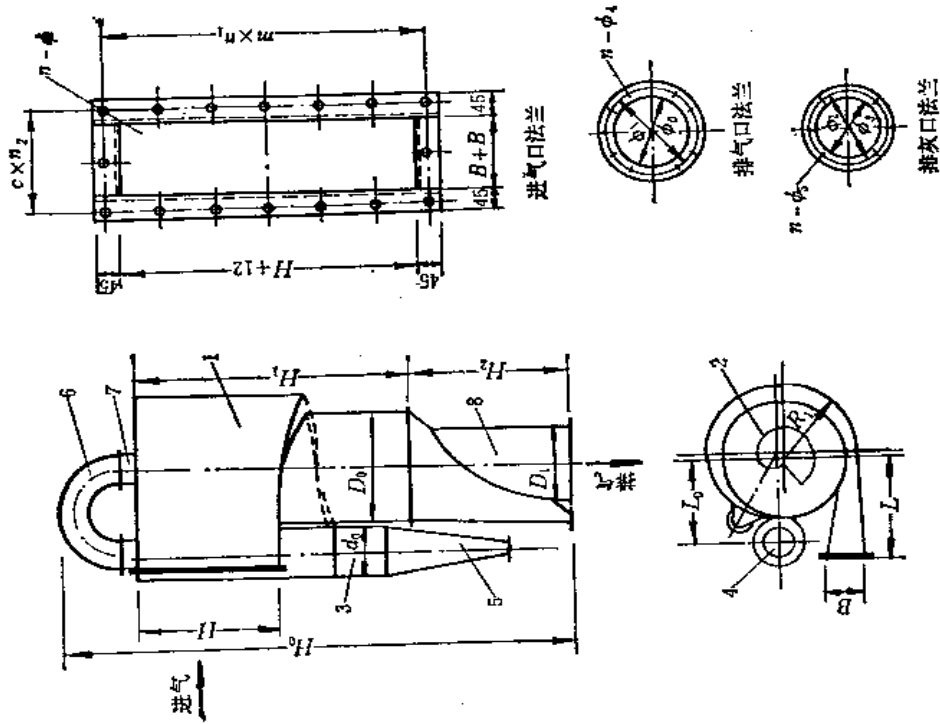


图 3-14 a XS-0.5~4B 型除尘器  
 1—大旋风壳体；2—大芯管；3—小旋风壳体；4—小芯管；5—小旋风锥体；6—排气接管；7—连接管；8—斜锥及排气管

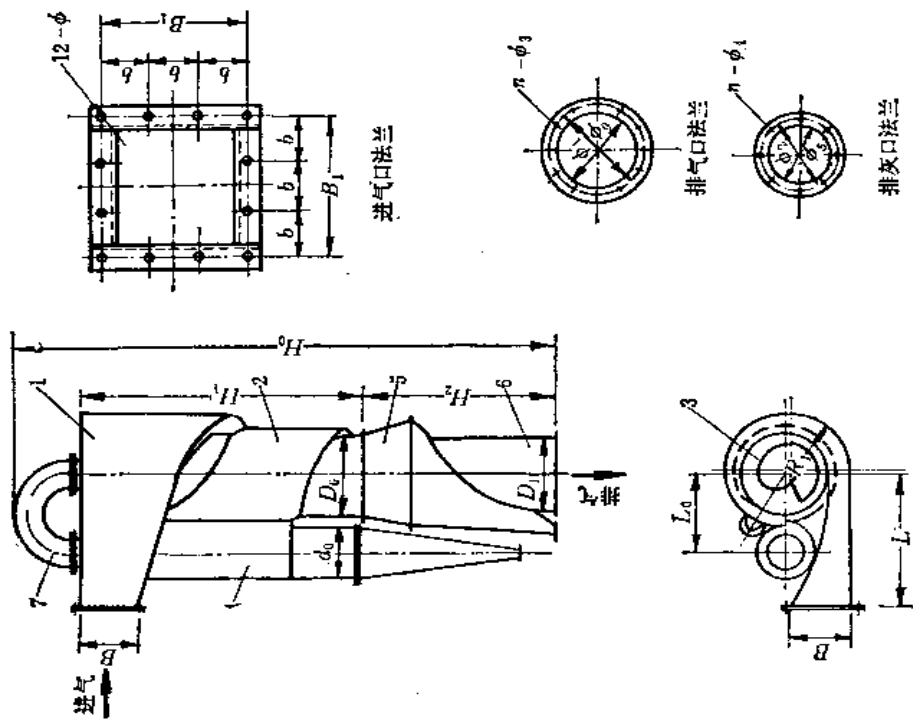


图 3-13 XS-1~20A 型除尘器  
 1—大旋风；2—平旋壳体；3—大芯管；4—小旋风；5—变径管；6—斜锥及排气管；7—排气接管

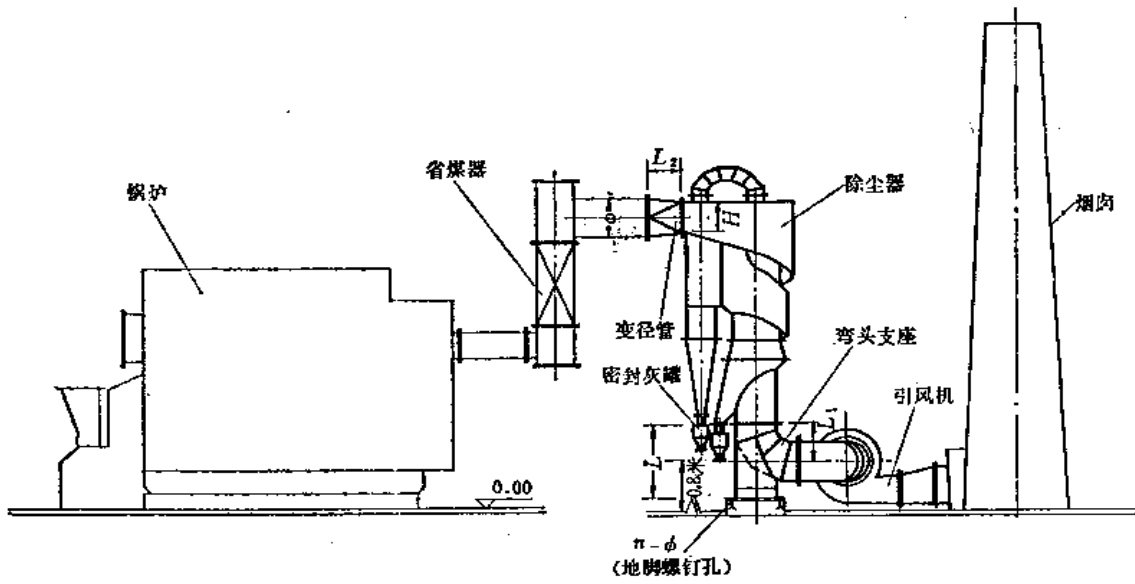


图 3-14 b XS型双旋风除尘器安装示意图

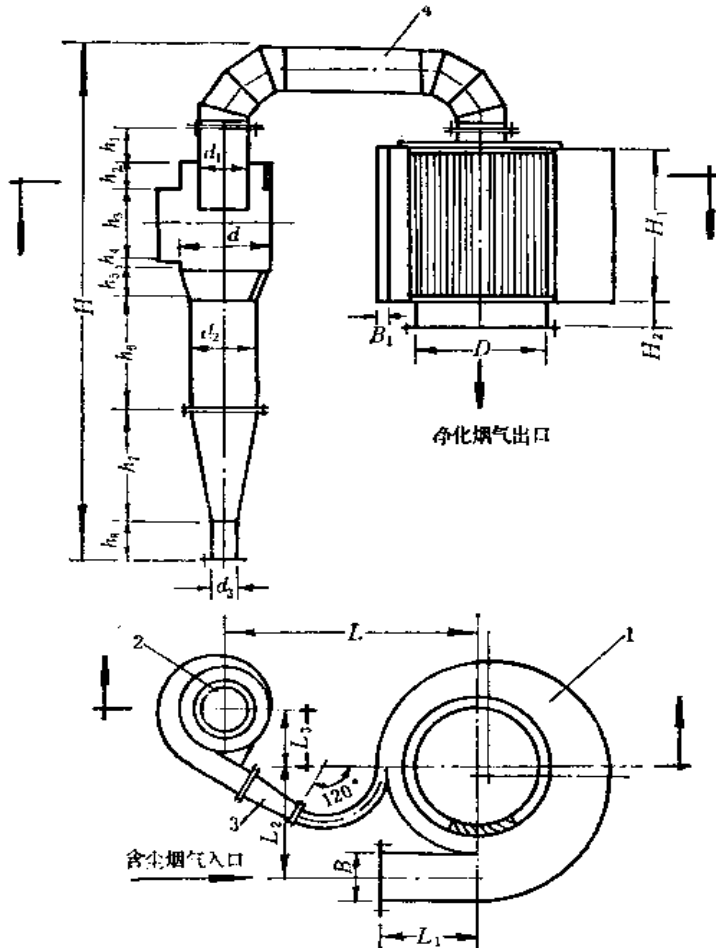


图 3-15 双级蜗旋除尘器

1—蜗壳浓缩分离器；2—“C”型除尘器；3—异径管；4—连接管

表 3-6

XS-1~20A 双旋风除尘器外形尺寸(单位:毫米)

型 号	$D_0$	$D_1$	$d_0$	$B$	$H_0$	$H_1$	$H_2$	$R_1$	$L_0$	$L$	$B_1$	$b$	$\phi$	$\phi_0$	$\phi_1$	$n-\phi_2$	$\phi_3$	$n-\phi_4$	
XS-1A	356	306	226	240	2219	1126	770	281	357	550	287	99	12	307	350	12-12	100	57	4-12
XS-2A	501	430	317	340	2960	1590	950	368	505	776	396	132	12	431	474	12-12	120	77	4-12
XS-4A	706	606	446	480	4196	2245	1400	536	702	1100	537	179	12	607	660	12-12	160	107	8-12
XS-6.5A	836	755	539	620	4757	2568	1550	638	834.5	1350	688	172	12	757	800	12-12	200	150	8-12
XS-10A	956	856	614	750	5422	2952	1750	727	954	1500	816	136	12	857	900	12-12	200	150	8-12
XS-20A	1356	1206	866	1070	7988	4232	2170	1027	1348	2150	1136	142	12	1207	1250	24-12	250	200	8-12

表 3-7

XS-0.5~4B 双旋风除尘器外形尺寸(单位:毫米)

型 号	$D_0$	$D_1$	$d_0$	$B$	$H$	$H_0$	$H_1$	$H_2$	$R_1$	$L_0$	$L$	$n-\pi$	$m \times n_1$	$c \times \pi_1$	$\phi_0$	$\phi_1$	$n-\phi_2$	$\phi_3$	$n-\phi_4$	
XS-1B	466	306	206	150	600	1998	1050	600	332	410	500	16-12	110×6	104×2	307	366	12-12	126	57	6-12
XS-2B	656	436	296	210	850	2801	1490	850	457	580	700	20-12	114×8	184×2	437	496	12-12	146	77	6-12
XS-4B	926	606	406	300	1200	3899	2100	1200	638	780	1000	26-12	126×10	120×3	507	666	16-12	176	107	8-12
XS-0.5B	331	218	147	105	425	1439	748	485	242	310	400	12-12	121.5×4	81.5×2	219	268	12-12	96	47	6-12
XS-0.7B	417	274	185	134	537	1798	940	537	299	370	447	16-12	99.5×6	96×2	275	330	12-12	110	57	6-12

表 3-8

双级旋风除尘器外形尺寸(单位:毫米)

规格 编号	处 理 烟量 (米 <sup>3</sup> /时)	$D$	$d$	$d_1$	$d_2$	$d_3$	$H$	$H_1$	$H_2$	$h_1$	$h_2$	$h_3$	$h_4$	$h_5$	$h_6$	$h_7$	$h_8$	$B$	$B_1$	$L$	$L_1$	$L_2$	$L_3$
1	6500	440	284	170	205	70	1511	555	100	106.5	100	250	30	250	30	399.5	399.5	184	40	616	330	407	227
2	13000	618	400	240	288	100	2184	796	100	193	140	336	40	336	40	561.5	561.5	258	46	1226	520	551	299
3	18000	680	480	260	310	110	2309	882	100	216	160	368	45	368	45	601.5	601.5	290	50	1924	580	621	317.5
4	30000	871	584	338	405	141	2982.5	1132	100	233.5	202	479	56	479	56	791.5	791.5	373	66	1731	740	792.5	420

XS型双旋风除尘器安装尺寸(单位:毫米)

表 3-9

型 号	$\phi$	L	$L_1$	$L_2$	n- $\phi$	H
XS-1A	306	700	350	300	4-20	
XS-2A	430	800	475	400	4-22	
XS-4A	606	1150	650	500	4-24	
XS-6.5A	756	1350	750	550	4-24	
XS-10A	856	1500	850	780	4-24	
XS-20A	1256	2000	1250	1100	4-24	
XS-1B	300	1100	350	300	4-20	600
XS-2B	424	1650	475	400	4-22	850
XS-4B	600	2200	650	500	4-24	1200

工作原理:含尘烟气从入口进入大蜗壳,在旋转离心力作用下,尘粒逐渐浓缩至大蜗壳的边缘上,同时在旋转过程中,气流向下扩散变薄,当旋转到 $270^\circ$ 时,最边缘上的约15~20%的浓缩气流携带大量尘粒进入小旋风分离,未进入小旋风的内层气流,一部分进入平旋蜗壳在大筒中继续旋转分离。另一部分气流通过芯管与管壁之间的间隙与新进入除尘器的气流汇合,形成二次回流,以增加细尘粒被捕集的机会。这两部分气流净化后进入大旋风排气芯管,并与小旋风排气汇合后一同排出除尘器,被捕集下来的尘粒则分别收集在大、小筒下部的灰斗中。

除尘器的特点:这两种除尘器的效率都比较高;阻力损失中等,一般在50~60毫米水柱之间。性能较稳定,对负荷的适应性较好。由于采用了立式下排气结构形式,布置方便占地少,进出口连接烟管短,系统紧凑。但双级蜗旋除尘器的固定叶片及壳体易磨损,并易产生积灰堵塞等问题。

XS型及双级蜗旋除尘器主要技术性能表

表 3-10

除尘器型号	配用锅炉吨位 (吨/时)	处理烟气量 (米 <sup>3</sup> /时)	设备阻力 (毫米水柱)	除尘效率 (%)	参考价格 (元/台)	备 注
XS-1A	1.0	3000	36	90~93	1800	
XS-2A	2.0	6000	36	90~93	2300	
XS-4A	4.0	12000	36	90~93	2900	
XS-6.5A	6.5	18080	48	90~93	3940	
XS-10A	10.0	29000	69	90~93	6840	
XS-20A	20.0	59760	69	90~93	9680	
XS-0.5B	0.5	1480	60	90~93		
XS-0.7B	0.7	2250	60	90~93		
XS-1B	1.0	2970	60	90~93	1800	
XS-2B	2.0	5940	60	90~93	2800	
XS-4B	4.0	12800	70	90~93	2900	
双级蜗旋	0.5	2000	55	85~90	500	
双级蜗旋	1.0	3300	55	85~90	600	
双级蜗旋	1.5	5000	55	85~90	800	
双级蜗旋	2.0	6500	55	85~90	1400	
双级蜗旋	4.0	13000	55	85~90	2940	
双级蜗旋	6.5	18000	65	85~90	3500	
双级蜗旋	10.0	30000	65	85~90	4800	

这两种除尘器的主要技术性能见表3-10。

#### (四) 多管旋风除尘器

多管旋风除尘器有立式和卧式两种型式。它们都是由若干个小旋风子组装在一个具有烟气进出口管、烟气分配室及贮灰斗的壳体内。由于多管旋风除尘器是采用多个小直径的旋风子并联组合在一起，因而既可以得到小直径旋风子较高的除尘效率，又可以扩大除尘器的烟气处理量。其结构见图3-16和图3-17。

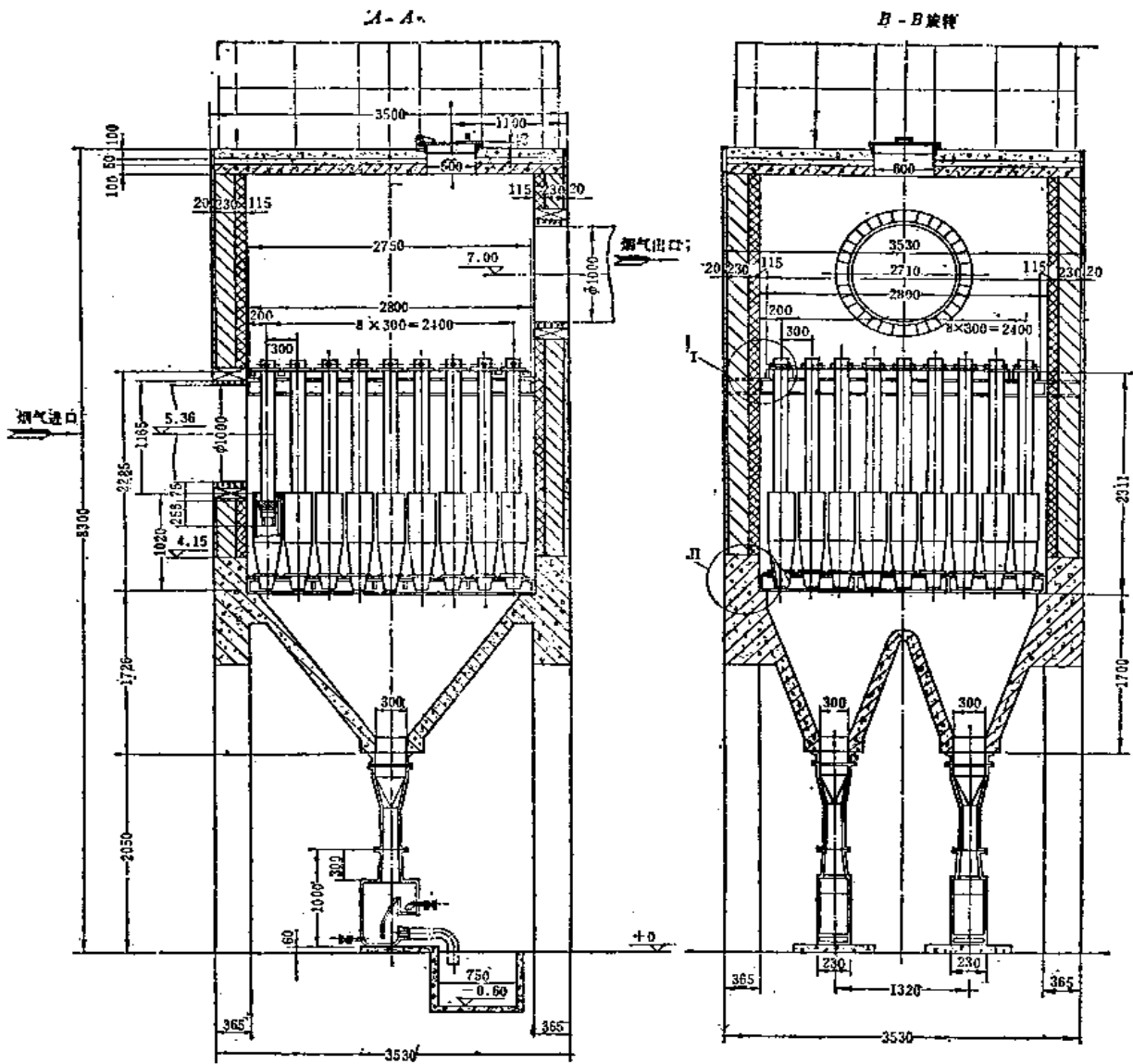


图 3-16 立式多管旋风除尘器

##### 1. 单个旋风子的结构与工作原理

单个旋风子的结构如图3-18所示。

工作原理：含尘烟气通过导烟板的两个进气口进入旋风子内部，由于导烟板的结构作

用，使含尘烟气产生旋转。旋转气流分成两部分：一部分向上夹带着比较细的尘粒，形成上灰环。另一部分旋转向下，夹带着较粗的尘粒形成下灰环。当上灰环到达上锥体端板后，浓缩的烟尘由上排灰孔排出。烟气由上锥体端板和芯管之间的槽缝处流回，沿着芯管

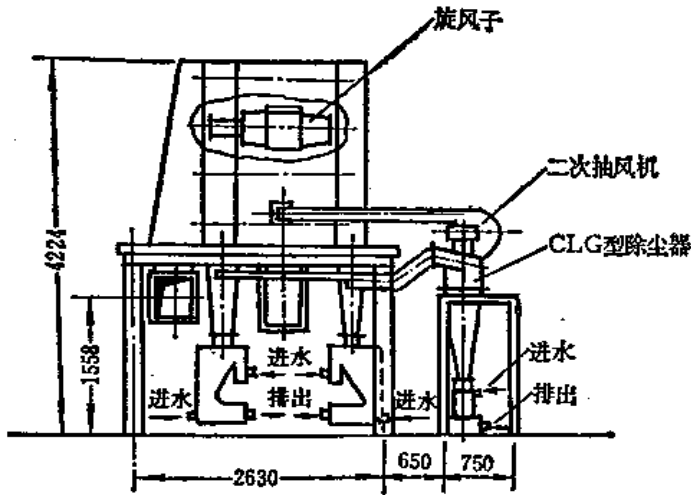


图 3-17 卧式多管旋风除尘器

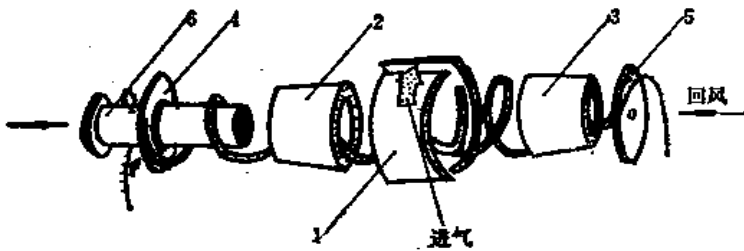


图 3-18 小旋风子结构与原理示意图

1—导烟板；2—上锥体；3—下锥体；4—上锥体端板；  
5—下锥体端板；6—芯管

器因配气不匀，相互间串风干扰的缺点，因而除尘效率较高，在额定负荷下运行可达94.06%，在低负荷（70%）下运行时除尘效率达83.72%，接近和达到单个小旋风子的效率。设备阻力较大，一般为100毫米水柱左右。金属耗量较大，且需要二次抽风机，工作温度应低于200°C。适用于配蒸发量为2；4；6.5；10；20吨/时锅炉。

### 五、旋风除尘器的排灰装置

旋风除尘的除尘效率除决定于除尘器本身合理的结构形式、最佳的气流组织及较大的离心力使烟尘从烟气中分离出来之外，还与如何在密封条件下排除这些已被捕集下来的烟尘有关。有许多旋风除尘器虽然其除尘效率较高，但是由于排灰装置的密封性受到破坏，致使除尘效率显著降低，甚至毫无除尘效果。因此，旋风除尘器的排灰装置（锁气器）的应用和选择应当给予足够的重视。旋风除尘器的排灰装置分为两类：干式和湿式。

#### （一）干式排灰装置

1. 固定式灰斗 当锅炉蒸发量不大于1~2吨/时，可以采用固定式灰斗。固定式灰斗的结构详见图3-19。该类型灰斗密封性能较好，但必须定期清灰。在清灰时应关闭引风机，

旋风子  
二次抽风机  
CLG型除尘器  
进水  
排出  
进水  
排出

#### 2. 多管旋风除尘器的特点

立式多管旋风除尘器在一般工业通风及工业锅炉烟气除尘中都有应用。可以用于吸出或压入系统中，最大允许负压或压力为250毫米水柱。最高允许工作温度为350~400°C。除尘效率只有60~70%，如果烟尘粒度较粗，除尘效率可达80%左右。由于金属耗量较多，设备元件易磨损，旋风子易堵塞等缺点，故近年来使用较少。

卧式多管旋风除尘器（XWD型）采用了集灰斗二次抽风装置，解决了一般多管旋风除尘

避免灰斗中的积灰在负压作用下被烟气流重新带走。

2. 箱式灰斗 箱式灰斗是在除尘器下部制作一个有密封门的储灰箱，箱内可装一个除灰小车，如图3-20所示。当小车装满灰后，关闭引风机，打开密封门将小车推走。要求密封门切切不得漏风。配用于锅炉蒸发量为4~6.5吨/时的旋风除尘器上效果较好。

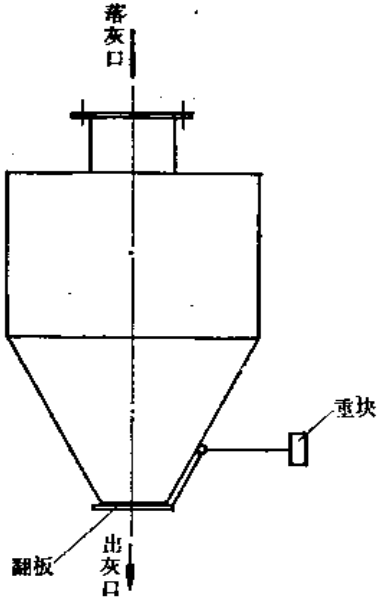


图 3-19 固定式灰斗

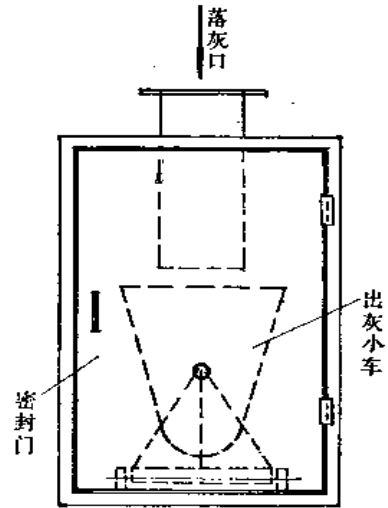


图 3-20 箱式灰斗

3. 翻板式锁气器 翻板式锁气器是利用翻板上的积灰与平衡锤之间的重量平衡作用，达到自动卸灰的目的。一般设置两层翻板，轮流启闭，如图3-21所示。

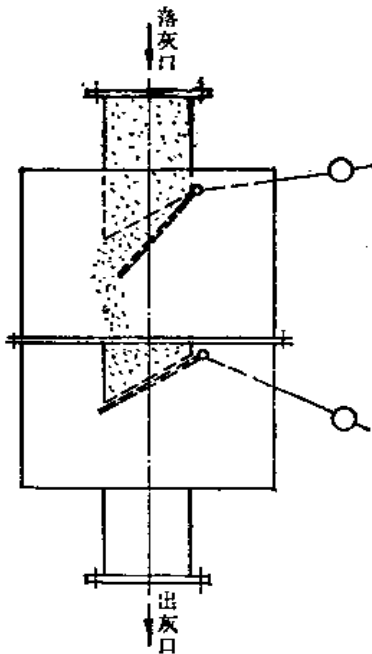


图 3-21 翻板式锁气器

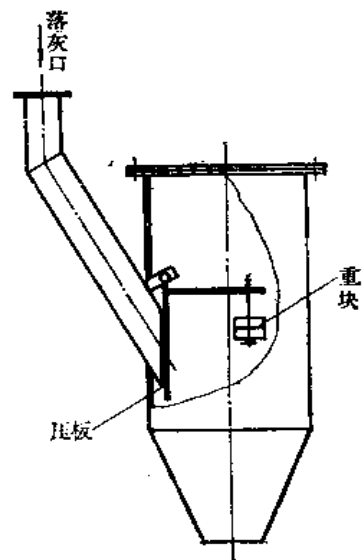


图 3-22 压板式锁气器

4. 压板式锁气器 动作原理与翻板式锁气器相似。但是压板的位置由水平安装改为与垂直方向成一较小倾斜角度的安装，依靠重锤和压板的自重，紧紧贴在落灰管上。如图3-22所示。这种锁气器可使落灰管内积灰高度增大，因此有灰封作用。

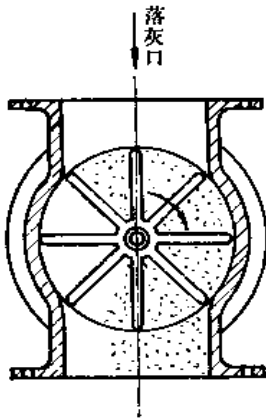


图 3-23 转动式锁气器

5. 转动式锁气器 转动式锁气器的结构与星形给料器相同，如图3-23所示。依靠灰尘充满隔离间而自身密封，并由外力带动叶轮旋转。叶轮转速较低，一般只有10~15转/分。转动式锁气器能否密封的关键是叶轮与外壳之间紧密贴合的程度。为此在叶轮外边缘镶有一条耐高温的橡皮，以提高其密封程度。这种锁气器适用于蒸发量较大的锅炉所配用的旋风除尘器或布袋除尘器。

6. 电磁锁气排灰阀 排灰阀可直接与除尘器排灰口相接。它由两层阀组成一个整体，每层均设有方形灰斗。阀板由电磁铁的吸合牵引而开。当电磁铁断电后由于重锤的重力作用，阀板复原位呈关闭状态。如图3-24所示。电磁铁的动作由时间继电器来控制调整。两阀开启时间的长短及间隔均可以调整。

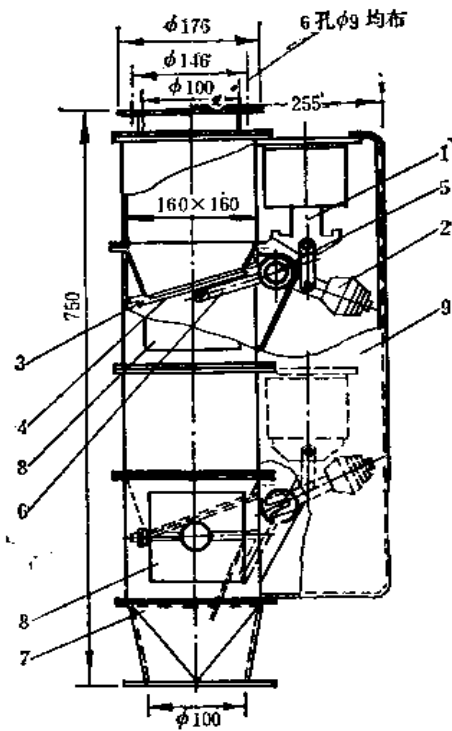


图 3-24 电磁锁气排灰阀

- 1—电磁铁；2—重锤；3—橡胶垫；4—阀板；5—轴；  
6—阀板臂；7—变径管；8—检查门；9—外壳

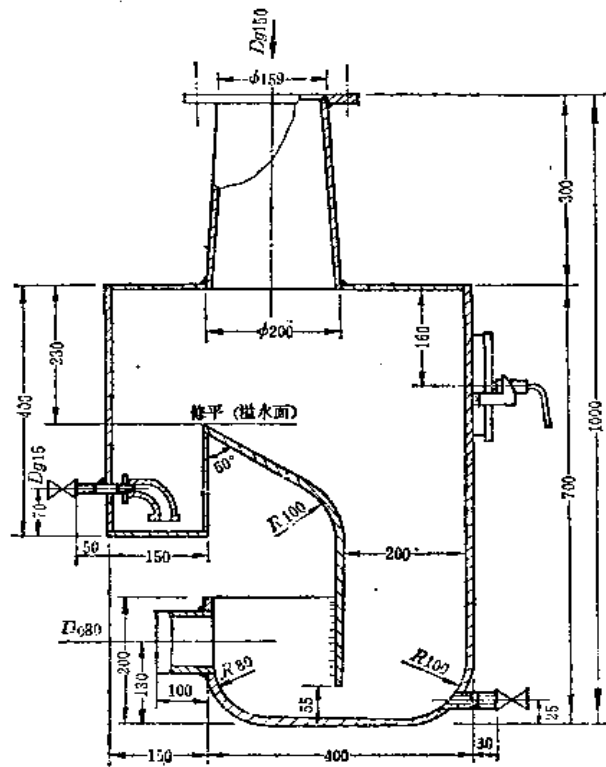


图 3-25 湿式排灰装置

## (二) 湿式排灰装置

湿式排灰装置一般用在蒸发量较大的锅炉旋风除尘器上。其结构见图3-25。湿式排灰



装置只要供水可靠，都可以取得较好的密封效果，同时还可以避免烟尘二次飞扬。但是湿式排灰装置需要沉灰池和捞灰设备，占地面积较大，废水须经处理后方可排放。

#### 第四节 湿式除尘器

湿式除尘器目前在南方水源充足的地区使用较多。湿式除尘器与干式除尘器相比，其主要优点是除尘效率高，一般能达到90~95%，特别是对小于5微米的尘粒也有一定的捕集能力。同时还能部分地吸收烟气中的二氧化硫及其它有害气体。但是由于烟气中的二氧化硫与水接触后产生亚硫酸，使除尘器排出的废水pH值降低。在具有废碱液的工厂，如造纸、棉纺和印染等轻工系统，利用废碱液中和酸性除尘废水能取得较好的效果。若将湿式除尘废水不加处理直接排入江河水系中，这种做法是不符合“三废”处理原则的。因此，在采用湿式除尘器的同时，必须很好地解决废水处理措施，最好是将废水循环使用，以避免二次污染。在寒冷地区使用湿式除尘器还应采取防冻措施。

##### 一、冲击式水浴除尘器

冲击式水浴除尘器的结构见图3-26。其尺寸见表3-11。

**工作原理** 含尘烟气以8~12米/秒的较高速度冲击淹没管口深度10~30毫米的水面，形成激烈扰动的泡沫和水花，使气、水两相充分接触。在惯性力和水的附着力作用下，大部分尘粒被留在水中。但仍有一小部分尘粒随着气流运动，又与被击起的水花碰在一起，再次进行水浴作用，尘粒又被捕集在水中。净化后的烟气经挡水板除去细小水滴后，由出风口排出。

**优缺点** 冲击式水浴除尘器构造简单。除尘效率较高，一般可达90%以上。阻力较低，约为60毫米水柱左右。取材灵活，造价和运行费用低。但除尘器的壳体及管道附件易被腐蚀，溢流出的废水需要经过处理；灰浆不便清理；在寒冷地区需要有防冻措施。

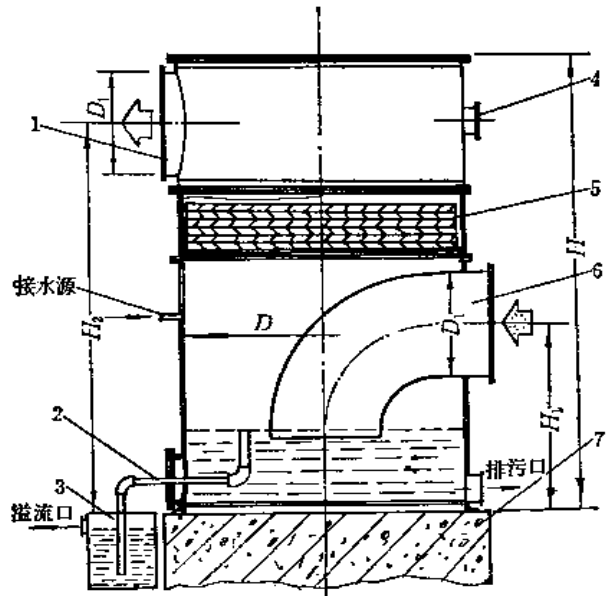


图 3-26 冲击式水浴除尘器

1—出风口；2—溢流管；3—溢水箱；4—测定孔；  
5—挡水板；6—进风口；7—基础

##### 二、管式水膜除尘器

管式水膜除尘器有两种型式：即上水箱式（图3-27）和压力式（图3-28）。

###### （一）除尘原理

利用垂直错开布置的管束，在管子外表面形成一层水膜，当横向冲刷过来的含尘烟气碰到管壁时，尘粒便粘在管壁上。然后随水流经水封式排水槽排入灰池中。净化后的烟气从出气口排出。

冲击式水浴除尘器尺寸表

表 3-11

型 号	CSC-0.8	CSC-1.0	CSC-1.1	CSC-1.2	CSC-1.3	CSC-1.4	CSC-2.0
D	φ800	φ1000	φ1100	φ1200	φ1300	φ1400	φ2000
D <sub>1</sub>	φ285	φ375	φ375	φ420	φ420	φ495	φ800
H	1988.5	2213.5	2213.5	2376	2376	2513.5	3345
H <sub>1</sub>	885	975	975	1040	1040	1095	1350
H <sub>2</sub>	1773	1953	1953	2083	2083	2193	2850
处理烟气流 (米 <sup>3</sup> /时)	2100~3400	3200~5300	3800~6000	4700~7700	5200~8200	6600~11000	14500~21800

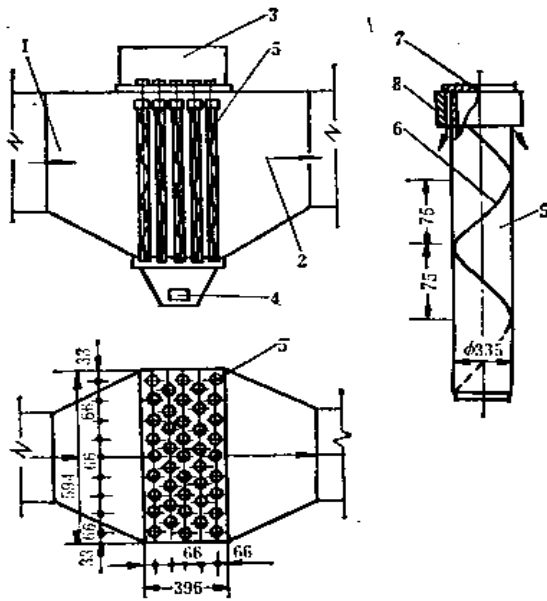


图 3-27 管式水膜除尘器(上水箱式)

1—烟气进口;2—烟气出口;3—上水箱;4—排水口;5—钢管(或玻璃管);6—螺旋导水线;7—进水口;8—出水口

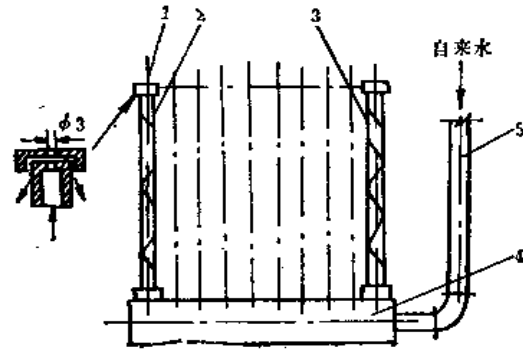


图 3-28 管式水膜除尘器(压力式)

1—水管帽;2—螺旋导水线;3—钢管(或玻璃管);4—下联箱;5—供水管

上水箱式管式水膜除尘器的供水均匀,管与管之间的配水量互不干扰,并可利用进水孔的节流片进行调节,是一种较好的供水方式。

压力式管式水膜除尘器的供水是利用水的压力经管顶的节流孔溢出,配水可以达到均匀。若设置上水箱有困难时,可以采用下联箱压力式。

### (二) 管式水膜除尘器管材选取

1. 耐热玻璃管 由于高温烟气不断冲刷,玻璃管易损坏。迎风面因缺水也易引起挂灰现象。

2. 钢管 钢管可以增加螺旋导水线,能够比较好地解决迎风面因缺水而挂灰等问题。为防止钢管壁被腐蚀,可以采用6160环氧树脂作防腐涂料。

3. 耐热塑料管 近年来使用耐热塑料管的较多,效果也很好。

### (三) 管式水膜除尘器设计中需注意的问题

1. 烟气进除尘器前要有一段平直的烟道,使烟气能均匀地分配在管壁的水膜上。

2.管子长度以2~3米为宜。管子越长可以减少管子的根数和耗水量。但采用下联箱结构形式时,管子长度不宜超过2米,以避免运行时管子振动。

3.烟气通过管束间的流速以5~6米/秒为宜。烟气流速过大会引起水膜破裂;烟气流速过小则造成灰尘结块。

4.管子排数 自然引风 4排,  
机械引风 5~8排。

5.除尘器前后烟道底部都应有一段斜坡,均坡向除尘器水槽,形成水封。从水槽的溢水口顶到水槽水面(运行时的水面)的垂直高度约400毫米,以起到除尘器运行时的水封作用。在一般情况下,400毫米水柱的水封高度对锅炉引风机系统能满足需要,但根据具体情况可酌情增减。

6.除尘器的单位耗水量,依烟气的含尘浓度而定,一般单位耗水量取0.2~0.4公斤米<sup>3</sup>烟气。当烟气中含尘浓度增大到20克/米<sup>3</sup>时,单位耗水量应增至0.5公斤/米<sup>3</sup>烟气。

#### (四)除尘器计算

##### 1.有效面积计算

$$F = \frac{Q}{3600v} \text{ 米}^2 \quad (3-9)$$

式中  $F$ ——除尘器的有效截面,米<sup>2</sup>;

$Q$ ——锅炉额定出力时的烟气量,米<sup>3</sup>/时;

$v$ ——锅炉额定出力时烟气的流速,米/秒,可取  $v = 5 \sim 6$ 米/秒。

##### 2.管子数目 $n$

若忽略最靠边的管子与器壁之间的间隙不计,交错排列时管子最多的单排管子数目  $n$  按下式计算:

$$n = \frac{F}{(b-d)h} + 1 \text{ 根} \quad (3-10)$$

式中  $n$ ——单排最多的管子数,根;

$b$ ——每两根管子之间的距离,米,当管子直径为 $\phi 32$ 时,  $b = 65 \sim 75$ 毫米;

$d$ ——管子外径,米;

$h$ ——管子长度,米;一般可取  $h = 2 \sim 3$ 米。

##### 3.管子排数 $n'$

自然引风 取  $n' = 4$ 排。

机械引风 若作为第一级除尘  $n' = 5 \sim 8$ 排;

若作为第二级除尘  $n' = 5$ 排。

##### 4.每两排管子之间的距离 $c$

一般取  $c = b$ , 即  $c = 65 \sim 75$ 毫米。

##### 5.管子总数 $N$

当管子排数  $n'$  为偶数时

$$N = \frac{n'}{2}(2n - 1) \text{ 根} \quad (3-11)$$

式中 符号意义同前。

##### 6.除尘器耗水量

$$G = Qq \quad \text{公斤/时} \quad (3-12)$$

式中  $G$ ——除尘器耗水量, 公斤/时;  
 $q$ ——单位耗水量, 公斤/米<sup>3</sup>烟气;  
 $Q$ ——处理的烟气量, 米<sup>3</sup>/时。

### 7. 除尘器的阻力计算

当管子交错排列时, 烟气通过管束间的阻力可按下列式计算

$$\Delta h_1 = S_1 n' v^2 \times 10^{-2} \quad \text{毫米水柱} \quad (3-13)$$

式中  $\Delta h_1$ ——烟气通过管束间的阻力, 毫米水柱;  
 $S_1$ ——系数, 见表3-12;  
 其它符号意义同前。

$S_1$  系数表

表 3-12

烟 气 温 度 (°C)	管 子 外 径 (毫米)	
	30	40
200	2.26	1.48
300	2.03	1.35
400	1.84	1.24

除尘器前后烟管突然扩大或缩小的阻力按下式计算:

$$\Delta h_2 = \frac{S_2 v_1^2 \gamma}{2g} \quad \text{毫米水柱} \quad (3-14)$$

式中  $\Delta h_2$ ——烟气通过突然扩大或缩小烟管时的阻力, 毫米水柱;  
 $v_1$ ——烟气通过较小断面时的流速, 米/秒;  
 $\gamma$ ——烟气的重度, 公斤/米<sup>3</sup>; 见表3-14;

$S_2$  系数表

表 3-13

$\frac{f_1}{f_2}$	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0
缩小时	0.42	0.33	0.23	0.13	0
扩大时	0.64	0.36	0.16	0.04	0

表中  $f_1$ ——缩小侧的截面积, 米<sup>2</sup>;  
 $f_2$ ——扩大侧的截面积, 米<sup>2</sup>。

烟气重度和绝对粘度表

表 3-14

烟 气 温 度 (°C)	重 度 (公斤/米 <sup>3</sup> )	绝对粘度 (公斤·秒/米 <sup>2</sup> )
0	1.295	$1.609 \times 10^{-4}$
100	0.950	$2.079 \times 10^{-4}$
200	0.784	$2.497 \times 10^{-4}$
300	0.617	$3.878 \times 10^{-4}$

$S_2$ ——系数，见表3-13；

$g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。

### 三、花岗石水膜除尘器

花岗石（又名麻石）水膜除尘器属于离心式水膜除尘器的一种。在我国南方盛产花岗石的省份应用较普遍。

#### （一）花岗石水膜除尘器的结构

见图3-29。

#### （二）工作原理

含尘烟气以20米/秒左右的速度沿切线方向进入筒体后，产生强烈旋转。尘粒在离心力的作用下甩向筒壁，被沿壁溢流的水膜湿润，并随水流入排灰水管。净化后的烟气从出烟管排出。

#### （三）花岗石水膜除尘器的特点

1. 除尘效率高，而且稳定可靠。除尘效率一般达到90%以上。

2. 对炉型的适应性较强。不仅适用于链条炉、抛煤机炉，同时对于含尘浓度大、尘粒细的煤粉炉也可以取得90%的除尘效率。

3. 抗腐蚀性强，耐磨性好，耐冷耐热，经久耐用。有的单位已经使用十几年，经历过多次断水急热，但未发现漏水漏气现象。内部磨损甚微。

4. 节约钢材。与同容量的钢制除尘器相比，钢材耗量只是多管旋风除尘器的十一分之一。是钢板单筒除尘器的四分之一。

5. 耗水量较大。每处理1000米<sup>3</sup>烟气的耗水量为70~200公斤。如循环使用，则需耗费电能。

6. 沉淀池和捞灰设备占地面积较大。废水需经处理后方可排放。

#### （四）花岗石水膜除尘器的设计与计算

##### 1. 除尘器的内径

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{3600\pi\omega_1}} \quad \text{米} \quad (3-15)$$

式中  $D$ ——除尘器的内径，米；

$Q$ ——需要净化的烟气量，米<sup>3</sup>/时；

$\omega_1$ ——除尘器内烟气上升速度，米/秒；为保证除尘器的正常运行，烟气上升速度

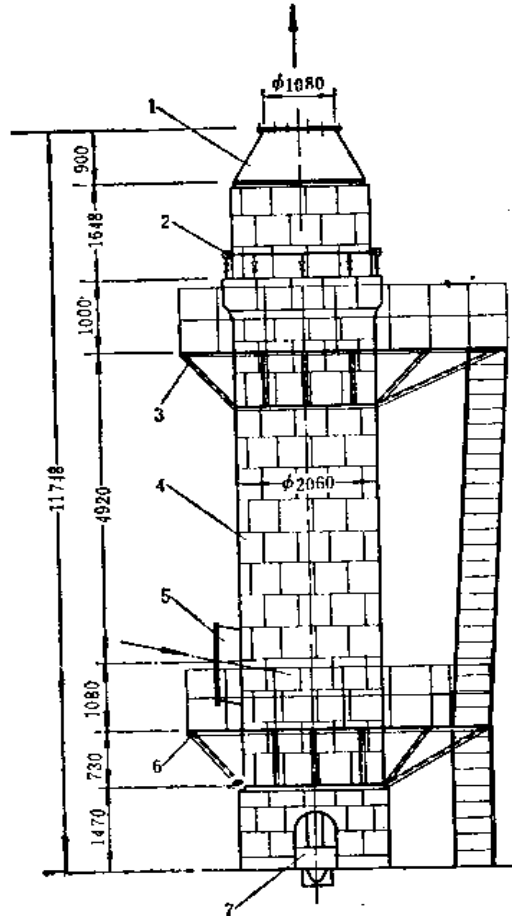


图 3-29 花岗石水膜除尘器

1—烟气出口管，2—供水管，3—上平台，4—除尘器筒体，5—烟气入口管，6—下平台，7—水封排灰装置

$\omega_1 = 4.5 \sim 5$ 米/秒为宜。

2. 烟气进口速度 烟气进口速度一般采用18米/秒左右。当除尘器内径大于2米时，烟气进口速度可以提高到22米/秒左右。

3. 烟气进口管截面

$$F = \frac{Q}{3600v} \quad \text{米}^2 \quad (3-16)$$

式中  $F$ ——烟气进口管截面积，米<sup>2</sup>；  
 $Q$ ——需要净化的烟气量，米<sup>3</sup>/小时；  
 $v$ ——烟气进口流速，米/秒。

为了使含尘烟气进入筒体以后能变成螺旋旋转上升，除尘器烟气进口管都做成狭长的矩形，其宽度与高度之比可采用1:1.8~3.5。

4. 除尘器的阻力计算

$$\Delta H = \xi \frac{\gamma_t v^2}{2g} \quad \text{毫米水柱} \quad (3-17)$$

式中  $\Delta H$ ——除尘器的阻力，毫米水柱；  
 $\gamma_t$ ——入口烟气的重度，公斤/米<sup>3</sup>，见表3-14；  
 $g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>；  
 $v$ ——烟气进口速度，米/秒；  
 $\xi$ ——按除尘器进口烟气的速度头计算的流体阻力系数，见表3-15。

离心式水膜除尘器技术数据表

表 3-15

除尘器内径(米)	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5
处理烟气量(米 <sup>3</sup> /时)	6080	8300	10800	13700	16900	20500	24400	28600	33100	38000
流体阻力系数( $\xi$ )	3.38	3.17	3.04	2.94	2.87	2.81	2.76	2.72	2.68	2.65
耗水量(吨/时)	0.79	1.00	1.19	1.40	1.62	1.80	2.01	2.20	2.52	2.80

5. 除尘器的淋洗面高度

$$H = 3 \sim 4D \quad \text{米} \quad (3-18)$$

式中  $H$ ——除尘器淋洗面高度，米；  
 $D$ ——除尘器的内径，米。

6. 除尘器耗水量

$$G = qQ \quad \text{公斤/时} \quad (3-19)$$

式中  $G$ ——除尘器耗水量，公斤/时；  
 $Q$ ——需要净化的烟气量，米<sup>3</sup>/时；  
 $q$ ——单位耗水量，公斤/米<sup>3</sup>烟气，  
 $q = 0.07 \sim 0.20$ 公斤/米<sup>3</sup>烟气。

当采用环形喷嘴供水时，喷嘴出口流速应保持在1.2米/秒左右；要求水压为0.15~0.25表压。如采用稳压水箱，其标高一般比环形集水管高2.0~2.5米左右。

(五) 除尘器各部件的加工与安装

花岗石水膜除尘器是一种比较永久性的设备，其加工和安装应保证质量。

1.圆筒 由花岗石块砌成，砌块内表面应光滑平整，接缝要严密不漏气。壁厚不宜小于200毫米，通常采用200~250毫米。砌块每盘高度以500~600毫米为宜。筒体内径在2米以下者，一般每盘由8~12块拼成。砌块横向接缝应采用公母套（见图3-30），纵向接缝采用椭圆中空内灌辉绿岩水泥浆（见图3-31）。

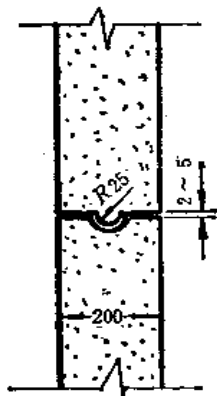


图 3-30 砌块横向接缝

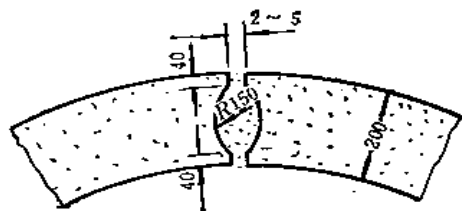


图 3-31 砌块纵向接缝

2.水封装置 水封装置由锥形灰斗、排灰水管和水封盆组成。若筒体内径小于1.5米时，锥形灰斗通常由8~10块拼成；当筒体内径大于2米时，锥体灰斗上半部采用8~12块拼成，而下半部做成整体，以便于加工和运输。排灰水管和水封盆应采用耐腐蚀材料制作。排灰水管如采用花岗石制作，其高度不宜超过500~600毫米。水封盆的材料可以用花岗石、陶瓷、塑料等；其形状可多种多样，如壶形、瓢形、盆形等。

3.供水方式的选择 能否在除尘器内壁形成良好的水膜，是保证除尘器高效运行的必要条件。而水膜的形成除了与筒体内壁粗糙度、烟气旋转方向和速度有关外，供水方式是一个十分关键的因素。

供水方式有环形喷嘴式、内水槽溢流式和外水槽微压式三种。

(1) 环形喷嘴式 早期设计和安装的花岗石水膜除尘器大部分是采用这种供水方式。见图3-32。

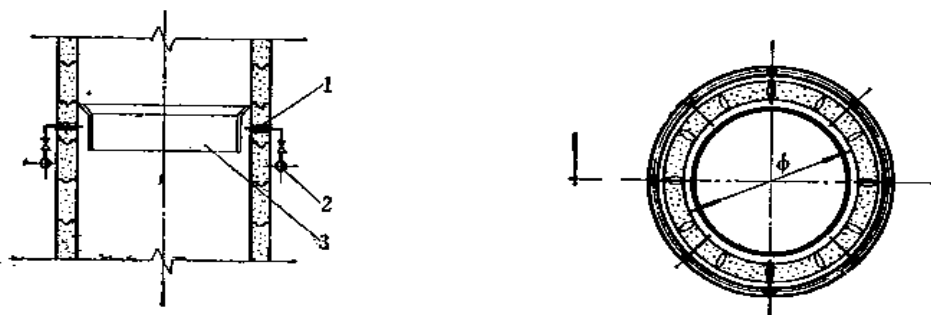


图 3-32 环形喷嘴式供水  
1—喷嘴；2—供水管；3—挡水环

环形喷嘴式供水的主要问题在于喷嘴容易被腐蚀或被堵塞。当喷嘴被腐蚀后影响水量分配和喷水方向，导致水膜不均匀，因而除尘效率降低，筒体局部过冷过热，花岗石或防腐内衬就会出现裂纹或脱落。

(2) 内水槽溢流式 内水槽溢流式供水(见图3-33)基本上消除了沿筒体圆周水压不匀和局部断水现象。但是由于内水槽的流量是随进入水槽水量的多少而变化,进水量大,则水膜厚;反之则水膜薄。其结果都影响水膜的形成,使除尘效率不稳定。特别是在引风机负压波动过大时,容易使水槽内的存水被抽空。为防止这种现象出现,有的单位增设稳压水箱,调正和稳定了除尘器内水槽的进水压力和进水量,运行情况良好。

(3) 外水槽微压式 外水槽微压式供水方式是靠外水槽内的微压( $H_1 - H_2$ )形成水膜(见图3-35)。只要供水不间断,形成水膜的微压就是一个恒定值。从而为形成稳定的水膜提供了有利条件。

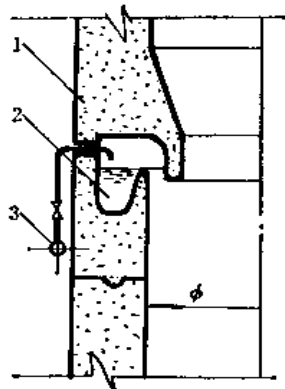


图 3-33 内水槽溢流式供水

1—上部砖; 2—内水槽; 3—供水管

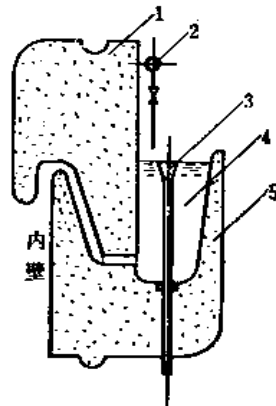


图 3-34 外水槽微压式供水

1—上部砖; 2—供水管; 3—溢水漏斗; 4—外水槽; 5—下部砖

外水槽的水位实际上对出水口起水封作用,  $H_1$  为水封高度(见图3-35)。为防止外水槽内的存水被抽空,  $H_1$  应大于引风机的全压头30~50毫米水柱。水封高度( $H_1$ )可借助于水槽内的溢水漏斗维持。为防止烟气流通过水进入区时带水,在溢水口上部砖设计时应有挡水檐。

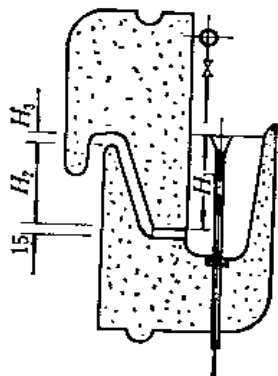


图 3-35 外水槽微压图

出水口高度  $H_3$  有控制水膜厚度的作用,一般采用  $H_3 = 3 \sim 7$  毫米。

这种供水方式的优点在于水槽在筒体外部,运行中便于监视水位变化和进行必要的水位调整。同时避免了水槽和出水口存灰。因此这种供水方式的除尘效率稳定,安全可靠。近年来设计和安装的花岗石水膜除尘器都用这种供水方式。

4. 烟气进口 花岗石水膜除尘器烟气进口管有水平插入和向下倾斜 $10^\circ$ 插入两种。为了防止烟气进入筒体时将该断面处的水膜吹散,在入口上部砖上应设置挡水槽,以便将进口处的水膜引开。在烟气进口管侧壁上可设置检修门或清扫孔。

#### 四、沉淀池的设计与计算

凡采用湿式除尘器或干式除尘器配湿式排灰装置时,都需要设置细灰沉淀池。



### (一) 沉淀池有效容积的确定

沉淀池应有一定的有效容积(指冲灰沟入口标高以下的容积)。此容积应容纳不小于10小时的最大集灰量。

每小时的集灰量按下式计算

$$G_1 = G_s A_1 \eta \quad \text{公斤/时} \quad (3-20)$$

式中  $G_1$ ——每小时的集灰量, 公斤/时;

$G_s$ ——总灰渣量, 公斤/时,  $G_s$ 的计算方法见第八章;

$A_1$ ——烟尘占总灰渣量的百分比, %; 层燃炉  $A_1=15\sim 20\%$ ; 煤粉炉  $A_1=80\sim 85\%$ ; 播撒式燃烧炉  $A_1=25\sim 40\%$ ; 小型手烧炉  $A_1=20\sim 30\%$ ;

$\eta$ ——除尘器的效率, %。

### (二) 沉淀池平面尺寸的确定

沉淀池的宽度与抓灰设备的尺寸有关, 应满足抓斗展开后最大宽度的要求, 通常以3~4米为宜。从沉淀效果看, 沉淀池越长越好, 但往往受场地条件和投资的限制, 一般以8~12米为宜。计算公式如下:

#### 1. 长度

$$L = 3600vt \quad \text{米} \quad (3-21)$$

式中  $L$ ——沉淀池的长度, 米;

$v$ ——灰水在沉淀池中的流速, 米/秒, 一般  $v=0.005$ 米/秒;

$t$ ——沉淀时间, 时, 一般  $t=1\sim 2$ 小时。

#### 2. 沉淀部分的有效截面

$$F = \frac{Q_{\max}}{3600v} \quad \text{米}^2 \quad (3-22)$$

式中  $F$ ——沉淀部分的有效截面, 米<sup>2</sup>;

$Q_{\max}$ ——最大灰水量, 米<sup>3</sup>/时;

$v$ ——灰水在沉淀池中的流速, 米/秒。

#### 3. 沉淀池的宽度

$$B = \frac{F}{h_2} \quad \text{米} \quad (3-23)$$

式中  $B$ ——沉淀池的宽度, 米;

$h_2$ ——沉淀部分有效水深, 米, 一般  $h_2=1\sim 2$ 米。

沉淀池的长宽比一般为3~4。若沉淀池太宽时应分格。在条件许可时应考虑轮流清灰, 沉淀池可设置2个。

## 第五节 静电除尘器

静电除尘器是当前国内外应用广泛, 能适应多种工况的高效除尘设备。它可以在高温高压下运行, 允许含尘气体的相对湿度达100%。除尘效率高, 可达99.9%以上。并能捕集0.1微米以下的超细尘粒。设备阻力小, 一般在20毫米水柱以下。结构简单, 运行费用低。故在工业锅炉烟气除尘方面有一定的使用价值。但是静电除尘器的效率受粉尘的静电

性能影响较大，对尘粒的比电阻有严格要求。处理含尘浓度高的气体不经济。由于需要一套高压整流设备，故一次投资较大。

静电除尘器的种类很多，如管式和板式，双室式和三室式、甚至四室式，干式和湿式，立式和卧式等。不同类型的静电除尘器适用的条件不同，一般不能互相代用。

### 一、静电除尘器的工作原理

静电除尘器虽然型式各不相同，但其最基本的组成都是一对电极，即高电位的放电极和接地的收尘电极。两极的电位差非常大，大得足以使放电极周围产生电晕。静电除尘器就是利用电晕放电原理，使含尘气体中的尘粒带电后分离，以达到气体被净化的目的。

凡是不均匀电场，都能产生电晕现象。在电晕区有正负两种离子。由于同性相斥，异性相吸的静电作用，正负离子均产生定向运动。当含尘气体通过两电极之间时，运动着的离子就会附着在尘粒上。换言之，尘粒在电场作用下带有电荷，并沿着原来离子运动的方向向电极靠拢，并且沉积在极板上而形成灰层。含尘烟气流经电场时，只要有足够的停留时间，绝大部分尘粒都被留下，而气体则被净化。静电除尘器的基本原理见图3-36。

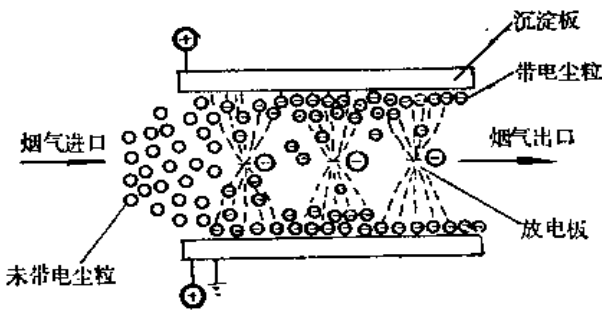


图 3-36 静电沉淀基本原理

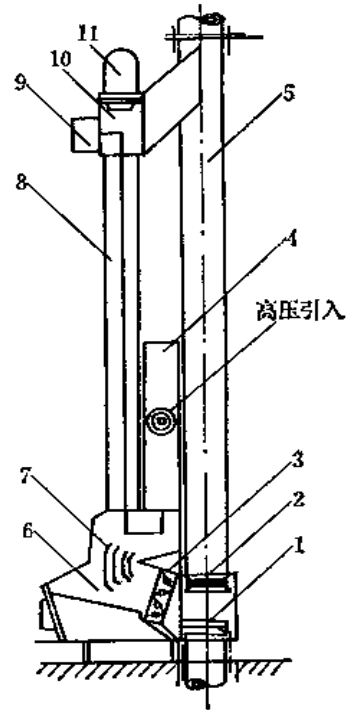


图 3-37 管式静电除尘器

- 1—辐射状导向叶板；2—圆形光圈式启动阀；3—方形百叶式启动阀；4—高电压断路器；5—主烟道；6—自然沉降室；7—垂直导向板；8—静电除尘室；9—气幕绝缘层；10—净化烟气集尘室；11—清灰器

### 二、静电除尘器的结构

管式静电除尘器的结构见图3-37；板式静电除尘器的结构见图3-38。

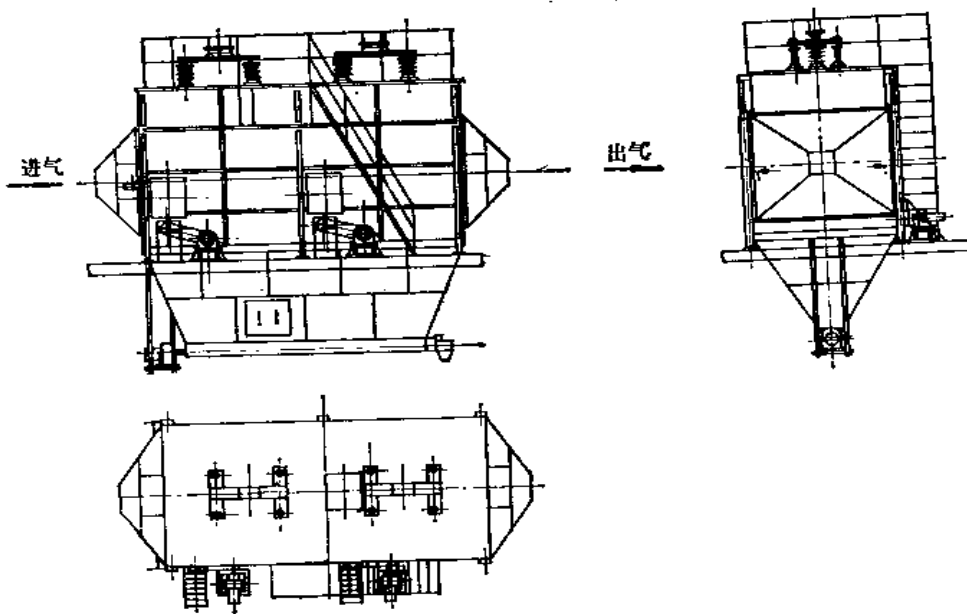


图 3-38 板式静电除尘器

### 三、静电除尘器的应用条件

#### (一) 烟气流速

烟气流速是选用静电除尘器规格大小的基本条件。各种型号静电除尘器都有自己的流速限值范围，一般在1米/秒左右较好。烟气流速低，除尘效率高，但势必使除尘器的沉淀极板面积增加，造价也随之增加。

#### (二) 尘粒比电阻

所谓尘粒的比电阻（也称视电阻）是用面积正好为1厘米<sup>2</sup>的圆盘，自然堆到1厘米高，再沿高度方向测得其电阻值，单位是欧姆·厘米。尘粒的比电阻分为三类：

1. 低阻型 比电阻值在 $10^4$ 欧姆·厘米以下称为低阻型。这类尘粒有较好的导电能力，容易脱离沉积板而重新回到烟气气流中去。因此这类尘粒是较难用静电除尘器收集的。

2. 高阻型 比电阻值在 $2 \times 10^{10}$ 欧姆·厘米以上称为高阻型。这类尘粒达到沉积板以后不易放电，而放电后又形成绝缘层，使随后而来的荷电尘粒无法通过它释放电荷，或放电非常慢。随之尘粒越来越厚，这一绝缘层也就成为放电的障碍。

3. 正常型 比电阻值在 $10^4 \sim 2 \times 10^{10}$ 欧姆·厘米范围内称为正常型。这种尘粒在达到沉积板表面时，前面提到的两种情况就很少出现。实践证明，这类尘粒最容易通过静电除尘器加以收集。

一般工业中常见的尘粒比电阻值列于表3-16。

#### (三) 含尘浓度

当烟气的含尘浓度达到某一极限值时，通过电场的电流有可能趋向于零，这种情况称之为电晕封闭。这时除尘器处于无电流状态，当然就无法收尘了。究竟含尘浓度达到多少就会出现电晕封闭，目前缺乏这方面的实践资料。通常当烟气含尘浓度超过35克/米<sup>3</sup>时，

工业中常见尘粒比电阻

表 3-16

尘粒种类	温度 (°C)	湿度 (%)	比电阻值 (欧姆·厘米)	尘粒种类	温度 (°C)	湿度 (%)	比电阻值 (欧姆·厘米)
水泥窑尘	120~180		$5 \times 10^9 \sim 5 \times 10^{10}$	回转窑氧化铝 微尘	20 65.5 121 177 232		$3 \times 10^9$ $3 \times 10^{11}$ $2 \times 10^{12}$ $5 \times 10^{10}$ $8 \times 10^8$
水泥磨和烘干机 机尘	60 95	10 10	$10^{12}$ $10^{13}$	烧结机粉尘 高炉粉尘 转炉粉尘 白云石粉尘 石灰石粉尘 菱镁矿、镁砖、 镁矿粉尘 氧化镁粉尘 平炉粉尘	烘干 未烘干 烘干 150 130 160 180 232		$1.3 \times 10^{10}$ $2.2 \times 10^9 \sim 3.4 \times 10^8$ $2.18 \times 10^{11}$ $4 \times 10^{12}$ $5 \times 10^{12}$ $3 \times 10^{13}$ $3 \times 10^{12}$ $9 \times 10^8$
钢焙烧烟尘	144 250	22	$2 \times 10^8$ $1 \times 10^8$	飞灰	121 177 232		$8 \times 10^9, 2 \times 10^{11}, 7 \times 10^{12}$ $1 \times 10^9, 4 \times 10^{11}, 5 \times 10^{12}$ $1 \times 10^9, 1 \times 10^{11}, 7 \times 10^{11}$
铅烧结机烟尘	144 52 40	10 9 7.5	$1 \times 10^{12}$ $2 \times 10^{10}$ $1 \times 10^6$	石灰	121 177		$1 \times 10^{11}$ $3 \times 10^{11}$
铅鼓风炉烟尘	204 149	5 5	$4 \times 10^{12}$ $2 \times 10^{13}$				
含锌渣烟化炉 烟尘	204 149	1.3 1.3	$4 \times 10^9$ $2 \times 10^{10}$				
回转窑氧化镍 烟尘	20 65.5 121 177 232		$3 \times 10^{10}$ $8 \times 10^9$ $6 \times 10^8$ $5 \times 10^8$ $1 \times 10^8$				

就要采用前面加一级旋风除尘器之类的净化设备的措施。

#### (四) 尘粒的粒度组成

在选用静电除尘器时,考虑尘粒的粒度组成主要有三个意义:

1. 选用静电除尘器是否合适? 是否需要与其它除尘设备联合使用?
2. 估计一下是否会造成电晕封闭?
3. 计算出尘粒的平均半径。

当尘粒的粒径在0.01微米至20微米范围内,静电除尘器都能捕集下来。当粒径小于0.01微米时,则要设法使这种超细尘粒聚集成大颗粒,使其粒度达到静电除尘器能捕集的范围。当粒径大于20微米时,虽然静电除尘器能捕集下来,但很不经济。在这种情况下一般都采用旋风除尘器或沉降室作为一级净化设备。

#### (五) 烟气的温度

烟气温度在150~200°C时,静电除尘器的效率较稳定。如果烟气温度变化范围过大,将会引起尘粒的比电阻值和烟气量的变化,直接影响除尘器的效率。如烟气温度超过300°C时,则应采取冷却烟气的措施。

#### (六) 烟气的湿度

烟气含湿量为12克/米<sup>3</sup>时,电流为8.5毫安。当含湿量为120克/米<sup>3</sup>时,电流减小到2.8毫安。故湿度对除尘效率有一定的影响。

#### (七) 烟气的化学性质

要求烟气不易燃易爆,不得在除尘器内部进行物相变化,不腐蚀钢材。

#### 四、静电除尘器的选择计算

##### (一) 确定尘粒的飘移速度

确定尘粒的飘移速度有两种方法：第一种方法是利用实验数据求得，第二种方法是通过理论公式计算。前者较切合实际，后者误差较大。

第一种方法：选择一台烟气性质尽可能相似的已在实际运行的静电除尘器，在工艺过程稳定时测量其除尘效率，然后按下式计算尘粒的飘移速度：

$$\eta = 1 - e^{-wf} \quad (3-24)$$

式中  $\eta$ ——所测得的除尘效率，%；

$f$ ——比面积，即处理单位烟气量所需要的沉淀极板面积，米<sup>2</sup>/（米<sup>3</sup>/秒）；

$w$ ——尘粒的飘移速度，米/秒。

比面积的计算式如下：

$$f = \frac{A}{Q} \quad \text{米}^2/(\text{米}^3/\text{秒}) \quad (3-25)$$

式中  $A$ ——静电除尘器所有沉淀极板面积的总和，米<sup>2</sup>；

$Q$ ——静电除尘器实际处理的烟气量，米<sup>3</sup>/秒。

注意：上述试验结果只有在同一性质、同一（或相近）参数（温度、压力、流速）烟气的前提下才有意义。

第二种方法：按下列理论公式计算

$$w = \frac{crE_1E_2}{2\pi\mu} \quad \text{厘米/秒} \quad (3-26)$$

式中  $w$ ——尘粒飘移速度，厘米/秒；

$r$ ——尘粒平均半径，厘米；

$\mu$ ——烟气的粘度，泊；

$E_1$ ——电晕线附近的电场强度，静电单位；

$E_2$ ——沉淀极板附近的电场强度、静电单位；

$c$ ——修正系数，一般取0.5。

一般 $E_1$ 约比 $E_2$ 大20%，对SHWB系列电除尘器： $E_1=5.4$ 静电单位，则上式简化为：

$$w = \frac{0.05E_2^2r}{\mu} \quad \text{厘米/秒} \quad (3-27)$$

式中  $r = N_1r_1 + N_2r_2 + \dots + N_n r_n$ ，厘米；

$N_1, \dots, N_n$ ——该粒度的尘粒所占总容积的百分比，%；

$r_1, \dots, r_n$ ——某一尘粒的粒度半径，厘米；

其余符号意义同前。

粘度值 $\mu$ 可通过实际测定求得，也可以由烟气成份和烟气温度计算求得。

$$\mu = \mu_0 \frac{273+C}{T+C} \left( \frac{T}{273} \right)^{3/2} \quad \text{泊} \quad (3-28)$$

式中  $\mu$ ——气体的粘度，泊；

$\mu_0$ ——该气体在0°C和一个大气压时的粘度，泊（见表3-17）；

$C$ ——计算常数，（见表3-17）；

$T$ ——烟气温度，°K。

当烟气的气相组成已知时，其混合气体的粘度由下式求得：

$$\frac{M_h}{\mu_h} = \frac{m_1 M_1}{\mu_1} + \frac{m_2 M_2}{\mu_2} + \dots \quad (3-29)$$

式中  $\mu_h$ ——混合气体的粘度，泊；

$\mu_1, \mu_2$ ——各组成气体的粘度，泊；

$M_h$ ——混合气体的分子量，

$$M_h = m_1 M_1 + m_2 M_2 + \dots$$

$m_1, m_2$ ——各组成气体的体积百分比；

$M_1, M_2$ ——各组成气体的分子量。

如有可能，最好用上述两种方法求出飘移速度 $w$ 。若数值趋于一致则可确定 $w$ 值；若相差较大，可取二者平均值或取其中较小的一个值。

### （二）确定所要求的除尘效率

在确定所要求的除尘效率时宜谨慎，如果要求的除尘效率比98%更高时，效率每增加1%，沉淀极板面积几乎要增加15%。因此应从经济 and 环境保护两者综合考虑除尘效率。

部分气体的物理性质

表 3-17

气体种类	空气	氮	氧	氢	氩	CO <sub>2</sub>	NO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> S
分子量	28.95	28.02	32	2.016	4.0	44.01	46.01	64.07	28.01	34.03
$\mu_0 \times 10^{-6}$	173	170	203	84.2	188	137	—	117	166	116.6
$C$	124	114	131	73	78	254	—	396	100	—

### （三）确定沉淀极板总面积

$$A = fQ \text{ 米}^2 \quad (3-30)$$

式中 符号意义同前。

$$f = \frac{1}{w} \frac{\lg \frac{1}{1-\eta}}{\lg e} \text{ 米}^2 / (\text{米}^3 / \text{秒}) \quad (3-31)$$

### （四）验算电场风速

$$v = \frac{Q}{S} \text{ 米/秒} \quad (3-32)$$

式中  $v$ ——电场风速，米/秒；

$S$ ——除尘器截面积，米<sup>2</sup>；

$Q$ ——工作状态下的烟气量，米<sup>3</sup>/秒。

验算所得的电场风速应符合所选定的静电除尘器允许的电场风速。

SHWB型静电除尘器的主要技术性能列于表3-18。

SHWB 型静电除尘器主要技术性能

表 3-18

规格 (米 <sup>2</sup> )	3	5	10	15	20	30	40	50	60
有效截面积(米 <sup>2</sup> )	3.2	5.1	10.4	15.2	20.11	30.39	40.6	53	63.3
处理烟气流(米 <sup>3</sup> /时)	6900~ 9200	11000~ 14700	30000~ 37400	43800~ 54700	57900~ 72400	109000~ 136000	146000~ 183000	191000~ 248000	228000~ 296000
电场风速(米/秒)	0.6~0.8	0.6~0.8	0.6~0.8	0.6~0.8	0.6~0.8	1~1.25	1~1.25	1~1.3	1~1.3
沉淀极板总面积(米 <sup>2</sup> )	106	159	440	647	776	1331	1981	3168	3743
沉淀极板振打方式	挠臂锤机械振打				同左(双面)				
电晕极振打方式	电磁振打		提升脱离机构						
烟气通过电场时间(秒)	5~6.7	5~6.7	5~6.7	5~6.7	5~6.7	5.1~6.4	5.8~7.2	6.8~8.8	6.8~8.8
电场内烟气压力(毫米水柱)	+20~-200								
阻力(毫米水柱)	<20	<20	<30	<30	<30	<30	<30	<30	<30
允许最高温度(°C)	300	300	300	300	300	300	300	300	300
设计效率(%)	98	98	98	98	98	98	98	98	98
设备外形尺寸(长×宽×高) (毫米)	7240× 2730× 5475	7436× 3589× 6545	11440× 6500× 9893	11630× 6950× 10547	12376× 7700× 11116	13573× 8500× 13225	14980× 9500× 14510	18040× 9830× 16430	18360× 10958× 18452
设备重量(公斤)	7790	12375	39097	48208	64561	78328	118231	134921	172742

## 第六节 其它除尘器

### 一、沸腾颗粒层除尘器

以固体粒状材料作为过滤介质的颗粒层除尘器,具有滤料(硅石、石英砂等)来源广泛,价格低廉、耐高温、耐磨、耐腐蚀,不燃不爆等特点。近年来被认为是一种很有发展前途的除尘设备。

除尘器的结构见图3-39。工作原理见图3-40。

沸腾颗粒层除尘器的主要技术参数:

除尘器阻力	80~120毫米水柱
颗粒层阻力	50~100毫米水柱
颗粒层厚度	130~150毫米
砂子当量直径	φ1.3~2.2毫米
过滤风速	15~25米/分
反吹风速	50~73米/分
反吹阻力	150~240毫米水柱
反吹周期	6~30分钟(随入口浓度而定)
反吹时间	5秒钟
净化效率	90~98%
工作温度	400°C以下

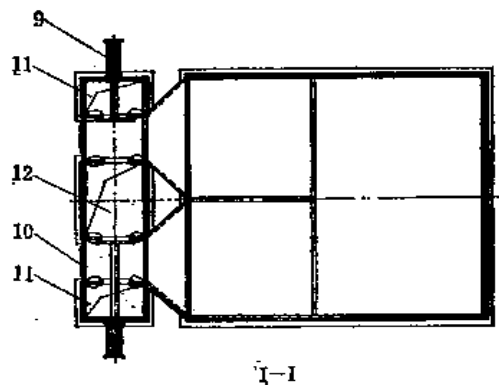
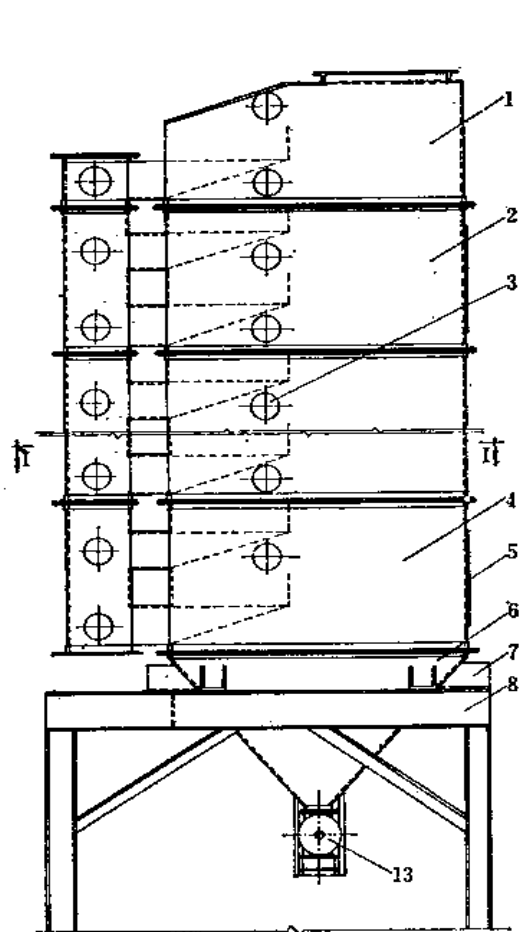


图 3-39 沸腾颗粒层除尘器

1—上壳体；2—中壳体；3—检查门；4—下壳体；  
5—检修门；6—灰斗；7—托架；8—支架；9—电  
动推杆；10—检查门；11—反吹风道；12—净化气  
引风道；13—星形卸灰阀

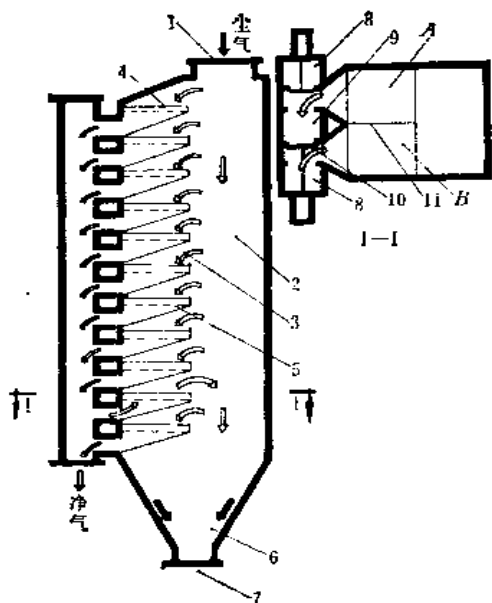


图 3-40 沸腾颗粒层除尘器工作原理示意图

1—进风口；2—沉降室；3—过滤空间；4—颗粒层；  
5—下筛网；6—灰斗；7—排灰口；8—反吹风口；  
9—净化气出口；10—电动推杆阀门；11—隔板  
A、B—过滤断面



## 二、干—湿一体旋风除尘器

该除尘器由干式旋风除尘器与湿式旋风水膜除尘器组合而成，其结构见图3-41。

含尘烟气由上部进风口沿切线方向进入干式旋风除尘器，产生向下旋转。在离心力作用下大部分尘粒被捕集下来，由于干式排灰口排出。初步净化后的烟气由下部进入旋风水膜除尘器，再次进行净化。净化烟气由出风口排出，灰浆水则由湿式排灰口排出。

干—湿一体旋风除尘器的效率较高，一般可以达到95%左右，但灰水的处理及排放较麻烦。

## 三、布袋除尘器

布袋除尘器是一种高效气体净化设备，广泛应用于冶金、矿山、粮食加工、耐火材料和水泥工业等含尘气体的净化。近年来由于环境保护的需要，布袋除尘技术迅速发展，已开始试用于工业锅炉烟气除尘。

布袋除尘器的除尘效率很高，一般都在99%以上。对负荷的适应性强。当负荷变低时除尘效率反而高，因此很适应工业锅炉负荷变化大的特点。但目前我国的滤料仍处于试用阶段，耐磨、耐高温和耐挠曲的性能尚不稳定，更换滤袋的工作量较大，造价高，因此目前应用于工业锅炉烟气除尘尚不广泛。

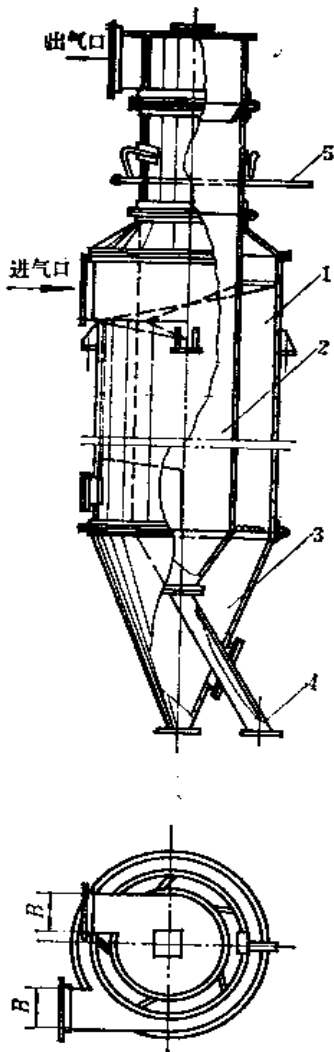


图 3-41 干—湿一体旋风除尘器  
1—干式旋风除尘器；2—旋风水膜除尘器；3—干式排灰口；4—湿式排灰口；5—进水管

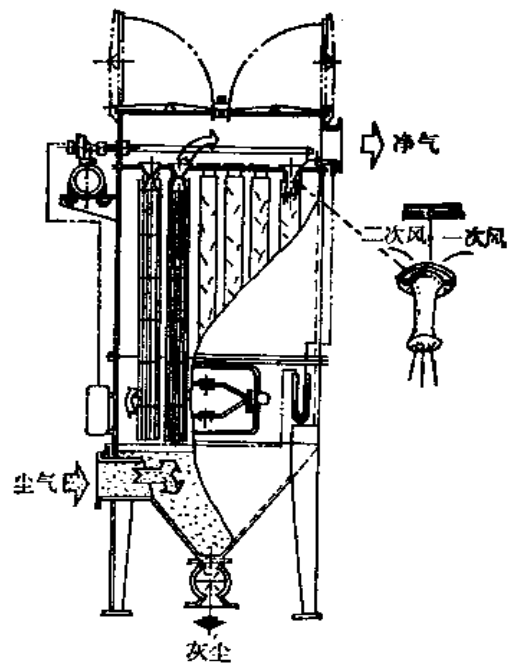


图 3-42 脉冲式袋式除尘器

布袋除尘器的种类很多，按其过滤方式可分为外滤式和内滤式。按其清灰方式可分为：脉冲式、环隙喷吹脉冲式和回转反吹式等。其结构分别见图3-42、3-43、3-44。

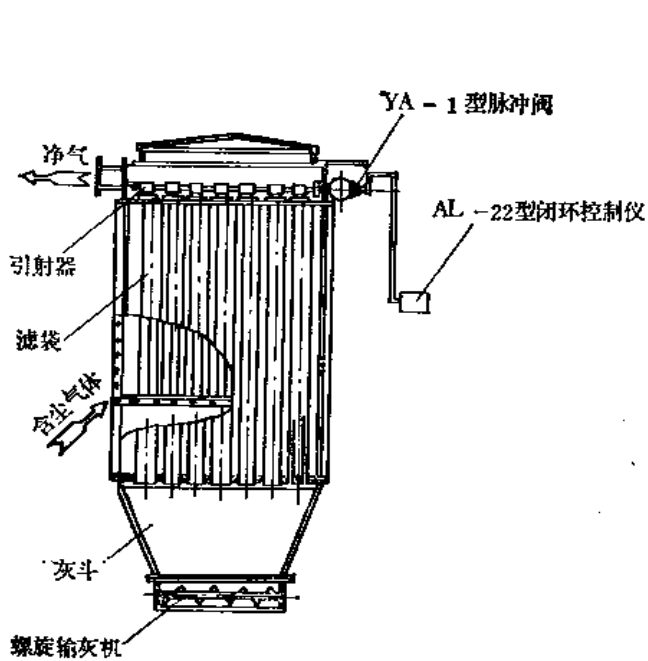


图 3-43 环隙喷吹脉冲袋式除尘器

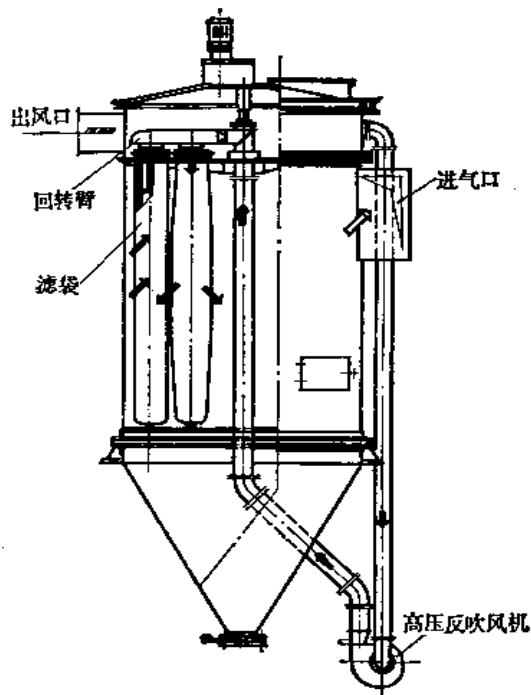


图 3-44 回转反吹扁布袋除尘器

## 第四章 锅炉给水处理

### 第一节 概 述

工业锅炉的给水大多取之于自然水源，自然水源可分为地下水源和地面水源。江河、湖泊、水库等为地面水源。这种水源水溶解的矿物质不多，硬度较小，但由于流刷和冲洗的结果，往往含有较多的泥砂、悬浮物和有机物等杂质，因而水的浑浊度较大，而且水质受季节变化的影响也大。泉水、井水等为地下水源，由于经地层的过滤，悬浮杂质较少，水的透明度较高。但是在地层的渗透过程中溶入了较多的矿物质，因而含盐量和硬度都比较大。地下水水质比较稳定，受季节变化的影响较小。天然水是一种很好的溶剂，当水与地面上或地层内许多物质接触时就能溶解它们，因此水中含有许多杂质。这种未经处理过的水称为原水或生水。生水不能直接作为锅炉给水，因为水中的杂质会引起锅炉结附水垢，锅炉金属被腐蚀，蒸汽被污染等不良后果。这些因素会影响锅炉的经济安全运行，所以必须对生水进行处理，使水中杂质含量减少到能满足锅炉经济安全运行的要求，即符合锅炉给水水质标准。天然水中各种杂质对锅炉造成的危害如表4-1。

天然水中杂质按其物态可划分为三类：

固态杂质 包括悬浮固体、胶溶固体、溶解于水的盐类及有机物等。

气态杂质 包括氧气、二氧化碳等。

液态杂质 主要是油类、酸类及工业废液。

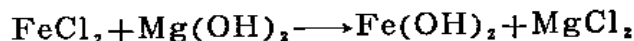
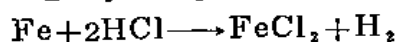
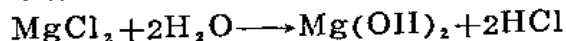
上述三类物质按其存在于水中的物理化学状态也可以划分为三大类：

以离子或分子溶解于水中形成真溶液的物质，主要包括盐类和气体溶解物。

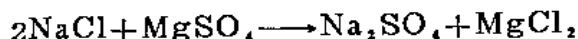
#### 1. 盐类

(1) 钙盐 主要有 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 、 $\text{CaCl}_2$ 、 $\text{CaSO}_4$ 、 $\text{CaSiO}_3$ 等。钙盐是造成锅炉结垢的主要成分，氯化钙还会使蒸汽品质恶化和腐蚀锅炉金属。

(2) 镁盐 主要有 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 、 $\text{MgCl}_2$ 、 $\text{MgSO}_4$ 。镁盐同样能形成水垢，恶化蒸汽品质。其中硫酸镁和氯化镁更会造成锅炉金属的严重腐蚀。氯化镁的腐蚀是一个循环过程，因此只要水中有少许氯化镁即可形成严重腐蚀。其反应过程如下：



(3) 钠盐 主要有 $\text{NaCl}$ 、 $\text{Na}_2\text{SO}_4$ 、 $\text{NaHCO}_3$ 。氯化钠一般不形成水垢，但如果水中同时含有镁盐，尤其当硫酸镁与氯化钠反应结果生成氯化镁，如前所述，可以引起严重腐蚀。其反应如下：



碳酸钠在锅炉中也不形成水垢，但过量的碳酸钠常易促使炉水蒸发面发生泡沫和引起汽水共腾。在高温高压下，碳酸钠分解成氢氧化钠，有使锅炉金属发生苛性脆化的危险。

天然水中杂质对锅炉的危害

表 4-1

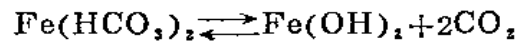
杂质名称	分子式	对炉水的影响			对锅炉的影响		
		碱度	硬度	含盐量	腐蚀	结垢	汽水共腾
氯化钠	NaCl	-	-	+	+	-	+
硫酸钠	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	+	-	-	+
碳酸钠	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	+	-	+	-	-	+
重碳酸钠	NaHCO <sub>3</sub>	+	-	+	-	-	+
重碳酸钙	Ca(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	+	+	+	-	+	-
重碳酸镁	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	+	+	+	-	+	-
重碳酸亚铁	Fe(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	+	+	+	+	+	-
硫酸钙	CaSO <sub>4</sub>	-	+	+	-	+	-
硫酸镁	MgSO <sub>4</sub>	-	+	+	+	+	-
硝酸钙	Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	+	+	-	+	-
硝酸镁	Mg(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	+	+	+	+	-
氯化钙	CaCl <sub>2</sub>	-	+	+	+	+	-
氯化镁	MgCl <sub>2</sub>	-	+	+	+	+	-
硅酸钙	CaSiO <sub>3</sub>	+	+	+	-	+	-
硅酸镁	MgSiO <sub>3</sub>	+	+	+	-	-	-
氧气	O <sub>2</sub>				+		
二氧化碳	CO <sub>2</sub>				+		
硫化氢	H <sub>2</sub> S				+		
无机酸				+	+		
有机酸				+	+	+	+
油类				+		+	+
悬浮物						+	+

注：表中“+”表示要发生，“-”表示不会发生。

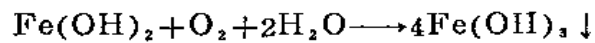
硫酸钠如含量过高，常被蒸汽携带而积附在管道附件或热力设备上，使阀门等失调，影响安全经济运行。

(4) 铁盐 在水中的铁盐主要是Fe(HCO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>和FeSO<sub>4</sub>。地下水中因为CO<sub>2</sub>含量

大，铁离子较多。当由水中除掉CO<sub>2</sub>时，Fe(HCO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>即分解成为Fe(OH)<sub>2</sub>：



再被氧气氧化成为Fe(OH)<sub>3</sub>沉淀：



这些铁化合物会沉积在锅炉中成为水垢，并引起腐蚀（即所谓铁垢腐蚀）。

## 2. 气体溶解物

(1) 氧气 氧气会使锅炉金属产生局部的点状穿孔，水中存在氧气时金属腐蚀比较激烈，这是因为氧气是腐蚀原电池阴极的强烈去极化剂。所谓金属腐蚀原电池即金属的腐蚀是由于金属浸润在电介质溶液中，不同部位，不同成分处产生电极电位差。当不同电位的两部

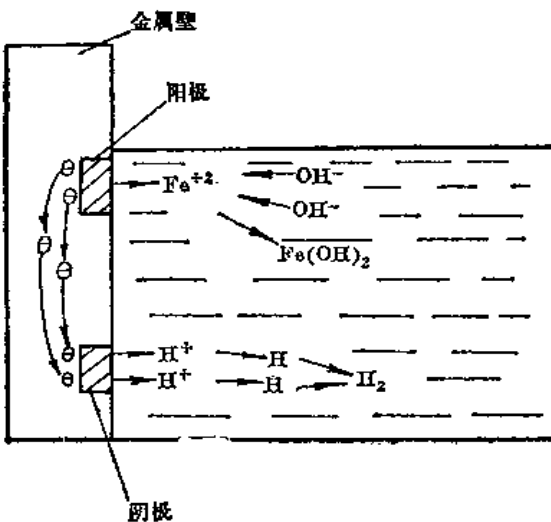
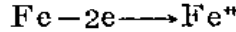


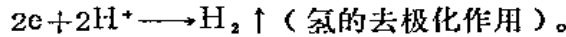
图 4-1 金属的电化学腐蚀图

分金属接通后，便产生电流。阳极部位不断放出电子而成阳离子溶解于溶液中，阴极部位接受电子，并同溶液中 $H^+$ 离子形成 $H_2$ 气，或者有氧气存在时会形成 $OH^-$ 根与阳极溶解下来的金属离子生成氢氧化物。金属的腐蚀过程就能继续进行下去。见图4-1。

阳极过程 金属转移到溶液中析出电子。



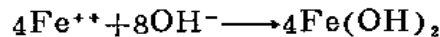
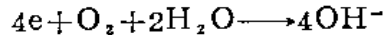
阴极过程 如有去极化现象时，则接受阳极释放出的电子如：



锅炉金属中的纯铁晶体是阳极部位，金属内的各种杂质、表面的铁鳞、铁锈是阴极部位。因为这些物质的电位比纯铁的氧化电位高得多。

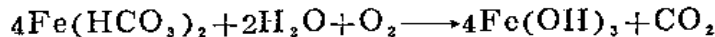
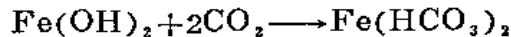
极化作用就是原电池中随着电流的通过初电极电位差就降低，使电流也随之降低。阴极极化是由于从阳极过来的电子没有能够被阴极接受下来，而积聚在阴极表面。阳极极化是由于阳极周围的阳离子浓度增大以及阳极表面形成阻碍腐蚀的保护膜，使金属不易失去电子变成离子而进入溶液中。所以极化能阻碍腐蚀的进行。

氧气的去极化反应如下：



氧气接受阳极释放的电子与水反应生成氢氧根再与铁离子形成氢氧化亚铁。氢氧化亚铁再与氧作用生成溶解度极小的氢氧化铁。这样腐蚀就激烈进行下去。

(2) 二氧化碳 水中存在的 $CO_2$ 大部分呈分子状态，另一部分与水形成碳酸，使 $H^+$ 浓度增加，而 $H^+$ 是腐蚀原电池阴极的去极化剂。 $H^+$ 获得电子成氢气析出，使腐蚀过程加剧。 $CO_2$ 还能阻碍在金属表面形成氧化保护膜，而使腐蚀顺利进行下去。水中存在 $CO_2$ 时，铁和氧的腐蚀会形成游离碳酸，造成循环过程。使少量 $CO_2$ 会大大增加腐蚀速度，其反应如下：



以较小的分子组合颗粒溶于水形成胶体溶液的物质主要有：

1. 铁化合物 主要有 $Fe_2O_3$ 等。 $Fe_2O_3$ 以胶体状态溶解于水中，这些铁化合物能生成水垢和使蒸汽品质恶化。水中存在铁化合物较多时，水常呈黄色。

2. 硅盐 水中含有的硅盐有硅化物 $xSiO_2 \cdot yH_2O$ 、硅酸钠 $Na_2SiO_3$ 等，硅盐生成的水垢是很坚硬的。

3. 氧化铝 $Al_2O_3$  它能生成絮状沉淀物。

4. 有机物 主要来自有机体的腐败物和工业废水。有机物使水的腐蚀性加强，但当炉水碱度经常维持在9.0~9.5度的范围内时，金属受有机物(酸)作用而产生腐蚀的可能性是很小的。有机物主要是加强炉水起泡沫并使蒸汽含有杂质的一个因素。

以悬浮颗粒分散在水中形成悬浮溶液的物质。主要有泥土砂砾、动植物残余体、工业废物等。悬浮物会同钙镁盐沉积物结合而直接助长水垢的产生。如果悬浮物主要是工业废物，则可使锅炉内部金属表面腐蚀。同时悬浮物也会引起汽水共腾使蒸汽品质恶化。

胶溶物同悬浮物、溶解物的某些性质差别见表4-2。

胶溶物同悬浮物、溶解物的比较

表 4-2

性 质	悬 浮 物	胶 溶 物	溶 解 物
颗粒度(微米)	>100	1~100	<1
分散状态	不稳定两相系统	稳定两相系统	单相系统
过 滤 性	不通过滤纸	能通过滤纸	能通过滤纸

## 第二节 水质指标和水质标准

### 一、水质指标

用来表示水中杂质含量的指标称为水质指标。水质指标说明了水质的优劣，其种类和含义分述如下：

(一) **透明度** 用来表示水的透明程度，它同样可作为水中机械杂质（浑浊物）含量的间接表示。有的书中也有用浑浊度来间接表示水中机械杂质的含量。透明度可分为：

1. **标准铅字透明度** 将5号老宋体字铅字放在水层下面，逐渐降低水位直至看清铅字为止，此时的最高水位即水样的透明度。以厘米表示。

2. **十字线透明度** 将一毫米宽的十字线置于玻璃筒（筒直径为30毫米，高3.5米）底部白色无光泽的瓷盘上，向筒中注满水样，然后逐渐将水放出直至可以看清十字架。此时读出水柱的高度，用厘米表示即为十字线透明度。

(二) **悬浮物** 指不溶于水的固体杂质，主要有矿物（如泥砂、铁质）和有机物（主要是动植物残余体）形成。悬浮物用毫克/升来表示。透明度也能大致说明水中悬浮物含量的多寡，对不同悬浮物含量的水测定其透明度，就能找到悬浮物与透明度之间的定量关系。

(三) **溶解固形物** 指溶解于水中的固体物质，主要包括溶解的盐类和无机物杂质（如 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Al}_2\text{O}_3$ 、 $\text{SiO}_2$ 等）及胶溶状态的有机物等的含量，以毫克/升为单位。溶解固形物可以用蒸发残渣近似地表示。蒸发残渣亦称干燥余量或干残余量。测定时将预先经滤纸过滤过的一定量的水，在 $180^\circ\text{C}$ 下蒸发烘干（也有采用 $105\sim 110^\circ\text{C}$ 之间蒸发烘干）称重即得蒸发残渣值。此外，用来表示水中溶解杂质总量的指标常见的还有含盐量或矿质余量，它们包括了水中所有的阴、阳离子及 $\text{Al}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 、 $\text{SiO}_2$ 等的含量。可以用水的全分析资料计算或者由蒸发残渣减去有机物，或者用灼烧残渣近似地表示。灼烧残渣测定时是将蒸发残渣置于高温炉内，在 $600^\circ\text{C}$ （也有在 $800^\circ\text{C}$ ）灼烧30分钟，然后置于干燥器中冷却称量。此时有机质中的碳素开始燃烧，湿分都被蒸发，部分氯化物、氨盐挥发，部分碳酸盐分解，硫酸盐被还原。所以灼烧残渣近似地表示水中的含盐量。

(四) **全固形物** 悬浮物和溶解固形物重量之和，以毫克/升为单位。

(五) **耗氧量** 消耗于氧化每升水中的有机物的氧气或 $\text{KMnO}_4$ 的量。以毫克/升为

单位。它间接反映了水中有机物的含量。

(六) 硬度 是指水中碱土金属钙镁盐类的总含量。

我国通用的硬度单位有度或毫克当量/升两种。

1度 1升水中含有钙盐和镁盐的总量相当于10毫克CaO时称为1度。

1毫克当量/升 1升水中所含Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>离子的重量等于钙、镁元素的化学当量(以毫克计)时称为1毫克当量/升。也可以用1升水中所含钙镁盐类的总量相当于28毫克CaO时,称为1毫克当量/升。

$$1 \text{ 毫克当量/升} = 2.8 \text{ 度}$$

硬度又可分为:

1. 碳酸盐硬度(暂时硬度) 主要是钙与镁的重碳酸盐所组成。当水煮沸时钙与镁的重碳酸盐就分解成CaCO<sub>3</sub>和Mg(OH)<sub>2</sub>而沉淀。故亦称暂时硬度。

2. 非碳酸盐硬度(永久硬度) 主要是钙与镁的硫酸盐、硝酸盐及氯化物组成,它不能用一般煮沸的方法除去,故亦称永久硬度。

3. 总硬度 碳酸盐硬度与非碳酸盐硬度之和。

4. 钙硬度 指每升水中钙盐的含量。

5. 镁硬度 指每升水中镁盐的含量。

此外还常见负硬度又名过剩碱度。

$$\text{负硬度} = \text{总碱度(甲基橙碱度)} - \text{总硬度}$$

上式大于零则存在负硬度,表明水中HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>的含量大于Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>的离子含量。水中不存在永久硬度,水中除重碳酸钙、镁的HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>离子外,尚有属于其它重碳酸盐类的HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>离子存在,一般是属于NaHCO<sub>3</sub>或Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>的。所以有负硬度的水即为碱性水。

天然水按硬度可分为:

极软水	<4°
软水	4°~8°
中等硬度水	8°~16°
硬水	16°~30°
极硬水	>30°

(七) 总碱度 指水中已解离的和分子状态的氢氧化物、碳酸盐、重碳酸盐及能提高水中OH<sup>-</sup>浓度的碱金属和碱土金属的化合物的总含量。如以离子形式表示,主要是HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>、CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>和OH<sup>-</sup>的含量,有时水中还有HSiO<sub>3</sub><sup>-</sup>、SiO<sub>3</sub><sup>2-</sup>、HPO<sub>4</sub><sup>2-</sup>和有机酸水解后生成的OH<sup>-</sup>离子。

碱度单位也有度和毫克当量/升两种。

1度 1升水中含有相当于10毫克CaO(或14.3毫克NaOH)所形成碱度的物质时称为1度。

1毫克当量/升 1升水中所含HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>或OH<sup>-</sup>或CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>的量等于它们的化学当量(以毫克计)时称为1毫克当量/升。

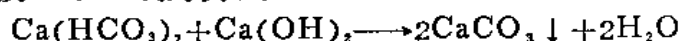
1毫克当量/升等于2.8度

一般可将碱度分为:

1. 重碳酸盐碱度 由于水中有钙、镁等的重碳酸盐存在。

2. 碳酸盐碱度 由于水中有钠、钾、钙、镁等碳酸盐存在。
3. 氢氧化物碱度 由于水中有氢氧化物存在。
4. 酚酞碱度 用酚酞作指示剂滴定的碱度值即表示氢氧碱度及碳酸盐碱度之和。
5. 甲基橙碱度 用甲基橙作指示剂滴定的碱度值即总碱度。

碳酸盐碱度与氢氧碱度，或者碳酸盐碱度与重碳酸盐碱度能在水中同时存在。而氢氧碱度与重碳酸盐碱度却不能同时在水中存在。因为氢氧化物能与重碳酸盐作用，反应如下（以 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 及 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 为例）：



根据上述情况，在水中的碱度有五种可能组合的情况：

1. 单独的氢氧化物（ $\text{OH}^-$ ）；
2. 氢氧化物与碳酸盐（ $\text{OH}^- + \text{CO}_3^{2-}$ ）；
3. 单独的碳酸盐（ $\text{CO}_3^{2-}$ ）；
4. 碳酸盐与重碳酸盐（ $\text{CO}_3^{2-} + \text{HCO}_3^-$ ）；

滴定所用HCl溶液的体积

表 4-3

滴 定 结 果	每 升 水 中 所 用 HCl 的 毫 升 数		
	氢 氧 化 物 碱 度	碳 酸 盐 碱 度	重 碳 酸 盐 碱 度
$P = M$	$M$	0	0
$P = 0$	0	0	$M$
$P = \frac{1}{2}M$	0	$2P$	0
$P > \frac{1}{2}M$	$2P - M$	$2(M - P)$	0
$P < \frac{1}{2}M$	0	$2P$	$M - 2P$

注：根据HCl溶液的滴定体积计算碱度的公式，可参看《天然水分析方法》一书38~40页。

$P$ ——用酚酞作指示剂时，所用去的HCl溶液的毫升数（HCl为0.1N）；

$M$ ——用甲基橙作指示剂时，所用去的HCl溶液的毫升数（HCl为0.1N）。

760毫米汞柱压力下氧气在水中的溶解度

表 4-4

°C	O <sub>2</sub> (毫克/升)	°C	O <sub>2</sub> (毫克/升)	°C	O <sub>2</sub> (毫克/升)
0	14.6	11	11.0	25	8.3
1	14.2	12	10.8	30	7.5
2	13.8	13	10.5	35	7.0
3	13.4	14	10.3	40	6.5
4	13.1	15	10.1	45	6.0
5	12.8	16	9.9	50	5.6
6	12.4	17	9.7	60	4.8
7	12.1	18	9.5	70	3.9
8	11.8	19	9.3	80	2.9
9	11.6	20	9.1	90	1.6
10	11.3			100	0



5.单独的重碳酸盐( $\text{HCO}_3^-$ )。

根据用甲基橙作指示剂滴定所用去的HCl溶液的体积及用酚酞为指示剂滴定所用去的HCl溶液的体积,可以按表4-3所列P、M值分别计算出水中各种碱度的含量。

(八)溶解氧 以分子状态溶解于水中的氧气,以毫克/升为单位。空气中的氧气是使水溶解大量氧气的主要来源。氧气在水中的溶解度与水温和水面上氧气的分压力有关。表4-4列举出水与空气接触时其中氧气的含量。

(九)游离二氧化碳 以分子状态溶解于水中的二氧化碳,以毫克/升为单位。当 $\text{pH}>8.5$ 时, $\text{CO}_2$ 含量实际才等于零。

(十)pH值 指水中 $\text{H}^+$ 离子的浓度,取对数的负数值。pH值可用来表示水的酸性或碱性。

$$\text{pH} = -\log[\text{H}^+] = \log \frac{1}{[\text{H}^+]} \quad (4-1)$$

纯水在 $25^\circ\text{C}$ 时水中 $[\text{H}^+][\text{OH}^-] = 10^{-14}$ 是常数, $[\text{H}^+] = [\text{OH}^-] = 10^{-7}$ , $\text{pH} = 7$ 。水的酸性可划分如下几类:

pH<5.5	强酸性
pH5.5~6.5	弱酸性
pH6.5~7.5	中性
pH8~10	弱硷性
pH>10	强硷性

(十一)阳离子 以阳离子状态溶解于水中的杂质,如 $\text{K}^+$ 、 $\text{Na}^+$ 、 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{Mg}^{++}$ 、 $\text{Al}^{+++}$ 、 $\text{Fe}^{++}$ 、 $\text{Fe}^{+++}$ 、 $\text{Mn}^{++}$ 、 $\text{Cu}^{++}$ 、 $\text{NH}_4^+$ 、 $\text{H}^+$ 等。以毫克/升为单位。

(十二)阴离子 以阴离子状态溶解于水中的杂质,如 $\text{SO}_4^{--}$ 、 $\text{Cl}^-$ 、 $\text{HCO}_3^-$ 、 $\text{PO}_4^{--}$ 、 $\text{SiO}_3^-$ 、 $\text{NO}_3^-$ 、 $\text{NO}_2^-$ 等。以毫克/升为单位。

(十三)含油量 指水中含有的油类杂质。

## 二、水的全分析项目

1.悬浮物	毫克/升
2.溶解固形物	毫克/升
3.总硬度 $H$ 。	毫克当量/升
4.非碳酸盐硬度 $H_1$ 。	毫克当量/升
5.碳酸盐硬度 $H_2$ 。	毫克当量/升
6.钙硬度	毫克当量/升
7.镁硬度	毫克当量/升
8.总碱度 $T$ 。	毫克当量/升
9.含油量	毫克/升
10.pH值	
11.溶解氧 $\text{O}_2$ 。	毫克/升
12.游离二氧化碳 $\text{CO}_2$ 。	毫克/升
13.耗氧量	毫克/升

14. 钙离子Ca <sup>++</sup>	毫克/升
15. 镁离子Mg <sup>++</sup>	毫克/升
16. 钾离子K <sup>+</sup>	毫克/升
17. 钠离子Na <sup>+</sup>	毫克/升
18. 铁离子Fe <sup>++</sup> 、Fe <sup>+++</sup>	毫克/升
19. 铝离子Al <sup>+++</sup>	毫克/升
20. 锰离子Mn <sup>++</sup>	毫克/升
21. 硫酸根SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	毫克/升
22. 碳酸根CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	毫克/升
23. 重碳酸根HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	毫克/升
24. 硝酸根NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	毫克/升
25. 氯根Cl <sup>-</sup>	毫克/升
26. 硅化物SiO <sub>2</sub>	毫克/升

其中1~12项是必须测定的项目，如水中含有较多的氨和硫化氢时也应分析其含量。

### 三、水质分析的检验

#### 1. 总硬度H<sub>o</sub>与Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>的关系

$$H_o = 0.05Ca^{++} + 0.0826Mg^{++} \text{毫克当量/升} \quad (4-2)$$

一般误差应<5%。

#### 2. 总碱度T<sub>o</sub>与OH<sup>-</sup>、CO<sub>3</sub><sup>-2</sup>及HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>的关系

$$\text{碳酸根和氢氧碱度(酚酞碱度)} = \frac{1}{2} \frac{CO_3^{2-}}{30.01} + \frac{OH^-}{17.01} \text{毫克当量/升} \quad (4-3)$$

$$\text{总碱度(即甲基橙碱度)} T_o = \frac{HCO_3^-}{61.02} + \frac{CO_3^{2-}}{30.01} + \frac{OH^-}{17.01} \text{毫克当量/升} \quad (4-4)$$

#### 3. 阳离子与阴离子数目相等(以毫克当量/升计)

$$\frac{Ca^{++}}{20.04} + \frac{Mg^{++}}{12.16} + \frac{Na^+}{23.0} + \dots = \frac{Cl^-}{35.45} + \frac{SO_4^{2-}}{48.03} + \frac{CO_3^{2-}}{30.01} + \frac{HCO_3^-}{61.02} + \dots \quad (4-5)$$

#### 4. pH值的校对

$$pH = 6.37 - \log CO_2 + \log HCO_3^- \quad (4-6)$$

式中 CO<sub>2</sub>——游离CO<sub>2</sub>，毫克/升；

HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>——重碳酸根，毫克/升。

对于含盐量不大的水来说其误差在0.1~0.2之间。

#### 5. 根据离子分析计算总含盐量

$$\begin{aligned} \text{总含盐量} = & \frac{K^+}{39.10} + \frac{Na^+}{23.00} + \frac{Ca^{++}}{20.04} + \frac{Mg^{++}}{12.16} + \frac{NH_4^+}{18.03} + \frac{Cl^-}{35.45} + \frac{SO_4^{2-}}{48.03} \\ & + \frac{CO_3^{2-}}{30.01} + \frac{SiO_2}{38.03} + \frac{OH^-}{17.00} + \frac{PO_4^{3-}}{31.67} + R_2O_5 \text{毫克当量/升} \end{aligned} \quad (4-7)$$

#### 四、硬度单位的换算

硬度单位换算表

表 4-5

硬度单位	度				毫克当量/升	p.p.m
	德国制 1份CaO 10 <sup>5</sup> 份水	美国制 1格兰CaCO <sub>3</sub> 1美加仑水	英国制 1格兰CaCO <sub>3</sub> 1美加仑水	法国制 1份CaCO <sub>3</sub> 10 <sup>5</sup> 份水	苏联制 1克当量 1000升水	万国制 1份CaCO <sub>3</sub> 10 <sup>5</sup> 份水
德国制	1	1.04	1.25	1.79	0.36	17.9
美国制	0.96	1	1.2	1.72	0.35	17.2
英国制	0.8	0.83	1	1.43	0.29	14.3
法国制	0.56	0.58	0.7	1	0.2	10
苏联制	2.8	2.91	3.5	5.01	1	50.1
万国制ppm	0.056	0.058	0.07	0.1	0.02	1

注：1.  $\frac{1 \text{ 格兰 CaCO}_3}{1 \text{ 美加仑水}}$  即  $\frac{1 \text{ 份 CaCO}_3}{7 \times 10^5 \text{ 份水}}$ ，格兰为重量单位，约等于0.0622克。  
2. 表4-5中的“份”皆以重量计。

#### 五、各种水质指标对锅炉安全运行的关系

关于盐类、悬浮物、溶解氧、游离CO<sub>2</sub>等对锅炉安全运行的关系详见第一节，现再简要说明硬度、碱度、pH值等对锅炉安全运行的影响。

(一) 硬度 水中的钙镁盐类形成的硬度会造成：

1. 锅炉结垢 使锅炉受热面传热系数变小，浪费燃料。
2. 锅炉受热面结垢后会局部过热，烧坏水管，有碍于锅炉的安全运行。
3. 水垢、水渣会堵塞管子，恶化锅炉的水循环。

(二) 碱度 碱度的大小反映了水中HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>、OH<sup>-</sup>和CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>离子含量的多少。炉水略带碱性即pH在7~8.5之间，当水中无氧气时，对防止锅炉腐蚀是有效果的。但炉水碱度过大——当相对碱度即  $\frac{\text{NaOH}}{\text{溶解固形物}}$  大于0.2或炉水碱度较大地超过给定标准数值时——会产生较严重的晶间腐蚀，即所谓苛性脆化，对锅炉安全运行危害较大。此外炉水碱度过大也会使蒸汽中带有盐分，恶化蒸汽品质。

(三) pH值 对水的性质影响很大，分述如下：

1. pH < 7 时，锅炉金属表面腐蚀后产生的松软氧化层没有起保护金属继续被腐蚀的作用。所以氧对金属的腐蚀仍然进行很快，当pH > 7 时，才能形成较稳定的保护膜，使腐蚀缓慢下来。

2. pH值与水中游离CO<sub>2</sub>含量关系很大，当pH为4.3时，水中全部碳酸都形成CO<sub>2</sub>，pH增高，CO<sub>2</sub>含量的比例减少，HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>增加。当pH > 8.3时，水中游离CO<sub>2</sub>不存在了，碳酸全部形成HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>，这样游离CO<sub>2</sub>的腐蚀可以大大减少。

3. 给水经过除氧后，pH值对腐蚀起显著影响，pH值小，腐蚀性大。因为H<sup>+</sup>是金属腐蚀的原电池中阴极的去极化剂。

4. pH值低，会使离子交换剂工作容量降低，这是因为H<sup>+</sup>离子也被离子交换剂吸收的缘故。

5. pH值同水中硅盐的存在形式有关,  $\text{pH} \leq 8$  时, 水中硅盐几乎都是  $\text{SiO}_2(\text{H}_2\text{SiO}_3)$ ;  $\text{pH} > 8$  时, 有一部分  $\text{HSiO}_3^-$ ;  $\text{pH} > 11$  时, 则几乎全部是  $\text{HSiO}_3^-$ ;  $\text{pH}$  更高时, 即有一部分成为  $\text{SiO}_3^{2-}$ 。所以炉水中常常出现  $\text{Na}_2\text{SiO}_3$ 。

(四) 含油量 油类杂质能粘附在锅炉金属内表面上形成传热性极差的油垢而造成金属局部过热, 同时油质也能使蒸汽品质恶化。

## 六、水质标准

在软水、炉水及凝结水能够满足锅炉安全经济运行(主要避免汽水设备结垢、结盐和腐蚀), 蒸汽品质满足使用要求的条件下, 必须要控制的几个水质指标的数据。水质标准同锅炉类型、蒸汽品质、运行费用、使用寿命、锅炉排污热损失等有关。一般要通过长期运行或试验积累了丰富的经验和数据后, 通过对安全、经济、技术、蒸汽品质等因素的综合分析才能拟定水质标准, 并经主管部门批准后规定为国家标准或某个部的标准。

### (一) 低压锅炉水质标准

我国《低压锅炉水质标准》(GB1576—79), 自一九八〇年五月一日开始执行。

本标准适用于额定出口蒸汽压力  $\leq 25$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 的固定式蒸汽锅炉(不包括直流锅炉)、热水锅炉。

#### 1. 总则

(1) 设计、制造和改造锅炉时必须遵循本标准。设计锅炉房时应根据本标准的要求, 按照不同的炉型和水质(包括水源水质的暂时恶化)选用适当的水处理方法。使用锅炉的单位必须做好水质管理工作, 使锅炉运行时的给水、炉水符合本标准。

(2) 燃煤火管锅炉, 出口蒸汽压力  $\leq 10$  公斤力/厘米<sup>2</sup>, 蒸发量  $\leq 2$  吨/时的水管锅炉, 应尽量采用炉外化学处理, 也可只采用炉内加药处理。采用炉内加药处理时必须加强对锅炉的结垢、腐蚀和水质的监督, 认真做好加药、排污和清洗工作, 使锅炉给水、炉水符合本标准的规定。其它类型的蒸汽锅炉应采用炉外化学处理。

#### 2. 锅炉水质标准

(1) 立式水管锅炉、立式火管锅炉、卧式内燃等燃煤锅炉的水质标准应符合表4-6的规定。

(2) 水管锅炉、水火管组合锅炉的水质标准应符合表4-7的规定。

(3) 燃油锅炉、燃气锅炉的水质标准应符合表4-7的规定。

(4) 热水锅炉水质标准应符合表4-8的规定。

(5) 余热锅炉水质指标应符合同类型、同参数锅炉的水质标准规定。特殊结构的余热锅炉水质指标由设计单位另行确定。

### (二) 国外的水质标准

下面列出国外的水质标准, 以供参考。

1. 日本规定的炉水水质标准, 见表4-9。

2. 日本规定的锅炉给水标准, 见表4-10。

3. 日本钢制热水锅炉水质标准, 见表4-11。

4. 英国锅炉给水和炉水水质的推荐值

(1) 推荐锅壳锅炉(火管锅炉)的水质标准, 见表4-12。

水质标准

表 4-6

项 目	给 水		炉 水	
	炉内加药处理	炉外化学处理	炉内加药处理	炉外化学处理
悬浮物, 毫克/升	≤20	≤5		
总硬度, 毫克当量/升	≤3.5 <sup>②</sup>	≤0.04	8~20	≤20
总碱度, 毫克当量/升			10~12	10~12
pH(25°C)	>7	>7	<5000 <sup>③</sup>	<5000 <sup>③</sup>
溶解固形物 <sup>①</sup> , 毫克/升			<0.2 <sup>④</sup>	<0.2 <sup>④</sup>
相对碱度( $\frac{\text{游离NaOH}}{\text{溶解固形物}}$ )				

①如测定溶解固形物有困难时, 可采用测定氯化物(Cl<sup>-</sup>)的方法来间接控制, 但溶解固形物与氯化物(Cl<sup>-</sup>)间的比例关系须由各单位根据具体情况试验确定, 并应定期复试和修正此比例关系。

②当硬度指标超过此值时, 使用锅炉的单位在报上级主管部门批准和当地劳动部门同意后, 可以适当放宽。

③兰开夏锅炉的溶解固形物可<10000毫克/升。

④当相对碱度≥0.2时, 应采取防止苛性碱化的措施。

水质标准

表 4-7

项 目	给 水			炉 水		
	工作压力, 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	≤10 <sup>①</sup>	>10≤16	>16≤25	≤10 <sup>①</sup>	>10≤16
悬浮物, 毫克/升	≤5	≤5	≤5			
总硬度, 毫克当量/升	≤0.04	≤0.04	≤0.04			
总碱度, 毫克当量/升	无过热器 有过热器			≤20	≤18 ≤14	≤14 ≤12
pH(25°C)	>7	>7	>7	10~12	10~12	10~12
含油量, 毫克/升	≤2	≤2	≤2			
溶解氧, 毫克/升	≤0.1 <sup>②</sup>	≤0.1 <sup>②</sup>	≤0.05			
溶解固形物 <sup>③</sup> , 毫克/升	无过热器 有过热器			<4000	<3500 <3000	<3000 <2500
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> , 毫克/升					10~30 <sup>④</sup>	10~30
相对碱度( $\frac{\text{游离NaOH}}{\text{溶解固形物}}$ )				<0.2 <sup>⑤</sup>	<0.2 <sup>⑤</sup>	<0.2 <sup>⑤</sup>

①当锅炉蒸发量≤2吨/时, 采用炉内加药处理时, 其给水和炉水应符合表4-6的规定, 但炉水的溶解固形物<4000毫克/升。

②锅炉蒸发量≥10吨/时必须除氧, 锅炉蒸发量<10吨/时, ≥6吨/时应尽量除氧。对于供汽轮机用汽的锅炉, 给水含氧量均应≤0.05毫克/升。

③同表4-6, 注①。

④仅用于供汽轮机用汽的锅炉。

⑤同表4-6, 注④。

(2) 英国建议的汽鼓锅炉炉水含盐量, 见表4-13。

(3) 英国推荐的水管锅炉的水质, 见表4-14。

5. 德国规定的给水及炉水质量标准, 见表4-15。

6. 苏联规定的汽鼓式蒸汽锅炉给水标准, 见表4-16。

(三) 关于给水碱度和含盐量标准

一般在给水标准中均未列入碱度和含盐量的控制指标。通常只要控制锅炉炉水的碱度

热水锅炉水质标准

表 4-8

项 目	热 水 温 度			
	≤95°C采用炉内加药处理①		>95°C采用炉外化学处理	
	补 给 水	循 环 水	补 给 水	循 环 水
悬浮物, 毫克/升	≤20		≤5	
总硬度, 毫克当量/升	≤6		≤0.7	
pH(25°C)	>7	10~12	>7	8.5~10
溶解氧, 毫克/升			≤0.1	≤0.1

①如采用炉外化学处理时, 应符合热水温度>95°C的水质指标。

日本炉水水质标准

表 4-9

项 目	火 筒 锅 炉	水 管 锅 炉		
		0~10 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	10~20 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	20~30 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )
		压 力		
pH	10.5~11.3	10.5~11.3	10.5~11.3	10.5~11.3
甲基橙碱度(毫克/升CaCO <sub>3</sub> )	500~800	<700	<500	<300
酚酞碱度(毫克/升CaCO <sub>3</sub> )	300~600	<500	<350	<200
总固形物(毫克/升)	<4000	<3500	<2500	<1500
Cl <sup>-</sup> (毫克/升)	<800	<800	<500	<300
SiO <sub>2</sub> (毫克/升)	—	—	—	—
SiO <sub>3</sub> <sup>=</sup> (毫克/升)	—	—	—	10~20
PO <sub>4</sub> <sup>=</sup> (毫克/升)	20~40	20~40	20~40	20~40

注, PO<sub>4</sub><sup>=</sup>、SO<sub>3</sub><sup>=</sup>是使用磷酸盐、亚硫酸盐处理时的控制指标。

日本锅炉给水标准

表 4-10

项 目	锅 筒 锅 炉	水管锅炉(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )		
		0~10	10~20	20~30
pH	>7	>7	>7	>7
硬度CaCO <sub>3</sub> (ppm)	—	<2	<2	<2
油脂(ppm)	近于零	近于零	近于零	近于零
溶解氧O <sub>2</sub> (ppm)	—	—	<0.5	<0.1

日本钢制热水锅炉水质标准

表 4-11

热水使用方式	热 水 全 部 循 环 时		全 部 或 部 分 热 水 用 于 热 水 供 应 时	
	水 质 指 标 值	分 析 间 隔	水 质 指 标 值	分 析 间 隔
补给水pH(25°C)	7~9	每两周一次以上	—	—
循环水pH(25°C)	8~11.8①	每两周一次以上	7~9	每两周一次以上

①热水系统的管道和设备有用铜的或铜合金时, pH值不得超过9。

锅壳锅炉的水质标准

表 4-12

压 力	≤25巴 <sup>①</sup>		
	2	20	40
给水的总硬度以毫克/升CaCO <sub>3</sub> 表示的最大量			
给 水			
pH值	7.5~9.5	7.5~9.5	7.5~9.5
氧 量	②	②	②
全固形物、碱度、二氧化硅	②	②	②
有机物质	②	②	②
炉 水			
总硬度以毫克/升CaCO <sub>3</sub> 表示的最大量	极微量	极微量	
磷酸钠毫克/升Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> <sup>③</sup>	50~100	50~100	50~100
苛性碱度毫克/升以CaCO <sub>3</sub> 表示的最小量	350	300	200
总碱度毫克/升以CaCO <sub>3</sub> 表示的最大量	1200	700	700
二氧化硅毫克/升SiO <sub>2</sub> 的最大量	小于苛性碱度的40%		
亚硫酸钠毫克/升Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> 或 联氨毫克/升N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	30~70 0.1~1.0	30~70 0.1~1.0	30~70 0.1~1.0
悬浮物毫克/升, 最大量	50	200	300
溶解固形物毫克/升, 最大量	3500	3000	2000

① 1巴=1.02公斤力/厘米<sup>2</sup>。

② 数值取决于运行工况。

③ 磷酸盐常常加的是磷酸三钠, 由磷酸根(PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>)来决定Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>的加入量, Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>加入量=1.73×PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>。

英国汽鼓锅炉炉水含盐量

表 4-13

压力(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	0~21	21~31	31~43
最大含盐量(ppm)	3500	3000	2500
最大SiO <sub>2</sub> (ppm)	100~60	60~45	45~35

英国水管锅炉水质标准

表 4-14

锅 炉 出 口 压 力 (巴 <sup>①</sup> )	20	40	60	80	100	120	130以上
	省 煤 器 进 口 给 水						
总硬度毫克/升以CaCO <sub>3</sub> 表示的最大值	10	2	0.5	极微量	极微量	极微量	极微量
pH值	8.5~9.5	8.5~9.5	8.5~9.5	8.5~9.5	8.5~9.5	8.5~9.5	8.5~9.5
氧毫克/升, O <sub>2</sub> 的最大值	0.05	0.02	0.01	0.01	0.005	0.005	0.005
铁+铜+镍毫克/升, 最大值	—	—	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01
全固形物、碱度、SiO <sub>2</sub>	②	②	②	②	②	②	②
油	微量	微量	微量	微量	微量	微量	微量
有机物质	②	②	②	②	②	②	②

续表

锅炉出口压力(巴 <sup>①</sup> )	20	40	60	80	100	120	130以上
	炉			水			
磷酸三钠毫克/升 $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ③	50~100	30~70	20~50	10~40	5~20	3~10	②
苛性碱度毫克/升以 $\text{CaCO}_3$ 表示最小值	300	150	60	30	10	5	2
总碱度毫克/升以 $\text{CaCO}_3$ 表示最大值	700	500	300	200	100	40	10
$\text{SiO}_2^+$ , 毫克/升 $\text{SiO}_2$ 的最大值	小于苛性碱度的40%		20	10	②	②	②
亚硫酸钠毫克/升 $\text{Na}_2\text{SO}_3$ 或 联氨毫克/升 $\text{N}_2\text{H}_4$	30~50 0.1~1.0	20~40 0.1~0.5	15~30 0.05~0.3	10~20 0.05~0.1	② ②	② ②	② ②
悬浮物, 毫克/升, 最大值	200	50	③	③	③	③	③
溶解固形物, 毫克/升, 最大值	3000	2000	1200	700	350	100	15
氯根, 毫克/升, $\text{Cl}^-$ 最大值	④	④	④	④	10	5	1

①, ②, ③同表4-12注。

④含量很少。

德国的给水及炉水标准

表 4-15

指 标	汽 包 压 力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )		
	20	40	64
给 水 部 分			
硬度(毫克当量/升)	0.02	0.01	0.01
铜(毫克/升)	0.01	0.01	0.01
铁(毫克/升)	0.05	0.05	0.05
总碳酸量( $\text{CO}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{CO}_3^{2-}$ )(毫克/升)	20	20	20
pH	7~9.5	7~9.5	7~9.5
硅酸(毫克/升)	不 规 定	不 规 定	不 规 定
耗氧量[ $\text{KMnO}_4$ ](毫克/升)	10	10	10
含油量(毫克/升)	1	1	0.5
炉 水 部 分			
酚酞碱度(毫克当量/升)	10	8	3
硅酸(毫克/升)	70+7 <i>p</i>	30+3 <i>p</i>	10
磷酸根(毫克/升)	25	10	10
总含盐量(毫克/升)	4000	3000	2000

注: *p*为酚酞碱度, 它是为保证蒸汽纯度规定的上限。为防止腐蚀, 维持pH=8.3已足够。

和含盐量在标准规定的范围内就行了。在运行时通过锅炉排污来保证炉水碱度和含盐量在水质标准规定的范围内。因此, 锅炉经济排污量是应该控制的指标, 凡超过经济的排污量时, 给水处理要采取降低碱度和含盐量的措施。经济排污量的参考数据如下:

1. 对于冷凝式和供热式火电站1~3%。
2. 对于化学补给水大于15~25%的工业火电站5~7%。
3. 对于工业锅炉房8~12%, 在没有采暖负荷时, 连续排污量可增至15%。

如果锅炉排污量超过上述数据, 就要采取给水处理来降低给水的碱度及含盐量。

以前在锅炉水处理手册上曾建议过锅炉给水的碱度如下, 仅供参考(见表4-17)。



苏联汽鼓式锅炉给水标准

表 4-16

水质指标	测量单位	指标说明	锅炉压力(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	
			20 以下	20~40
硬 度	毫克当量/升	正 常 最 大	0.02	0.01
			0.04	0.02
溶解氧	毫克/升	正 常	<0.05	<0.03
含铁量	毫克/升	正 常	<0.2	<0.1
游离CO <sub>2</sub>	毫克/升	正 常	没 有	没 有
含油量	毫克/升	正 常	2~4	1
无水亚硫酸钠过剩量	毫克/升	正 常	3~4	3~4
pH	—	正 常	>7	>7
悬浮物	毫克/升	正 常	没 有	没 有

锅 炉 给 水 碱 度

表 4-17

锅 炉 型 号	蒸汽压力(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	给水总碱度(度)
火管锅炉	<13	11
机车锅炉	<15	6~7
无水冷壁锅炉	<23	3.5~4.5
有水冷壁锅炉	<23	3.5~4.0

(四) 从采暖系统和生产用户回收凝结水质量

回收的凝结水，如果在锅炉房不再进行处理，则其水质就含盐量、硬度、悬浮物含量均应比软水要好。而当有可能在锅炉房进行处理时，含盐量、硬度及其它项目也不应比进入机械过滤器和阳离子过滤器水质差。回收凝结水的含油量不应超过给水含油量。而当锅炉房有除油设备时，含油量也不得大于10毫克/升。肉眼观察不应有悬浮物、苯、萘及其它非挥发性的有机物。

(五) 热力网补充水质量

- |                    |            |
|--------------------|------------|
| 1. 溶解氧             | <0.1毫克/升   |
| 2. 用亚硫酸盐处理时过剩的亚硫酸盐 | <2.0毫克/升   |
| 3. 剩余碳酸盐硬度         | <0.7毫克当量/升 |
| 在利用含有磷酸根的排污水时，剩余硬度 | <0.3毫克当量/升 |
| 4. 悬浮物             | <5毫克/升     |

直接供水给用户的热力网(开式热力网)的补充水，除了上述条件外，还应符合卫生标准。

七、锅炉给水处理分类

阐明了水中含有杂质对锅炉的影响，给出了各种工业锅炉的给水和炉水质量标准后，就可以根据生水水质指标及凝结水回收量拟定给水处理方案。一般工业锅炉的水处理可以

划分为炉外处理和炉内处理两大类。

炉外处理包括：

水的净化——凝聚、沉淀与过滤。目的是除去水中所含有悬浮物的胶体，并且为进一步软化或除盐处理创造良好的条件。

水的软化——离子交换软化与加药沉淀软化。

水的除盐——阴阳离子交换除盐、电渗析除盐、蒸馏法除盐等。

水的除氧（气）——热力除氧、真空除氧、解吸除氧、钢屑除氧等。

炉内处理主要是炉内加药处理。

下面我们分别阐述各种水处理的原理及设计问题。

### 第三节 水的凝聚处理

#### 一、原理

凝聚处理就是在水中投加凝聚剂，一方面凝聚剂本身发生水解，形成胶体和凝聚过程，另一方面水中的杂质以中和、吸附等方式共同形成大颗粒而下沉。水的凝聚处理的实质是水中胶体失去稳定性而凝聚。凝聚后生成的微小沉淀物颗粒本身之间以及这些颗粒与水中原有的悬浮状分散颗粒之间互相结合，生成绒粒（矾花）。绒粒是疏松的聚集体，它具有很高的吸附能力，能吸附水中的胶体溶解物，所以水中的凝聚处理过程中，凝聚生成的微小沉淀物颗粒之间的聚附作用以及这些颗粒与水中原有悬浮物之间的粘着作用，绒粒对水中胶体溶解物的吸附作用，都可将水中胶体和引起水色的有机物质及悬浮物沉淀除去。

可以采用下列措施使胶体凝聚：

1. 在水中投以与水中胶体所带电荷相反的胶体，或者投以能够生成带相反电荷的胶体的电解质。

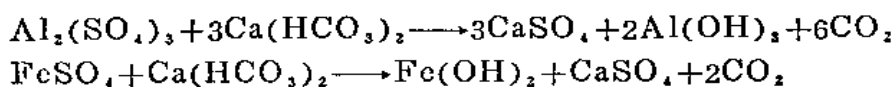
2. 在溶胶内加一些强电解质，以便给带电的胶体粒子创造吸引带相反电荷的离子的有利条件，这样胶体粒子上的电荷减少了或完全被中和了，因而发生凝聚。

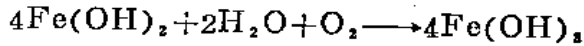
3. 将水加热，这样不仅增加了胶体粒子的动能和互相碰撞的机会，并且降低了胶体粒子吸附离子的作用，因而减少了胶体粒子上所带电荷，发生凝聚。

在给水处理中通常采用第一种方法，即在所处理水中投入一定量的由强酸弱碱生成的铝盐或铁盐。这些盐类水解后生成的带正电荷的胶体粒子可与水中原来的带负电的胶体粒子发生凝聚。

常用的铝凝聚剂是硫酸铝 $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ 。此外也有用明矾或铝酸钠作为凝聚剂的。常用的铁凝聚剂是硫酸亚铁 $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 即绿矾。此外也可以用氯化铁 $FeCl_3$ 或硫酸铁 $Fe_2(SO_4)_3$ 作凝聚剂。

#### 二、凝聚的化学反应





氢氧化铝和氢氧化铁在水中形成带正电荷的胶状分散颗粒有凝聚作用。

### 三、影响凝聚处理的因素

#### (一) pH值

采用硫酸亚铁作为凝聚剂时，pH值在8~10范围内最为有利。pH值小于8时，硫酸亚铁水解所生成的氢氧化亚铁不易氧化成氢氧化铁，因而影响凝聚过程的进行。采用石灰水处理时，水中pH值一般大于8，故此时采用硫酸亚铁作为凝聚剂。采用硫酸铝作为凝聚剂时，pH值在5~7的范围内为最有利。水中的pH值太低，氢离子浓度增加，使硫酸铝不易引起水解作用，因而破坏凝聚过程。水的pH值大于或等于8时，氢氧化铝溶解在水中而生成铝的氧化物，因而也破坏了凝聚过程。

#### (二) 碱度

如果原水中碱度不足以抵消凝聚剂水解时所产生的酸性时，将会影响凝聚的效果。此时可向水中加碱（一般添加的碱有烧碱、纯碱和石灰）来提高碱度。所需要添加的碱量可按下式估算：

$$G_j = P_n - H_z + 0.7 \quad \text{毫克当量/升} \quad (4-8)$$

式中  $G_j$ ——碱的添加量，毫克当量/升；

$H_z$ ——水的碳酸盐硬度，毫克当量/升；

$P_n$ ——凝聚剂用量，毫克当量/升；

0.7——残留碱度，毫克当量/升。

如果计算结果 $G_j$ 为负值时，则说明无需加碱。

#### (三) 水和凝聚剂的混合速度

在凝聚处理过程中，一般开始时的混合速度要大，以后逐渐减慢。凝聚剂刚投入水中时，需要高速混合，这是因为凝聚剂在水中的水解和形成胶体的速度很快（一般在几十秒钟内就完成了）。所以要高速混合才能生成大量的小颗粒的胶体，并扩散到整个水中，和水中杂质起作用。如果投入凝聚剂到开始搅拌的时间越长，凝聚沉淀的效果就越差。通常混合时的流速应大于1.5米/秒，混合时间一般不大于2分钟。

#### (四) 水温

采用硫酸亚铁作凝聚剂时，水温对凝聚过程影响不大；采用硫酸铝作凝聚剂时，水温对凝聚影响较大。当水温低于5°C时，水解速度极其缓慢，故凝聚作用显著降低。温度在5~15°C时，生成的氢氧化铝矾花为无定形的松散体，不易沉淀。当水温继续升高时，矾花开始生成晶体结构，它比较紧密，易于沉淀。天然水用硫酸铝来进行凝聚反应时，最佳水温为25~30°C。

#### (五) 凝聚剂用量

凝聚剂的需要量与原水的浊度和色度等有关。所以对于不同的具体条件，凝聚剂的用量应作专门的试验来求得。如果水质发生季节变化时，加药量也应相应变动。

#### (六) 助凝剂的影响

在凝聚过程中，若同时使用助凝剂，则凝聚剂的加药量就可减少。并且也可缩短凝聚时间。

## 四、凝聚处理计算

### (一) 工业用凝聚剂量

$$G = \frac{24Qp_n}{1000e} \quad \text{公斤/昼夜} \quad (4-9)$$

式中  $G$ ——每昼夜所需的凝聚剂量，公斤/昼夜；

$Q$ ——凝聚设备的平均生产率，吨/时；

$p_n$ ——凝聚剂注药量，毫克/升；应由试验求得，但设计时可按表4-18选取；

$e$ ——工业药品的纯度。

凝聚剂使用量 表 4-18

碳酸盐硬度每降低1度时，凝聚剂的使用量见表4-18。

(二) 凝聚剂溶液箱所需容积

$$V = \frac{1.3Ge}{1000\gamma p} \quad \text{米}^3 \quad (4-10)$$

式中  $V$ ——溶液箱所需容积，米<sup>3</sup>；

$\gamma$ ——凝聚剂溶液的重度，吨/米<sup>3</sup>；

$p$ ——凝聚剂溶液的浓度，可采用5~10%；

$G$ ——每昼夜凝聚剂耗量，公斤/昼夜。

## 五、凝聚剂、助凝剂和加药设备

### (一) 凝聚剂

水的凝聚处理中一般常用的凝聚剂为铝盐，铁盐次之。

1. 铝盐 作为凝聚剂的铝盐主要有硫酸铝 $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$ 、明矾 $[Al_2(SO_4)_3 \cdot K_2SO_4 \cdot 2H_2O]$ 和铝酸钠 $(NaAlO_2)$ 、聚合氯化铝等。

硫酸铝的水溶液呈酸性，腐蚀性很强。铝酸钠的水溶液呈碱性，故它适用于原水碱度不足的情况和硫酸铝共同使用。加药时先加铝酸钠，后加硫酸铝。这两种药的配合比，应按能获得最适宜的pH值来决定。

聚合氯化铝(简称PAC)是一种由碱式氯化铝聚合而成的无机高分子化合物。由于它对低浊度水，高浊度水和有色水等都有良好的效果，并且操作方便，低温时效果稳定以及过量时不会使水质恶化等许多优点。所以近几年来获得了广泛采用。

2. 铁盐 一般常用的铁盐凝聚剂为硫酸亚铁 $(FeSO_4 \cdot 7H_2O)$ ，也可用三氯化铁 $FeCl_3$ 。

硫酸亚铁水解后生成氢氧化铁 $Fe(OH)_3$ 。

氢氧化铁也是两性化合物，在给水的净化中，它的pH值最佳范围很宽，为4~10。当pH>6.0时，铁会和腐植酸生成不沉淀的有机化合物，所以硫酸亚铁不适于作为处理含有有机物水的凝聚剂。

## (二) 助凝剂

助凝剂本身不起凝聚作用，而是充当凝聚的骨架。常用的助凝剂为活性二氧化硅，也可用活性碳和各种粘土。

还有一类助凝剂，加入水中会形成絮体，故称为絮凝剂。通常用的有骨胶、聚丙烯酰胺（即DAM）和海藻酸钠（即SA）等。

助凝剂用量，应根据不同水质，选用不同凝聚剂及相应条件（pH值、温度）等情况通过试验而定。

## (三) 加药设备

加药设备就是把一定浓度的凝聚剂药剂，定量并连续地投加到原水中去。因此，对加药设备的基本要求是：量准确，设备简单可靠和操作方便。

加药设备可分成两类：一类是定量加药器。有恒液面加药器、喷射定量加药器、大气式定量加药器、活塞泵或薄膜泵等多种；另一类是比量加药器。目前用得较多的是随流量而改变的加药器，如压力孔板式加药器就属于这一类。

## 六、凝聚处理后水质的变化

### 1. 凝聚处理后干燥余量的变化

$$\Delta\alpha = 0.75O_v - \lambda k \text{ 毫克/升} \quad (4-11)$$

式中  $\Delta\alpha$ ——凝聚处理后干燥余量所减少的数值，毫克/升；

$O_v$ ——凝聚处理前，水中有机物的含量，毫克/升；

0.75——考虑凝聚处理过程中有机物的减量系数；

$\lambda$ ——凝聚处理后干燥余量的增量系数，以硫酸铝作凝聚剂时 $\lambda=0.318$ ，以硫酸亚铁作凝聚剂时 $\lambda=0.237$ ；

$k$ ——纯度为100%的凝聚剂的加药量，毫克/升。

2. 凝聚处理后水的总硬度不变，水暂硬所减少的数值（即水中永硬增加的数值）和凝聚剂加药量相当，可按下列式计算：

$$\Delta H_p = \Delta H_v = k \text{ 毫克当量/升} \quad (4-12)$$

式中  $\Delta H_p$ ——凝聚处理后暂硬所减少的数值，毫克当量/升；

$\Delta H_v$ ——凝聚处理后永硬所增加的数值，毫克当量/升；

$k$ ——凝聚剂的加药量，毫克当量/升。

### 3. 凝聚处理后碱度降低值和凝聚剂加药量相等

$$\Delta H_t = k \text{ 毫克当量/升} \quad (4-13a)$$

### 4. 凝聚处理后，硫酸根 $SO_4^{2-}$ 增加量

$$\Delta SO_4^{2-} = \alpha k \text{ 毫克/升} \quad (4-13b)$$

式中  $\Delta SO_4^{2-}$ ——凝聚处理后，硫酸根所增加的数量，毫克/升；

$k$ ——纯度为100%的凝聚剂的加药量，毫克/升；

$\alpha$ ——凝聚处理时，硫酸根的增量系数。以硫酸铝作为凝聚剂时 $\alpha=0.845$ ，以硫酸亚铁作为凝聚剂时 $\alpha=0.632$ 。

### 5. 凝聚处理后，碳酸根所减少的数量

$$\Delta CO_3^{2-} = \beta k \text{ 毫克/升} \quad (4-14)$$

式中  $\Delta CO_3^{2-}$ ——凝聚处理后，碳酸根所减少的量，毫克/升；

$\beta$ ——凝聚处理时，碳酸根的减量系数。以硫酸铝为凝聚剂时 $\beta=0.527$ ，  
以硫酸亚铁为凝聚剂时 $\beta=0.395$ 。

## 七、凝聚处理系统

### 1. 带有沉淀器的凝聚系统（见图4-2）

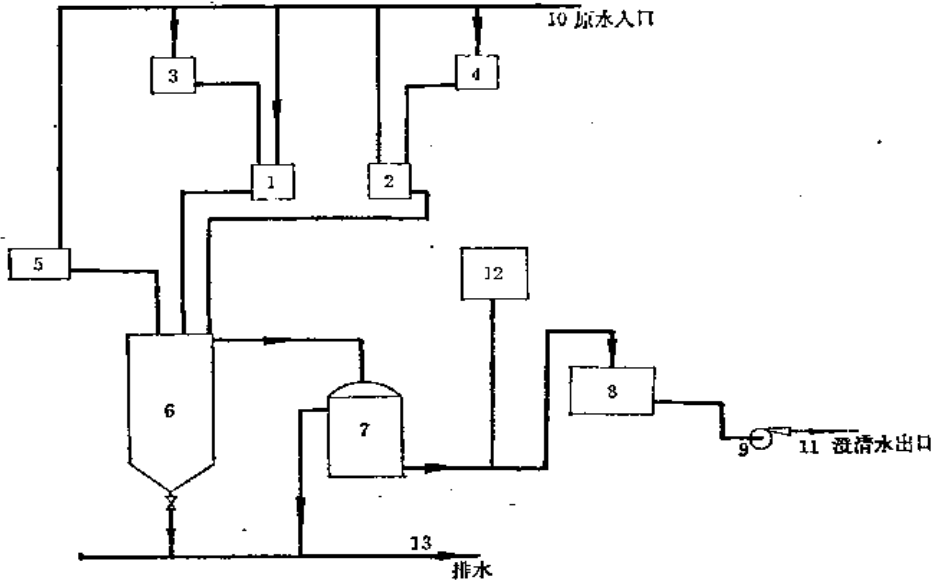


图 4-2 带有沉淀器的凝聚系统

1—凝聚剂加药器；2—苛性钠溶液加药器；3—凝聚剂溶液箱；4—苛性钠溶液箱；5—混合型加热器；6—沉淀器；7—机械过滤器；8—水箱；9—水泵；10—原水入口；11—澄清水出口；12—反洗用水箱；13—排水管

### 2. 带有混合器及机械过滤器的直流凝聚系统（见图4-3）

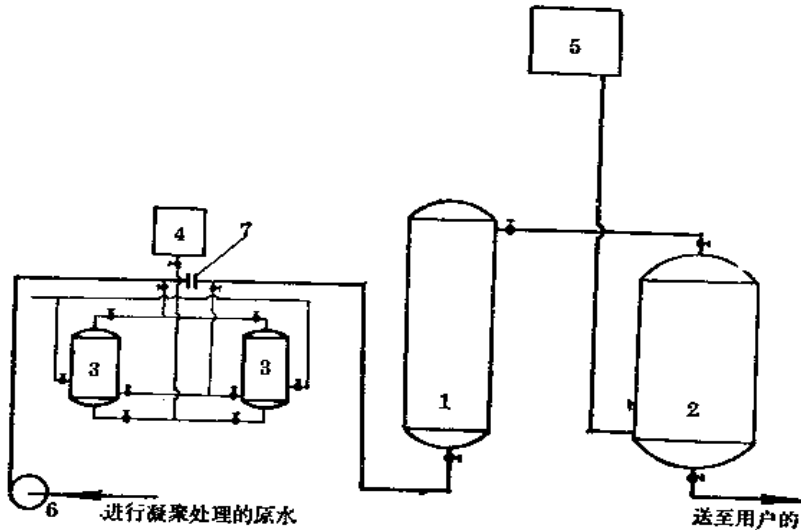


图 4-3 直流凝聚加药系统

1—混合器；2—机械过滤器；3—节流垫圈式加药器；4—凝聚剂溶液箱；5—反洗水箱；6—水泵；7—节流垫圈

利用节流孔板将凝聚剂按水量成比例地加入水中，加药后的水再送入混合器。然后再送入机械过滤器中澄清。

## 第四节 水的沉淀处理

### 一、原 理

水的沉淀处理，是借助于水中悬浮物的自重下沉而分离较粗的悬浮物。常可遇到两种不同类型的悬浮物，形成两种沉淀过程。

(一) 自由沉淀 悬浮颗粒在静水中沉淀时，只受到颗粒本身在水中的重量和水的阻力的作用。

(二) 拥挤沉淀 悬浮颗粒在静水中沉淀时，除了受到颗粒本身在水中的重量与水的阻力作用外，器壁和其它悬浮物颗粒对它的沉淀也有影响。

悬浮物沉淀时，其颗粒大小、重量、形状都保持不变的称为团聚稳定的悬浮物。反之称为团聚不稳定的悬浮物。例如凝聚沉淀中绒粒沉淀的情形便是团聚不稳定的悬浮物的沉淀。对于团聚不稳定的悬浮物的沉淀情形比较复杂，这一类沉淀问题尚只能凭经验和实验方法来解决。

### 二、沉淀器种类

(一) 间断工作 以静置的方法使悬浮物自动沉淀。因此设备大而间断工作。

(二) 连续工作 水进入沉淀器流至下部，然后再由下部向上流。为了得到较好的沉淀效果，必须使水的上升速度比悬浮沉淀速度为低。

### 三、沉淀器的计算

$$V = \tau Q \quad \text{米}^3 \quad (4-15)$$

式中  $V$ ——沉淀池容积，米<sup>3</sup>；

$Q$ ——处理的水量，米<sup>3</sup>/时；

$\tau$ ——水在沉淀器内停留时间，时。

$\tau$ 与水温的关系见图4-4。

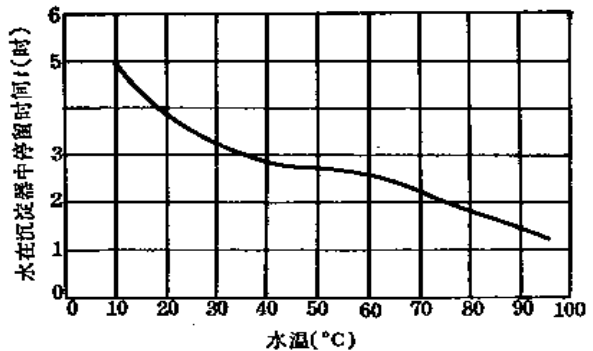


图 4-4  $\tau$  与水温关系曲线

### 四、沉淀池及加速澄清池

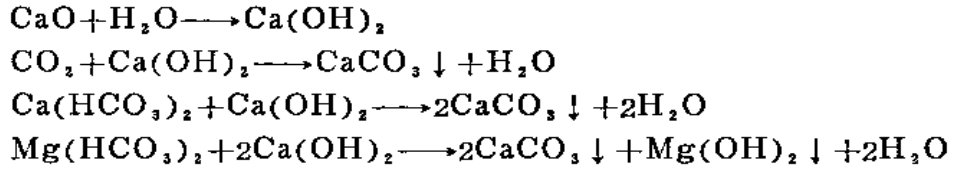
在水的净化处理中，为了加快其澄清过程，一般是用凝聚沉淀的方法。常用的沉淀池有平流式沉淀池、竖流式沉淀池、辐流式沉淀池等。为了提高絮粒的沉降速度，改善沉淀效率，目前采用较普遍的是使新生的微凝絮粒同已生成的较大絮粒相接触，杂乱地混在一起，迅速地形成粗大絮块而有效地进行分离澄清，这就是高速混凝沉淀过程。把混凝、凝絮形成、沉淀等三种机能合为一体组成起来的构筑物（或设备）叫高速混凝沉淀池（泥渣循环式澄清池）。目前使用的有水射（力）循环澄清池、机械加速澄清池、悬浮澄清池、脉冲澄清池等，详细内容可参阅《给水排水设计手册》。

### 五、沉淀软化处理法

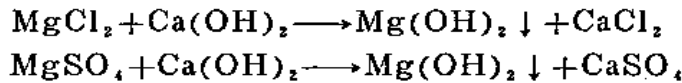
水的沉淀软化是在水中加入化学处理剂（如石灰、碱、苛性钠、氯化钙等），它们在

水中离解成 $\text{CO}_3^{--}$ 和 $\text{OH}^-$ 与水中 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{Mg}^{++}$ 离子形成难溶于水的化合物 $\text{CaCO}_3$ 与 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ，在水中沉淀分离出来，达到水软化的效果。沉淀软化主要可分为：石灰处理，石灰——苏打（纯碱）处理，石灰——苛性钠处理，石灰——氯化钙处理等。

(一) 石灰处理法反应式

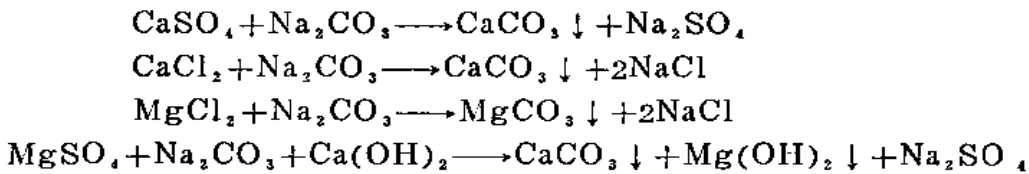


石灰主要消除碳酸盐硬度。水中的非碳酸盐硬度不能用石灰法消除。只能把镁的非碳酸盐硬度转变成钙非碳酸盐硬度。同时生成 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 沉淀，反应方程如下：

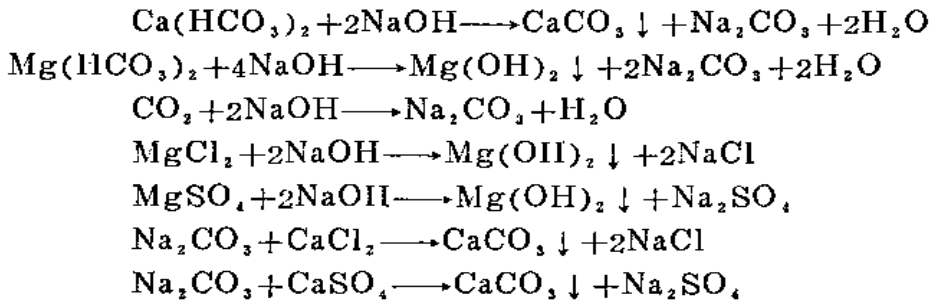


(二) 石灰——苏打软化法反应式

石灰处理后除去了水中的 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 和 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ ，降低了水中的暂时硬度。但永久硬度并无变化。只是永硬中 $\text{Mg}^{++}$ 离子被等当量的 $\text{Ca}^{++}$ 离子置换。然而，加碱后可将水中总硬度减低到0.3毫克当量/升。总含盐减少，但软水中还剩下相当数量的可溶性盐类，过剩碱度为1.3~1.6毫克当量/升。所以本法只适用于给水不需要深入软化的场合。反应方程式如下：



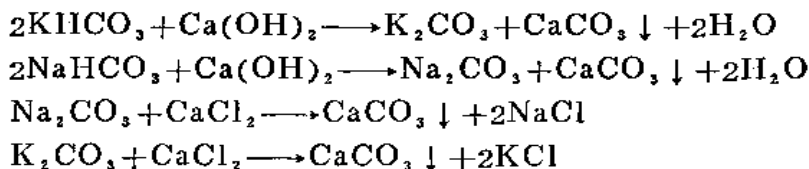
(三) 苏打苛性钠软化法反应式



原水中不足的 $\text{CO}_3^{--}$ ，补充 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 以除去水中的硬度。

(四) 石灰——氯化钙软化法反应式

这种方法可用来消除水中过剩碱度。石灰处理的目的是和上述相同，消除过剩碱度的反应如下：



此处所用的 $\text{CaCl}_2$ 也可用 $\text{CaSO}_4$ 代替。本法适用于碱度大于硬度达2毫克当量/升以



上的碱性水（即负硬水）。

## 六、沉淀软化耗药量计算

### （一）石灰耗量计算

$$G = 28 \frac{D_{zo}}{e_1} [H_t + H_{Mg} + CO_2 + Fe + k + 0.35] \text{ 克/时} \quad (4-16)$$

式中  $G$ ——生石灰（工业产品）消耗量，克/时；

$D_{zo}$ ——总的软化水量，米<sup>3</sup>/时；

$H_t$ ——原水的暂时硬度，毫克当量/升；

$H_{Mg}$ ——原水中的镁硬度，毫克当量/升；

$CO_2$ ——原水中的游离 $CO_2$ ，毫克当量/升；

$Fe$ ——原水中的含铁量，毫克当量/升；

0.35——石灰过剩量，毫克当量/升；

$e_1$ ——工业石灰的纯度，一般为0.60~0.85；

$k$ ——水中凝聚剂的加药量，毫克当量/升。

### （二）苏打( $Na_2CO_3$ )的消耗量

$$G_s = 53 \frac{D_{zo}}{e_2} [H_p + k + \alpha] \text{ 克/时} \quad (4-17)$$

式中  $G_s$ ——苏打消耗量，克/时；

$e_2$ ——苏打的纯度，以小数表示；

$H_p$ ——原水的永久硬度，毫克当量/升；

$\alpha$ ——苏打过剩量，毫克当量/升，一般为0.7~1毫克当量/升。

### （三）苛性钠的消耗量

$$G_g = 40 \frac{D_{zo}}{e_3} [H_t + H_{Mg} + CO_2 + \alpha] \text{ 克/时} \quad (4-18)$$

式中  $G_g$ ——苛性钠消耗量，克/时；

$e_3$ ——苛性钠的纯度，以小数表示；

$H_t$ ——原水的暂时硬度，毫克当量/升；

$CO_2$ ——原水中的游离 $CO_2$ ，毫克当量/升；

$\alpha$ ——苛性钠过剩量，毫克当量/升，一般为0.35毫克当量/升。

### （四）氯化钙的消耗量计算（以100% $CaCl_2$ 计）

$$G_c = 55.5(A - H_t - \eta)D_{zo} \text{ 克/时} \quad (4-19)$$

式中  $G_c$ ——氯化钙消耗量，克/时；

$A$ ——原水总碱度，毫克当量/升；

$H_t$ ——原水的暂时硬度，毫克当量/升；

$\eta$ —— $CO_3^{2-}$ 的过剩量（一般为1~1.4毫克当量/升）；

$D_{zo}$ ——总的软化水量，米<sup>3</sup>/时。

### （五）石灰调制系统

#### 1. 石灰库

$$W = m \frac{G_1}{\gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-20)$$

式中  $W$ ——石灰库的有效容积，米<sup>3</sup>；  
 $m$ ——储备天数， $m \geq 15$ ；  
 $G_1$ ——每昼夜工业石灰消耗量，吨/昼夜；  
 $\gamma$ ——石灰的堆比重，吨/米<sup>3</sup>，取0.8~1.0

### 2. 石灰库的有效面积

$$F \geq \frac{W}{H} \quad \text{米}^2 \quad (4-20a)$$

式中  $F$ ——石灰库有效面积，米<sup>2</sup>；  
 $H$ ——石灰堆积高度，米，取1~2米。

### 3. 石灰乳搅拌箱

#### (1) 每昼夜石灰乳消耗量

$$R = \frac{\varepsilon G_1}{\beta \gamma_s} \quad \text{米}^3/\text{昼夜} \quad (4-21)$$

式中  $R$ ——石灰乳昼夜消耗量，米<sup>3</sup>/昼夜；  
 $\varepsilon$ ——工业石灰纯度，%；  
 $\beta$ ——石灰乳浓度，%，取5%；  
 $\gamma_s$ ——石灰乳的比重，吨/米<sup>3</sup>，取1.05；  
 $G_1$ ——每昼夜工业石灰消耗量，吨/昼夜。

#### (2) 石灰搅拌箱的容积

$$W_s = \frac{R}{m_s} \quad \text{米}^3 \quad (4-21a)$$

式中  $W_s$ ——搅拌箱有效容积，米<sup>3</sup>；  
 $m_s$ ——每昼夜搅拌箱填装次数，取2~3次。

#### (3) 搅拌电动机所需功率

$$N_s = k_s W_s \quad \text{千瓦} \quad (4-22)$$

式中  $N_s$ ——搅拌箱电动机功率，千瓦；  
 $k_s$ ——每米<sup>3</sup>搅拌箱容积所需电动机比功率，取0.5千瓦/米<sup>3</sup>；  
 $W_s$ ——同前。

#### (4) 石灰乳输送泵

$$Q_1 \geq \frac{R}{m_s c} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (4-23)$$

式中  $Q_1$ ——石灰乳输送泵的流量，米<sup>3</sup>/时；  
 $R$ ——石灰乳昼夜消耗量，米<sup>3</sup>/昼夜；  
 $m_s$ ——每昼夜搅拌箱填装次数，取2~3次；  
 $c$ ——搅拌箱被充满的时间，取0.5~1时。

## 七、沉淀软化处理后水质变化

### (一) 石灰处理后水质变化

1. 水的暂硬（即原水碱度）大部分被除掉，根据加药量和水温不同，残余暂硬可以减少到0.7~1.0毫克当量/升。

2. 水的永硬并不改变, 因此水的残余总硬度为:

$$H_{oz} = H_v + (0.7 \sim 1.0) \text{ 毫克当量/升} \quad (4-24)$$

式中  $H_{oz}$ ——水的残余总硬度, 毫克当量/升;

$H_v$ ——水的永久硬度, 毫克当量/升。

3. 水的碱度降低到:

$$T_{oz} = (0.7 \sim 1.0) + \alpha \text{ 毫克当量/升} \quad (4-25)$$

式中  $\alpha$ ——石灰余量, 一般  $\alpha = 0.2 \sim 0.3$  毫克当量/升。

4. 原水中  $\text{CO}_2$  全部被除掉。

5. 在石灰过量条件下 (即水中有过量的  $\text{OH}^-$ ), 水中镁离子可以全部被除掉。

6. 部分有机物 (约 25%) 被除掉。

7. 水的干残余量计算

对于  $\text{Ca}^{++} > \text{HCO}_3^-$  的钙硬水

$$S_{zo} = S_o - 50(H_z - H_{zo2}) + 8H_{Mg} + 28\alpha - 0.25O_v \text{ 毫克/升} \quad (4-26)$$

式中  $S_o$ ——原水的干残余量, 毫克/升;

50—— $\text{CaCO}_3$  的当量;

$H_z$ ——原水的暂时硬度, 毫克当量/升;

$H_{zo2}$ ——残余暂时硬度, 通常为  $0.7 \sim 1.0$  毫克当量/升;

8——钙与镁的化学当量差;

$H_{Mg}$ ——镁盐硬度, 毫克当量/升;

28—— $\text{CaO}$  的当量;

$\alpha$ ——石灰余量, 一般为  $0.2 \sim 0.3$  毫克当量/升;

$O_v$ ——原水有机物含量, 毫克/升。

对于  $\text{Ca}^{++} < \text{HCO}_3^-$  的镁硬水

$$S_{zo} = S_o - 50(H_{Ca} - H_{zo2}) - 42(H_z - H_{Ca}) + 8H_v + 28\alpha - 0.25O_v \text{ 毫克/升} \quad (4-27)$$

式中  $H_{Ca}$ ——钙盐硬度, 毫克当量/升;

42—— $\text{MgCO}_3$  的当量;

$H_z$ ——暂时硬度, 毫克当量/升;

$H_{zo2}$ ——残余暂时硬度, 通常为  $0.7 \sim 1.0$  毫克当量/升;

$H_v$ ——永久硬度, 毫克当量/升。

对于总硬度  $H_o < \text{总碱度 } T_o$  的碱性原水, 处理后水质变化如下:

$$S_{zo} = S_o - 50(H_{Ca} - H_{zo2}) - 42(H_o - H_{Ca}) - 13(T_o - H_o) + 28\alpha - 0.25O_v \text{ 毫克/升} \quad (4-28)$$

式中 13—— $\text{Na}_2\text{CO}_3$  与  $\text{NaOH}$  的当量差, 其余符号同前。

## (二) 苏打—石灰处理后水质变化

水经过石灰处理后, 只有暂时硬度, 镁离子和二氧化碳被除掉, 永久硬度并无改变。

如再加碱则可将水的总硬度减低到  $0.3 \sim 0.4$  毫克当量/升。

1. 水的碱度可以达到  $1.3 \sim 1.6$  毫克当量/升;

2. 水的干残余量。

对于镁硬水

$$S_{so} = S_o - 50(H_{Ca} - H_{so2}) - 42(H_s - H_{Ca}) + 11H_p + 40\alpha + 53\beta - 3.5\delta O, \text{ 毫克/升} \quad (4-29)$$

对于钙硬水

$$S_{so} = S_o - 50(H_s - H_{so2}) + 3(H_{Ca} - H_s) + 11H_{Mg} + 40\alpha + 53\beta - 3.5\delta O, \text{ 毫克/升} \quad (4-30)$$

式中  $\delta O_s$ ——处理前后水的耗氧量降低值，毫克/升；  
 $\beta$ ——碱的余量，一般为1~1.5毫克当量/升。

## 八、沉淀软化处理系统

### (一) 脉冲石灰水处理系统

1. 系统简介 脉冲石灰水处理由下列部分组成：

石灰乳制备及注入部分；硫酸亚铁凝聚剂注入部分；脉冲澄清池部分。  
 处理流程见图4-5。

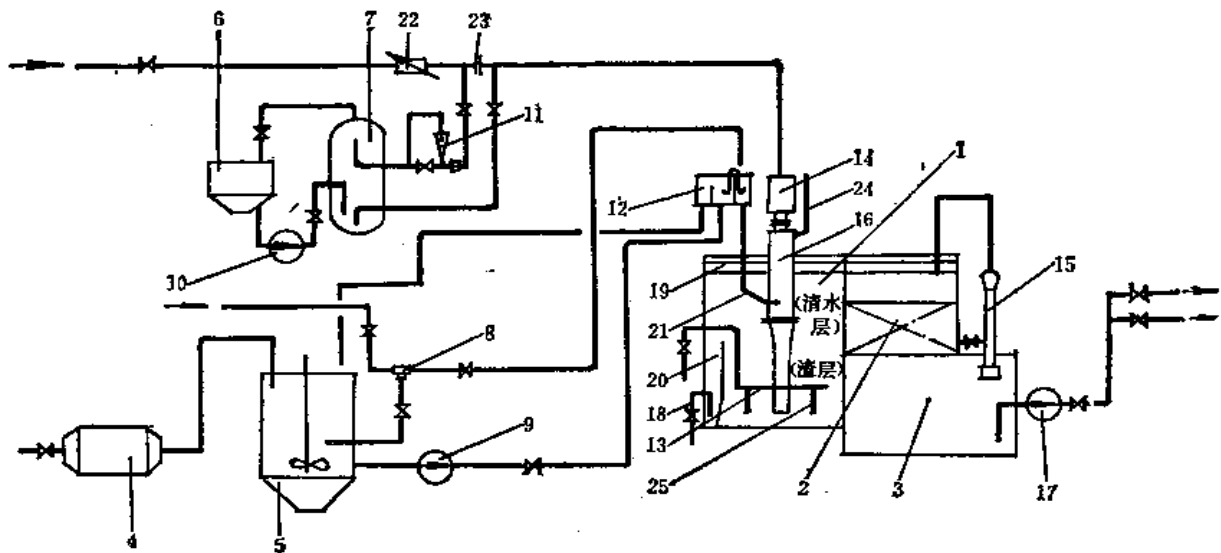


图 4-5 脉冲式石灰水处理系统图

1—澄清池，2—过滤池，3—中间水箱，4—石灰消化器，5—石灰乳罐，6—硫酸亚铁配药罐，7—加药罐，8—石灰乳喷射器，9—石灰乳泵，10—塑料泵，11—转子流量计，12—石灰乳调量器，13—取样管，14—脉冲器，15—虹吸器，16—气水分离管，17—一级软水加压泵，18—排渣管，19—集水管，20—集渣槽，21—加灰管，22—流量计，23—孔板，24—排气管，25—挡灰板

生水（自来水）在进入脉冲器14前，投加硫酸亚铁凝聚剂。石灰乳由加灰管21加入中心管16的上部或下部。生水、石灰乳、凝聚剂混合进入澄清池，化学反应产物  $CaCO_3$  及  $Mg(OH)_2$  结晶的沉淀絮凝物形成悬浮渣层，悬浮渣层上为清水层。澄清池出水由集水管19汇集，进入过滤池2过滤。经过滤后的水，根据不同的使用要求，或直接送往用户使用，或进入钠离子交换器进行二级软化。凝聚剂（硫酸亚铁）加入量可由孔板加药器进行控制。石灰乳的制备是将生石灰在消化池（器）4中溶解成5%的石灰乳，通过筛网进入石灰乳槽（罐）5中，用空气搅拌（也可用机械搅拌）以防沉淀，然后用石灰乳泵9（或石灰乳喷射泵）打入石灰乳调量器中，少部分供生水软化用，大部分仍返回石灰乳罐中。

2. 脉冲澄清池 脉冲澄清池主要由脉冲器14, 中心管16, 挡板25, 集渣槽20, 集水管19组成。

虹吸脉冲器的作用是在于使水周期性地注入澄清池引起脉冲。脉冲进水对澄清池渣层造成周期性的冲击扰动, 其作用: 对进入渣层的生水、石灰乳、凝聚剂进行搅拌, 加强和促进它们之间的混合、化学和凝聚反应, 使其迅速完全地产生易于沉淀分离的粗大絮凝物; 对渣层进行不断的整理, 使其保持均匀致密的悬浮状态, 对上浮的细小渣粒起良好的“过滤”作用; 澄清池在脉冲周期的大部分时间中(不脉冲时)处于相对静置沉淀状态, 由于渣层的惯性, 脉冲急速放水时部分能量变为渣层内的涡流扰动, 使泥渣不易上浮逸出清水层, 因此脉冲澄清池较之同类型的其它澄清设备(如机械搅拌, 水力喷射加速澄清池)有较高的上升流速。

3. 脉冲发生器的型式 目前使用较多的脉冲器是在原S型脉冲器的基础上进行改进的, 去掉S型水封装置且封死。这种虹吸式脉冲器工作原理如图4-6所示。脉冲器工作可分三个阶段

(1) 虹吸形成阶段, 见图4-6a, 随着生水进入, 脉冲器内水位升高至吸气管口后, 钟罩及中心管内空气被封住并受压缩, 压力由大气压 $P_0$ 逐渐升高, 形成钟罩内外及中心管内外液面差(两者相等) $h_1=h_2$ 。当中心管内液面下降到中心管下管口, 即钟罩内空气压力升至 $P_0+h_2$ 时, 虹吸水箱内水位即达到最高点, 水封即将冲破, 虹吸马上开始。

(2) 虹吸开始, 见图4-6b, 继续进水迫使钟罩内被压缩空气冲破中心管下管口水封, 钟罩内生水向中心管喇叭口迅速溢流并带走钟罩内空气, 虹吸开始。虹吸水箱内水位急剧下降, 水经中心管流入澄清池。

(3) 虹吸停止, 见图4-6c, 由于虹吸水箱内水位迅速下降, 钟罩内负压逐渐加大, 至吸气管口露出水面时, 钟罩内负压将吸气管中的水全部吸光, 并吸入一股空气, 真空破坏, 虹吸骤然停止。此时虹吸水箱内水位达到最低点。钟罩内空气压力回复至大气压 $P_0$ 。

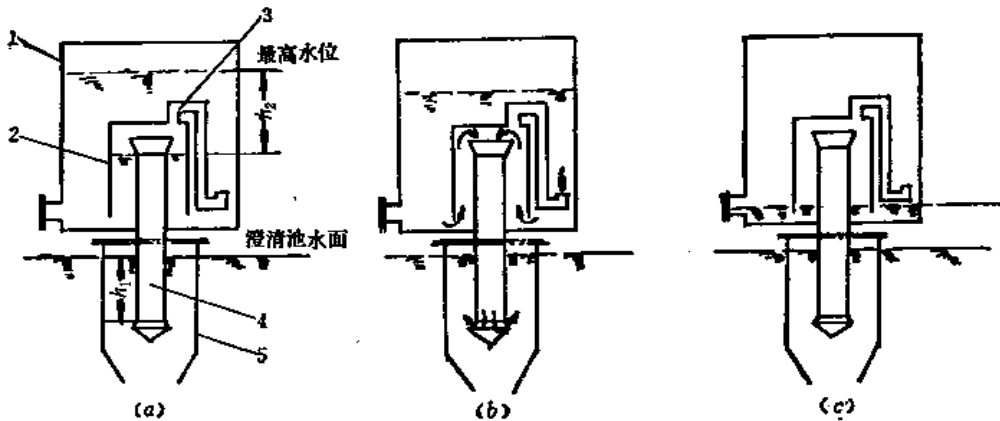


图 4-6 脉冲器工作原理图

1—虹吸水箱; 2—钟罩; 3—吸气管; 4—中心管; 5—气水分离管

上述三个过程周而复始, 形成一定的脉冲周期, 一般为30~40秒, 充放比在3~4:1, 其中下水时间为 $t=6\sim 10$ 秒效果较好。

除以上介绍的脉冲器之外, 近几年还研制成功了脉冲阀切门式、真空式、浮筒切门式、橡皮薄膜式、钟表原理的机械传动式等脉冲器。

#### 4. 石灰乳、凝聚剂的配制

##### (1) 石灰乳制备系统的设计要求

A. 石灰乳的浓度一般可按5%配制，如浓度越低，药剂的注入可以越准确，但石灰乳罐等容积越大。

B. 石灰乳罐可以采用水力或压缩空气搅拌的方法，目前也有用机械搅拌的方法，以防止石灰乳的沉淀。当采用水力搅拌时，可用石灰乳泵循环搅动，使罐中石灰乳的流动速度不小于15米/时。

C. 石灰乳罐的贮量应能供给8~12小时的用量。

D. 石灰乳调量器一般应设回流管，当石灰乳罐采用水力搅拌时，石灰乳（包括调量器）的过剩回流量应不少于总量的80%。

虹吸式脉冲澄清过滤装置主要设计参数<sup>①</sup>

表 4-19

序号	名 称	单 位	数 据
1	清水层的平均上升流速	米/时	4~5
2	脉冲周期	秒	30~60
	其中脉冲时间	秒	7~9
3	虹吸水箱最高水位距澄清池水面高度	米	1.5
4	虹吸水箱最低水位距澄清池水面高度	米	0.7~1.0
5	脉冲器水封高度	米	0.35~0.45
6	悬浮渣层高度	米	1.8~3.0
7	清水层高度	米	1.2~2.0
8	液层断面面积占澄清池总断面面积	%	15~25
9	水在澄清池停留时间	分钟	45~60
10	澄清池各部分管道流速		
	(1) 脉冲器进水管	米/秒	1.5~2.0
	(2) 中心管(脉冲时)	米/秒	1~1.2
	(3) 气水分离管环形断面(脉冲时)	米/秒	0.2~0.3
	(4) 溢流板间隙(脉冲时)	米/秒	~0.05
	(5) 集水槽出水孔眼(脉冲时)	米/秒	0.5~1
	(6) 排渣管	米/秒	1~1.5
	排渣管孔眼	米/秒	2~3
11	气水分离管与一周期脉冲水量容积比	—	>1.5
12	过滤池流速	米/时	6~8
13	过滤池虹吸器流速	米/秒	0.5~1

<sup>①</sup>表列数据是在额定负荷时的参数，这些参数的确定考虑了超负荷20%的情况下稳定运行的可能。

石灰乳的输送管道，其水平部分应有较大的坡度。

(2) 凝聚剂的配制 硫酸亚铁溶液的工作浓度一般采用5%，硫酸亚铁溶液罐的贮量应能供给8~12小时的用量。制备时应进行过滤。硫酸亚铁  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  一般耗量为25毫克/升，投药量的多少除与水质、水温有关外，负荷的增减，投药量亦随之增减。

5. 虹吸式脉冲澄清过滤装置主要设计参数推荐数据参见表4-19。

工作条件：水温为常温，石灰软化。

6. 脉冲石灰水处理运行效果

脉冲石灰水处理效果

表 4-20

单 位	生 水 暂 硬 (毫克当量/升)	处 理 后 暂 硬 (毫克当量/升)	钠离子交换后硬度 (毫克当量/升)
北京××厂	6	1	0.02
北京××厂	6	0.5	0.01

脉冲石灰水处理经过运行证明效果是肯定的，能够满足工业锅炉水处理的要求，通常在钠离子交换前作为预处理。出水透明度在200毫米左右。

7. 存在问题及改进意见

(1) 生水加温问题 生水进入反应器前，用蒸汽预热到40°C，有利于加速石灰与重碳酸盐的反应。常由于进水量的波动，特别水量骤降、水温骤升时，影响澄清池冷热不均，造成窜流现象，致使清水区局部有浮渣窜上。由于蒸汽直接加热，噪声大，不经济，因此在实际运行中，均不加温。今后设计中，建议采用废汽间接加热，使水温维持在40°C左右，对加速反应是有好处的。

(2) 利用锅炉连续排污水问题 由于脉冲石灰处理后，生水中的重碳酸盐大部与石灰起反应，炉水中的碱度比单级钠离子交换时大幅度下降，因而锅炉连续排污水量大大减少。因此今后设计中，可以不考虑利用排污水问题。

(3) 出水的剩余碱度问题 定期化验出水  $\text{OH}^-$  的含量，用以鉴定石灰乳加入量是否合适。 $\text{OH}^-$  过大、过小，都会影响出水软化效果。通过调整运行，一般  $\text{OH}^-$  含量控制在0.4~0.8毫克当量/升为宜。 $\text{OH}^-$  值还与出水硬度、生水镁硬、生水温度等有关。各使用单位运行中控制的  $\text{OH}^-$  指标，可参照上述各影响因素，积累一定数据后确定。经过石灰软化后出水的残余硬度较低，而且澄清池渣层的形成较好，出水较清。因此在实际运行中即以此调整好的  $\text{OH}^-$  含量作为控制指标，用以调节石灰乳加入量的大小。

(4) 出水浑浊度的控制 影响澄清池浑浊度有如下诸因素：

A. 渣层混乱，出水呈乳白色——硫酸亚铁加入量少或没有。

B. 渣层混乱，浮渣普遍升到清水区——石灰乳加入量少或进水量急增。

C. 渣层分明，但清水区局部有浮渣窜上——水温骤升。

影响最大的是A项，在这种情况下，出水经过过滤池过滤后，其浑浊度仍大大超过允许值，此时操作工人应根据渣层变化情况，及时找出原因排除故障，控制澄清出水水质，只要出水不呈乳白状，即使含少量矾花也是正常的。

(5) 过滤池、中间水池及虹吸器问题 某厂过滤池过滤速度采用8米/时，实际使用略嫌偏高，今后设计过滤速度采用在6~8米/时范围内为宜。

过滤池后装中间水池及虹吸器，其主要作用是用来稳定过滤池的水位，保持较均匀的过滤速度，使出水澄清。另外考虑到工业锅炉房软化水用量的不稳定性，中间水池可以起到一定的缓冲作用。

(6) 凝聚剂及助凝剂问题 用硫酸亚铁 $\text{FeSO}_4$ 作为凝聚剂，用水玻璃（即活性氧化硅 $\text{SiO}_2$ ）作为助凝剂能达到形成矾花大，澄清速度快，效果较好。但是各厂运行情况表明，为简化石灰水处理系统及设备，考虑到投加水玻璃与否对出水澄清度并无明显的影响，加之水玻璃溶液的配制较麻烦，目前各厂石灰水处理系统都不采用投加水玻璃助凝剂。

(7) 石灰消化问题 石灰消化配制成石灰乳是石灰水处理系统中劳动强度大、劳动条件差的部分。容量在40吨/时以下的软水站采用石灰消化池或闭式机械搅拌器问题还不那么突出，但是容量较大的软水站至今仍未有妥善的解决办法。

(8) 稳流板问题 通过有或无稳流板的运行试验，其结果二者并无显著差别，有的厂无稳流板，经数年运行亦未发现不良的后果。今后的设计可不装设稳流板。

(9) 结垢及堵塞问题 脉冲石灰软化水站经数年运行，在脉冲器中心管、澄清池配水管之间均产生不同程度的结垢现象。由于结水垢而使脉冲时间延长，部分配水管孔眼被堵塞，因此必须定期清洗。此外，还应从石灰水处理系统及设备中加以改进，如将石灰乳加到中心管的上部或下部，取消澄清池配水管等，这样可大大减轻结垢和堵塞，同时在结垢后也便于清洗。

(10) 取消涡流反应器，把石灰乳分别加入到中心管的上、下部 以往设计的脉冲石灰水处理系统均有一个涡流反应器，经多年运行经验表明，涡流反应器为上大下小的圆锥形结构，当结垢后难以清理。涡流反应器的作用是加速石灰乳和生水中碳酸盐硬度的反应，水在涡流反应器内停留时间一般为2.5~4分钟，石灰乳与水的碳酸盐硬度大部分的化学反应已在涡流反应器中进行完毕，出口的水的硬度和残余 $\text{OH}^-$ 与澄清池出口的硬度和 $\text{OH}^-$ 相近。而系统运行中水在澄清池中的停留时间比在涡流反应器中长得多，化学反应完全可以在澄清池内进行。因此过去旧有系统及新设计的脉冲石灰系统均取消了涡流反应器，将石灰乳加到脉冲器中心管的上、下部，简化了系统和设备，减少了硫酸亚铁用量，提高了出水水质。

#### 8. 脉冲石灰水处理的优缺点

(1) 同一般石灰水处理比较，脉冲石灰水系统设备体积小，占地较少，投资省。

(2) 由于澄清过滤池较高，相应建筑物也高。

(3) 脉冲澄清池水流上升速度可达6~8米/时，所以同样设备，出力较大。

(4) 运行中排渣损失水量较大。

(5) 水质控制要求高，要经常化验分析残余碱度。

(6) 消化石灰劳动条件较差。

(7) 由于脉冲澄清池中心管结垢，澄清池积泥淤塞，石灰乳泵投加管路堵塞等，要求经常维修清洗。

(8) 此系统在稳定出水负荷下，运行较好，变化负荷时要相应调整石灰乳的加入量，需要一定的化验分析控制时间。

#### (二) 涡流反应器石灰水处理

1. 系统组成 涡流石灰水处理由石灰消化池（罐）、石灰水池或饱和器、涡流反应



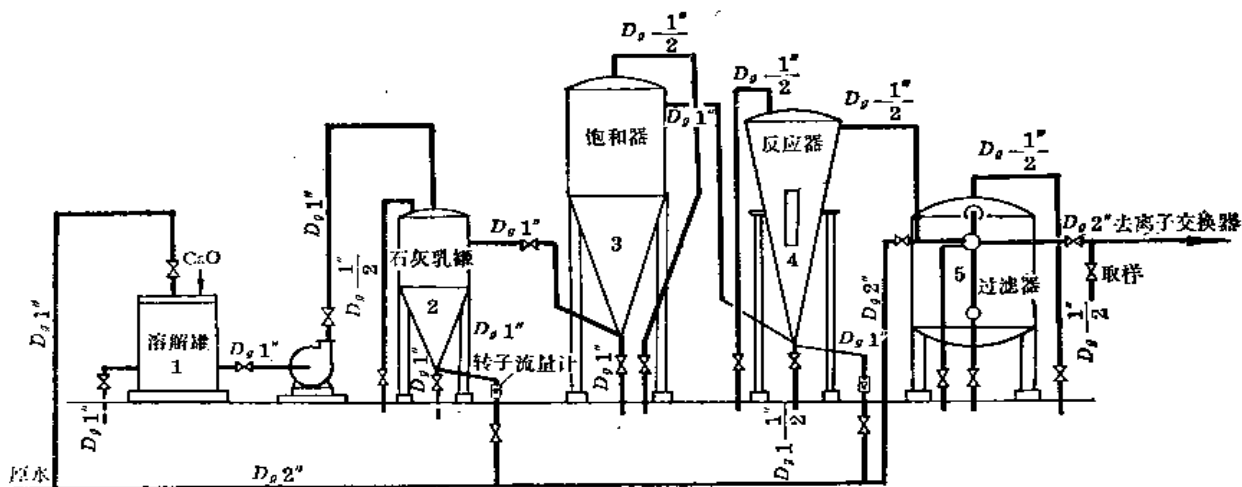


图 4-7 涡流石灰水处理系统图

1—石灰溶解罐；2—石灰乳罐；3—饱和器；4—涡流反应器；5—机械过滤器

器、机械过滤器等部分组成。见图4-7。

生水分两路，一路经由已配置石灰的石灰乳罐，再经石灰水饱和罐，呈饱和石灰水后，进入涡流反应器，另一路则直接进入涡流反应器，在涡流反应器内进行化学反应，并完成集聚、沉淀的过程，而后通过压力式过滤器，以除去残余沉淀，过滤后得到透明洁净暂时硬度较低的软化水。

饱和石灰水与生水以切线方向注入涡流反应器，产生强烈的涡流，使石灰水与生水均匀混合，充分反应，生成  $Mg(OH)_2$  和  $CaCO_3$  的沉淀。由于在涡流反应器中装有细砂成为沉淀物结合的核心，使  $CaCO_3$  直接沉积在细砂颗粒表面上，因此使澄清过程大大加快。但是反应生成的  $Mg(OH)_2$  是轻的松软絮状沉淀物，在涡流反应器中不可能沉淀下来，它将随反应器出水进入机械过滤器。因此生水中钙硬比例越大，镁硬越小，对涡流石灰处理越有利。

2. 运行效果和情况 北京××厂曾经用涡流反应器石灰水处理作为制造纯水的预处理，效果良好。西北某厂用涡流反应器处理黄河水也是成功的。这两厂的运行数据如下：

涡流石灰处理效果

表 4-21

序 号	内 容	西 北 某 厂		北 京 × × 厂	
		处 理 前	处 理 后	处 理 前	处 理 后
1	暂时硬度(毫克当量/升)	3.31	0.8	4.4	1.20
2	钙 硬 度(毫克当量/升)	2.61		3.14	
3	镁 硬 度(毫克当量/升)	1.20		1.26	
4	透 明 度(毫米)		>300		
5	悬 浮 物(毫克/升)		<10		

正常运行时，主要是根据水质分析调整饱和石灰水阀门，以期得到最佳出水质量。

出水质量有两个指标，一是出水清浊程度，运行中常用透明度来概略表示。调整后，涡流反应器石灰水处理出水透明度可达 300 毫米以上。另一个是出水碱度大小，在运

行中分析测定出水的酚酞碱度及甲基橙碱度，以确定水中 $\text{HCO}_3^-$ 、 $\text{OH}^-$ 及 $\text{CO}_3^{2-}$ 碱度的含量，据此调节饱和石灰水量以得到最小的总碱度值。一般运行控制指标有两种：

(1) 重碳酸根 $\text{HCO}_3^-$	0 毫克当量/升
氢氧根 $\text{OH}^-$	0.2~0.4 毫克当量/升
碳酸根 $\text{CO}_3^{2-}$	0.9~1.1 毫克当量/升
(2) 重碳酸根 $\text{HCO}_3^-$	0 毫克当量/升
氢氧根 $\text{OH}^-$	0 毫克当量/升
碳酸根 $\text{CO}_3^{2-}$	0.6~1.0 毫克当量/升

根据试验来确定运行指标，使出水总碱度取得较小的数值。

### 3. 涡流反应器设计数据及注意事项

- (1) 上部最大直径处流速4~6毫米/秒。
- (2) 水在下部锥底的上升流速为0.5~1.0米/秒。
- (3) 下部圆锥体的圆锥角度为 $15^\circ\sim 20^\circ$ 。
- (4) 水在反应器中停留时间约8~12分钟。
- (5) 进水的喷射速度为3~5米/秒。
- (6) 出水管流速为0.4米/秒。
- (7) 饱和石灰水与生水分别以切线方向进入涡流反应器。且旋转方向相同。
- (8) 上部出水采用圆周水槽的方法较好，不易堵塞且水流稳定，底部涡流也不会被破坏。
- (9) 反应器的不同高度设置取样管。
- (10) 反应器上部设置操作平台，反应器内设置铁爬梯。
- (11) 底部排渣阀门宜采用旋塞。
- (12) 能否取消饱和器，用石灰乳代替饱和石灰水？用石灰乳注入涡流反应器后将使处理水变成混浊水，虽然石灰乳与生水反应生成的 $\text{CaCO}_3$ 沉淀物能沉积和结晶在细砂或大理石粉表面，但还不易获得透明清晰的低浊度软化水。为了使涡流反应器的出水浊度能满足要求，必须在设计涡流反应器时就考虑了处理水的澄清的技术要求，这将加大涡流反应器的高度和体积，或者在涡流反应器后另设澄清设备，才适宜用石灰乳代替饱和石灰水，并可以获得透明清晰的低浊度软化水。

### 4. 涡流石灰水处理的优缺点

- (1) 系统简单，不需设置庞大的澄清过滤器（池），占地面积少。
- (2) 运行中不需加助凝剂、凝聚剂，使操作简化，运行费用省。
- (3) 涡流反应器砂子（或大理石粉）需要定期排放，有的每天排放一次，相应补充新砂，也有一个月左右集中排放换砂。
- (4) 运行中要定期化验涡流反应器出水碱度值。
- (5) 同其它石灰水处理一样，管道易被石灰沉淀物堵塞，尤为严重的是涡流反应器至机械过滤器的那段管道，在设计上应考虑清洗、更换管道的方便。
- (6) 对于镁硬较大的原水，运行效果稍为差一些。

5. 适用范围 涡流反应器是一种快速反应石灰水处理设备，它对于钙硬含量比例较大的水，处理效果较好，有的资料中提出原水中镁硬小于1.8毫克当量/升，钙硬大于镁硬的

水才宜采用涡流石灰水处理系统，但运行证明这个条件并不是绝对的。因为镁硬生成的絮状沉淀物 $Mg(OH)_2$ ，可以进入机械过滤器除掉，但加重了机械过滤器的负荷。只要涡流反应器出水悬浮物不太多，还是可以用机械过滤器来澄清软水。一般此系统可作为水处理的预处理段。

### (三) 机械加速澄清池石灰水处理

1. 处理流程 本水处理系统的主要设备是机械搅拌加速澄清池，它代替了过去一般石灰水处理系统中的饱和器、沉降澄清器（或沉淀池）等庞大的设备。系统流程见图4-8。

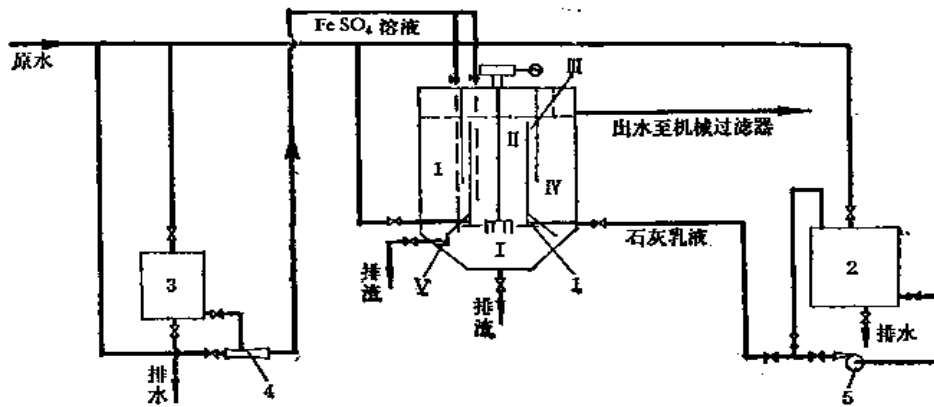


图 4-8 机械加速澄清池石灰水处理系统

1—机械加速澄清池；2—石灰乳溶液箱；3—硫酸亚铁溶液箱；4—喷射器；5—石灰乳泵

机械加速澄清池的结构示意图，见图4-9。

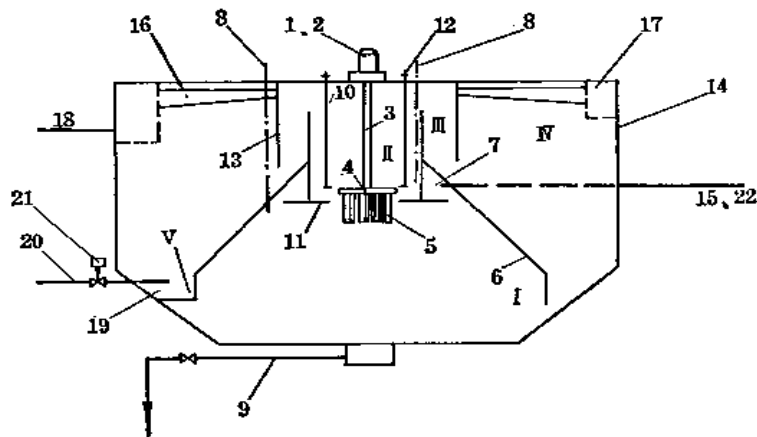


图 4-9 机械加速澄清池构造图

I—混凝室；II—反应室；III—导流室；IV—分离室；V—泥渣浓缩室

1—变速电动机；2—无级变速装置；3—传动轴；4—叶轮；5—叶片；6—伞形板；7—环形三角配水槽；8—投药管；9—中心排泥管；10—反应室；11—反应室的底板；12—调整环；13—导流室；14—池壁；15—进水管；16—辐射集水槽；17—环形集水槽；18—出水管；19—沉渣斗；20—排渣管；21—自动排泥阀及其控制设备；22—石灰乳管

原水从进水管15进入环形三角配水槽7，石灰乳液从石灰乳管22进入环形三角配水槽7或用石灰乳泵（或喷射器）注入进水管15，与原水一同进入环形三角配水槽。凝聚剂

FeSO<sub>4</sub>经投药管8分别加入混凝室 I 和反应室 II。原水在混凝室 I 和石灰乳液进行充分反应。由于叶轮的搅拌与提升作用,在混凝室 I 形成循环的活性沉渣回流。这样在凝聚剂作用下,充分利用活性沉渣而迅速生成沉淀性良好的凝絮颗粒。经过叶轮的搅拌与提升,在反应室 II 内进一步反应和使凝絮颗粒长大,经过导流室 III 和分离室 IV 进行沉淀分离,清水由辐射集水槽16汇集至环形集水槽17,经过出水管18流至机械过滤器,进一步过滤清净后进入钠离子交换器进行第二级软化处理。

在分离室 IV 中生成的沉渣一部分回流至混凝室,大部分汇集到沉渣浓缩室 V 积聚在沉渣斗19中,定时由排渣管排出。

2.处理效果 首都某厂锅炉房水处理采用这种机械加速澄清石灰水处理,运转效果较好,它能满足锅炉给水标准。经过化验,原水暂硬为5.0毫克当量/升,经过石灰乳软化,加FeSO<sub>4</sub>凝聚澄清分离后,加速澄清池反应室出口的水质分析结果如下:

OH<sup>-</sup>=0.2~0.6 毫克当量/升

CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>=0.6~1.2 毫克当量/升

HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>= 0

H<sub>2</sub>O=1.2~1.7 毫克当量/升

经过导流室、分离室澄清后的水透明洁净。

### 3.使用条件及设计数据

(1)池子布置在室外,寒冷地区要加保温层。原水悬浮物含量一般在3000毫克/升以下,短时间内允许达到5000毫克/升(此时排渣水量与投药量需有较大增长)。出水浊度一般控制在不大于10毫克/升。水温的变化每小时不大于2℃。

(2)设计水量系按净产水量再加上5%的排泥水量计。

(3)总停留时间为60分钟。

(4)各部容积比大致为1:2:7(反应室:混凝室:分离室)。

(5)分离室上升流速为1.2毫米/秒左右。

(6)反应室上升流速及导流室下降流速为50毫米/秒。

(7)搅拌机提升水量为设计水量的3~5倍(按5倍设计)提升水头为0.05~0.1米。

(8)进出水管流速采用1米/秒左右,三角配水槽及其出流缝流速采用0.4米/秒左右。

(9)沉渣斗悬浮物的平均浓度采用25公斤/米<sup>3</sup>,排渣浓度采用50公斤/米<sup>3</sup>。

(10)反应室中设导流板,设计水量等于或大于200米<sup>3</sup>/时时,在其混凝室直壁部分也设导流板,导流板宽度采用该室直径的 $\frac{1}{10}$ 左右。

(11)沉渣回流缝流速采用100毫米/秒左右。

(12)集水槽流速采用0.4米/秒,集水槽采用自由跌落孔口集水,集水孔流速采用0.6米/秒左右。

(13)三角配水槽处应设置空气管。

(14)加药点设于原水进水管处,用塑料管投加,如还不能保证水质,还可在三角配水槽和混凝室中投加。

(15)混凝室中停留时间为10~20分钟(按设计水量计)。

(16) 搅拌叶轮外端的线速度为0.5~1.5米/秒, 提升水头为0.05米~0.10米。叶轮转速应采用无级变速装置(转速按线速度确定)。搅拌叶轮的传动装置有皮带传动加蜗轮减速器或蜗轮减速器两种, 用变速电动机带动。一般根据计算选用, 也可按经验选用, 即轴功率5~7千瓦/1000米<sup>3</sup>/时, 电动机功率为6~9千瓦/1000米<sup>3</sup>/时。

(17) 搅拌叶片总面积, 约等于反应室纵剖面积的 $\frac{1}{10}$ ~ $\frac{1}{20}$ 或混凝室平均横剖面积的 $\frac{1}{10}$ ~ $\frac{1}{20}$ 。

(18) 搅拌叶片为6~8片, 叶轮为全封闭整体式, 叶片与搅拌浆叶均采用径向辐射式。

(19) 导流室中水的停留时间为2.5~5.0分钟(按设计水量计), 导流板宽度为该室直径的 $\frac{1}{10}$ 。

(20) 清水区高度为1.5~2.0米。底部锥体高度为0.5~3.0米。

(21) 根据池子大小, 设沉渣浓缩室1~3个。小型池只用中心排泥管。沉渣浓缩室的容积约为池子总容积的1~4%(需根据试验决定), 排泥周期为30分钟左右, 排泥时间为60秒钟左右, 泥渣含水率为97~99%(按重量计), 排渣耗水量占进水管量的2~10%。池底以5%坡向池中心的排渣管口(管口加罩)。排渣管流速按不淤流速计算, 其管径不小于75毫米。

(22) 宜用定时自动排泥方式。自动设备由橡皮斗式水压阀门、电磁阀及时间继电器(或电钟改装)组装而成。并设手动排泥阀以补自动排泥之不足。排泥宜用快开闸门。直径较大的池子可用底部穿孔管排泥(兼作冲洗使用)。

(23) 池内设溢流管, 管径较进水管小一号。

(24) 在混凝室、反应室、进水管、分离室、污水面、沉渣浓缩室、出水槽等处设取样管。在走道板上(或控制室中)设真空取样器。

(25) 计算公式见《给水排水设计手册》第四册。

机械加速澄清池国际设计图一览表

表 4-22

序号	产水能力(米 <sup>3</sup> /时)	主要尺寸(米) D(直径)×H(总高度)	图号	适用范围
1	20	D×H=2.8×4.11	S717	原水浑浊度为3000毫克/升以下
2	40	D×H=4.0×4.05	S718	
3	60	D×H=4.80×4.38	S719	
4	80	D×H=5.60×4.48	S720	
5	120	D×H=6.90×4.40	S721	
6	200	D×H=8.80×4.50	S722	
7	300	D×H=10.80×4.53	S723	
8	400	D×H=12.50×4.86	S724	

注: 上述数据是澄清含泥河水而得, 对于澄清石灰混浊水颇为接近, 目前尚无完整数据。

(26) 已有的钢筋混凝土结构的加速澄清池国家标准设计的主要尺寸, 见表4-22。对于小于20米<sup>3</sup>/时的池子可以利用计算公式算出尺寸, 参照国标图设计。

(27) 如果处理水量连续稳定, 水压及负荷变化不大, 也可用水射循环澄清池来代替

机械加速澄清池，特别处理水量小于20米<sup>3</sup>/时时，更宜用水射循环澄清池，见图4-10。

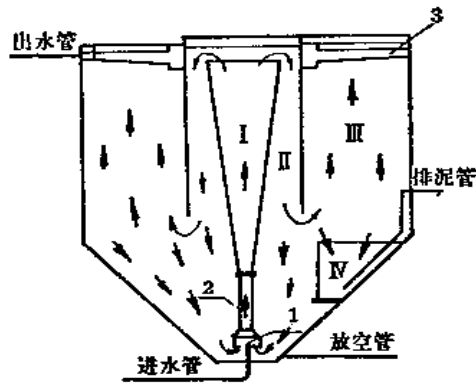


图 4-10 水射循环澄清池简图

I—第一反应室；II—第二反应室；III—分离室；IV—沉渣浓缩室；  
1—喷嘴；2—喉管；3—辐射槽

水射循环澄清池（锥底竖流式沉淀池）国标设计图一览表，见表4-23。

水射循环澄清池国标设计图一览表

表 4-23

序号	产水能力(米 <sup>3</sup> /时)	主要尺寸 D(直径)×H(高度)(米)	图号	适用范围
1	20	D×H=4.10×6.970	S714	原水浊度为3000毫克/升以下
2	40	D×H=5.70×7.770	S715	
3	60	D×H=7.0×8.420	S716	

水射循环澄清池不需要机械搅拌机构，制造安装比机械加速澄清池要简便，池子体积比机械加速澄清池要大些。适用于原水浊度经常在1000毫克/升，一般不宜超过3000毫克/升，出水浊度一般在20~30毫克/升范围内。

水射循环澄清池设计数据及计算公式见《给水排水设计手册》第四册。

(28) 国标图纸上没有安装石灰乳注入管，石灰乳液可以加到进水管内，也可在图纸上补画上石灰乳管，直接加到环形三角配水槽内。

(29) 池子的电气及附件设计图见S717.1及S311图集。

#### 4. 运行说明

(1) 运行前必须检查各部是否漏水，排泥渣阀是否关闭，搅拌设备是否正常，池内杂物必须清除干净。

(2) 培养沉渣为了加快形成所需的循环活性沉渣，在培养沉渣时期可以适当增加投药量，但不要过大（可较正常投药量大二倍左右），以防形成的矾花松散上浮，也可适当加一些沉渣来帮助循环活性沉渣的形成。此时的进水量可控制为设计水量的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ （视水中悬浮物含量不同而异），在泥渣形成后（即在降低投药量的情况下，出水水质不变，其浊度降低至设计要求或使用要求）可逐步增加进水量至设计水量。

(3) 循环流量与循环速度可借叶轮转速及提升或下降叶轮调整之，但调节时要缓慢

进行，不可突然改变。

(4) 沉渣斗底的活门当培养泥渣不需要积存沉渣时应开启，让沉渣继续回流，反之则关闭活门。

(5) 当加速澄清池停止进水时，搅拌机不可长期停顿，不然活性沉渣压实，活性将消失，在恢复进水后相当时间内不易恢复。为此，可采用断续搅拌的方法。在恢复进水前半小时便开始投药于混凝室，以增加沉渣活性，这样恢复进水后能迅速保证出水质量。

(6) 在操作中应力求连续投药，不予停止。

(7) 运行管理中几种特殊现象的产生及防止方法：

A. 当产生下列情况之一或同时发现时，说明提升流量过大，投药量不足，应适当将叶轮下降（即减少叶轮开启度）或减低叶轮转速，并增加投药量。

(A) 分离室清水区中出现细小絮状物上升，出水水质混浊变坏；

(B) 从反应室取样观测发现矾花细小；

(C) 混凝室、反应室的沉渣浓度愈来愈低。

B. 遇下列情况发生时说明排渣量不够，必须缩短排渣周期或加长排渣时间。

(A) 混凝室、反应室沉渣浓度增高较剧；

(B) 分离室沉渣层逐渐升高，出水水质变坏，此时先降低叶轮转速使分离层下降；

(C) 当池面水体有大粒矾花普遍上浮，但颗粒间水色仍透亮时，可能系药量过大，可适当降低投药量，观察效果。

(8) 当池子需超负荷运转时，应在超负荷前20~30分钟增加投药量，并使分离层高度较正常运行时低，然后再逐渐增加进水量。

(9) 出水槽、反应室、分离室第二根取样管等三处取样点的取样分析是池子运行控制中的关键数据，操作中应予特别注意，一般每隔2小时便作一次测定。

(10) 循环水量的调整有两种方法：改变电动机转速或升降叶轮。加快电动机转速或提升叶轮均可增加循环水量，反之则可降低循环水量。搅拌强度则随电动机转速的快慢而增减。

(11) 原水的来水压力不小于2公斤力/厘米<sup>2</sup>。

(12) 为了保证澄清池正常有效运转，处理水量的变动要少，且尽可能地连续运行。处理水量发生频繁变动就会造成某种不足量运转的情况，这时保持沉渣的适宜循环量和质量是困难的，因而运行效果不良，如再对澄清池运行进行调整需要一定时间才能稳定下来。所以对于水处理负荷变化较大的系统宜设置中间水池，以便对水处理负荷变化起缓冲调节作用。

#### (四) 对上述三种石灰水处理系统的看法

上述三种石灰水处理系统本身的优缺点及运行效果和存在的问题已阐述了，这里着重就这三种石灰水处理系统之间的比较和今后发展前景提几点粗浅的看法。

1. 目前采用较多的是脉冲石灰水处理。因脉冲石灰水处理系统有其显著优点，其澄清池清水上升速度高达6~8米/时，超过其它型式的加速澄清池，且国内已有较多的运行经验，有成套设备制造图，所以它是一种有效的石灰水处理设备。较早的脉冲石灰水处理尚存在不少问题如系统较复杂，脉冲澄清池底部配水孔眼易堵塞，涡流反应器及脉冲器中心管等部位易结垢，这些均影响脉冲澄清池的运行效果。近年来，一些运行单位（工厂）

和设计、科研单位对脉冲石灰水处理系统及设备进行了研究和改进，在脉冲石灰水处理系统中取消了涡流反应器及脉冲澄清池底部配水管等，这样就大大减轻了澄清池等部位的结垢与堵塞，有助于脉冲石灰水处理的运用和发展。

2. 加速澄清池和水力循环澄清池不易堵塞，澄清效果比较稳定。目前国内外已使用和推荐加速澄清池和水力循环澄清池作为石灰水处理设备，其处理效果是成功的。加速澄清池把凝聚、沉淀、澄清等工序均在一个设备中完成，这就大大简化了水处理系统，加速澄清池可布置在室外，运行操作管理较方便，它是一种较为合适的石灰水处理设备。

3. 涡流反应器石灰水处理系统是一种快速高效的石灰水处理系统，特别适宜于处理暂硬较大的水。涡流反应器石灰水处理系统比较关键的一点是加石灰乳还是饱和石灰水。目前凡是加石灰乳的系统涡流反应器出水浊度较高，在涡流反应器后必须设置澄清设备，如平流沉淀池、快滤池、悬浮澄清池等设备中的一种再加机械过滤器才能使出水浊度达到设计要求。今后有必要对加石灰乳的涡流反应器进一步试验改进，以求降低出水混浊度，使其后面只需设置机械过滤器就能经济合理地满足锅炉给水浊度的要求。如能做到这一点，那么涡流反应器石灰水处理的优越性充分发挥了，它将比脉冲石灰水处理和加速澄清池石灰水处理系统更为简单和经济。

## 第五节 水的过滤

### 一、概述

原水经过沉淀或沉清处理后，大部分悬浮物虽已除去，但是仍含有一部分细小的杂质

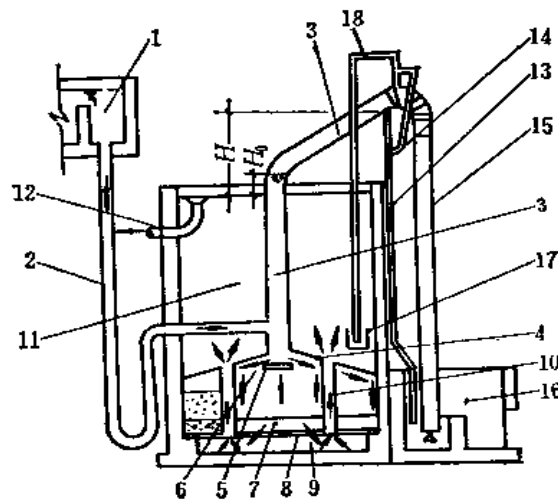


图 4-11 重力式无阀滤池

1—分配槽；2—进水管；3—虹吸上升管；4—顶盖；5—布水挡板；6—滤料层；7—承托层；8—格栅；9—集水区；10—连通管；11—冲洗水箱；12—出水管；13—虹吸辅助管口；14—抽气管；15—虹吸下降管；16—排水井；17—小浮；18—虹吸破坏管



颗粒。为了减轻以后处理设备（如软化、脱碱和除盐）的负担，或者对于水质有更高的要求，必须用过滤方法来除去这些细小的杂质颗粒。

水的过滤是使水流过装有孔隙物质（砂粒等）的过滤器（池），使水中分散的细小的杂质沉积在过滤砂层的表面及缝隙中，从而使水清晰透明。一般当水中悬浮物超过30~50毫克/升时，必须进行水的过滤处理。

过滤分慢滤池和快滤池两大类。慢滤池由于滤速很小（约0.1~0.3米/时），滤池面积较大，占地较多，洗砂操作麻烦，故未被广泛采用。快滤池其滤速较快（约3.5~15米/时），它可分为重力式和压力式两大类。压力式过滤又称机械过滤器、澄清过滤器。很多工矿企业采用机械过滤器或重力式无阀滤池作为锅炉给水净化处理的一部分，下边分别介绍这两种过滤处理情况。

## 二、机械过滤器的分类及特点

压力式机械过滤器可分为单流式和双流式两种。

单流式机械过滤器的管道系统较简单，运行稳定。过滤速度一般为4~5米/时，运行周期一般为8小时。

双流式机械过滤器上下两端设有进水装置，中部设有出水装置。其优点是过滤水量较大，除污能力较高，运行周期较长，一般为20小时，缺点是管道系统较为复杂，运行不太稳定，冲洗换料较困难。

## 三、机械过滤器常用的过滤材料

一般为石英砂、大理石、无烟煤和烧炼过的白云石。石英砂不宜用在过滤碱性的水，因为石英砂在水中溶解产生硅酸对锅炉有害处。大理石和白云石不宜用于过滤酸性的水，因为水中有游离CO<sub>2</sub>时会使水中重碳酸钙增加。

## 四、过滤材料的性能规格

过滤材料的性能规格

表 4-24

序号	名称	单位	石英砂	大理石	无烟煤
1	过滤材料的粒度	毫米	0.5~1.2	0.5~1.2	0.8~1.5
2	颗粒平均直径	毫米	0.7~0.8	0.7~0.8	1.2~1.8
3	真比重	吨/米 <sup>3</sup>	2.6~2.7	2.5~2.8	1.4~1.7
4	堆比重	吨/米 <sup>3</sup>	1.6~1.7	1.6~1.7	0.75~0.9
5	空隙百分率(不大于)	%	35	35	35
6	机械强度				
	磨损值(不大于)	%	0.5	0.5	0.5
	破碎值(不大于)	%	4	4	4
7	过滤材料年耗率	%	10	10	10

## 五、机械过滤器工艺计算指标

### 机械过滤器工艺计算指标

### 表 4-25

序号	指标名称	单位	过 滤 用 材 料					
			石英砂		大理石		无烟煤	
			单流	双流	单流	双流	单流	双流
1	过滤物料直径	毫米	0.5~1.0	0.5~1.2	0.5~1.0	0.5~1.2	0.8~1.5	0.8~1.5
2	过滤层的高度	米	1.2	2~2.4	1.2	2~2.4	1.2	2~2.4
3	过滤速度(原水未经沉淀)							
	正常情况	米/时	4	8	4	8	4	8
	加速情况	米/时	5	10	5	10	5	10
4	过滤物料计算除污力	公斤/米 <sup>3</sup>	0.75	1.87	0.75	1.87	1.0	2.5
5	过滤面积计算除污力	公斤/米 <sup>2</sup>	0.90	4.0~4.48	0.90	4~4.48	1.2	5.37~6
6	每一过滤循环中滤液计算量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup>	45	200~224	45	200	60	268~300
7	过滤器运行延续时间(T)	时	9	20~22	9	20~22	12	26~30
8	冲洗前通过过滤器的阻力	米水柱	10	10	10	10	10	10
9	冲洗水压头	米水柱	10	12	10	12	10	12
10	冲洗强度	升/米 <sup>2</sup> ·秒	15	18	15	18	10	12
11	冲洗时间(t <sub>1</sub> )	分	10	20	10	20	10	20
12	单位面积冲洗耗水量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup>	9	21.6	9	21.6	6	13.4
13	过滤器本身消耗水计算比耗 (按每一循环滤液的百分率计)	%	20	10.8~9.6	20	10.8	10	5~4.5
14	在用水冲洗前压缩空气吹洗过滤器(通过下部排水系统)							
	1)至过滤器的空气压力	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	1.0	1.2	1.0	1.2	1.0	1.2
	2)吹洗强度	升/米 <sup>2</sup> ·秒	20	24	20	24	12	15
	3)吹洗时间(t <sub>2</sub> )	分	3	5	3	5	3	5
	4)空气用量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup>	3.6	7.2	3.6	7.2	2.2	4.5

## 六、机械过滤系统设备的计算

### 机械过滤设备计算汇总表

### 表 4-26

序号	名 称	符 号	单 位	计 算 公 式	备 注
1	总处理水量	$D_{20}$	米 <sup>3</sup> /时	已 知	
2	过滤速度	$v$	米/时	见表4-25	

续表

序号	名称	符号	单位	计算公式	备注
3	总过滤面积	$F$	米 <sup>2</sup>	$F = \frac{D_{zo}}{v}$	
4	同时工作的台数	$n$	台	选定	$n > 2$
5	每台过滤面积	$f$	米 <sup>2</sup>	$f = \frac{F}{n}$	
6	实际选用每台过滤器面积	$f_1$	米 <sup>2</sup>		根据 $f$ 从设备规格选定
7	实际过滤速度	$v_1$	米/时	$v_1 = \frac{D_{zo}}{nf_1}$	应符合表4-25规定
8	一台停运转时过滤速度	$v_f$	米/时	$v_f = \frac{D_{zo}}{(n-1)f_1}$	
9	过滤器计算除污力	$E_1$	公斤/米 <sup>3</sup>	见表4-25	
10	原水悬浮物	$g$	毫克/升	已知	
11	过滤层体积	$W$	米 <sup>3</sup>	根据已选定设备	
12	一台过滤器冲洗总时间	$t$	时	见表4-25	包括用水和空气冲洗时间
13	过滤器运行延续时间	$T$	时	$T = \frac{1000E_1W}{gD_{zo}} - t$	如有备用则 $t$ 不计
14	过滤器冲洗强度	$q$	升/米 <sup>2</sup> ·秒	见表4-25	
15	过滤器用水冲洗时间	$t_1$	分	见表4-25	
16	过滤器冲洗耗水量	$\delta$	米 <sup>3</sup> /台·次	$\delta = \frac{60qt_1f_1}{1000}$	
17	冲洗水箱容积	$V_f$	米 <sup>3</sup>	$V_f = 1.3\delta$	

注：总处理水量除锅炉房补给水量外，还应考虑水处理设备自用水量，热网补给水量及其它软水用户，应根据水处理设计系统进行计算。

## 七、重力式无阀滤池

重力式无阀滤池是一种全自动虹吸滤池。由于节省了一般重力式快滤池的进水、过滤水、冲洗水、排水及底部滤水等阀门，所以结构简单，使用方便。适用于小型给水处理中的一次净化，就是作为“接触滤池”使用。在低压锅炉给水预处理系统中也采用较多。

### (一) 无阀滤池的构造示意图

如图4-11所示，重力式无阀滤池由进水装置、配水系统、过滤室、冲洗水箱（或称洗水箱）和虹吸装置等组成。

(二) 工作原理 已经凝聚或软化完毕具有恒水位的水，由沉淀池（澄清池）出口，或用水泵打入分配槽1，由进水管2进入虹吸上升管3，经顶盖4下之布水挡板5的阻挡后，比较均匀地分布在滤料层6的上部。水流通过滤料层（滤速8~12米/时）、承托层7、格栅8过滤并进入集水区9。经过滤的水从集水区经几条连通管10上升到过滤层上面的冲洗水箱11。冲洗水箱的容积，在设计上是按照滤池冲洗一次所需要的水量计算的。冲洗水箱内的水超过一次冲洗所需要的水量时，即当水位上升达到出水管12喇叭口后，过滤

水溢流到总水管进入清水池或用户（该过程如图4-11箭头所示）。

在滤池刚投入运行时，滤层较清洁。虹吸上升管内外水位差（即滤池的水头损失）在初期一般只有200毫米左右。随着过滤的继续，滤层截留的杂质逐渐增多，滤层中的阻力也随之增加，但来水量不变。所以为了克服滤层中不断增加的阻力，虹吸上升管中的水位便自动地慢慢升高，使滤池保持“等速过滤”状态。

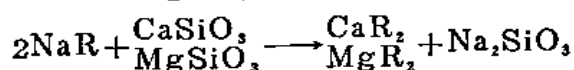
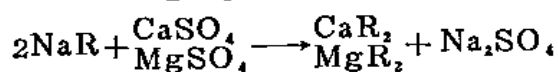
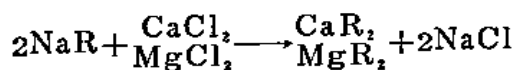
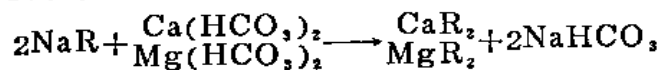
当虹吸上升管中水位升高到虹吸辅助管口13上端管口时，水便从辅助管中急速流下，到抽气管14与辅助管连接处的三通时，下降水流对抽气管接入处的空气产生了抽吸作用，从而产生了负压，水流不断夹带气体流下，使负压迅速增加，抽气管上端与虹吸管顶部相通。因此，虹吸管中真空度增加，水位迅速上升。与此同时，虹吸下降管15中水位也在上升。当虹吸管中的真空度达到一定值时，管中水流便大量越过弯管落下，冲出下降管口至排水井16，并形成虹吸。此时，滤床上的压力急剧下降，反冲洗水经冲洗水箱和滤池的连通管流下，然后向上反洗滤床。整个过程使滤料层膨胀，悬浮物随反冲水流经虹吸管排入下水道。整个反冲洗过程一直持续到冲洗水箱内的水位下降到虹吸破坏管18缘口以下时，虹吸破坏管18把小斗17中水吸光，管口露出水面，空气便大量由破坏管进入虹吸管，虹吸即被破坏，冲洗结束，过滤重新开始。

## 第六节 阳离子交换处理

### 一、原理

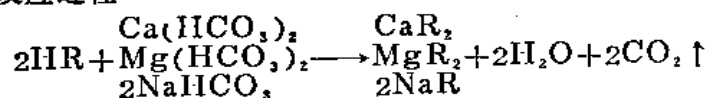
阳离子交换法是依靠阳离子交换剂在水中解离出阳离子去代换水中的阳离子，从而改变水质。当硬水通过阳离子交换剂层过滤时，水中的 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{Mg}^{++}$ 和其他阳离子即被阳离子交换剂吸收，而原含在阳离子交换剂内的阳离子（通常多为 $\text{Na}^+$ 、 $\text{H}^+$ 和 $\text{NH}_4^+$ ）则代替它们转入溶液中，从而使水得到软化。

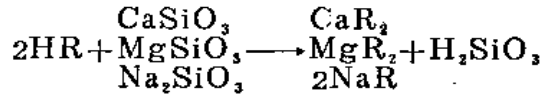
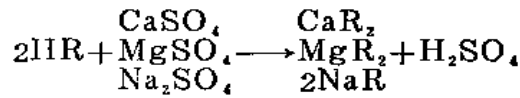
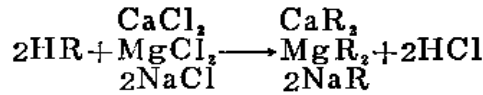
目前在水处理技术中应用的有钠离子、氢离子和铵离子交换。钠离子交换反应过程



R表示阳离子交换剂中实际不溶于水的复杂化合物，并具有阴离子的特性。这样，钙和镁的化合物即转变成易溶解的、不能生成水垢的钠化合物。原水中的重碳酸盐变成重碳酸钠，所以通过钠阳离子交换软化的水，其碱度不变，而等于原水的暂时硬度的数值即碳酸盐硬度数值。

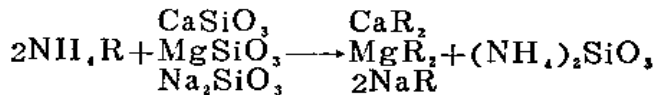
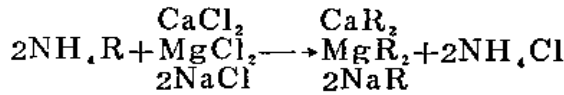
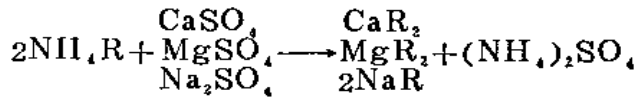
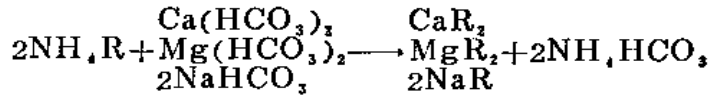
氢阳离子交换反应过程



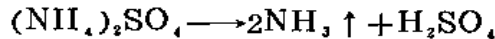
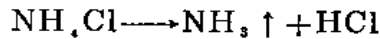


经过氢阳离子交换后，在软化水中生成无机酸，其数量与原水中永久硬度的当量数相等。而原水中的暂时硬度则成为游离 $\text{CO}_2$ ，从而消除了碱度。

铵阳离子交换反应过程



经过铵离子交换后，不产生无机酸，而产生铵盐，而重碳酸铵又有保护腐蚀膜的作用，这一点是优于氢离子交换。这些铵盐进入炉水中后，在高温下发生分解：

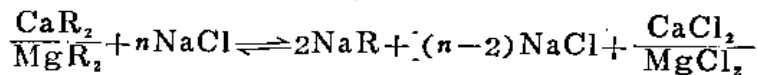


其结果使蒸汽被氨污染，并在炉水中产生无机酸，只有在炉水碱度很高时，才能被中和。

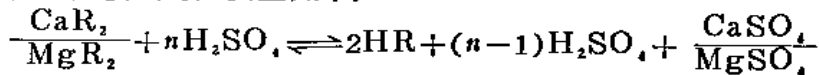
在水的软化过程中，阳离子交换剂中的可交换离子逐渐减少以至完全失去交换能力（此时称为交换剂失效），使原水中的结垢物漏过，滤液的硬度增加。为了恢复阳离子交换剂的软水能力，必须进行再生。

再生方法是使食盐溶液（当钠阳离子交换时）、酸液（当氢阳离子交换时）、铵盐溶液（当铵阳离子交换时）通过失效的阳离子交换层。由于 $\text{Na}^+$ 、 $\text{H}^+$ 或 $\text{NH}_4^+$ 的再生液内的浓度较大， $\text{Na}^+$ 、 $\text{H}^+$ 或 $\text{NH}_4^+$ 从阳离子交换剂内置换出被吸收的 $\text{Ca}^{++}$ 和 $\text{Mg}^{++}$ 。

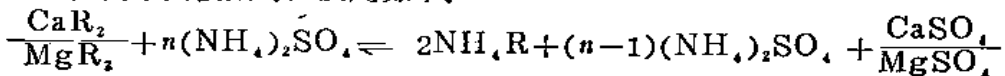
当再生钠阳离子交换剂时，反应如下：



当再生氢阳离子交换剂时，反应如下：



当再生铵阳离子交换剂时，反应如下：



$n-1$ 、 $n-2$ 表示比理论计算所需食盐或硫酸等多出的剩余数值。

再生结束后，用清水洗去未用完的再生剂和再生产物即可重新用于软化。

## 二、阳离子交换剂及其工艺特性

### (一) 概述

离子交换剂是不溶于水的颗粒状（也有其它状态的）物质，属于不溶性的高分子化合物。当它和溶液中的一些离子接触时，具有交换这些离子的特性。

随着科学技术和工业生产的不断发展，离子交换剂的种类日益增多。目前按其来源和所带功能基团的性质进行分类。分叙如下：

目前使用的阳离子交换剂有无机离子交换剂天然沸石、有机离子交换剂磺化煤和合成树脂。磺化煤是经过浓酸处理过的烟煤粉末，它既能应用于钠阳离子交换，又能应用于氢阳离子交换。由于磺化煤的处理质量好，成本低，已在水处理中得到广泛应用。但是因其具有不耐碱、机械强度小、化学稳定性差、交换容量不高，特别是再生剂耗量大等缺点，已逐步被有机合成离子交换树脂所代替。

我国还出产多种天然离子交换剂，其中常用的有钠沸石和海绿砂，这些天然产品交换特性较磺化煤差些，但其成本低，用在小容量低压锅炉房中较适宜。天然阳离子交换剂一般都能用作钠离子交换剂，不能作为氢离子交换剂，而且化学稳定性较差，不能用在高压锅炉的水处理设备中。

有机合成离子交换剂，又称离子交换树脂。它是由交联结构的高分子骨架（称交换本体，以  $R-$  表示）与能离解的交换基团两个基本部分所构成的不溶性的高分子电解质。它不溶于酸或碱，但却具有普通酸、碱的性能，能与溶液中带有同种电荷的离子进行交换反应。其中只能与溶液中阳离子起交换作用的叫阳离子交换树脂；只能与溶液中阴离子起交换作用的叫阴离子交换树脂，而且这些反应也是可逆的。无论是交换能力、机械强度、化学稳定性及其它性能，离子交换树脂都较其它离子交换剂优越，因而是使用最广泛的一种离子交换剂。

### (二) 阳离子交换剂工艺特性

我国出产的离子交换剂的工艺指标见表4-27。阳离子交换剂的主要指标是在两次再生之间的过滤循环中所能吸收（交换）的阳离子数量，称之为交换剂的交换能力，通常阳离子交换剂的交换能力以其单位体积（1立方米）来计算。

交换能力又称为阳离子交换剂的交换容量  $E$ ，其单位是每一立方米处于工作状态的阳离子交换剂在一个工作循环中吸收的阳离子的克当量数。

$$E = \frac{QH_0}{V} \quad \text{克当量/米}^3 \quad (4-31)$$

式中  $Q$ ——从开始运行到软化水硬度升高到0.05至0.06毫克当量/升时，通过阳离子交换器的水量，米<sup>3</sup>；

$H_0$ ——原水的总硬度，毫克当量/升；

$V$ ——交换器中装入的阳离子交换剂的体积，米<sup>3</sup>。

阳离子交换剂的交换容量分为总容量和工作容量两种。总交换容量表示在软水的硬度未达到原水硬度之前，1立方米阳离子交换剂总共能吸收的结垢物离子的克当量数。工作交换容量表示1立方米阳离子交换剂在进行软化时，软水硬度达到允许的最大极限值时，所

表 4-27

离子交换剂性能

产品牌号	701*	704*	711*	717*	732*	一 级	二 级	三 级
产品名称	环氧型弱碱性阴离子交换树脂	苯乙烯型弱碱性阴离子交换树脂	苯乙烯型强碱性阴离子交换树脂	苯乙烯型强碱性阴离子交换树脂	苯乙烯型强酸性阳离子交换树脂	沸石 (海绿砂)	沸石 (海绿砂)	沸石 (海绿砂)
外观	金黄至琥珀色球状颗粒	淡黄色球状颗粒	淡黄至金黄色球状颗粒	淡黄至金黄色球状颗粒	淡黄至褐黄色球状颗粒			
全交换当量 (毫克当量/克)	≥9	≥5	≥3.5	≥3	≥4.5			
粒 度	10~50目 占90%以上	16~50目 占95%以上	18~50目 占90%以上	16~50目 占95%以上	16~50目 占95%以上	0.5~1.2毫米 >80% 0.3~0.7毫米 >80%	0.2~1.0毫米 0.2~1.0毫米	0.2~1.0毫米
真 湿 比 重 (克/毫升)	1.05~1.09	1.04~1.08	1.04~1.08	1.06~1.11	1.23~1.28			
视 比 重 (克/毫升)	0.60~0.75	0.65~0.75	0.65~0.75	0.65~0.75	0.75~0.85			
水 分 (%)	58~68	45~55	50~60	40~50	46~52			
出 厂 型 式	OH	Cl	Cl	Cl	Na	Na	Na	Na
活性基团	$\begin{matrix} -\text{NH}_2 \\ =\text{NH} \\ \equiv\text{N} \\ \equiv\text{N}=\end{matrix}$	$\begin{matrix} -\text{NH}_2 \\ =\text{NH} \end{matrix}$	$-\text{N}(\text{CH}_3)_2^{\dagger}$	$-\text{N}(\text{CH}_3)_2^{\dagger}$	$-\text{SO}_3^-$			
再生剂用量 (公斤/米 <sup>3</sup> )	30%NaOH 150~280	80%NaOH 150~280	30%NaOH 150~240	30%NaOH 150~240	30%HCl 370			
再生时间 (时)	1~1.5	1~1.5	1~1.5	1~1.5	0.5~1.0	0.25	0.25	

续表

产 品 牌 号	701*	704*	711*	717*	732*	一 级	二 级	三 级
再生剂浓度 (%)	NaOH 3~5 Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 6~7	NaOH 3~5 Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 6~7	NaOH 3~5	NaOH 3~5	HCl 3~9 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 1~6	NaCl 5~8	NaCl 5~8	
工作交换当量 (克当量/米 <sup>3</sup> )	700~1000	600~1000	350~450	300~350	1100~1400	230~320(Na <sup>+</sup> ) 200~300(H <sup>+</sup> )	320~350(Na <sup>+</sup> ) 280~330(H <sup>+</sup> )	180~270 110~150
淋洗水用量 (米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup> )	10~15	10~15	4~6	4~8	4~7	4	4	
淋洗时间(时)	1.5~2.5	1.5~2.5	2~3	2~3	1~1.5	1/2~2/3	1/2~2/3	
运 行 流 速 (米/时)	10~30	10~30	10~30	10~30	10~30	5~20	5~20	
最高使用温度 (°C)	≤50	≤80	≤70(Cl) ≤50(OH)	≤60	≤120	≤40	≤40	35 35
允许pH值范围	0~9	0~9	0~12	0~12	1~14	<8.5	<8.5	~7 ~7
机械强度(%)	≥90			≥95				
密 胀 率	OH <sup>-</sup> →Cl <sup>-</sup> ≤20%		在水溶液中 85%	在水溶液中 32.5%	在水溶液中 22.5%	11~15%	11~15%	3% 3%
年耗损率(%)						10~15	10~15	5~10 5~10

注: 1. 强碱性阴离子交换树脂不能用Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>再生, 洗液水一定要纯水, 弱碱性阴离子交换树脂和强酸性交换树脂可用纯水或原水洗涤, 但最好用纯水, 2. 阳离子交换树脂用H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>再生时, 为防止产生CaSO<sub>4</sub>沉淀沉积在树脂中影响再生和交换, 因此开始用较低的浓度, 然后逐步增加。



吸收的结垢物离子的克当量数。

值得注意的是阳离子交换剂在水中有不同的膨胀程度。在大多数情况下，膨胀系数高的阳离子交换剂，其交换容量也较高。所有有机阳离子交换剂都属于这一类，它们的膨胀系数在计算时取0.5。离子交换器体积要计入树脂膨胀的体积。

阳离子交换剂进行再生(还原)时，再生溶液首先充满阳离子交换剂颗粒之间的空间，然后才开始扩散到颗粒内部去，扩散到交换剂颗粒内部的溶液中的 $\text{Na}^+$ 从交换剂中置换出 $\text{Ca}^{++}$ 和 $\text{Mg}^{++}$ ，由于阳离子交换剂细孔之间溶液中的 $\text{Ca}^{++}$ 和 $\text{Mg}^{++}$ 离子的浓度比流过颗粒之间的再生溶液中的这些离子的浓度大，氯化钙和氯化镁就开始从颗粒间的溶液中扩散到外面来。交换剂颗粒的直径愈小，扩散路程愈短，洗涤这些颗粒的再生溶液中的硬度盐浓度愈低， $\text{Ca}^{++}$ 和 $\text{Mg}^{++}$ 转入溶液及从过滤器中除掉就愈快，再生效果也就愈高。由此可见，再生效果与再生溶液中的 $\text{Na}^+$ 浓度、离子的扩散能力以及新还原溶液中 $\text{Ca}^{++}$ 和 $\text{Mg}^{++}$ 的含量(食盐溶液被 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{Mg}^{++}$ 污染的程度)有关。根据经验，钠离子交换食盐再生溶液最经济的浓度是8~10%。再生效果与再生时间的长短也有直接关系，接触时间延长能提高再生效果，但是超过15分钟后，再生效果增大不多。

再生溶液的浓度与再生剂消耗量与工作交换容量影响很大。最好的浓度对钠离子交换是8~10%NaCl。NaCl消耗量愈大，再生效果也愈好。但考虑到经济性，一般食盐用量多为理论计算量的2.5~3.5倍，即100~150克/克当量。而氢离子交换时的用酸量为理论计算量的1.5倍，即70~80克/克当量的硫酸。

溶液的温度升高，扩散速度加快，因此，使用加热的再生溶液，可以缩短阳离子交换剂再生时间。

### 三、固定床阳离子交换软化设备

#### (一) 固定床阳离子交换器结构

固定床阳离子交换器通常是指压力式离子交换器。按再生方式不同，它可分为顺流再生和逆流再生两种离子交换器。

顺流再生阳离子交换器主要由交换器本体、进水装置、再生液装置、底部排水装置、排气管、观察孔、人孔及支柱等组成。如图4-12所示。

对于逆流再生的离子交换器除了上述装置外，还设有中间排液装置，供逆流再生时排再生废液用。为防止逆流再生时交换剂乱层，在中间排液装置上设置150~200毫米的压实层。压实层的材料可用交换剂或比交换剂轻的聚苯乙烯小白球(25~30目)。逆流再生阳离子交换器结构如图4-13所示。

其各部分具体结构简述如下：

1. 交换器本体 目前我国生产的交换器直径有 $\phi 500$ 、 $\phi 750$ 、 $\phi 1000$ 、 $\phi 1200$ 、 $\phi 1500$ 、 $\phi 2000$ 、 $\phi 2500$ 、 $\phi 3000$ 毫米等几种。交换剂层高度有1500、2000、2500毫米等几种。交换器本体大多采用金属材料制成，内部涂以防腐涂料。

由于氢离子交换器处于酸性环境下工作，因此为了保证设备和系统正常，运行可靠，就必须采取有效的防腐措施。如衬胶、涂刷环氧树脂涂料、衬玻璃钢等，但以衬胶最为普遍。

2. 进水装置 交换器的进水装置设在交换器的上部，进水装置要保证水流分布均匀，

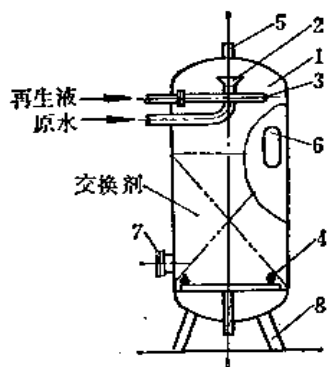


图 4-12 顺流再生离子交换器结构示意图

1—交换器本体；2—进水装置；3—进再生液装置；4—排水装置；5—排气管；6—观察孔；7—人孔；8—支柱

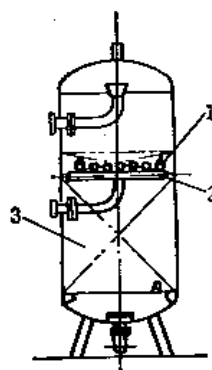


图 4-13 逆流再生离子交换器结构示意图

1—压实层；2—中间排液装置；3—交换剂

并使水流不直接冲刷交换剂层表面。在交换剂层表面至进水装置有一段水垫层。一般水垫层的高度即为交换剂的反洗膨胀高度，它是交换剂层高的40~60%。常用的进水装置型式有漏斗式、喷头式、十字支管式、环形开孔式、辐射支管式、鱼刺式、多孔板式等。

3.进再生液装置 进再生液装置亦装在交换器上部（为顺流再生）或下部（为逆流再生），其作用就是将再生液均匀地分布在交换剂层中。常用的进再生液装置有圆环型、支管型和辐射型等。

4.底部排水装置 底部排水装置常用的有鱼刺式、母管支管式、多孔板式、弓形孔板加石英砂垫层及塑料大水帽加石英砂垫层等型式。

5.排气管 空气排气管一般装在交换器本体的顶部，排气管的直径约为进水管直径的 $1/3 \sim 1/4$ 。

6.观察孔 为了观察交换器中交换剂装填高度，以及反洗时交换剂膨胀程度，为此在交换器上下装观察孔。为便于观察清楚，最好在其对面也开设观察孔。

7.人孔 对于小型固定床离子交换器的上下封头一般可用法兰连接，以便于检修。对于大型的离子交换器上下封头往往与筒体焊成一体。因而为了便于检修必须装设人孔。大型设备一般设两个人孔，一个设在上部，距交换剂层顶部200~400毫米，另一个设在下部，距排水装置上部200毫米左右。

8.中间排液装置 顺流再生的离子交换器改为逆流再生离子交换器是较方便的，其进水装置、底部排水装置一般均能满足要求，可以不动，只需在离子交换器内部增设中间排液装置。中间排液装置的主要作用就是排除再生废液及作为反洗中排管上部压实层的反洗进水管。

常用的中间排液装置有鱼刺式、母管支管式、环形母管支管式等。

## （二）固定床阳离子交换器的工艺计算

### 1.钠型离子交换器的工艺计算

#### （1）设计计算所需资料

A.需软化的水量

B.原水的水质——含盐量、硬度和悬浮物的含量及性质。

C. 离子交换剂的种类及其规格等。

(2) 一般设计数据的确定

A. 离子交换剂的工作交换容量  $E$

不同的交换剂有不同的工作交换容量，可通过试验确定。磺化煤的工作交换容量与原

钠离子交换器工艺计算指标

表 4-28

序号	名 称	单 位	单级或一级		双 级
1	磺化煤层高度 $h$	米	2.0~2.5		1.5
2	磺化煤颗粒大小	毫米	0.3~0.8	0.5~1.1	0.5~1.1
3	磺化煤工作交换能力 $E_N^*$ 当原水含盐量 < 3毫克当量/升, $H_o=2.5$ 毫克当量/升 当原水含盐量 < 6毫克当量/升, $H_o=5.3$ 毫克当量/升 当原水含盐量 < 10.5毫克当量/升, $H_o=8.9$ 毫克当量/升 当原水含盐量 < 21毫克当量/升, $H_o=14.3$ 毫克当量/升	克当量/米 <sup>3</sup>	340 340 320 280	310 310 300 260	300 300 275 250
4	水的正常软化速度 当原水含盐量 = 3毫克当量/升, $H_o=2.5$ 毫克当量/升 当原水含盐量 = 6毫克当量/升, $H_o=5.3$ 毫克当量/升 当原水含盐量 = 10.5毫克当量/升, $H_o=8.9$ 毫克当量/升 当原水含盐量 = 21毫克当量/升, $H_o=14.3$ 毫克当量/升	米/时	20 15 10 5		40 35 30 25
5	水在下列软化速度时的阻力 40 米/时 30 米/时 20 米/时 10 米/时 5 米/时	米水柱	13~14 10~11 8~9 6~7 5~6	8~9 6~7 5~6 4~5 4~5	14 13 12 — —
6	再生时食盐的单位耗量 $Z$ 含盐量 < 3毫克当量/升, $H_o=2.5$ 毫克当量/升 含盐量 < 6毫克当量/升, $H_o=5.3$ 毫克当量/升 含盐量 < 10.5毫克当量/升, $H_o=8.9$ 毫克当量/升 含盐量 < 21毫克当量/升, $H_o=14.3$ 毫克当量/升	克/克当量	110 120 130 140		250 300 350 400
7	再生溶液浓度	%	5~8		8~12
8	再生溶液流速	米/时	3~4		4~5
9	再生所需时间	分	15		20
10	磺化煤的反洗 (1)强度 (2)时间	升/米 <sup>2</sup> ·秒	2.8~3		3.0
		分	12		12
11	正洗速度	米/时	6~8		6~8
12	正洗时间	分	30~40		30~40
13	正洗单位耗水量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	4		4
14	再生时总的单位耗水量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	5		5

注: 1. 对于单级钠离子交换器的耗盐量, 一般按200克/克当量计算。  
2. 在短期情况下水的最大过滤速度, 可比正常速度加大一倍。

水水质、磺化煤的颗粒度等因素有关。如表4-28所示。

一般情况下，设计计算可按：

磺化煤：工作交换容量 $E^{Na}$ 为350克当量/米<sup>3</sup>。

全交换容量  $E^{Na}$ 为500~550克当量/米<sup>3</sup>。

强酸性阳树脂工作交换容量 $E$ 为1100克当量/米<sup>3</sup>。

B. 交换器的运行流速 $v$

钠离子交换器的运行流速与原水中的总硬度有关，其流速一般可按表4-28选用。

在设计水处理系统时，考虑到今后发展的可能性，一般对磺化煤运行流速取10~15米/时。树脂运行流速，取15~20米/时。

钠离子交换器工艺计算指标见表4-28

(3) 一般工艺计算 离子交换器设备计算(见表4-29)。

离子交换器设备计算

表 4-29

序号	名 称	符 号	单 位	计 算 公 式	备 注
1	总的软化水量	$D_{zo}$	米 <sup>3</sup> /时		
2	软化速度	$v$	米/时	见表4-28	
3	总的软化面积	$F$	米 <sup>2</sup>	$F = \frac{D_{zo}}{v}$	
4	同时工作的交换器台数	$n$	台	选 定	
5	每台交换器的软化面积	$f$	米 <sup>2</sup>	$f = \frac{F}{n}$	
6	实际选用每台交换器软化面积	$f_1$	米 <sup>2</sup>	根据 $f$ 从设备规格选定	
7	实际软化速度	$v_1$	米/时	$v_1 = \frac{D_{zo}}{nf_1}$	应符合表4-28
8	停运一台交换器时的软化速度	$v_j$	米/时	$v_j = \frac{D_{zo}}{(n-1)f_1}$	
9	交换剂工作能力	$E$	克当量/米 <sup>3</sup>	见表4-28	
10	原水总硬度	$H_o$	毫克当量/升	根据水质分析资料	
11	交换剂体积	$V$	米 <sup>3</sup>	根据已选定设备	
12	水质变更系数	$k$	—	一般为1.25	
13	一台交换器再生所需总时间	$t_{zo}$	时	见表4-28	
14	交换器运行延续时间	$T$	时	$T = \frac{(E - 0.5q_1H_o)V}{D_{zo}H_o k} - t_{zo}$	一般不小于8~12小时
15	交换器正洗单位耗水量	$q_1$	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	见表4-28	
16	交换器反洗强度	$q$	升/米 <sup>2</sup> ·秒	见表4-28	
17	交换器反洗时间	$t_f$	分	见表4-28	
18	交换器反洗耗水量	$\delta$	米 <sup>3</sup> /台·次	$\delta = \frac{60qt_f f_1}{1000}$	
19	反洗水箱容积	$V_f$		$V_f = 1.2\delta$	
20	交换器正洗耗水量	$\delta_1$	米 <sup>3</sup> /台·次	$\delta_1 = q_1 V$	
21	再生一次用盐量	$B$	公斤	$B = \frac{ZEV}{1000}$	Z值见表4-28

注：1. 当交换器有备用时，则交换器运行延续时间 $T$ ，不考虑一台交换器再生所需总时间 $t_{zo}$ 。

2. 当采用软化水正洗交换器时， $0.5q_1H_o$ 项可不考虑。

2. 钠离子交换器设备的计算(以磺化煤为交换剂)。

磺化煤的工作交换能力 $E^{Na}$ 可按下列式计算：

$$E^{Na} = k_1 k_2 E^{Na} + 20(h_o - h_b) - 2.5(v_s - v_b) \quad \text{克当量/米}^3 \quad (4-32)$$

式中  $E^{Na}$ ——磺化煤用作钠离子交换时的全交换能力，一般为500~550克当量/米<sup>3</sup>；  
 $h_0$ ——钠离子交换剂的工作高度，米；  
 $h_s$ ——试验时交换剂层的标准高度，米；  
 $v_s$ ——钠离子交换器实际过滤速度，米/时；  
 $v_0$ ——试验时交换器内水的标准滤速，米/时；一般 $v_0=10$ 米/时；  
 $k_1$ ——再生钠离子交换器时食盐比耗系数，见表4-30；  
 $k_2$ ——钠离子交换剂交换能力利用系数（与原水的总含盐量有关），见表4-31。

修正系数  $k_1$  表 4-30

食盐单位耗量 (克/克当量)	100	150	200	250	300	350	400
$k_1$	0.63	0.73	0.83	0.85	0.87	0.88	0.90

修正系数  $k_2$  表 4-31

原水含盐 (毫克当量/升)	1	3	6	10	20	30
$k_2$	0.99	0.98	0.90	0.80	0.60	0.50

### (三) 固定床氢离子交换器的工艺计算

氢离子交换器的设备计算同钠离子交换器。但在计算再生剂耗量时，以盐酸或硫酸代人。

## 四、固定床阳离子交换器的运行

### (一) 概述

固定床阳离子交换器按其再生运行方式不同，可分为顺流再生和逆流再生方式两种。

顺流再生方式就是指交换时水流的方向和再生时再生液流动的方向是一致的，通常都是由上向下流动，这种方式的设备和运行都比较简单，所以用得比较多，但从理论上来分析，这种方法是不理想的，因为再生液在自上而下的流动过程中，首先接触的是完全失效的交换剂，当底部的交换剂遇到再生液时，再生液浓度已大大降低，并含有相当数量的已被再生液交换下来的“反离子”，这些离子的存在，严重影响了离子交换朝着有利于再生的方向进行，因此交换器底部的交换剂一般不能获得较好的再生，即再生度低。为了提高这一部分交换剂的再生度，唯一的办法是增加再生剂用量，这就降低了经济性。逆流再生方式就是在再生时，再生液的流向同运行时的流向相反。一般有两种逆流再生方法。一是再生时，再生液自下而上，交换时原水自上而下，出水从下部流出，称为逆再生顺运行。另一种是再生液自上而下，而原水自下而上，出水从上部流出，称为顺再生逆运行。一般用逆再生顺运行的方式较多。

逆流再生与顺流再生相比，逆流再生有下列优点：

1. 再生液利用率高，降低了再生剂的消耗量。逆流再生的排出液中其酸度和碱度均比顺流再生的低，而排出液中所含的硬度、钠离子、氯根、硅酸根等各种离子浓度均比顺流再生的浓度高。这些都说明了逆流再生的效率高。

2. 出水水质好。逆流再生由于交换剂的再生度越往下越高，而且层次清楚。含盐量大的水进入塔内，自上而下地流动，首先接触到上层再生度较小的交换剂，到最后较纯的水接触再生度高的交换剂，从而使水质进一步提高。顺流再生时，一般残余硬度为0.01毫克当量/升，逆流再生可降到接近于零的水平。

3-194  
张王强

3.再生耗水率小。采用逆流再生以后,无须每一周期进行大反洗(一般在15~20周期以后才进行大反洗),因此可以降低再生用水量达50%左右。

4.对原水含盐量适应性大。由于某些原因(如海水倒灌影响)造成原水NaCl含量增加,在除盐系统中NaCl含量达120毫克/升时,顺流再生设备由于“反离子”的作用就不能供应出合格的水,改为逆流再生后,即使NaCl含量达300毫克/升,也能生产合格的水。

5.废液浓度低。采用逆流再生后,再生剂耗量显著降低,一般再生液浓度也较顺流再生低。而排液浓度也有所降低,且持续时间也短,因而减少三废的影响。

### (二)固定床顺流再生阳离子交换器运行及操作步骤

阳离子交换器的工作分四个步骤,即反洗、再生、正洗(清洗)和软化,这四个工作步骤组成交换器的一个工作循环。

反洗的目的是搅松离子交换剂,保证再生液自由地进入阳离子交换剂层中,同时也把积在阳离子交换剂层中的碎粒从过滤器中清除出去,这些碎粒是软化水和再生液带来的以及阳离子交换剂在运行中渐渐破碎的产物。

反洗可以在阳离子交换剂每次再生之前或隔几次再生而周期性地进行,反洗水一般是由高位水箱(8~10米)中引来,或自低位水箱用反洗水泵打入交换器。在上水管网能保证不低于8~10米水柱扬程时,也可以不用高位水箱或反洗水泵。

反洗时,水从下部流入交换器,从顶部流入地沟。反洗进行中要随时取出水样观察,一直到出来的水澄清为止。一般反洗强度为3~5升/秒·米<sup>2</sup>时,反洗时间约为10~15分钟。对于732强酸性阳离子树脂,反洗流速要求18~24米/时,反洗时间约15~20分钟。反洗后即可进行再生。

再生的目的是使失效(或者饱和)的离子交换剂重新恢复离子交换的能力。再生时再生液从离子交换器上部流入,通过离子交换剂层,从排水管排入地沟中或回收池中再次使用。

再生时,食盐溶液浓度一般为5~8%。对于单级钠离子交换,用磺化煤作交换剂时,食盐单位耗量一般平均为200克/克当量。对于732树脂用食盐再生时,浓度为9~10%,单位耗量约为110~140克/克当量,即1立方米732树脂约每周消耗食盐150公斤左右。再生溶液与离子交换剂接触时间,对于磺化煤约15~20分钟,对于732树脂约半小时。

再生后即可进行正洗。正洗的目的是把充满在交换剂颗粒孔隙中的再生液和再生产物洗掉。清洗水自上而下地通过离子交换层,并将前半期的正洗水排入地沟,当正洗水样加入几滴10%Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>溶液不再显现浑浊时可将清洗水放入反洗水箱,作为下次反洗用水。

正洗水流速一般保持在6~8米/时,正洗单位耗水量,对于磺化煤约为3~5米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>。对于732阳离子交换树脂约为5~8米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>,清洗时间30~40分钟。为了缩短树脂的正洗时间可以加大正洗流速,但一般正洗流速应与再生流速接近。经过一段时间后再生剂置换出来以后,可以逐步加大正洗流速。直至接近软化流速为止。清洗控制指标是排出水的硬度降低到0.05毫克当量/升以下,含氯量不超过原水相应指标30~50毫克/升。清洗完毕交换器即可投入软化运行。软化运行时根据原水的含盐量和总硬度选择适当的软化速度,对于单级磺化煤钠离子交换器约为5~20米/时,第2级软化流速可取25~40米/时,对于阳离子交换树脂运行流速可控制在10~30米/时。

四个步骤的操作及其阀门开启顺序可见图4-14及表4-32。

### (三) 固定床逆流再生阳离子交换的运行

固定床逆流再生阳离子交换器的工作分运行(软化)、再生两步骤组成一个工作循环。再生阶段按其先后顺序分为小反洗→排水→再生→置换→反洗→小正洗→正洗等步骤。再生液自下而上流经交换剂层进行再生。逆流再生效果的好坏关键在于不能使交换剂乱层。为了防止交换剂乱层,除了在逆流再生离子交换器中增加中间排液装置,并在其上面装150~200毫米的压实层外,在再生时还需要采取防止交换剂乱层的措施。这些措施主要有四种方法,即气顶法、水顶法、低流速法、负压法。

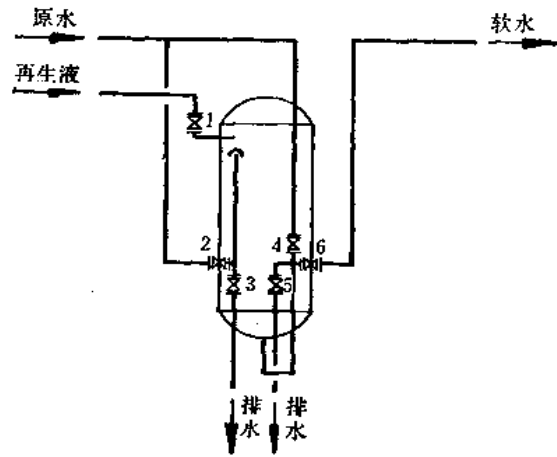


图 4-14 固定床顺流再生离子交换器的运行操作步骤

#### 1. 气顶法

(1) 前小反洗 交换器失效后停止运行,将反洗水从中间排液装置引进,如图4-15a所示。对中间排液装置上面的压实层进行反洗,以冲去运行时积聚在表面层和中间排液装置上的污物。小反洗的流速控制在10~12米/时范围内(以排出水不带出交换剂为限),小反洗时间约为10~15分钟。

(2) 上部排水 开启空气阀及中间排液装置阀,如图4-15b所示。通过排再生液阀将上部的水排尽。

阀门开启顺序

表 4-32

过程	开启阀门	要求	时间(分钟)
反洗	4、3	反洗至出水澄清为止	10~20
再生(还原)	1、5	再生液按一定的浓度和速度自上而下流过交换剂层	15~30
正洗(清洗)	2、5	正洗水自上而下流经交换剂层进行清洗,正洗至出水符合标准	30~40
交换(软化)	2、6	软水送至水箱	

(3) 顶压 关闭空气阀及排再生液阀,开启压缩空气进气阀,从交换器顶部送入压缩空气,使气压维持在0.3~0.5公斤力/厘米<sup>2</sup>,见图4-15c。顶压用的压缩空气应经除油净化,以防油类进入,污染交换剂。

(4) 逆向进再生液 有气体顶压的情况下,开启进再生液阀,进再生液,见图4-15d。再生流速控制在4~7米/时。

(5) 逆向冲洗 当再生液进完后,关闭进再生液阀,开启进水阀,进行逆向冲洗,见图4-15e。冲洗时间一般为30~40分钟,待排出液达到规定值以下时为止,冲洗结束,关闭进水阀、进气阀、开启空气阀。

(6) 小反洗 由中间排液装置进水,通过反洗排水阀排入地沟,见图4-15f。一般小反洗时间为5~10分钟。这一步骤也可以用小正洗方法进行。

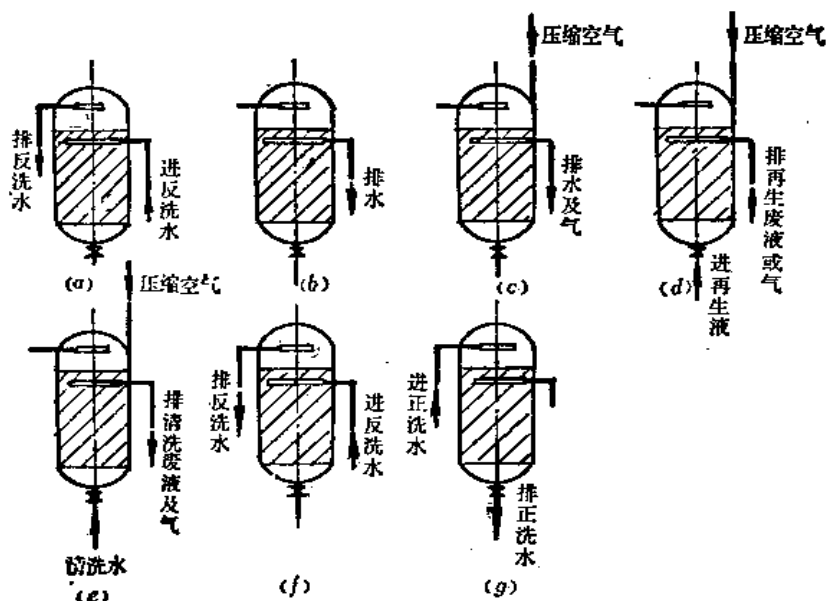


图 4-15 固定床逆流再生离子交换器气顶法运行操作步骤

(a) 前小反洗; (b) 上部排水; (c) 顶压; (d) 逆向进再生液; (e) 逆向冲洗; (f) 小反洗; (g) 正洗

(7) 正洗 开启进水阀进水, 通过底部排水阀排水, 冲洗到水质符合要求为止, 见图4-15g。

## 2. 水顶法

操作步骤基本同气顶法, 所不同的是小反洗后不排水, 将水充满容器, 气顶改为水顶, 水的压力为 $0.5 \sim 1$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>。将气顶法步骤(6)小反洗改为小正洗, 其余相同。

水顶压法能否用得好, 关键在于顶压水流量与再生液流量的比例能否控制得当, 据有关资料介绍, 顶压水流量控制在再生液流量的 $1/4 \sim 1/3$ 时是可行的。

## 3. 低流速法

该法的主要原则是在再生时再生液的流速低到足以使交换剂层次不乱, 从而得到良好的再生效果。本法不需压缩空气、亦没有水顶法的流量控制比例的严格要求, 免除气顶、水顶的繁琐步骤, 操作简单可靠, 适用于低压工业锅炉的水处理。下面以钠离子交换器操作为例, 说明其操作和注意点:

### (1) 小反洗 同气顶法(1)。

为了把压实层冲洗好, 必须有足够的反洗强度。对于磺化煤, 反洗流速控制在 $11 \sim 18$ 米/时, 对于树脂可控制在 $8 \sim 12$ 米/时, 但应防止反洗水流速过高将交换剂冲出。一直反洗到出水澄清为止, 这一过程约需 $10 \sim 20$ 分钟(图4-16a)。

### (2) 再生 进再生盐液。

为了在低流速逆流再生时不使交换剂乱层, 采用静压水流输送再生液效果好。在无静压水流的条件下, 可在压实层上部充满水以产生静压。当小反洗结束后, 关闭放空气阀门, 再关闭小反洗进水阀门, 然后用盐液泵或高位盐液箱将盐液从交换器底部布水装置送入, 经中间排液装置出废液, 见图4-16b。为了确保再生效果, 对于再生流速, 盐液浓度和进盐液时间如表4-33。

为了使逆流再生取得良好效果, 应严格控制再生流速, 防止交换剂乱层。配制盐液的



表 4-33

交换剂名称	再生流速(米/时)	盐液浓度(%)	进盐液时间(分钟)
磺化煤	3~5	2~4	25~40
树脂	1.6~2	4~10	40~60

体积宜大于交换剂体积的1.5倍,同时要保证盐液与交换剂接触时间要大于15分钟,一般考虑在30分钟左右。

(3) 逆向冲洗(置换冲洗) 再生完毕,须将交换剂中残留的盐液等杂质洗去,并且使盐液继续与交换剂作用一段时间。用原水(或软化水)从交换器底部布水装置进入,进行逆向冲洗,见图4-16c,冲洗流速同再生流速,冲洗至出水硬度小于0.5毫克当量/升或氯离子与入口接近为止。

(4) 小正洗 由于在逆流再生时,可能有小部分盐液渗入到压实层中或上部,为了节省正洗水耗量及缩短正洗时间,采用小正洗方法将这部分废盐液洗去。原水由上部进水管进入,从中间排液装置排出,见图4-16d,小正洗流速在15~20米/时,控制终点同逆向冲洗。如果小正洗开始出水水质已符合逆向冲洗控制指标,可省去小正洗。

(5) 正洗 当小正洗结束后,关闭中间排液装置的排水,并开启底部出水阀门进行正洗,见图4-16e,流速同运行流速,清洗至出水水质符合要求即可运行。

#### 4. 负压法

负压法逆流再生步骤及设备结构与气顶法一样,不同的是不需要压缩空气系统,所以可简化操作和设备。它的基本原理是,中间排液管在一定的流速下运行,可将树脂层上部空间的空气抽空,形成负压。

空气由排气管上的气阀进口吸入,压实层树脂中的水分被吸干,使压实层保持干燥状态,紧紧地覆盖着下部树脂,这样工作层的树脂就不被再生液的上升流速托起而乱层。试验证明,再生时再生液的速度达4~10米/时时交换剂层也不会乱层。

以上介绍了防止在逆流再生中交换剂乱层的四种方法的操作过程及注意点。无论那种方法,当连续运行一段时间后,由于交换剂被压实、污染等,所以必须进行一次大反洗,见图4-16f。大反洗的间隔周期可以根据进水浊度、出水质量、运行压差和交换容量情况而定,一般在运行10~20个周期后进行一次。经过大反洗后交换剂层被打乱,为了恢复正常的交换容量,在大反洗后的第一次再生时用盐量要比正常用盐量增加0.5~1.0倍。

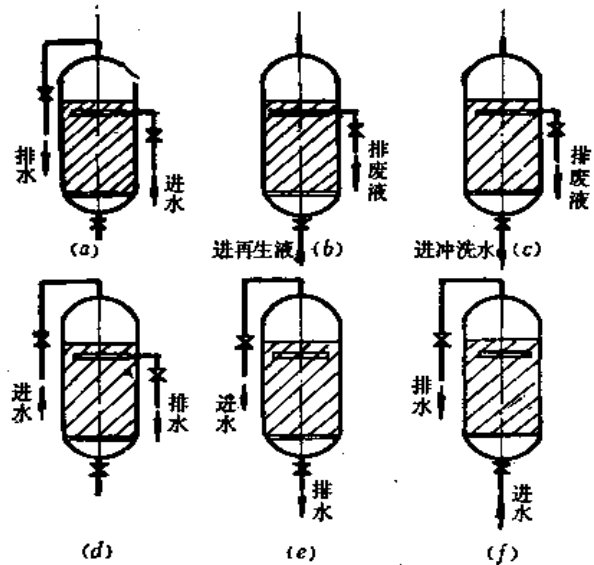


图 4-16 固定床逆流再生离子交换器低流速法运行操作步骤

(a) 小反洗; (b) 再生; (c) 逆向冲洗;  
(d) 小正洗; (e) 正洗; (f) 大反洗

## 五、固定床阳离子交换器的运行管理及经济性

1. 运行管理 软水设备的运行，应让每台软水设备固定专人保养。值班人员应按“操作规程”操作设备，随时检查设备的运行情况，按规定的时间化验水质（一般每小时一次），并作好记录，当接近失效时要增加分析次数。

2. 经济核算 水处理的经济核算，主要掌握再生剂的消耗量，因为它直接影响着处理水的经济性，所以必须严格控制再生剂的比耗。可按下式计算：

$$Z = \frac{G}{QH} \times 1000 \text{克/克当量} \quad (4-33)$$

式中  $Z$ ——实际再生比耗，克/克当量；

$G$ ——再生剂的实际消耗量，公斤；

$H$ ——原水中被处理离子的平均硬度，毫克当量/升；

$Q$ ——实际出水量，米<sup>3</sup>。

## 六、阳离子交换软化系统

### （一）单级钠离子交换系统

#### 1. 处理流程见图4-17

原水从钠离子交换器入口进入，经过钠阳离子交换后的出水即是软水。软水碱度等于生水的碳酸盐硬度。

2. 适用范围 当按碱度和含盐量计算的连续排污率低于12~15%时或当水的溶解固形物  $C_{T0} \geq 200H_2$  时，可采用钠离子交换软化法。

$C_{T0}$ ——原水的溶解固形物，毫克/升；

$H_2$ ——原水的碳酸盐硬度，毫克当量/升。

#### 3. 优缺点

（1）设备及运行管理都比较简单。

（2）不能降低软化水碱度，使用范围受到一定的限制。

（3）单级钠离子交换后水的残余硬度可以达到0.035毫克当量/升。

4. 单级钠离子交换后的水质变化 经钠离子交换后，水中的碱度不变，其蒸发残渣由下式计算。

（1）当水已经预先凝聚时

$$C = 0.25O_v + 71.04 \left( \frac{SO_4^{2-}}{48.03} + k + k_1 \right) + 58.45 \frac{Cl^-}{35.46} + 85 \frac{NO_3^-}{62} + 61 \frac{SiO_2 \times 0.75}{38.03} + 40T_{02} \text{毫克/升} \quad (4-34)$$

（2）当水未经预先凝聚时

$$C = O_v + 71.04 \left( \frac{SO_4^{2-}}{48.03} + k_1 \right) + 58.45 \frac{Cl^-}{35.46} + 85 \frac{NO_3^-}{62} + 61 \frac{SiO_2 \times 0.75}{38.03} + 40T_{02} \text{毫克/升} \quad (4-35)$$

式中  $O_v$ ——原水中有机物含量，毫克/升；

- $\text{SO}_4^{2-}$ ——原水中硫酸根含量，毫克/升；
- $\text{Cl}^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{SiO}_3^{2-}$ ——原水中氯根、硝酸根、硅酸根的含量，毫克/升；
- $k_1$ ——加硫酸量，毫克当量/升；
- $k$ ——凝聚剂用量，毫克当量/升；
- $T_{oz}$ ——处理后水的残留碱度，毫克当量/升。

### (二) 双级钠离子交换系统

一般用于软化硬度高于 10 毫克当量/升的原水或在需要保证提高软水的质量时使用。对于总含盐量超过 500~600 毫克/升的水，也可以采用双级钠离子交换系统，以降低其残余硬度，并减少再生耗盐量。其系统图见图4-18。

不预加石灰的双级钠离子系统，其适用范围与单级钠离子相同。但在生水硬度较大，对软水质量要求更高时采用。

双级软化水的残余硬度为：

- 第一级 < 0.05~0.1 毫克当量/升
- 第二级 < 0.005 毫克当量/升

目前常用的离子交换剂有磺化煤和合成树脂等几种产品。可详见离子交换树脂特性表。

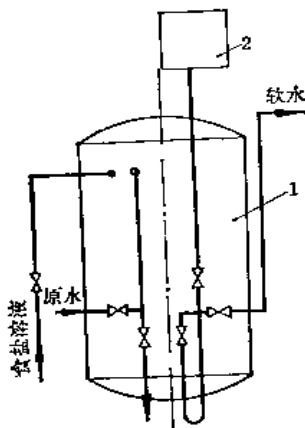


图 4-17 单级钠离子交换系统  
1—钠离子交换器；2—反洗水箱

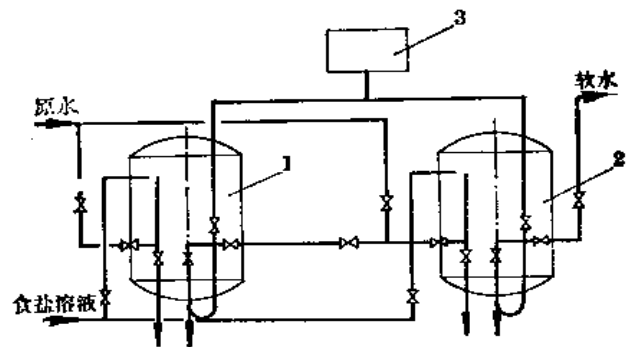
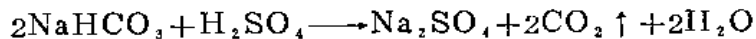


图 4-18 双级钠离子交换系统  
1—一级钠离子交换器；2—二级钠离子交换器；3—反洗水箱

### (三) 钠离子交换并加酸处理

1. 原理 由于用钠离子交换处理后，原水的碱度不能降低，所以对钠离子交换后的软水中加酸来中和水中的碱度。其反应如下：



在用硫酸酸化时，生成的  $\text{CO}_2$  可在除  $\text{CO}_2$  器中除去。酸化后的残留碱度可采用 1~1.4 毫克当量/升。

加酸系统见图4-19。

#### 2. 系统特点

- (1) 可以降低给水碱度，从而降低锅炉排污率。
- (2) 提高蒸汽品质，防止金属的苛性脆化。

(3) 设备较简单, 占地面积较少, 因而初投资较低。

(4) 操作不太稳定, 过酸时对锅炉不安全。

### 3. 几种常用的加酸方法

(1) 节流孔板、排挤罐加酸, 见图4-20。

将硫酸在稀释箱1内稀释到10%的浓度, 然后放入排挤罐2中, 由于软化水母管上的节流孔板造成的压差, 使一部分水流入排挤罐, 这部分水将酸挤出与软化水混合, 因而达到降低碱度的目的。加酸量的调节由转子流量计3来控制。为了增加调节范围和运行稳定, 增加孔板5作为二次调节。

(2) 节流孔板压力罐加酸, 见图4-21。

其原理基本上同上所述, 只是将硫酸排挤罐改成硫酸压力罐。在硫酸压力罐里面, 有一个橡皮囊, 使硫酸与水不直接接触。运行时, 软化水不断地从硫酸压力罐2上部进入, 排挤着罐里的橡皮囊。

(3) 喷射器加酸, 见图4-22。

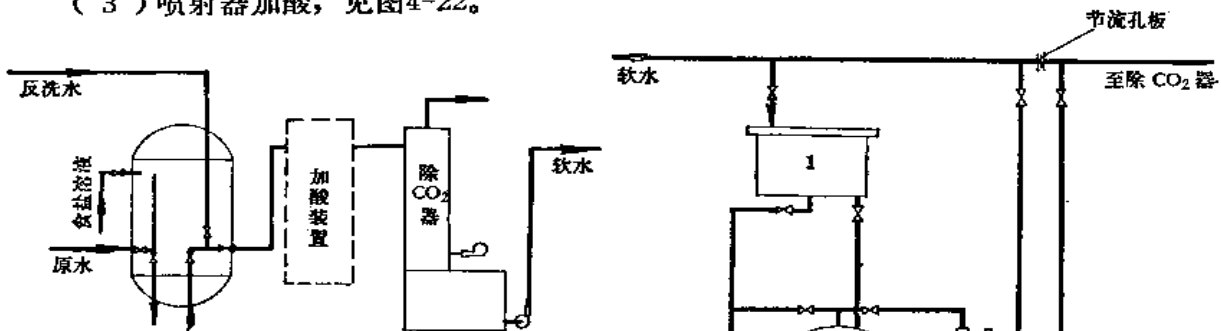


图 4-19 钠离子加酸处理系统

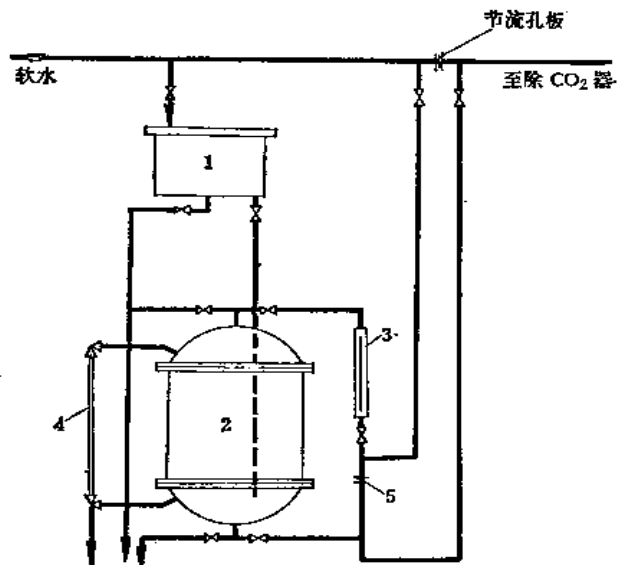


图 4-20 节流孔板、排挤罐加酸系统

1—硫酸稀释箱, 2—排挤罐, 3—转子流量计, 4—浮子液面计, 5—孔板

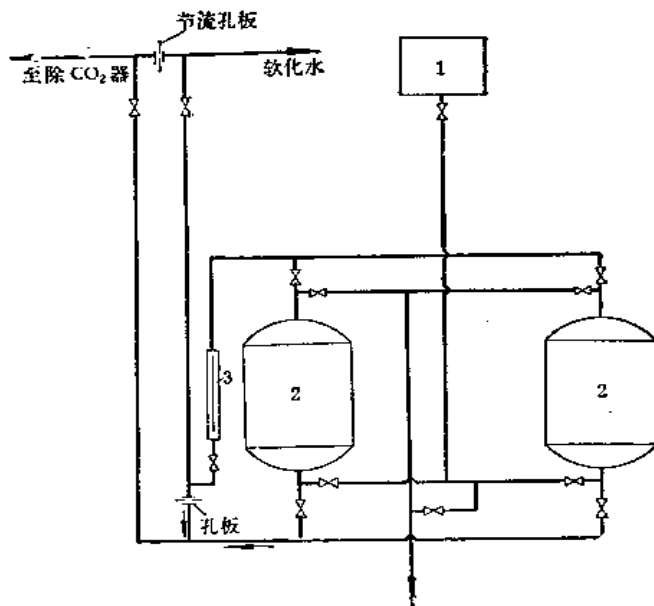


图 4-21 节流孔板、压力罐加酸系统

1—硫酸稀释箱, 2—硫酸压力罐, 3—转子流量计

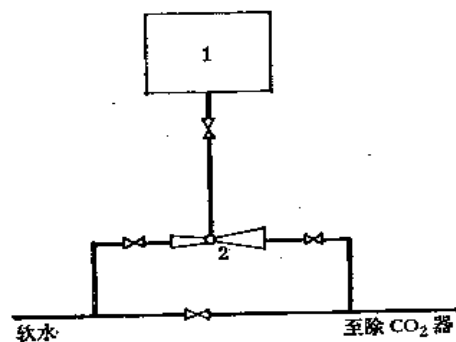


图 4-22 喷射器加酸系统

1—硫酸稀释箱, 2—硫酸喷射器

将硫酸在稀释箱 1 中稀释到 5~10% 的浓度，然后，由喷射器 2 造成抽力将酸抽入软水中。此系统设备简单，占地面积少，但喷射器制造要求精确，运行时加酸量要随水量变化严加控制。

(4) 直接滴酸 当处理的水量较小且变动不大时，可简便地将酸直接滴入水池或水箱中，并加以搅拌。但最好有两个水池（箱），一个使用，一个配制备用，这样比较稳定、可靠，在直接滴酸时应注意安全。

4. 适用范围 适用于原水的碳酸盐硬度较大及当酸化时被处理水含盐量升高不致于使锅炉排污量太大的情况下。处理后给水的残余碱度为 1~1.4 毫克当量/升，计算时对残余碱度可采用 1.0 毫克当量/升。

5. 经酸化处理后的水质变化 软化水的碱度与酸进行中和后，均变成相应的盐类，软化水的蒸发残渣计算，见单级钠离子交换处理一节。而且硫酸中和软化水的碱度每降低 1 毫克当量/升时则：

游离 CO <sub>2</sub> 增加	43.96 毫克/升
CO <sub>3</sub> <sup>=</sup> 降低	29.96 毫克/升
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup> 增加	48.00 毫克/升

#### 6. 计算方法

中和碱度的加酸量可按式计算：

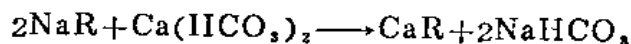
$$Z = \frac{100}{\epsilon} \times 49(T_o - T_{oz}) \text{ 克/米}^3 \quad (4-36)$$

式中  $\epsilon$ ——使用硫酸的纯度，%；  
49——消耗 100% 浓硫酸的比耗，克/克当量；  
 $T_o$ ——原水的总碱度，毫克当量/升；  
 $T_{oz}$ ——软水的残留碱度，毫克当量/升。

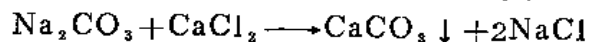
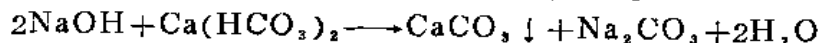
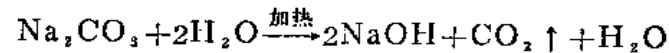
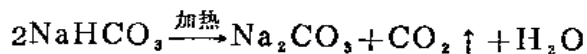
#### (四) 局部钠离子交换软化系统

1. 原理 局部钠软化法是将一部分经钠离子交换的水与另一部分原水在给水箱内混合后作为锅炉的给水。水中的碳酸盐硬度经过钠离子交换后变为碱度，它在炉内可以与原水中的硬度产生反应，生成难溶于水的碳酸钙，沉淀到锅炉底部，由锅炉的定期排污排掉，其反应式如下：

在钠离子交换器中：



在炉内受热产生反应：



软化系统见图 4-23。

2. 适用范围 蒸汽压力小于 13 公斤力/厘米<sup>2</sup> 的锅炉，总硬度为 5~8 毫克当量/升，且  $\frac{\text{碳酸盐硬度}}{\text{总硬度}} > 50\%$  的原水，当水量水压较稳定时，可以采用。

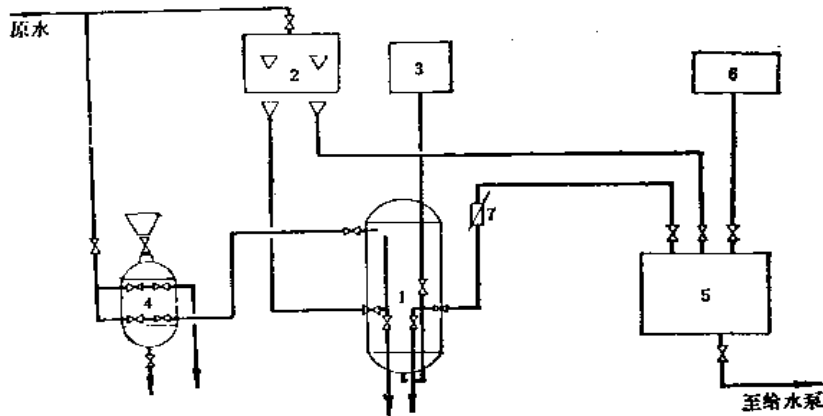


图 4-23 局部钠离子系统

1—钠离子交换器；2—水分配箱；3—反洗水箱；4—盐溶解器；5—给水箱；6—药剂溶液箱；7—水流量表

### 3. 系统特点

- (1) 能防止炉内碱的浓缩，因而能保证蒸汽质量及防止苛性脆化现象的发生。
- (2) 经济性较高，一方面可以减少食盐的消耗量，另一方面可以减少连续排污量。
- (3) 易产生松软的沉渣，沉渣随炉水一起循环，易停留在死角处，因而一般较宜用于无水冷壁的锅炉。

4. 软化后的水质变化 经过钠离子交换的非碳酸盐硬度可减低到0.035毫克当量/升。被处理水进入锅炉后，碱度也降低。

5. 计算方法 为了保证得到良好的效果，必须适当地分配进入钠离子交换器的水量与总水量的比例。其水量比按下式计算：

$$y = \frac{H_v + T_s(1-p) + pT_l}{H_o} \quad (4-37)$$

式中  $y$ ——经过钠离子交换器水量与总水量的百分数；

$H_v$ ——原水的非碳酸盐硬度，毫克当量/升；

$H_o$ ——原水的总硬度，毫克当量/升；

$T_s$ ——蒸汽碱度，一般为0.35毫克当量/升；

$T_l$ ——炉水碱度，毫克当量/升；

$p$ ——排污率，以小数表示。

若  $T_s(1-p) + pT_l$  远远小于  $H_o$  时，则  $y \approx \frac{H_v}{H_o}$ 。经过钠离子交换器的水量：

$$Q_1 = yD \text{ 吨/时} \quad (4-38)$$

不经过钠离子交换器的水量：

$$Q_2 = D(1-y) = D - Q_1 \text{ 吨/时} \quad (4-39)$$

式中  $D$ ——锅炉房小时补给水量，吨。

为了保证锅炉开始运行时的碱化，向锅炉补给少量磷酸三钠（5~8克/米<sup>3</sup>）以保证泥污不附在管壁上，如加入其他药品时所需要碱性溶液注入量的计算如下：

$$C_o = \frac{2.8h(T_l + H_v)V}{1000} \text{ 公斤} \quad (4-40)$$

式中  $G_0$ ——所需加入碱量，公斤；

$h$ ——碱性药剂的当量，苛性钠  $h=14.3$ 克/米<sup>3</sup>，无水碳酸钠  $h=18.8$ 克/米<sup>3</sup>；

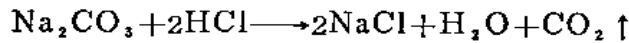
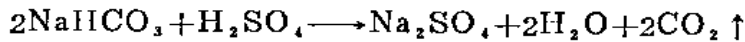
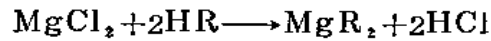
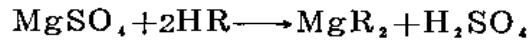
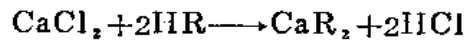
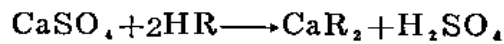
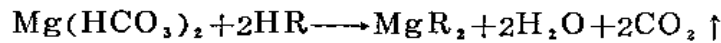
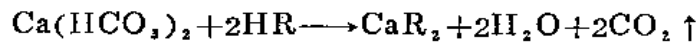
$H_p$ ——原水的非碳酸盐硬度，毫克当量/升；

$V$ ——锅炉水容量，米<sup>3</sup>；

$T_1$ ——炉水碱度，毫克当量/升。

### (五) 氢钠离子交换软化处理

1.原理 当原水的碳酸盐硬度很大时，采用氢钠交换软化法以降低给水的碱度。水通过氢离子交换剂层后，水中的 $Ca^{++}$ 、 $Mg^{++}$ 被 $H^+$ 置换，同时产生的酸与钠离子交换所产生的碱或原水的碳酸盐硬度起作用，从而减低了水中的碱度，其反应如下：



2.氢钠离子交换软化系统 氢与钠离子交换软化法有串联、不足量酸再生的串联、并联、综合四种系统。

(1) 串联氢钠离子交换软化法 此系统为一部分原水先经过氢离子交换器软化，再与其余部分未经软化的原水混合，经除 $CO_2$ 器除去游离 $CO_2$ ，进入中间水箱，再用水泵送到钠离子交换器。此系统目前国内较少采用，故不作详细介绍。

(2) 不足量酸再生氢钠离子串联软化法 此系统将全部原水通过不足量酸再生的氢离子交换器，然后除去游离 $CO_2$ ，再进行一级或二级钠离子交换。其系统见图4-24。

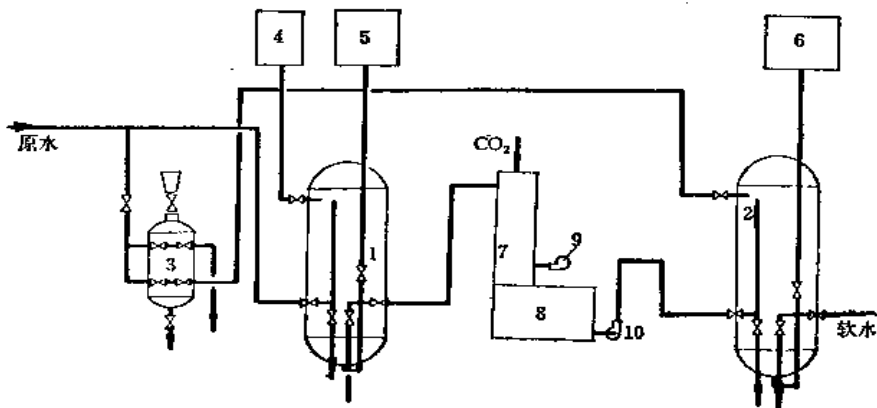


图 4-24 不足量酸再生串联氢钠离子软化系统

1—氢离子交换器；2—钠离子交换器；3—盐溶解器；4—稀硫酸箱；5、6—反洗水箱；7—除 $CO_2$ 器；8—中间水箱；9—离心鼓风机；10—中间水泵

采用不足量酸再生氢钠离子串联软化法时，再生用的硫酸量  $G$  可按下式计算：

$$G = \frac{49EV}{1000} \quad \text{公斤} \quad (4-41)$$

式中 49——硫酸当量，理论比耗；  
 $E$ ——交换剂的工作交换容量，克当量/米<sup>3</sup>；  
 $V$ ——交换器中交换剂的体积米<sup>3</sup>。

此系统软化后的残余碱度为0.35~0.5毫克当量/升。这种系统的特点是用不足量酸再生氢离子交换器（即按理论计算所得的硫酸量进行再生，不加过剩量），故进行  $H^+$  交换的只是和  $HCO_3^-$  等当量的阳离子，因此理论上，软化水和再生时的排水均不是酸性的。但是由于软化水中有游离  $CO_2$  存在和再生时的不完全性，软化水和排水的管道，亦均应考虑防腐措施。

(3) 并联氢钠离子交换软化法 将原水分别在氢离子和钠离子交换器中软化，然后由氢离子交换器产生的酸性水和钠离子产生的碱性水混合，最后进入除  $CO_2$  器除去游离  $CO_2$ 。其系统见图4-25。

并联的氢钠离子交换软化水的残留碱度不大于0.35毫克当量/升。

采用并联法时，须按原水水质情况，调节进入氢离子和钠离子交换器水量的比例来控制软化水的碱度。其水量比可按下式计算：

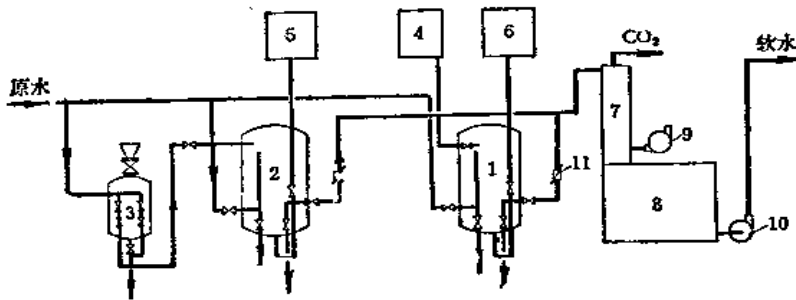


图 4-25 并联氢钠离子软化系统

1—氢离子交换器；2—钠离子交换器；3—盐溶解器；4—稀硫酸溶液箱；5、6—反洗水箱；7—除  $CO_2$  器；  
 8—中间水箱；9—离心鼓风机；10—中间水泵；11—水流量表

A. 当氢离子交换器后的软化水出现钙、镁离子而进行再生时：

$$x = \frac{100(H_s + T_{oz})}{H_o} \% \quad (4-42)$$

$$y = \frac{100(H_s - T_{oz})}{H_o} \% \quad (4-43)$$

式中  $x$ ——进入钠离子交换器的水量占总水量的百分数；  
 $y$ ——进入氢离子交换器的水量占总水量的百分数；  
 $H_o$ ——原水的非碳酸盐硬度，毫克当量/升；  
 $H_s$ ——原水的碳酸盐硬度，毫克当量/升；  
 $T_{oz}$ ——软水的残留碱度 ( $>0.35$ 毫克当量/升)；  
 $H_o$ ——原水的总硬度，毫克当量/升。



B. 当氢离子交换器后的软化水出现钠离子而进行再生时:

$$x = \frac{100(\text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- + \text{NO}_3^- + T_{os})}{H_s + \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- + \text{NO}_3^-} \% \quad (4-44 a)$$

式中  $\text{SO}_4^{2-}, \text{Cl}^-, \text{NO}_3^-$ ——原水中含有的硫酸根、氯离子和硝酸根, 毫克当量/升;  
 $H_s$ ——原水的碳酸盐硬度, 毫克当量/升;  
 $T_{os}$ ——软水的残留碱度, 毫克当量/升。

$$y = \frac{100(H_s - T_{os})}{H_s + \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- + \text{NO}_3^-} \% \quad (4-44 b)$$

式中  $\text{SO}_4^{2-}$ ——原水中含有的硫酸根, 毫克当量/升;  
 $\text{Cl}^-$ ——原水中含有的氯离子, 毫克当量/升;  
 $\text{NO}_3^-$ ——原水中含有的硝酸根, 毫克当量/升。

(4) 综合氢钠离子交换软化法 在交换器内装有 $\text{H}^+$ 型和 $\text{Na}^+$ 型两种交换剂, 再生时先后用硫酸和氯化钠溶液进行再生。此系统与其它氢钠离子交换法比较, 其优缺点如下:

- A. 设备简单;
- B. 酸消耗量最小;
- C. 需要的抗酸性设备少;
- D. 排水不带酸性;

E. 软水中的碱度只能降低到1.0~1.8毫克当量/升, 当原水水质变化太大时, 碱度的波动范围也很大。因此只适宜于处理水量较小的情况下。此系统目前国内较少采用, 所以不作详细介绍。

#### (5) 适用范围

A. 不足量酸的氢钠离子系统, 适用于碳酸盐硬度(碱度)超过1毫克当量/升及总含盐量不超过2000~3000毫克/升的各种水, 不论其钠盐含量多少。

B. 并联和串联氢钠离子交换系统适用范围, 见表4-34。

氢钠离子交换系统适用范围

表 4-34

系 统	水 质 情 况		
	碳酸盐硬度和总硬度之比 $\left(\frac{H_s}{H_o}\right)$	补充水的允许碱度 (毫克当量/升)	原水中 $\text{SO}_4^{2-}$ 和 $\text{Cl}^-$ 的总含量 (毫克当量/升)
并联软化	当 $H_s < 3.6$ 毫克当量/升时, $\frac{H_s}{H_o} \geq 0.5$	0.17~0.35	$\leq 5.3 \sim 7.0$
串联软化	当 $H_s > 3.6$ 毫克当量/升时, $\frac{H_s}{H_o} \leq 0.5$	0.35~0.70	$\geq 5.3 \sim 7.0$

#### (6) 软化后水质变化

A. 不足量酸再生的氢钠离子交换软化系统:

氢离子交换后水的残留碱度为0.3~0.5毫克当量/升, 非碳酸盐硬度不改变, 其水质

变化详见汇总表4-42。

B. 并联氢钠离子交换软化系统:

氢离子交换后, 水的残留碳酸盐硬度为0.35毫克当量/升, 其水质变化见汇总表4-42。

(7) 工艺计算指标

A. 氢离子交换器工艺指标

B. 氢离子交换器再生时的单位耗酸量

(8) 计算方法

A. 氢离子交换器设备计算, 见表4-29。

氢离子交换器工艺指标

表 4-35

序号	指 标 名 称	单 位	不足量酸再生 氢交换器		并联氢交换器	
1	磺化煤层高度	米	2.0~2.5		2.0~2.5	
2	磺化煤颗粒尺寸	毫米	0.3~0.8	0.5~1.1	0.3~0.8	0.5~1.1
3	磺化煤的工作交换能力( $E_w^H$ )	克当量/米 <sup>3</sup>				
	(1)当含盐量≤3毫克当量/升( $H_o=2.5, H_z=2.15$ )		310	300	300	280
	(2)当含盐量≤6毫克当量/升( $H_o=5.3, H_z=4.6$ )		310	300	290	270
	(3)当含盐量≤10毫克当量/升( $H_o=8.9, H_z=5.3$ )		300	290		
	(4)当含盐量≤21毫克当量/升( $H_o=14.3, H_z=5.3$ )		290	280		
4	正常运行的过滤速度	米/时				
	(1)当原水含盐量≤3毫克当量/升( $H_o=2.5, H_z=2.15$ )		20		20	
	(2)当原水含盐量≤6毫克当量/升( $H_o=5.3, H_z=4.6$ )		15		15	
	(3)当原水含盐量≤10毫克当量/升( $H_o=8.9, H_z=5.3$ )		10			
	(4)当原水含盐量≤21毫克当量/升( $H_o=14.3, H_z=5.3$ )	10				
5	氢交换器滤速为下列各值时之阻力	米水柱				
	(1)20米/时		8~9	5~6	8~9	5~6
	(2)10米/时		6~7	4~5	6~7	4~5
	(3)5米/时	5~6	4~5	5~6	4~5	
6	硫酸的单位耗量	克/克当量	49		见表4-36	
7	硫酸再生溶液浓度	%	1.5		1.5	
8	再生溶液通过磺化煤层之速度	米/时	10		10	
9	再生前磺化煤的反洗 (1)强度 (2)时间	升/米 <sup>2</sup> ·秒	2.8	3	2.8	3
		分	12		12	
10	正洗速度	米/时	10		10	
11	正洗水单位耗量	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	5		5	
12	再生一次所需时间	小时	2.5		2.5	
13	再生时总单位耗水量					
	(1)用正洗水供下次反洗用 (2)不用正洗水供下次反洗用	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup> 米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	7.0 7.8		7.0 7.8	

注: 1. 钠离子交换器工艺计算指标均见表4-28。

2. 在短期下水的最大过滤速度可比正常速度加大一倍。

单位耗酸量

表 4-36

原水的Cl <sup>-</sup> 和SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> 的总量 (毫克当量/升)	100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 的单位消耗量 (克/克当量)	100% HCl的单位消耗量 (克/克当量)
0.35~1.0	60~65	40~45
1.0~2.0	65~85	45~60
2.0~3.0	85~100	60~70
3.0~5.0	100~125	70~90
5.0~7.0	125~140	90~100
7.0~8.5	140~160	100~110
8.5~10	160~200	110~140

B. 磺化煤的工作交换能力  $E_0^n$  的计算

$$E_0^n = k_1 k_2 E_1^n + 20(h_s - h_b) - 20(v_s - v_b) \text{ 克当量/米}^3 \quad (4-45)$$

式中  $E_1^n$  —— 磺化煤用作 H<sup>+</sup> 交换时的全交换能力，一般为 500~550 克当量/米<sup>3</sup>；

$h_s$  —— 氢离子交换剂的工作高度，米；

$h_b$  —— 试验时交换剂层的标准高度， $h_b = 1$  米；

$v_s$  —— 氢离子交换器实际过滤速度，米/时；

$v_b$  —— 试验时交换器内水的标准滤速，米/时， $v_b = 10$  米/时；

$k_1$  —— 再生氢离子交换器时硫酸比耗系数，见表 4-37。

$k_2$  —— 氢离子交换剂交换能力利用系数，见表 4-38。

修正系数  $k_1$  表 4-37

再生所消耗的硫酸量 (浓度 100%) (克/克当量)	50	100	150	200	250
系数 $k_1$	0.70	0.85	0.90	0.93	0.95

修正系数  $k_2$  表 4-38

原水的非碳酸盐含量 (克/克当量)	0.35	1.0	3.0	5.0	8.0	12.0	14.0
系数 $k_2$	0.95	0.8	0.64	0.60	0.50	0.45	0.42

C. 氢离子交换器一昼夜内再生次数

(A) 对于不足量酸再生的氢钠离子交换系统

当进入氢离子交换器的水总硬度大于总碱度时

$$N = \frac{(D_{zo} + \delta_p) T_o \times 24}{Fh(E_0^n - 0.5aT_o)} \text{ 次} \quad (4-46)$$

当进入氢离子交换器的水总碱度大于总硬度时

$$N = \frac{(D_{zo} + \delta_p)(2T_o - H_o) \times 24}{Fh[E_0^n - 0.5a(2T_o - H_o)]} \text{ 次} \quad (4-47)$$

(B) 对于并联氢钠离子交换系统

$$N = \frac{D_{zo}^n H_o \times 24}{Fh(E_0^n - 0.5aH_o)} \quad (4-48)$$

式中  $D_{zo}$  —— 总的软化水量，米<sup>3</sup>/时；

$D_{zo}^n$  —— 通过氢离子交换器的水量，米<sup>3</sup>/时；

$\delta_p$  —— 再生钠离子交换器水的平均用量，米<sup>3</sup>/时；

$H_o$  —— 进入氢离子交换器水的总硬度，毫克当量/升；

$T_o$  —— 进入氢离子交换器水的总碱度，毫克当量/升；

$\alpha$ ——正洗磺化煤水的比耗, 米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>;

$E_0^H$ ——磺化煤作为H<sup>+</sup>交换时的工作交换能力, 克当量/米<sup>3</sup>;

$F$ ——氢离子交换器的软化面积, 米<sup>2</sup>;

$h$ ——氢离子交换器的磺化煤层高度, 米。

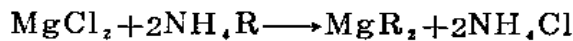
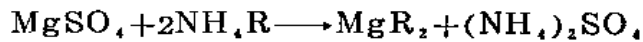
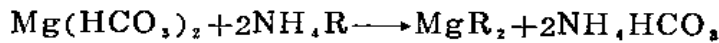
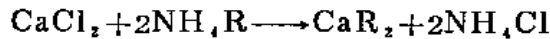
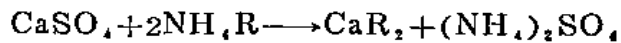
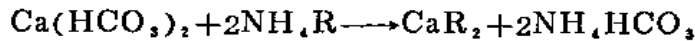
注: 式中 $0.5\alpha H$ 。当用软化水正洗交换器时, 则不考虑。

### (六) 铵钠离子交换软化处理

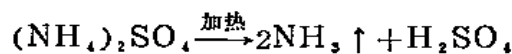
1. 原理 铵钠离子交换软化法是因原水经过离子交换器时, 水中的一部分Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>与NH<sub>4</sub><sup>+</sup>交换, 变成易溶性的铵盐NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>、NH<sub>4</sub>Cl、(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 在高温下, 便分解成NH<sub>3</sub>、CO<sub>2</sub>、HCl和H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>。

HCl和H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>与经Na<sup>+</sup>软化水的碱中和, 而达到降低碱度的目的。

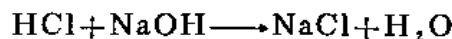
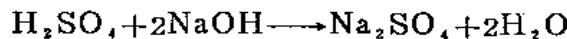
铵钠离子交换软化反应如下:



经铵离子交换后的加热反应:



铵离子交换后加热反应所生成的酸与钠离子交换后加热水解所生成的碱中和,



铵离子交换后加热分解出来的NH<sub>3</sub>和CO<sub>2</sub>对热力系统中的金属设备会起腐蚀作用(特别是氨对铜的腐蚀), 所以经交换后的软化水, 在进入锅炉之前, 最好经过热力除氧, 从而除去NH<sub>3</sub>和CO<sub>2</sub>。

2. 铵钠离子交换软化系统 铵钠离子交换软化法有综合、并联和串联三种, 串联法在实际操作上有困难, 不易控制, 因而一般都采用综合和并联二种。

(1) 综合铵钠离子交换软化系统, 见图4-26。

NH<sub>4</sub><sup>+</sup>、Na<sup>+</sup>与水中Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>的交换是在同一离子交换器内进行, 以达到水的软化及降低碱度的目的。离子交换剂的再生, 是用一定比例的硫酸铵和食盐的混合液。这种方法只需按原水水质情况配制一定比例的硫酸铵和食盐的混合溶液来控制软化水的碱度, 因而系统较简单, 操作较方便。

(2) 并联铵钠离子交换软化系统, 见图4-27。

NH<sub>4</sub><sup>+</sup>、Na<sup>+</sup>与水中Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>的交换分别在各自的离子交换器内进行, 以达到水的软化和降低碱度的目的。这种方法须按原水水质情况, 调节进入铵离子交换器和钠离子

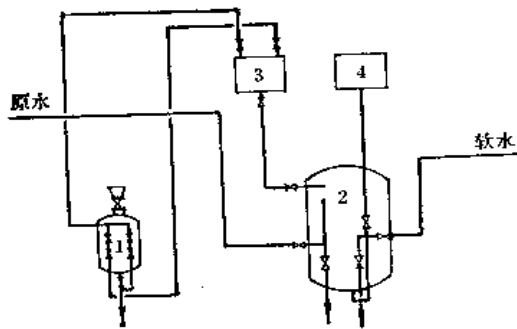


图 4-26 综合铵钠离子交换软化系统  
1—硫酸铵和食盐溶解器；2—综合铵钠离子交换器；3—硫酸铵和食盐混合稀溶液箱；4—反洗水箱

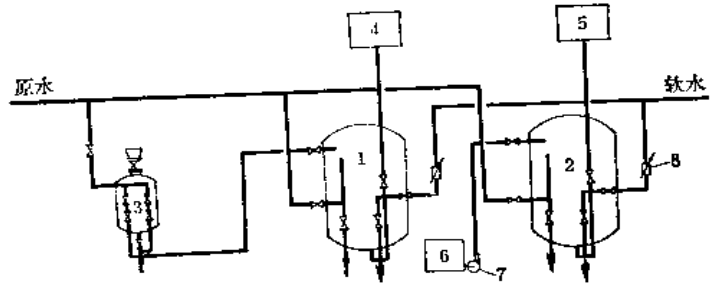


图 4-27 并联铵钠离子交换软化系统  
1—钠离子交换器；2—铵离子交换器；3—盐溶解器；4、5—反洗水箱；6—稀铵溶液箱；7—铵液泵；8—水流量表

交换器水量的比例来控制软化水的碱度。硫酸铵和食盐溶液的配制，再生废溶液的回收等均须有各自的设备，因而系统较复杂，设备较多，操作亦比综合法复杂些。

(3) 适用范围 在铵钠离子交换软化系统中，采用何种系统（综合或并联）与原水水质有关，可按表4-39进行选择。

铵钠离子系统选用

表 4-39

序号	原 水 水 质	综合法	并联法
1	铵离子交换度 $a_{NH_4}$ (%)	40~90	<40或>85~90
2	钠离子含量占阳离子( $Ca^{++}$ 、 $Na^+$ 、 $Mg^{++}$ )总量的百分比(%)	<25	>25
3	钠离子含量占总硬度的百分比(%)	<30~35	>30~35
4	当水质要求允许软化水的残余碱度大于0.5毫克当量/升时，碳酸盐硬度占总硬度的百分比(%)	>80	

#### (4) 铵离子交换器工艺计算指标

#### (5) 经铵钠离子交换软化后的水质变化

在 $NH_4^+$ 交换器中能除去阳离子 $Ca^{++}$ 、 $Mg^{++}$ 、 $Fe^{++}$ 而 $SO_4^-$ 、 $Cl^-$ 、 $SiO_3^-$ 、 $HCO_3^-$ 、 $Na^+$ 、 $H^+$ 无变化， $CO_2$ 浓度也不变化，碳酸盐硬度被等当量浓度的 $NH_4Cl$ 、 $HCO_3^-$ 所代替，非碳酸盐硬度被等当量浓度的 $NH_4Cl$ 和 $(NH_4)_2SO_4$ 所代替，残留硬度<0.035毫克当量/升，在进入炉内后，由于受热而产生化学反应降低炉水碱度

#### (6) 铵钠离子交换系统的计算

A. 并联铵钠离子系统进入铵离子交换器的水量占总软化水量的百分数或用综合铵钠离子交换时铵对钙、镁离子的交换度 $a_{NH_4}$ ，均可用下式求得：

$$a_{NH_4} = \frac{H_s - T_{os}}{H_s + [Cl^-] + [SO_4^-]} \quad (4-49)$$

式中  $H_s$ ——原水的碳酸盐硬度，毫克当量/升；

$T_{os}$ ——软化水的残留碱度，毫克当量/升，可采用0.35~0.5毫克当量/升；

铵离子交换器工艺计算指标

表 4-40

序号	名 称	符 号	单 位	并联的铵离子交换器	综合的铵离子交换器
1	磺化煤用作NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 交换的工作能力	$E_{\text{NH}_4}^{\text{NH}_4}$	克当量/米 <sup>3</sup>	350~400	300~350
2	软化时过滤速度: (1)原水总硬度<2毫克当量/升 (2)原水总硬度为2~4毫克当量/升 (3)原水总硬度为4~8毫克当量/升 (4)原水总硬度>8毫克当量/升	$v$	米/时	20	20
				15	15
				10	10
				5	5
3	再生剂单位消耗量	$z$	克/克当量	见表4-41	见表4-41
4	再生溶液的浓度 (1)食盐溶液 (2)硫酸铵溶液	$c_{\text{Na}}$ $c_{\text{NH}_4}$	%	2.5~3	$\frac{Q_{\text{Na}}}{Q_{\text{NH}_4}} \times (2.5\sim3)$
					2.5~3
5	再生速度	$v_h$	米/时	10~15	10
6	反洗强度	$q_f$	升/米 <sup>2</sup> ·秒	3~4	3~4
7	反洗速度	$v_f$	米/时	11~18	11~18
8	正洗水单位耗量	$q_z$	米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup>	3~4	5
9	正洗速度	$v_z$	米/时	10	10
10	反洗时间	$t_f$	分	10~15	10~15
11	再生时间	$t_h$	分	15~20	15~20
12	正洗时间	$t_z$	分	25~30	30~40

注: 1.表中 $Q_{\text{NH}_4}$ 和 $Q_{\text{Na}}$ 分别相当于再生一个过滤器所用铵盐和氯化钠的量(公斤)。

2.再生溶液的速度和正洗速度,不应小于10米/时,其目的是为了减少石膏化,影响软化效果。

[Cl<sup>-</sup>]和[SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>]——分别为原水中氯根和硫酸根的浓度,毫克当量/升。

在原水中实际上没有Na<sup>+</sup>时,即当Cl<sup>-</sup>和SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>浓度的总和等于水的非碳酸盐硬度时,上式可简化为:

$$a_{\text{NH}_4} = \frac{H_z - T_{oz}}{H_0} \quad (4-50)$$

式中  $H_0$ ——原水的总硬度,毫克当量/升;

$H_z$ ——原水的碳酸盐硬度,毫克当量/升;

$T_{oz}$ ——软化水的残留碱度,毫克当量/升。

B. 进入钠离子交换器的水量占总软化水量的百分数或用综合铵钠离子交换时钠对钙、镁离子交换度 $a_{\text{Na}}$ ,可按下式求得:

$$a_{\text{Na}} = 1 - a_{\text{NH}_4} \quad (4-51)$$

铵钠离子交换处理时药剂消耗量如下表。

C. 综合铵钠离子交换软化时,再生药剂消耗量的计算:

$$Q_{\text{NH}_4} = \frac{VE_{\text{NH}_4}^{\text{NH}_4} \gamma_{\text{NH}_4}}{1000} \text{ 或 } Q_{\text{NH}_4} = V \gamma_{\text{NH}_4} \text{ 公斤} \quad (4-52)$$

$$Q_{Na} = \frac{VE_{Na}^{NH_4} \gamma_{Na}}{1000} \text{ 或 } Q_{Na} = V \gamma'_{Na} \text{ 公斤} \quad (4-53)$$

式中  $Q_{NH_4}$  和  $Q_{Na}$ ——分别为再生一个交换器所用铵盐和氯化钠的数量，公斤；

$V$ ——离子交换剂体积，米<sup>3</sup>；

$E_{Na}^{NH_4}$ ——交换剂工作交换能力，克当量/米<sup>3</sup>，见表4-40。

$\gamma_{NH_4}$  和  $\gamma_{Na}$ ——再生交换剂所用的铵盐和氯化钠的消耗量，克/克当量，见表4-41；

$\gamma'_{NH_4}$  和  $\gamma'_{Na}$ ——再生交换剂所用的铵盐和氯化钠的消耗量，公斤/米<sup>3</sup>，见表4-41。

D. 离子交换器的计算，见表4-28。

铵和食盐用量

表 4-41

水处理系统	硫酸铵用量				食盐用量				
	一级系统， 再生剂不再利用		二级系统， 再生剂经二次利用		一级系统， 再生剂不再利用		二级系统， 再生剂经二次利用		
	(克/克当 量)	(公斤/米 <sup>3</sup> )	(克/克当 量)	(公斤/米 <sup>3</sup> )	(克/克当 量)	(公斤/米 <sup>3</sup> )	(克/克当 量)	(公斤/米 <sup>3</sup> )	
并联法	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> 交换器	200	80	140	56				
	Na <sup>+</sup> 交换器					200	70	140	49
综合法	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -Na <sup>+</sup> 交换器	$200 \frac{a_{NH_4}^{P:B}}{100}$	$80 \frac{a_{NH_4}^{P:B}}{100}$	$140 \frac{a_{NH_4}^{P:B}}{100}$	$56 \frac{a_{NH_4}^{P:B}}{100}$	$200 \frac{a_{Na}^{P:B}}{100}$	$70 \frac{a_{Na}^{P:B}}{100}$	$140 \frac{a_{Na}^{P:B}}{100}$	$49 \frac{a_{Na}^{P:B}}{100}$

注：1. 对于缓冲交换器的再生，药剂的用量(按公斤/米<sup>3</sup>)需要增加一倍。

2. 当以氯化铵来代替硫酸铵时，铵剂的用量可减少19%(系数0.81)。

3.  $a_{NH_4}^{P:B} = 1.13 a_{NH_4}^{P:A}$  和  $a_{Na}^{P:B} = 0.89 a_{Na}^{P:A}$  而  $a_{NH_4}^{P:A} = a_{NH_4} - (0.1 \sim 0.15)$  和  $a_{Na}^{P:A} = 1 - a_{NH_4}^{P:A}$ 。

## 七、各种阳离子交换系统水质变化汇总表(表4-42)

### 八、再生液的制备系统及计算

#### (一) 食盐溶液制备系统及计算

1. 常用的盐溶液制备系统有下列两种

(1) 采用盐溶解器，见图4-28

在钠离子交换器再生前，先将一次再生耗盐量装进盐溶解器内加水溶解，再生时，直接使用原水把盐溶液带进交换器中。

这种制备方法、系统及设备均较简单，但盐溶液浓度不易控制，而且不能满足再生后期所需浓度较高的盐溶液，故相对耗盐量要增加。

(2) 采用盐溶液池，见图4-29

食盐预先在浓盐液池(亦称食盐湿贮槽)中进行溶解，具有饱和浓度(室温下约为26%)的浓盐溶液，经盐溶液泵加压，使其在盐溶液过滤器内过滤，然后，放入稀盐溶液池加水稀释到再生时所需的浓度，当交换器进行再生时，再用盐溶液泵把稀溶液输送到交换器。

阳离子交换系统水质变化汇总表

指 标	交 换 系 统				
	钠离子交换	石灰钠离子交换	钠离子交换加酸	并联氢钠离子交换	不足量随再生氢离子交换
交换器生产量(米 <sup>3</sup> /时)	$Q_{Na} = Q_0$	$Q_{Na} = Q_0$	$Q_{Na} = Q_0$	$Q_H = Q_0$ $Q_{Na} = Q_0 \frac{H'_1 - T_{oz}}{H'_0}$ $Q_{Na} = Q_0 \frac{H'_1 + T_{oz}}{H'_0}$	$Q_H = Q_0$ $Q_s = Q_0$
进入交换器的水质指标	$H_{NaJ} = H'_0$ $T_{NaJ} = T'_0$	$H_{NaJ} = H'_1 + T_{NaJ}$ $T_{NaJ} = 0.5 \sim 0.75$	$H_{NaJ} = H'_0$ $T_{NaJ} = T'_0$	$H_{HJ} = H'_0$ $H_{NaJ} = H'_0$ $T_{HJ} = T_{NaJ} = T'_0$	$H_{HJ} = H'_0$ $T_{HJ} = T'_0$
处理后水的品质指标	$< 35$ 等于 $H'_1$	$< 35$ $0.5 \sim 0.75$	$< 35$ $1 \sim 1.4$	$< 35$ $0.2 \sim 0.35$	$< 10$ 相当于第1级软化系统
离子浓度(毫克当量/升) $Ca^{++} + Mg^{++}$	$< 0.035$	$< 0.035$	$< 0.035$	$< 0.035$	$< 0.01$
$Na^+$	和所有阴离子 总和等当量	和所有阴离子 总和等当量	和所有阴离子 总和等当量	和所有阴离子 总和等当量	和所有阴离子 总和等当量
$HCO_3^-$ $SO_4^{--}$	无变化 无变化	没有 无变化	等于 $T_{oz}$ 无变化 上升, 为 $H'_1 - T_{oz}$	等于 $T_{oz}$ 无变化	相当于第1级软化系数
$Cl^-$ , $SiO_2$	无变化	无变化	无变化	无变化	无变化
除 $CO_2$ 器的部位	—	—	加酸后	经 Na 和 H 离子交换的 水混和后	在 H 离子交换器之后

注: 表中  $Q_0$ ——设备生产水量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $Q_H$ ——氢离子交换器的生产水量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $H_{NaJ}$ ——进入钠离子交换器的水的总硬度, 毫克当量/升;  
 $H'_0$ ——在此交换器前水的总硬度, 毫克当量/升;  
 $H'_1$ ——在此交换器前水的永久硬度, 毫克当量/升;  
 $T_{NaJ}$ ——进入氢离子交换器的水的碱度, 毫克当量/升;  
 $T'_0$ ——在前期净化后的水的碱度, 毫克当量/升;  
 $T_s$ ——进入第二级(缓冲)钠离子交换器的水的总碱度, 毫克当量/升;



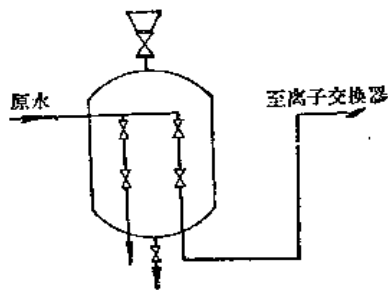


图 4-28 盐溶解器制备盐液系统

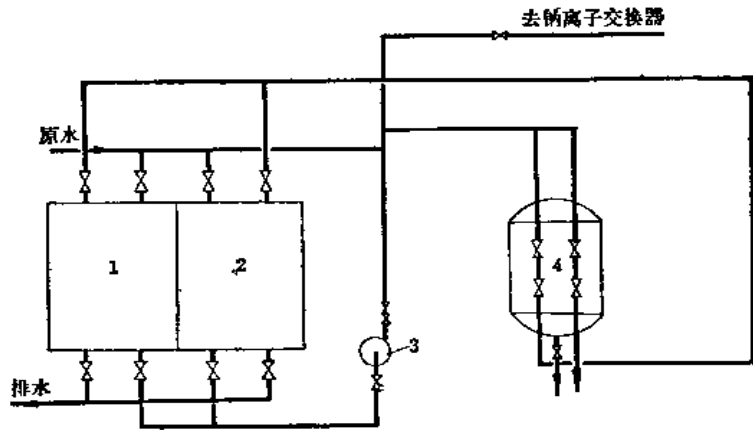


图 4-29 用盐溶液池配制盐液系统

1—浓盐溶液池；2—稀盐溶液池；3—盐溶液泵；4—盐液过滤器

此法系统较复杂，但容易控制盐溶液浓度及用盐量，浓盐溶液池贮存容量可按具体情况考虑，但一般不小于一次再生需要浓盐溶液的体积。

## 2. 盐溶液配制设备的计算及选择

### (1) 一次再生用盐量

$$B = \frac{bE_0^{Na} F h}{1000} \text{ 公斤} \quad (4-54)$$

式中  $b$ ——钠离子交换剂单位耗盐量，克/克当量，见表4-28；  
 $E_0^{Na}$ ——磺化煤的工作交换能力，克当量/米<sup>3</sup>，见表4-28；  
 $F$ ——离子交换器的软化面积，米<sup>2</sup>；  
 $h$ ——离子交换剂层高度，米。

### (2) 配制盐溶液用水量

$$G_v = \frac{B}{10c_v \gamma_v} \text{ 米}^3 \quad (4-55)$$

式中  $c_v$ ——盐溶液浓度的百分数，%，见表4-28；  
 $\gamma_v$ ——盐溶液重度；吨/米<sup>3</sup>。

注：式中已考虑盐溶液浓度的百分数，故计算时 $c_v$ 用整数代入即可（如5%则用5代入）。

(3) 采用盐溶解器的盐溶液配制系统可按照一次再生耗盐量来选用盐溶解器。

(4) 采用盐溶液池的盐溶液配制系统时

A. 稀盐溶液池的容积为

$$V_1 = 1.2G_v \text{ 米}^3 \quad (4-56)$$

B. 浓盐溶液池的容积为

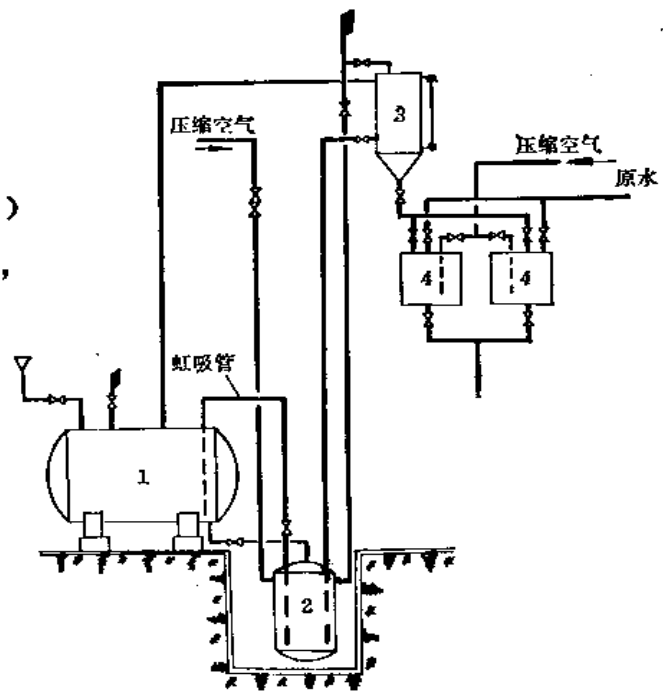


图 4-30 酸溶液制备系统

1—浓硫酸贮存箱；2—排挤器；3—计量箱；4—稀释箱

$$V_2 = \frac{1.2Ak}{\gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-57)$$

式中  $A$ ——一昼夜耗盐量, 吨;  
 $k$ ——存盐天数;  
 $\gamma$ ——食盐的重度, 吨/米<sup>3</sup>。

C. 盐溶液泵容量为

$$Q = \frac{1.2B60 \times 100}{1000t_h c_s \gamma_s} = \frac{7.2B}{t_h c_s \gamma_s} \text{ 米}^3/\text{时} \quad (4-58)$$

式中  $t_h$ ——再生时间, 分;  
 盐液泵扬程一般为15~20米水柱。

## (二) 硫酸溶液制备系统

1. 制备系统见图4-30。

浓硫酸贮存在钢制卧式圆形贮存箱内, 酸自流至排挤器内, 再用压缩空气送到计量箱, 从计量箱自流至稀释箱, 在稀释箱中, 用压缩空气使其与水相混合, 制成再生所需要浓度的稀硫酸。此外, 还有不用压缩空气而使用耐酸泵或酸喷射器的。

2. 一次再生用酸量 (100%浓度的H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

$$B_s = \frac{bE_s^H F h}{1000} \text{ 公斤} \quad (4-59)$$

式中  $b$ ——氢离子交换器单位耗酸量, 克/克当量, 见表4-35, 表4-36;  
 $E_s^H$ ——磺化煤的工作交换能力, 克当量/米<sup>3</sup>, 见表4-35;  
 $F$ ——交换器的面积, 米<sup>2</sup>;  
 $h$ ——交换剂层高度, 米。

3. 再生溶液配制设备的计算

(1) 浓硫酸贮存箱

$$V_e = \frac{B_s n A 100}{1000 \epsilon \gamma} = \frac{A n B_s}{10 \epsilon \gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-60)$$

式中  $V_e$ ——贮存箱有效容积, 米<sup>3</sup>;  
 $n$ ——一昼夜总的再生次数, 次;  
 $A$ ——贮存天数;  
 $\epsilon$ ——工业硫酸的纯度;  
 $\gamma$ ——硫酸的重度, 吨/米<sup>3</sup>。

(2) 硫酸排挤器 可按2次(或一天)用酸量来考虑

$$V_s = \frac{n_1 B_s}{10 \epsilon \gamma} = \frac{B_s}{5 \epsilon \gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-61)$$

式中  $n_1$ ——再生次数。

(3) 计量箱容积

$$V_j = \frac{1.1 B_s}{10 \epsilon \gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-62)$$

(4) 硫酸稀释箱的容积(一般装二个)

$$V_r = \frac{1.3 B_s}{10 c_s \gamma} \text{ 米}^3 \quad (4-63)$$

式中  $c_s$ ——再生时稀硫酸浓度的百分数，%。

### (三) 铵溶液配制设备的计算与选择

采用硫酸铵作为再生剂时，硫酸铵溶液的浓度不应超过3%（一般采用2.5~3%），以免在离子交换剂表面形成硫酸钙结晶影响水的软化，故不宜采用溶解器直接把硫酸铵溶液输送到离子交换器的办法，因为用这个办法开始时的浓度很大，不能保证2.5~3%的浓度。

1. 采用综合法时，再生溶液的配制方法可分下列两种

(1) 溶解器——硫酸铵及食盐混合稀溶液箱——混合溶液泵——铵钠离子交换器。

(2) 硫酸铵浓溶液池  
食盐浓溶液池 } ——混合稀溶液箱——混合溶液泵——铵钠离子交换器。

(3) 混合稀溶液箱的容积  $V_m$ （按一台交换器再生一次需要量考虑）

$$V_m = 1.2 \left( \frac{Q_{\text{NH}_4}}{10C_{\text{NH}_4}\gamma_1} + \frac{Q_{\text{Na}}}{10C_{\text{Na}}\gamma_2} \right) \text{ 米}^3 \quad (4-64)$$

式中  $Q_{\text{NH}_4}$ ——再生一次硫酸铵消耗量，公斤；

$Q_{\text{Na}}$ ——再生一次氯化钠消耗量，公斤；

$C_{\text{NH}_4}$ ——溶液中硫酸铵的浓度，%（一般为2.5~3%）；

$C_{\text{Na}}$ ——溶液中氯化钠的浓度，%；

$\gamma_1$ ——硫酸铵溶液重度，吨/米<sup>3</sup>；

$\gamma_2$ ——氯化钠溶液重度，吨/米<sup>3</sup>。

(4) 采用硫酸铵溶液池和食盐溶液池时，其容积的计算与食盐溶液制备系统计算方法相同。

2. 采用并联法时再生溶液的配制。采用并联法需分别装设硫酸铵溶液和食盐溶液的配制设备。

(1) 一次再生硫酸铵消耗量

$$B_{\text{NH}_4} = \frac{bE_{\text{NH}_4}^{\text{NH}_4} F h}{1000} \text{ 公斤} \quad (4-65)$$

式中  $b$ ——交换剂单位耗铵量，克/克当量，见表4-41；

$E_{\text{NH}_4}^{\text{NH}_4}$ ——交换剂工作交换能力，克/克当量，见表4-40；

$F$ ——离子交换器软化面积，米<sup>2</sup>；

$h$ ——离子交换层高度，米。

(2) 配制硫酸铵溶液用水量

$$G_{\text{NH}_4} = \frac{100B_{\text{NH}_4}}{1000C_{\text{NH}_4}\gamma_{\text{NH}_4}} = \frac{B_{\text{NH}_4}}{10C_{\text{NH}_4}\gamma_{\text{NH}_4}} \text{ 米}^3/\text{台} \cdot \text{次} \quad (4-66)$$

式中  $C_{\text{NH}_4}$ ——硫酸铵溶液浓度的百分数，%，一般为2.5~3%；

$\gamma_{\text{NH}_4}$ ——硫酸铵溶液重度，吨/米<sup>3</sup>。

硫酸铵稀溶液池的容积（按一台交换器再生一次需要量考虑）。

$$V_1 = 1.2G_{\text{NH}_4} \text{ 米}^3 \quad (4-67)$$

食盐溶液配制设备的计算，见食盐溶液制备系统。

(3) 硫酸铵溶液泵容量

$$Q = \frac{1.2V_m G_{\text{NH}_4} 60}{t_h} = \frac{72V_m G_{\text{NH}_4}}{t_h} \quad (4-68)$$

式中  $t_A$ ——再生时间, 分。

溶液泵扬程一般为15~20米水柱。

### 九、除二氧化碳器的工艺计算

#### (一) 瓷环式除CO<sub>2</sub>器(一般采用25×25×3的瓷环)

##### 1. 进入除CO<sub>2</sub>器的水中的CO<sub>2</sub>含量

$$c_{in} = 44H_s + CO_2 \quad \text{毫克/升} \quad (4-69)$$

式中  $H_s$ ——原水的碳酸盐硬度, 毫克当量/升;

$CO_2$ ——原水中游离CO<sub>2</sub>的含量, 毫克/升。

如果水质资料不全, 可由下列经验公式计算:

$$c_{in} = 44H_s + 0.268H_s^2 \quad \text{毫克/升} \quad (4-70)$$

##### 2. 除CO<sub>2</sub>器的内径D

$$D = \sqrt{\frac{4D_{so}}{\pi P}} \quad \text{米} \quad (4-71)$$

式中  $D_{so}$ ——进入除CO<sub>2</sub>器的水量, 米<sup>3</sup>/时;

$P$ ——淋洒密度(米<sup>3</sup>/米<sup>2</sup>·时), 对于25×25×3的瓷环采用60米<sup>3</sup>/米<sup>2</sup>·时。

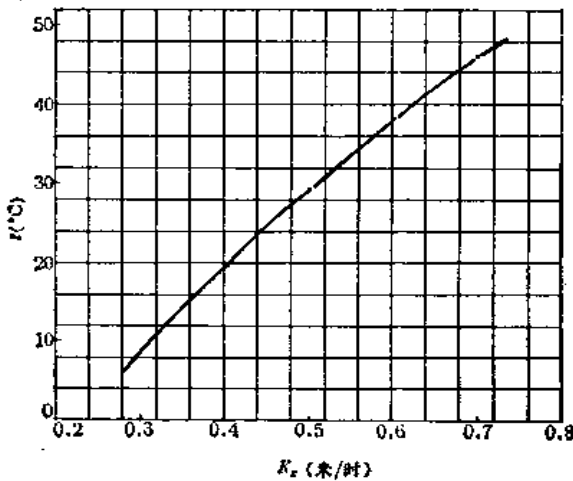


图 4-31 解析系数与温度的关系曲线(瓷环式)

##### 3. 需从水中排除的二氧化碳量

$$G = \frac{D_{so}(c_{in} - c_{out})}{1000} \quad \text{公斤/时} \quad (4-72)$$

式中  $c_{in}$ ——进入除CO<sub>2</sub>器的水中的CO<sub>2</sub>含量, 毫克/升;

$c_{out}$ ——除CO<sub>2</sub>器的出水中的CO<sub>2</sub>残余量, 一般为3~5毫克/升。

##### 4. 瓷环的解析面积 $F_k$

$$F_k = \frac{G}{k_s \Delta c_m} \quad \text{米}^2 \quad (4-73)$$

式中  $k_s$ ——解析系数, 米/时, 见图4-31;

$\Delta c_m$ ——除气过程中平衡的解析能量, 公斤/米<sup>3</sup>, 见图4-33。

##### 5. 除CO<sub>2</sub>器瓷环装载高度 当选用25×25×3的瓷环, 其表面积为204米<sup>2</sup>/米<sup>3</sup>。

$$h = \frac{F_k}{0.785D^2 \cdot 204} \quad \text{米} \quad (4-74)$$

##### 6. 离心鼓风机的选择计算

###### (1) 风量

$$Q = kaD_{so} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (4-75)$$

式中  $k$ ——风量修正系数, 随水温变化而变化, 见表4-43, 一般取1.1;

$a$ ——空气消耗比率(瓷环式15米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>, 木板式20米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>)。

###### (2) 风压

$$H \geq Ah + 40 \quad \text{毫米水柱} \quad (4-76)$$

风量修正系数  $k$ 

表 4-43

水温 °C	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65
$k$	1.80	1.60	1.30	1.10	0.90	0.80	0.70	0.60	0.50	0.45	0.40	0.35	0.30	0.28

式中  $A$ ——每米填料层高度的空气阻力（瓷环式 14~15 毫米水柱，木板式 3 毫米水柱）。

### (二) 木隔板除 $\text{CO}_2$ 器

1. 进入除  $\text{CO}_2$  器水中  $\text{CO}_2$  含量（计算与瓷环式相同）
2. 除  $\text{CO}_2$  器的内径  $D$

$$D = \sqrt{\frac{4D_{s0}}{\pi P}} \quad \text{米} \quad (4-77)$$

式中  $D_{s0}$ ——进入除  $\text{CO}_2$  器的水量，米<sup>3</sup>/时；

$P$ ——淋洒密度，米<sup>3</sup>/米<sup>2</sup>·时，对于木板式为 40 米<sup>3</sup>/米<sup>2</sup>·时。

3. 需从水中排除的  $\text{CO}_2$ （计算与瓷环式相同）
4. 木隔板解析表面积  $F_k$

$$F_k = \frac{G}{k_s \Delta c_m} \quad \text{米}^2 \quad (4-78)$$

式中  $k_s$ ——解析系数，米/时，见图 4-32；

$\Delta c_m$ ——除气过程中平衡的解析能量，公斤/米<sup>3</sup>，见图 4-33。

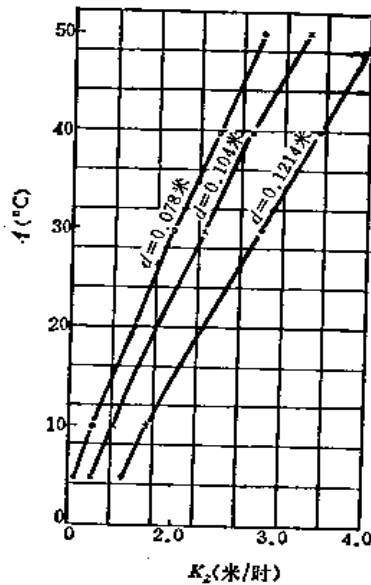


图 4-32 解析系数与温度的关系曲线（木板式）

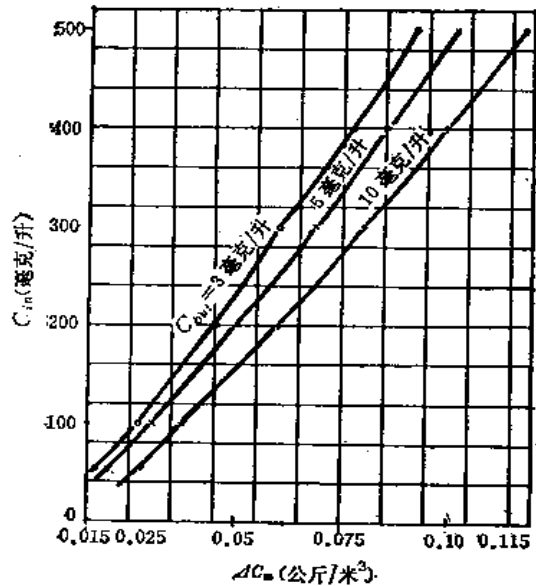


图 4-33 除气过程中平衡的解析能量

### 5. 除 $\text{CO}_2$ 器的当量直径

$$d = 4m = 4 \frac{V_s}{S} \quad \text{米} \quad (4-79)$$

式中  $m$ ——水力半径, 米;  
 $V_s$ ——木隔板层的自由空间容积, 米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>;  
 $S$ ——每米<sup>3</sup>木隔板层的表面积, 米<sup>2</sup>。

6. 木隔板层必需的高度

$$H = 2n(h + \delta) - h \quad \text{米} \quad (4-80)$$

式中  $n$ ——滴水盘的个数,  $n = \frac{F_k}{f_m}$ ,  $f_m$ 可查表4-44;

$h$ ——木板排和筋之间的高度, 一般为0.05米;

$\delta$ ——木隔板厚度, 米, 查表4-44。

7. 离心鼓风机的选择计算, 与瓷环式同。

8. 木隔板除CO<sub>2</sub>器的一般技术数据, 见表4-44。

除二氧化碳器技术数据

表 4-44

除气器 生产率 (米 <sup>3</sup> /时)	除气器 内径 $D$ (毫米)	必需的 风量 (米 <sup>3</sup> /时)	滴水盘上木 板的大小 $b \times \delta$ (毫米)	滴水盘木 板间距 (毫米)	每个滴水盘 的表面积 $f_m$ (米 <sup>2</sup> )	自由空间 容 积 $V_s$ (米 <sup>3</sup> /米 <sup>3</sup> )	单位体积内 木隔板层的 表 面 积 $S$ (米 <sup>2</sup> /米 <sup>3</sup> )	水力半径 $m = \frac{V_s}{S}$ (米)	当量直径 $d = 4m$ (米)	20°C  Re
10	565	200	50×13	20	1.02	0.793	44.4	0.0179	0.072	800
15	690	300	50×13	20	1.48	0.814	41.8	0.0195	0.078	870
20	805	400	50×13	20	1.99	0.793	41.5	0.0191	0.076	845
30	980	600	50×13	20	2.92	0.802	39.8	0.0202	0.081	900
40	1130	800	80×13	20	3.85	0.808	38.7	0.0289	0.084	935
50	1260	1000	80×13	40	4.03	0.823	32.7	0.0252	0.101	1122
75	1550	1500	80×13	40	6.16	0.825	32.7	0.0252	0.101	1122
100	1790	2000	80×13	40	8.15	0.827	32.1	0.0258	0.106	1180
150	2190	3000	80×13	40	12.01	0.831	30.9	0.0269	0.108	1200
200	2530	4000	120×13	70	14.51	0.84	28.1	0.0299	0.12	1335

## 第七节 浮床法离子交换水处理

### 一、概 述

浮床法离子交换水处理设备, 属于固定床离子交换水处理设备的一种新工艺。它是将再生型的树脂装满交换器, 运行时原水与再生液的流向相反, 其中一种是运行时原水自下而上地通过树脂层, 再生液则是自上而下地通过树脂层, 这种浮床称运行浮床, 如图4-34所示, 这是当前运用最多的一种浮床。另外一种为运行时原水自上而下地通过树脂层, 再生时再生液则是自下而上地通过树脂层, 这种浮床称再生浮床, 如图4-35所示, 在实际使用中, 此种方式的浮床很少, 本节重点叙述运行浮床。

实践证明浮床和逆流再生固定床一样, 由于树脂保护层的质量很好, 再生过程中不存在反离子污染问题, 所以这两种方式都具有出水质量好、再生剂耗量低、排放的废液少、出水量大等优点。另外, 浮床作为一种新工艺, 它还具有自耗水量小、对原水的水质变化

适应性强、适合高交换流速、树脂工作交换容量高等特点。

浮床和逆流再生固定床都忌乱层，但浮床在这方面却具有比较明显的优点，因为影响浮床乱层的过程是运行过程，只要运行流速在15米/时以上，树脂底部的水垫层控制在100毫米以下，浮床的乱层问题是可以避免的。可是影响逆流再生固定床乱层的过程是再生过程，如果流速掌握不当或树脂层上部顶压不好，就很容易造成乱层。特别是因树脂失效时体积收缩，所以逆流再生时，在树脂层底部会形成局部松动甚至“孔道”，从而发生乱层或造成再生液的偏流。

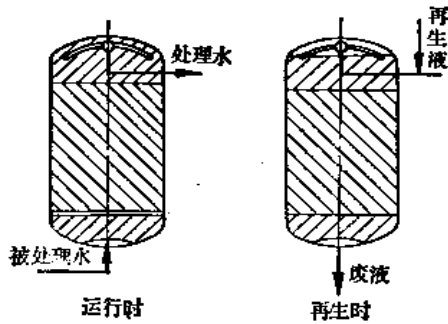


图 4-34 运行浮床

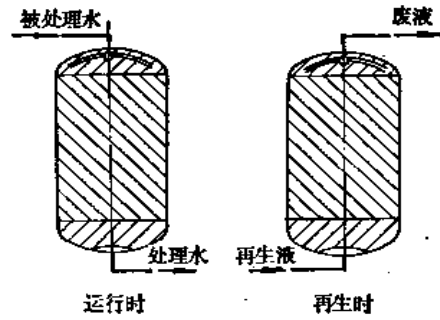


图 4-35 再生浮床

但浮床目前也存在着树脂用量比较大，需要设置树脂清洗设备，以及不宜于频繁的间断运行等缺点。因此对于老设备（一般原设备都比较大），特别是只有两套设备的小锅炉房，改装起来困难较多。对于新建水处理设备的锅炉房，就可在设计中克服这些缺点。

## 二、工作原理

浮床的离子交换原理，和软化的原理相同。以钠型浮床为例，在运行过程中：树脂层固定时离子交换剂是一层一层进行的，所以下部树脂层首先变成钙型树脂，浮床上部出来的水是软水。运行时间越长，下部钙型树脂层越厚，如图4-36所示。

最下部转为钙型的树脂层叫失效层，在失效层上部进行离子交换的一层为钙型树脂与钠型树脂的混合层叫做工作层，工作层的上部为未交换层，仍为钠型树脂。

随着运行时间的增长，失效层越来越增大，工作层逐渐向上移动，未交换层越来越小，最后到漏出微量  $\text{Ca}^{2+}$  时，即为运行终点，此时，上部树脂层仍有未交换的钠型树脂，这一层未交换部分叫做保护层。

失效后的软化器，可用食盐水进行再生。反应生成物  $\text{CaCl}_2$  随清洗水排入地沟，如图4-37所示。

浮床离子交换器在工作时，被处理的水从交换器底部进入，以一定的速度从下向上通过交换器，由于水流的动能而使树脂以紧密的状态向上浮动，结果在交换器的进水装置上方形成一段浮动状态的树脂区间，树脂在水中自由浮动，而在稍上的交换器的大部分空间以至上部排水装置的下面形成压紧状态的树脂层，经过处理的水从交换器顶部排出。交换流速可达40~60米/时。

浮床不需要经常反洗，加之再生和清洗流向是自上而下，再生液的比重较大，用较少的清洗水就能达到清洗干净再生废液的效果，因此不但自耗水率低，而且再生时间可以缩短。

浮床运行中的关键是最忌乱层。因此要求最低运行速度在 15 米/时以上，而且树脂在再生后，应尽量充满容器内，再生后起床时，下部水垫层最大不超过 100 毫米，此时水垫层

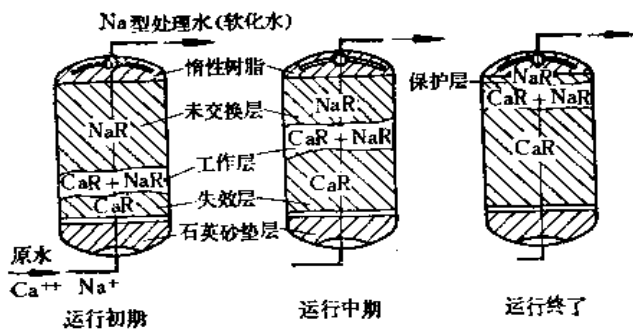


图 4-36 浮床软化器（钠浮床）工作原理

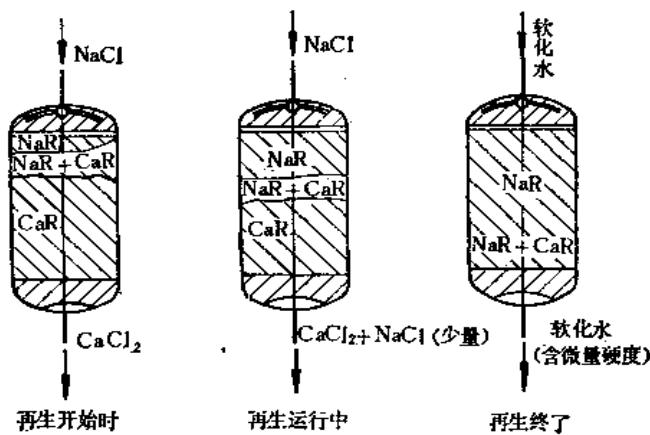


图 4-37 浮床软化器再生原理

越小越好。在失效时，树脂体积缩小，失效时水垫层最大不超过 300 毫米为好。由于交换器内树脂尽可能充满，故不能在交换器内反洗，因此要有体外清洗罐。为了防止碎树脂从上部漏出，应在树脂上部放置比重小于 1 的惰性树脂，其颗粒直径可在 1~1.5 毫米范围内。

### 三、设备结构

浮床设备结构，基本上与固定床水处理设备相似，只是由于在运行方式上有些不同，从而在设备结构上有些特殊要求。现分叙如下：

#### (一) 本体结构

浮床本体结构如图 4-38 所示，主要包括：

1. 上部装置 上部装置用来输出处理水与顺洗废液，并作为

再生液分布装置与正洗时的布水装置。上部装置结构型式，目前使用的有多孔板式、多孔插管式、弧形孔管式等。

2. 惰性树脂层 在上部装置的下边，放置一层惰性树脂层，其目的是防止破碎树脂堵塞上部装置中的滤网，同时有利于再生液的分布。惰性树脂可用聚丙烯或聚苯乙烯泡沫塑料球，比重小于 1，能耐酸碱腐蚀，颗粒直径 1~1.5 毫米之间。在交换器内装填高度约 200~300 毫米。

3. 树脂层与水垫层 树脂层的装填高度，阳床一般为 1.5~2.0 米；阴床一般为 2~2.5 米。在运行时树脂层下部应有较小的水垫层。一般认为树脂失效时的水垫层高度应在 300 毫米以下，再生后起床时，下部水垫层最大不超过 100 毫米。这样可以有效地

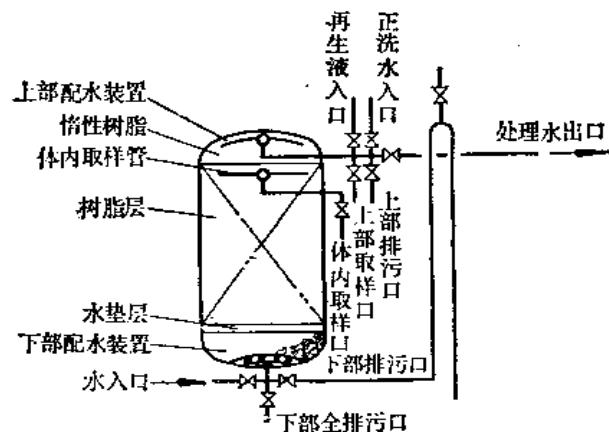


图 4-38 浮床本体结构示意图



防止树脂乱层。

4.下部装置 下部装置在运行时起均匀布水作用，在再生与正洗时起防止树脂漏出与排出废液的作用。下部装置通常使用弧形孔板石英砂垫层。在弧形孔板的下部，装一个厚20毫米圆形塑料挡板。用以防止运行时入口水冲乱石英砂垫层。

5.体内取样管 为了保证出口水质，可以在树脂层表面下200~300毫米处，安装取样管，当此处取出水样失效时，即可停止运行。

6.空气管 在浮床的最高点装设空气管。在空气管端部为了防止树脂漏出，可装置水帽或滤网。

7.窥视孔 为了观察交换器内部树脂的数量与活动情况，在本体的上部、中部、下部设窥视孔。

## (二) 浮床的附属设备

体外清洗装置。因为浮床内部要求装满树脂，所以不能象顺流再生那样在体内清洗树脂，因此要有体外清洗树脂用的设备。这种清洗器可分两种：

1.空气擦洗器 空气擦洗器的直径比离子交换器大，在树脂输送到空气擦洗器后，将器内水面降到距树脂层100毫米左右，然后送进压缩空气进行擦洗，将树脂表面污物擦净后，从下部进水由上部出水进行反洗，洗净后将树脂送回交换器。

树脂的输出、输入要用软化水或氢型水、除盐水等，不可用硬水，以免影响树脂的再生程度。对于除盐系统，阳、阴树脂要分别各用一个空气擦洗器，以防树脂混淆。空气擦洗器如图4-39所示。

2.树脂清洗器 树脂从离子交换器上部送出，从树脂清洗器下部进入时，必须调整进水速度，使清洗器内保持一定量的树脂，一般是卸出一半树脂，再送入软化水进行擦洗，直到上部排水管排水透明无悬浮物为止。再将树脂送回交换器。树脂清洗器与空气擦洗器相似，只是没有压缩空气引入管，而且树脂清洗器与离子交换器直径相同。树脂清洗器如图4-40所示。

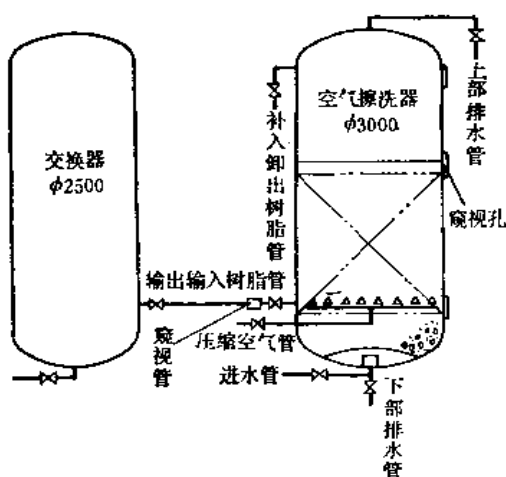


图 4-39 空气擦洗器

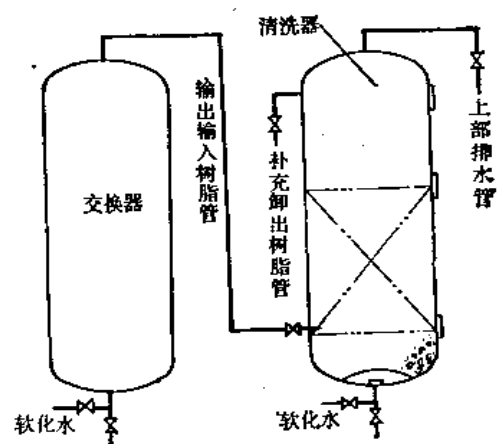


图 4-40 树脂清洗器

## 四、工 艺 流 程

### (一) 浮床的工艺流程

工艺流程可分为落床→再生→置换→正洗(又叫向下洗)→逆洗(又叫向上洗)→送水(运行)等过程。现分叙如下:

1. 落床 当离子交换器失效时, 关闭离子交换器的出口阀和入口阀, 此时树脂层自然落下, 称为落床。落床后, 离子交换器的压力表与流量计应指示零位。

2. 再生 落床以后, 全部阀门都在关闭状态。然后先开上部的再生液入口阀与倒“U”型管排污阀, 使再生液经上部装置、惰性树脂层、树脂层、下部装置、倒“U”型管而排出。

软化器用食盐再生时, 食盐溶液的浓度一般以2~4%为宜, 用食盐60公斤/米<sup>3</sup>树脂; 阳床用盐酸再生时, 浓度以2~3%为宜, 用量为40公斤浓盐酸/米<sup>3</sup>树脂; 阳床用硫酸再生时, 浓度以1%左右为宜, 用量为30公斤浓硫酸/米<sup>3</sup>树脂; 阴床用氢氧化钠再生时, 浓度以0.5~1%为宜, 用量为15公斤固体氢氧化钠/米<sup>3</sup>树脂。浓度和用量可经调整试验来具体确定。

盐酸, 硫酸与食盐进行再生时都是在常温下进行, 用氢氧化钠再生阴床时可加热到20~30°C。溶解以上再生剂用水也各不相同, 溶解食盐时用软水。稀释盐酸与硫酸时最好用氢型水, 也可用纯水。溶解氢氧化钠时可用纯水。

再生剂中应不含有能污染树脂与损伤滤网管件等器内设备的物质, 如苯、油、脂、铁等。

再生液流速一般在5~10米/时。

3. 置换 再生过程结束后, 关再生液阀, 开正洗水阀, 开正洗水保持再生流速进行置换过程。置换这一工序, 实际上是承接再生的继续。时间约需30~40分钟。

4. 正洗(又叫向下洗) 开大正洗水阀进行正洗时, 废液浓度将迅速下降。当离子交换器废液Cl<sup>-</sup>不大于正洗水Cl<sup>-</sup>+100毫克/升; 除盐系统阳床酸度不大于正洗水强酸根+0.5毫克当量/升, 阴床导电率不大于100微欧/厘米(或碱度小于0.5毫克当量/升)时, 即可进行逆洗。

5. 逆洗(又叫向上洗) 关正洗水阀与下部排污阀后, 开入口水阀与上部排污阀。观察树脂成床与水垫层情况。开上部取样阀与体内取样阀, 观察出口水外观及有无树脂漏出。当出口水合格时, 再开处理水出口阀, 关上部排污阀即可投入运行送水。

当一级钠离子交换器后边有二级钠离子交换器时, 或者一级除盐设备后有净水器(例如混床或二级除盐设备)时, 都可免去逆洗过程。

6. 送水(运行) 交换器经过逆洗合格后, 即可投入运行。运行期间要注意压力表、流量计、入口与出口水质。并定期化验出水水质。

### (二) 树脂清洗的工艺流程

当离子交换器的出口压力差明显增大、出力下降或运行半年以上时, 应进行树脂的清洗。

#### 1. 空气擦洗法清洗树脂

(1) 向空气擦洗器送入树脂 稍开空气擦洗器下部排水阀、离子交换器下部入口阀及树脂输出管, 此时从窥视管可以看到树脂向空气擦洗器送入的情况。然后开启空气擦

洗器上部出口阀，保持树脂不流失。当树脂已全部送出后，这时除空气擦洗器上部排污阀以外所有阀门全关闭。

(2) 空气擦洗 首先开空气擦洗器的下部排污阀，待水位降到树脂面上约 100 毫米时，关下部排污阀，开压缩空气阀，此时压缩空气经喷嘴进入树脂与水的混合层中，强烈擦洗树脂后，自空气擦洗器的上部排水阀排出废气。擦洗时间约 15~20 分钟。

(3) 反洗 自空气擦洗器的下部进入除盐水或软水，经树脂层后自上部排出。反洗至出水透明无悬浮物为止，关空气擦洗器的上部排污阀。

(4) 向离子交换器送树脂 开启离子交换器上部排污阀与输送树脂管的阀门，即可将树脂输送到离子交换器内。

空气擦洗器的操作程序如下图 4-41。

### 2. 水力清洗法清洗树脂

(1) 送出树脂 用除盐水或软水缓慢地从离子交换器下部进入，树脂由离子交换器上部送出到清洗器下部，废水从清洗器上部与悬浮物同时排出。自离子交换器送出的树脂量约一半到清洗器的同时，交换器内的树脂也得到清洗。待清洗器出口水透明无悬浮物时，说明清洗完毕。

(2) 向离子交换器送树脂 从清洗器下部进除盐水或软水，通向离子交换器，从离子交换器下部排水，清洗器中的树脂就被送入离子交换器中，水力清洗法操作程序如图 4-42。

3. 其他方法清洗树脂 如无空气擦洗器或清洗器时，可用高位塑料小槽放在离子交换

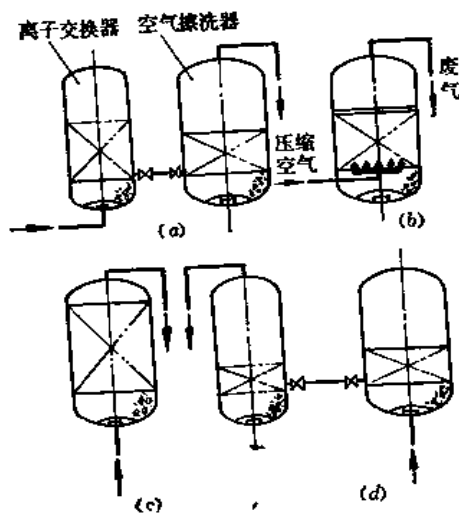


图 4-41 空气擦洗器操作程序  
(a)送入树脂；(b)空气擦洗；(c)反洗；(d)送出树脂

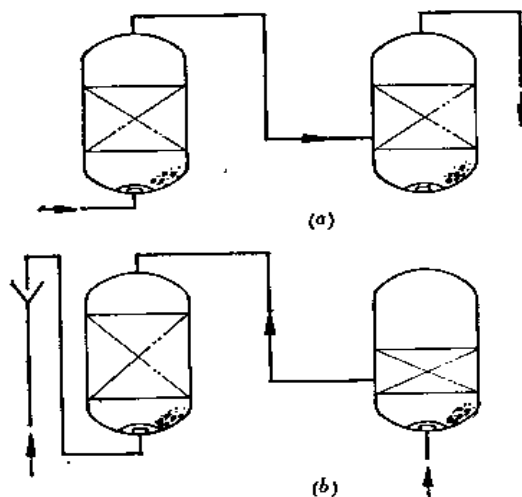


图 4-42 水力清洗法操作程序  
(a)送出1/2树脂；(b)送回离子交换器



图 4-43 高位槽法

器的上部。反洗时，上部树脂与悬浮杂质进入高位槽中，悬浮杂质与水被溢流排掉。洗净后，用水将树脂自高位槽中冲回离子交换器。高位槽法操作程序如图4-43所示。

## 第八节 移动床水处理装置

### 一、原理

前几节介绍的固定床离子交换水处理设备大都设有两个或两个以上的交换器。平时一个交换器再生备用，另一个或两个投入运行。其中运行的交换器运行一段时间失去了交换能力，就停下来进行再生备用，再生后的交换器又投入运行。这样几个交换器互相交替使用的水处理方法，一般称为间歇式离子交换法。移动床水处理装置是利用离子交换技术的一种新型水处理设备。所谓移动床是指离子交换树脂层在交换塔中不是固定不动的，而是周期性地排出失效（饱和）的树脂层，并随之补充新生树脂层。因此移动床离子交换水处理法为一种连续式水处理法。

移动床交换周期的选择与交换水量、给水质量有关。因为出水量的多少与给水质量的好坏，直接影响着一个周期内树脂的排出量，而排出树脂的多少又要与再生能力相适应，所以要因地制宜选择和确定移动床的大、小交换周期。

**大周期** 在离子交换树脂的工作交换容量下，离子交换剂吸收被处理水量中所含有的盐、碱所需要的时间称为一个大周期。

**小周期** 一个大周期的饱和树脂，还原成新鲜树脂的过程中分成几个相等部分的时间，其中一个部分的时间称为一个小周期。

一个大周期包括有几个小周期。例如：45分钟一个大周期，它有5个小周期，即每9分钟为一个小周期。大周期与小周期是由设计人员自行确定的。

确定的原则必须使大、小周期树脂循环达到平衡，也就是当一个大周期结束后，要有足够再生好的新鲜树脂补充到交换罐内。一般如果大周期长，树脂耗量大，这样设备大，投资就贵。但是大周期短容易出现树脂不平衡现象，因此设计中必须选择适当的大、小周期。目前国内选择大周期有40、45、60、80、90、120分钟等几种。但中小型工业锅炉房所需软水处理量不大，而离子交换树脂的工作交换容量也相当高，因而一个大周期的饱和树脂量是不多的，所以可以把一个大

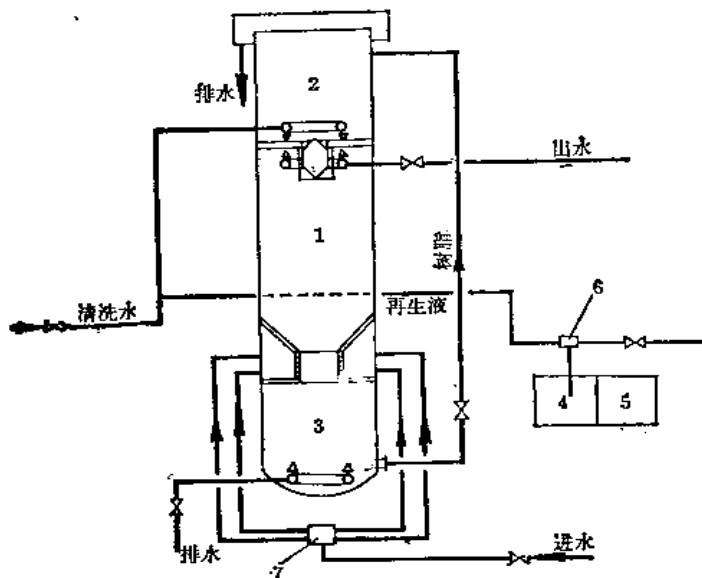


图 4-44 单塔型移动床装置

1—交换塔；2—再生清洗塔；3—输送部；4—稀再生液池；  
5—再生液溶解池；6—喷射器；7—水分配器

周期的饱和树脂一次输送到再生塔进行再生，这样可以取消小周期，达到简化自动阀门的程序控制。

移动床水处理设备的结构形式大体有三种：

**第一种** 单塔型即交换塔、再生塔、清洗塔合为一个塔。

**第二种** 双塔型即交换塔独立为一塔，再生塔与清洗塔合为一个塔。或清洗塔、交换塔合为一个塔，再生塔独立为一个塔。

**第三种** 三塔型即交换塔、再生塔、清洗塔分列。

**【交换塔】** 交换塔为钢板结构，由贮存斗（漏斗）、上下封头和塔身，用法兰连接组成一体。

塔身上部设有出水滤网和木心胶质或塑料浮球阀。下部设有包着60目尼龙纱网的配水装置，运行中兼作进水和排水管。塔中装有新生树脂层。原水从塔底部经配水装置进入交换塔进行离子交换过程，流出交换塔的水即为软水。由于进水流速较高且有一定压力，可将树脂平稳地托起，使树脂层下面形成水垫层。随着离子交换的进行，新生树脂将逐渐形成饱和层、半饱和层和新鲜层。运行一定时间后树脂层要失效，所以必须进行再生。

**【再生塔】** 再生塔是用再生液来再生失效树脂，使其恢复离子交换能力。再生塔由再生漏斗、再生段、输送段组成。

再生方式可以分为：逆流或正流压实再生和逆流悬浮再生两种。采用逆流连续再生、清洗的移动床称为连续移动床，这在第九节内专门叙述。

正流再生时，再生液从再生塔上部引入，向下流动，使失效树脂在压紧状态下再生。

逆流再生时，再生液从再生塔下部引入，向上流动，上部有浮球阀保证失效树脂在压紧状态下再生。

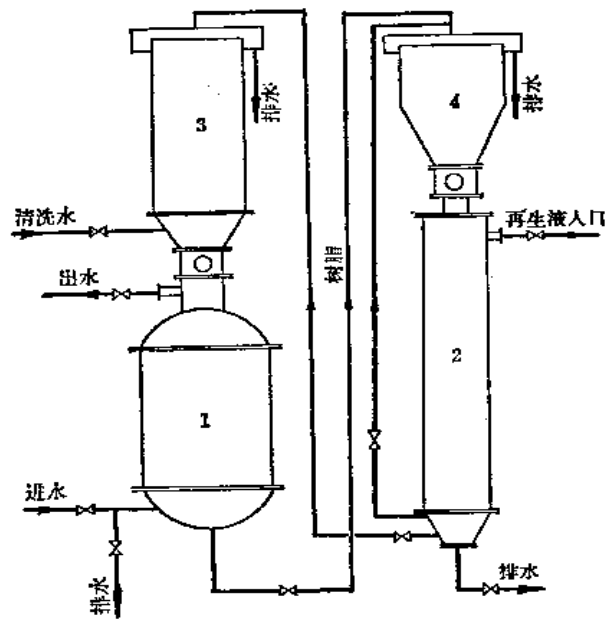


图 4-45 双塔型移动床装置  
1—交换塔；2—再生塔；3—清洗塔；4—再生塔漏斗

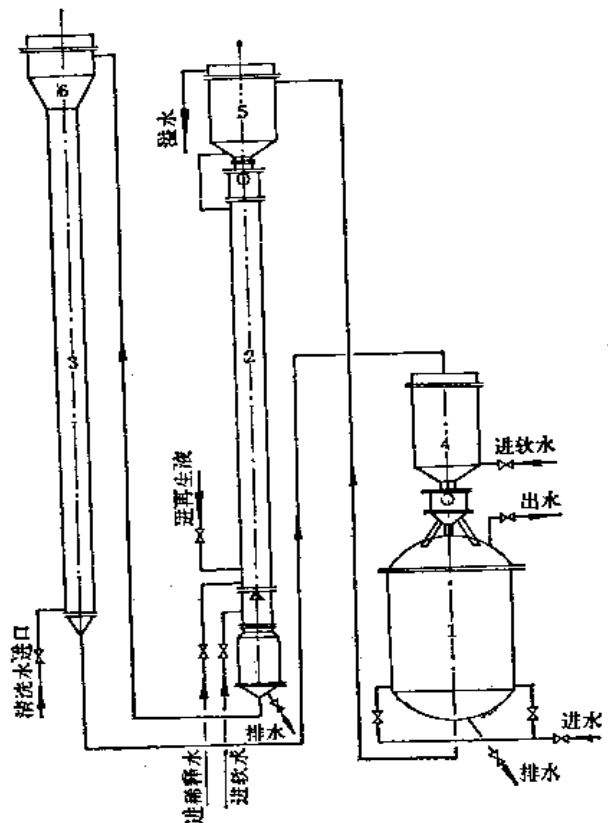


图 4-46 三塔型移动床装置  
1—交换塔；2—再生塔；3—清洗塔；4—交换塔漏斗；5—再生塔漏斗；6—清洗塔漏斗

逆流悬浮再生时，再生液从再生塔下部引入，向上流动并借上升水流水力成床再生。

【清洗塔】再生后的新生树脂之间混有再生液及被置换下来的各种离子，必须用清水进行清洗干净后才能输送到交换塔中去。

对于单周期移动床，一般再生、清洗合在一个塔内完成，对于三塔多周期移动床，其专设清洗塔为悬浮清洗，二塔多周期移动床在交换塔树脂斗内或再生塔下部的清洗段内进行清洗。

运行实践表明：压实或近似压实清洗的效果较好，水耗也少，悬浮清洗需要时间相对较长，水耗也较大。

## 二、移动床水处理的优缺点（同固定床相比）

优点：

1. 在同样条件下移动床的树脂需用量约为固定床的40~60%。

2. 再生剂用量省，移动床树脂失效时处在比固定床树脂较高的饱和状态(85%以上)，再生液是由下向上逆向流动，饱和树脂先和废的或旧的再生液接触，初步再生后再与新鲜再生液接触，这相当于固定床系统中再生液回收利用得最好的状态。在通常情况下移动床比固定床节省再生剂约30~50%左右。所以经常性运行费用省。

3. 利用逆流交换，交换流速较高，而树脂在高速时比低速时交换效率高，交换容量也高，所以在相同水质、相等处理水量条件下，移动床设备体积比固定床要小，占地面积比固定床少。

4. 处理水质良好 离子交换设备出水品质与离子交换剂的再生水平有关。再生水平高，出水品质好。移动床再生时，再生后树脂饱和程度比固定床高，所以出水质量比固定床良好。

5. 处理水质均匀稳定 移动床的特点为失效树脂及时排出，新鲜树脂及时补入，所以在周期开始与周期末了工作树脂层的变化很小，其中处理水质始终较稳定。

缺点：

1. 交换剂选用离子交换树脂，目前价格还较贵。

2. 交换塔、再生塔、清洗塔必须保证良好的水力稳定性，这对移动床设备结构及处理水的压力有一定要求。

3. 自动控制阀门动作频繁，所以对元件质量要求较高，控制元件动作的时间准确度要求也较高。自动控制系统目前正在发展以求更可靠完善。

4. 手动操作时，移动床比固定床操作阀门的次数更为频繁。

## 三、移动床水处理装置设计计算

### （一）交换塔计算

1. 交换塔面积 $F_j$ ，

$$F_j = \frac{Q}{v_j} \quad \text{米}^2 \quad (4-81)$$

式中  $Q$ ——每小时处理水量，米<sup>3</sup>/时；

$v_j$ ——处理水设计流速，米/时。

2. 交换塔直径  $d_s$ ,

$$d_s = \sqrt{\frac{4F_s}{\pi}} \text{ 米} \quad (4-82)$$

式中  $F_s$ ——交换塔面积, 米<sup>2</sup>。

3. 每一大周期树脂所吸收的离子数  $I$

$$I = QA \frac{n}{60} \text{ 克当量} \quad (4-83)$$

式中  $A$ ——被处理水中含有的阳或阴离子数, 克当量/米<sup>3</sup>;

$n$ ——大周期时间数, 分。

4. 一个大周期饱和树脂量  $W_s$ ,

$$W_s = \frac{I}{E} \text{ 米}^3 \quad (4-84)$$

式中  $E$ ——阳离子树脂或阴离子树脂的工作交换容量, 克当量/米<sup>3</sup>。

$$E = E_0 \eta \quad (4-85)$$

式中  $E_0$ ——树脂全交换容量, 克当量/米<sup>3</sup>;

$\eta$ ——离子交换效率, 一般  $\eta = 0.5 \sim 0.7$ 。

5. 交换塔喷嘴上部直筒高度  $H$

$$H = h_1 + h_2 + h_3 \text{ 米} \quad (4-86)$$

式中  $h_1$ ——树脂工作层高度, 米, 可按下式计算。

$$h_1 = kv_s d \ln \frac{H_0}{H} \text{ 米} \quad (4-87)$$

式中  $k$ ——影响系数,  $0.005 \sim 0.01$ ;

$v_s$ ——被处理水流速, 米/时;

$d$ ——树脂层平均直径, 米;

$H_0$ ——生水含阳或阴离子数, 克当量/米<sup>3</sup>;

$h_2$ ——一个大周期饱和树脂在交换塔内高度, 米;

$$h_2 = \frac{W_s}{F_s} \quad (4-88)$$

$h_3$ ——水垫层高度, 米; 可按  $100 \sim 200$  毫米考虑。

6. 交换塔上部体积  $V_1$  按结构设计要求考虑, 并用几何计算方法确定高度  $H_1$ 。

7. 交换塔下部体积  $V_2$  按一大周期饱和树脂量计算

$$V_2 = W_s \text{ 米}^3 \quad (4-89)$$

并结合结构型式确定高度  $H_0$ 。

## (二) 再生塔计算

1. 每一大周期所消耗再生剂  $q$

$$q = \frac{BI}{1000} \text{ 公斤} \quad (4-90)$$

式中  $B$ ——再生剂比耗, 克/克当量;

$I$ ——每一大周期吸收的离子数, 克当量。

2.  $\frac{x}{100}$  浓度时每一大周期再生溶液的耗量

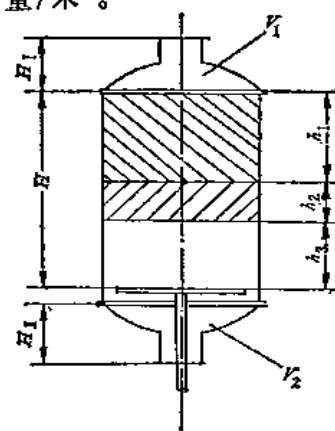


图 4-47 交换塔各部尺寸图

$$l = \frac{qc \times 100}{x} \text{ 米}^3 \quad (4-91)$$

式中  $q$ ——每一大周期所消耗再生剂, 公斤;  
 $x$ ——再生溶液浓度的百分数;  
 $c$ ——浓度在  $x\%$  时再生液的重度, 公斤/米<sup>3</sup>。

3. 当浓度为  $x\%$  时, 每个小周期每小时再生液耗量  $L$

$$L = l \frac{60}{T} \frac{1}{n} \text{ 米}^3/\text{时} \quad (4-92)$$

式中  $l$ ——每一大周期再生溶液耗量, 米<sup>3</sup>;  
 $T$ ——每一大周期时间, 分;  
 $n$ ——小周期数, 如无小周期则  $n = 1$ 。

4. 再生塔面积  $F_s$ ,

$$F_s = \frac{L}{v_s} \text{ 米}^2 \quad (4-93)$$

式中  $L$ ——当浓度为  $x\%$  时, 每小时再生溶液耗量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $v_s$ ——再生液在再生塔中的流速, 米/时。

5. 再生塔直径  $d_s$ ,

$$d_s = \sqrt{\frac{4F_s}{\pi}} \text{ 米} \quad (4-94)$$

式中  $F_s$ ——再生塔面积, 米<sup>2</sup>。

6. 再生塔有效容积  $V_s$ ,

$$V_s = W_s \text{ 米}^3 \quad (4-95)$$

式中  $W_s$ ——每一大周期饱和树脂量, 米<sup>3</sup>。

7. 再生塔有效高度  $h_s$ ,

$$h_s = \frac{V_s}{F_s} \text{ 米} \quad (4-96)$$

式中  $V_s$ ——再生塔有效容积, 米<sup>3</sup>;

$F_s$ ——再生塔面积, 米<sup>2</sup>。

8. 再生塔上部漏斗容积  $V_{s1}$ ,

$$V_{s1} = 1 \sim 1.1 W_s \quad (4-97)$$

式中  $W_s$ ——每一大周期饱和树脂量, 米<sup>3</sup>。

9. 再生塔输送段容积  $V_{s2}$ ,

如设计有小周期时

$$V_{s2} = 1.1 \frac{W_s}{n} \text{ 米}^3 \quad (4-98)$$

如设计没有小周期时

$$V_{s2} = 1.1 W_s \text{ 米}^3 \quad (4-99)$$

10. 再生塔输送段直径  $d_{s2}$ ,

$$d_{s2} = 1.1 d_s \text{ 米} \quad (4-100)$$

式中  $d_s$ ——再生塔直径, 米。

输送段作清洗罐时,  $d_{s2}$  见清洗塔计算。

### (三) 清洗塔计算

1. 清洗水量  $Q_c$



$$Q_0 = 6 \sim 10W, \text{ 米}^3/\text{时} \quad (4-101)$$

2. 清洗塔面积  $F_0$

$$F_0 = \frac{Q_0}{v_0} \text{ 米}^2 \quad (4-102)$$

式中  $Q_0$ ——清洗水量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $v_0$ ——清洗水流速, 米/时。

3. 清洗塔有效容积

$$V_0 = 1.1W, \text{ 米}^3 \quad (4-103)$$

(四) 交换塔漏斗计算

交换塔漏斗体积  $V_{11}$

$$V_{11} = 1 \sim 1.1W, \text{ 米}^3 \quad (4-104)$$

(五) 移动床水处理主要参数选用表

移动床水处理主要参数设计数据选用

表 4-45

名 称	数 据	单 位	备 注
1. 交换塔树脂层高度	1~1.5	米	经验数据
2. 交换塔树脂层阻力损失	1.5~2.0	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	
3. 交换塔水带高度	100~200	毫米	
4. 交换流速	60~70	米/时	
5. 再生流速			
8% NaCl 溶液	4~6	米/时	
4% NaCl 溶液	8~10	米/时	
4~5% HCl 溶液	8~10	米/时	
4~5% NaOH 溶液	6~8	米/时	
6. 再生时间			
4~5% HCl, 4~5% NaOH	30~35	分钟	
4~8% NaCl	60~80	分钟	
7. 再生剂比耗			$V_0$ 饱和树脂体积
NaCl	90~110	克/克当量	
HCl	55~70	克/克当量	
NaOH	120~140	克/克当量	
8. 清洗水量	6~10 $V_0$	米 <sup>3</sup> /时	
9. 清洗水流速	10~15	米/时	
10. 732 阳离子树脂工作交换容量	1000~1100	克当量/米 <sup>3</sup>	
11. 717 阴离子树脂工作交换容量	300~400	克当量/米 <sup>3</sup>	

#### 四、移动床水处理设备结构设计要点

##### (一) 交换塔

在连续运转过程中, 移动床的交换塔要保证较高的出水质量和生产率, 其必须具备的条件是: 树脂层的高度、待处理水通过树脂层的流速和充足的树脂有效交换容量。此外结构上还要满足以下几个要求:

1. 水垫层形成过程中, 树脂床上升稳定, 树脂分层整齐、平坦, 水垫层中游动的树脂颗粒少。

2. 交换过程中, 水线上升均匀, 不产生偏流、局部穿透和形成交换死角。
3. 每个周期输送到再生段去再生的树脂应该是饱和程度最高的, 而且输送量稳定。
4. 塔内所设滤网必须耐腐蚀且强度高, 网目适当, 不漏泄树脂, 压头损失小。
5. 排水减压时, 树脂降落稳定, 不打乱交换层带的树脂层, 不产生死角。
6. 向交换塔内补充树脂时间要适当, 树脂分散要均匀。

移动床的交换塔当其必须具备的条件满足后, 在结构上主要关键就是要解决好树脂在交换塔内稳定移动的问题。现把交换塔内几个重要部件结构形式分述如下。

**进水装置** 进水装置的种类有同径单母管; 变径单母管; 变径双母管; 同径内环管放射支管式; 蘑菇头放射支管式等数种。从有关厂的运行情况来看, 以变径单母管, 支管不变径, 支管不等距开孔为好。此种进水装置经过运行, 成床面平整而稳定, 主要是采用了变径母管使水流于母管各处的内压相等, 从而使各处的流量及流速均等。按理支管也应变径, 但加工不方便, 所以支管不宜采用变径管, 而用不等距开孔就使配水系统基本上符合均匀性的要求了。这种进水装置见图4-48。

每根支管的配水量 $q_n$ 。

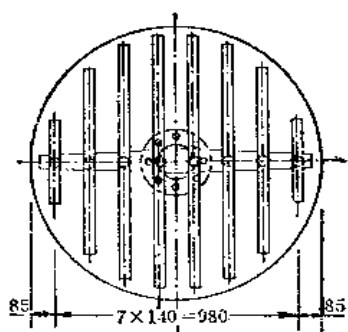


图 4-48 变径单母管进水装置

$$q_n = f_n q' \quad \text{米}^3/\text{秒}$$

$$q' = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad \text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{秒} \quad (4-105)$$

$$n = \frac{q_n}{\frac{\pi}{4} d^2 v} \quad \text{根} \quad (4-106)$$

式中  $Q$  —— 处理水量, 米<sup>3</sup>/秒;

$q_n$  —— 每根支管的配水量, 米<sup>3</sup>/秒;

$f_n$  —— 每根支管所承担的负荷面积, 米<sup>2</sup>;

$q'$  —— 单位面积的负荷比, 米<sup>3</sup>/米<sup>2</sup>·秒;

$d$  —— 小孔直径, 米;

$v$  —— 配水流速, 米/秒; 一般选0.85~1.2米/秒;

$D$  —— 母管直径, 米;

$n$  —— 每根支管孔数, 个。

变径母管通过计算选用:

$$\frac{f}{F} = 0.5 \quad (4-107)$$

$$l = 1.3D \quad (4-108)$$

式中  $f$  —— 母管端截面积, 米<sup>2</sup>;

$F$  —— 母管截面积, 米<sup>2</sup>;

$l$  —— 母管中间等截面长度, 米;

$D$  —— 母管直径, 米。

进水支管的开孔率, 即支管开孔总面积与入口母管截面积之比, 可以取1.5~4倍。支管上装水帽, 不包尼龙布的可取下限如1.5左右。进水系统兼作排水系统的, 开孔面积可适当大些, 以利排水迅速畅通。

排水装置有支管式、平板或锥形滤网式、环管式和石英砂基层等形式。但比较多的是采用进、排水合一装置。它不仅省掉一套单独的排水装置，而且可使尼龙网能够正反面通水，防止被碎脂及污物堵塞。

在采用进、排水合一的交换塔中，其底部可增设一辅助排水装置。以便加速排水泄压的速度，避免树脂落床时发生乱床现象，并便于检修时排尽塔内残液。辅助排水装置一般采用直圆筒开孔，外包尼龙滤网。

出水装置有支管式、平板滤网和锥形滤网三种。经过运行试验，对于直径2米以下的交换塔一般采用平板滤网。

浮球的形式有球形、橄榄形和圆柱形三种。其中以球形衬胶者为多，球芯材料有木材、塑料和薄钢板等。在设计时应注意下列几点：

浮球的形状应有利于沿轴向推进。

密封接触面应能保证其达到线性接触。

浮球的比重应略小于水的比重，采用0.85~0.95为宜。

直径不宜过大，一般在100~250毫米为宜。

### (二) 再生清洗塔

在正常运转中，再生清洗塔要在低盐耗、低水耗的条件下，保证较高的再生效率和清洗质量，其必须具备的条件是：适当的再生清洗流速，适当的再生剂浓度和接触时间。此外，在结构上还应满足以下几个要求：

1. 再生剂和清洗水进塔后速度适当，分布均匀，无再生和清洗死角。
2. 再生清洗塔进排树脂量要平衡、稳定。排水减压及落脂迅速。
3. 再生液、清洗水同树脂有足够的接触时间。
4. 再生及清洗效率要高，再生后树脂饱和程度要小。
5. 再生部分与清洗部分之隔断装置严密不漏，阀件动作灵活，保证树脂层平稳移动。

## 五、移动床设备防腐问题

设备防腐包括除锈及防腐层两道工艺，简介如下：

1. 除锈 防腐层能否牢固附着在设备上，除锈是很重要的一道工序，一般均采用喷砂除锈的办法。近来也有采用132\*不去锈涂料收到较好效果。其基本原理是用磷酸和亚铁氧

玻 璃 钢 配 比

表 4-46

配 料	工 序				
	一道打底	二道衬0.2玻璃布	三道涂层	四道衬0.2玻璃布	五道面层二道
	份 数				
6010环氧树脂	100	100	100	100	100
苯二甲酸二丁脂	14~15	14~15	14~15	14~15	14~15
乙 二 胺	7~8	7~8	7~8	7~8	7~8
丙 酮	15	20	15	20	15

注：份数是指重量比。

化钾为不去锈涂料的转化剂，使铁锈转化为蓝色颜料，变为涂料的成分。

2.防腐层 对于钠型交换塔建议采用涂过氯乙烯漆5~6道（也可以用耐酸漆），钠型再生塔用涂玻璃钢（玻璃布一层）的办法，对氢-钠型（考虑到钠罐可能改为氢罐）或氢型加碱的交换塔用涂玻璃钢（玻璃布一层）的办法，再生塔涂玻璃钢（玻璃布二层）的办法，有条件时也可采用喷砂衬胶的办法。

3.玻璃钢配比如下：

每道工序之间自然干燥24小时，最后一道自然干燥36小时，配料时间应在30分钟内完成。

## 六、适用范围

移动床的水质处理适用范围与同类型固定床系统相同。目前单塔型大多用在处理量小于10米<sup>3</sup>/时的装置；双塔型、三塔型使用在水处理量较大的情况下，水处理量越大，移动床的优越性越显著。如日、美等国的界限其处理水量为40米<sup>3</sup>/时，水中离子含量为100毫克/升。

## 七、运用中有关的问题

对于不同类型的移动床，其装置结构不同，产生不同的问题，可以参阅有关资料，现在阐述移动床水处理系统中经常碰到的几个有关问题：

1.树脂的输送问题 移动床的特点就是树脂需要定量循环，树脂的输送动力就是水的压力。通过试验表明：

在1公斤力/厘米<sup>2</sup>压力下，树脂和水的比例在1:0.5时，树脂不能完全流出，在1:0.75时，树脂和水能同时流完，在1:2时，树脂先流完，最后尚有水流出。

为了调节树脂和水的比例，在输送树脂管路中增设了补水管。此外，对输送管通流面积、局部阻力、溢水管等也要设计恰当。

2.树脂再生问题 树脂的再生率和再生溶液的浓度、流速、再生时间有关。在一定浓度下，有的控制树脂与再生液接触时间在80分钟以上。有的认为关键是控制流速，再生时间过长就能产生反离子作用。我们认为可以选用表4-45的数据，装置运行后，进一步调试出合适的的数据。此外尚应注意浮球的严密性，以免漏水冲淡再生液。

3.树脂分层问题 交换塔树脂分层是移动床水处理装置的运行特点。设计时要求进水有一定的动能，这样才能把树脂托住。被处理水通过交换塔的流速应大于60米/时，进水压力通常都按3~4公斤力/厘米<sup>2</sup>，交换塔内树脂层的阻力损失一般为1.5~2.0公斤力/厘米<sup>2</sup>。试验表明，当生水进水在交换塔内流速为60米/时时，树脂分层快，水带清晰。当流速降低到40米/时时，树脂就不断往下落。树脂分层就较难实现。移动床水处理设备出水量的调节有它的局限性，有一定的调节范围。

4.浮球阀的问题 浮球阀是影响移动床正常运行和再生效果的一个重要因素。在材料上分别选用不锈钢、胶木、硬木、硬聚氯乙烯塑料、硬泡沫塑料、硬木表面涂以环氧树脂、硬木外包10毫米橡胶等多种。外形做成橄榄形、蘑菇形、球形、半橄榄形。对浮球阀的要求是：接触面小、一软一硬、周围树脂有松动余地。目前较多的有：木心外包橡胶做成球形或硬聚氯乙烯做成橄榄形两种。

5. 阀门自动控制问题 移动床要求出水连续，树脂循环运转，就要求阀门进行可靠的自动控制。阀门程序控制的准确性有一定的要求。在控制方法上有用：射流技术，机械指挥仪，时间继电器等。可以由自动控制专业加以解决。

## 第九节 流动床水处理装置

### 一、原 理

流动床水处理系统，是一种完全连续式的水处理装置，它的特点是交换塔的运行是完全连续的。装置中的树脂、被处理水、再生液以及清洗水完全处于流动状态。

从树脂层看，流动床的树脂在装置内不断地流动，但它又在装置内形成有相对固定的交换层，另一方面，它在装置内被水流托起呈悬浮状态。

第一种封闭式交换塔见图4-49，交换塔分为三个室。I室相当于二级软化器，II室相当于一级软化器，III室相当于缓冲软化器，其作用是利用树脂剩余交换容量，对水进行预处理。再生清洗塔，简称副塔，上层为再生塔，下层为清洗塔。运行中，将再生清洗好的树脂用水力喷射器送到I塔底部，树脂与原水同向自下而上流动，树脂借原水水压托起形成固定的树脂交换层。I

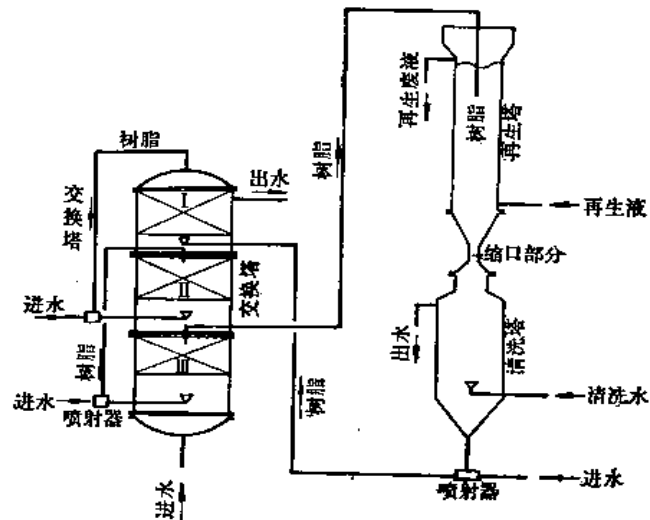


图 4-49 封闭式交换塔流动床

室树脂从上部用水力喷射器送至II室底部，亦同样形成固定的树脂交换层，继而又进入III室底部，最后从III室顶部借压差将其送入再生清洗塔进行再生。

第二种敞开式多级交换塔，塔内装有塑料挡板，这样就把整个交换塔分成几个区域。见图4-50。

挡板中部有一个 $\phi 28$ 毫米的落树脂孔，沿挡板平面上，开有一定数量的直径 $\phi 2$ 毫米的过水孔，孔的间隔为 $5 \times 5$ 毫米，孔的总面积为塔身截面积的10%。

原水自交换塔底部经配水管进入塔内，它在向上流的过程中，与下落的树脂进行离子交换逐渐成为软水流出交换塔。新生树脂靠塔的位置动能，从再生塔底部输往交换塔顶部，它在下落的过程中与向上流的硬水进行离子交换，逐渐成为失效树脂，集存于塔的底部。失效树脂经喷射泵从交换塔底部抽出，往再生塔顶部输送，它在下落的过程中，在再生段内与向上流的再生液进行离子交换再生成新生树脂。在清洗置换段内与向上流的置换水进行清洗置换，洗涤干净后，集成于再生塔的底部，靠位置动能又输往交换塔顶部，循环往复连续不断。高浓度再生液（食盐液浓度30%，或盐酸浓度20%）从高位液箱经稳流管，定量注入再生塔内，它同清洗树脂后继续向上流动的置换水相混合成为稀释再生液，

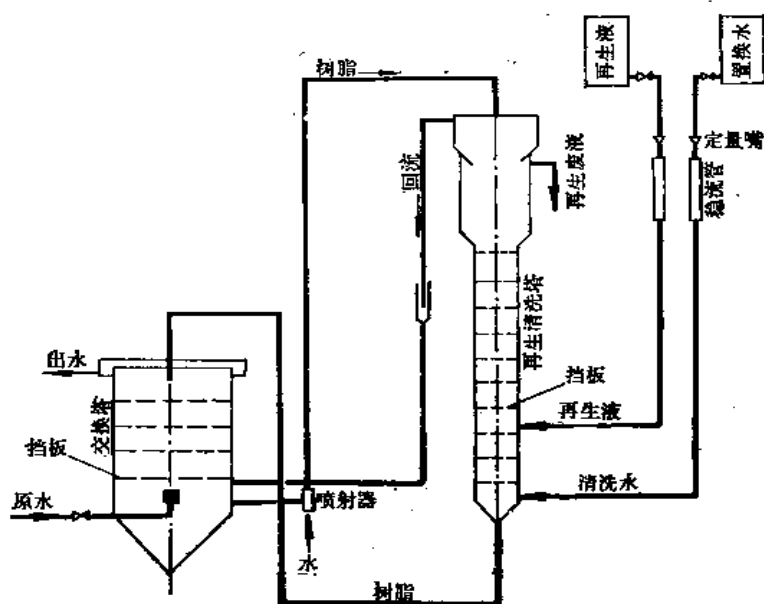


图 4-50 敞开式交换塔流动床系统图

稀释再生液再继续向上流动，并与下落的失效树脂进行离子交换，最后成为废液从废液管排出。向下流的一股清洗水则带同新生树脂输往交换塔顶部，绝大部分的水经回流管流入交换塔底部，小部分经废液管排出塔外。

所谓置换技术是指置换水进入再生塔的清洗置换段，对已再生好的树脂进行清洗及置换。被置换的再生液在再生段内得到全部利用，因此可以得到较低的再生液耗量，同时节约了大量清洗用水。

再生塔的再生段，以钠型塔为例，其液相介质是10%左右的NaCl溶液，再生塔的清洗段其液相介质是清水。NaCl溶液和清水是两股同方向流动的液体，固相物质是离子交换树脂，它和液相的流动方向相反，由于NaCl溶液的比重大（饱和液比重1.19），又能迅速溶解于清洗水，再加上反方向流动的树脂的搅拌作用，因此形成一个“再生液—水”混沌的区段，这就是再生液与清洗水的中间过渡区段，我们称它为置换段，在这个区段里，树脂、再生剂、清洗水三者相互作用产生的物理化学反应就叫置换过程。

要达到良好的置换效果应具备下列几个条件：

1. 树脂在置换段内降落速度为3~4米/时。
2. 再生液浓度尽可能大些，流量尽可能小些，如钠型阳离子再生，氯化钠的溶液要达到饱和或接近饱和，再生剂的用量为2克当量/升树脂（即NaCl117克/升树脂）较好，最大不宜超过3克当量/升树脂（即175克/升树脂）。
3. 在树脂降落速度不大于4米/时的条件下，置换水的总流量为1.7~2.0升/升树脂左右为宜，置换水上升流速为树脂降落速度的70~100%。

通过试验，树脂降落速度，再生液的流量和浓度，置换水的流量流速等同置换效果的关系见表4-47。

树脂的再生程度试验结果见表4-48。

置换、清洗试验结果

表 4-47

序号	树脂降落速度 (米/时)	再生剂原液		再生段混合再生液		置换水		置换清洗效果	
		浓度 (克当量/升)	流量 (升/升树脂)	浓度 (克当量/升)	上升流速 (米/时)	总流量 (升/升树脂)	上升流速 (米/时)	输送再生后树脂水的氯根 (毫克/升)	评语
1	2.48	4.14	0.42	1.47	3.01	1.97	1.93	37	良好
2	2.87	5.03	0.38	1.71	3.20	1.63	2.11	31	良好
3	3.15	3.99	0.74	1.68	5.55	3.00	3.22	15	良好
4	3.48	5.19	0.52	1.41	6.88	2.09	5.06	47	良好
5	3.80	4.70	0.52	1.42	6.55	1.96	4.57	24~51	良好
6	4.40	5.10	0.59	1.37	9.70	2.51	7.10	89	较差
7	4.77	4.90	0.26	1.98	3.03	1.14	1.81	140~322	不合格
8	5.07	4.96	0.54	1.89	7.17	1.59	4.44	131~170	不合格

树脂的再生程度试验结果

表 4-48

序号	树脂降落速度 (米/时)	再生剂用量NaCl (克当量/升树脂)	再生段混合再生液		再生后树脂	
			浓度(克当量/升)	上升流速(米/时)	再生程度(%)	恢复的交换容量 (克当量/升)
1	3.15	1.11	1.55	2.30	52.6	1.01
2	3.48	1.47	1.85	2.74	59.1	1.05
3	3.80	1.75	1.42	6.55	68.8	1.16
4	4.40	3.03	1.37	9.70	76.2	1.39
5	4.77	2.92	1.86	6.95	81.0	1.49
6	5.07	2.72	1.89	7.17	80.6	1.34

再生剂的当量比耗试验结果见表4-49。

再生剂的当量比耗

表 4-49

序号	树脂降落速度 (米/时)	再生剂用量 NaCl (克当量/升 树脂)	再生段混合再生液		再生树脂		树脂与再生剂对流速度 (米/时)	再生剂的当量比耗 (克当量/克当量)
			浓度 (克当量/升)	上升流速 (米/时)	再生程度 (%)	恢复交换容量 (克当量/升)		
1	3.15	1.11	1.55	2.30	52.4	1.01	5.45	1.10
2	3.48	4.30	1.71	8.68	89.4	1.73	12.16	2.48
3	3.80	1.75	1.42	6.55	60.0	1.16	10.35	1.51
4	4.40	3.47	1.43	10.70	72.8	1.41	15.10	2.46
5	5.08	1.36	2.18	2.87	47.8	0.93	7.95	1.47

## 二、主要优缺点

- 1.能连续生产，做到供水不间断。这是流动床的特点，固定床一般每周期需要2~4小时的再生时间，移动床倒换树脂时也要停止运行片刻。
- 2.软化水的效率高，装置的体积小。封闭式交换塔的流动床，交换流速可达50~80米/时，敞开式交换塔流速可达20~30米/时，比固定床要高，因此在同样水质及出水量的情况下，流动床装置体积比固定床及移动床要小。所以占地及投资也省。
- 3.操作管理方便，流动床操作阀门较少，运行管理比移动床要简便。

3-104

4.树脂利用率高,树脂饱和度可达80~95%。而固定床一般只能达60%。

5.清洗水耗低,清洗水耗一般不超过树脂体积的3倍。总耗水量不大于总出水量的3%。移动床清洗水量一般为树脂体积的7~9倍。

6.水量调整好后,可自动进行交换、再生、清洗。

7.树脂磨损较严重,树脂在不断流动,特别是利用水力喷射器输送树脂,因而磨损比较严重。

8.再生塔采用了“置换”技术、悬浮逆向再生和清洗,树脂的清洗用水用于置换,置换水又用于稀释再生液,再生剂当量比耗低,约1.2~1.4。

### 三、主要设备

#### (一) 交换塔

交换塔有直筒形和扩口形两种,扩口形较直筒形具有交换流速高、产水量大、树脂填充量较少等优点。塔口为敞开式,材料有用钢板内衬涂料(少数还有用钢筋混凝土内衬白瓷砖)和采用硬质聚氯乙烯塑料制成。塔体上大下小,呈蘑菇状,塔内设三层阻留式分层挡板(间距0.5~0.6米),将塔体分成四个交换区,交换区以上,塔的截面积逐步扩大,形成一个扩口形的水垫层。塔顶溢水口设有立式滤网(60目),截留浮游的细小树脂。

交换塔的上部水垫层主要起缓冲、变速和分离作用。水垫层的截面积比交换区截面积大一倍。水垫层高约0.5米,使通过树脂床的高流速的交换水,进入水垫层后流速减低一半。这样交换水冲起来的树脂,在水垫层中能自由沉降,重新回到交换区。少数浮游的细小树脂,可被立式滤网截留在滤网上。

#### (二) 阻留式分层挡板

流动床的特点是在交换过程中不断地从塔底排出失效树脂,由塔顶输入新再生的树脂。树脂在交换塔内分层主要依靠挡板的节制作用。

由于树脂分层效果的好坏,直接影响出水质量、树脂净再生率及再生剂的比耗,因此挡板是流动床交换塔的关键设备。挡板结构的形式,以采用阻留式分层挡板效果较好,其结构如图4-51所示。扩口形流动床交换塔的每块分层挡板,由六块扇形挡板,一块圆形挡板拼装组成。挡板上每平方米设置60个阻留式过水单元,如图4-52所示,每个单元由六个20毫米的过水孔和一块阻留式盖板构成。盖板与过水孔的间距为3~4毫米。盖板的边缘与过水孔的外沿水平距为10毫米,它是根据树脂堆积塌落角的特性来确定的。每层挡板的中心,设置一个控制降落树脂用浮球阀,如图4-53所示。浮球阀在运行时能浮起,停运时能关闭。

当交换塔运转时,阻留式分层挡板中心的浮球阀被上升的水流托起,阀孔敞开,上一个交换区失效程度较大的树脂,经阀孔落至下一个交换区。当交换塔停止运转时,浮球阀立即下落,将阀孔关闭,阻留盖板挡住树脂,树脂沉降在各层挡板上,但是并不能落到下一个交换区,从而使树脂床起落不乱层,保持各区树脂的失效程度稳定,层次分明。过水孔上的阻留盖板还具有分流作用,使布水均匀。交换水从各阻留盖板水平方向喷出,在各交换区与树脂充分接触,以利提高出水质量。同时水平方向的水流,对树脂床起搅拌作用,防止了死角,使树脂床的失效程度均衡,更进一步提高了出水质量。

交换塔设置阻留式分层挡板,形成四个交换区,各个交换区树脂的失效程度自下而

48



上, 第一区达90%以上。第二区达70%~75%, 第三区达50%~60%, 第四区达45%~50%。输出的树脂失效程度为90%以上。树脂的净再生率可达60%~65%。

### (三) 再生清洗塔

再生清洗塔直径较小, 一般只有交换塔的25%左右, 比较容易制造。直径300毫米以下大都采用有机玻璃管制成。因此不必防腐, 且树脂、再生液、清洗水等流动情况可以看得很清楚, 对运行调整很方便。300毫米直径以上的再生清洗塔, 一般采用硬质聚氯乙烯塑料制成。其结构与双塔式移动床的再生清洗塔相同。

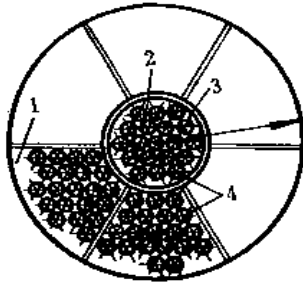


图 4-51 阻留式分层挡板  
1—扇形挡板; 2—圆形挡板; 3—浮球阀; 4—阻留式过水单元

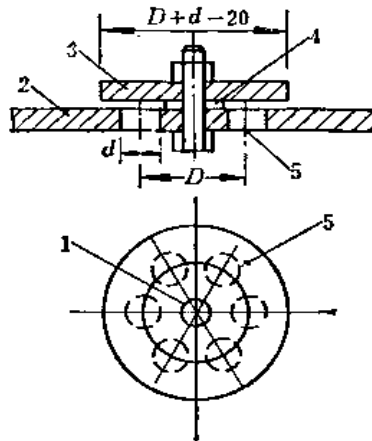


图 4-52 阻留式过水单元  
1—螺栓孔; 2—扇形或圆形挡板; 3—阻留盖板; 4—硬塑料垫板; 5—过水孔

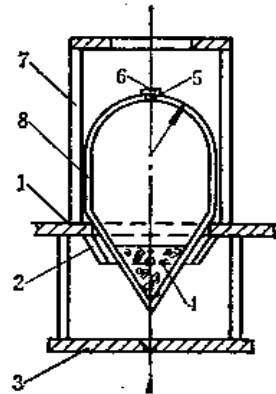


图 4-53 降落树脂浮球阀  
1—分流板; 2—阀孔缩口; 3—圆形挡板; 4—铅粒; 5—导框; 6—活动堵塞; 7—调垂孔; 8—浮球

## 四、流动床设备计算

### (一) 交换塔

#### 1. 交换塔直径 $D_1$

$$D_1 = \sqrt{\frac{Q}{0.785v_1}} \quad \text{米} \quad (4-109)$$

式中  $Q$ ——设计处理水量, 米<sup>3</sup>/时;

$v_1$ ——交换流速, 米/秒, 一般敞开式交换塔 $v_1=20\sim30$ 米/时, 封闭式交换塔 $v_1=80$ 米/时左右。

2. 树脂层厚度 上面树脂层为保护层, 借以保证出水质量。该层宜取 $\geq 500$ 毫米左右。中层树脂为主要交换层, 一般不小于600~700毫米, 最好取800~1000毫米。

下层树脂为缓冲层, 主要是充分利用树脂的交换容量, 提高树脂利用率, 一般300~500毫米即可。

### (二) 再生清洗塔

#### 1. 再生漏斗体积 $V_{\text{再}}$

$$V_{\text{再}} = 1.1W_1 \quad \text{米}^3 \quad (4-110)$$

式中  $W_1$ ——一个大周期的饱和树脂量, 米<sup>3</sup>。

设计按下列两个条件进行:

树脂在塔内停留时间不小于30分钟。

树脂在漏斗内的降落速度不大于1.0米/时。

2.再生段截面积 $F_r$ ,

$$F_r = \frac{q}{v_r} \quad \text{米}^2 \quad (4-111)$$

式中  $q$ ——树脂循环量, 米<sup>3</sup>/时;

$v_r$ ——树脂降落速度, 米/时, 一般为3米/时。

再生液上升流速为3米/时, 再生时间为1~2小时。树脂在塔内为悬浮状态, 靠自重向下移动, 再生液逆向往上流动。

### 五、运行中存在问题

1.再生剂耗量仍较大 目前, 一些厂的运行盐耗在140克/克当量至200克/克当量之间。而移动床盐耗一般在100~140克/克当量之间。这是由于目前流动床技术的优越性还没有发挥, 装置设计、运行技术、管理水平尚待进一步提高。还需要继续试验研究解决这个问题。

2.树脂破碎较严重 流动床树脂在不断流动, 同时利用水力喷射器输送树脂, 由于喷射速度高, 于混合段高速搅动, 因而树脂破碎严重。

3.取脂困难 封闭式交换塔分隔成三个室, 每一室之上部树脂处于压实状态, 树脂往于水帽周围抱成较紧密的一球状, 若球范围大, 则取脂不成。在大直径的设备上, 取脂点布置不均则造成偏流, 偏流之后就造成短路穿透, 几个厂的实验往往由于取脂管因树脂于水帽上抱成球状取不出脂而停止。

4.敞开式交换塔的交换流速, 当树脂的有效高度为1米时, 交换流速采用30米/时, 树脂猛烈翻腾, 在挡板间互相窜扰较严重, 粒度小的树脂不易逐层下降。当交换流速采用20米/时时, 树脂运动比较平稳。

5.树脂输送平衡问题 由于交换塔及再生段、清洗段的树脂要平衡, 否则影响运行工况, 而且树脂平衡受喷射水源(或输送水)的压力、流量、缩口部分的液体流速及再生液, 洗涤水之流量、压力等因素的变化而变化, 所以树脂平衡要靠有效的控制才能实现。

6.结构复杂 这类系统由于树脂在每个室里与水同向顺流交换, 交换效果是不好的, 为了解决这个问题, 故分为几个室, 从整体看是与水逆向, 由于分室, 每室中上下层布水帽(通水)同时将树脂喷入及取出, 所以结构十分复杂, 使制造检修都较困难。

这类系统存在上述几个较大的问题, 目前仍处于工业试验运行阶段。

## 第十节 双塔连续移动床水处理装置

### 一、原理

双塔连续移动床水处理装置采用了移动床的交换技术, 流动床的再生清洗技术。该种装置由交换塔和再生清洗塔两塔组成, 见图4-54。

这种装置的交换塔是移动床的交换塔运行方式，再生清洗塔是流动床的再生清洗运行方式。双塔连续移动床的运行基本是成功的。它既保持了移动床交换塔交换流速大、设备小而出水多的优点，又具有流动床再生设备简单，管理方便，盐耗、水耗可以较低的先进技术。

## 二、工艺流程

待处理水从水源加压送往交换塔下部进水管，经布水装置由下向上流经树脂层而得到软化。交换过程分周期进行，周期开始，排水阀门关闭，进水阀门和软水阀门开启，与交换漏斗连通的浮球阀及空气阀因受压也处于关闭状态。此阶段为交换软化时间。交换过程中，喷头下部的饱和树脂（上一个周期排出的饱和树脂）连续定量地被排往再生清洗塔顶部漏斗。交换周期结束，进水阀和出水阀关闭，排水阀和空气阀开启，塔内因处于减压状态，浮球阀开启，交换塔上部漏斗内业已再生清洗好的树脂补充到塔内（约一分半钟），此时已饱和的树脂又落入交换塔喷头下面的底部。以上构成了交换塔的一个周期。

再生、清洗过程是连续进行的。水从稳流管连续流入清洗段的底部，一部分水将再生、清洗好的树脂连续定量地输送至交换塔漏斗，一部分水自下而上地对树脂进行悬浮逆流清洗。此清洗水继续上升至缩口段形成高流速，顶托上部浓再生液不致下窜。通过缩口以后，清洗水被用来稀释自稳流管连续流入再生段的浓再生液。此液再生树脂后，形成废液至再生漏斗顶部溢流排出。

如上所述，交换塔树脂周期地交换、移动过程，再生清洗塔树脂连续地再生、清洗过程，构成了双塔连续移动床的生产工艺过程。

## 三、特点和效能

1. 设备结构简单、操纵管理方便 移动床再生塔就需5~6个自动阀门和1~2个再生液输送泵，有的阀门动作时间以秒计算，程序比较复杂，易出故障。而连续移动床再生

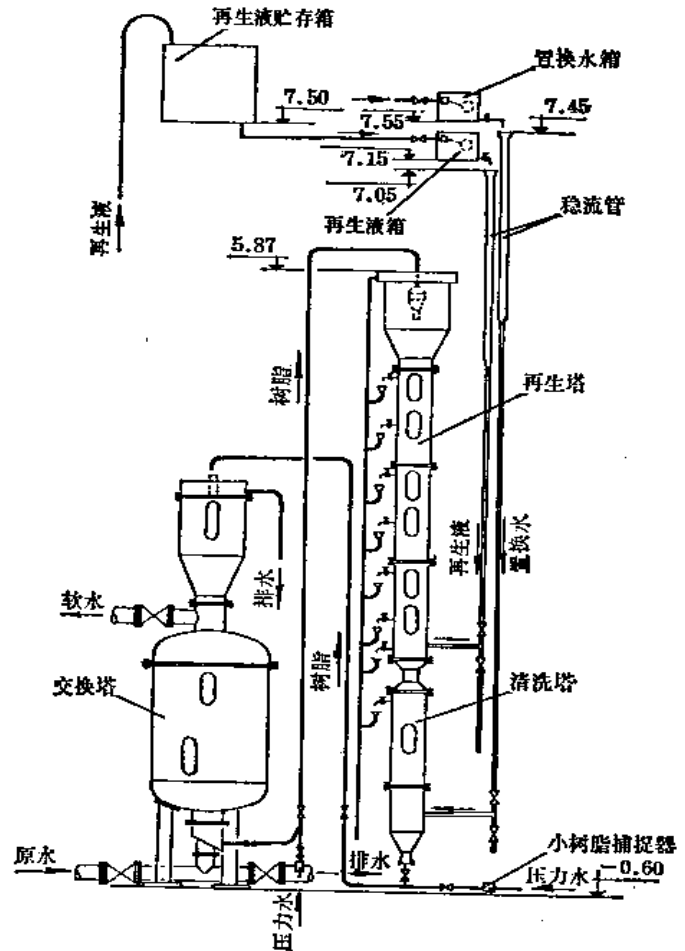


图 4-54 双塔连续移动床系统图

清洗塔没有一个需要电控的阀门。树脂、再生液、置换清洗水均靠重力位差输送，运行中无动作部件，故障较少，操纵管理很方便。树脂输送靠自身压力，便于管理。而流动床需要单设一个树脂喷射泵。

2. 运行可靠性高 要保证移动床可靠地运行要求树脂在各塔间移动（流动）要稳定而且平衡，进入树脂量和排出树脂量要平衡，层次要分明。树脂所失去的交换能力必须在再生时能恢复并清洗干净以保证树脂交换容量的平衡。连续移动床结构合理，流程简单，控制灵活，为保持这两个平衡创造了有利条件，所以运行可靠性比较高。

3. 运行灵活性好 当处理水质稍有波动时，或由于故障造成软水质量恶化时，可加以调整，以适应水质的变化。调整树脂的循环量，调整交换周期，调整再生剂的用量，调整交换塔的进水流速。只要调节上述四个条件中之任一个，都可以保证出水质量。

4. 运行经济性好 连续移动床再生过程是连续进行的，再生剂用量少。由于流速适当，树脂下移稳定，且呈半压实状态接触，此时产生一定的扩散压力，树脂和再生剂接触面积也较压实时大，有利于再生过程的进行，特别是被树脂携带下去的再生剂全部被置换清洗水顶托上来而较完全地被回收利用，所以再生剂用量较省。

5. 设备耗水量低，由于采用了低流速逆向清洗的方式，清洗水耗较低，一般 $\leq 2\%$ ，清洗质量较好。

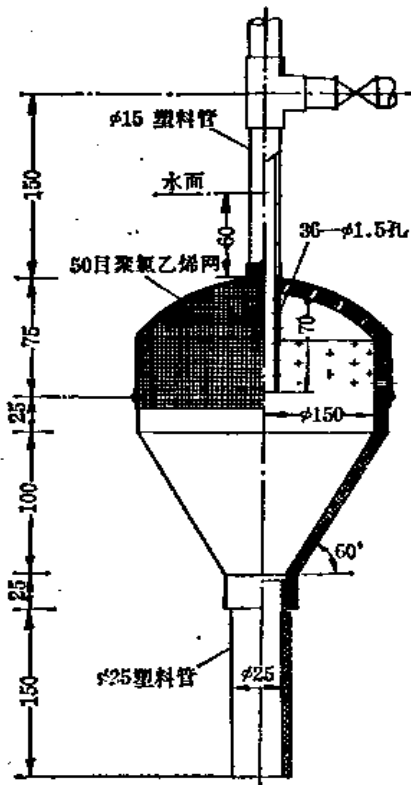


图 4-55 树脂自封装置

当再生漏斗中的树脂面上升到一定位置时，树脂则充满自封装置，而输送水可以从自封滤网中溢出，且很快在树脂输送管口处形成背压，当和树脂输送压力平衡的时候，树脂

#### 四、存在问题和看法

##### (一) 交换塔

1. 列管式喷头布水均匀性可以满足要求，但喷头面积占交换塔横截面积的32.6%，不太有利于树脂床的稳定降落。

2. 交换塔内挡板增加了树脂落床的稳定性，提高了排出树脂的饱和程度。但由于受压较大，塑料挡板破裂。撤消挡板后，用列管喷头，树脂饱和程度也可达90%，故可以不设挡板。

3. 平顶式出水滤网透水面积有限，当交换流速增大时，滤网很容易崩裂。

4. 要解决从压力式交换塔底部将饱和树脂定量而稳定的输送到再生清洗塔顶部漏斗中去的问题。根据树脂循环量的需要，当交换塔输送压力、被输送树脂与输送水的比例关系一定的条件下，需选择适当的输送管径来配合。尽管如此，这对正常生产来说仍然是不稳定的。因为随着交换塔中饱和树脂的输出，由于输送水量的逐渐增加，影响了被输送

当即停止输入。随着再生漏斗树脂面的降低，自封装置内的树脂被排到再生漏斗中，背压消失，树脂的输送重又恢复正常。

5. 树脂自封装置可以满足输送树脂量平衡的要求，因为整个自封装置都在再生漏斗溢水面以下，当交换塔周期末排水的时候，由于发生了虹吸现象，将再生漏斗中的废液导入交换塔一部分，污染了交换系统。为了克服这一缺点，设想可以将自封装置的自封滤网部分提高到液面以上，当再生漏斗中树脂面下降的时候，为了保证自封装置的树脂很快排入再生漏斗，可单设一个水箱（如图4-56），采用自补水的方法。

这样交换塔在周期末排水减压时不会形成虹吸现象，避免了对交换系统的污染。

6. 交换塔漏斗的锥度不宜大于 $60^\circ$ 。为了安全运行以防浮球阀故障的发生，上部采用滤网密闭性比较好。

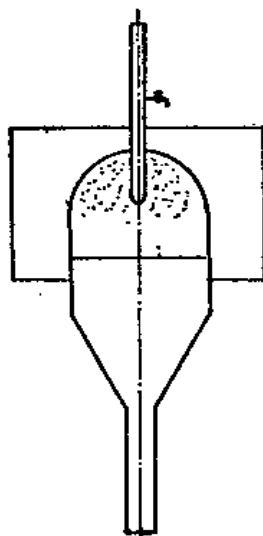


图 4-56 水箱式树脂自封装置

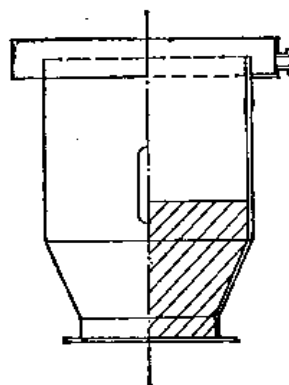


图 4-57 再生塔漏斗结构

## （二）再生清洗塔

1. 树脂、再生液和置换清洗水在再生清洗塔内的流速对树脂再生率的提高影响很大，经过试验证明，随着塔体截面积的增大，树脂下降流速、清洗流速、再生流速相应降低后再生率和清洗质量都有一定提高。试验证明，树脂下降流速和再生剂、置换清洗水流速都不能超过4米/时，在2~3米/时效果更好一些。

2. 目前交换塔树脂的饱和率还是较高，但是相应树脂的再生率显得低一些，今后从再生流速、浓度和再生接触时间等方面想法去提高树脂的再生率。

3. 缩口流速从目前10米/时提高到15~20米/时可以防止再生段浓再生液向清洗段窜流和渗透。

4. 可以认为树脂的反洗过程就是在再生漏斗中完成的。为了使破碎树脂能够跟随再生废液一同溢出，而不致使完整的树脂流失，除了应该限制再生液在再生漏斗中的流速（不大于1米/时）以形成稳定的树脂面外，为了使再生废液溢流稳定，漏斗上部最好采用溢流堰式的结构。如图4-57。

5. 进塔再生液浓度尽量提高，以增加塔内再生液浓度，这样有利于树脂再生率的提高。当进塔再生液浓度采用250克/升时，塔内再生液浓度仅为50克/升左右，显然是低了

一些。

## 五、连续移动床设备计算

### (一) 交换塔

#### 1. 交换塔面积 $F_1$

$$F_1 = \frac{Q}{v_1} \text{ 米}^2 \quad (4-112)$$

式中  $Q$ ——处理水量, 米<sup>3</sup>/时;

$v_1$ ——交换流速, 米/时(可按表4-50选用)。

流 速 选 用 表

表 4-50

原 水 硬 度	毫克当量/升	2.0	3.0	4.0	5.0
建 议 流 速	米/时	80~70	75~65	65~55	60~50

#### 2. 每周期饱和树脂量 $q$

$$q = \frac{T v_1 H_0 F_1}{E_q \eta} \text{ 米}^3 \quad (4-113)$$

式中  $T$ ——每周期净交换时间, 小时;

$v_1$ ——交换流速, 米/时;

$H_0$ ——原水硬度, 克当量/吨;

$E_q$ ——树脂的全交换容量, 克当量/米<sup>3</sup>;

$\eta$ ——树脂净再生程度, 当盐耗为1.6时,

$\eta=0.5$ ,  $\eta$ =再生程度-(1-饱和程度);

$F_1$ ——交换塔有效截面积, 米<sup>2</sup>。

3. 树脂层厚度 树脂层厚度与原水硬度交换周期等有关, 按表4-50所列硬度和交换流速, 树脂层的厚度为0.8~0.9米, 出水水质即能达到要求, 考虑其它不利因素, 树脂层厚度选用1米。

4. 水垫层 水垫层系指进水喷头到树脂层底面的水层。它对喷孔的均匀布水及缓和对树脂层的冲击起调节作用。水垫层高时树脂分层状态平整, 但对稳定落床不利, 同时也加长了排水时间, 一般为0.1~0.2米。

5. 交换塔漏斗是用来贮存再生好的新生树脂, 其容积按周期树脂循环量的1.1~1.2倍计算, 漏斗锥度按60°设计, 顶部设置滤网。

6. 防腐问题见移动床的一节。

### (二) 再生塔

1. 再生漏斗是为调节树脂量而设置的, 并起预再生作用, 按下述两条件设计:

树脂在塔内停留时间不小于30分钟;

树脂在漏斗内的降落速度不大于1.0米/时, 为了施工简便, 设计采用与交换塔漏斗相同的直径及锥度。

#### 2. 再生段截面积 $F_2$

$$F_2 = \frac{q}{v_2} \text{ 米}^2 \quad (4-114)$$

式中  $q$ ——树脂循环量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $v_r$ ——树脂降落速度, 米/时。

树脂在塔内为悬浮状态, 靠自重向下移动, 再生液逆向往上, 再生效果与树脂和再生液的相对流速有关, 和树脂在塔内停留时间有关, 目前设计按树脂降落速度3米/时, 停留时间60分钟, 即再生塔高度为3米考虑。

3. 中间缩口 为了防止再生液下泄到清洗段, 故在清洗段和再生段之间加了中间缩口, 缩口处树脂降落速度按15~20米/时考虑。

4. 清洗输送段 为了施工方便, 设计时使清洗输送段管径相同, 高度为1.5米。

5. 稳流管 起到调压及减少气泡带入再生塔的作用, 交通部通用图中稳流管管径 $D_0$ 60毫米, 长度2.0米, 清洗水稳流管的顶部应高于再生塔液面1.5米左右。再生液稳流管由于缩口的影响, 一般管内液面大致和再生塔液面相平, 因此可以把再生液的稳流管稍低于清洗水稳流管, 以降低房屋高度。

6. 树脂的输送 饱和树脂的输送是靠交换罐的压力送至再生塔漏斗的, 在一个周期内要把饱和树脂全部输送完毕。输送管采用塑料管, 管径应在调试中调整, 一般在 $D_0$ 15~20毫米左右。设计中要有自封装置, 当再生塔漏斗树脂到达一定高度后, 树脂能自动停止输送。

新生树脂的输送是靠重力送至交换塔漏斗的, 因此再生塔漏斗液面应有一定的高度差, 交通部通用图中按1.5米考虑, 清水进口距清洗输送段锥底的距离一般可取0.4米, 树脂在管内流速为0.2~0.3米/秒之间, 管路转弯部分应以圆弧曲线相连, 尽量避免直角弯头, 以免树脂阻塞。

## 六、双塔连续移动床的运行数据, 见表4-51

双塔连续移动床运行数据

表 4-51

项 目	单 位	双塔连续移动床	备 注
原水硬度	毫克当量/升	3.0~4.7	
软水硬度	毫克当量/升	<0.05	
盐 耗	当量比	1.5~1.6	
水 耗	吨/100吨软水	2.0	
进水压力	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	4.7	
出水压力	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	4.2	
出 力	吨/时	71	因水泵所限不能再提高
交换流速	米/时	46	
再生液浓度	%	6~8	进塔浓度250克/升
再生流速	米/时	2.5~3.0	
清洗流速	米/时	2	
清洗水比耗	米 <sup>3</sup> 水/米 <sup>3</sup> 树脂	0.7~0.8	
清洗水残留氯根	毫克/升	<200	原水中含氯根11毫克/升
树脂循环量	升/时	277	
树脂流速	米/时	2.5~3.0	
树脂饱和度	%	90左右	
树脂再生度	%	55~60	
树脂净再生率	%	50左右	

## 第十一节 锅炉给水除盐

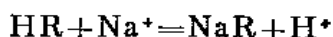
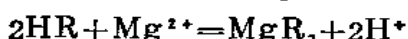
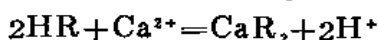
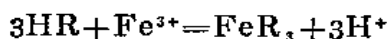
### 一、概 述

锅炉给水的品质是影响锅炉安全、经济运行的重要因素之一。天然水中含有许多杂质，经混凝和过滤处理后，仅可除去水中的悬浮物和胶态物质，而软化处理只能除去水中的硬度（即钙、镁离子）。由于高温高压锅炉的迅速发展，特别是超高压、亚临界、超临界参数锅炉的采用和直流锅炉的出现，对锅炉给水水质的要求更加严格，需将水中所有盐类几乎除尽。即使对于工业锅炉来讲，在原水含盐量很高时，也同样需要采用化学除盐、电渗析除盐等水处理方法，使给水质量达到要求。

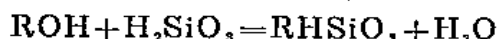
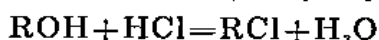
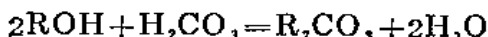
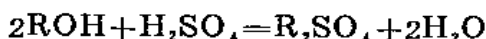
### 二、化 学 除 盐

#### （一）化学除盐的原理和方式

1.原理 含盐水首先进入装有H型阳离子交换树脂的设备，使水中含有的各种阳离子和离子交换树脂发生如下反应：



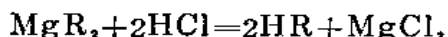
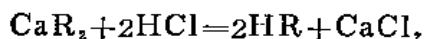
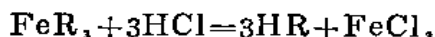
上述交换反应的结果是水中各种阳离子（ $\text{Fe}^{3+}$ 、 $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Mg}^{2+}$ 、 $\text{Na}^+$ 等）被吸附在离子交换树脂上，而离子交换树脂上的 $\text{H}^+$ 则到水中去了。因此水中阳离子几乎只含有 $\text{H}^+$ ，它和各种阴离子发生作用后，生成酸类，如 $\text{H}_2\text{SO}_4$ 、 $\text{H}_2\text{CO}_3$ 、 $\text{HCl}$ 等。这样的水质再进入装 $\text{OH}^-$ 型阴离子交换树脂的设备，便发生如下反应：



由此可见，含盐水经阳、阴离子交换处理后，水中各种离子几乎除尽，并且这种水是近于中性的。

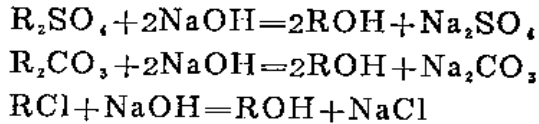
在离子交换运行一段时间后， $\text{H}^+$ 型阳离子交换树脂和 $\text{OH}^-$ 型阴离子交换树脂分别变为 $\text{FeR}_3$ 、 $\text{CaR}_2$ 、 $\text{MgR}_2$ 、 $\text{NaR}$ 和 $\text{R}_2\text{SO}_4$ 、 $\text{R}_2\text{CO}_3$ 、 $\text{RCl}$ ……，出水水质已经不能满足给水品质要求，此时便认为阳、阴离子交换树脂已失效，要进行再生。

阳离子交换树脂一般用 $\text{HCl}$ （或者 $\text{H}_2\text{SO}_4$ ）再生，其反应如下：



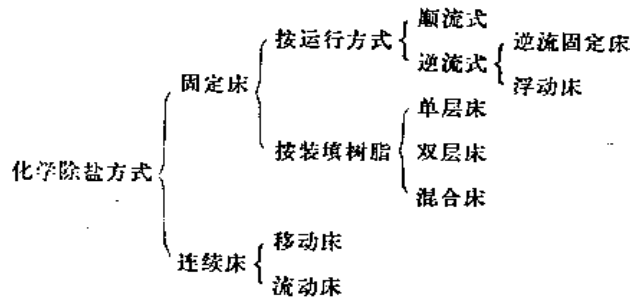
阴离子交换树脂一般用 $\text{NaOH}$ 再生，其反应如下：





这样，失效的阳、阴离子交换树脂经过再生之后，分别又变成  $H^+$  型 (HR) 和  $OH^-$  型 (ROH) 树脂，又可进行化学除盐反应。

2. 方式 化学除盐方式与软化方式相近，可分为固定床和连续床两大类。



双层床是将弱型树脂和强型树脂装填在同一交换器中，上部是弱型树脂，下部是强型树脂。弱酸——强酸树脂称阳双层床；弱碱——强碱树脂称阴双层床。双层床是一种新型的水处理设备，近年来，经有关部门的共同努力，这项新技术已由小型试验研究阶段进入工业试验阶段，并在一些电厂的水处理系统中成为主要的制水设备。

混合床离子交换水处理设备是随着生产技术的发展，特别是锅炉参数的提高和直流锅炉的出现以及有些工业部门对水质要求的提高，经过一级除盐系统，甚至二级除盐系统处理过的水质尚不能满足要求，若再增加除盐设备的级数，会使系统复杂化，为此采用混合床除盐是适宜的。混合床离子交换器是把  $H^+$  型阳树脂和  $OH^-$  型阴树脂均匀地混合在一个交换器内，其阴、阳离子交换反应几乎是同时进行的，它相当于无数级的化学除盐系统。

### (二) 化学除盐系统

由于原水水质不同，以及不同的锅炉型式和运行参数，对给水的品质要求和处理水量也不同，所以应按照不同的情况采用不同的化学除盐系统，以求得经济、安全地运行。几个典型的除盐系统见表4-52所示。

原水一次相继通过  $H^+$  型和  $OH^-$  型离子交换器进行处理的这种形式称为一级除盐系统，如表4-52中1~3项，一级除盐系统较简单，能达到低压锅炉给水品质的要求。

在第3种系统中增设了弱碱阴离子交换器，它适宜于处理含强酸阴离子 ( $SO_4^{2-}$ 、 $Cl^-$ 、 $NO_3^-$ ) 量多的原水，而且将再生液先通过强碱阴树脂后再通过弱碱阴树脂进行串联再生，可以节省大量的再生液。另外，弱碱树脂工作交换容量大，运行周期长。

第4、5种系统基本是一个系统，在第5种系统中，把弱、强两种树脂装在一个设备内，分别组成了阳双层床和阴双层床，这样较之第4种系统节省了设备，减少了占地面积。

第6~8种系统中设置了混合床，其出水水质是非常好的，所以对给水水质要求很高的高压、超高压和直流锅炉采用这种系统。

### (三) 化学除盐几个问题的讨论

1. 化学除盐的适用范围 一般来说，原水含盐量小于或等于500ppm时，采用化学除

几个典型的除盐系统

表 4-52

序号	系统流程	出水水质			适用条件		特点
		溶解固形物 (毫克/升)	SiO <sub>2</sub> (毫克/升)	电导率 (微欧/厘米)	进水水质	用途	
1	强酸→强碱	2~3	0.02~0.1	10~15	碱度较小, 含盐量和含硅量不高	高压锅炉和低压锅炉	系统简单
2	强酸→除CO <sub>2</sub> →强碱	2~3	0.02~0.1	10~15	碱度不太大, 含盐量和含硅量不高	高压锅炉和低压锅炉	系统简单
3	强酸→弱碱→除CO <sub>2</sub> →强碱	2~3	0.02~0.1	10~15	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , Cl <sup>-</sup> 含量高, 碱度和硅酸含量不高	高压锅炉和低压锅炉	强碱阴离子交换器专用于除硅, 出水水质好, 经济性好
4	弱酸→强酸→除CO <sub>2</sub> →弱碱→强碱		<0.1	<5	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , Cl <sup>-</sup> 含量和碱度物高, 硅酸含量不高	高压锅炉和低压锅炉	运行经济性好, 但设备投资费用多, 占地面积大
5	阳双层床→除CO <sub>2</sub> →阴双层床		0.1	<5	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , Cl <sup>-</sup> 含量和碱度物高, 硅酸含量不高	高压锅炉和低压锅炉	运行经济性好, 设备费用少, 占地面积小
6	强酸→除CO <sub>2</sub> →强碱→混合床		<0.02	<1.0	碱度不太大, 含盐量低, 硅酸含量高	高压或直流锅炉	系统较简单, 出水水质好
7	弱酸→除CO <sub>2</sub> →混合床		<0.1	1~5	碱度高, 含盐量和含硅量低	高压或直流锅炉	经济性好
8	阳双层床→除CO <sub>2</sub> →阴双层床→混合床		<0.02	<0.5	碱度、含盐量和含硅量均较高	高压或直流锅炉	经济性好, 出水水质稳定, 设备费用少, 系统简单

盐进行水处理, 制水成本是最低的。对于含盐量大于500ppm的原水水质采用化学除盐处理就不很经济了。因随着含盐量的增加, 原水的预处理费用、化学药剂和维修费用需提高。倘若原水含盐量大于1000ppm时, 单独用化学除盐就更加不经济了, 需同其它方法(如电渗析法、反渗透等)联合使用, 化学除盐作为“精加工”处理。对于含盐量为500~1000ppm的原水水质, 采用什么方法处理, 要作具体的经济分析, 以确定其除盐方式。在有来自其它过程的余热可利用时, 而原水含盐量大于2500ppm的情况下, 用蒸发法是比较经济的水处理方法, 而且出水含盐量可小于1ppm。

应该指出, 随着离子交换技术的不断发展, 特别是弱型树脂的使用, 化学除盐的应用范围正不断扩大。

2. 提高化学除盐经济性的措施 化学除盐系统运行中费用最大的是再生剂酸和碱的消耗。因此, 如何降低再生时的酸碱比耗, 是提高化学除盐经济性的主要措施。降低酸碱比耗的方法, 简述如下:

(1) 碱液加热 运行实践证明, 碱液加热可以提高阴树脂的再生效果。弱碱树脂再生时以25~30°C为宜, 强碱树脂以35~40°C为宜。

(2) 尽量采用弱型树脂 由于弱酸性阳树脂和弱碱性阴树脂工作交换容量高,再生容易,酸耗和碱耗都很低,因此在化学除盐中增设弱酸性、弱碱性离子交换器和采用双层床,可以节省再生酸和碱的用量。

(3) 采用逆流再生离子交换器。

(4) 设置前置式交换器 前置式交换就是将强酸或强碱性离子交换器设计成两个,在系统中一前一后串联安装。运行时,原水先通过前者,再通过后者。而再生时,再生液的流向正好和运行时流向相反。它们成对流形式,出水最后通过的是再生程度较好的后面交换器,而通过后面交换器的再生液在前面交换器中得到充分利用。这样,不但降低酸、碱耗,提高系统的经济性,而且降低了再生废液的酸、碱浓度,便于中和。

除此之外,再生废液和清洗水的回收利用也是提高化学除盐经济性的有力措施。

3. 废液的处置问题 化学除盐系统中废液和废水的排放量很大,一般约相当于其处理量的10%。为防止污染环境,国家规定排放废液的pH值不应超过6~9的范围。因此需采取适当措施,将这些废液加以处理,使其酸、碱性达到标准要求后才能排放出去。关于化学除盐系统排放的废酸、废碱的处理方法,目前国内采用的有以下两种:

(1) 中和处理 酸碱中和是中和处理方法的一种。在化学除盐系统中排出的废酸和废碱放到中和池中搅拌均匀,符合排放标准时排放出去。此种方法操作简单,便于管理,目前国内采用得较为普遍。但它占地面积较大。

(2) 采用弱酸树脂处理酸碱废液 弱酸性树脂处理酸碱废液的方法是将化学除盐系统中排放出的废酸和废碱液交替地通过装有弱酸性树脂的交换器,当酸液通过时,树脂变为H型,水中的酸被除去,当碱液通过时,树脂将H<sup>+</sup>放出,使水中的碱被中和,树脂本身转变成盐型。由于弱酸性树脂交换容量较大,且不需添加化学药剂,以及具有占地面积少等优点。这种方法因其管理麻烦,弱酸树脂价格昂贵,它的适用范围受到限制。对于低压锅炉的化学除盐水处理系统,由于水处理量不大,排放的酸碱废液量亦小,不适宜采用这种方法。

### 三、电渗析除盐

电渗析技术是五十年代发展起来的一门应用技术,电渗析是一种隔膜分离技术。电渗析水处理是在外电场的作用下,利用阴、阳离子交换膜对溶液中阴、阳离子的选择透过性,即阳膜只允许阳离子通过,阴膜只允许阴离子通过,而使溶液中溶质和溶剂分离的一种物理化学过程。

电渗析工艺是一项分离、浓缩、纯化、回收等化工过程的新技术。目前已广泛地应用于海水和高含盐量水的淡化,动力设备给水的软化脱盐,电子、医药、化学等工业的纯水处理,放射性废水的处理,产品提纯以及原料回收等方面。由于电渗析工艺特点和多种用途,现正日益受到各方面的重视。

#### (一) 电渗析原理

电渗析水处理技术的基本原理是将含盐水导入有选择性的阴、阳离子交换膜,浓淡水隔板交替排列在正负电极之间所组成的电渗析器中。含盐水在电渗槽中流过时,盐分子溶解在水中,离解成正、负离子,如K<sup>+</sup>、Na<sup>+</sup>、Ca<sup>++</sup>、Mg<sup>++</sup>……和SO<sub>4</sub><sup>-</sup>、HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>、Cl<sup>-</sup>、CO<sub>3</sub><sup>-</sup>……等。这些阴阳离子在电场作用下,分别向正、负两极移动,在正、负电极之间布

置了若干对离子交换膜，由于阳膜只允许通过阳离子，阴膜只允许通过阴离子，造成阴、阳离子分别向各浓水区集中，从而淡化了一部分含盐水。如图4-58。

### (二) 构造

电渗析设备由离子交换膜、隔板、极框、电极、夹具和给排水管等组成，见图4-59。

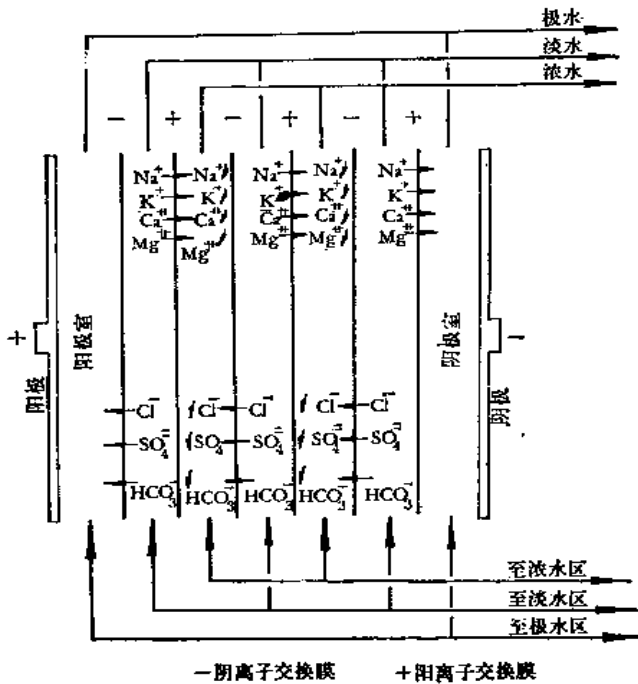


图 4-58 电渗析原理图

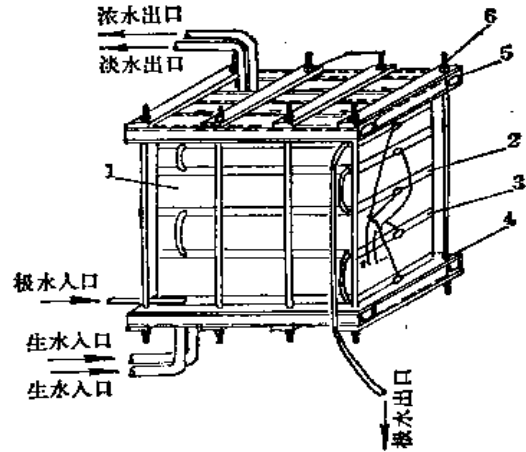


图 4-59 电渗析装置构造图

1—交换膜；2、3—极板；4、5—极框；6—夹具

离子交换膜和隔板组成膜堆，它是电渗析器的主体。一张阳膜、一张隔板、一张阴膜、再一张隔板组成一最简单的除盐单元，称为一个膜对。一个电极之间所有膜对之和称膜堆。一电极、极框及垫板组成一极区，极区的作用主要是给电渗析器提供直流电。将淡水、浓水引入膜堆并自膜堆中导出，以及通入和引出极水。夹具又称之为压紧装置，是将电极、极框、极室保护框、导水板、垫板等压紧的装置。现对各组成部分介绍如下：

1. 离子交换膜 离子交换膜性能好坏直接影响到电渗析器的除盐效率、制水成本和抗污染积垢能力，因此是整个电渗析器的关键部分。它对阳阴离子选择性透过的基本原因在于：

阳膜，膜中能离解的离子基团常见的有磺酸基团 $[-SO_3H^+]$ 等；能允许阳离子透过而不允许阴离子透过。

阴膜，膜中能离解的离子基团常见的有季胺基团 $[-CH_2(CH_3)_3N^+Cl^-]$ 等；能允许阴离子透过而不允许阳离子透过。

目前电渗析器中采用的离子交换膜按制造工艺分，有异相膜、半均相膜和均相膜三种。这里重点将异相膜和均相膜作一简介。

(1) 异相膜 这种膜一组分分散于另一相中。通常一相是无定型的。制作时，可将阳、阴离子交换树脂磨碎成粉，加入粘合剂（如聚苯乙烯、聚乙烯、聚乙烯醇等），滚压在纤维网（如锦纶丝网、涤纶丝网等）骨架上而成。亦有不用纤维网骨架直接滚压成片的。

这种膜的优点是机械强度比较高，制造比较容易。缺点是电化学性能较差。当膜中含离子交换树脂量高时，浸在水中后，其单位重量的溶胀较之树脂的溶胀为高，因而，其比重较树脂与粘合剂的理论比重为小，这是因为在膜的内部交错空间在溶胀时充满了水分。当膜中含离子交换树脂量低时，则因树脂的溶胀受到粘合剂的阻挡，其情况正好与上述相反。由此可见，当异相膜的交换当量高时，其电导也高，但由于在溶胀时空隙含水量大，其选择透过性降低，都会影响化学性能。另一缺点是容易结垢。这种结垢不仅发生在表面，并能伸展至膜的内部空隙处。尤其容易发生在离子交换树脂颗粒的表面，且很难避免。异相膜的制造成本也高。

(2) 均相膜 这种膜各部分具有相同的特性，结晶膜从相的观点来说是均相的。这种膜在制造时，将多孔性能的物质（如聚乙烯薄膜、纸等）在分子聚合物溶液中浸渍，然后再分别嵌接上能离解的阳、阴离子基团而成，也就是将高分子交换树脂的母体连接起来，成为连续的膜状物。在这种膜中聚合电解质和成膜高分子材料之间，发生了化学结合，而成为共聚体。这种膜的优点是电化学性能方面，特别是在离子导电性能方面比其它任何膜都优越。用这种膜进行电渗析时，电流效率较高，制造成本也较低，但在制造过程中，容易发生龟裂、皱纹、起泡；在使用时也曾发生过溶胀过大，机械强度不高的缺点。近年来，对制造工艺进行了各种研究和改进，已能制出不仅在电化学性能方面，而且在机械和物理性能方面都比异相膜为优良的均相膜。

(3) 均相膜和异相膜的比较，见表4-53。

均相膜与异相膜的比较

表 4-53

	均 相 膜	异 相 膜
1	各部分性质均一，都由树脂构成	各部分性质不同，除树脂外，还有粘合剂
2	孔隙度小	孔隙度大(易渗漏)
3	厚度小	厚度大
4	膜电阻小	膜电阻大
5	耐温高(可达55~65°C)	耐温低(≠40°C)
6	机械强度小	机械强度大(指有网膜)
7	制造较复杂	制造简易

按抗腐蚀性能分：

(1) 普通膜。

(2) 抗氯膜（亦叫极膜）在普通膜的粘合剂里加入一些抗腐蚀材料(如氟塑料)以增强抗腐蚀性能。可专门作极膜用。

离子交换膜的生产情况，见表4-54。

对离子交换膜的质量要求：

(1) 必须具有较好的选择透过性。膜的选择透过性，用与膜电荷相反离子的迁移数表示。在外界条件如电流密度、流速、浓度等变化的情况下，膜必须保持较好的选择透过性。但实际上一般在90%以上。

(2) 对于电解质的自由扩散有低的透过性。由电渗析而发生的浓差变化，导致浓水室中的电解质向淡水室扩散，这种扩散，与电渗析过程相反，抵消了它的效能。扩散与膜

国内部分厂离子交换

生产单位	膜种	构造	尺寸	
			宽×长×厚(厘米)	
上海化工厂	异相阳膜	聚乙烯粘合苯乙烯磺酸型阳离子交换树脂	≥40×80 ≥80×160	} 0.042±0.004
	异相阴膜	聚乙烯粘合苯乙烯季胺型阴离子交换树脂	≥40×80 ≥80×160	
上海嘉定封装塑料厂	PE均相阳膜	聚乙烯为载体的苯乙烯系均相阳离子交换膜	80×160 40×160 40×80 20×40	} 0.030~0.035
	PE均相阴膜	聚乙烯为载体的苯乙烯系均相阴离子交换膜	80×160 40×160 40×80 20×40	
	PVC均相阳膜	聚苯乙烯增强均相阳离子交换膜	80×160 40×160 40×80 20×40	} 0.035~0.045
	PVC均相阴膜	聚苯乙烯增强均相阴离子交换膜	80×160 40×160 40×80 20×40	

两侧的浓差有关，浓差越大，扩散越大。膜的选择透过性越高，浓差扩散就越小。

(3) 具有低的渗水性。离子交换膜系在电解质溶液系统中进行工作，因之其渗水性较非电解质溶液系统为大。为使电渗析器有效地进行工作，膜的渗水性应尽量地小。

(4) 与极稀的溶液平衡时，应具有高的导电性。膜电导一般指单位面积1平方厘米的电导值。平衡溶液浓度降低，膜电导减少。在电渗析过程中，由于溶液浓度差发生变化，膜的一侧与稀溶液平衡，膜电导将有所降低。在评价电渗析装置的电流效率时，膜电导是一项重要因素，适用的离子交换膜，在稀溶液中应具有高的导电性。

(5) 化学稳定性良好，能耐较高强度的酸碱和一定的温度。某些特殊膜并能抗氧或抗氯，在实际应用中，有较长的寿命。

(6) 具有高的机械强度。在承受一定的压力下，不发生变形或裂纹。机械强度一般用爆破强度表示。

(7) 要有适当的孔隙度，一般500~1000Å；有较小的收缩性和溶胀性，在使用时不致因湿度和水分变化而破裂。

(8) 膜的全部结构应均匀一致，表面光滑。在膜的内部，各向都没有应力，在长期使用中不会发生应变。在安装电渗析器中，为便于操作，膜还应具有一定的韧性。

国内离子交换膜主要性能见表4-55。

离子交换膜的膜面积利用率一般在50~75%之间，主要取决于隔板形式。有回路隔板膜面积利用率为50~65%，而无回路隔板膜面积利用率为65~75%。

2. 隔板 被压在阴阳二交换膜之间，是电渗析器的支承骨架和水流通道。隔板材料应

膜生产情况表

表 4-54

水分 (%)	交换当量 (毫克当量/克)	比电导 (欧姆 <sup>-1</sup> ·厘米 <sup>-1</sup> × 10 <sup>-3</sup> )	膜面电阻 (欧姆·厘米 <sup>2</sup> )	选择透过性 (%)	交联度 (%)	价格 (元/张)	备注
35	2	7		90		17.92	
35	1.8	5		88		30.72	
25~40	1.7~2.2		≤5	≥95	3~10	22.00 10.00 5.00 1.50	
15~30	1.5~2		≤7	≥93	3~7	40.00 20.00 10.00 2.50	
30~40	2.2~3		≤5	≥93	3~12	24.00 12.00 6.00 1.50	
25~35	2~2.5		≤7	≥93	3~12	45.00 22.00 10.00 3.00	

国内离子交换膜主要性能

表 4-55

膜的种类	交换量 (毫克当量/克)	含水量 (%)	面电阻 (欧姆/厘米 <sup>2</sup> )	选择透过性 P×180	爆破强度 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )
异相阳膜	3.1	49.2	16.2	93.6	4 <sup>①</sup>
异相阴膜	2.62	41.2	13.5	93.2	5 <sup>①</sup>
半均相阳膜	2.58	39.2	5.78	99	
半均相阴膜	2.4	32.6	7.7	94.1	
聚乙烯苯乙烯均相膜	1.6~2.1	35~40	3	96	4
聚乙烯苯乙烯均相阴膜	1.6~2.1	20~25	5		
氟纶均相阳膜	1.5~2.0	30~25	5~10	95~98	
氯乙醇橡胶阴膜	1.2~1.8	25~50	2~3	91~94	5~6

① 1公斤力/厘米<sup>2</sup>以上冒水珠。

当是化学稳定的，目前一般采用硬聚氯乙烯塑料板制成。在工艺过程允许情况下厚度应尽量薄些，一般2毫米左右。且均匀平整，便于组装，水流在隔板中间的流槽内流动时，要形成良好的湍流即要求雷诺数大，以提高电渗析效率。在隔板设计上，应尽量加大有效的膜面积即与溶液直接接触的膜面积，以缩小设备体积。

隔板块数根据设计处理液量越大，并联的隔板总数越要增加，但是两极间的电压降与隔板总数成正比，所以在一定电压的情况下，并联的隔板总数，不能无限地增多。隔板内流槽的流程总长度对处理水质有极大影响，一般流程越长，处理水质越好。

隔板按加工工艺来分有填网式和冲模式两种。按回路分有有回路和无回路两种。目前

所用隔板形式如下:

短流程尼龙绳网式隔板, 见图4-60。

短流程塑料鱼鳞网式隔板, 见图4-61。

长流程塑料鱼鳞网式隔板, 见图4-62、图4-63。

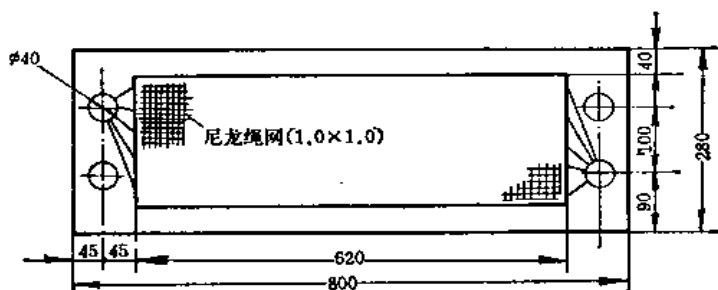


图 4-60 短流程尼龙绳网式隔板

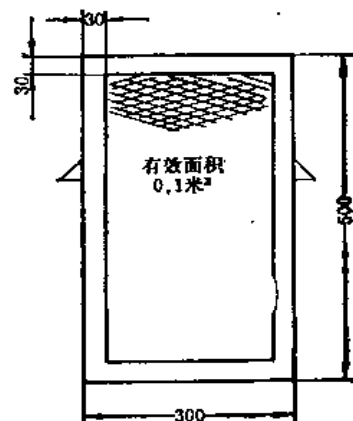


图 4-61 短流程塑料鱼鳞网式隔板

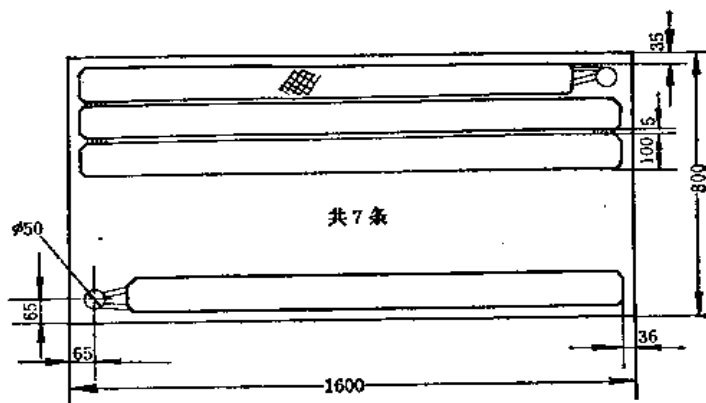


图 4-62 长流程塑料鱼鳞网式隔板

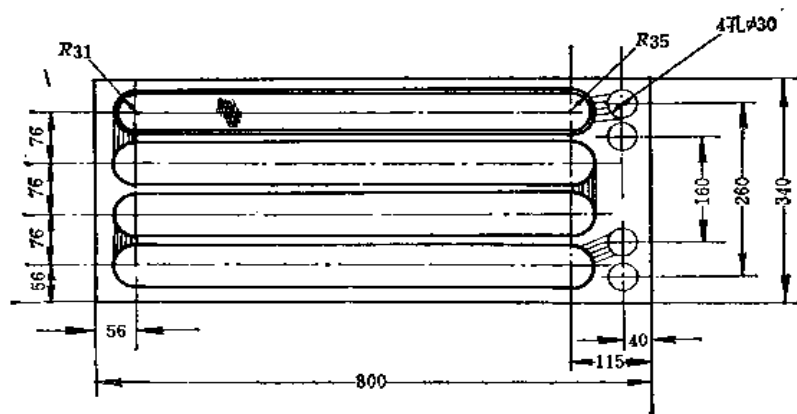


图 4-63 长流程塑料鱼鳞网式隔板



长流程无网密肋式隔板，见图4-64。

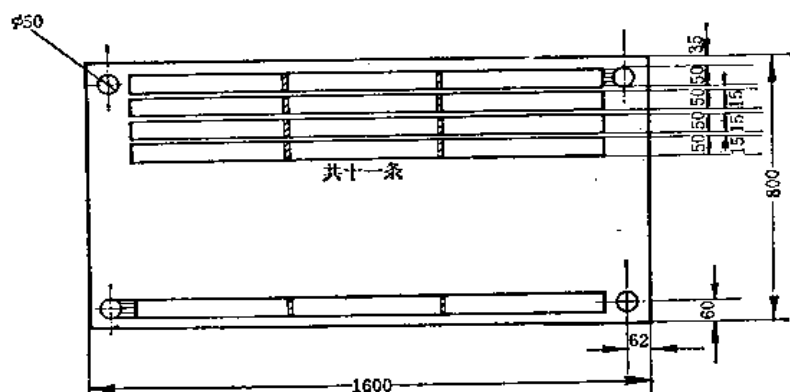
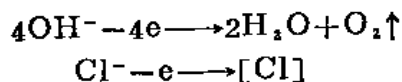
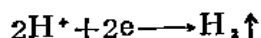


图 4-64 长流程无网密肋式隔板

3. 电极 电极是电渗析器的重要组成部分之一，电极接通直流电后形成电场。电极必须选用导电性高（电阻要小），化学稳定性和电化学稳定性好，机械强度高和不易破裂的，以保证运行过程中不受腐蚀。特别要防止电极反应产物对电极的腐蚀。通常在阳极会发生下列反应：



而在阴极处：



这里反应所生成的初生态氯 $[\text{Cl}]$ 会对电极产生一定的腐蚀，尤其是阳极腐蚀。

目前常用的电极材料有：

石墨 石墨经石蜡浸渍处理后，既可作阳极，亦可作阴极。其缺点是加工麻烦且易腐蚀。目前有工厂将石墨在糠醛树脂中（60~70°C）浸泡，作用、效果较好。

铝 可作阳极也可作阴极，加工方便。

不锈钢 只能用作阴极。

铅银合金（含银1~2%）作阳极或阴极均可。

钛板电极、钽铌电极等均易腐蚀。

铂电极 镀铂的钛板等价格昂贵。

氯化银电极 要消耗银，价格较贵，但解决了初生态氯的及时消除问题。

4. 极框 极框的作用主要是能使极水单独成一系统，不断将在极室内生成的电极反应产物和沉淀物冲出。因此，极框要求水流畅通，支承作用好。现有用普通隔板作极框的，也有另行设计加工的。

5. 夹紧装置 通常用型钢（如槽钢等）铁夹板和螺杆、螺母组成。整个电渗析器组装后要求密封不漏水。

6. 辅助设备

（1）直流电源 将外界交流电源经整流器改变为直流电源，或自备直流发电机供电。目前采用的整流器种类很多，可用硒整流器及半导体硅整流器。

(2) 水泵，若用于浓、淡水循环及出水水质纯度要求较高时，水泵必须进行防腐处理，或选用塑料泵。

(三) 处理流程

通常可分为间歇式(循环脱盐)和连续式(一次脱盐)两类。它们的流程系统如下：

1. 间歇式(循环脱盐)见图4-65。
2. 连续式(一次脱盐)见图4-66。

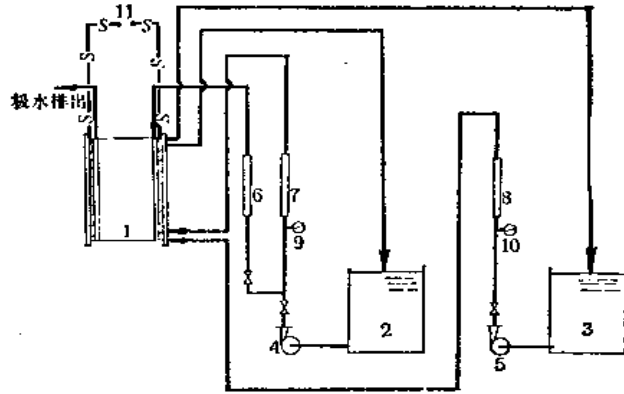


图 4-65 循环脱盐系统图

- 1—电渗析器；2—浓水循环箱；3—淡水循环箱；4—浓水极水泵；5—淡水泵；6—极水流量计；7—浓水流量计；8—淡水流量计；9—浓水、极水压力表；10—淡水压力表；11—整流器

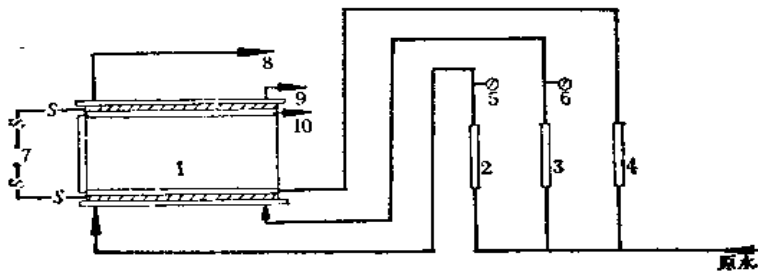


图 4-66 连续脱盐系统图

- 1—电渗析器；2—淡水流量计；3—浓水流量计；4—极水流量计；5—淡水压力表；6—浓水压力表；7—整流器；8—淡水排出；9—浓水排出；10—极水排出

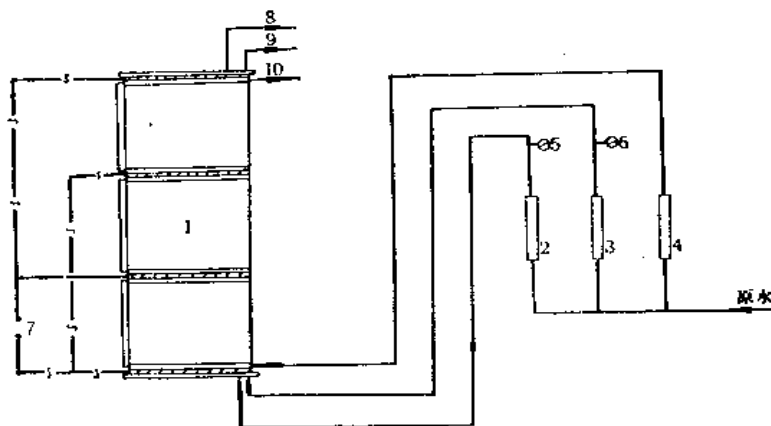


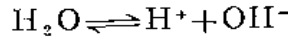
图 4-67 多级一次脱盐系统图

- 1—电渗析器；2—淡水流量计；3—浓水流量计；4—极水流量计；5—淡水压力表；6—浓水压力表；7—整流器；8—淡水排出；9—浓水排出；10—极水排出

有时为了进一步提高出水水质的纯度，还可以实行多级一次脱盐或若干电渗析器串联一次脱盐。见图4-67。

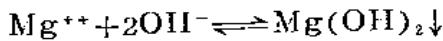
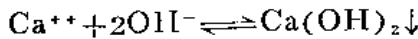
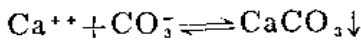
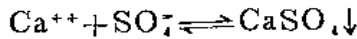
#### (四) 电渗析过程中的几个问题

1. 极化和沉淀 在电渗析器操作运行中，采用过大的电流密度（即单位面积的电流强度安培/厘米<sup>2</sup>）和水流状态不佳（处于滞流状态）时，会使部分电能消耗在水的电离过程中：



即发生极化现象。这将使电渗析器的阴离子交换膜上产生沉淀结垢。沉淀会导致减小离子交换膜的有效使用面积，增加交换膜电阻，加大电能消耗，并阻碍水中离子通过交换膜，影响出水质量，甚至破坏电渗析过程的进行，降低离子交换膜的使用寿命。因此必须尽可能防止极化和沉淀的发生。

沉淀反应：

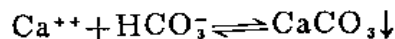
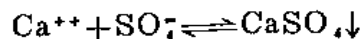


.....

2. 沉淀原因 沉淀结垢主要发生在阴离子交换膜的浓水室（或极水室）一侧。原因在于浓水室和极水室内，某种离子的离子积超过了它的溶度积，因而发生沉淀。再则由于极化现象所引起。

当水进入阴离子交换膜两侧的浓水室（或极水室）和淡水室时（见图4-68），浓水主体与淡水主体处于湍流状态，浓度分布均匀。在阴离子交换膜的两个侧面，由于膜与流体间的摩擦力而形成一层薄薄的滞流层。滞流层内流速比较均匀稳定。当外电场作用时，在阴离子交换膜淡水室一侧的滞流层中，电解质阴离子发生迁移并通过阴离子交换膜，随着迁移过程的不断进行，在滞流层的某一区域里会造成缺乏电解质阴离子的“空缺”情况，由于没有新的电解质阴离子迁移补入滞流层，电能即消耗在水的电离上，迫使水发生极化， $\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{OH}^-$ ，此时使 $\text{OH}^-$ 阴离子在电场作用下透过阴离子交换膜迁移到浓水室一侧，若水中含有 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{Mg}^{++}$ 离子（即水中有一定的硬度）时，且 $\text{Ca}^{++}$ 或 $\text{Mg}^{++}$ 与 $\text{OH}^-$ 的离子积大于 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 或 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 的溶度积时，就会在阴膜的浓水室一侧产生 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 和 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 等的沉淀。

除上述极化引起沉淀外，电渗析过程中某些阴、阳离子迁移也造成沉淀。如溶液中存在 $\text{Ca}^{++}$ 、 $\text{SO}_4^-$ 、 $\text{HCO}_3^-$ 等阴阳离子，在迁移过程中因其离子积大于溶度积时形成沉淀。如：



#### 3. 消除沉淀的方法

(1) 在浓水中加六偏磷酸钠及羧甲基纤维素等稳定剂。或者在水中加酸，增加溶液

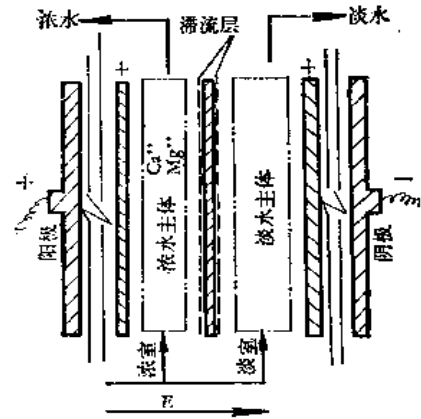


图 4-68 阴离子交换膜滞流层图

中 $H^+$ ，使过量的 $H^+$ 与因极化生成之 $OH^-$ 结合成水，避免 $OH^-$ 与 $Ca^{++}$ 、 $Mg^{++}$ 结合生成沉淀。

(2) 增加淡水室、浓水室隔间水流的流速。可增加主体流速，也可在淡水、浓水隔间设置隔网，这样，一则使浓度均匀，浓水含盐浓度不致随电渗析过程迅速增加，再则可使流体处于湍流状态，破坏滞流层，防止水发生极化。因此在一定范围里，提高流速，相应可提高电流密度。

(3) 根据所处理水质，控制操作电流密度，使之在极限电流密度以下。

(4) 采用定期倒换电极，定期改变电场作用的方向，来防止沉淀产生，延长电渗析器使用时间。

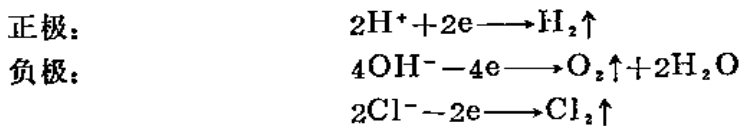
(5) 采用脉冲电流对控制沉淀有一定作用。虽然采用上述方法可防止阴膜上有沉淀产生，但还会有少量沉淀产生，定期用1%浓度的盐酸溶液洗涤，除去交换膜上水垢，以保证设备稳定运行。

4. 极化的应用 虽然水的极化会引起上述的一些问题，对电渗析器运行不利。但因极化水分离成氢离子和氢氧根离子，可用以再生阴、阳离子交换树脂，避免再用酸或碱溶液来再生树脂。

5. 极区交换膜、电极板的腐蚀 电渗析器运行过程中，由于正、负电极与溶液中阴、阳离子发生电子得失的氧化—还原反应，在正极区，当溶液中含有 $Cl^-$ 时，在正极 $Cl^-$ 失去电子生成初生态氯，其活性很强，能腐蚀交换膜和电极板。同时由于 $H^+$ 、 $OH^-$ 离子迁移速度不同，形成不同程度的酸性和碱性液体，对交换膜和电极板也有腐蚀作用。因此电极材料要求耐酸、碱和防止氯的腐蚀，而极区的离子交换膜宜采用能抗氯腐蚀的膜。

6. 电能消耗 电渗析器运行一段时间以后，由于膜上结垢使膜电阻增加，电能消耗加大，如上所述，若采用除垢防沉淀的方法可减少电能消耗。

电渗析器在运行过程中，电流密度较高时，电极区会发生氧化还原反应：



此时电极区产生 $H_2$ 、 $O_2$ 、 $Cl_2$ 等气体，这些气体不导电，在水中形成气泡，相应增加设备电阻，加大电能消耗，故控制电流密度，不使水或电解质发生电解，减少产生气体，另外加大极区液体（通常称为极水）的流速，使已形成的气泡尽快地随极水排出电渗析器体外，也可减少消耗电能。

7. 电渗析设备的组装问题 对于单台设备出水量为5~7米<sup>3</sup>/时的大型电渗析设备，采用大型长流程隔板在组装时存在一定的困难，特别在隔板对数较多（如超过60~75对）时，往往不易一次组装成功。其主要原因是膜和聚氯乙烯板的厚度误差问题。膜与板往往是四边薄，中间厚。虽然每张板的厚度误差不大，但用于电渗析时累计误差就很可观。为了保证在四周不漏水而尽量压紧时，由于大型隔板的纵向筋条很窄，长度又大，两边的塑料网只是柔性连接，因此压紧力量稍不均匀，就容易使中间筋条弯曲，造成相当多隔板的膨出或缩入。这时只好完全拆开，重新组装。

解决组装困难的途径很多，根本解决方法是严格要求隔板与膜的中部和四周的厚度，误差要小，这与聚氯乙烯薄板的生产工艺水平有关，有待生产厂解决。另外，提高组装技

术,改进隔板型式,采用中间有横向加固筋条的隔板型式等方式也是解决组装问题的途径。

### (五)电渗析的计算

目前尚无一套较为完整的计算公式,一般先进行小规模试验,然后根据一定的数据扩大应用到实际生产中去。

国外有些资料列出了有关电渗析的一系列计算公式,供参考。这些公式的主要理论根据是电化学中的法拉第定律,即电流通过电解质溶液时,在电极上所析出的物质质量与电流强度和通电时间成正比,即与通过溶液的电量成正比;当相同的电量通过各种不同的电解质溶液时,在电极上所获得各生成物量的比例,等于它们的化学当量之比。亦即为了析出1克当量的任何物质所需之电量与物质的本性无关,此电量称为1法拉第。实验证明:1法拉第=96500库仑(安培·秒)。

#### 1.电渗析电流效率

$$\eta = \frac{\text{根据法拉第定律,析出一定量物质所需电流}}{\text{实际通过电极的总电流}} \times 100\%$$

$$\text{即 } \eta = \frac{Q(c_0 - c_1)F}{nI} \times 100\% \quad (4-115)$$

式中  $\eta$ ——电流效率;  
 $Q$ ——处理水流量,升/秒;  
 $c_0$ ——原水含盐量,毫克当量/升;  
 $c_1$ ——出水含盐量,毫克当量/升;  
 $F$ ——法拉第常数,96500库仑/克当量;  
 $I$ ——操作之电流,毫安;  
 $n$ ——膜对数。

#### 2.电渗析器隔板流程长度(参看图4-69)

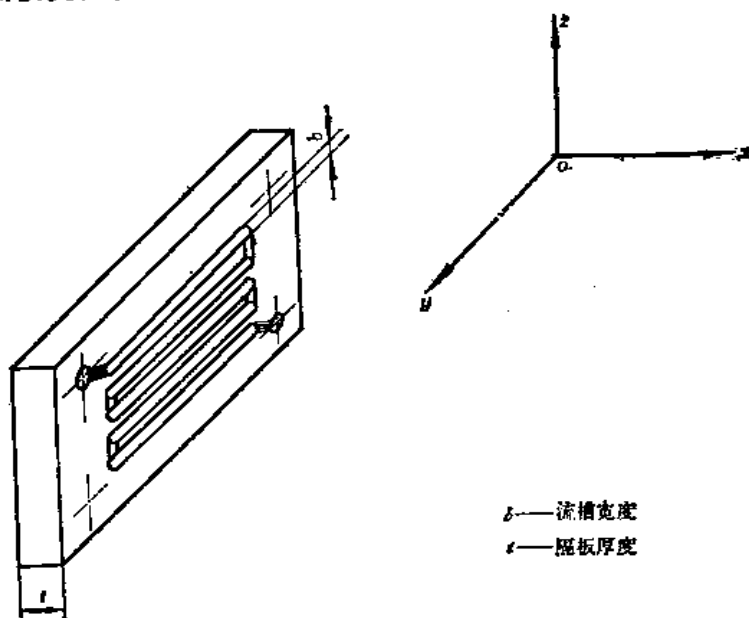


图 4-69 隔板流程长度

设：隔板位于座标轴  $z$ 、 $y$  组成的平面  $yo z$  中，电流方向沿  $x$  轴。  
膜的有效面积为：

$$A = lb \quad (4-116)$$

式中  $l$  ——液流在隔板中的流程总长度，厘米；  
 $b$  ——流槽的宽度，厘米。

则电流密度为：

$$\dot{i} = \frac{I}{A} = \frac{I}{lb} \quad \text{毫安/厘米}^2 \quad (4-117)$$

在单个隔板里的液流流量为：

$$Q = \frac{tbv}{1000} \quad \text{升/秒} \quad (4-118)$$

式中  $t$  ——隔板厚度，厘米；  
 $v$  ——液流在隔板流槽中的线速度，厘米/秒。

代入电流效率计算式得：

$$\eta = \frac{tbv(c_0 - c_1)F}{1000n \dot{i} lb}$$

$$\therefore I = \frac{(c_0 - c_1)v t F}{1000n \dot{i} \eta} \quad \text{厘米} \quad (4-119)$$

### 3. 极限电流

$$w_1 c_0 = k I_j + e \quad (4-120)$$

式中  $I_j$  ——极限电流，安培；  
 $w_1$  ——临界流量，升/分；  
 $c_0$  ——溶液原含盐量，克当量/升；  
 $e, k$  ——常数，与设备构造有关。

### 4. 电能的计算

$$w = 26.81 \times 10^{-3} \frac{(c_1 - c_0) \dot{I}_m r}{\eta^m} \quad \text{千瓦时} \quad (4-121)$$

式中  $\dot{I}_m$  ——平均电流密度，安培/厘米<sup>2</sup>；  
 $r$  ——平均小室电阻，欧姆·厘米<sup>2</sup>；  
 $m$  ——整流器直流效率。

### 5. 膜面积计算

$$A = 53.61 \times 10^{-3} \frac{(c_1 - c_0) D_f}{\dot{i} \eta p} \quad \text{厘米}^2 \quad (4-122)$$

式中  $A$  ——所需阴阳离子交换膜面积总和，厘米<sup>2</sup>；  
 $D_f$  ——淡水流量，升/时；  
 $p$  ——膜之有效面积占总面积之比。

单张膜之面积：

$$a = \frac{A}{2n} \quad \text{厘米}^2 \quad (4-123)$$

式中  $a$  ——单张膜之面积，厘米<sup>2</sup>；  
 $A$  ——所需阴阳离子交换膜总面积之和，厘米<sup>2</sup>；

$n$ ——除盐隔间数。

### 6. 最佳电流密度计算

$$i_{jt} = \left(\frac{b}{a}\right)^{\frac{1}{2}} = \frac{6.12 \times 10^{-3} \frac{d_m}{y} \times p + 53.61 f / p}{26.81 \times 10^{-3} r d_p / m} \quad \text{安培/厘米}^2 \quad (4-124)$$

式中  $i_{jt}$ ——最佳电流密度，安培/厘米<sup>2</sup>；

$a$ ——能量因素；

$b$ ——膜因素；

$d_m$ ——膜价格，元/厘米<sup>2</sup>；

$y$ ——膜的使用年限，年；

$f$ ——膜的比例因素；

$p$ ——膜的有效面积占总面积之比；

$r$ ——平均小室电阻，欧姆·厘米<sup>2</sup>；

$d_p$ ——能量耗价，元/千瓦时；

$m$ ——整流器直流效率。

### 7. 系统除盐级数

小室的临界流速  $v_1$ ；

$$v_1 = \frac{k' i_m}{c_m t} \quad (4-125)$$

式中  $k'$ ——与设备和膜因素有关之系数；

$c_m$ ——平均含盐量，毫克当量/升。

$$c_m = \frac{c_0 - c_1}{\ln \frac{c_0}{c_1}} \quad (4-126)$$

$t$ ——隔板厚度，厘米。

$k'$ 系数可由实验得到，即从直角坐标图  $v_1$  对  $\frac{i_m}{c_m t} \times 10^{-3}$  (图4-70) 可得到斜率为  $k'$  的直线。如下面即为处理氯化钠溶液浓度在30~300毫克当量/升，电流密度为4~37毫安/厘

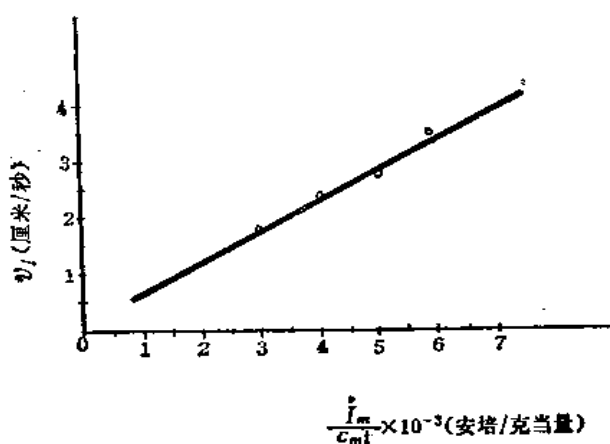


图 4-70  $v_1$  与  $\frac{i_m}{c_m t}$  的直线关系图

米<sup>2</sup>，隔板厚度*t*为0.8~1.6毫米的条件下， $v_1$ 与 $\frac{i_m}{c-t}$ 的直线关系图。

小室速度 $v_1$ ：

$$v_1 = \frac{D_1 S}{3.6 \times b t n} \quad \text{厘米/秒} \quad (4-127)$$

式中  $v_1$ ——小室流速，厘米/秒；

$D_1$ ——淡水流量，升/时；

$S$ ——系统除盐级(段)数；

$b$ ——隔板流槽宽度，厘米；

$n$ ——除盐隔间数。

因为电渗析器的每个隔间流速必须不小于 $v_1$ ，才能使操作过程中水不发生极化，所以：

$$v_2 \geq v_1 \quad (4-128)$$

因此除盐系统级数为：

$$S \geq \frac{b t n v_1}{D_1} \quad (4-129)$$

将相应数据代入上式后得：

$$S \geq 26.81 \times 10^{-3} \times \frac{(c_0 - c_1) b t}{i \eta p a} v_1 \quad (4-130)$$

各外文字母表示的意义同前。

(六) 电渗析处理效果和运行数据，见表4-56。

电渗析器运行数据

表 4-56

序号	项目	单位	生 产 科 研 单 位								
			1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	系统流程		循环式	循环式	连续式	连续式	连续式	连续式	连续式		连续式
2	隔板尺寸	毫米	280×800	340×800	340×800	800×1600	800×1600	800×1600	406×810	800×1600	800×800
3	膜对数	对	120	120	100	60	100	50	140	150	
4	膜有效面积	%	53.5	73	65	73	66.9				
5	流程长度	米			2.8	10.28	13.4	13	21	13.3	
6	级(段)数				5	1	5	1	五级五段	1 (两组并联)	2
7	原水总含盐量	毫克/升	522	1500~2000	640	830	520	300	5.91 毫克当量 升	350~500	4944
8	淡水总含盐量	毫克/升	57.3	500~600	99~132	190		40	0.05 毫克当量 升	50	824
9	循环量	升/分·层	2.5	1.3~1.7							



续表

序号	项目	单位	生产科研单位								
			1	2	3	4	5	6	7	8	9
10	淡水产量	吨/时	15.9 吨/日	16×26 吨/日	0.8~1.0	3.1	5.0	2.5	1.0	5~7	1.2
11	浓水产量	吨/时			0.8~1.0	3.1	5.0	2.5	1.0	5~7	1.2
12	极水产量	吨/时				0.5~0.7		0.5~0.7		0.7~1.0	
13	浓、淡水 流速	厘米/秒	10.4		9.8~ 12.8	8	10	10		6.8~9.5	
14	进水压力	公斤力/ 厘米 <sup>2</sup>		1.5	0.95~ 1.0	1.2~1.5	1.5~1.8	1.5~1.8	2.6	1.5~2.8	2.8
15	电压	伏	50~60	83~200	139~140	110~150	200	200~250	120	230~280	53
16	电流	安	1.0~2.5	2.9~4.5	8.3~8.6	17	10	12~13	5.5	11~13	第2级 7.25 第1级 16.00
17	电流密度	毫安/厘 米 <sup>2</sup>	2.5	1.5~2.3	1.0~3.6	1.8	2.5	1.0~1.3		0.6~ 0.75	第2级 1.53 第1级 3.38
18	电流效率	%	65		80	82	80	70~80	98		
19	单位 耗电量	千瓦/ 吨水	3~4	0.6~2.5	1	0.8~1	0.8~1	0.8~0.9	0.7	0.5	2.7

## 第十二节 炉内水处理

### 一、炉内加药水处理

#### (一) 原理

利用加入炉内的碱性药剂，使炉水维持一定的碱度而使给水中所有结垢盐类由于和碱性药剂互起作用而转化成为泥渣 $\text{CaCO}_3$ 、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 而沉积出来。再借助锅炉排污，将沉渣排出锅炉之外。

#### (二) 适用范围

炉内加药处理主要适用于低压、小容量锅炉，也有部分高、中压锅炉作为炉内磷酸盐校正处理（残余硬度）的。

1. 在13个大气压以下且符合以下条件时使用：

- (1) 原水不呈酸性，不含酸、碱性化合物，原水pH值在7左右。
- (2) 原水的碱度也不能太高，一般以总碱度 $\leq$ 总硬度+2毫克当量/升为宜。
- (3) 原水总硬度 $H \leq 3.5$ 毫克当量/升。
- (4) 锅炉单位受热面水容积大于50升/米<sup>2</sup>或锅炉受热面小于300米<sup>2</sup>。

- (5) 锅炉无水冷壁及过热器, 且对蒸汽质量要求不高。
- (6) 能严格保持炉水的碱度和能排掉炉内沉渣。
- (7) 原水悬浮物的含量必须  $\leq 20$  毫克/升。
- (8) 采用磷酸三钠防垢剂水处理时, 原水品质还应符合以下条件:

- A. 非碳酸盐硬度小于 2 毫克当量/升。
- B. 总固形物小于 300 毫克/升。
- C. 氯根小于 80 毫克/升。

2. 作为锅炉给水的补充处理。

### (三) 处理方法及其加药量的计算

1. 全部采用炉内加药处理 这种方法是向锅炉中加入校正剂或防垢剂来实现, 校正剂是采用氢氧化钠、碳酸钠、重碳酸钠、磷酸三钠等。防垢剂一般是由磷酸盐、氢氧化钠、碳酸钠及有机物组成。

当给水计算硬度不超过 3~4 毫克当量/升, 一般采用校正剂进行炉内水处理。

$$\text{计算硬度 } H_0 = H_v + D_p(T_{RO} + H_v) + T_s \quad \text{毫克当量/升} \quad (4-131)$$

式中  $H_v$ ——给水的非碳酸盐硬度, 毫克当量/升;

$T_{RO}$ ——炉水总碱度, 对水容积小的锅炉 (单位水容积  $w < 80$  升/米<sup>2</sup>) 通常采用 12~15 毫克当量/升以下, 对单位容积比较大的锅炉 ( $w > 150$  升/米<sup>2</sup>) 不得超过 20~25 毫克当量/升;

$D_p$ ——锅炉排污率, %;

$T_s$ ——蒸汽碱度, 在不可能连续测定时, 对水容积大的锅炉采用 0.1~0.2 毫克当量/升, 对水容积小的锅炉采用 0.3~0.4 毫克当量/升。

(1) 用校正剂作炉内水处理时, 其药剂的消耗量可按式计算:

$$Z = D[H_v + D_p(T_{RO} + H_v) + T_s] \frac{R}{e} \quad \text{克/时} \quad (4-132)$$

式中  $D$ ——锅炉平均负荷, 吨/时;

$R$ ——采用化学纯碱药剂的换算系数, 等于药剂的当量;

$e$ ——工业药品的纯度, 以小数表示。

(2) 用防垢剂, 根据汽锅研究所试验结果, 可由磷酸三钠、碳酸钠和栲胶等三种成分组成 (当锅炉给水温度超过 70°C, 给水总硬度在 4~8 毫克当量/升, 锅炉又用蒸汽注水器给水的情况下, 则宜采用六偏磷酸钠防垢剂代替磷酸三钠), 其加入量计算如下:

A. 锅炉全部换水后投入运行前加入量计算

$$\text{磷酸三钠加入量 } D_f = q_f \frac{V}{e} \quad \text{克} \quad (4-133)$$

式中  $q_f$ ——每吨给水所需要的磷酸三钠, 克, 见表 4-57。

$V$ ——锅炉水容量, 米<sup>3</sup>;

$e$ ——工业产品磷酸三钠的纯度, 以小数表示。

碳酸钠加入量

$$D_A = \frac{53}{e} (T_{RO} + H_v) V \quad \text{克} \quad (4-134)$$

式中  $T_{RO}$ ——炉水碱度 (一般采用 10~12 毫克当量/升);

加 药 量

表 4-57

给水平均总硬度(毫克当量/升)	0.8	1.6	2.4	3.2	4.0	4.8	5.6	6.4
磷酸三钠剂量(克)	15	17	19	21	23	25	28	30
六偏磷酸三钠剂量(克)	4.0	4.55	5.1	5.65	6.18	6.72	7.52	8.06

53——碳酸钠当量。

栲胶加入量

$$D=5V \text{ 克} \quad (4-135)$$

式中 5——每吨水栲胶加入量, 克。

B. 锅炉运行情况下防垢剂加入量的计算(以一天24小时计算)

磷酸三钠加入量(24小时)

$$D_r = q_r - \frac{Q}{e} \text{ 克} \quad (4-136)$$

式中 Q——24小时内锅炉给水量, 米<sup>3</sup>。

碳酸钠加入量(24小时)

$$D_H = \frac{53}{e} (T_{RO} - T_s) Q \text{ 克} \quad (4-137)$$

式中  $T_s$ ——炉水实际取样化验的碱度, 毫克当量/升。

栲胶加入量

$$D=5Q \text{ 克} \quad (4-138)$$

根据一般经验可按表4-58配加药剂量:

热 药 剂 量 表

表 4-58

水的总硬度(毫克当量/升)	0.8	1.6	2.4	3.2	4.0	4.8	5.6	6.4	7.2
加入量	(克/吨)								
防垢剂成分									
磷酸钠	15	17	19	21	23	25	28	30	35
栲胶	5	5	5	5	5	5	5	5	5
碳酸钠	视炉水碱度高低加以调节								

注: 如采用亚硫酸钠纸浆废液, 则栲胶1克需要以亚硫酸钠纸浆废液4克代替。

## 2. 作为锅炉给水补充处理

采用药剂是磷酸三钠  $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ , 当给水中有大量补充水且碱度很高时, 为了中和给水碱度可采用磷酸氢二钠  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , 磷酸二氢钠  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ , 甚至可以用磷酸  $\text{H}_3\text{PO}_4$ 。

磷酸盐加入量计算

$$z = \frac{126.73GH_0 + D_p f_k}{\epsilon} \text{ 克/时} \quad (4-139)$$

式中 126.73—— $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ 每1毫克当量/升相当毫克/升的数量；

$H_0$ ——给水总硬度，毫克当量/升；

$G$ ——给水量，吨/时；

$D_p$ ——锅炉排污量，吨/时；

$f_k$ ——炉水中应保持的过剩磷酸三钠，克/吨，可取24~32；

$\epsilon$ ——工业产品纯度，以小数表示。

#### (四) 炉内水处理药剂加入方法及注入系统

##### 1. 加入方法

(1) 定期加入法 每昼夜定期加入药剂的次数不得少于二次（一般每班一次），可用固体投入，但拷胶必须溶成溶液，且应装有过滤网。

(2) 连续加入法 药剂要预先配制成溶液，如采用防垢剂处理时，要准备两个容器，一个溶解磷酸三钠及碳酸钠，一个溶解拷胶。

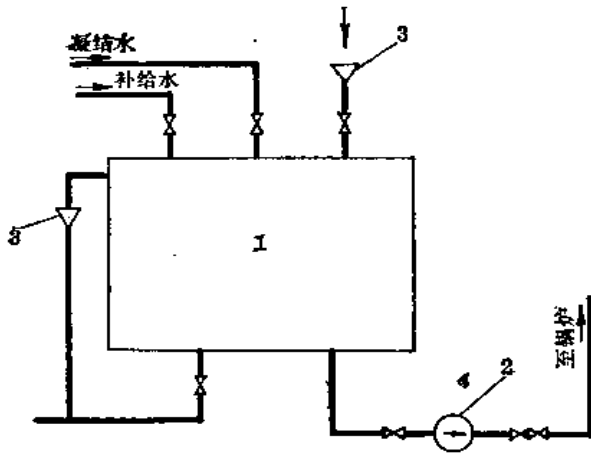


图 4-71 直接在给水箱注入药剂系统

1—给水箱；2—给水泵；3—漏斗

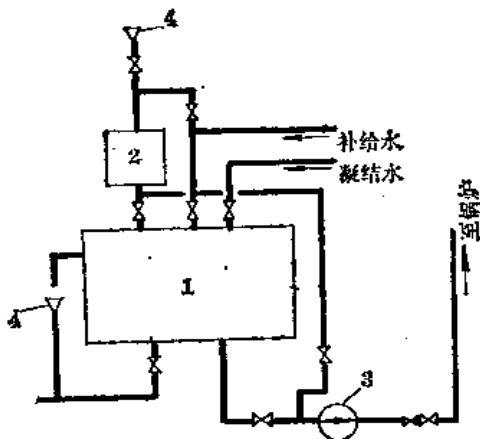


图 4-72 利用加药器注入药剂系统

1—给水箱；2—加药器；3—给水泵；4—漏斗

炉内水处理药剂采用浓度

A. 采用校正剂处理时，氢氧化钠（钾）溶液浓度不超过1.2%，碳酸钠不超过5%。

B. 采用防垢剂处理时

磷酸三钠小于150~200克/升

碳酸钠小于125~150克/升

拷胶小于250~300克/升

C. 作为补充处理的磷酸三钠溶液浓度不超过10%。

##### 2. 注入系统

(1) 低压侧集中注入系统介绍三种方式，见图4-71、图4-72、图4-73。

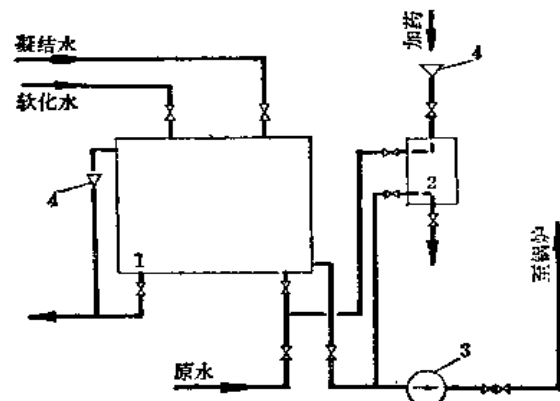


图 4-73 利用加药器注入药剂系统

1—给水箱；2—压力式加药器；3—给水泵；4—漏斗

低压侧集中注入系统比较简单，容易操作，但较难保持各运行锅炉的炉水碱度，且在给水管路中有结渣现象，所以一般在无省煤器或在省煤器前给水温度不超过70~80°C时采用。

(2) 高压侧集中注入系统 介绍两种方式，见图4-74、图4-75。

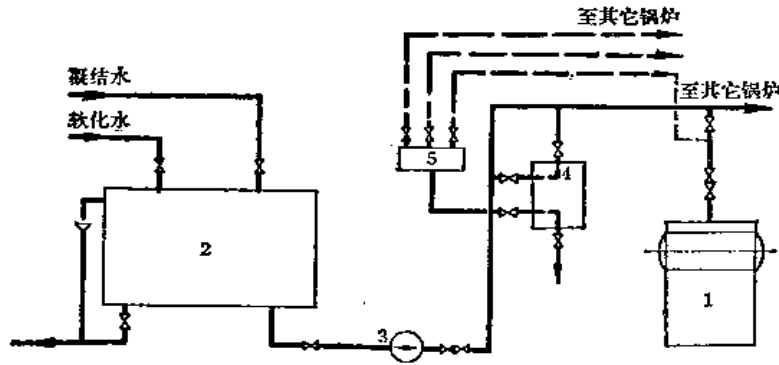


图 4-74 利用压力式加药器注入锅炉给水管系统  
1—锅炉；2—给水箱；3—给水泵；4—压力加药器；5—分药器

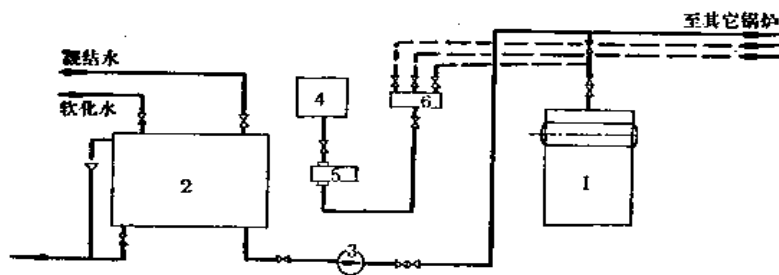


图 4-75 利用活塞泵直接将药注入锅炉或给水管系统  
1—锅炉；2—给水箱；3—给水泵；4—药剂溶解箱；5—活塞泵；6—分药器

### (五) 炉内水处理设备选择

1. 药剂溶解箱 容积根据药剂用量大小而定，在小型锅炉房可按4天用量，中型锅炉房可按2天用量考虑。

2. 加药器 容积可根据锅炉房每昼夜需要的药剂量计算。

## 二、石墨法水处理

### (一) 使用效果

1. 防止锅炉结垢效率达90%。
2. 锅炉内水垢疏松，用水冲洗或扫刷即可脱落。
3. 加石墨后水的pH在8.5~9.0之间，对锅炉无腐蚀性，炉水也无毒。

### (二) 石墨成分及加药量

1. 石墨成分：碳67.25%，灰分30%，其它挥发物2.25%。颗粒大小应在140目以上。
2. 加石墨量  
每吨度蒸汽（或水）每小时需用石墨3克，

所以

$$G = D \times H_0 \times 3 \text{克}$$

(4-140)

式中  $G$ ——石墨用量，克；

$H_0$ ——水的总硬度，度；

$D$ ——锅炉蒸发量，吨/时。

3. 每8小时投药一次，投药后8小时排污一次。

### 三、化学与热能综合软水法

#### (一) 处理系统 (见图4-76)

此系统主要由两个软化罐组成，将上水灌入第一软化罐至一定水位，按每吨水计算加入所需要的石灰，然后打开蒸汽截门通入蒸汽加热约5分钟后，

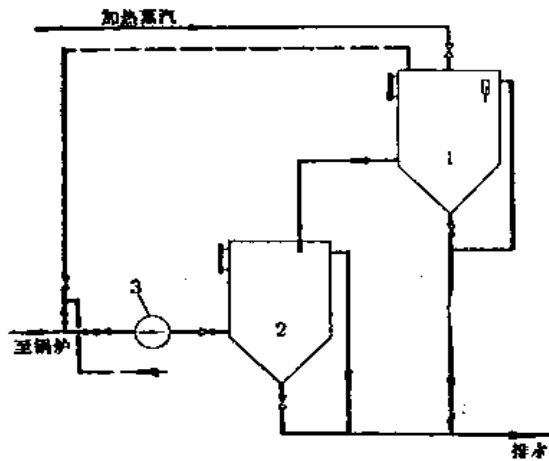


图 4-76 化学与热能综合软水系统

1—第一软化罐；2—第二软化罐；3—给水泵

加入所需要的石灰，然后打开蒸汽截门通入蒸汽加热约5分钟后，加入碳酸钠，继续通汽至水温上升到80°C以上或至沸腾时，关严蒸汽截门，并立即投入预先研细的白矾。然后静置15~20分钟，即可将水放入第二软化罐。此时第一软化罐可继续进水开始第二轮软化。

当从第一软化罐流满第二软化罐后，趁热投入所需加的磷酸三钠。最后静置15~20分钟即可由水泵送至锅炉。

#### (二) 软化效果

软水及炉水化验分析

表 4-59

水样	总硬度 (度)	暂硬 (度)	永硬 (度)	负硬 (度)	pH	Ca <sup>++</sup> (毫克/升)	Mg <sup>++</sup> (毫克/升)	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (毫克/升)	全固形物 (毫克/升)
自来水	18.34	15.44	2.9	0.00	7.7	73.83	34.87	336.4	448.0
第一软化罐出来的水	11.24	11.24	0.0	0.37	8.3	29.92	30.63	225.8	436.0
第二软化罐出来的水	8.50	8.50	0.0	6.68	8.5	12.57	29.31	330.6	355.0
锅炉中的软化水	1.11	1.11	0.0	9.80	10.7	0.00	4.84	237.7	1240.0

从化验分析可知 (见表4-59)，通过两个软化罐的处理以及锅炉炉水中化学药品的进一步作用，软化效率超过90%，锅炉中基本上不结垢。

(三) 药品用量 可参照表4-60的投药量。

(四) 注意事项

1. 不得颠倒投药次序，必须遵守投药数量和投药时间。

加 药 量

表 4-60

给水总 硬 度	度	5以下	5~7	8~10	11~13	14~16	17~19	20~22	23~25	26~28	29~31	32~34	35~37	38~40	41~43
	ppm.	90 以下	90~ 125	142~ 178	196~ 231	249~ 285	303~ 339	356~ 392	409~ 445	463~ 498	516~ 552	570~ 605	623~ 659	676~ 712	730~ 765
每吨水 加药量 (克)	石 灰	46	56	65	75	85	95	105	115	125	133	142	152	164	175
	碳酸钠	15	18	24	32	40	48	56	64	72	80	88	90	98	106
	白 矾	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28	30	32	34
	磷酸三钠	12	15	20	25	30	35	40	45	50	55	58	61	64	67

注：1. 钙硬度超过水中总硬度的15%时，每超过1度，就应按上表数量再增加石灰6克。

2. 硫酸盐较多，且永硬超过水中总硬度的20%时，每超过1度，就应按上表数量再增加碳酸钠12克，或者增加磷酸三钠5克。

3. 铁盐较多或杂质较多，可按上表所列数量再增加白矾(或明矾)量1/3~1/2倍。

- 药品要贮存好，要防潮和防尘。取药用定量金属盒，避免每次称量。
- 两个软化罐底的沉淀物应及时排出，最好每软化一次至两次就排一次污，每次将白色沉淀排尽为止。
- 锅炉内每三天左右排污一次，每次排污1~2分钟，待白残渣流尽为止。

### 第十三节 锅炉给水的除氧

在锅炉给水中，溶有多种气体，其中对热力设备危害最大的是氧气。在热力系统中，由于水、汽温度都较高，所以加快了氧腐蚀的速度。因此，尽可能完全除去溶解在锅炉给水中的气体，是保护热力系统中所有设备不受腐蚀的基本方法，也是保证热力设备安全经济运行必不可少的手段。

#### 一、水中气体的溶解特性及排除途径

##### (一) 水中气体的溶解特性

任何气体溶解于水中的溶解度和气体的种类、它在水面上的分压力以及温度有关。

根据亨利定律，气体在水中的溶解度为：

$$G = k \frac{P_1}{P} \quad \text{毫克/升} \quad (4-141)$$

式中  $G$ ——气体在水中的溶解度，毫克/升；

$k$ ——与水温有关的气体溶解系数，毫克/升。对 $O_2$ 、 $N_2$ 、 $CO_2$ 等气体在不同温度时的重量溶解系数列于表4-61(一)、(二)中。

表4-61(一)为当水面上的压力等于760毫米汞柱时 $O_2$ 、 $CO_2$ 、 $N_2$ 在水中的溶解度数值 $k$ ；

表4-61(二)为当水面上干空气的压力等于760毫米汞柱时 $O_2$ 和 $N_2$ 在水中的

溶解数值  $k$ ;

$P_i$ ——某一气体在水蒸汽和其他气体的混合物中的分压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$P$ ——水蒸汽和其他气体的混合物的总压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>。在热力除氧器中, 除氧头内的压力  $P$  为:

$$P = P_{\text{水}} + P_{\text{O}_2} + P_{\text{CO}_2} + \dots \text{公斤力/厘米}^2 \quad (4-142)$$

式中  $P_{\text{水}}$ ——水蒸汽分压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$P_{\text{O}_2}$ ——氧气的分压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$P_{\text{CO}_2}$ ——二氧化碳的分压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

如几种不同的气体同时存在于水面上, 那么每一种气体的溶解度都与它自己的分压力成正比, 所以气体的溶解度并不因为有其他气体同时存在而改变, 仅与其本身的分压力有关。

当水面上的压力等于760毫米汞柱时, O<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>和N<sub>2</sub>的重量溶解度数值 表 4-61(一)

水温 °C	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60	70	80	100
O <sub>2</sub> 毫克/升	69.5	60.7	53.7	48.0	43.4	39.3	35.9	30.8	26.6	22.8		13.0	0
CO <sub>2</sub> 毫克/升	3850	2770	2310	1970	1690	1450	1260	970	760	580	—	—	—
N <sub>2</sub> 毫克/升	29.4		23.2		19.3		16.8	14.8	13.60	12.80	12.2	12.00	11.80

当水面上干空气(指无水蒸汽的状态下)的压力等于760毫米汞柱时, O<sub>2</sub>和N<sub>2</sub>在水中的溶解度值 表 4-61(二)

水温(°C)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
O <sub>2</sub> (毫克/升)	14.6	11.3	9.10	7.5	6.50	5.60	4.80	3.90	2.90	1.6	0
N <sub>2</sub> (毫克/升)	23.2	18.3	15.3	13.3	11.7	10.7	10.1	9.7	9.5	9.4	9.3

注: 表4-61(二)中为干空气(指无水蒸汽状态下)。CO<sub>2</sub>在空气中的分压力甚微, 故其值未予列入。

各种气体在不同压力和温度下, 其饱和的含量也都不相同。见表4-62和图4-77所示。

水中含氧量与温度、压力的关系 表 4-62

水面上压力 (绝对大气压)	水 温(°C)										
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
含 氧 量(毫克/升)											
1	14.6	11.3	9.1	7.5	6.5	5.6	4.8	3.9	2.9	1.6	0
0.8	11	8.5	7.0	5.7	5.0	4.2	3.4	2.6	1.6	0.5	0
0.6	8.3	6.4	5.3	4.3	3.7	3.0	2.3	1.7	0.8	0	0
0.4	5.7	4.2	3.5	2.7	2.2	1.7	1.1	0.4	0	0	0
0.2	2.6	2.0	1.6	1.4	1.2	1.0	0.4	0	0	0	0
0.1	1.2	0.9	0.8	0.5	0.2	0	0	0	0	0	0



从图4-77可以看出，如果水中溶解氧的压力（平衡压力）大于它在水面上的分压力时，氧气就从水中释放出来。当氧气在水面上的分压力超过它在水中平衡压力时，则会发生氧气不断向水中溶解的现象。因此在一定的压力下，氧气的溶解度随着水温的升高而降低。只要水温达到相应压力下的饱和温度时，氧气在水面上的分压力就会降低到零，它在水中的溶解度也就等于零。也就是说，随着水面上总压力（或真空度）不同，可以在任何温度下，使气体溶解度为零。

图4-78说明了在大气压力下，空气、氧气和水蒸汽的分压力，以及氧气的溶解度与水温的关系；随着水温增高水蒸汽的分压力也增大，而空气和氧气的分压力在100°C时降低到零。当水面上的空间的压力大于大气压力时，气体的溶解度在较高温度（大于100°C）时，才下降到零，而当水面上压力小于大气压力（具有一定的真空度）时，气体的溶解度在较低的温度（小于100°C）下即可降到零。

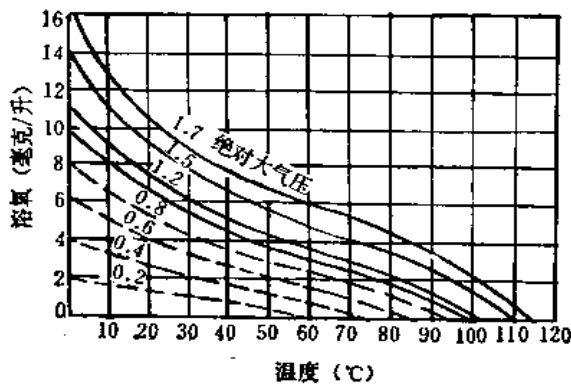


图 4-77 在不同压力下氧气在水中的溶解度

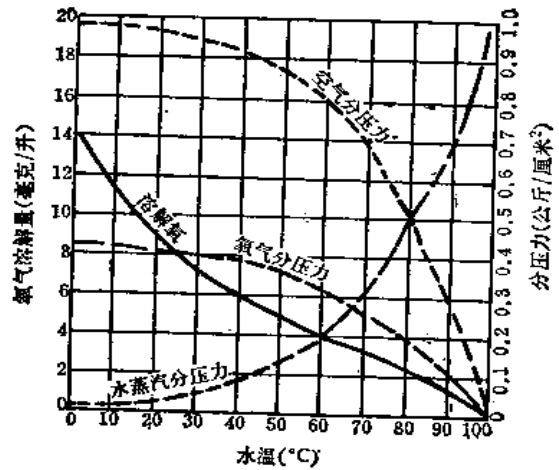


图 4-78 在大气压力下，氧气在水中的溶解度

## （二）除氧的根本途径

从氧在水中溶解的特性，我们可以推断出水中除氧可以从以下几方面着手：

1. 使水加热，减小其中氧的溶解度，水中氧气就可逸出。
2. 使水面上空间中的氧气分子都排除，或转变成其他气体（如 $\text{CO}_2$ ）。既然水面上没有氧的分子存在，氧的分压力就为零，水中氧的溶解度也为零，水中氧气就不断逸出。
3. 使水中的溶解氧在进入锅炉前就转变为金属或其他药剂的稳定化合物而消耗干净，这种使氧与金属或其他药剂化合的方法，可采用纯化学的氧化方法，也可采用电化学的方法。

以下我们就按不同的途径将常用除氧方法分为大气式热力除氧、真空除氧、钢屑除氧、解析除氧、化学除氧和电化学除氧等法，分述于下。

## 二、大气式热力除氧

### （一）原理

根据上节所述水中气体的溶解特性，要想将水中任何一种气体除去时，只要将水面上

存在的该气体除去即可，因此希望排除水中的各种气体，最好水面上只有水蒸汽而无其它气体。

热力除氧就是将水加热至沸点，氧的溶解度减小而逸出，再将水面上产生的氧气排除，使充满蒸汽，如此使水中氧气不断逸出，而保证给水含氧量达到给水质量标准要求。

用加热法除氧（气）的设备称之为热力除氧（气）器。为了保证水面上只有水蒸汽存在，必须将水加热至沸腾温度（在稍高于大气压力即1.05~1.20绝对大气压力下进行），这种除氧（气）设备又称大气式热力除氧（气）器。

在热力除气时要保证有可靠的除气效果，应该在设计和运行中满足下列条件：

1. 增加水与蒸汽的接触面积，水流分配要均匀。
2. 在整个水面上应保证水中溶解气体的压力与水面上该气体分压力之间有压力差。
3. 使水与蒸汽成相对方向流动，这样可以保证有最大可能的气体压力差和得到较完全的除气。
4. 必须迅速将水面上的气体去除，以免它们在水面上的分压力增高。这样就要求除气器中气汽混合物要有足够的剩余压头，且排气管要有足够大的断面，在真空下的除气器，抽气装置要有足够的出力。
5. 使水能很可靠地被加热到除气器工作压力下的沸腾温度。

### （二）大气式热力除氧器耗汽量计算

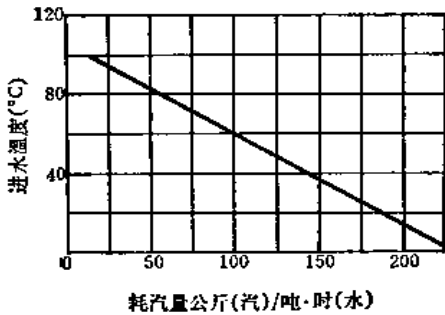


图 4-79 根据进水温度计算汽耗

$$D_0 = \frac{G(i_2 - i_1)}{(i - i_2)0.98} + D_s \quad \text{公斤/时} \quad (4-143)$$

- 式中
- $G$ ——待除氧最大水量，公斤/时；
  - $i_2$ ——除氧器出口水的焓，千卡/公斤；
  - $i_1$ ——进入除氧器水的焓，千卡/公斤；
  - $i$ ——进入除氧器蒸汽的焓，千卡/公斤；
  - 0.98——除氧器效率；
  - $D_s$ ——排气中蒸汽损失量，公斤/时（具有排汽冷却器时为总耗汽量的5~10%，当没有排汽冷却器时不超过1%）。

图4-79可以用来查找除氧器耗汽量。

### （三）设计大气式热力除氧注意事项

1. 大气式热力除氧器应放在给水泵上方，除氧水箱最低水位与给水泵中心线间的高差应不小于6~7米。
2. 进入除氧器前给水混合温度，一般不低于70°C
3. 大气式热力除氧器的可靠运行只有对除氧器压力和温度以及除氧水箱水位高度进行自动调整时才有可能达到。在进行手动调整时要十分注意水温、汽压和水位的波动变化，以免除氧效果变坏，使氧气和二氧化碳存留在给水中。所以，在除氧器进汽管上最好安装压力自动调整器，进水管装设水位自动调整器。
4. 为了保证除氧器中水力工况和热力工况均衡，应采取下列措施：

（1）当补充大量比较冷的化学处理水时，应当尽可能均匀地送进，并在几个并列运行的除氧器间适当地分配。

(2) 蒸汽凝结水在送入除氧器前最好先蓄积在中间贮水箱中, 然后将这些凝结水均匀地送入除氧器, 以保证除氧器负荷的稳定。

5. 除氧器装置应具备下列控制测量仪表:

监督除氧头内蒸汽压力用的压力表, 蒸汽管减压前后的压力表和温度表, 除氧水箱上的玻璃水位表, 除氧水箱进水管和出水管上的温度表。

6. 除了定期的水质监督(每班至少一次)以外, 最好用测氧计自动监督水质, 在没有测氧计的情况下, 为了监督除氧器的工作, 安装水温或压力记录表是有好处的。

7. 在除氧器运行时, 必须特别注意监视空气引出管的作用, 如果空气引出管被封闭或者是开放得不够完全, 则除氧后水的残余氧含量就会增加, 因此, 空气引出管应当经常有微量的蒸汽冒出。

8. 除氧水箱水位自动调整器前应有闸门, 在出水短管上应有取样(经冷却器)用的短节, 以便监督含氧量。

9. 当有两台除氧器并列运行时, 为了平衡除氧器内压力和水位, 各个除氧水箱上须有可以连接的汽及水的平衡管。

10. 在除氧器运行的过程中, 应当定期打开除氧器进行检查, 故应考虑有起吊的设施。

#### (四) 喷雾式热力除氧

锅炉给水除氧器目前国内大部分是应用溅盘式热力除氧器, 即利用进水经几个盘(盘上开孔)后自流流下, 将水进行分散, 加热蒸汽由底部向上逆流加热, 使氧气自水中析出。喷雾除氧是把进水经过喷头喷成雾状水滴然后与向上逆流的加热蒸汽接触预热。由于水流被喷成雾状, 蒸汽加热水流的效果就显著提高, 除氧效果也就更加良好。所以喷雾除氧仍属于大气式热力除氧的类型, 但传热效果好, 从而使除氧器体积小, 重量轻, 与同容量的溅盘式除氧器比较, 重量可减轻20%, 负荷适应性大。如无锡锅炉厂生产的6吨/时喷雾除氧器从1.6吨/时开始变化到2、3、4、5、6吨/时除氧水的溶解氧都在30微克/升以下。喷雾除氧器构造见图4-80。

其汽水流程如下:

水由管1进入除氧器, 经喷嘴2向四面喷出呈雾状水滴, 被上升的蒸汽预热后, 沿着预热室3边缘流下形成一水帘, 经导向圈4再次与蒸汽接触, 完成了初步除氧过程, 也是主要的热交换除氧过程。蒸汽自管6进入后经盆8内狭窄道, 将由集水室5汇集的水以高速喷出, 进行强烈混合后再次除氧, 汽水混合物沿盆8喷溅至分离装置7后, 水被弹回流入水箱, 汽则继续上升, 分离后的蒸汽经4进入3, 预热喷雾水, 部分凝结成水滴下降, 水中析出的气体与未凝汽一起经挡板9, 排汽管10排至大气。

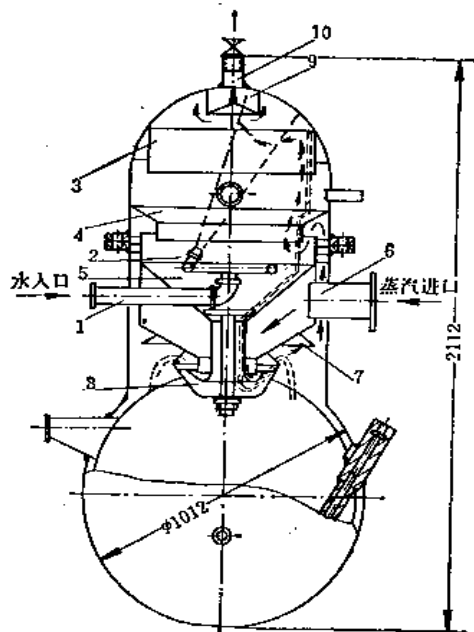


图 4-80 6吨/时喷雾除氧器构造图

喷雾除氧器还带有水银式蒸汽压力调节阀用来调节加热蒸汽，使除氧器保持工作压力在0.2公斤/厘米<sup>2</sup>，工作温度105°C。喷头进水压力为1.5至2.0公斤/厘米<sup>2</sup>。除氧器利用水位调节阀调节给水量，使正常水位在730厘米处。该调节阀是借助浮筒随着水位高低带动杠杆上下进行调节的。

### 三、真空除氧

真空式除氧是在低于大气压力（如真空度在600~700毫米汞柱）下进行除氧的，出水

温度在30°C~60°C左右，故真空式除氧器所需的加热蒸汽较少，也即锅炉的自用蒸汽量较少。因温度低能减轻进水管道的腐蚀，有些部件如喷嘴和填料可用强度较低的非金属耐腐蚀材料制作。

#### （一）真空式除氧器的热力系统

真空式除氧器的热力系统分为蒸汽喷射式真空除氧器系统与水喷射式真空除氧器系统，见图4-81及图4-82。

被除氧水首先加热到与除氧头内相应压力下的饱和温度以上0.5~1.0°C，然后送入除氧器。由于被除氧水有过热度，故一部分被汽化，其余的水处于沸腾状

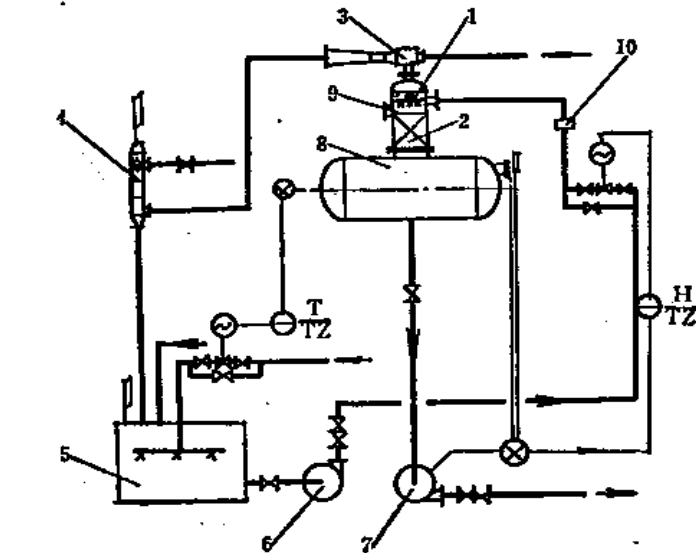


图 4-81 蒸汽喷射真空除氧系统图

1—进水喷嘴；2—填料层；3—蒸汽喷射器；4—热交换器；  
5—中间水箱；6—除氧水泵；7—给水泵；8—除氧水箱；9—  
真空除氧器；10—过滤器

态，水中的溶解气体便解析出来。解析出来的气体同蒸汽一起被喷射器抽出器外，在除氧水温较高时被抽出来的蒸汽通常在表面式排汽冷却器中用除氧器进水使之凝结，在除氧水温较低时被抽出来的蒸汽或不凝性气体直接排入大气。

#### （二）喷射器

真空式除氧器的关键在于将除氧器内压力抽成一定的真空度。这是通过喷射器（或真空泵）来实现的。喷射器可分为蒸汽喷射器和水力喷射器两类。蒸汽喷射器是以蒸汽为动力，做功后的余热可以用来加热要除氧的水。水力喷射器是以水为动力，喷射用水可以循环使用。

真空式除氧器本体的热力计算与一般的喷雾填料式除氧器相同。

##### 1. 蒸汽喷射器的设计

(1)工作蒸汽参数的选择 选择喷射用工作蒸汽的压力，是设计喷射器的前提。在一定的压力范围内，工作蒸汽压力越高，蒸汽消耗量越小。一般对于工作蒸汽量较小的喷射器，它的工作蒸汽压力不宜过高，因为直径较小的喷嘴在蒸汽压力较高时容易发生堵塞。当喷嘴直径小于6毫米时，应装设蒸汽滤网。

(2)蒸汽喷射器级数的选择 除氧器的真空度，一般决定于喷射器的级数。当要求真

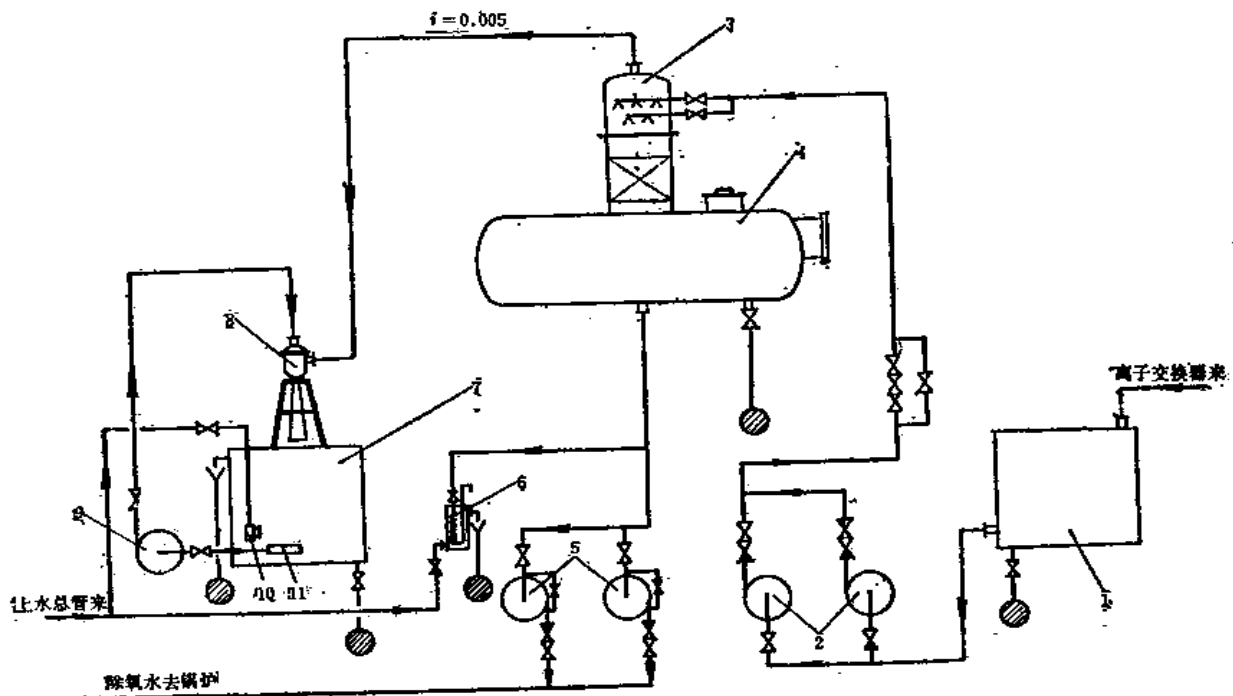


图 4-82 水喷射器真空除氧系统图

1—软水箱；2—除氧水加压泵；3—脱气塔；4—除氧水箱；5—锅炉给水泵；6—除氧水取样冷却器；7—循环水箱；8—低位水喷射真空泵；9—循环水泵；10—扩散器；11—滤网

空式除氧器在较低的温度下工作时，则除氧器的真空度就要高些，这就需要多级喷射器来达到。蒸汽喷射器的级数，可根据其最低吸入压力参照表4-63选取。

通常，真空式除氧器的水温如果在30~60°C范围内，则选用单级或两级蒸汽喷射器就可以了。

在真空式除氧器中，喷射器主要是用来排除溶解于水中的不凝结气体、漏入的空气量及伴随不凝结气体而一起被抽出来的水蒸汽。因此，喷射器应根据除氧器在达到一定的除氧要求时，所需抽出的不凝结气体及水蒸汽的总量来进行设计。如选用两级蒸汽喷射器时，在第一级蒸汽喷射器后必须设置中间冷却器，使第一级所消耗的蒸汽及被抽出来的水蒸汽全部被第一级后面的冷却器冷凝成水。第二级抽出的气体实际上只是第一级抽出的全部不凝结的混合气体，这样设计可以大大减少蒸汽消耗量。

当采用两级喷射器时，真空式除氧器的真空度可以提高到700毫米汞柱左右，工作水温可降到30°C左右。

(3)单级蒸汽喷射器的设计计算 喷射器的结构虽然比较简单，但在设计计算中，如采用理论公式却很复杂，因此，一般多采用半理论半经验的简化公式。其步骤如下：

A. 计算不凝结混合气体量：

蒸汽喷射器级数的选取 表 4-63

级数	单级	两级
吸入压力范围 (毫米汞柱)	100~150	20~100
除氧头工作温度 (°C)	51~60	23~51

(A) 计算不凝结气体量 不凝结气体的量, 可以按物料平衡的原理, 以被处理的水量, 乘上各溶解气体处理前后的浓差来计算, 即:

$$g_g = D[(C_{O_2} - C_{O_2}') + (C_{N_2} - C_{N_2}') + (C_{CO_2} - C_{CO_2}')] \times \frac{1}{1000} \quad \text{公斤/时} \quad (4-144)$$

式中  $D$ ——被处理的水量(即真空除氧器的出力), 吨/时;

$C_{O_2}, C_{N_2}, C_{CO_2}$ ——分别为处理前水中各溶解气体的浓度, 毫克/升;

$C_{O_2}', C_{N_2}', C_{CO_2}'$ ——分别为预计处理后水中各溶解气体要达到的浓度, 毫克/升。

式中  $C_{CO_2}$  应考虑到两种系统: 对于经氢交换后的水来讲, 除了水中二氧化碳的溶解量外, 还要考虑到重碳酸盐转化成游离二氧化碳的量; 对于经钠离子交换后的水来讲, 只有溶解的二氧化碳。由于天然水中溶解二氧化碳量并不多, 因此, 一般可以忽略不计。

(B) 计算漏入的空气量 从设备及管道等接缝不严密处漏入的空气量, 一般可根据真空设备的接缝长度, 按每米漏入约 0.05~0.07 公斤/时计算, 也可以从经验曲线中查得, 见图 4-83。漏气量受设备情况影响很大, 在估算时要留有裕度。

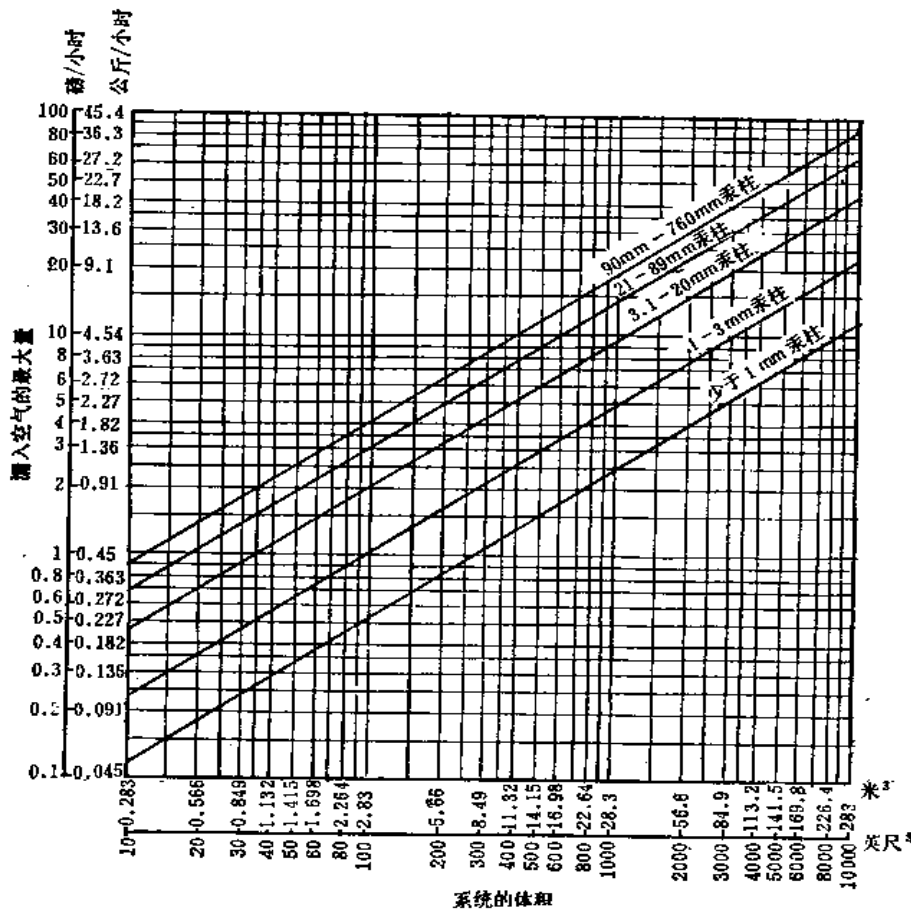


图 4-83 整个密闭系统漏入空气量的最大量

(C) 计算不凝结混合气体量 从系统中排出的不凝结混合气体量应是不凝结气体量与漏入的空气量之和, 即

$$G_g = g_g + 2g_l \quad \text{公斤/时} \quad (4-145)$$

式中  $g_l$ ——系统中漏入的空气量, 公斤/时;

2——富裕系数。

B. 计算不凝结混合气体的体积:

(A) 计算不凝结混合气体(量)的组成

$$\text{氧量 } G_{O_2} = \frac{D}{1000} (C_{O_2} - C_{O_2}') + 2g_1 \bullet \times 0.21 \quad \text{公斤/时} \quad (4-146)$$

$$\text{氮量 } G_{N_2} = \frac{D}{1000} (C_{N_2} - C_{N_2}') + 2g_1 \bullet \times 0.79 \quad \text{公斤/时} \quad (4-147)$$

二氧化碳量

$$CO_2 = \frac{D}{1000} (C_{CO_2} - C_{CO_2}') \quad \text{公斤/时} \quad (4-148)$$

不凝结混合气体中各气体的相对重量为:

$$g_{O_2} = \frac{G_{O_2}}{G_{O_2} + G_{N_2} + G_{CO_2}} \quad (4-149)$$

$$g_{N_2} = \frac{G_{N_2}}{G_{O_2} + G_{N_2} + G_{CO_2}} \quad (4-150)$$

$$g_{CO_2} = \frac{G_{CO_2}}{G_{O_2} + G_{N_2} + G_{CO_2}} \quad (4-151)$$

(B) 计算不凝结混合气体的平均分子量  $M$

$$M = \frac{1}{\frac{g_{O_2}}{32} + \frac{g_{N_2}}{28} + \frac{g_{CO_2}}{44}} \quad (4-152)$$

式中 32、28、44——分别为氧、氮、二氧化碳的分子量。

根据平均分子量, 计算不凝结混合气体的常数  $R_A$

$$R_A = \frac{848}{M} \quad \text{公斤} \cdot \text{米} / \text{公斤} \cdot \text{度} \quad (4-153)$$

式中 848——以标准状态的气体常数 22.4 代入公式  $\frac{PV}{T}$  中求得, 即

$$\frac{1.033 \times 10^4 \times 22.4}{273} = 848$$

(C) 计算不凝结混合气体中氧的分压

$$P_{O_2} = P_0 \frac{C_{O_2}'}{H_{O_2}} \quad \text{绝对大气压} \quad (4-154)$$

式中  $P_0$ ——常压下气压, 即 1.0 绝对大气压;

$C_{O_2}'$ ——预计要达到的出水溶氧浓度, 毫克/升;

$H_{O_2}$ ——当氧的分压为 1.0 绝对大气压时的溶解度(根据水温可从表 4-61(一)中查得), 毫克/升。

(D) 计算不凝结混合气体的分压

氧在不凝结混合气体中的相对容积  $V_{O_2}$  为:

$$V_{O_2} = \frac{\frac{g_{O_2}}{32}}{\frac{g_{N_2}}{28} + \frac{g_{O_2}}{32} + \frac{g_{CO_2}}{44}} \quad (4-155)$$

① 空气中的组成粗略地算为  $O_2$  占 21%,  $N_2$  占 79%,  $CO_2$  和其它气体因所占比重较小, 可以忽略不计。但在计算脱碳器时, 就不能忽略。

因此，不凝结混合气体的分压：

$$P_a = \frac{P_{O_2}}{V_{O_2}} \quad \text{绝对大气压} \quad (4-156)$$

(E) 计算不凝结混合气体的体积

$$V = \frac{R_a T G_a}{P_a} \quad \text{米}^3 \quad (4-157)$$

式中  $R_a$ ——不凝结混合气体常数，公斤·米/公斤·度；

$G_a$ ——系统中排出的不凝结混合气体量，公斤/时。

C. 计算水蒸汽的量 根据混合气体的体积，以及过热水的热平衡，计算水蒸汽的量。

水蒸汽的量  $G_{a_1}$  来自两个方面：一是与混合气体体积相等的平衡水蒸汽量  $g_{a_1}$ ，另一是由过热水扩容蒸发的水蒸汽量  $g'_{a_1}$ 。因此，总的水蒸汽量为：

$$G_{a_1} = g_{a_1} + g'_{a_1} \quad \text{公斤/时} \quad (4-158)$$

$$g_{a_1} = \frac{V}{v''} \quad \text{公斤/时} \quad (4-159)$$

$$g'_{a_1} = \frac{D \times 1000 \times (t_1 - t_0) c_p}{r_r} \quad \text{公斤/时} \quad (4-160)$$

式中  $v''$ ——在温度为  $t_0$  时，水蒸汽的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

$t_1, t_0$ ——分别为过热水和饱和水的温度，°C；

$c_p$ ——过热水的比热，大卡/公斤·°C；

$r_r$ ——在温度为  $t_0$  时水的蒸发潜热，大卡/公斤。

D. 计算喷射器需要排除的混合气体总量  $G_a$ 。

$$G_a = G_{a_1} + G_a \quad \text{公斤/时} \quad (4-161)$$

此混合气体总量是设计喷射器的依据。

E. 计算喷射器的各部尺寸 喷射器所排除的气量同该喷射器工作汽量之比，称为喷射系数  $u$ ：

$$u = \frac{G_a}{G} \quad (4-162)$$

式中  $G_a$ ——混合气体总量，公斤/时；

$G$ ——喷射器的工作汽量，公斤/时。

(A) 计算喷射系数 方法有两种：临界速度比法和功热当量法。

方法之一，按临界速度比计算喷射系数：

工作蒸汽的临界速度  $C_{1,c}$

$$C_{1,c} = 3.28 \sqrt{P_1 V_1} \quad \text{米/秒} \quad (4-163)$$

式中  $P_1$ ——喷射器工作蒸汽汽压，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$V_1$ ——在压力为  $P_1$  时的蒸汽比容，米<sup>3</sup>/公斤。

被排除混合气体的临界速度  $C_{2,c}$

$$C_{2,c} = 3.28 \sqrt{P_2 V_2} \quad \text{米/秒} \quad (4-164)$$

式中  $P_2$ ——喷射器吸入口的绝对压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$V_2$ ——在吸入口绝对压力下混合气体的比容，米<sup>3</sup>/公斤。

混合气体的比容  $V_2$ ；



$$V = \frac{22.4 \times T \left( \frac{g_{O_2}}{32} + \frac{g_{N_2}}{28} + \frac{g_{H_2O}}{18} \right)}{273 \times G_0 P_0} \quad \text{米}^3/\text{公斤} \quad (4-165)$$

吸入口混合气体的比容  $V_2$ :

$$V_2 = \frac{V_1 \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{k}} + uV}{1 + u} \quad \text{米}^3/\text{公斤} \quad (4-166)$$

在确定喷射系数  $u$  之前, 可先假定系数  $u$  的数值, 然后按式 (4-166) 算出  $V_2$  值。将  $V_2$  值代入式 (4-164) 后算出  $C_{2s}$  值, 再用下式验证所假设的  $u$  值是否正确:

$$u = 0.834 \frac{C_{1s}}{C_{2s}} \sqrt{\frac{1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}}{1 - \left( \frac{P_2}{P_0} \right)^{\frac{k-1}{k}}} - 1} \quad (4-167)$$

式中  $k$ ——绝热指数, 一般取 1.20;

$P_0$ ——喷射器排出压力, 一般取 1.05~1.10 绝对大气压;

$P_1, P_2$ ——喷射器工作汽压和吸入口压力, 绝对大气压。

方法之二, 按功热当量计算喷射系数。

工作蒸汽的功热  $H$  为:

$$H = \frac{k}{k-1} P_1 V_1 \left[ 1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \times \frac{10^4}{427} \quad \text{千卡/公斤} \quad (4-168)$$

混合气体的功热  $h$  为:

$$h = \frac{k}{k-1} P_2 V_2 \left[ \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \times \frac{10^4}{427} \quad \text{千卡/公斤} \quad (4-168')$$

式中  $P_1, P_2$ ——工作蒸汽和吸入口的压力, 绝对大气压;

$V_1, V_2$ ——工作蒸汽和吸入混合气体的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$\frac{1}{427}$ ——功热当量, 千卡/公斤·米;

其余符号同前。

蒸汽喷射器的喷射系数  $u'$ :

$$u' = \frac{\sqrt{\left( \frac{H}{h} + \delta \right) \eta_s} - \sqrt{1 + \delta}}{\sqrt{1 + \delta} - \sqrt{\delta \eta_s}} \quad (4-169)$$

式中  $\delta$ ——经验系数, 一般取 0.50;

$\eta_s$ ——混合室阻力损失系数, 取 0.8。

按照上述两种方法求得的  $u$  和  $u'$  值应比较接近。

(B) 工作蒸汽消耗量  $G$ , 可根据式 (4-162) 计算

$$G = \frac{G_0}{u}$$

(C) 喷嘴喉部直径  $d_s$

$$d_s = 1.32 \frac{\sqrt{G}}{\sqrt[4]{P_1} \sqrt{V_1}} \quad \text{毫米} \quad (4-170)$$

(D) 喷嘴出口直径 $d_2$ ，  
工作蒸汽的膨胀比

$$E = \frac{P_1}{P_2} \quad (4-171)$$

喷嘴出口直径（按饱和蒸汽算）

$$d_2 = 0.3937 \left( \frac{E^{1.881}}{E^{0.1189} - 1} \right)^{0.25} d_h \text{ 毫米} \quad (4-172)$$

(E) 喷嘴内的其余各部尺寸

喷嘴内的其余各部尺寸可按表4-64中的公式计算（参看图4-84）。

(F) 喷射器扩散管喉部直径 $d'_h$

$$d'_h = 1.6 \sqrt{\frac{18}{M} \frac{G_g + G_{q1} + G}{P_0}} \text{ 毫米} \quad (4-173)$$

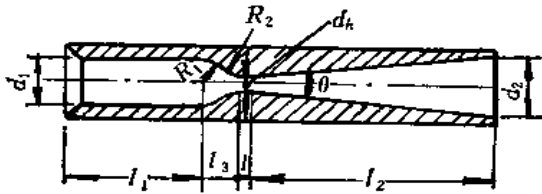


图 4-84 喷嘴内部形状示意

式中  $G_g$ ——系统排出的不凝结混合气体量，按式(4-145)计算，公斤/时；

$G_{q1}$ ——系统排出的水蒸汽量，按式(4-158)计算，公斤/时；

$G$ ——工作蒸汽消耗量，按式(4-162)计算，公斤/时；

$P_0$ ——喷射器的排出压力，一般取1.05~1.10绝对大气压；

$M$ ——混合气体平均分子量，按式(4-152)计算。

喷嘴内各部尺寸的计算方法

表 4-64

代 号	计 算 公 式	备 注
$d_1$	$4d_h \sim 6d_h$ 毫米	$\theta = 15^\circ$
$l$	5 毫米	
$l_2$	$3.8(d_2 - d_h)$ 毫米	
$R_1$	$d_1/2$ 毫米	
$R_2$	$3.415(0.7071 \times R_1 - d_h/2)$ 毫米	
$l_3$	$R_2 + d_h/2$ 毫米	
$l_1$	根据喷嘴出口到扩散管入口距离及吸入室长度确定。毫米	

(G) 喷射器扩散管的其余各部尺寸，可按表4-65计算（参看图4-85）。

扩散管各部尺寸计算方法

表 4-65

代 号	$d_1$	$d_2$	$d_3$	$L$	$L_1$	$L_2$
计算公式	$1.414d'_h$	$2d'_h$	$2d'_h$	$4d'_h$	$7d'_h$	$10d'_h$

上述计算方法适用于工作温度为51~60°C，单级蒸汽喷射器的真空式除氧器使用。

如采用两级蒸汽喷射器，其设计计算步骤虽与上述相似，但需先将两级的压缩比进行分配，使前级和后级的负担大致相等。确定了压缩比后，即可对两级喷射器分别按上述步骤

进行计算。但是，由于第一级所消耗的蒸汽及被抽出来的水蒸汽已全部在第一级后的冷却器内冷凝成水，因此第二级抽出的气体实际上只是第一级抽出的全部不凝结混合气体。

当采用两级喷射器时，真空式除氧器的真空度可以提高到700毫米汞柱左右，工作水温降到30°C左右。

## 2. 水力喷射器的设计

自系统中抽出的不凝结混合气体量 $G_0$ 、不凝结混合气体的分压 $P_0$ 、体积 $V$ 等的计算，与蒸汽喷射器相同。

(1) 计算喷射器的喷射系数在水力喷射器的设计过程中，工作水压和喷口处水的流速是决定喷口直径的主要因素。

水力喷射器设计的主要参数：工作水压大于1.7公斤力/厘米<sup>2</sup>；喷口流速为15~30米/秒。

设： $P_1$ ——水力喷射器工作压力，绝对压力，米水柱；

$P_2$ ——吸入口压力，绝对压力，米水柱；

$P_0$ ——水力喷射器的背压或称排出压力，绝对压力，米水柱；

$t_2$ ——吸入口气体温度，°C；

$G_0$ ——吸入空气量，公斤/小时。

A. 通过喷嘴时工作水的压降 $\Delta P_1$

$$\Delta P_1 = P_1 - P_2 \quad \text{米水柱} \quad (4-174)$$

B. 吸入气体的压力升高 $\Delta P_0$

$$\Delta P_0 = P_0 - P_2 \quad \text{米水柱} \quad (4-175)$$

C. 喷射器的压力比值 $N$

$$N = \frac{P_0 - P_2}{P_1 - P_2} \quad (4-176)$$

D. 喷射系数 $u$ 可根据压力比值 $N$ 从图4-86的关系曲线中查得。

(2) 计算喷射器的工作水量 根据查得的喷射系数 $u$ 以及排出的混合气体体积 $V$ ，计算喷射器的工作水量 $D$ ：

$$D = \frac{V}{u} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (4-177)$$

(3) 计算喷射器的各部尺寸

A. 喷嘴出口直径 $d_1$

先计算出喷嘴喷口的工作水速：

$$C = \varphi_1 \sqrt{2g\Delta P_1} \quad \text{米/秒} \quad (4-178)$$

式中  $\varphi_1$ ——速度系数，取0.95；

$\Delta P_1$ ——工作水通过喷嘴时的压降，米水柱。

喷嘴出口直径 $d_1$

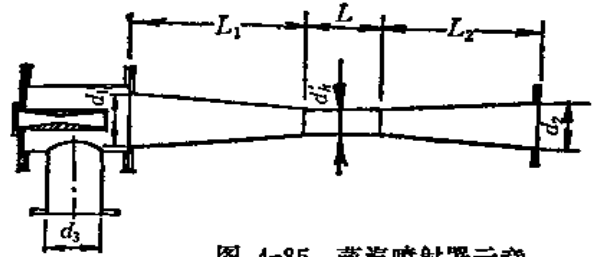


图 4-85 蒸汽喷射器示意

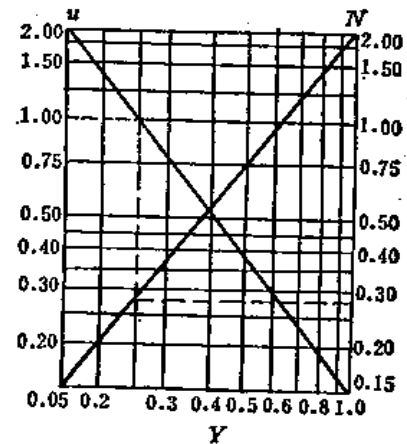


图 4-86 最高效率为30%时 $u$ 、 $N$ 与 $Y$ 的关系

水力喷射器各部尺寸计算方法

表 4-66

名 称	代号	单 位	计 算 公 式
进水管直径	$d$	毫米	$2.6d_1$
喷嘴的收缩段长度	$l$	毫米	$\frac{d-d_1}{2 \tan \frac{\theta_2}{2}}$
混合管的收缩段直径	$d_2$	毫米	$1.58d_1$
混合管的收缩段长度	$l_1$	毫米	$(1.7 \sim 5.15)(d_2 - d_3)$
混合管喉管段长度	$l_2$	毫米	$(2 \sim 4)d_3$
扩散管长度	$l_3$	毫米	$d_4 - d_3 / 2 \tan \frac{\theta}{2}$
扩散管直径	$d_4$	毫米	$1.78d_3$
扩散角	$\theta$	度	一般为 $6^\circ \sim 8^\circ$ , 最佳 $5^\circ 30'$
吸气口离收缩段的距离	$l_4$	毫米	$0.83d$
	$\theta_1$	度	$120^\circ$
	$\theta_2$	度	一般取 $20^\circ$
吸气口直径	$D_1$	毫米	$\sqrt{\frac{V_K}{0.785 \times w_K \times 3600}} \times 1000$ $V_K$ 被引射气体流量 $w_K = 10 \sim 18$ 米/秒
吸入气体进口面积	$f_1$	毫米 <sup>2</sup>	$0.785(D_1)^2$
吸气室面积	$f$	毫米 <sup>2</sup>	$1.38f_1$
吸气室直径	$D_0$	毫米	$D_0 = 2r_0$
			$r_0 = \frac{2f}{\left(\frac{\alpha}{180} \cdot \pi - \sin \alpha\right)}$
			取 $\alpha = 110^\circ \sim 120^\circ$

$$d_1 = \sqrt{\frac{D}{\frac{\pi}{4} c \times 3600}} \times 1000 \text{ 毫米} \quad (4-179)$$

B. 扩散管喉部直径 $d_3$

先自图4-86中查得喷嘴与喉管的截面比 $Y$

$$Y = \frac{F_1}{F_2} \quad (4-180)$$

C. 计算喷射器的其余各部尺寸 喷射器的其余各部尺寸按表4-66计算(参看图4-87), 为了加大气、液相接触面积, 通常是将喷射器的单喷口改成3~16个多喷口, 其多喷口的面积之和应与单喷口相等。

### 3. 真空除氧器的运行调整

(1) 真空除氧器的排气 在压力大于大气压力的除氧器中, 水中被解析出来的气、汽混合物主要依靠除氧器头部压力与大气压力之差来排除。在真空状态下, 要从真空除氧器

头部排出气、汽混合物，必须装置特殊的设备——依靠水或蒸汽为动能的喷射器（或真空泵）才得以实现。因此，在真空除氧器中，喷射器对于除氧效果的好坏是至为重要的。

(2) 真空除氧器的自动调节 在运行时必须保证除氧器的进水温度处于相应的真空度的沸点，因而比大气式更需要自动调节，否则稍不注意便不容易保持它的负压。

A. 水箱水位调节 与大气式热力除氧相同，但必须注意所发送出来的测量液位的讯号，能使变送装置在微正压条件下工作。

B. 进水温度的调节 由于在真空条件下，获得负压脉冲讯号比较困难，因此把压力调节改为温度调节，使进水温度保持在相应真空度的沸点以上 $0.5\sim 1.0^{\circ}\text{C}$ 的温度。

C. 整个系统必须保持真空

运行 由于真空式除氧器是在低于大气压力的情况下工作的，所以系统必须十分严密，包括水箱、水泵、管道、阀门等。为此，除氧器系统内真空吸水管路的连接要焊接，避免用法兰，否则应在连接处涂复一层隔离层（如采用难溶的电缆填充剂或涂油），水泵的轴封和阀杆处一般也应加装水封，以免漏入空气，破坏除氧效果。

4. 真空除氧器的设置高度 由于除氧器处于真空状态，因此除氧器出水也要用真空泵抽出后输送到锅炉房中去，如果维持给水泵前一定的正压头，必须将水箱高位放置（10米以上），才能使除氧器出水成为正压，便于一般的给水泵供水。否则水泵在负压系统下运行容易漏入空气，增加溶氧。对于除氧塔安装高度保持在10米以上，这对于一些小锅炉房来说是较难办到的，并且给管理上带来一定的困难。当前，对如何降低除氧塔的安装高度，已成为一个有价值的问题，有待于进一步研究和探讨。

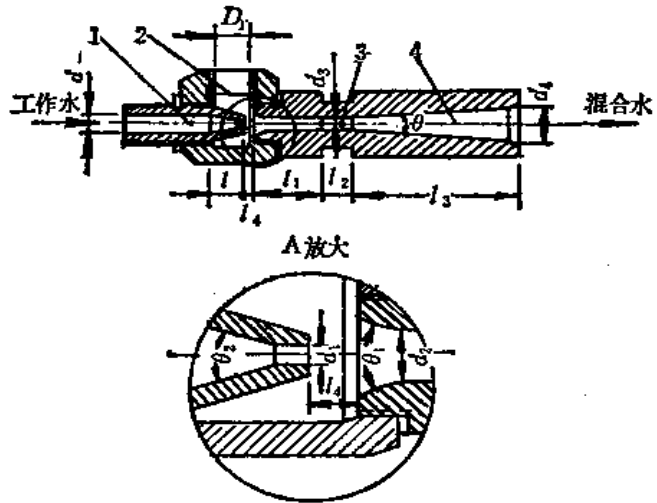


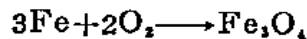
图 4-87 水力喷射器构造示意

1—喷嘴；2—混合室；3—喉管；4—扩散管

## 四、钢屑除氧

### (一) 原理

当一定温度的水通过钢屑层时，水中的氧则与铁化合，其反应过程如下：



在化合过程中氧则被消耗掉。

### (二) 适用范围

1. 对给水品质要求不高，小于13表压的工业锅炉，处理后的给水含氧量为0.1毫克/升。
2. 热力网补给水。
3. 高压锅炉热力除氧后的补充除氧。

### (三) 钢屑除氧器的布置形式

钢屑除氧一般采用独立式或附设式。独立式一般都布置在给水泵的吸入侧，但必须保

证其阻力不破坏给水泵的正常运行。附设式是直接装在热力除氧水箱或给水箱内，但水流通过钢屑不易均匀，故效果较难保证。

#### (四) 设计钢屑除氧器注意事项

1. 待除氧的水温应在70~80°C，在此温度下，水与钢屑的接触时间，应不少于5分钟。水温高反应速度快，当水为80~90°C时，其反应速度要比20~30°C时大15~20倍。因此在钢屑除氧时一般希望水温高于70°C。

2. 通过钢屑除氧器的水必须是软水，以免在钢屑表面形成氧化保护膜。

3. 钢屑要采用氧化性能高的低碳钢，一般采用0~6号碳素钢（不能用合金钢或有色金属）。钢屑厚度一般用0.5~1毫米，长度为8~12毫米（最好用环形或半环形的刨屑）。

4. 钢屑在装入除氧器前，应以3~5%浓度的热碱液清洗，再用热水冲去碱渣，然后用2~3%浓度的酸液泡20~30分钟，再用热水冲洗干净，立即放入除氧器。

5. 钢屑除氧器的阻力，一般为0.2~2米水柱。水在钢屑除氧器中流速与水中含氧量大小有关，水中含氧量越大，水流速度就要越慢。可取水流速度为25~100米/时。

#### (五) 钢屑除氧器的运行

运行中应定期检查除氧效果（一般每昼夜1~3次），当运行时发现下述情况时，除氧器应该进行冲洗。

1. 压力损失过高，如压力损失比装入新钢屑的除氧器开始运行时的压力损失超过0.5米水柱时（通过钢屑层的水头损失，泄水设备的阻力除外），开始运行时的压力损失一般为0.2~2米水柱。

2. 除氧器出水含氧量大于给水标准。

3. 发现水中有铁锈或浑浊时。

冲洗时水流方向与除氧时的水流方向相反，如果冲洗后除氧效果还达不到要求时，则可用2~3%的稀盐酸或稀硫酸溶液注入除氧器内把钢屑浸泡20~30分钟，然后再用水清洗。

如果用水反复冲洗和用酸浸洗钢屑后，仍不能恢复其能力或者钢屑的蚀损已经超过50%时，则应该更换其钢屑。

以上主要是对独立式除氧器处理含氧量较高的水时，应遵循的规则。对处理热力除氧后水的补充除氧时则可简单得多，一般每年只需冲1~2次，可以利用热力除氧器检修时间进行。

#### (六) 钢屑除氧器的计算

1. 以水的含氧量计算钢屑体积 $V$

$$V = \frac{Gc_{a0}T}{192\gamma} \text{米}^3 \quad (4-181)$$

式中  $G$ ——通过除氧器最大水量，米<sup>3</sup>/时；

$c_{a0}$ ——待除氧水的含氧量，克/米<sup>3</sup>；

$\gamma$ ——钢屑堆比重，公斤/米<sup>3</sup>；一般可采用1000至1200公斤/米<sup>3</sup>；

$T$ ——钢屑除氧器的工作小时数（根据设计需要决定，但不要超过一年）。

水温与接触时间的关系，见图4-88。

2. 以水在除氧器中停留时间计算钢屑体积

$$V = \frac{G\tau}{60} \text{ 米}^3 \quad (4-182)$$

式中  $G$ ——通过除氧器最大水量，米<sup>3</sup>/时；  
 $\tau$ ——水与钢屑接触时间，分；  
 当水温为80°C时， $\tau = 3$ 分钟；  
 当水温为60°C时， $\tau = 8$ 分钟。

根据以上公式算出的两个数据中选出其中较大的一个作为钢屑的工作体积，然后可按下面公式算出钢屑层的断面积 $F$ 和高度 $H$ 。

$$F = \frac{G}{v} \text{ 米}^2 \quad (4-183)$$

$$H = \frac{V}{F} \text{ 米} \quad (4-184)$$

式中  $G$ ——通过除氧器最大水量，米<sup>3</sup>/时；  
 $v$ ——水通过除氧器的速度，一般可取  $v = 25 \sim 100$ 米/时。

3. 为了简化设计计算，在确定水温及水量的条件下可用图4-89确定钢屑加入量。

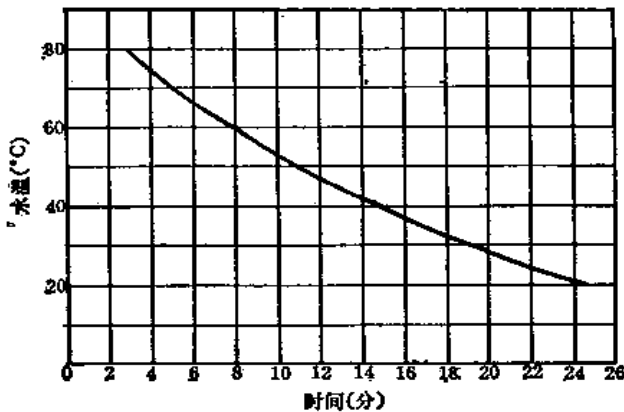


图 4-88 水温与接触时间关系

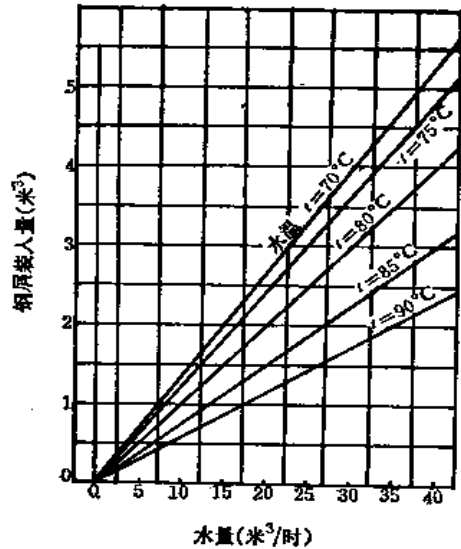


图 4-89 根据水温水量算钢屑量

注：本图是根据  $V = \frac{G_{\text{设计}} T}{192\gamma}$  制作的， $T = 8000$  小时， $\gamma = 1000$  公斤/米<sup>3</sup>，如果设计钢屑除氧器工作小时数与本规定不符时，则须乘  $T_1/T$ ，加以修正 ( $T_1$  为设计实际所需时间)。

## 五、解吸除氧

### (一) 解吸除氧的原理及系统

根据亨利定律——氧在水中的溶解度与水所接触的气体中的氧的分压力成正比，而气体中氧的分压力又与气体中氧的含量成正比，因此将准备除氧的水与已脱氧的气体强烈混合，则溶解于水中氧大量扩散到气体中，从而达到除氧的目的。

解吸除氧的一般系统图见图4-90。

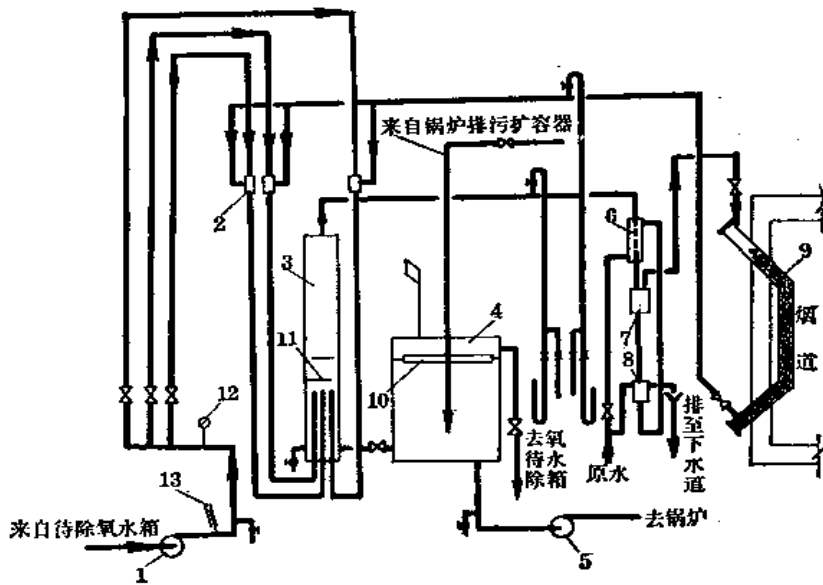


图 4-90 解吸除氧系统图

1—加压泵，2—喷射器，3—解吸器，4—无氧水箱，5—给水泵，6—冷却器，7—脱水器，8—水封，9—反应器，10—浮子，11—分离板，12—压力表，13—温度计

## (二) 解吸除氧的主要特点

1. 待除氧水不需要预热处理，即水的温度在 $30\sim 80^{\circ}\text{C}$ 范围内均可进行解吸除氧，因此采用解吸除氧可提高省煤器的热效率，锅炉的有效蒸发量不致因大量蒸汽用于除氧水的加热而受到影响，当室外热力网的回水率低，全厂可利用的废热少，且锅炉的经常工作压力低的情况下，采用解吸除氧方式是较经济合理的。

2. 解吸除氧的设备占地较少，金属用量较少，有利于连续运行的工业锅炉房采用。

3. 解吸除氧的效果，在正常运行情况下给水除氧后的残余含氧量可降低到 $0.05$ 毫克/升。

4. 解吸除氧后，由于气体中的 $\text{CO}_2$ 溶解于水，使给水的pH值略有降低，但可采用部分给水循环（即由省煤器出口处接一支管将部分给水返回给水箱）或将锅炉连续排污水适当地引入给水箱以提高给水的pH值。

5. 解吸除氧的缺点是装置运行调整较烦，管道系统及无氧水箱的严密性不易保证。

由于解吸除氧具有以上的一些特点，在60年代，国内外工业锅炉房设计中曾较广泛地采用。除氧系统中的反应器，均设置于锅炉内烟道的适当位置，采用木炭为反应剂，利用锅炉烟气加热反应器，以达到锅炉给水除氧的目的。但这种解吸除氧系统，均系每台锅炉设置一套反应器，致使除氧系统中的管路较长，切换阀门较多，从而系统严密性难于保证。尤其对锅炉台数较多的锅炉房更是如此。且反应器区域的烟气温度随锅炉负荷变化，无法随意调节，影响给水除氧效果的稳定，甚至达不到除氧要求。鉴于上述情况，1976年北京××××厂安装了一套集中设置的电加热器，以代替旧式的各个锅炉设置利用烟气加热的反应器，除氧效果较好且稳定，取得初步成效。



### (三) 影响解吸除氧效果的有关因素

1. 除氧效果与喷射器进口水压的关系 喷射器的进口水压一般要求不低于 3 公斤/厘米<sup>2</sup> (表压), 使喷射器产生足够的负压, 迫使脱氧气体循环以降低给水的含氧量。在这种情况下, 即使水温较低解吸除氧也可取得良好的效果。

2. 除氧效果与进入喷射器的水温的关系 当水压不变时, 流体分子的扩散强度随温度的升高而增加, 有利于给水脱氧, 因而水温过低, 对解吸除氧是不利的, 一般水温在 30~70°C 范围内均可, 而以 40~60°C 为较好。水温过高, 会使循环气体夹带大量水汽进入反应器, 妨碍反应器的正常工作。当水温高于 40°C 时, 在循环气体管路中应设冷凝装置。

3. 除氧效果与加热反应器的烟气温度的关系 加热反应器的烟气温度对于反应器的工况好坏有密切关系, 要求的烟气温度随反应器使用的反应剂而不同, 在一般情况下要求烟气温度可按表 4-67 采用。

加热反应器的温度, 也影响气体通过反应器的时间, 其关系曲线如图 4-91 所示。

烟 气 温 度 表 4-67

反 应 剂	要求的烟气温度(°C)
木 炭	500~600
焦 炭	600~700
无 烟 煤	800~900
铁 屑	850~900

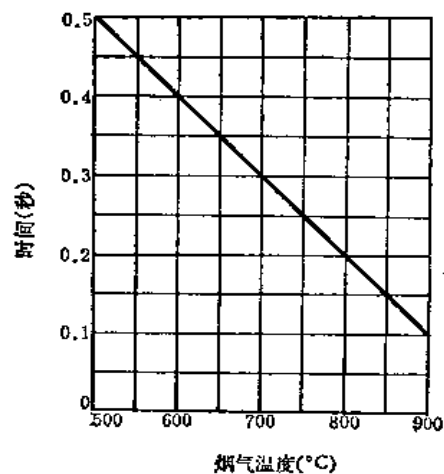


图 4-91 温度与反应器内气体停留时间的关系

4. 除氧效果与解吸器内水位的关系 解吸器的布置应高出给水箱, 高出数应不小于 1 米, 即当给水箱在最高水位时, 解吸器的上部尚有不小于 1 米高度的空间, 当给水箱最低水位时, 解吸器的出水管口不应露出水面, 解吸器内的水位高低影响喷射系数的大小和水气分离的好坏, 从而影响正常运行和除氧效果, 因而解吸器的高度一般采用不小于 4 米, 其中水位变化对除氧效果的影响如图 4-92 所示。

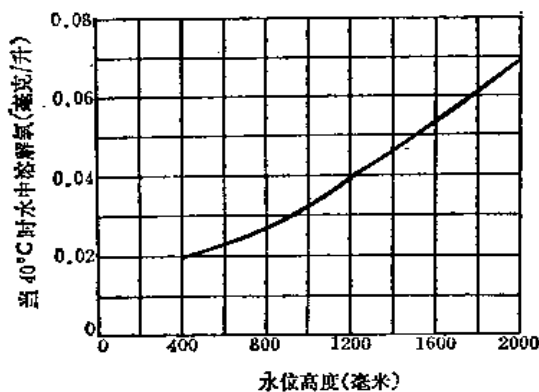


图 4-92 除氧效果与解吸器内水位的关系

接 触 时 间 表 4-68

水的温度(°C)	25	40	50	60
混合管内水气接触 所需时间(秒)	4	3.5	2.5	2

5. 脱氧度与混合器内气体接触时间的关系 在混合器内水和气混合成泡沫状, 这时水中的氧大量向气体中扩散, 其扩散速度与水的温度有关, 水的温度愈高, 扩散速度愈快,

要求扩散的时间也愈短，一般情况，水和水在混合管内接触的时间按表4-68所示数据采用。

混合管的长度与水的温度有关，水温愈低，水气在混合管内要求接触的时间愈长，则混合管也愈长，否则将影响除氧效果，一般情况下混合管使用6米已满足需要，混合管最好垂直安装在解吸器附近，当受地位限制时，也可以采用适当倾斜角度布置，但混合管的计算长度不变。

#### (四) 注意事项

1. 由于锅炉房负荷变化，无氧水箱水位波动而影响除氧效果，故除氧设备容量应按锅炉房满负荷设计，当低负荷运行时，除过氧的水可采用再循环的方法（无氧水箱溢流管接对待除氧水箱）。

2. 喷射器的安装个数不少于两个，一般用改变喷射器个数来调整除氧系统的出力，喷射器喷嘴宜用青铜或不锈钢制作，并应考虑当喷嘴被磨损或污染时有更换喷嘴的可能。

3. 喷射器的混合管应从解吸器的底部或下端进入解吸器混合管的末端（出口），高于解吸器的引出水管管口不小于500毫米。

4. 除氧系统中配置反应器不少于两个，一般每台锅炉一个。在设计采用与布置时应特别注意以下几点：

(1) 如有条件，应尽量采用较大直径及长度的反应器，以便提高反应器的一次装料量，避免频繁加料影响系统的严密性，同时可避免反应器内上部反应剂卡住而下部烧空的现象发生，建议反应器的管径不小于 $D_r 150$ ，反应器的加料周期可以不小于10天为宜，必要时可在反应器上端设一料斗，但应注意斗壁的溜角和系统的严密性。

(2) 反应器一般布置在锅炉的烟道内，如果用木炭为反应剂时，反应器设置于蒸汽过热器之后或锅炉第一管束烟道中的适当位置。反应器的器身应垂直或应斜角不小于 $45^\circ$ 布置，如图4-93和图4-94所示。

(3) 反应器的上下端盖设计应便于开关和保证开关后的严密性。

(4) 反应器的装料卸渣工作时间宜尽可能短。较长时期不用的反应器宜将其气体进出口用垫片堵死，以免漏气，影响除氧效果。

5. 当除氧水的温度 $t > 40^\circ\text{C}$ 时，由解吸器到反应器的带氧气体管上应设冷凝器和排水装置，冷凝器宜靠近反应器，带氧气体管道应有大于0.003的坡度，且坡向冷凝器。

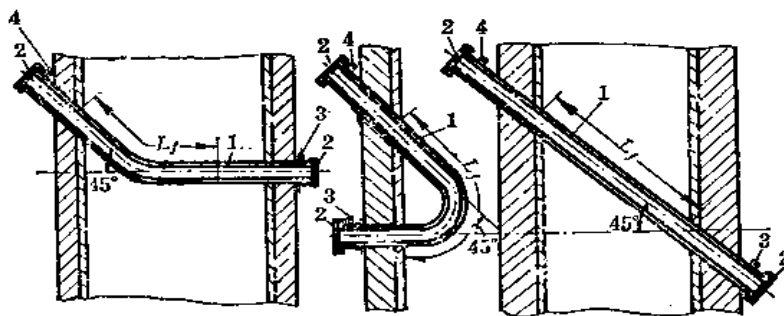


图 4-93 反应器装置图

1—反应器体；2—反应器端盖；3—气体引出导管；4—气体引入导管

6. 解吸除氧系统的严密性甚为重要，管路系统中除必要的法兰连接外，皆用焊接连接。

(五) 解吸除氧装置主要设备的设计计算

1. 喷射器 如图4-95所示。

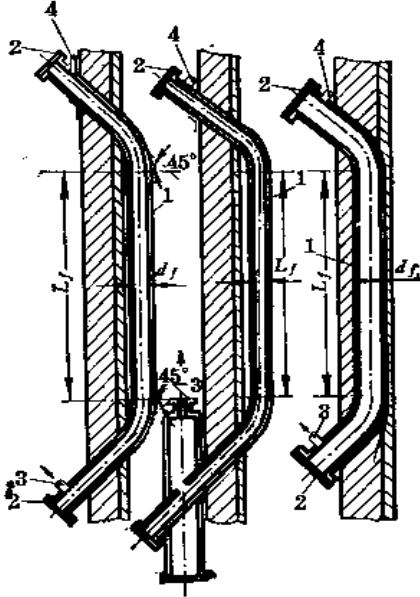


图 4-94 反应器装置图

1—反应器体；2—反应器端盖；3—气体引出导管；4—气体引进导管

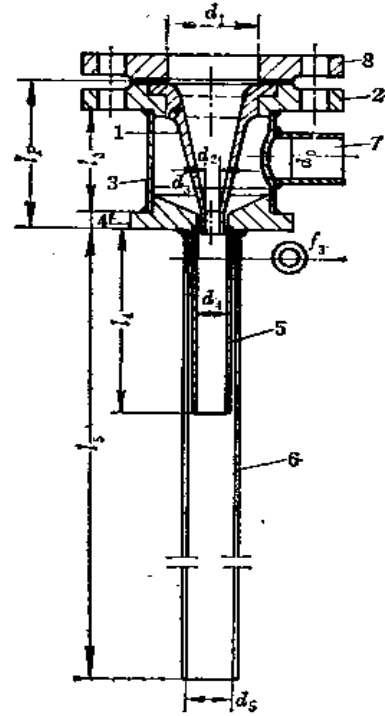


图 4-95 喷射器

1—喷嘴；2—喷嘴法兰；3—喷射室；4—法兰；5—扩散管；6—混合管；7—吸入管；8—法兰

(1) 每立方米水通过喷射器吸入脱氧气体的计算数量：

$$V_2 = \frac{(c_{ho} - c_{zho})k}{c_{zho}} \text{ 米}^3 \quad (4-185)$$

式中  $c_{ho}$ ——待除氧水中含氧量，毫克/升；

$c_{zho}$ ——除氧后水中残余氧量，毫克/升。

$k$ ——与水温有关的换算系数，见表4-69。

系 数  $k$

表 4-69

水 温 (°C)	10	20	30	40	50	70
$k$	0.039	0.033	0.030	0.027	0.025	0.024

(2) 喷射系数 喷射器喷射一公斤水所吸取的气体重量，按下式计算

$$u = \gamma_g^t \frac{V_2}{1000} \text{ 公斤·气/公斤·水} \quad (4-186)$$

式中  $\gamma_g^t$ ——气体温度为  $t^\circ\text{C}$  时气体的重度，公斤/米<sup>3</sup>，因气体中主要是氮气， $\gamma_g^0 = 1.25$

公斤/米<sup>3</sup>，则  $\gamma_g^t = 1.25 \frac{273}{273+t}$  公斤/米<sup>3</sup>。

(3) 喷嘴出口断面的水流速度

$$v_2 = \frac{1000uRT}{c(p_3^*)^2} = \frac{1000u30(273+t)}{2 \times 10^{-5}(7500)^2} = 26.6u(273+t) \text{ 米/秒} \quad (4-187)$$

式中  $c$ ——系数，一般情况  $c=2 \times 10^{-5}$ ；  
 $p_3^*$ ——环形室空间的压力采用7500公斤/米<sup>2</sup>；  
 $t$ ——水的温度，°C；  
 $R$ ——系数采用30。

(4) 喷嘴出口的断面积

$$f_2 = \frac{G_1 1000}{3600v_2 \gamma'} = \frac{G_1}{3600v_2} \text{ 米}^2 \quad (4-188)$$

式中  $G_1$ ——通过一个喷嘴的水量，米<sup>3</sup>/时；  
 $\gamma'$ ——水的重度，一般采用  $\gamma'=1000$ 公斤/米<sup>3</sup>。

(5) 喷嘴出口的直径

$$d_2 = 1000 \sqrt{\frac{f_2 \times 4}{\pi}} = 1130 \sqrt{f_2} \text{ 毫米} \quad (4-189)$$

(6) 喷嘴进口的断面积

$$f_1 = (15 \sim 25) f_2 \text{ 米}^2 \quad (4-190)$$

(7) 喷嘴的进口直径

$$d_1 = 1130 \sqrt{f_1} \text{ 毫米} \quad (4-191)$$

(8) 喷嘴长度

$$l_p = 100 + 2d_2 \text{ 毫米} \quad (4-192)$$

(9) 喷射室的长度和直径

$$\text{长度 } l_s = l_p - 20 \text{ 毫米} \quad (4-193)$$

$$\text{直径 } d_s = (5 \sim 7) d_2 \text{ 毫米} \quad (4-194)$$

$$\text{但必须 } d_s \geq d_1 + 30 \text{ 毫米} \quad (4-195)$$

(10) 气体入口管直径

$$d_0 = (3 \sim 4) d_2 \text{ 但必须 } d_0 \leq (d_s - 25) \text{ 毫米} \quad (4-196)$$

(11) 环形断面积

$$f_3 = \frac{G_1 1000}{3600v_3} \times \frac{u30T}{p_3^*} = \frac{G_1 uT}{900v_3} \text{ 米}^2 \quad (4-197)$$

式中  $v_3$ ——气体流速，一般采用  $v_3 = (0.5 \sim 0.6)v_2$ 米/秒；  
 $p_3^*$ ——环形室压力，一般采用  $p_3^* = 7500$ 公斤/米<sup>2</sup>。

(12) 扩散管的断面

$$f_4 = \frac{G_1}{3.6v_4} \left( \frac{1}{1000} + \frac{u30T}{p_i - p_s} \right) \text{ 米}^2 \quad (4-198)$$

式中  $G_1$ ——通过一个喷嘴的水量，米<sup>3</sup>/时；  
 $v_4$ ——扩散管中的流体速度，米/秒；  
 $p_i$ ——扩散管内的压力，采用  $p_i = 10000$ 公斤/米<sup>2</sup>；  
 $p_s$ ——当温度为  $t$ 时，饱和蒸汽的压力，如  $t = 50^\circ\text{C}$ 时， $p_s = 1250$ 公斤/米<sup>2</sup>。

(13) 扩散管的长度  $l_4$ ，一般按喷射器的生产能力  $G_1$  决定。

当  $G_1 < 16$ 米<sup>3</sup>/时时， $l_4 = 320$ 毫米

当 $G_1 \geq 16$ 米<sup>3</sup>/时时,  $l_s = 500$ 毫米

(14) 混合管的断面

$$f_s = \frac{G_1 1000}{3600 v_s} \left( \frac{1}{1000} + \frac{u 30 T}{p_s - p_a} \right) \text{ 米}^2 \quad (4-199)$$

为了便于计算, 采用 $v_s = 0.2 v_2$ 米/秒,  $p_s = 11000$ 公斤/米<sup>2</sup>

(15) 混合管的容积 $V_s$ 和长度 $l_s$ 按水气混合物通过所需时间 $\tau$ 来确定, 其所需时间可按表4-68选用。则

$$V_s = \frac{G_1 \tau}{3600} \text{ 米}^3 \quad l_s = \frac{V_s}{f_s} \text{ 米} \quad (4-200)$$

(16) 各种生产能力的喷射器尺寸见表4-70。

表 4-70

喷射器生产能力 $G_1$ (米 <sup>3</sup> /小时)	喷 嘴 (毫米)			喷 射 室 (毫米)			扩 散 管 (毫米)		混 合 管 (毫米)
	$d_1$	$d_2$	$l_p$	$d_3$	$l_s$	$d_6$	$d_4$	$l_1$	$d_5$
4	28	7.0	114	56	94	28	16	320	28
6	34	8.5	117	64	97	34	19	320	35
8	38	9.5	119	68	99	38	22	320	40
10	42	10.5	121	72	101	42	24	320	45
12	48	12.0	124	78	104	48	26	320	50
14	52	13.0	126	82	106	52	28	320	54
16	56	14.0	128	86	108	56	30	500	57
18	60	15.0	130	90	110	60	32	500	60
20	64	16.0	132	96	112	64	35	500	67

注: 本表按图4-95的标注查用。

2. 解吸器 如图4-96所示。

(1) 解吸器的容积

$$V_1 = \frac{D \tau}{3600} = \frac{D}{120} \text{ 米}^3 \quad (4-201)$$

式中  $D$ ——解吸器的生产能力, 米<sup>3</sup>/时;  
 $\tau$ ——水在解吸器里停留时间, 约为30秒。

(2) 解吸器的断面积

$$f_1 = \frac{D}{3600 v} \text{ 米}^2 \quad (4-202)$$

式中  $v$ ——解吸器内水流速度, 采用 $v \leq 0.1$ 米/秒。

(3) 解吸器的高度

$$h_1 = \frac{V_1}{f_1} \text{ 米} \quad (4-203)$$

(4) 引出水管管径

$$d_s = \sqrt{\frac{4D}{\pi 3600 v'}} = 0.0188 \sqrt{D} \text{ 米} \quad (4-204)$$

式中  $v'$ ——出口管内水流速度, 采用1米/秒, 引出水管应装在混合管末端以下不小于500毫米, 在水箱最低水位以下100毫米处相

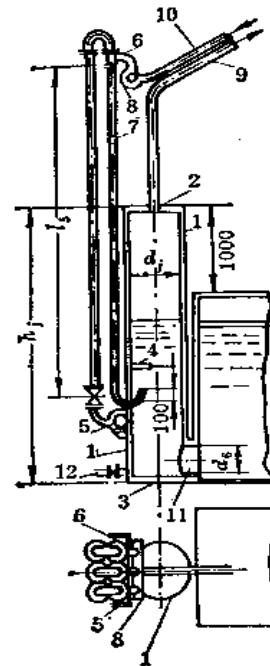


图 4-96 解吸器

1—解吸器体, 2—上端盖, 3—底板, 4—分离板;  
5—进水总管, 6—喷射器, 7—混合管, 8—气体总管;  
9—解吸器气体引出管, 10—去喷射器的气体管;  
11—解吸器引出水管, 12—试验取样旋塞

接。

(5) 各种生产能力的解吸器的主要尺寸载于表4-71。

解吸器与反应器尺寸

表 4-71

生产能力 (米 <sup>3</sup> /时)	解 吸 器 (毫米)			反 应 器 (毫米)	
	$d_1$	$d_2$	$h_1$	$L_1$	$d_1$
4	120	80	4000	3000	63
8	170	90	4000	3000	90
16	240	110	4000	3000	125
20	270	120	4000	3000	140
24	290	130	4000	3000	150
28	310	135	4000	3000	170
32	330	140	4000	3000	180
36	350	145	4000	3000	190
40	360	150	4000	3000	200
44	390	160	4000	3000	210
48	410	170	4000	3000	215
52	440	180	4000	3000	225
56	460	190	4000	3000	230
60	480	200	4000	3000	245

注：解吸器尺寸对照图4-96，反应器尺寸对照图4-93、图4-94。

3. 反应器 如图4-93、图4-94所示。

(1) 反应器的有效容积

$$V_1 = \frac{G_1 1000 u \tau}{3600 \gamma (1 - k_s)} = \frac{G_1 1000 \tau u R T}{3600 p (1 - k_s)} \quad (4-205)$$

$$= \frac{G_1 1000 \tau u 30 T}{3600 \times 10000 (1 - 0.5)} = 0.001665 G_1 \tau u T \text{ 米}^3$$

式中  $G_1$ ——每台反应器的生产能力折合处理水量，米<sup>3</sup>/时；

$\tau$ ——气体在反应器里和反应剂接触时间，秒，由表4-72查得。

气体与反应剂接触时间

表 4-72

锅炉烟气温度(°C)	500	600	700	800	1000
气体同反应剂接触时间(秒)	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1

$k_s$ ——反应器内反应剂充填系数，一般为0.5；

$\gamma$ ——气体重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$p$ ——气体压力，采用  $p = 10000$  公斤/米<sup>2</sup>。

(2) 反应器的断面积

$$f_1 = \frac{V_1}{v_1 \tau} = 0.2 \frac{v_1}{\tau} \text{ 米}^2 \quad (4-206)$$

式中  $v_1$ ——反应器中气体流动速度，常采用5米/秒。

(3) 反应器的直径

$$d_1 = \sqrt{\frac{4f_1}{\pi}} = 1.13\sqrt{f_1} \text{ 米} \quad (4-207)$$

建议采用  $d_1 > 150$  毫米

(4) 反应器的计算长度

$$l_1 = \frac{V_1}{f_1} \quad (4-208)$$

(5) 各种生产能力的反应器的主要尺寸载于表4-71。

4. 除氧水泵的选用

(1) 除氧水泵要求的水头

$$h_g = h + h_1 + h_2 + h_3 \text{ 米水柱} \quad (4-209)$$

式中  $h = \frac{v_2^2}{\eta 2g} = \frac{v_2^2}{0.95 \times 2 \times 9.81} = 0.538v_2^2 \text{ 米水柱};$

$\eta$ ——水泵效率, 采用0.95;

$g$ ——重力加速度, 9.81米/秒<sup>2</sup>;

$h_1$ ——克服解吸器入口附加阻力, 常用8米水柱;

$h_2$ ——喷射器与除氧水泵安装标高差, 米;

$h_3$ ——混合管末端埋入水的深度, 一般为1米。

(2) 水泵电动机功率

$$N = \frac{G_1 h_g \times 1000}{102 \times \eta \times 3600} \text{ 千瓦} \quad (4-210)$$

式中  $G_1$ ——为一台水泵的流量, 米<sup>3</sup>/时。

虽然解吸除氧的设备容易制造、操作简单、进水温度低。但是它比较适宜于连续运行的锅炉房, 而且只能除氧, 不能除其他气体, 并且除氧后水中CO<sub>2</sub>含量要增加。

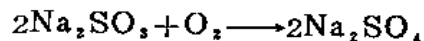
由于解吸除氧存在着一些问题, 特别是影响除氧效果的因素非常多, 所以在一般的锅炉房中, 使用解吸除氧器很难调整好, 不易得到较满意的结果, 因而它的使用也受到了限制。

## 六、化学药剂除氧

化学药剂除氧的原理系用化学药剂(如亚硫酸钠Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>、亚硫酸氢钠NaHSO<sub>3</sub>、气体二氧化硫SO<sub>2</sub>、亚硫酸H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>和氢氧化亚铁Fe(OH)<sub>2</sub>等)将水中的溶解氧固定, 形成稳定的化合物, 然后借助锅炉排污将化合物排出炉外。

化学药剂除氧多用于给水水质要求较高的热力系统作为辅助除氧方式, 当作为基本除氧方式时, 药剂消耗量大, 锅炉排污率增加, 因而是经济的, 但在小型工业锅炉里, 在某些有利条件下, 也可采用化学药剂除氧方式。

一般常用亚硫酸钠为反应剂。其化学反应式如下:



当采用亚硫酸钠除氧时, 必须将水加热到较高的温度, 一般为85~95°C。

每立方米给水需要的亚硫酸钠用量:

$$A = \frac{ac}{k} + a \text{ 克/米}^3 \quad (4-211)$$

3164

式中  $a$ ——吸取 1 克氧理论上需要的亚硫酸钠数量，克。对于无水亚硫酸钠  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  为 8 克，结晶状亚硫酸钠  $\text{Na}_2\text{SO}_3 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  为 16 克。

$c$ ——给水除氧前的含氧量，毫克/升；

$\alpha$ ——亚硫酸钠加入富裕量，3~4 克/米<sup>3</sup>水；

$k$ ——工业亚硫酸钠含量系数，一般为 88% 以上，即  $k > 0.88$ 。

向给水中注入亚硫酸盐或其它反应剂时，应连续自动注入，其注入量与给水量和水中溶解氧量成正比。

这种化学药剂除氧效果能使水中含氧量降到很低，但增加了水中的含盐量。

近年开始使用的联氨除氧可以使水中含氧量降低到 0.01 毫克/升以下而不增加水的含盐量。

其反应如下：



这种除氧方法最适于用在直流锅炉中。

## 七、电化除氧

### (一) 原理

水是不易离解的物质之一，但是仍有一定程度的可以测定的导电度。这说明水可以微弱地离解成  $\text{H}^+$  和  $\text{OH}^-$  离子。



已经证明在常温下，水中  $\text{H}^+$  和  $\text{OH}^-$  的离子数约等于  $10^{-7}$  克分子/升。

根据质量作用定律，可以把水的离解写成：

$$\frac{[\text{H}^+][\text{OH}^-]}{[\text{H}_2\text{O}]} = k \quad (4-212)$$

式中  $[\text{H}^+]$ ——氢离子浓度；

$[\text{OH}^-]$ ——氢氧离子浓度；

$k$ ——水的平衡常数；

$[\text{H}_2\text{O}]$ ——水的分子浓度。

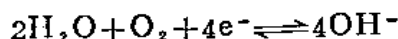
由于水的离解度甚小，故可把未离解的水看作为常数，因此上式可改写成：

$$[\text{H}^+] \cdot [\text{OH}^-] = k \cdot [\text{H}_2\text{O}] = 10^{-7} \cdot 10^{-7} = 10^{-14} \quad (4-213)$$

氢离子浓度和氢氧离子浓度相同的水溶液是中性的。在酸性溶液中氢离子的浓度较大，在碱性溶液中，氢氧离子浓度较大。但是无论溶液中发生何种反应， $\text{H}^+$  和  $\text{OH}^-$  的浓度积仍是定值。

此外，水分子是最强的极性分子之一。所谓极性，就是在分子中，由于阴、阳性电荷分布不均衡而产生阴、阳电荷重心不重合一致。

氧是非极性分子，氧分子是以其价键联接的。当水中含有氧时，并在水中插入电极，在直流电势的作用下，在阴极附近，氧得到电子，并与极性很大的水分子作用生成氢氧负离子：



在电动势的作用下， $\text{OH}^-$  离子向阳极移动。在阳极金属失去电子而成正离子  $R^{++}$  (n

78



为金属的价数)。OH<sup>-</sup>与R<sup>n+</sup>作用生成R(OH)<sub>n</sub>，所以达到了除氧的目的。

OH<sup>-</sup>离子向阳极移动的速度与电压及温度有关。在OH<sup>-</sup>同其它游离的离子数目较多，电压升高及温度提高时，溶液（水）比电阻就减小。在天然水中，由于溶有大量盐类和其它杂质（一般天然水的含盐量约100~1000毫克/升）这就大大增加了水中的离子总数。所以一般工业锅炉房软化水的比电阻约在10<sup>3</sup>欧姆/厘米，最纯水的导电度为0.043×10<sup>-6</sup>欧姆/厘米。

### （二）电化除氧系统图(图4-97)

电化除氧器阴极是用钢板做成，阳极是用铝板做成（除氧过程中生成的氢氧化铝Al(OH)<sub>3</sub>，对人体没有损害）。

### （三）电化除氧运行情况

电化除氧器串联在给水箱和给水泵之间，铝板阳极面积为4.4米<sup>2</sup>，11块铝板。电化除氧器的规格尺寸长×宽×高为1010×1130×800毫米。

电源采用低压可调直流电源，可以采用北京椿树整流器厂生产的ZGS-3-43型硅整流器，输出电压为0~12伏，输出电流为200安培。

试验结果如下：

待除氧水温70°C，含氧量为3.65毫克/升，除氧后的水含氧量小于0.1毫克/升。处理水量为6.5吨/时。所以电化除氧的原理和效果是肯定的。但尚存在问题，须进一步研究试验妥善解决。

### （四）存在问题

用铝作为电化除氢器的阳极，通直流电后，铝金属离子进入水中，同时在阴极附近的氧获得电子后同水分子作用生成Al(OH)<sub>3</sub>。氢氧化铝为带正电荷的胶体分散颗粒，它与水中带负电荷的胶体分散颗粒相中和形成棉絮状的较大颗粒的沉淀物。所以在除氧器积有沉淀物，在锅炉里也发现少量片状沉淀物。分析其原因，可能有下列因素：

1. 除氧器生成的片状沉淀物，有少量带进锅炉。

2. 反应生成的Al(OH)<sub>3</sub>，是一种胶体溶解物随水进入锅炉，随着炉水的蒸发而浓缩，并与炉水浓缩后的盐类凝聚在一起，生成片状沉淀物。这些沉淀物会堵塞排污管并对锅炉产生有害的影响，需在试验和运行中进一步解决。

若沉淀物是从除氧器带入锅炉，在除氧器出口加一个过滤器即可。

若是Al(OH)<sub>3</sub>的胶体溶液随水进入锅炉而形成沉淀物则要使Al(OH)<sub>3</sub>的胶体尽可能多地在除氧器内凝聚沉淀或专设一个凝聚沉淀水箱。这尚有待于进一步试验研究。

### （五）电化除氧计算

#### 1. 水中除氧量的计算

$$G_o = Q(O_2 - O_1) \quad \text{毫克/时} \quad (4-214)$$

式中  $G_o$ ——水中需要除去的含氧总量，毫克/时；

$O_2$ ——水中的含氧量，毫克/升；

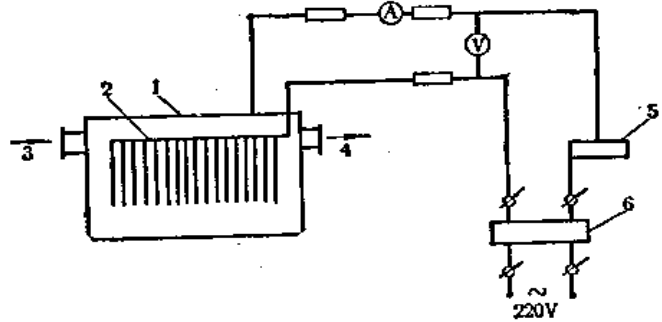


图 4-97 电化除氧系统图

1—除氧水箱；2—铝板阳极；3—待除氧水进口；4—待除氧水出口；5—可变电阻；6—整流器

$O_1$ ——给水允许含氧量，毫克/升，可参看水质标准，对于工业锅炉一般为小于0.1毫克/升；

$Q$ ——除氧水流量，升/时。

## 2. 除氧电流的计算

$$I = \frac{G_o}{ie} \text{ 安培} \quad (4-215)$$

式中  $I$ ——除氧所需的电流强度，安培；

$G_o$ ——一小时内所除去的氧气量，毫克/时；

$i$ ——3600秒；

$e$ ——氧的电化当量为0.0829，毫克/库仑。

## 3. 极板面积

$$F = \frac{I \times 1000}{i} \text{ 米}^2 \quad (4-216)$$

式中  $F$ ——极板面积，米<sup>2</sup>；

$I$ ——除氧电流强度，安培；

$i$ ——电化除氧采取的电流密度，毫安/厘米<sup>2</sup>，一般为2.5毫安/厘米<sup>2</sup>。

## 4. 除氧器的截面积

$$S = \frac{Q}{v} \text{ 米}^2 \quad (4-217)$$

式中  $S$ ——除氧器的截面积，米<sup>2</sup>；

$Q$ ——除氧水流量，米<sup>3</sup>/时；

$v$ ——水流过除氧器的速度，一般小于12米/时就可以达到除氧效果。

### (六) 电化除氧的优缺点比较

1. 除氧效果显著，约可以除去90~95%的氧，一般能达到工业锅炉给水除氧要求。

2. 除氧器结构简单，制造容易，投资少。

3. 操作维护方便，正常运行时，一星期左右清洗一次即可，半年左右更换一次铝板。

铝板使用一个月腐蚀一毫米。

4. 除氧水温70°C左右即可，耗蒸汽量较省。

5. 据试验，一台6.5吨/时除氧器耗电量为0.3~0.4千瓦小时左右。

6. 锅炉排污管堵塞及锅炉内部片状沉淀物问题尚需要进一步试验解决后才能推广使用。

总之电化除氧还处于试验研究阶段，目前掌握的情况还是初步的，尚待今后长期运行考验，以便掌握更完善、全面的技术资料。

## 第十四节 锅 炉 排 污

### 一、定期排污

定期排污是将炉水从锅炉的最低部位放出，这些地方，水渣的浓度往往是最高的。定期排污的特点是强烈的、时间短促的。一般每台锅炉每天排污次数不得少于2~3次，

每次排污时间不超过0.5~1分钟。

利用定期排污来调整炉水的含盐量是不合理的，因为锅炉底部并非炉水含盐量最多的地方，除非锅炉不设有连续排污装置只作为辅助的方法来调整炉水的含盐量，所以定期排污次数及时间不应以炉水的含盐浓度为依据，应以水渣的多少为依据。

定期排污水的温度压力都很高，必须经过降温减压后才能排入下水道，一般都采用室外冷水井及扩散器。

定期排污量的计算：

$$D_{ap} = ndhl \quad \text{米}^3 \quad (4-218)$$

式中  $n$  ——上部汽鼓的数量；

$d$  ——汽鼓的直径，米；

$l$  ——汽鼓的长度，米；

$h$  ——水位计中水位高度的变化，米；

一般可取  $h = 0.1$ 米。

排污的容积计算：

$$V_{ap} = \alpha Dvt \quad \text{米}^3 \quad (4-219)$$

式中  $\alpha$  ——以锅炉蒸发量的百分数（如0.035）来表示的排污量；

$D$  ——在两次排污之间锅炉的平均蒸发量，吨/时；

$v$  ——在排污时炉水的比容，米<sup>3</sup>/吨；

$t$  ——两次排污之间的时间间隔，时。

$$t = \frac{ndl h}{\alpha Dv} \quad \text{时} \quad (4-220)$$

## 二、连续排污

由炉水中含盐浓度最高的地方排出，可使炉水保持一定的含盐标准。炉水碱度及氯根等标准同样也可通过连续排污来控制。

连续排污水如有水处理设备时，通常都放入连续排污膨胀器，经减温减压后，蒸汽送入给水箱或除氧器作加热用，热水则经热交换器将待软化之生水加热后再放入扩散器或冷水井。

一般工业锅炉房的连续排污量按炉水总碱度或含盐量来计算：

$$D_{ip} = \frac{\alpha_v \alpha}{A - \alpha_v \alpha} \times D \quad \text{吨/时} \quad (4-221)$$

式中  $\alpha_v$  ——给水含盐量（或碱度或硅酸盐），毫克/升或毫克当量/升；

$A$  ——炉水含盐量（或碱度或硅酸盐），毫克/升或毫克当量/升；

$\alpha$  ——凝结水损失率，以小数表示；

$D$  ——锅炉的蒸发量，吨/时；

$D_{ip}$  ——排污水量，吨/时。

锅炉的连续排污率应分别根据含盐量及碱度计算并取其中数值较大者。

锅炉连续排污率：

$$P_{ip} = \frac{\alpha_v \alpha}{A - \alpha_v \alpha} \times 100\% \quad (4-222)$$

式中字母含义同前。

### 三、连续排污膨胀器的计算

#### (一) 膨胀器二次蒸发汽量的计算

$$D_{2s} = \frac{D_{1p}(i\eta - i_1)}{(i_2 - i_1)x} \text{ 公斤/时} \quad (4-223)$$

式中  $D_{2s}$ ——二次蒸汽量，公斤/时；  
 $i$ ——锅炉饱和水的焓，千卡/公斤；  
 $i_1$ ——膨胀器出水的焓，千卡/公斤；  
 $i_2$ ——膨胀器出来的二次蒸发汽的焓，千卡/公斤；  
 $\eta$ ——排污管热损失系数， $\eta=0.98$ ；  
 $x$ ——二次蒸汽的干度， $x=0.97$ ；  
 $D_{1p}$ ——排污水量，公斤/时。

#### (二) 膨胀器容积

$$V_p = \frac{K D_{2s} V}{W} \text{ 米}^3 \quad (4-224)$$

式中  $K$ ——膨胀器富裕系数， $K=1.3\sim 1.5$ ；  
 $V$ ——二次蒸汽的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

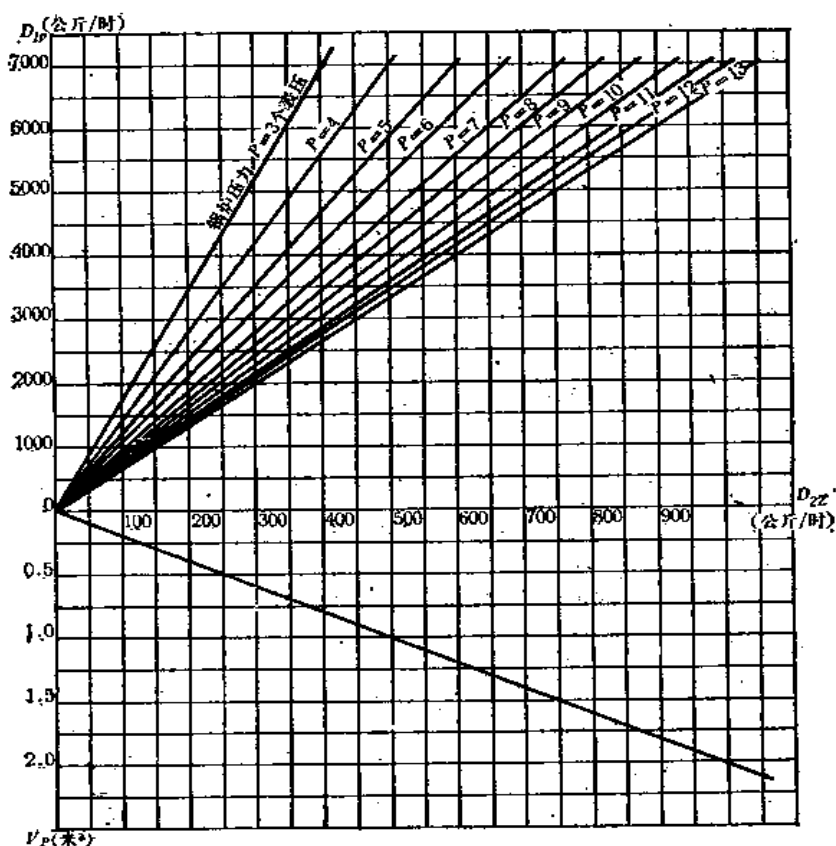


图 4-98 连续排污膨胀器容积计算图  
 膨胀器工作压力为0.5个表压  $K=1.4$   $W=800$ 米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>·时

$W$ ——分离强度 $400\sim 1000\text{米}^3/\text{米}^3\cdot\text{时}$ 。

(三) 连续排污膨胀器容积计算图(见图4-98)

## 第十五节 锅炉房水处理系统的设计

### 一、设计所需的原始资料

#### (一) 生水的水质分析资料

这是设计中的重要资料, 根据它可以看出生水与锅炉对水质要求的不符程度, 从而拟订出相应的水处理方案。水源的水质在一年四季中可能有很大的变化, 所以偶然的一次分析不能作为判断水源水质的依据, 因为它没有能提供该水源水质中各种成分的最大含量, 而这些含量是在计算时必须考虑的。

为了能充分说明水源的水质情况, 应根据不同的水源进行下列次数的分析:

1. 对无压的地下水源(浅井、泉水)——不少于四次; 春季二次, 夏季和冬季各一次。

2. 对有压地下水源(深井)——不少于二次, 取样的时间间隔不少于24小时。

3. 对地面水源——不少于二次, 在春风期和仲冬(1~2月)期各一次。

4. 对于湖泊和大水库——除根据第3条的要求进行分析外, 还应在长期涨水后, 作补充分析, 同样对于入海的河口, 也应在海涨潮时期作补充分析。

生水的分析资料中应包括下列项目:

1. 水的温度 用以计算所采用的水处理系统中生水必须的加热程度, 选择换热设备, 决定加热介质的耗量以及过滤材料和离子交换剂等。

2. 悬浮物 根据水中悬浮物的含量可以确定在水的软化之前是否需要进行澄清和过滤。

3. 溶解固形物 可近似地表明要处理的水中的含盐量, 它是决定给水要否除盐、锅炉排污量以及离子交换剂工作容量等的有关数据。

4. 水的总硬度及硬度组成(一般标出暂硬)。

这些指标对于选择水处理软化方案有很大关系, 是最基本的参数。例如总硬度较大, 而其中暂硬占的比例又较大, 凝结水回收率又较低, 在选择水处理系统时除了采取软化来降低硬度外, 还必须采取降低给水碱度的措施。不然锅炉排污量会超过经济的排污量。

5. 阳离子 水中最主要的阳离子是钙、镁和钠离子, 它们在选择水处理设备时有用, 又可以用来验证水分析资料的正确性。

6. 阴离子 水中常见的阴离子是氯化物 $\text{Cl}^-$ 、硫酸盐 $\text{SO}_4^{2-}$ 、碳酸盐 $\text{HCO}_3^-$ 和硅酸盐 $\text{SiO}_3^{2-}$ , 这些数据也是设计水处理系统的重要指标, 如 $\text{HCO}_3^-$ 的含量实际上是说明天然水的碱度。同样阴离子数据也用来检验水分析资料的正确性。

7. 水的pH值 pH值对水的化学性质影响很大, 水质指标和水质标准一节已详述, 特别对于防止锅炉被腐蚀是必须要控制的指标。它同选择离子交换剂也有关系。

8. 溶解氧 水中溶解氧的多少影响到水处理方案中是否需要除氧以及除氧的方式等。水的详细分析项目见水质指标一节。

## （二）用户对水质的要求

对于锅炉用水，其水质要求见水质指标及水质标准一节，其它用户对水质的要求可能是多种多样的，有时为了统一设计也同锅炉房水处理合并在一起，如煤气发生站一般要用软水，但其要求不高（总硬度不超过  $6^{\circ}\sim 10^{\circ}$  且水中不含悬浮物）。因此根据用户对水质要求，规定出水的软化及除盐深度。

## （三）用户所需的用水量

这是决定水处理装置生产率的原始数据，一般应包括下列方面：

1. 锅炉补给水量 凝结水回收率对于不同工厂，不同的厂区地形条件往往相差很大，所以对于锅炉给水补充水量也应根据具体条件考虑适当的数量。

2. 热力网补充水量。

3. 工艺用户水量。

4. 装置自耗水量包括下列方面：

（1）配制再生液用的水量。

（2）松动离子交换剂用的反洗水量。

（3）离子交换剂再生后的冲洗水量。

（4）沉淀器、澄清过滤池等设备的排污水量。

## （四）水处理装置的供水压力

供水压力对选择水处理系统的设备和水处理设备的布置上均有所影响，一般应尽可能利用现有压力，适当的布置设备，以节省电力消耗。

## （五）用水点的最大高度

这是决定处理后的水送往用户所需最大水头的依据，往往规定了储水箱的位置或输水泵的扬程。

## （六）用户的分布情况

水处理装置应设置在最大的用户附近，一般常同锅炉房在一个建筑物或附近。以节省输水管道和动力消耗。

## （七）其它补充资料

1. 原有建筑的外形尺寸，如果水处理装置安装在一幢原有建筑物内则必须要有该建筑物的分层平面及剖面图，标出尺寸及相应标高。如是新厂设计这条就可以不要了。

2. 标有用户、专用线及上下水管网的厂区总图。这个总图可以用来拟定水处理装置和药剂储备库等的位置，废水排出口或含酸废水中和槽的位置等。

3. 当地的运输条件、水处理装置使用的材料、药剂的供应情况。设计时应该考虑到这些材料、药品不断供应的可能性。还要了解其供应价格，以便在设计时作出经济合理的选择。

4. 现有能接受水处理装置的生产用水和生活废水管道及地沟的位置和标高。

5. 其它资料 例如可供利用的旧有设备的情况，了解其规格和新旧程度以及保证水处理装置用电的电力资料等。

## 二、设计内容及步骤

### （一）生水的选择

在工业锅炉房设计中，锅炉房用水一般是由厂区给水管网中供给。给排水专业已对水

作了初步处理，一般能满足生活饮用水标准和一般工厂用水标准。因厂址条件不同可能选用地下水或地面水。

地下水大多是透明的，悬浮物很少，这是因为土壤层起着过滤层的作用。地下水在通过土壤时，它溶解了各种可溶性杂质，因而地下水的可溶性固形物的含量和水的硬度较高。但与地面水比较，一年中水质变动幅度较小，水质比较稳定。

地面水是湖泊、江河、水库里的水，其水质由以下排水的质和量来决定的。

1. 地下排水；
2. 地面排水；
3. 工业排水和生活排水。

每一条河流流域的地面排水量在一年中的变化是很大的，所以河水品质在一年中变化也很大。一般在冬季河流覆冰时河水的主要水源是地下水（亦即土壤水）此时河水品质变动较少。此期间河水的特点是矿物含量与硬度均较高，而悬浮物的含量则最少。在洪水期，河水中进入大量冰雪融化水与雨水，故由地下来的水就被强烈地冲淡了，因而在此期间河水的硬度和溶解固形物就降低很多，而悬浮物的含量则显著增加。

选择锅炉房水源时，除了保证足够的用水量及最短的输送距离外，应特别注意的几个指标是：

1. 生水的悬浮物含量。
2. 生水的总硬度及其组成，即暂时硬度与永久硬度的比例。
3. 生水的含盐量（或溶解固形物）及其性质。

#### （二）水处理装置生产能力的确定

水处理装置的生产能力应根据下列损失和消耗量的补偿来决定：

1. 锅炉房内部汽水损失约 5%。
2. 生产用汽损失量（即凝结水损失量）再加 20% 的富裕量。
3. 锅炉排污损失（由连续排污膨胀器分离出来并加以利用的二次蒸汽除外）。
4. 热水供热管网循环水的漏损，一般以热水供热网每小时最大用水量的 2% 计算。
5. 热水供应网的水量消耗。
6. 供给工厂其它用户的软化水量。
7. 水处理装置自耗软水量。

#### （三）水处理系统的选择原则

根据设计所需的原始资料及水处理装置所需的生产能力合理地选择水处理系统及设备。

所谓合理是指：

用最经济的及技术上先进的方法使热力设备上不结垢和不发生金属被腐蚀现象，并能在经济的排污量下，使锅炉给水、炉水及蒸汽符合质量标准及使用要求。

为了防止锅炉结垢，必须对生水进行软化处理。使给水残余硬度符合锅炉给水质量标准。

为了防止锅炉金属被腐蚀，要使给水悬浮物、pH 值、含氧量、炉水碱度和含盐量符合锅炉水质标准的规定。

为了获得洁净的蒸汽，要使炉水碱度和含盐量、给水悬浮物符合水质标准的规定。

根据具体情况，水处理系统为了从生水中除去悬浮物应进行水的净化，降低给水硬度进行水的软化，降低水的碱度和含盐量进行水的除盐，除去溶解于水中的具有腐蚀性的气体（氧和二氧化碳）进行水的除氧（气）等处理过程。

水处理系统的选择，基本上是根据生水的质量指标和锅炉的给水、炉水标准，凝结水的回收量及锅炉排污率以及本单位的具体情况来确定的，即技术上要可靠，水处理系统的决定还取决于水处理装置的投资和运行费用，即经济上要合理。要考虑多方面的因素，必须因炉、因水、因地制宜地通过技术经济比较，方可确定。在工业锅炉房中，对选择水处理系统有影响的生水质量指标主要是：水中悬浮物的含量；水中总硬度及硬度的组成（即永久硬度和暂时硬度的数值）；水中含盐量及其性质；水中含氧量。对于决定工业锅炉房水处理方案有影响的软水质量标准是：水的残余硬度，水的碱度及含盐量，水的残余含氧量及pH值等。

### 1. 水的澄清亦即水中悬浮物的去除

（1）一般锅炉房生水是由厂区上水管网供给，其悬浮物含量不超过25~30毫克/升时，不再进行澄清处理，这时离子交换器的上层100至200毫米就可以有效地起到机械过滤器的作用。

（2）当生水在一年中悬浮物含量不超过40~50毫克/升，并且无需在水澄清的同时加入石灰的情况下，则水的澄清可以通过机械过滤器实现。

（3）当生水悬浮物最大含量不超过300~400毫克/升，且无需在水澄清的同时加入石灰时，则水的澄清可以采用加速澄清池或水力循环澄清池和机械过滤器的系统。

（4）当生水中悬浮物的含量很大（超过200毫克/升），或者是在此情况下同时还要降低水的碱度，则水的澄清可以结合石灰水处理过程一起实现。

### 2. 水的软化处理选择原则

（1）对于蒸发量较小的立式锅炉，一般宜用炉内水处理或其它简易水处理方法，如石墨水处理等方法。

（2）对于炉外水处理一般是采用离子交换水处理，如水的总碱度不大，含盐量不高，锅炉排污量不超过经济排污量时可以采用钠离子交换水处理。对于硬度很大的水可以采用两级钠离子交换。

（3）对于暂硬较大即总碱度较大的水，可以通过锅炉排污来控制炉水含盐量和碱度，使其符合炉水质量标准。但当锅炉排污量超过经济的排污量时，通常应该采取降低给水碱度的处理措施，常用的有下列几种：

A. 石灰凝聚沉淀处理作为阳离子交换的预处理。处理后残余碱度（碳酸盐或氢氧根碱度）约0.7~1.0毫克当量/升。

B. 钠离子交换处理后加酸中和处理。处理后残余碱度（重碳酸盐碱度）约0.5~0.7毫克当量/升。

C. 并联或串联的氢钠离子交换。处理后残余碱度（重碳酸盐碱度）约0.2~0.3毫克当量/升。综合氢钠离子软化处理后，残余碱度（平均值）约0.5~1.0毫克当量/升。对于锅炉给水处理为了避免经过氢-钠离子处理后的给水pH值过低，不能满足锅炉给水水质指标要求，所以一般宜采用不足量酸再生氢钠串联软化法。

D. 并联或综合的铵-钠离子交换，在符合使用条件下，处理后残余碱度约为0.35~



0.5毫克当量/升。用此法处理时，蒸汽中含有 $\text{NH}_3$ 和 $\text{CO}_2$ ，因此必须除气。同时蒸汽中的氨对铜和铜合金所制成的设备有腐蚀性，对某些工厂的工艺流程也会有影响。

(4) 对于含盐量较大的水，为了控制炉水含盐量，使之符合炉水质量标准，必须进行连续排污。当排污量超过经济排污量较大时，则在给水处理中要采用除盐处理。一般采用下列方法：

A. 石灰凝聚沉淀处理 此法可以把大部分重碳酸钙、镁盐类沉淀除去，残余碳酸钙、镁盐类含量约0.7~1.0毫克当量/升。

B. 氢钠离子处理 此法也可以把大部分重碳酸钙镁盐类除去，残余碳酸钙、镁盐类含量可小于0.5毫克当量/升。

以上两法可以在工业锅炉房中作为除去重碳酸盐类的办法。当重碳酸盐类占水中含盐量比例较大时，采用价值和效果就更显著。

C. 蒸馏法 此法的原理是使含盐的水蒸发，然后将蒸汽冷凝而成为淡水。由于水中溶解盐类含量多寡和所用燃料量无直接关系，因此，当水中含盐量很高时，蒸馏法除盐可能较其它方法为经济。蒸馏法除盐是利用蒸发器实现的。蒸发器一般是用蒸汽作为能源的，也有利用电能或太阳能的蒸发器。

D. 阴、阳离子交换除盐 此法可以把水中盐分比较彻底地除去而获得比较纯的水。一般工业锅炉房很少采用。高参数电站水处理的除盐通常采用阴、阳离子交换除盐法。

E. 近年来发展的电渗析除盐法可达到85%以上的除盐效率，目前我国正在广泛进行电渗析除盐的试验研究工作，一些单位的电渗析除盐装置已正常投入运行。某些厂已生产电渗析装置。

(5) 给水的除氧 原则上，当水中含氧量超过给水水质标准时应该采取除氧措施。目前对于蒸发量6.5吨/时及以上的工业锅炉较多采用大气式热力除氧。此外在工业锅炉房中也有采用解吸除氧的，有些厂的钢屑除氧也取得了较好的效果。真空除氧、电化除氧也获得了一些有价值的试验成果。

#### (四) 选用或设计水处理装置

水处理系统的方案确定后，要选定(或设计)水处理系统中的装置(设备)。一般最好选用目前有关工厂成批生产和供应的设备。目前可以订货供应的主要水处理设备有：固定床离子交换器(包括钠离子、氢离子、阴、阳树脂离子交换器)、浮动床、移动床、流动床等；单双流机械过滤器；盐溶解器；排污膨胀器；大气热力除氧器、蒸汽喷射喷雾填料式真空除氧器及除氧水箱；磷酸盐溶解器和加药器等。

如果选用的水处理装置没有制造厂能提供成套设备，可以选用已有的非标准设备制造图或者自行设计非标准设备制造图，以便提供建设单位制造设备时使用。

### 三、水处理间(室)的布置

#### (一) 水处理间(室)的总图布置

水处理装置应靠近主要负荷，在一般机械厂和化工厂中软水的主要用户是锅炉房，因此，在通常情况下，水处理装置则包括在锅炉房内，在室内留出一定的位置考虑日后锅炉房扩建时仍能满足需要，而在较大的锅炉房中则考虑在锅炉房扩建的相反方向或锅炉房后侧进行扩充。水处理室应布置在锅炉房的固定端，一般常与锅炉房的办公室和生活间靠在

一起。

## (二) 水处理设备的布置原则

1. 合理的布置各个设备, 使十分便利于运行人员的工作。
2. 充分利用厂房, 使在建造厂房和设备基础时化费最少的投资。
3. 根据水处理系统的工艺流程来布置各个设备, 使各个有关设备之间敷设的管道最短, 也便于运行后的管理工作。

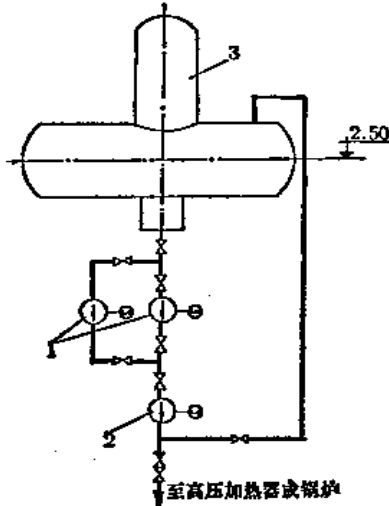


图 4-99 除氧器低位布置系统图  
1—增压水泵, 2—给水泵, 3—除氧器

4. 在设备布置时应考虑到所有设备都能便利地进行安装、检修以及设备及配件的更换工作。

5. 为使厂房建筑结构可以简化, 一般应将笨重的设备都布置在厂房的下层地面上(例如阳离子交换器和机械过滤器等), 同样也可根据具体情况将一些庞大的设备尽可能地布置在露天, 如饱和器、沉淀器、化学软水箱等等。

6. 在设备布置时应尽可能考虑室内的自然照明条件, 因此尽可能避免把一些高大的设备如阳离子交换器、凝结水箱等临窗布置, 以便充分利用自然照明。

7. 一些功用相同的设备应集中成组地布置。

8. 如需要布置反洗水箱时, 为了保证必要的反洗强度, 需把反洗水箱布置于高处, 与离子交换器搁置层的高差不应小于 7~8 米。

9. 在布置食盐箱等再生剂容器时, 应考虑再生剂等运输的方便。

10. 采用大气热力除氧时, 一般除氧器水箱最低水面与给水泵进水口的高差应不小于 7~8 米。当除氧器水箱与给水泵之间串联入大流量低压头的增压泵时, 则可以将除氧器作低位布置(如图 4-99)。除氧器水箱最低水位离给水泵入口高差 2.5 米左右即可正常运行, 不会在给水泵入口处产生汽化现象, 如四川都江堰电厂、南充电厂、江苏高淳电厂等厂的锅炉房热力除氧器都是低位布置的。

增压水泵的规格:

型式 单级离心式

出力 与除氧器及锅炉给水泵出力相配合, 出水压力 2.2 公斤力/厘米<sup>2</sup>

转速 2900 转/分

进水水头 2 米

## (三) 钠离子交换器与附属设备的布置关系

1. 盐溶解器、盐箱、生水预热器、生水加压泵及补水箱等设备最好放在锅炉房间的底层或锅炉房前部的底层, 并尽可能布置在同一间内, 这样不但管理方便且有下列优点:

(1) 因离子交换器、水箱等都较重, 设在底层时, 土建结构简单、经济。且有利于离子交换器从地沟排水。

(2) 盐箱有条件布置在运输方便的地方(如锅炉房外墙的内侧)。

(3) 因反洗水箱一般需设在附属间的第三层, 以满足离子交换器反洗强度的要求, 故离子交换高度不能过高。

## 2. 离子交换器的布置

(1) 应布置在没有窗子的墙边, 这样有下列优点:

A. 不影响室内的采光及窗子的启闭。

B. 便于管道安装及检修。

(2) 如离子交换器体积太大, 不能从门窗运入时, 则应在墙上预留安装孔。

(3) 离子交换器的间距不小于  $D+700$  毫米 ( $D$  为离子交换器的外径)。

(4) 如因离子交换器过高而受梁的影响时, 可将离子交换器的底面标高适当地降低。

但必须能使离子交换器的排水顺利排入下水道。

## 3. 盐溶解器的布置

(1) 靠近盐箱及加盐平台, 也要靠近离子交换器。

(2) 干式贮盐时每次再生耗盐量超过 300~400 公斤时, 可以采用手动葫芦运盐。

(3) 每次再生盐耗量超过 300~400 公斤以上时, 为了操作及贮存方便, 可采用湿式贮盐, 但仍需用溶解器作过滤用。

## 4. 生水加压泵及盐液泵的布置

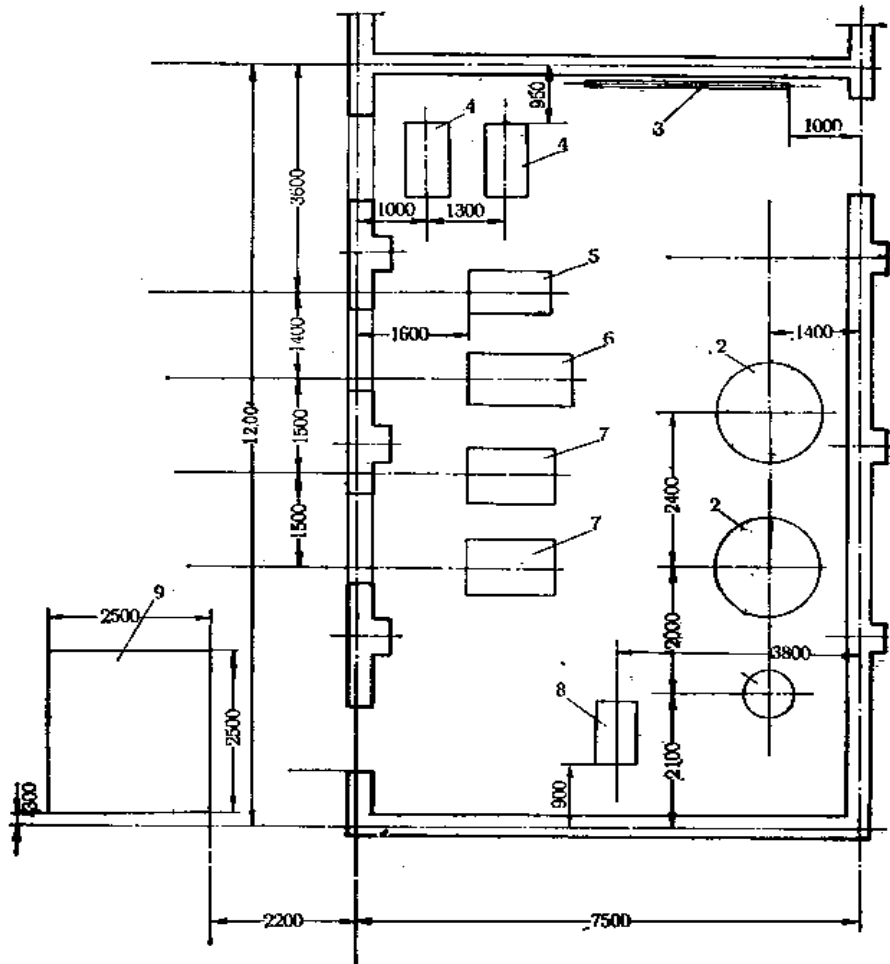


图 4-100 单级钠离子系统水处理间设备布置平面图

1—盐溶解器; 2—钠离子交换器; 3—生水预热器; 4—生水加压泵; 5、6—汽动给水泵; 7—电动给水泵;  
8—盐液泵; 9—盐液箱

(1) 水处理应利用自来水的压力工作，一般对于不用大气除氧的锅炉房，上水压力不低于2.5~3公斤力/厘米<sup>2</sup>，对于用大气除氧的锅炉房，上水压力不低于3.5~4公斤力/厘米<sup>2</sup>，当上水压力不足时才采用生水加压泵。有时上水压力已够用，为了防止可能发生的水压力不足，可以设一台备用生水加压泵。

(2) 盐溶解器在运行时尽可能利用自来水的压力，当压力不足时，才采用盐液泵，布置盐液泵时应靠近盐溶解器和盐液贮存箱。

(3) 为了操作方便尽可能将生水加压泵，凝结水泵，盐液泵布置在同侧。

(4) 锅炉给水泵通常也同盐溶解器、阳离子交换器布置在同一房间内。

#### (四) 水处理室(间)布置平面图示例

1. 单级钠离子系统水处理间平面布置图(图4-100)

2. 脉冲石灰水处理间设备布置图(图4-101)

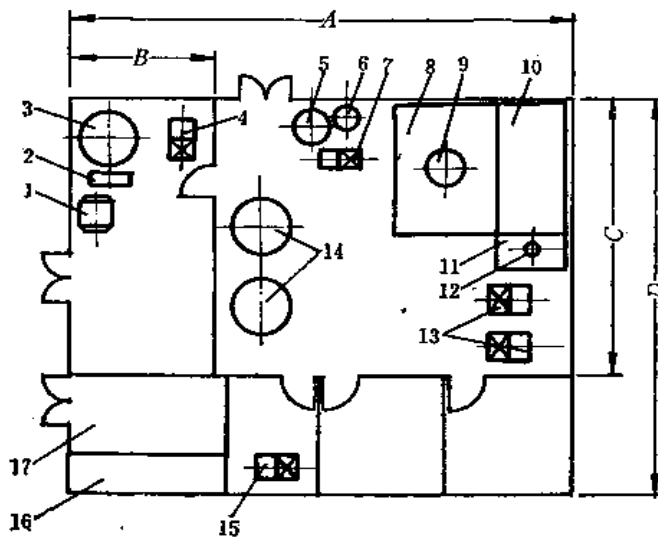


图 4-101 脉冲石灰水处理间设备布置平面图

1—石灰消化滚筒；2—传动装置；3—石灰乳罐；4—石灰乳泵；5—硫酸亚铁配药罐；6—硫酸亚铁加药罐；7—配药泵；8—澄清池；9—脉冲器；10—过滤池；11—中间水箱；12—虹吸器；13—清水加压泵；14—钠离子交换器；15—盐液泵；16—稀盐池；17—浓盐池

建筑物尺寸	规格		
	20t/h	35t/h	50t/h
A	10500	12000	15000
B	3500	3500	5000
C	6000	7000	9000
D	9000	10000	12500

屋架下弦高+7.0M

3. 铵钠离子系统水处理间设备布置平面图(图4-102)

4. 涡流反应器石灰水处理系统设备布置平面图(图4-103)

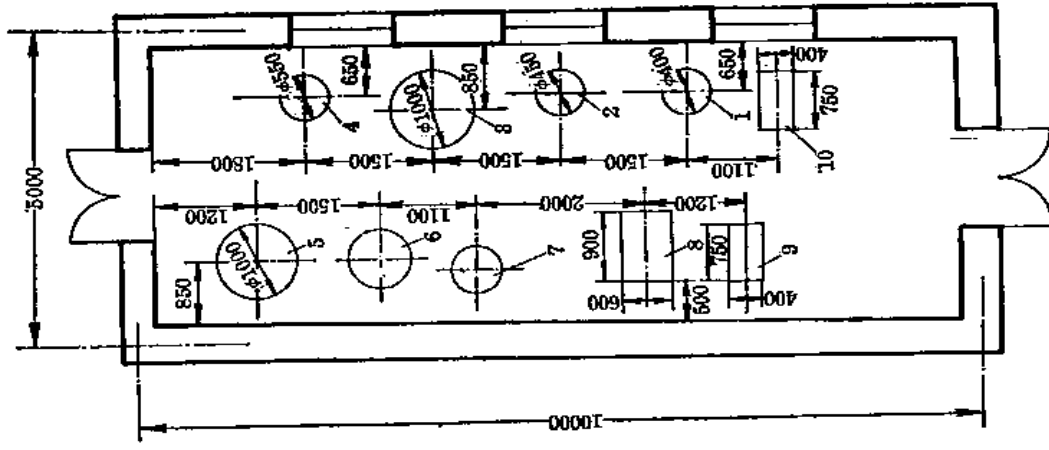


图 4-103 涡流反应器石灰水处理系统设备布置平面图

- 1—石灰溶解罐；2—石灰乳罐；3—饱和器；4—涡流反应器；5—机械过滤器；
- 6—单塔移动床离子交换器；7—盐溶解器；8—汽动给水泵；9—电动给水泵；
- 10—石灰乳泵

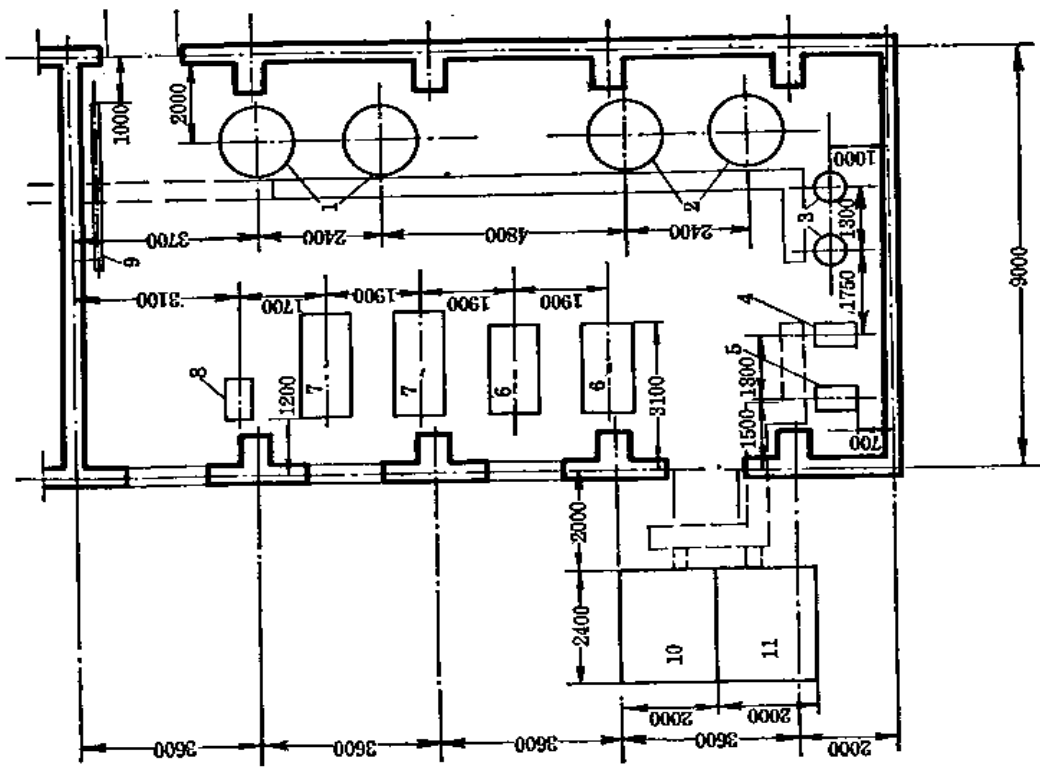


图 4-102 钠离子交换系统水处理间设备布置平面图

- 1—钠离子交换器；2—钠离子交换器；3—盐溶解器；4—食盐溶液泵；5—硫酸
- 6—汽动给水泵；7—电动给水泵；8—生水加压器；9—生水预热器；
- 10—食盐溶液箱；11—硫酸铵溶液箱

# 第五章 给水及凝结水系统

## 第一节 给水系统

### 一、给水泵的选择及计算

1. 在选择给水泵时应考虑以下诸因素:

(1) 水泵应能满足设计的最大流量和最高扬程的要求。

(2) 连接给水母管的各给水泵的性能应能并列运行。否则应装设两条给水母管分别向不同的锅炉给水。

(3) 应能满足最高给水温度的要求。

(4) 应选择效率较高、尺寸较小、重量较轻的水泵，并以节能为重点。

(5) 在长期低负荷运行时，水泵应大小搭配，以便能经济和合理地运行。

(6) 在短期低负荷运行时，离心式给水泵不致发生汽化现象。

2. 在选择给水泵的台数和容量时，可按照以下原则进行:

(1) 锅炉给水采用单机组给水系统（即每台锅炉具有独立的给水泵）时，每台锅炉的给水泵不应少于2台（锅壳锅炉的给水泵台数按具体情况决定）。几台锅炉采用集中给水系统时，其总给水量应按锅炉房所有同时运行锅炉的额定蒸发量考虑，其台数不得少于2台。当给水泵为2台时，每台的容量不应少于所有运行锅炉额定蒸发量时所需给水量的110%。给水泵的种类和容量的确定可参见表5-1。

电、汽泵台数选择

表 5-1

编 号	给水泵总 台 数 (台)	电 动 给 水 泵			汽 动 给 水 泵			所有给水泵 的总容量 (米 <sup>3</sup> /时)
		数 量 (台)	出水量(米 <sup>3</sup> /时)		数 量 (台)	出水量(米 <sup>3</sup> /时)		
			一台电泵	所有电泵		一台汽泵	所有汽泵	
1	2	—	—	—	2	1.1D	2.2D	2.2D
2	2	1	1.1D	1.1D	1	1.1D	1.1D	2.2D
3	3	—	—	—	3	0.55D	1.65D	1.65D
4	3	1	1.1D	1.1D	2	0.55D	1.1D	2.2D
5	3	2	0.55D	1.1D	1	1.1D	1.1D	2.2D
6	4	—	—	—	4	0.37D	1.48D	1.48D
7	4	1	1.1D	1.1D	3	0.37D	1.11D	2.21D
8	4	2	0.55D	1.1D	2	0.55D	1.1D	2.2D
9	4	3	0.37D	1.11D	1	1.1D	1.1D	2.21D
10	5	2	0.55D	1.1D	3	0.37D	1.11D	2.21D
11	5	3	0.37D	1.11D	2	0.55D	1.1D	2.21D
12	5	4	0.28D	1.12D	1	1.1D	1.1D	2.22D

注:  $D$ —锅炉额定给水量=锅炉额定蒸发量+排污量, 米<sup>3</sup>/时, 采用总水管时,  $D$ 为所有同时运行锅炉的最大连续总给水量, 米<sup>3</sup>/时。

(2) 当锅炉房供电可靠并保证不停电或给水泵停止给水而不会造成锅炉缺水事故时, 可只设电动水泵, 其数量不得少于 2 台。如供电不能保证, 停电后锅炉又能正常燃烧和供汽时, 除设置电动水泵外, 还要设置汽动水泵。电动水泵及汽动水泵各设 1 台时, 每台容量不应小于所有运行锅炉额定蒸发量时所需给水量量的 110%。

装有 3 台或 3 台以上给水泵时, 当任何一台给水泵停止运行时, 其余能并列运行的给水泵的总容量, 不应小于所有运行锅炉所需给水量量的 110%。

(3) 当锅炉房只设汽动给水泵时, 汽泵数量不得少于 2 台, 当其中最大一台停止运行时, 其余的流量不应小于所有运行锅炉额定蒸发量时所需给水量量的 110%。

如汽动给水泵只作为备用, 停电后又不能正常燃烧和供汽的锅炉, 为了保证不致因停止给水引起锅炉缺水事故, 备用汽动给水泵的流量应能满足所有运行锅炉在额定蒸发量时所需给水量量的 40~60%。

(4) 工作压力  $\leq 8$  公斤力/厘米<sup>2</sup>, 额定蒸发量  $\leq 2$  吨/时的锅炉, 其给水泵可用注水器代替。注水器宜单炉配置, 并应各设置一台备用。

3. 工作压力  $\leq 3$  公斤力/厘米<sup>2</sup>, 额定蒸发量  $\leq 500$  公斤/时的蒸汽锅炉, 备用给水设备可采用手摇泵。当上水的压力超过锅炉的工作压力不小于 1.5 公斤力/厘米<sup>2</sup> 时, 也可用上水管上水, 并且在给水管道上应装设止回阀。

工作压力  $\leq 3$  公斤力/厘米<sup>2</sup>, 额定蒸发量  $\leq 100$  公斤/时的蒸汽锅炉, 允许安装手摇泵一种给水设备, 或直接从给水管上水。此时, 自来水的压力应超过锅炉工作压力不小于 1.5 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

4. 当锅炉负荷比较稳定, 容量也适当时, 给水泵宜经常以电泵运转, 因为管理及操作均较方便, 运行也较经济。如夏季锅炉负荷很小, 给水量很小时, 可根据情况另设一台小容量的给水泵来达到经济运转的要求。因为电泵的缺点是流量难以调节, 如用节流调节则不经济。

5. 给水泵设计扬程的计算 锅炉给水泵的设计扬程按下式计算:

$$H = 10(P + \Delta P) + H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \quad \text{米水柱} \quad (5-1)$$

式中  $P$ ——锅炉设计使用压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>; 当锅炉设计使用压力低于锅炉额定工作压力时, 宜适当考虑给水泵能满足工厂扩建时提高锅炉使用压力的可能性;

$\Delta P$ ——开启安全阀的剩余压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>; 当  $P \geq 13$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 时,  $\Delta P = 0.06P$  公斤力/厘米<sup>2</sup>;

当  $P < 13$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 时,  $\Delta P = 0.5$  公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$H_1$ ——省煤器的水流阻力, 米水柱;

$$H_1 = n \Delta h_s = n \xi \frac{\gamma w^2}{2g} \text{ 公斤/米}^2 = n \xi \frac{\gamma w^2}{2g \times 1000} \text{ 米水柱} \quad (5-2)$$

$n$ ——省煤器管的根数;

$\Delta h_s$ ——单根省煤器管的水流阻力;

$\gamma$ ——水的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度,  $g = 9.81$  米/秒<sup>2</sup>;

$\xi$ ——阻力系数, 取 1.85 (2 米长省煤器);

$w$ ——省煤器管中水流速, 米/秒;

$H_2$ ——给水管路的阻力，米水柱；

$H_3$ ——给水箱最低水位与锅炉水位的标高差，米水柱；

$H_4$ ——富裕压力，取5~10米水柱，一般采用5米水柱。

在一般设计中可按式作近似计算：

$$H=10P+(10\sim 20) \text{ 米水柱} \quad (5-3)$$

如锅炉附有省煤器，上式中的附加数字应采用较高值。

6. 为了减少给水泵的电力消耗，设计时可考虑以下措施：

(1) 减少运行水泵的数目（包括备用水泵）。

(2) 减少给水管路的阻力，尽量减少不必要的阀门。

## 二、水泵性能的计算和调配

(一) 离心泵 离心泵电动机的功率可按式计算：

$$N = \frac{\gamma_s Q' H K_1 K_2}{1000 \times 102 \times \eta} \text{ 千瓦} \\ = \frac{\gamma_s Q H K_1 K_2}{3600 \times 102 \times \eta} \text{ 千瓦} \quad (5-4)$$

式中  $Q'$ ——水泵流量，升/秒；

$Q$ ——水泵流量，米<sup>3</sup>/时；

$H$ ——水泵扬程，米；

$\gamma_s$ ——水在水泵工作温度下的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

102——功率换算系数，公斤·米/秒/千瓦；

$K_1$ ——考虑到轴承和传动部分的摩擦损失的系数；

三角皮带传动，取  $K_1=1.10$ ；

平皮带传动，取  $K_1=1.15$ ；

联轴节传动，取  $K_1=1.05$ ；

$K_2$ ——考虑电动机过载时起动力矩功率安全系数；

功率 < 1.0 千瓦时， $K_2=2$ ；

功率 > 1.0 千瓦时， $K_2=1.3$

$\eta$ ——水泵效率，一般在0.6~0.75范围内采用。

当水泵的扬程、流量等特性与实际需要不符合时，可改选另一种低转数的电动机以达到所需的扬程和流量。流量、扬程和水泵功率与转数的关系如下：

$$\frac{Q_1}{Q} = \frac{n_1}{n}, \text{ 或 } Q_1 = Q \frac{n_1}{n} \quad (5-5)$$

$$\frac{H_1}{H} = \left(\frac{n_1}{n}\right)^2, \text{ 或 } H_1 = H \left(\frac{n_1}{n}\right)^2 \quad (5-6)$$

$$\frac{N_1}{N} = \left(\frac{n_1}{n}\right)^3, \text{ 或 } N_1 = N \left(\frac{n_1}{n}\right)^3 \quad (5-7)$$

式中  $Q, H, N$  及  $n$ ——水泵原来的流量、扬程、功率和转数；

$Q_1, H_1, N_1$  及  $n_1$ ——改选不同转数的电动机以后的水泵流量、扬程、功率和转数。

当改选另一种转数的电动机后，所得的流量和扬程基本上符合实际需要时，可比较由



式(5-7)及(5-4)计算所得水泵因改变电动机转数后所需功率是否均小于该电动机的功率,否则需重新选配。

一般水泵样本中所规定的转数是泵的最高转数,在泵运转中只允许比规定值高4%。因此,只有在水泵的流量或扬程过大而不符合设计要求时,才改选另一种较低转数的电动机,以降低水泵的转数来满足实际需要,当实际转数降低到与原规定转数相差较远时,泵的效率将下降,此时配套的电动机功率应有较大一些的余量。当水泵转数改变不大时,泵的效率不变。

在转数不变时,还可用下列方法改变水泵性能,以扩大泵的使用范围:

1. 所有离心泵和轴流泵均可按 $H \sim Q$ 曲线改变其工况点。
2. 离心泵可车小叶轮外径以改变其 $H \sim Q$ 曲线。此时,其性能可按下列公式算出:

$$\frac{Q_1}{Q} = \frac{D_1}{D} \text{ 或 } Q_1 = Q \frac{D_1}{D} \quad (5-8)$$

$$\frac{H_1}{H} = \left(\frac{D_1}{D}\right)^2 \text{ 或 } H_1 = H \left(\frac{D_1}{D}\right)^2 \quad (5-9)$$

$$\frac{N_1}{N} \approx \left(\frac{D_1}{D}\right)^3 \text{ 或 } N_1 \approx N \left(\frac{D_1}{D}\right)^3 \quad (5-10)$$

式中  $Q, H, N$ ——水泵叶轮在标准直径 $D$ 毫米时的流量、扬程和功率;

$Q_1, H_1, N_1$ ——水泵叶轮在车小直径到 $D_1$ 毫米时的流量、扬程和功率。

应该指出,有导叶的离心泵的叶轮,应只车削叶片而仍保留前后盖板。当叶轮外径变化10%时,泵的效率约变化1%左右。

3. 分段式离心泵可用改变叶轮级数以增减扬程,也可改变导叶形状以改变 $H \sim Q$ 曲线。

4. 轴流泵可改变叶轮叶片安装角度以改变其 $H \sim Q$ 曲线。

(二) 往复泵 蒸汽活塞泵的流量可按下式计算:

$$\text{单作用式} \quad Q = \frac{Fsn\eta_r}{60 \times 1000} \text{ 升/秒} \quad (5-11)$$

$$\text{双作用式} \quad Q = \frac{(2F-f)sn\eta_r}{60 \times 1000} \text{ 升/秒} \quad (5-12)$$

式中  $F$ ——活塞或柱塞的截面积,厘米<sup>2</sup>;

$f$ ——活塞杆的截面积,厘米<sup>2</sup>;

$s$ ——活塞或柱塞的行程,厘米;

$n$ ——往复次数,次/分;

$i$ ——缸的数目;

$\eta_r$ ——泵的容积效率,它与排出压力,液体的性质,泵的往复次数等因素有关,一般

$$\eta_r = 0.9 \sim 0.95。$$

流量与往复次数基本上成正比关系,但只能向往复次数减小的方向改变。

直接作用式蒸汽泵所能达到的扬程与蒸汽的有效推力(即新蒸汽(进汽)压力与废汽(排汽)压力之差)有关,并随其改变而相应地改变。未经制造厂同意不得任意提高新蒸汽的压力。

蒸汽活塞泵所需的功率可按下式计算：

$$N = \frac{\gamma Q H}{3600 \times 75 \times \eta} \quad \text{马力} \quad (5-13)$$

式中  $Q$ ——泵的流量，米<sup>3</sup>/时；

$H$ ——泵的扬程，米；

$\gamma$ ——液体的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$\eta$ ——水泵效率。

当 $\eta=1$ 时，即为泵的有效功率。

### 三、锅炉注水器的选择和安装

(一) 注水器的选择 锅炉注水器是依靠锅炉本身蒸汽的能量以达到将水注入锅炉中。它适用于蒸汽的工作压力从2~8公斤力/厘米<sup>2</sup>、给水温度在40°C以下的小型锅炉给水。

注水器的优点是结构简单，外形小，价格便宜，操作方便，热能利用率高(97~99%)，能使给水预热。缺点是给水温度有限制，效率低，蒸汽消耗量多，给水的调节较困难。

(二) 注水器的安装 注水器一般安装于距地面0.8~1.0米高处，并应使其固定牢固。注水器与锅炉间应设止回阀，注水器与止回阀的安装距离应在150~300毫米范围内(如注水器已带有止回阀，则不受此限)。注水器吸水高度与给水温度及蒸汽压力有关，一般吸水高度小于1.0米。注水器的安装，见图5-1。

为了使注水器工作可靠起见，可设计带压力水箱的注水系统(见图5-2)。

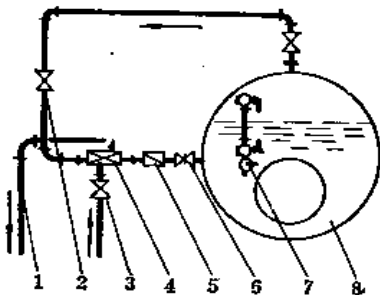


图 5-1 注水器安装示意图

1—排水、汽管路；2—蒸汽管路截止阀；3—给水管路截止阀；4—注水器；5—止回阀；6—闸阀；7—水位计；8—锅炉

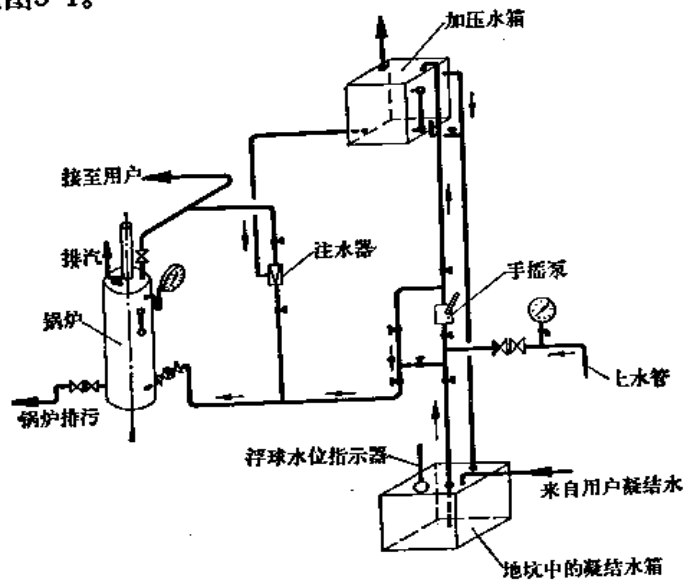


图 5-2 带压力水箱的注水系统图

### 四、水泵的安装设计计算

#### (一) 当水泵处于灌注情况时

给水泵及凝结水泵的安装均属于此种情况。在考虑给水泵所需最小灌注头时，应分别闭式水箱和开式水箱两种情况。第一，当水泵从闭式水箱中取水时，水温决定于容器(除氧器)内的压力；其次，当水泵由开式水箱取水时，则水处于大气压力下，水温即为

大气压力下的饱和温度。

从给水箱中贮水面到给水泵轴心线的灌注头 $H_g$ ，必须保证在泵内没有使水汽化的可能，即水泵在进口的第一段叶轮处所受的水压应大于相当于该处水温的饱和压力，即

$$P_g + H_g \gamma - \Sigma h_x - \frac{w^2}{2g} \gamma > P_{BH} + \Delta h_r \quad (5-14)$$

式中  $P_g$ ——给水箱中的压力（与给水温度有关），米水柱；

$P_{BH}$ ——水泵进口处的饱和压力（与水泵进口处的水温有关），米水柱；

$H_g \gamma$ ——灌注头高度 $H_g$ 米所产生的灌注压力，米水柱；

$\gamma$ ——水的重度，吨/米<sup>3</sup>；

$\Sigma h_x$ ——从给水箱至水泵间的管道阻力（摩擦阻力及局部阻力）损失，米水柱；

$\frac{w^2}{2g}$ ——速度头，随流速 $w$ 变化，米；

$\frac{w^2}{2g} \gamma$ ——使水泵进口处产生流速 $w$ 米/秒所需的动压力，米水柱；

$\Delta h_r$ ——防止水泵进口处的水汽化的附加压力（或称有效汽蚀余量），此压力决定于水的温度和水泵的构造，米水柱。

或将（5-14）式改写为

$$H_g \gamma \geq (P_{BH} - P_g) + \left( \Sigma h_x + \frac{w^2}{2g} \gamma \right) + \Delta h_r + 0.3 \sim 0.5, \text{ 米水柱} \quad (5-14a)$$

即给水泵的灌注头应不小于下列各项的代数和：

1. 给水泵进口处水的饱和压力和给水箱的工作压力之差；
2. 给水泵吸水管道的压力降（阻力损失及动压头）；
3. 给水泵的有效汽蚀余量；
4. 0.3~0.5米水柱的富裕量。

闭式除氧给水系统由于给水箱和水泵进口处的水温可视为相等，即 $P_g = P_{BH}$ ，而动压头很小，可以忽略不计，则上式可简化为

$$H_g \gamma \geq \Sigma h_x + \Delta h_r + 0.3 \sim 0.5 \text{ 米} \quad (5-14b)$$

当水的重度为1吨/米<sup>3</sup>时

$$H_g \geq \Sigma h_x + \Delta h_r + 0.3 \sim 0.5 \text{ 米} \quad (5-14c)$$

从式（5-14c）可以看出闭式水箱距给水泵的灌注头与水温无关，仅与吸水管道路阻力及水泵构造有关。当不考虑吸水管道的阻力损失（即 $\Sigma h_x = 0$ ）时的灌注高度主要即为给水泵的有效汽蚀余量。

汽蚀余量是用于判断泵能否发生汽蚀的物理量。当液体压力低于该温度下液体的饱和压力时，就会有蒸汽及溶解气体从液体中逸出，形成蒸汽与气体混合的小气泡，气泡充塞叶轮流道就会：（1）产生噪声和振动；（2）泵的流量、扬程和效率降低，即泵的性能下降，严重时甚至不能工作；（3）对叶片点蚀，使金属腐蚀、疲劳。

水泵制造后，通过汽蚀试验提供水泵的必需汽蚀余量 $\Delta h_r$ 。必需汽蚀余量为液体由泵吸入口到叶轮叶片入口边压力最低点的动压降。它主要受泵的吸入室、叶轮入口几何形状，以及泵的流量、流速的影响，而与液体的单位体积重量、汽化压力、液面压力无关。原一机部标准“离心泵、轴流泵和旋涡泵试验方法”（JB1040—67）规定：泵的允许汽蚀余量

$$\Delta h_v = \Delta h_r + 0.3 \text{ 米水柱。}$$

设计时应使给水泵的有效汽蚀余量 $\Delta h_r$ 大于或等于泵的允许汽蚀余量 $\Delta h_v$ 。

开式水箱内热水水面至水泵轴线间所需的最小灌注头和最大吸水高度则与水温有关。

水泵中水的汽化的原因较多（由于“汽化”而水泵停止运行），如：（1）水泵吸水侧灌注头不足；（2）吸水管阻力太大；（3）通过水泵的流量太小，如负荷太小或在停泵开泵时出水侧阀门开度不大等，致叶轮与水摩擦而使水温升高引起水的汽化。此时，为了消除水泵中水的汽化引起的汽蚀现象，可设再循环管以解决之。

## （二）当水泵处于吸水情况时

水泵的允许吸上真空高度 $H_s$ 是保证水泵正常运转所允许的泵入口处的最大真空度并换算到泵基准面上的值，单位以米计的被吸送液体的液柱高度来表示。

设计时水泵吸入口处真空高度可按下式进行计算：

$$H_s = \pm h + \Sigma h_x + \frac{w_1^2}{2g} + H_a - H_b \text{ 米水柱} \quad (5-15)$$

式中  $H_s$ ——新设计水泵的吸上真空高度，米水柱；

$h$ ——泵基准面到下液面间的垂直距离，基准面在上时为正号，反之取负号，米；

$\Sigma h_x$ ——吸入管路中因摩擦阻力和局部阻力所造成的压力损失的总和，米；

$w_1$ ——泵入口处的水流速度，米/秒；

$H_a$ ——水泵工作处的大气压力，米水柱；

$H_b$ ——吸入水箱液面处的绝对压力，米水柱。

计算所得的 $H_s$ 值应小于允许的吸上真空高度或大于最小灌注头。

当吸入水箱液面处的绝对压力等于大气压力时，则上式可写成：

$$H_s = \pm h + \Sigma h_x + \frac{w_1^2}{2g} \text{ 米水柱} \quad (5-16)$$

求出的吸入口处的真空高度为负值时，即泵的吸入压力大于大气压。

泵的允许汽蚀余量 $\Delta h_v$ ，其单位是以米计的被吸送液体的液柱高度，它与允许吸上真空高度有如下的关系：

$$\Delta h_v = H_s - H_{BB} - H_{sv} + \frac{w_1^2}{2g} \quad (5-17)$$

式中  $\Delta h_v$ ——允许汽蚀余量，米；

$H_{sv}$ ——允许吸上真空高度，米；

$H_{BB}$ ——被吸送液体的饱和蒸汽压力，以米计的该液体的液柱高度。

泵的允许吸上真空高度或允许汽蚀余量与一定的流量 $Q$ 及每分钟的定转数相对应。允许吸上真空高度还与液体的重度、饱和蒸汽压力及大气压等有关，从而也与液体的温度及泵的安装海拔高度等有关；但允许汽蚀余量的数值却与这些无关。

水泵性能表中给出的允许吸上真空高度系指吸送温度为 $20^\circ\text{C}$ 的净水，大气压力等于10米水柱时的数值。此时，允许汽蚀余量与允许吸上真空高度的关系如下：

$$\Delta h_v = 10 - H_{sv} + \frac{w_1^2}{2g} \quad (5-18)$$

当所吸送液体的温度、重度、饱和蒸汽压力以及水泵工作处的大气压力与上述参数不

同时,可按下式换算:

$$H'_{\text{吸}} = H_{\text{吸}} - 10 + H_{\text{气}} - H_{\text{BH}} \quad \text{米水柱} \quad (5-19)$$

式中  $H'_{\text{吸}}$ ——新条件下的允许吸上真空高度(正值)或灌注头(负值),米水柱;

$H_{\text{吸}}$ ——样本上所示允许吸上真空高度,米水柱;

$H_{\text{气}}$ ——水泵工作处的大气压力(与海拔高度有关)见图5-3,米水柱;

$H_{\text{BH}}$ ——被吸送水在工作温度下的饱和蒸汽压力,米水柱。

图5-3所示为以米水柱表示的大气压力与海拔高度的关系。若用以米计的其它重度液体的液柱高度  $H'_g$  表示时,可按下式换算:

$$H'_g = H_g \times \frac{1000}{\gamma'} \quad (5-20)$$

式中  $H'_g$ ——以其它重度液体的液柱高度表示的大气压力,米;

$H_g$ ——重度为1000公斤/米<sup>3</sup>的水柱高度表示的大气压力,米水柱;

$\gamma'$ ——该液体的重度,公斤/米<sup>3</sup>。

图5-4所示为水的重度与温度的关系。

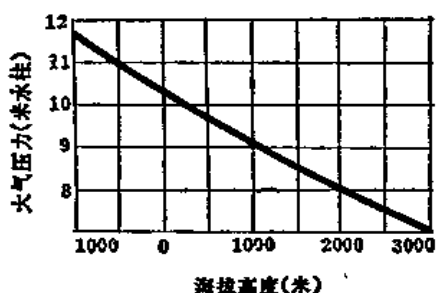


图 5-3 大气压与海拔高度的关系

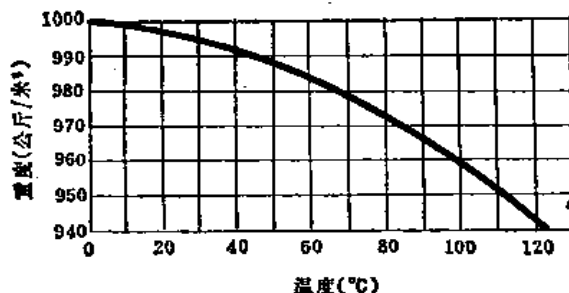


图 5-4 水的重度和温度的关系

## 五、给水箱的选择及安装

### 1. 给水箱的容量和个数的确定

(1) 给水箱一般应设两个独立的水箱, 或一个水箱(矩形)隔开成二, 以备一个检修时另一个仍能运行。两个水箱间应有水联通管, 以备相互切换使用。

(2) 给水箱的容量和个数可按表5-2给水箱选择表确定之。

给 水 箱 选 择

表 5-2

锅炉房额定蒸发量 $D$ (吨/时)	锅炉房性质	水 箱 个 数	水箱总容量(米 <sup>3</sup> )
$D < 10$	专供采暖	1	$(1 \sim 2)D$
	生产采暖合用	2	$(1 \sim 1.5)D$
$10 < D < 60$	不论性质	2	$(1.5 \sim 1)D$
$D > 60$	不论性质	2	$(1.5 \sim 1)D$

(3) 在给水箱内加药处理给水时, 给水箱不可少于2个。

2. 容量在20米<sup>3</sup>以上的大型水箱宜采用圆形水箱, 以节省钢材。当布置不便时才可采用

用矩形水箱。

3. 水箱安装时，底部应设置支座，水箱的支座如在标高±0.00上，用砖墩即可，并在砖上垫以油毛毡以防潮气腐蚀箱底钢板；支座如在楼板上，采用木制或钢筋混凝土制，可以起梁的作用。支座间距一般小于500毫米，并可按下式计算：

$$L = \frac{\sigma(s-c)}{\sqrt{H}} \quad \text{厘米} \quad (5-21)$$

式中  $L$ ——支座间距，厘米；  
 $\sigma$ ——钢板许用应力，公斤/厘米<sup>2</sup>；  
 $s$ ——箱底厚度，厘米；  
 $c$ ——腐蚀裕量，一般取0.1厘米左右；  
 $H$ ——箱内盛水高度，厘米。

4. 水箱附件 一般给水箱(凝结水箱同)应有人孔、水位计、温度计、水封、溢水管、放水管、软水管(凝结水管)、出水管、放气管和取样装置等附件。溢水管应比给水管大1/2~1倍，溢水口中心与漏斗中心应稍有偏差，使溢水易排入漏斗。当水箱高度大于1.5米时，一般应设内外扶梯。

开式水箱及其附件可按国家标准图集“方形开式水箱(图集号R101)”及“圆形开式水箱(图集号R102)”等选用。水箱附件可根据设计情况和接管数量布置在水箱管接头图上。

除氧给水箱上应有下列管道接头：水位计、远距离水位计、水位报警器、水位调节器、溢水管、放水管、出水管、水连通管(可采用加粗给水泵进水管的方法代替)、汽连通管等。如所处条件不能保证水箱水温为104°C，水箱应增加为加热给水的蒸汽接头。加热方式可采用直接或间接加热。汽、水平衡管的管径应按设备的接口尺寸采用，一般可采用表5-3所列的公称直径。

除氧水箱汽、水平衡管管径

表 5-3

水箱工作压力	1.2 绝对压力						6 绝对压力	
	15以下	15~24	25~34	35~44	45~59	60~75	80以下	80~90
水箱容积(米 <sup>3</sup> )								
汽平衡管公称直径 $D_1$ (毫米)	100	125	150	200	250	300	300	350
水平衡管公称直径 $D_2$ (毫米)	65 80	100	100	150	200	250	250	300

5. 水箱的防腐 水箱管接头及所需附件制作完毕后，应在内外表面进行防腐处理。水箱内部按如下处理：当水箱温度在30°C以下，可刷红丹防锈漆2遍，当温度在30~70°C之间时，可刷过氯乙烯漆4~5遍，当水温在70~100°C时，可刷汽包漆4~5遍。水箱外部一般刷红丹漆2遍。水箱经表面处理，不得在水箱本体上直接焊接。

6. 水箱的保温 水温大于50°C时水箱需要保温，保温层外表面温度不应超过40~50°C。水箱的保温结构和施工要求见国家标准图集“热力设备保温(图集号R104)”。

7. 给水箱内如有蒸汽的加热管时，该管应均匀分布在水箱的底部，其喷射孔的断面积

的计算如下:

$$a = \frac{A}{s} = \frac{V_g}{sw} = \frac{V_g}{s\sqrt{2g\Delta h}} \quad \text{米}^2 \quad (5-22)$$

- 式中  $a$  —— 每个开孔的面积, 米<sup>2</sup>;  
 $s$  —— 喷射孔数, 个;  
 $A$  —— 喷射开孔的总面积, 米<sup>2</sup>;  
 $V_g$  —— 根据水温升高要求算出的蒸汽容积, 米<sup>3</sup>/秒;  
 $w$  —— 喷射口处的蒸汽速度, 米/秒;  
 $\Delta h$  —— 蒸汽在喷射口处的动压头;  
 $\Delta h = h$ ,  $h$  为水箱中水位的有效高度, 米。

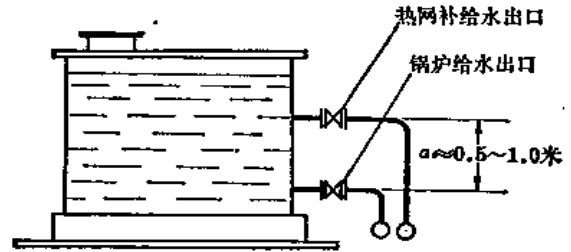


图 5-5 锅炉给水与热网补水接口关系图

8. 给水箱如同时还供给热水供热系统管网的补给水或其他用水时, 则其引水管宜比给水管口高 0.5~1.0 米, 以保证锅炉的安全给水, 接管如图 5-5 所示。

## 六、给水管路的设计及布置

1. 从除氧水箱或给水箱到给水泵的低压给水管路系统, 及从给水泵至锅炉给水阀的高压给水管路系统, 统称给水系统。工业锅炉房的给水系统必须保证锅炉给水完全可靠和不停止设备运行的情况下进行必要切换的可能性, 即在设备及管道发生故障时, 一般都能保证锅炉给水的供应 (见图 5-6 给水管路系统图)。

2. 常年不间断供热的锅炉房, 给水系统应采用双母管。无特殊要求时可采用单母管。

但接省煤器的支管一律采用单母管即可保证锅炉的安全运转。如采用双母管, 应保持两根母管同时运行, 以便随时检查和修理。

3. 为了保证锅炉运行的安全, 额定蒸发量  $\geq 4$  吨/时同时汽包或锅筒受烟气加热的锅炉房, 应采用双给水母管, 即装设两条单独给水管路分别进入锅炉。当装有铸铁式省煤器的锅炉, 其中一根给水管可以直接进入锅筒。若省煤器由两部分组成, 应避免给水只通过一部分的可能。

每条给水管的给水量, 不应小于锅炉的最大给水量。

4. 锅炉给水可分单机组给水系统 (即每台锅炉具有独立的给水泵) 及集中给水系统两种。在给水管路设计中, 一般采用集中给水系统。如经技术经济论证认为合理时, 亦可采用单机组给水系统。

5. 离心式给水泵如必须于短期内在低

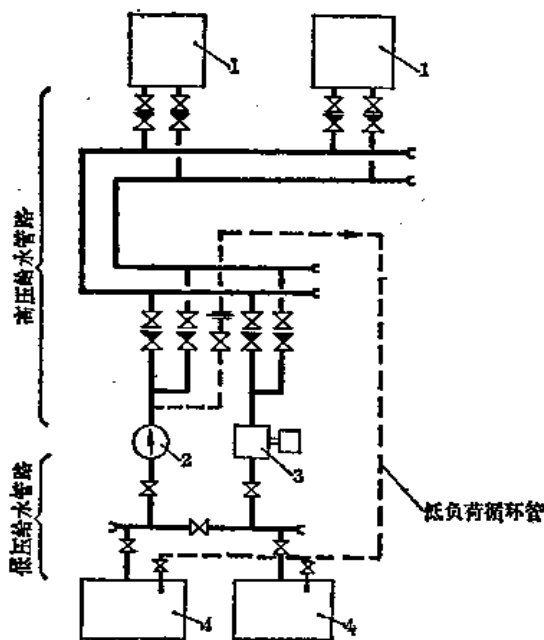


图 5-6 给水管路系统图

1—锅炉; 2—电动给水泵; 3—气动给水泵; 4—给水箱

负荷下运行，为了保证安全运转，可在给水泵的出口管至止回阀之间接出一根循环管，使有足够的水量通过水泵经调节阀后返回给水箱中。否则因离心式水泵送水量过少，叶轮与水摩擦生热引起水温升高，使泵内水汽化而断水。低负荷循环管的管径可按循环水量来计算：

$$D_0 = D - d \quad (5-23)$$

式中  $D_0$ ——循环水量，米<sup>3</sup>/时；  
 $D$ ——水泵的最小流量，米<sup>3</sup>/时；  
 $d$ ——锅炉低负荷时之给水量，米<sup>3</sup>/时。

在低负荷循环管上，应装设节流孔板以减压，可见图5-6虚线所示管路。低负荷循环管的管径一般不小于表5-4所示数据。

低负荷循环管最小管径

表 5-4

给水泵出力 (米 <sup>3</sup> /时)	15以下	15~30	30~40	40~80	80~120	120~200	200以上
低负荷循环管公称直径 $D_0$ (毫米)	15	20	25	32	40	50	65、80

6. 热力除氧塔加热用的蒸汽管道应有自动调节的调压阀，连续排污膨胀器分离出来的二次蒸汽，应送至除氧塔或送至经调压后的管道上。

自外部管网返回的凝结水，应先送至除氧塔，不应直接送至除氧塔下面的除氧给水箱。

7. 在给水管上除连接每台锅炉的支管外（分支处应加阀门），应尽量避免连接其它

管道。如省煤器，它的旁通管应接在每台锅炉的支管上而不应该接在总管上，因为总管上的接管太多，事故发生的可能性加大，见给水支管的布置图（图5-7）。

#### 8. 给水管路中附件的安装

(1) 每一台给水泵在压力水管侧应安装止回阀，以免当水泵停止工作时水泵和吸水管受到过多的压力。对蒸汽泵，如出水阀门过高操作不便时，可以不装止回阀，对电泵则必须装止回阀。

(2) 给水泵压力侧装置的阀门应为截止阀而不是闸阀，以便于调节给水量以及便于很快地把水泵关掉。在给水泵吸水侧则应装设闸阀，以便减低水流阻力。因为对吸水侧来说，降低水流阻力的问题特别重要，降低水流阻力是为了便于防止水泵的汽蚀现象。

(3) 紧接锅炉汽包的给水阀只能作开闭用，在特殊情况下才许可作调节用。汽包和省煤器进口紧连给水阀处应设止回阀，并装于阀门的前方（水流先经过止回阀）。

(4) 每台锅炉的锅炉给水管上，应装设调节阀。手动调节阀应设置在便于司炉操作

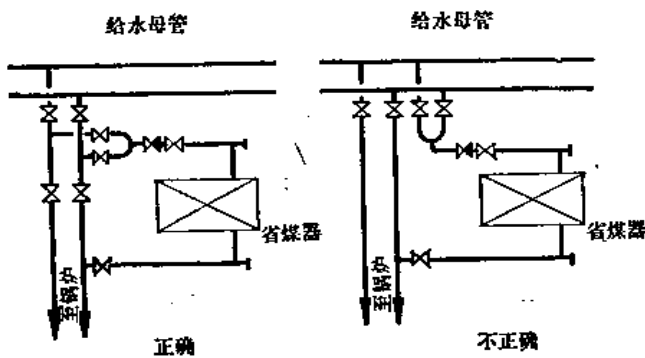


图 5-7 给水支管的布置图



的地点，否则宜加装远距离操作装置。

(5) 省煤器进出口处均应装设安全阀，出口处的最高点应装设放气阀，最低处设放水阀，放水可放至排污井、下水道或无压水箱中。此外，进口应装压力表，进口及出口应装温度计。当省煤器无烟气旁路时，出口应有接到给水箱的循环水管，以确保省煤器的安全运行。

### 9. 给水泵的布置

(1) 给水泵距给水箱要近。当采用热力除氧时，给水的温度为 $104^{\circ}\text{C}$ ，故给水泵应有足够的灌注头，此时给水泵可根据给水箱的位置布置在底层或运转层的生活间或锅炉后面。如给水温度不超过 $80^{\circ}\text{C}$ ，给水泵可与给水箱布置在同一房间内。

(2) 为了操作方便，小型锅炉房的给水泵宜布置在司炉工易于观察到的地方。

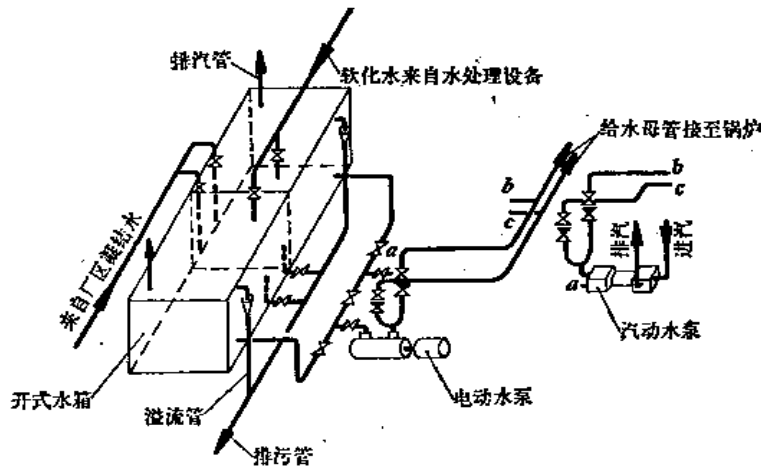


图 5-8 中小型工业锅炉给水管路图

(3) 为了操作方便，电泵和汽泵多排列在一起，泵间通道的有效宽度不得少于 $700\sim 800$ 毫米。运转时因常有少量水自轴封流出，应在基础的四周作出水槽，以利水的导出。

(4) 如给水箱布置在给水泵的上层房间内，则给水泵最好直接布置在给水箱的下面，以减少管道阻力，并节省管材。

(5) 当大型电泵和汽泵布置于楼层上时，其底座应布置在楼板梁上。

### 10. 给水箱的布置原则如下：

(1) 给水箱的位置应满足给水泵灌注头的要求。

(2) 给水箱尽可能靠墙布置，不要靠近窗户。为了节省建筑面积，亦可将给水箱布置在锅炉房的室外，但运行操作不太方便。

11. 给水泵间应设给水箱水位指示的信号装置，同时至给水箱的软化水管道应

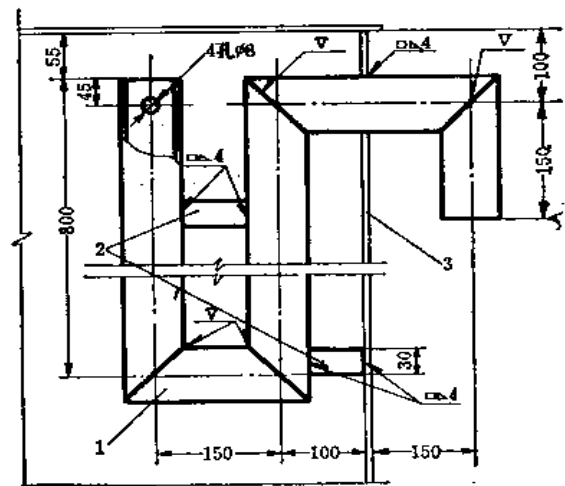


图 5-9 水封式溢流管示意图  
1—水封式溢流管；2—托架；3—水箱壁

经过给水泵间并装调节阀，以便司泵人员调节水箱的水位。

12. 在中小型锅炉房中，一般多采用给水箱与凝结水箱合用的系统，这样从厂区返回的过热凝结水便可以加温补充的软水，使给水温度提高。图5-8所示之给水管路图为一典型的中小型工业锅炉给水管路图。此时，溢流管应用水封式溢流管，以免乏汽窜至室内。水封式溢流管如图5-9所示。

## 第二节 凝结水系统

### 一、凝结水泵的选择

1. 凝结水泵至少应安装两台，其中一台备用。凝结水泵的容量应按进入凝结水箱的最大每小时水量（包括补给软化水）和凝结水泵的工况考虑。当补给水不进入或极少量进入凝结水箱时，一般按凝结水泵间断工作考虑。当大量补给水进入凝结水箱时，凝结水泵可按连续工作考虑。凝结水泵的台数和容量的确定可参见表5-5。

凝结水泵选择

表 5-5

凝结水泵台数 (台)	凝结水泵的最小容量 (米 <sup>3</sup> /时)			
	间断工作		连续工作	
	每台容量	全部容量	每台容量	全部容量
2	2.0D <sub>1</sub>	4.0D <sub>1</sub>	1.2D <sub>1</sub>	2.4D <sub>1</sub>
3	1.0D <sub>1</sub>	3.0D <sub>1</sub>	0.6D <sub>1</sub>	1.8D <sub>1</sub>
4	0.7D <sub>1</sub>	2.8D <sub>1</sub>	0.4D <sub>1</sub>	1.6D <sub>1</sub>

注：D<sub>1</sub>——进入凝结水箱的总水量，吨/时。

2. 凝结水泵的设计扬程，可按下式计算：

$$H = 10P + H_1 + H_2 + H_3 \quad \text{米水柱} \quad (5-24)$$

式中 P——大气式热力除氧器的工作压力，一般采用0.2公斤力/厘米<sup>2</sup>（表压）；当作为解吸除氧水加压泵时，P为喷射器的水压，一般采用3~4公斤力/厘米<sup>2</sup>（表压）；通过钢屑除氧器时为0.6~0.8公斤力/厘米<sup>2</sup>（表压）；

H<sub>1</sub>——管路系统的总阻力，米水柱；

H<sub>2</sub>——凝结水箱最低水位与给水箱的凝结水进口的标高差，或与解吸除氧喷射器及钢屑除氧器进水口的标高差，米水柱；

H<sub>3</sub>——附加水头，一般采用5米水柱。

3. 尽可能将凝结水泵与软化水泵布置在一起。此时凝结水泵和软化水泵可合用一台备用泵。

### 二、凝结水箱的选择及安装

1. 凝结水箱一般应为两个，也可将一个水箱（开式、矩形）用隔板分隔为二，专供采暖用的可只设一个。两个水箱间应有水联通管，以备相互切换使用。

2.若厂区为闭式凝结水系统时,凝结水箱应为闭式水箱。

3.凝结水箱的容量系根据凝结水的最大每小时回水量 $D_1$ 的 $\frac{1}{3} \sim \frac{2}{3}$ 确定。纯为采暖通风负荷时取 $\frac{1}{3}D_1$ ,纯为生产负荷时取 $\frac{2}{3}D_1$ 。

4.小型工业锅炉房宜将凝结水箱与给水箱合一,这样可减少凝结水的二次蒸汽热损失和加温补给水,此时,水箱即按给水箱考虑。

5.开式凝结水箱设放气管,将凝结水中的二次蒸汽及窜逸蒸汽直接排至大气。闭式凝结水箱则通过水封后再排入大气,如图5-15所示。

6.凝结水箱的支座、附件、防腐和保温要求与给水箱同。溢水管应采用封闭式溢水管,以免蒸汽窜入室内,如图5-9所示。

7.当厂区返回的凝结水温度为 $90 \sim 100^\circ\text{C}$ 时,从水箱底到水泵轴线的距离可取1米。当水温超过 $100^\circ\text{C}$ 时可为 $1 \sim 1.5$ 米,高的凝结水箱允许从水箱底到水泵轴线的距离采用较小值。

8.凝结水箱应设有自动控制水位的装置,使水泵可以自动起动和停泵,并有声光信号传送到水泵间去。

### 三、凝结水泵房的设计及布置

1.凝结水泵房中的凝结水箱安装标高,应能满足厂区凝结水返回锅炉房的要求。当厂区凝结水能自流地或利用疏水器后的剩余压力返回锅炉房时,则凝结水泵房一般布置在锅炉房内或靠近锅炉房处。根据厂区凝结水返回情况,尽可能将凝结水泵房布置在生活间的 $\pm 0.00$ 层上,当标高不允许时方设置地下室中。

2.为了避免设置地下室和凝结水便于返回锅炉房,在山区建厂时,一般应尽可能将蒸汽锅炉房设于厂区最低处。

3.地下室的深度不宜超过 $3 \sim 4$ 米。若还不能满足厂区凝结水返回的标高要求时,宜在厂区其他较低洼的地点设置凝结水加压站,将凝结水用水泵直接压至给水箱中。

4.为了节省建筑面积,在过去的设计中曾有在室外地下做一混凝土或钢筋混凝土凝结水箱(井)以代替金属的凝结水箱。这种作法,从箱侧引管容易漏水,不宜采用。此时,可在箱(井)顶装一安全吸水器直接从箱(井)中吸水,如图5-10所示。实践证明,通过安全吸水器的凝结水温度可达 $90^\circ\text{C}$ 而不致汽化。

安全吸水器的原理是在水泵前后各加一 $V_1 \approx V_2$ 的容器,令容积 $V_1$ 不小于吸水管容积的三倍,当水泵启动时, $V_1$ 中逐渐抽空,水箱中的水受大气压力经吸水管而连续进入 $V_1$ 容器中。当水泵停止工作时, $V_2$ 容器中的水倒灌入 $V_1$ 容器及吸水管中,使之保持满水状态,以备下次水泵启动时的需要。 $V_1$ 和 $V_2$ 可为一立式容器分为上下两格(如图5-11所示),亦可用两个相等的容器上下装置代替之。

当厂区凝结水必须自流返回,对凝结水泵房有标高要求而必须将凝结水箱置于地下室时,可将凝结水泵放在地面上,而利用安全吸水器吸水,以减小地下室面积和便于操作管理(如凝结水温度较高,超过 $90^\circ\text{C}$ 则不宜采用)。

5.凝结水泵房的层高由下列因素决定:

- (1) 凝结水箱的高度;
- (2) 水泵轴线与水箱底的正水头高度;

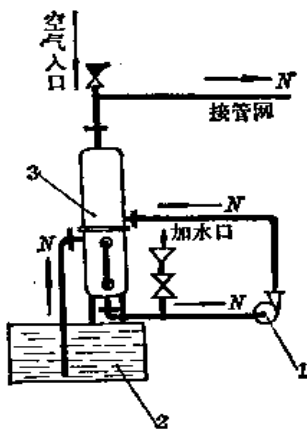


图 5-10 安全吸水器接管系统图  
1—凝结水泵；2—凝结水箱；3—安全吸水器

(3) 水封保护装置的安装高度；

(4) 泵房内凝结水管回形部分的高度。这一高度，应使厂区凝结水管能满管运行，见图5-12。图5-12中， $h$ 为保持满管运行在泵房内凝结水管的回形部分高度。

6. 为了保证运行维护人员的工作条件，凝结水泵房应设置机械通风或自然通风设施。在计算通风量时，必须考虑以下设备放出的热量：

- (1) 经保温后的水箱放出的热量；
- (2) 泵房内管道及附件放出的热量；
- (3) 运行电动机和水泵放出的热量（电动机放出的热量按其效率来计算）。

7. 控制和监督用的仪表板，对于地下式凝结水泵房应布置在地面上，对于地面上的凝结水泵房，则应用间壁把水箱、水泵与仪表板分开。

8. 凝结水泵房设置于地下时，应有足够的地方来放置凝结水箱、水泵、水封以及其他附属设备，并要考虑设备的安装和检修，泵间宽度不得少于700毫米。地下室内应设集水坑及抽水设施（如手摇泵、喷射泵等），以便随时将坑中的积水抽出。图5-13所示为地下式凝结水泵房的布置图，当地下室面积较大和较深时，宜采用圆形并单独建于锅炉房的附近。

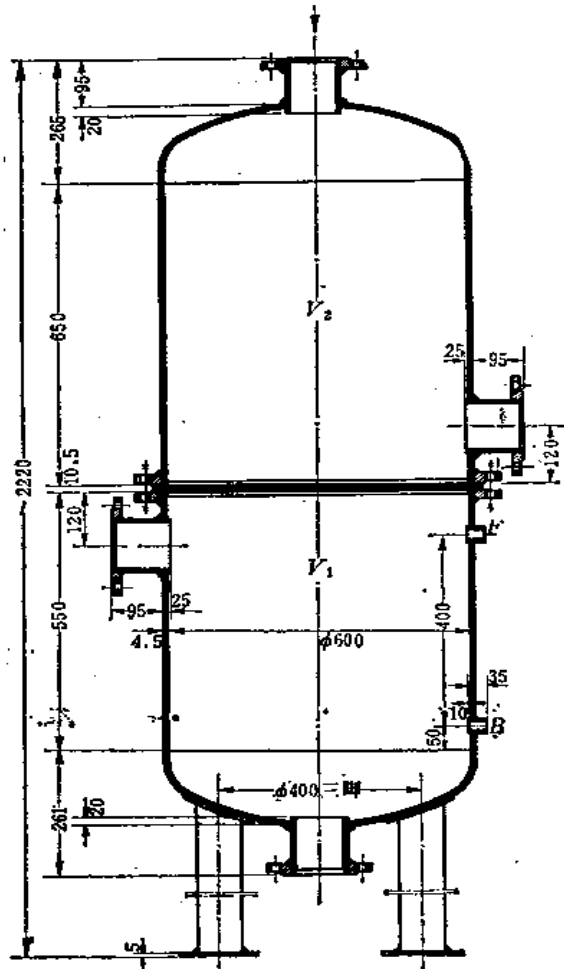


图 5-11 安全吸水器图

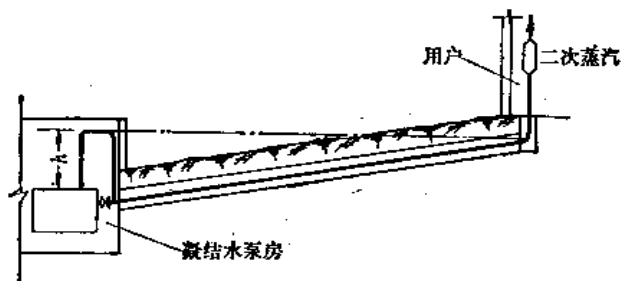


图 5-12 保持满管运行的凝结水管路图

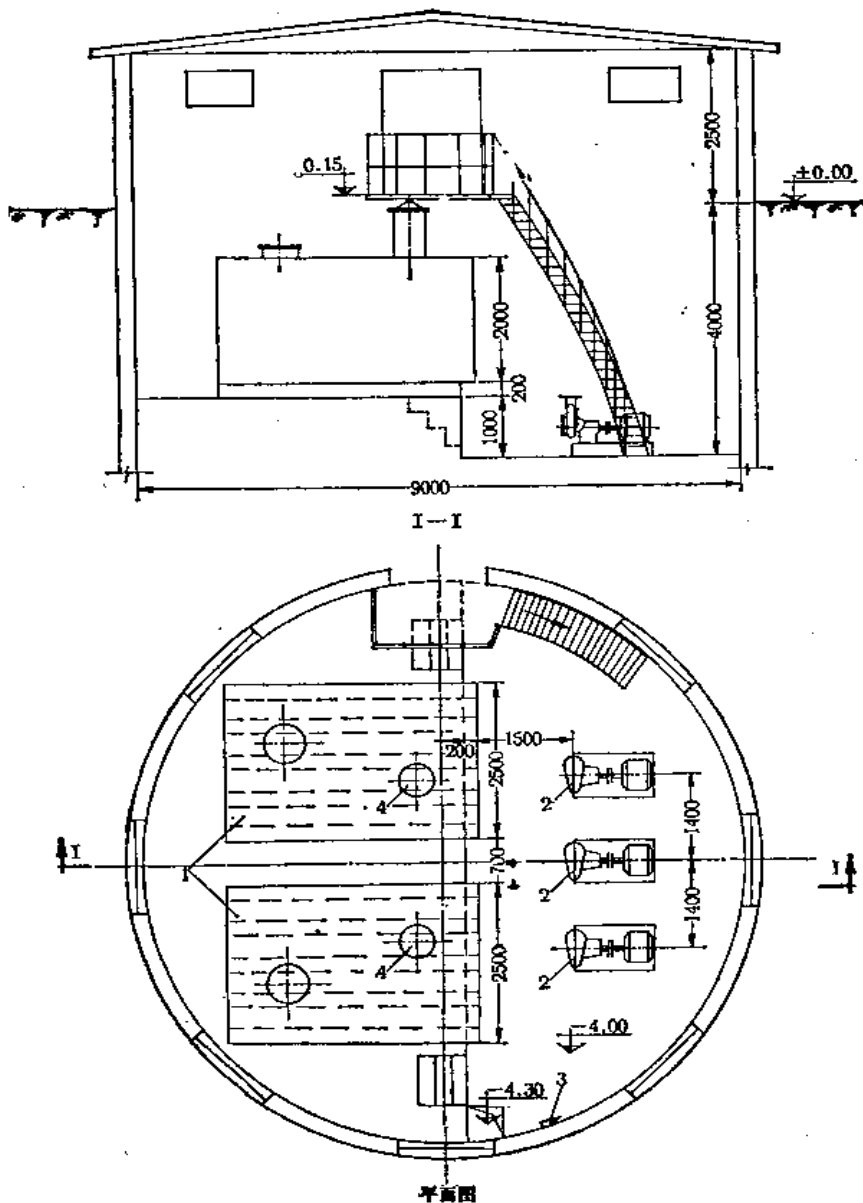


图 5-13 地下式凝结水泵房布置图

1—凝结水箱，15米<sup>3</sup>；2—凝结水泵，3BA-6B型；3—手摇泵， $\phi 38$ 型；4—回水箱除气器， $\phi 400$ 毫米

#### 四、凝结水二次蒸汽利用系统

在设计锅炉房的凝结水系统时，应尽可能将二次蒸汽的热能加以利用和回收凝结水。由于凝结水的二次蒸汽量与疏水器运行维护的好坏有很大的差异，在疏水器维护不善时，常有大量窜逸蒸汽经厂区凝结水管返回锅炉房中，因此极不稳定。厂区凝结水二次蒸汽如何利用更为合理，应紧密结合热网设计作综合考虑。目前利用的方式有下列几种：

1. 将凝结水箱和给水箱合一，并将由厂区返回的凝结水管插到水箱水面以下，封闭管端并作成多孔管。管路系统见图5-8。此法的优点是系统简单和设备投资少；缺点是二次

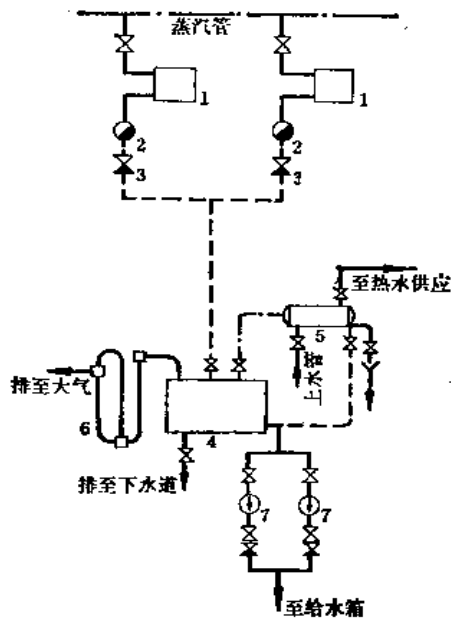


图 5-14 凝结水二次蒸汽利用原理图

1—用热设备；2—疏水器；3—止回阀；4—凝结水箱；5—热交换器；6—水封；7—凝结水泵

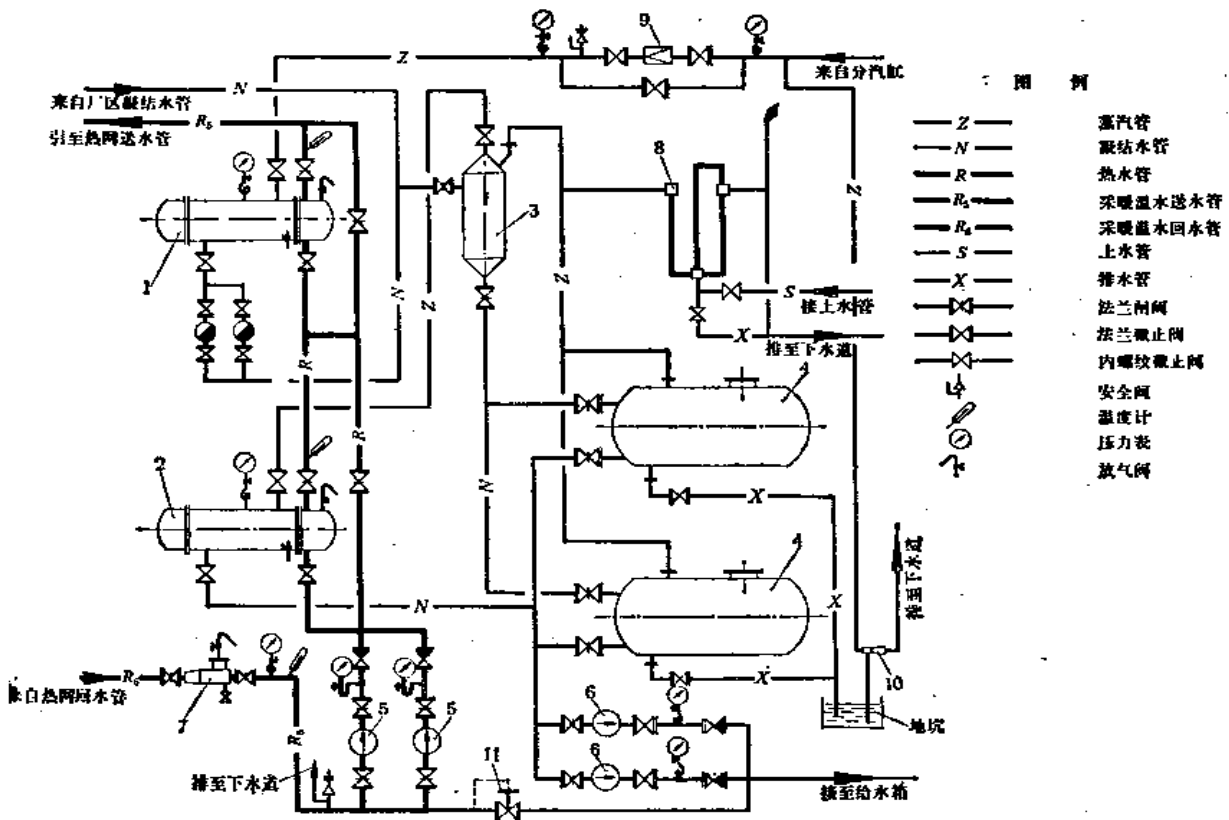


图 5-15 闭式凝结水二次蒸汽热交换系统图

1—新蒸汽-水热交换器；2—二次蒸汽-水热交换器；3—二次蒸发箱；4—卧式圆形水箱；5—循环水泵；6—凝结水泵；7—除污器；8—安全水封；9—减压阀；10—蒸汽喷射泵；11—调压阀

蒸汽利用不完全，仅适用于中小型锅炉房补充软水量大的情况。在回汽量大时响声较大。

2. 二次蒸汽经热交换器换成热水，供应生活（见图5-14）和采暖通风热能（见图5-15）的需要。此法的优点是运行可靠和二次蒸汽利用比较完全；缺点是设备投资较高和利用的场合有一定限制。

3. 将厂区返回的凝结水中的二次蒸汽及窜逸蒸汽，用蒸汽喷射器升压成较高压力的蒸汽，以供应用户的需要（见图5-16）。此法的优点是可以将低压蒸汽升压后供应多种用途的热用户；缺点是由于二次蒸汽量极不稳定，调压阀一失灵就要影响蒸汽喷射器的工况，因而运行不甚可靠，而喷射器又系非标准设备，必须自行设计、调试，因而设计工作量较大。

蒸汽喷射器的设计及计算可参见有关“供热学”的书刊，这里不再列出。

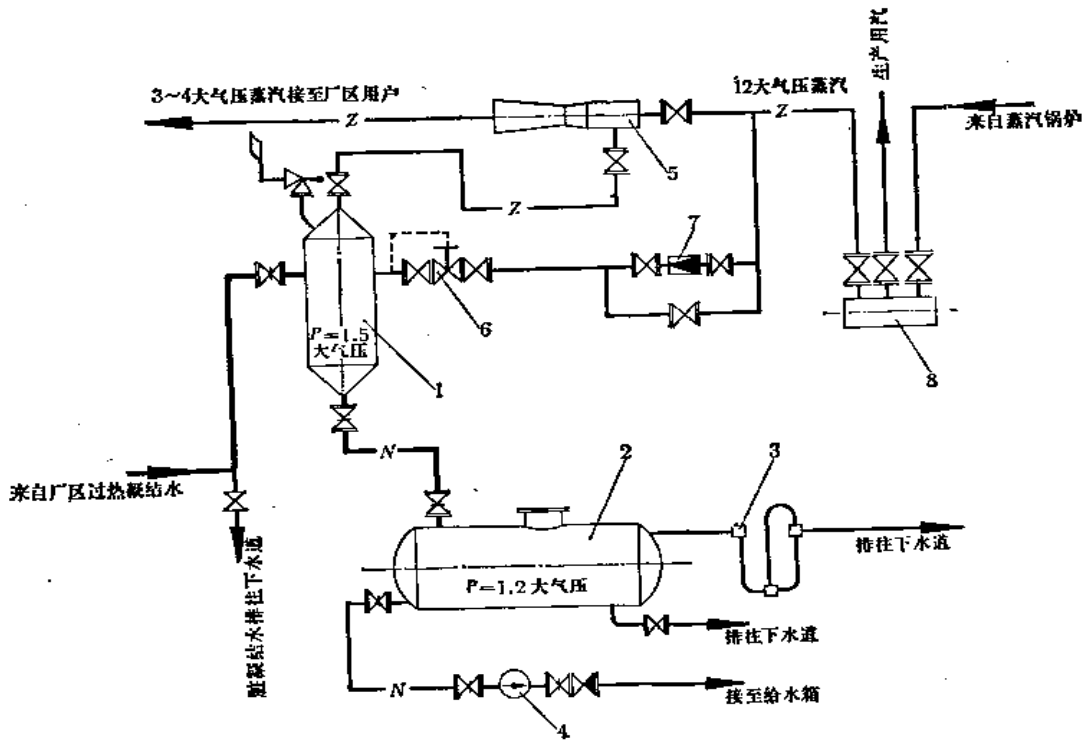


图 5-16 二次蒸汽喷射升压系统图

1—二次蒸发箱；2—卧式圆形水箱；3—水封；4—凝结水泵；5—蒸汽喷射器；6—调压阀；7—减压阀；8—分汽缸

## 第六章 热水供热系统

### 第一节 概 述

#### 一、热水与蒸汽供热系统的比较

工业锅炉房一般担负的供热任务有采暖、通风、空气调节用的季节性热负荷和生产、生活用的常年性热负荷两大类。根据目前国内热介质使用情况，除个别工厂的生产用电镀槽子使用高温热水（送水温度 $120^{\circ}\text{C}$ ）外，一般均为蒸汽。而季节性的采暖、通风和空气调节热负荷，则既有采用蒸汽的，也有采用热水的。从许多企业的实际运行经验表明，虽然蒸汽采暖系统的基建投资一般较热水采暖系统为低。但由于蒸汽系统疏水器不易管理和维修不善，造成厂区管网到处漏汽、跑汽、冒汽。由于凝结水管中回汽的结果，使凝结水管的阻力大大增加，以致引起凝结水的回收率很低，一般在 $20\sim 40\%$ 。结果造成热损失大和锅炉房水处理容量增加，锅炉房供汽紧张。再则蒸汽管网由于附件多和间断送汽，造成维修工作量加大，维修人员增多。

热水系统与蒸汽系统比较，虽然基建投资有所增加（以热网为例，在送回水温差为 $95\sim 70^{\circ}\text{C}$ 时，约为蒸汽系统的 $120\%$ ；若送回水温差为 $130\sim 70^{\circ}\text{C}$ 时，基建投资已大致相当）。但由于热水系统热效率高，蓄热能力大，能集中进行质调节，避免室内过热，因而采暖效果比较好，室温比较稳定、舒适，管网运行管理容易，锅炉耗煤量可大大降低（一般可节煤 $20\sim 40\%$ ）。因而近一二十年来有不少蒸汽采暖的老厂纷纷改蒸汽采暖为热水采暖，已成为一项重要的节煤措施。国外欧美、日本等国家近年来也大力发展热水供热、特别是高温（送水温度高于 $100^{\circ}\text{C}$ ）热水供热。使热水供热在技术上、经济上都显示了它的优越性。

#### 二、热水锅炉与换热设备的比较

工业锅炉房所产热水的制备办法有热水锅炉直接产生和经换热设备取得两种。由于工业企业的热负荷一般均有生产和生活用热，而目前一般加热介质均为蒸汽。因此，锅炉房必须设置蒸汽锅炉以便供应生产蒸汽。此时，季节性热负荷所需之热水究竟由哪一种办法产生，必须经过技术经济比较加以确定。一般说来，当生产负荷很小时，可以以热水锅炉为主而以小型蒸汽锅炉供应生产用汽。当生产蒸汽比重较大（大于 $30\%$ ）时，则以经换热设备取得为好。这样，锅炉房内锅炉型号单一，运行检修互换性大，在不设有备用锅炉情况下，供应季节性热负荷的锅炉即可满足停炉检修的需要，相应地增加了供热的可靠性。同时，也有可能减少锅炉台数，进而减少锅炉间的建筑面积，特别当有废热（锻锤废汽、生产余热、二次蒸汽等）利用的场合，采用换热系统在经济上有很大的意义。

当然从发展观点来看，热水锅炉系统将是今后供热的发展方向。这里要解决的有关问题有：1. 车间生产和生活用热采用高温水直接加热，以消除蒸汽负荷；2. 提高采暖散热设备



的耐压能力，以适应较高水温的需要；3.热水锅炉和高温水泵等设备能充分满足实际的需要。为了逐步解决以上诸问题，这就需要有关各方面的共同努力了。

### 三、热水温度的选择

热水温度的选择必须根据热源、室外热网和内部系统的具体情况作综合分析加以确定。一般说来，送、回水温度愈高和温差愈大，则系统的基建投资和运行费用（电费）越低。但是送水温度的提高同时也相应地提高了系统承受的压力，这就受到了系统管道和设备承压能力的限制。

根据中小企业的规模和当前设备情况，热水温度的选择原则如下：

#### （一）送水温度

1.民用建筑 主要从使用角度考虑，即散热器的表面温度太高对人有不舒适的感觉，如空气比较干燥及距散热器太近时辐射热太强等。因此，送水温度宜采用等于或小于95°C。

2.工业建筑 主要从设备和管道的耐压强度考虑。供热系统的送水温度，应根据系统最低点采暖通风散热设备的最大耐压强度及系统最高点的高温水不致汽化，这样两个条件来选取可能达到的最高温度。一般中小型供热系统的室内外管网以采用直接连接方式为宜。这样，系统最薄弱的环节为室内采暖设备。因此，送水最高温度下的饱和水压力可由下式确定，即

$$P_{BH} = \frac{10P_{SR} - H_{0A} - P_f}{10} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (6-1)$$

式中  $P_{SR}$ ——散热器承压能力，一般为：铸铁片式散热器，4公斤力/厘米<sup>2</sup>；铸铁圆翼型散热器，5.5公斤力/厘米<sup>2</sup>；钢制板式散热器，6~8公斤力/厘米<sup>2</sup>；耐高压铸铁散热器，7~8公斤力/厘米<sup>2</sup>；钢串片散热器，10~12公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$H_{0A}$ ——散热器最低点与系统最高点的标高差，米；

$P_f$ ——附加压力（考虑系统压力可能波动情况），米水柱；当系统用开式膨胀水箱或水泵定压时， $P_f=2\sim5$ 米水柱；当系统用闭式膨胀水箱定压时， $P_f=5\sim10$ 米水柱。

当厂区地势比较平坦，三层以上建筑用混水器将送水温度降至95°C时，则锅炉房送出的水温可达140°C。

当热水系统特别是高温热水系统作用半径较大，用户较多，且有高层建筑或地形起伏较大时，系统的供水温度和室内外系统的连接方式均应根据对系统水压图的分析来最后确定。

#### （二）回水温度

当送水温度确定以后，回水温度应根据室外管网及内部系统散热设备的基建投资（室内管网的基建投资与回水温度的变化无关），系统运行费用（包括循环水泵及暖风机的电费）及系统折旧、修理和维护费用总和最小的技术经济比较来确定。目前，作为循环水泵的清水泵一般最高工作温度为80°C。由于工业企业热水供热系统中暖风机有时因各种原因而停开时，回水温度有可能升高，因此采用70°C的回水温度是适宜的。

#### 四、附属换热站集中于锅炉房的优点

蒸汽锅炉房的附属换热站是为了供应各厂房或部分厂房采暖、通风、空气调节等季节性热负荷所需的热水。将换热设备集中设在锅炉房内或其附近，有以下优点：

1. 采暖系统的水和补给水可由锅炉房内的水处理设备供应除氧水。这样可避免在厂区敷设软水管道或因补给管网用自来水而引起管道腐蚀（根据运行经验证明，自来水中含氧量超过10毫克/升时，内部热水供应管路经过2~6年将由于腐蚀而损坏）。

2. 蒸汽凝结水回收方便，可避免在厂区设置凝结水加压站和压力凝结水管道。

3. 由于换热站集中设在锅炉房内或其附近，运行管理方便，运行人员相对的有所减少。

4. 蒸汽锅炉的连续排污水可加入热水管网内，这样不仅利用了热能，也使循环水的碱度增加，减少管网的腐蚀。

当然，在设计换热站时，是否将换热站集中设于锅炉房内，还是分散设置于厂区其它热负荷较集中的各点，还应通过技术经济比较，方能得出正确的结论。

### 第二节 热水供热系统

#### 一、热水供热系统的分类

由于采用加热设备的差异，热水供热系统可分为以下三大类：

##### （一）热水锅炉系统

它是利用热水锅炉直接制备热水。常用的热水锅炉有两种：一种是锅炉制造厂生产的热水锅炉，另一种则系由蒸汽锅炉改装而成。

##### （二）热交换系统

它是利用各种类型的热交换器（管壳式汽-水热交换器及水-水热交换器，板式热交换器，螺旋板式热交换器等）间接加热热网的循环水，以供应全厂或部分厂房所需之采暖热水。

##### （三）蒸汽喷射系统

它是利用蒸汽的动能和热能经混合式加热器（蒸汽喷射器）来直接加热和推动热网的循环水，以供应部分厂房或全厂所需之采暖热水。

#### 二、热水锅炉系统

热水锅炉系统（见图6-1）由于利用循环水泵的动力使供热系统循环水在锅炉中加热制备热水，这样可大大节约动力消耗，因而近年来在国内发展很快。

热水锅炉是热水锅炉系统的最主要设备。热水锅炉的水循环主要通过循环水泵的强制循环方式（不包括自然循环热水锅炉），锅炉如产生局部汽化，将造成严重的汽水撞击现象。因此，在设计热水供热系统时应重点掌握热水锅炉的特性和如何在运行时保证安全可靠，特别是在高温热水系统中这点更为突出。

目前在热水供热系统中采用的热水锅炉，主要有带锅筒的水管锅炉、水-火管组合式

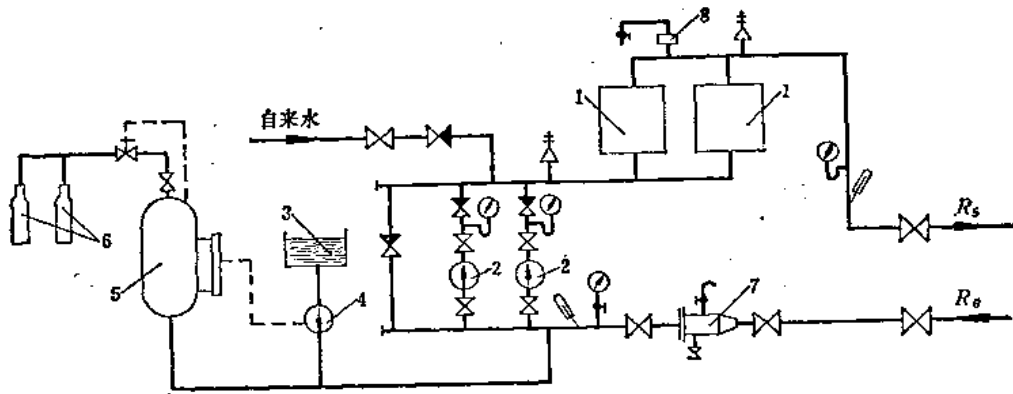


图 6-1 热水锅炉系统图

1—热水锅炉；2—循环水泵；3—补给水箱；4—补给水泵；5—氮气罐；6—氮气瓶；7—除污器；8—集气罐

锅炉（快装锅炉）以及管架式直流热水锅炉等几种。前两种主要由蒸汽锅炉改装而成。

在设计热水锅炉系统时，应注意以下几点：

1. 由于热水锅炉运行时，锅炉出力与外部热负荷不可能完全适应，以及锅炉本身的热力或水力不均匀性，热水锅炉必须有一定的“温度裕度”。温度裕度按《工业锅炉房设计规范》定为热水锅炉的出口压力，不应小于最高供水温度加 $20^{\circ}\text{C}$ 相应的饱和压力。但此规定不适用于锅炉自生蒸汽定压的热水锅炉系统。

2. 蒸汽锅炉改装成热水锅炉的水循环系统宜采用并联环路调节分配水量的方式。具有并联环路的热水锅炉，在各并联环路上应装水量调节阀以调节进水，减少各环路的热力及水力不均匀性，使各环路出水温度的偏差不得超过 $10^{\circ}\text{C}$ 。

例如带锅筒的水管锅炉可以分为三个独立的水循环系统，即：左、右水冷壁受热面系统及对流受热面水循环系统。水冷壁受热面由下联箱进水，对流受热面由下锅筒进水。水火管组合式锅炉（快装锅炉）从两侧下联箱分别进水。从上锅筒出水。

快装锅炉由于锅筒内水流动缓慢，容易出现冷热水分层现象，甚至会由于热应力作用而造成管板漏水，所以锅炉进出口水的温差不宜大于 $50^{\circ}\text{C}$ 。供水温度不高于 $130^{\circ}\text{C}$ 。

3. 为了防止因循环水泵突然停止运行，使炉水汽化造成事故。特别是强制循环，直流式热水锅炉，水容量很小，水循环系统又多系串联布置，停电停泵时炉内水温将急骤上升，产生局部汽化，出现汽水撞击事故。因此应采取下列任意一种措施：

（1）当引入锅炉房的给水压力能满足循环水泵停止运行后炉水流动所需压力要求时，宜在每台锅炉进水管的关闭阀后接入给水管，并在锅炉出水管的关闭阀前装设排出管。当利用锅炉出水管上集气罐放水时，则排气管管径不应小于50毫米。并应引至便于排水的地点。

（2）安装内燃机带动的备用循环水泵。

（3）循环水泵应设置能自动合闸的备用电源。

4. 热水锅炉附件的安装如下：

（1）几台热水锅炉并联运行时，每台锅炉的进水管上均应装设调节装置。

(2) 锅炉设备(上锅筒、省煤器上联箱)及热水管路的最高点应装设集气罐或自动排气装置。其放气阀宜接至便于操作处。

(3) 锅炉各并联支路的出水管上应装设温度计, 锅炉出水总管上应装设压力表和关断阀。

(4) 锅炉上的安全阀应装在便于观察检查处。安全阀的排水管应引至不烫伤人和危害设备的地方。对于汽-水两用锅炉, 应保留原锅炉上的安全阀。

如为满水运行的热水锅炉时, 安全阀的尺寸可按下列式计算:

$$f = \frac{0.000236}{P+1} Q \text{ 毫米}^2 \quad (6-2)$$

式中  $f$  ——安全阀的阀瓣面积, 毫米<sup>2</sup>;

$Q$  ——热水锅炉的额定发热量, 千卡/时;

$P$  ——锅炉的工作压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

(5) 对直流式热水锅炉宜在进水管或分联箱入口安装孔板以减少水力偏差。

(6) 对于满水运行的热水锅炉宜采用压缩空气吹灰器, 对于汽-水锅炉则仍可采用蒸汽吹灰器。

5. 蒸汽锅炉改装为热水锅炉时还应注意以下几点:

(1) 拆除锅筒内原有汽水分离装置和均流孔板等。

(2) 应尽量少在锅筒上新开孔或扩孔, 避免减弱锅炉强度。

(3) 应将上汽包上的副汽管, 水位表的蒸汽引出管等接到出水总管上, 以消除游离气体在锅筒内聚集而产生的汽水停滞区。

(4) 原有定期排污系统应予保留, 如需用排污管作进水管时, 应在该管上加排污阀门。

(5) 进水宜先通过省煤器再进锅炉作串联连接。省煤器管内水流速度一般宜在1米/秒以下, 以减小水在省煤器内的阻力损失。

(6) 热水锅炉进出水管的水流速度不应超过表6-1规定的限定流速。

热水锅炉进出水管限定流速

表 6-1

管 (毫米) 径	$D_{15}$	$D_{20}$	$D_{25}$	$D_{32}$	$D_{40}$	$D_{50}$	$D_{100}$	$\geq D_{200}$
流 (米/秒) 速	0.60	0.80	1.00	1.30	1.50	2.00	2.30	2.5~3.0

6. 当热水锅炉系统采用质调节时, 在室外气温较高的情况下, 进入锅炉的水温将降得很低。这样会引起锅炉烟气中的水分凝结, 从而使锅炉尾部受热面遭受腐蚀, 特别当燃用含硫量高的燃料, 情况将更严重。为了解决这个问题必须提高锅炉的进水温度。如图6-2及图6-3所示。

双泵系统的优点是运行比较安全, 能节约电能消耗。缺点是锅炉循环水泵必需采用耐高温的水泵, 目前受国内水泵产品的限制, 所以一般较难采用。

7. 当供热系统需要蒸汽和热水两种热介质时, 可采用汽-水两用锅炉系统(见图6-4)。本系统的最大优点是能同时供应蒸汽和热水而又不增加热交换设备。本系统即蒸汽定压系统。在设计本系统时应注意以下几点:

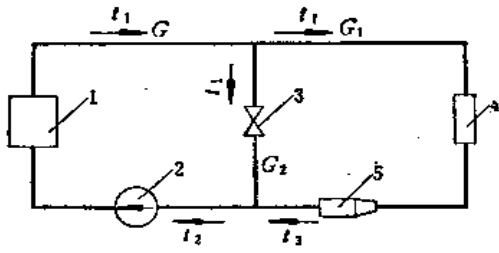


图 6-2 提高锅炉进水温度的单泵系统示意图

1—热水锅炉；2—循环水泵；3—旁通管及调节阀；4—热用户；5—除污器

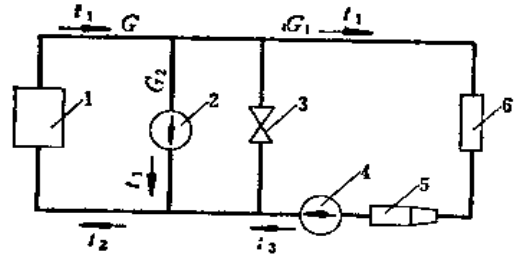


图 6-3 提高锅炉进水温度的双泵系统示意图

1—热水锅炉；2—锅炉循环水泵；3—旁通管及调节阀；4—网络循环水泵；5—除污器；6—热用户

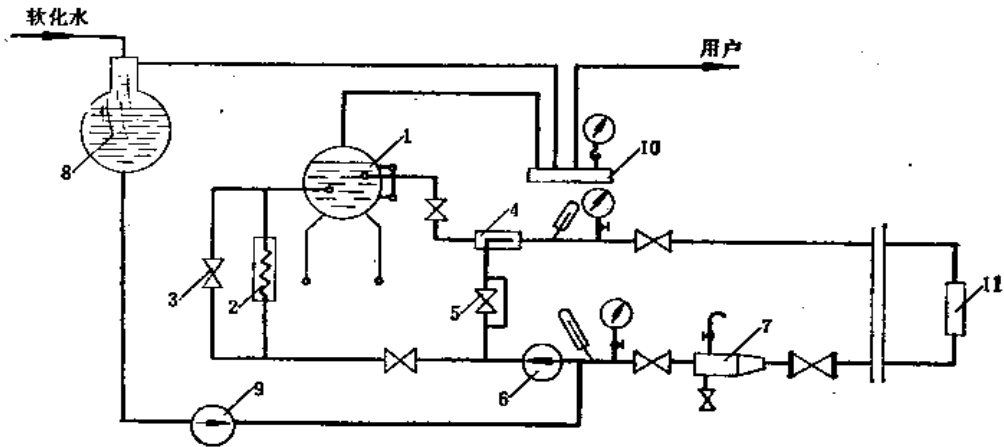


图 6-4 汽水两用锅炉系统图

1—锅炉本体；2—省煤器；3—旁通管；4—混水器；5—调节阀；6—循环水泵；7—除污器；8—除氧器；9—补给水泵；10—分汽缸；11—热水用户

(1) 为了使系统工况比较稳定，系统供应蒸汽量不宜过多，一般最多约占热负荷 20% 左右。

(2) 锅炉出水为在上锅筒压力下的饱和水。为了防止出水进外网后发生汽化，热网供水温度应比锅炉出水温度低 10~20°C。办法是：

A、当循环水泵安在回水管上时，可在送水管上加装混水器（如图 6-4 所示）。

B、当循环水泵安在送水管上时，可在进泵前安装引进部分回水的混水装置（如图 6-5 所示）。这样同时还可防止水泵汽蚀。回水管插入热水管处端头封死，四周开  $\phi 6 \sim 12$  毫米的小孔，其小孔面积应保证孔眼内流速不超过 0.5 米/秒。

(3) 并联运行的汽-水锅炉不宜多于 2 台（当锅炉在 2 台以上时宜采用外置蒸汽罐定压系统）。锅炉上汽包间应设置汽连通管和水连通管。连通管管径不应小

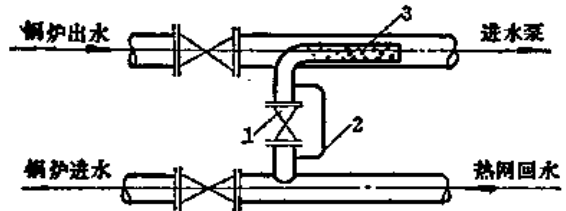


图 6-5 泵前混水装置示意图

1—混水阀 ( $D_0 25 \sim 40$ )；2—旁通管；3—带孔混水管

于 $D_0$ 125毫米。容量大于 $6 \times 10^6$ 千卡/时的热水锅炉其连通管管径还应加大。并联运行锅炉之间的水位差不应大于40毫米。

(4) 汽-水两用锅炉应装设水位计。上锅筒的汽空间以占锅筒空间的20%左右为宜,即锅筒水位应比蒸汽锅炉适当提高(锅筒最高水位距锅筒顶200~250毫米处)。在锅筒封头上需重新开孔。上锅筒最高水位处应设自动溢流装置(水封或自动水位控制网)。

(5) 为防止在最低水位时锅筒蒸汽窜入热水网路中,锅炉出水的取水口应低于锅筒正常最低水位50毫米以上,比锅筒极限最低水位(即淹没上锅筒对流管孔的最低水位)高13毫米以上。并宜做成锯齿状喇叭口。在上锅筒除需设置高低水位警报装置外,还应能控制循环水泵的启停。以防止锅炉满水或水位过低,蒸汽窜入网路送水管,导致剧烈汽水冲击。

(6) 锅炉进水管上应装设止回阀,上汽包应配有压力表。汽-水两用锅炉如夏季仍要供应蒸汽,则连续排污系统必须保留。

8. 在设计自然循环热水锅炉系统时还应注意以下几点:

(1) 必须注意外部的机械循环不破坏或扰乱炉水的自然循环。锅炉的进出水管均在上锅筒布置。锅炉进水管应靠近下降管布置,高温水引出管则应布置在上升管区。特别注意自然循环的热水锅炉不能从下锅筒或下联箱进水。

(2) 应避免冷回水直接冲击筒壁或与锅炉的某些关键部位相接触,以免产生温度应力导致漏水。一般进水不宜集中,而应分散。可将回水管进入锅筒一段的管端封死,四周开 $\phi 6 \sim 12$ 的孔径,孔眼数按孔内流速0.5米/秒计算。

(3) 上锅筒的最小直径不应小于1000毫米。上锅筒内最高水位与最低水位之间容积应大于或等于热水系统的膨胀净增量(即系统水的膨胀量减系统的漏损量)。

### 三、热交换系统

热交换系统利用交换式换热器将蒸汽或水的热能经金属表面传给被加热的水。加热蒸汽或凝结水和被加热水互不相接触。这样就可以保持凝结水清洁和基本上能将其全部回收。当加热介质为高温水时,由于高温水与内部系统低温水互不相接触,则供热系统的高压通过热交换与内部系统隔离而不受高压的影响。用在供热系统中的交换式换热器过去主要有管壳式汽-水热交换器和水-水热交换器两种。近年来已逐渐发展板式热交换器、螺旋板式热交换器等新型热交换器。

供热系统中的汽-水热交换器为直管式,水在管内以1~3米/秒的速度流动,蒸汽在管间均匀分布。当加热表面比较清洁,水流速在0.5~2.5米/秒,和自蒸汽空间排放凝结水和空气比较可靠时,汽-水热交换器的传热系数约为1800~3500千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。热交换器的阻力约为2~12米水柱。

水-水热交换器系带有小管束的几个分段式结构。为了便于清除水垢,应使被加热水在管内流动,而加热水在管外流动。当水-水热交换器中水流速为0.5~2.5米/秒时,传热系数约为800~3000千卡/米<sup>2</sup>·时·°C,流体阻力约为1~3米水柱。

管壳式热交换器通常用黄铜或钢管构成。钢管能承受较高压力,但易腐蚀。黄铜管耐腐蚀,导热系数高,一般热网的循环水含氧量不能经常符合标准,以用铜管最好,但由于铜管一般不易获得,故多采用无缝钢管代替之。

目前发展的板式热交换器及螺旋板式热交换器等新型热交换器的共同特点是占地面积小、重量轻,传热效率高。特别是板式热交换器的传热系数 $K$ 值可达 $3000\sim 5000$ 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

板式热交换器(见图6-6)是把垫片放于各种波形板周围的沟槽中压紧组装而成。热交换器的工作温度和工作压力主要决定于垫片的材质。垫片除天然橡胶、丁晴橡胶、乙丙橡胶等人造橡胶以外,还有压缩石棉垫。合成橡胶垫可达 $130^{\circ}\text{C}$ ,压缩石棉垫可达 $250^{\circ}\text{C}$ 。板式热交换器的密封主要依靠垫片,而垫片的寿命决定于操作条件,启动和关闭次数、清洗拆卸次数等。因此使用板式热交换器时,供热系统最好要连续运转,否则容易产生漏水漏汽现象和垫片老化,从而必须更换。增高了维护费用。

板式热交换器的污垢系数小,这是由于:

1. 流体由于板面凹凸而紊流,流体中的固体颗粒不易沉积。但是由于板与板之间的间距小,必须特别注意除污器的作用,保证没有大颗粒进入板式热交换器中。
2. 由于板片由黄铜或不锈钢作成,表面光滑,不易产生腐蚀的杂质沉积。
3. 由于传热系数大,因此冷却水侧壁面温度较低,使被加热水中的溶解盐( $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$ 等)难于析出。
4. 由于板式热交换器中没有死区,而且液体滞留量小,因此可以有效而容易地进行化学清洗。供热系统循环水为软化水或硬度较低时,污垢系数为 $0.00001\sim 0.00002$ 米<sup>2</sup>·时·°C/千卡。

螺旋板式热交换器(见图6-7)与管壳式热交换器相比,由于流道单一和弯曲,不易结垢。即使产生污垢,由于流道单一,用化学处理除垢也较容易。

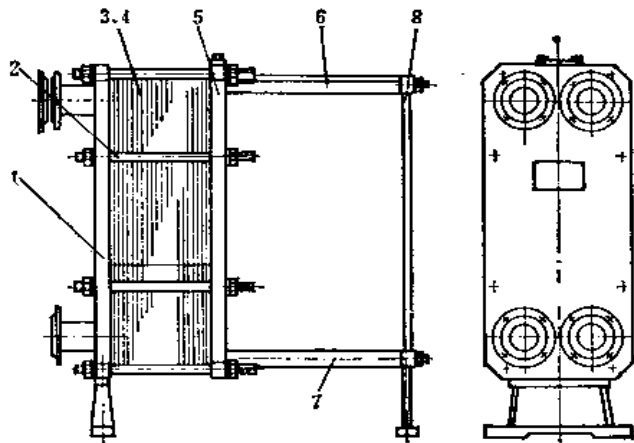


图 6-6 板式热交换器示意图

1—固定封头, 2—拉紧螺栓, 3—板片, 4—密封垫片, 5—活动封头, 6—上梁, 7—下梁, 8—支杆

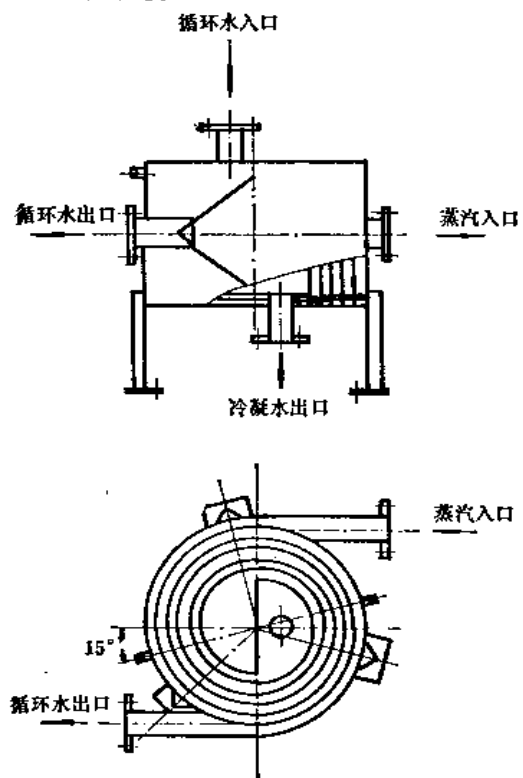


图 6-7 螺旋板式热交换器示意图

当用蒸汽加热时，蒸汽开始沿轴向流动，其大部分被冷凝，未凝汽、不凝气及冷凝液形成螺旋流动，使未凝汽冷凝下来，不凝气和冷凝液过冷后流出。当用作水-水热交换器时，应使两流体为逆流，这样传热效率高。

螺旋板式热交换器的 $K$ 值约为1000~2400千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。但由于结构紧凑，当传热面积为200米<sup>2</sup>时，外壳直径也不大于1500毫米，换热器板宽不大于1800毫米。

螺旋板式热交换器在污垢沉积严重的场合不能使用。因此，当用在供热系统时，应特别注意循环水的清洁情况。

#### (一) 热交换系统的优点是

1. 运行简单、可靠。
2. 由于凝结水能保持清洁，故可供作锅炉的给水，这样可大大减少水处理的设施和水处理的费用。
3. 在一般工业锅炉房中，被加热的热网循环水可达130~140°C的较高送水温度，热网循环水的温差较大，因而可大大减少循环水量，从而使热网的基建投资大大减少。
4. 供热系统可根据室外空气温度对热网循环水进行质调节，这样可避免室温“过热”，从而可调节供热量。
5. 热网循环水质较差时，不致影响锅炉本体。

#### (二) 热交换系统的缺点是

1. 热交换器及连接管路的设备较多，投资较高，需较大的建筑面积，因而基建投资较大。
2. 热网循环水需要电泵加压循环，因而运行费用（电费）较多（与蒸汽喷射系统比较）。在电力不足时，显得用电量较大。
3. 由于蒸汽锅炉需进行定期和连续排污，换热系统的热损失较热水锅炉系统为大。

### 四、几种典型的热交换系统

#### (一) 全部使用新蒸汽的热交换系统（见图6-8）

本系统适用于蒸汽锅炉房而又要求同时供应闭式热网系统所需之循环水者。国内目前一般多采用此种系统。

在设计此系统时，应注意以下几点：

1. 在估算汽-水热交换器时，其传热系数不可考虑太大或太小，以采用1800~2400千卡/米<sup>2</sup>·时·°C为宜，因为传热系数采用过高，可靠性不大；采用过低，则耗费金属，不经济。
2. 当水-水热交换器中的水流速度超过2.5米/秒时，为了避免加大系统阻力，可将一部分的水量经过旁通管直接接到汽-水热交换器去；如水流速度不超过2.5米/秒时，可不必经旁通管道。不过，旁通管路仍要装置，以便于维修。
3. 在估算水-水热交换器时，由于凝结水量与循环水量相差较大，其传热系数以取800~1000千卡/米<sup>2</sup>·时·°C为宜。同时，可根据设备容量情况选用一台，不设备用。
4. 加热介质为过热蒸汽时，则仍照饱和蒸汽的温度来计算之。因为，过热蒸汽经过冷却而接触时，很快地又达到饱和状态。
5. 当热交换器中含空气量为蒸汽重量的1%时，热交换器的传热效率将降低60%。在

5.64

32



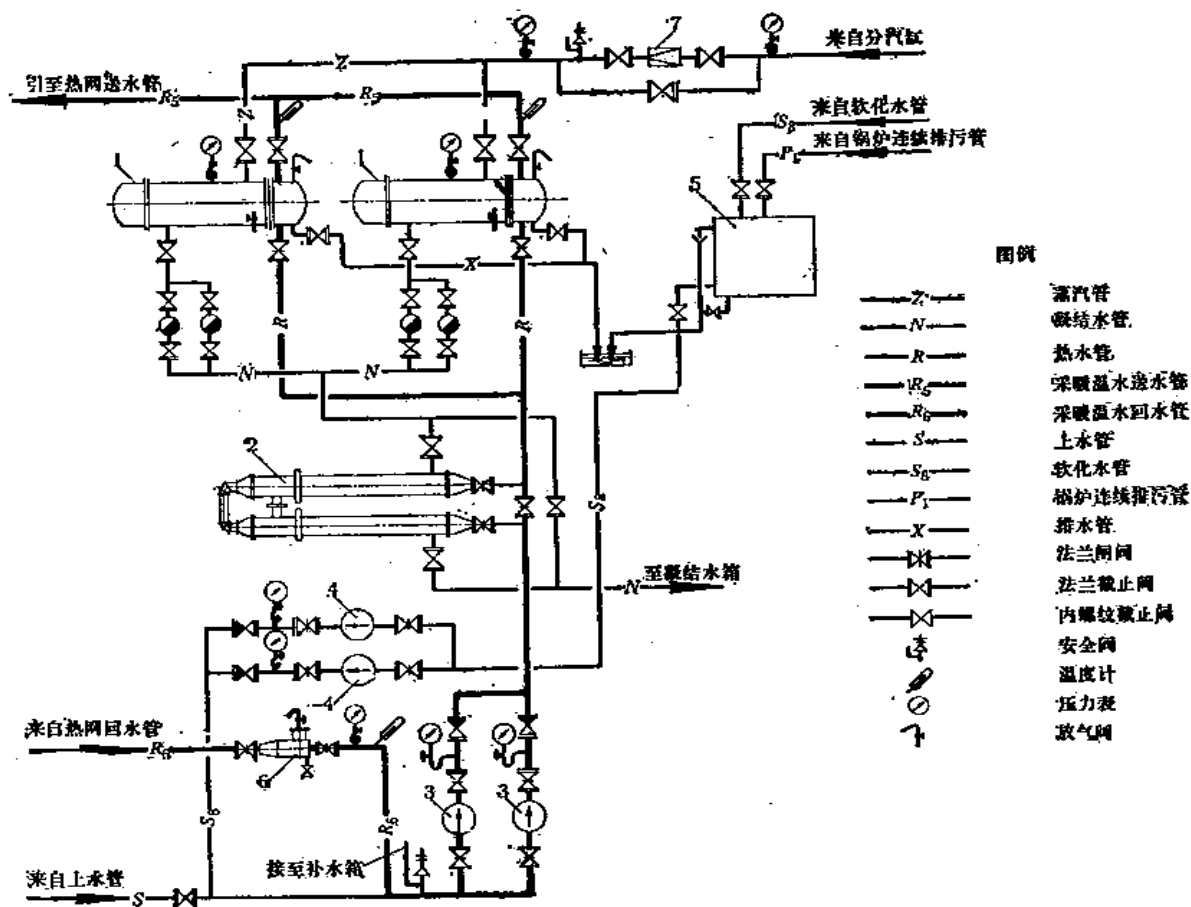


图 6-8 全部使用新蒸汽的热交换系统图

1—汽-水热交换器；2—水-水热交换器；3—循环水泵；4—补给水泵；5—补给水箱；6—除污器；7—减压器

供热系统间断运行时，不可避免地将有空气渗入。因此，宜在热交换器温度较低的地方设置放气管或自动排气阀（见图6-9），以排除空气及其它不凝结气体，以免降低热交换器的传热效率。

6. 热网系统的补给水应采用软化水，以免在热交换器中结垢，影响传热效率和增加维修工作量。

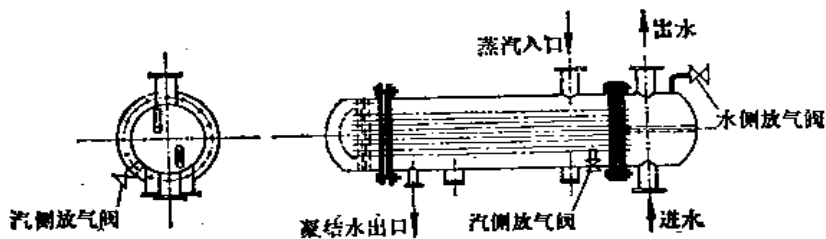


图 6-9 热交换器的放气管安装示意图

### （二）利用废汽的热交换系统（见图6-10及图5-15）

本系统适用于有锻锤废汽或过热凝结水量较大可供利用而又采用热水采暖的工业企业。根据目前实际使用情况来看，将锻锤废汽的热能交换成热水采暖的方式是较为成功和

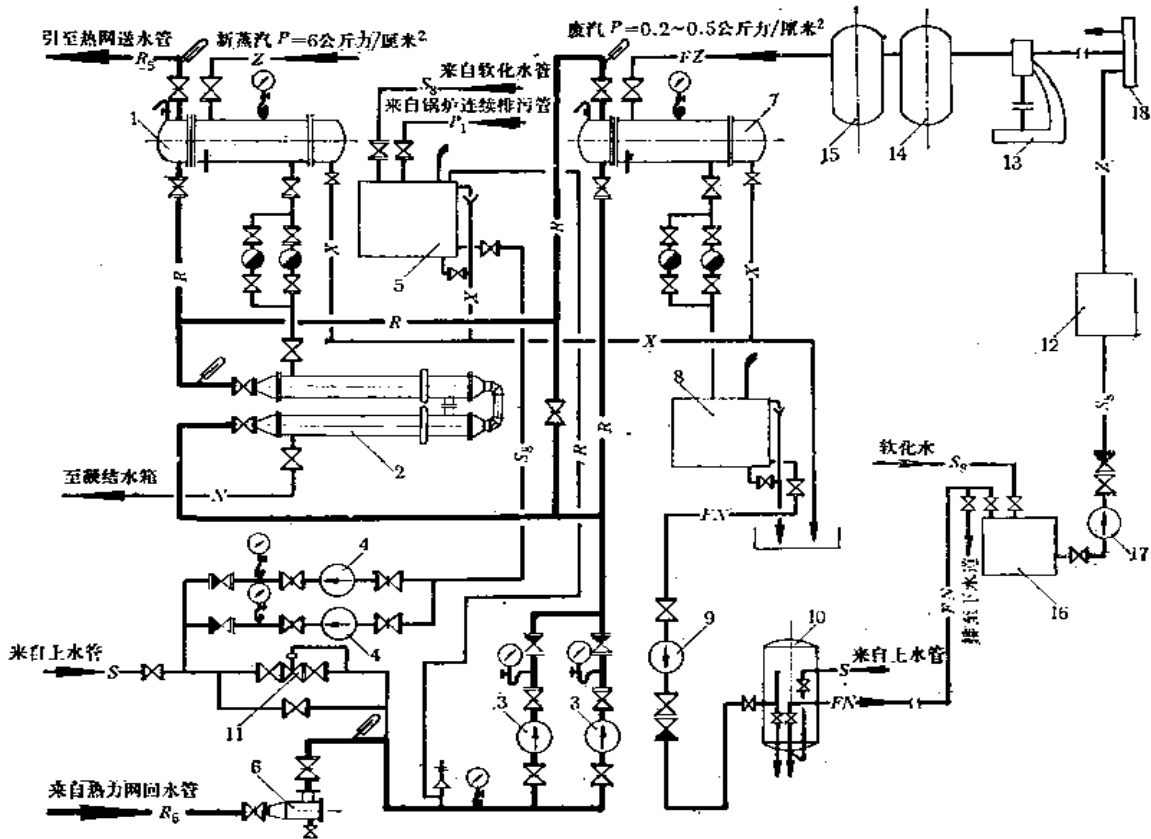


图 6-10 利用锻锤废汽的热交换系统图

1—汽-水热交换器；2—水-水热交换器；3—循环水泵；4—补给水泵；5—补给水箱；6—除污器；7—废汽热交换器；8—废汽凝结水箱；9—废汽凝结水泵；10—活性炭过滤器；11—调压阀；12—蒸汽锅炉；13—汽锤；14—填料收集器；15—机械除油器；16—给水箱；17—给水泵；18—分汽缸

可靠的。因为锻工车间的工作情况即使是连续生产的企业也不是昼夜连续工作的，这种情况在批量生产企业或试制工厂就更显得突出，经常一天工作时间很短，这就给热能的利用带来困难。同样，过热凝结水主要来自生产车间和疏水器的日久失修造成的。因此，二次汽量也是波动很大的。若交换成热水采暖，则有废汽或过热凝结水时可充分利用其热能，锻锤不工作或二次汽很少时，则可以新蒸汽代替之。

在设计此系统时，应注意以下几点：

1. 由于废汽系低压蒸汽 ( $P=0.2\sim 0.5$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>)，因此废汽热交换器一般均作为第一级换热，这样既可达到充分利用废汽的热能，又可在锻锤不工作或二次蒸汽量不稳定时，用新蒸汽加热热网循环水。

2. 第二级热交换器的容量应考虑在锻锤不工作或厂区凝结水为过冷状态时，亦能满足各车间的耗热量。

3. 锻锤废汽的凝结水是否加以回收，应通过技术经济比较加以确定。一般在废汽量较少，或锻锤工作时间较短时，废汽凝结水宜直接排入下水道以节省初次投资。

### (三) 具有蒸汽和热水锅炉的锅炉房的两级热交换系统 (见图6-11)

系统中的热水锅炉与第二级汽-水热交换器并联，作为热网循环水的第二级加热之用。

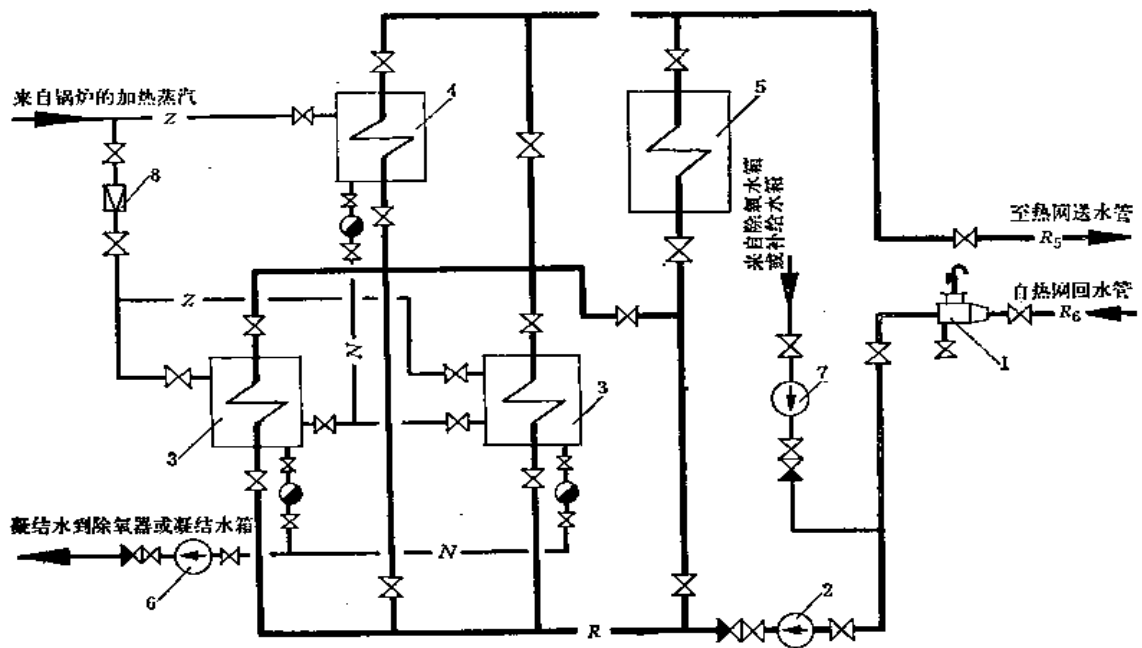


图 6-11 具有蒸汽和热水锅炉的锅炉房的两级热交换系统图

1—除污器；2—循环水泵；3—一级汽-水热交换器；4—二级汽-水热交换器；5—热水锅炉；6—凝结水泵；7—补给水泵；8—减压器

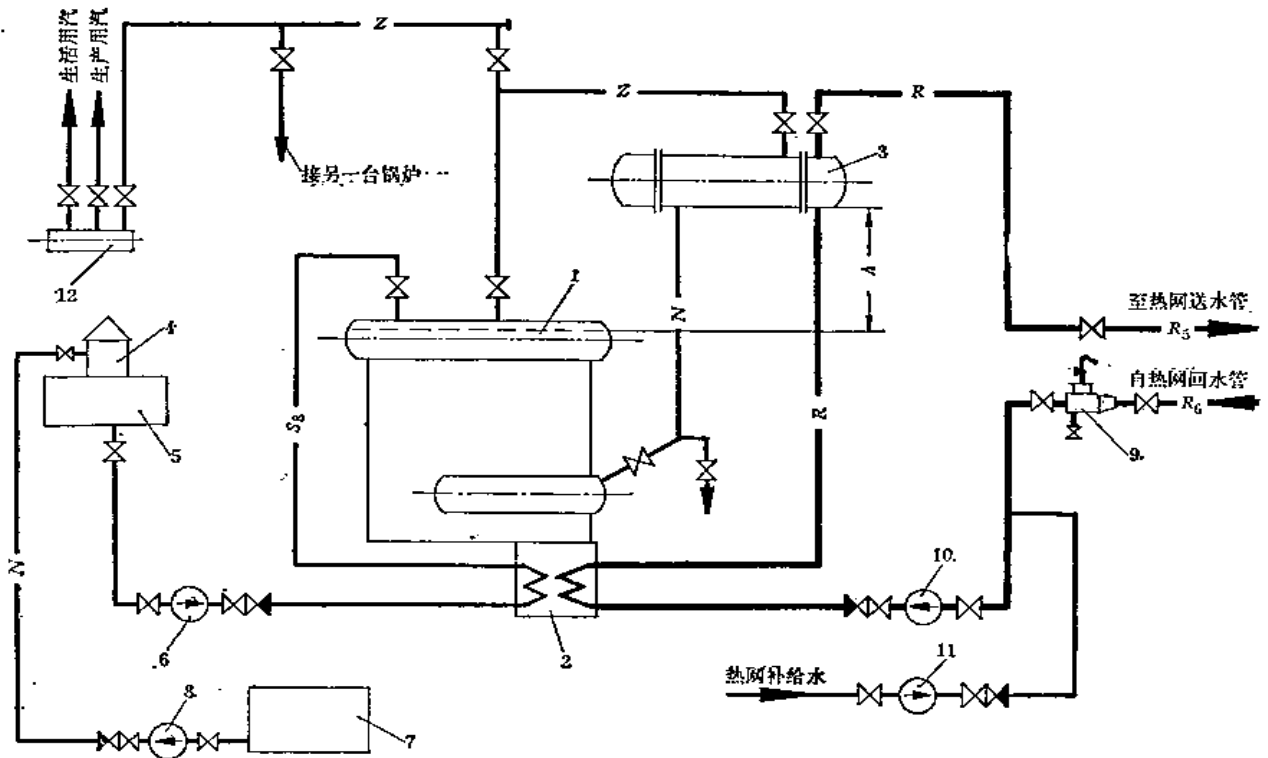


图 6-12 凝结水自流返回锅炉的热交换系统图

1—蒸汽锅炉；2—省煤器；3—汽-水热交换器；4—除氧器；5—除氧水箱；6—给水泵；7—凝结水箱；8—凝结水泵；9—除污器；10—循环水泵；11—补给水泵；12—分汽缸

在锅炉房需同时供应蒸汽和高温热水，而蒸汽量的比例又不大但又要求比较可靠时，可考虑采用此种系统。此时，蒸汽锅炉可选两台以上互为备用。备用蒸汽锅炉的蒸汽则可用以加热热网循环水。

#### (四) 凝结水自流返回锅炉的热交换系统 (见图6-12)

本系统旨在使汽-水换热器的饱和凝结水直接返回锅炉。这样，便可不用导热系数较小，设备效率较低的水-水热交换器，而且可使给水泵、凝结水泵、除氧器等设备容量相应地减小。同时，也可相应地减少汽水的漏损。由于管线短、热损失小，并改装了省煤器，利用省煤器加热热网循环水，因而提高了供热效率。本系统国内使用者尚少，还需在采用时不断总结经验，发现问题，及时加以改进提高。

在设计此系统时，应注意以下几点：

1. 热交换器的凝结水出口与锅炉汽包正常水位之间的高度差应有足够的正水头  $h$ ，以克服凝结水管的阻力。并应有200毫米水柱以上的富裕压头。为了减少凝结水管的阻力，在布置上应使热交换器尽量靠近锅炉。

2. 由于凝结水直接返回锅炉，给水量将随之减少，这将引起锅炉排烟温度提高。为了减小排烟温度，可将部分省煤器改作预热热网循环水，这样既降低了排烟温度，又加热了循环水。

3. 凝结水管宜在下汽包进入锅炉，但也不宜过低，以免影响沉渣的排除。为了便于连接管路，必须在订货时与锅炉制造厂商定预留接管位置。

4. 热交换器的凝结水出口处不应装有疏水器，以免增加凝结水管道的阻力，影响凝结水的返回（凝结水管可当成锅炉的下降管）。

### 五、蒸汽喷射系统

蒸汽喷射系统系七十年代在群众性节煤节电运动中开始在国内用于工业企业和民用建筑集中或分区供热的一种系统。它利用蒸汽喷射器来加热和推动热网的循环水。因而在一定的条件下，可代替热交换系统中热交换器和循环水泵的作用以供应热水采暖。

蒸汽喷射系统用于热水采暖时，按加热的级数及性质来分类，一般有单级蒸汽喷射、两级蒸汽喷射及蒸汽喷射混合加热等系统。

#### (一) 单级蒸汽喷射系统

本系统用一个或多个并联的蒸汽喷射器来加压热网循环水和加热循环水的系统（见图6-13）。目前单级蒸汽喷射热水采暖系统的使用范围达到：最大送回水压差（即系统阻力）14米水柱，最高送水温度110°C，送回水温差15~20°C，最大采暖面积70000米<sup>2</sup>。

本系统适用于中小厂区、宿舍区、医院、办公区等要求供水温度在100°C以下的一般暖气片采暖，同时又有生产和生活用汽的单位（当内部系统使用暖风机时，在经过改装，增加散热面积以后，可避免“吹凉风”的现象）。当厂区地形高差较大，采用集中的热水采暖系统因受静水压头的限制有困难时，用蒸汽喷射系统分区供应采暖热水有其独特的优点。

单级蒸汽喷射系统的优点是：

1. 与热交换系统相比较，系统比较简单，设备需要较少，因而可节约投资和节省建筑面积。

2. 由于热网循环水由蒸汽喷射器直接推动，因而一般可节省较多的电费。例如在供、

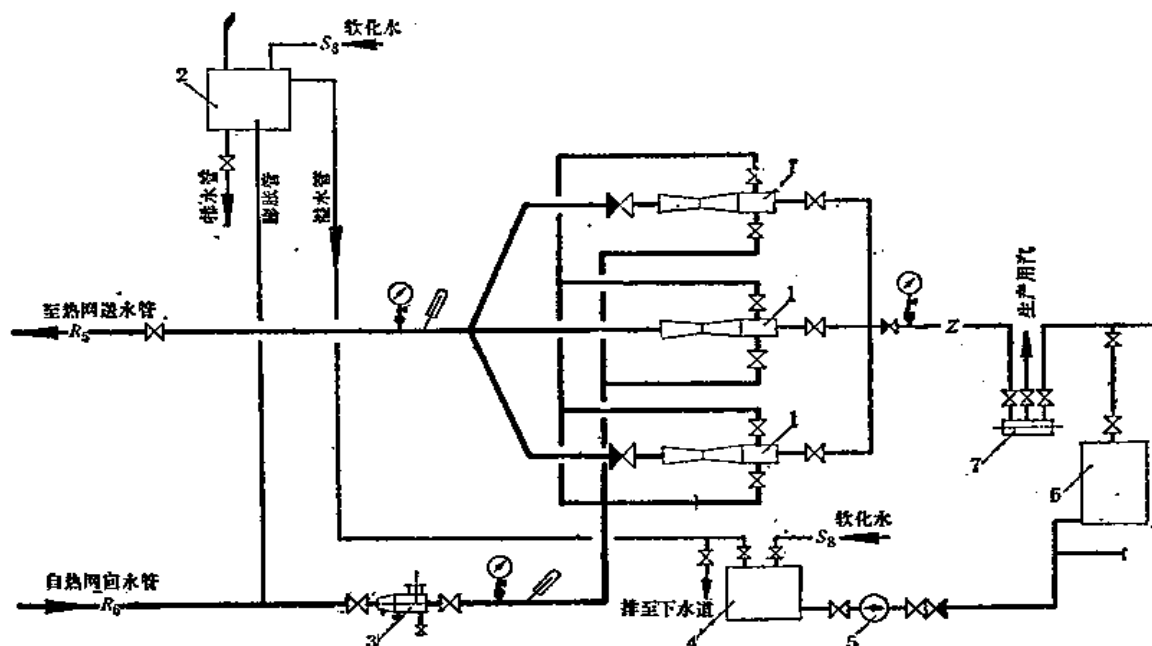


图 6-13 单级蒸汽喷射系统图

1—蒸汽喷射器；2—膨胀水箱；3—除污器；4—给水箱；5—给水泵；6—蒸汽锅炉；7—分汽缸

回水温差  $\Delta t = 25^\circ\text{C}$  时，用蒸汽喷射系统的电耗仅为热水锅炉系统的  $1/3 \sim 1/5$ 。

3. 由于蒸汽喷射器吸进的回水温度较低，加热温差较小，蒸汽易于与水混合和凝结，因而蒸汽喷射器的噪声较小（蒸汽喷射器设计得当时亦可减小噪声）。在正常工作情况下，比一般较大的电泵并不觉得噪声更大。

4. 与热水锅炉系统比较，氧腐蚀在蒸汽锅炉中要比在热水锅炉中为轻。因此，在补充水量大的情况下，一般小型蒸汽锅炉的补充水可不进行除氧，而在热水锅炉中应增加除氧措施。

单级蒸汽喷射系统的缺点是：

1. 热网循环水的温差较小，目前一般设计在  $10 \sim 20^\circ\text{C}$  之间（再高则喷射器的噪声加剧，但个别单位亦有达到  $25^\circ\text{C}$  者）。这样，热网的循环水量就较大，使热网的投资增大。内部系统由于送水温度低，温差小，管材和散热器的耗量均较大，因此，对内部系统和热网投资的增加与换热站投资的节省，应作全面的综合比较，方能得出是否经济的正确结论。

2. 供热系统无法进行质的调节（即固定热网循环水流量，用调节水温来保证室内采暖温度的办法）。为了适应热负荷变化的需要，当单级蒸汽喷射系统为一个蒸汽喷射器时，可用改变进入喷嘴的蒸汽压力来进行调节。但蒸汽压力的变化有一定限度，超过或低于设计压力很多都会引起喷射器工况恶化，严重时甚至使喷射器不能工作。而且，蒸汽压力的变化，必然引起流量变化，造成水力工况不稳定。当多个蒸汽喷射器并联时，虽然可以根据采暖负荷的变化，用增减运行的喷射器个数来进行调节，但这样不仅给操作带来困难，而且也不易使室温稳定。

3.与热交换系统比较,运行管理比较麻烦,特别是当间断供热时,蒸汽一停,热网循环水就不能循环,因此,不能充分利用管网的热能。而用循环水泵加压循环时,间隙时间内水泵仍可运行,这样就能充分利用热量,从而容易使室温稳定。同时,蒸汽喷射系统间断供热时间不能太长,否则在管路和设备保温不良处有冻裂的危险。

在设计单级蒸汽喷射系统时,应注意以下几点:

1.供回水温度差不宜过大。根据目前一般的实践经验,大都在 $10\sim 20^{\circ}\text{C}$ 之间。这是由于蒸汽喷射器既要作为动力满足推动热网循环水的循环要求,又要满足加热热网循环水的热量要求。此时,喷射器的混合系数(即回水量与喷射的蒸汽量之比值)太大,则喷射的蒸汽满足不了热量的要求;混合系数太小,则喷射的蒸汽在混合室中不能充分的凝结,这将造成吸水量减少,噪声增大,严重时甚至会导致蒸汽喷射器不能工作。

2.蒸汽喷射器的喷嘴直径不宜过大,目前一般使用比较成功的均在40毫米以下。喷嘴直径大于40毫米时,喷射器的噪声和振动均加大,有的甚至不能运行。因此,当系统的热负荷较大时,宜采用多个蒸汽喷射器并联的系统。这样,也有利于供热系统的调节。目前也有建议一个喷射器所带负荷在120万千卡/时以下(即耗汽量在2吨/时以下)者。

3.蒸汽喷射器应尽量集中装设,以减少操作管理人员。当由于厂区地形高差较大,或系统太大,致使技术上不许可或经济上不合理时方可采用按建筑群分区供热的蒸汽喷射系统,因为蒸汽喷射器的停、开和循环水温的调节均需值班操作,如分散装设于车间内,有可能造成人力浪费或无人管理的现象。如集中附设在锅炉房内,则可由锅炉房操作工人兼管,这样,也有利于系统溢流水的回收及以软化水补充系统。

4.必须注意消除系统的水击现象。产生水击的原因不外蒸汽在推动水时不能与水很好地混合或系统有空气所致。由水击而产生的噪声和振动会影响系统的正常运行和值班操作,必须从设计、安装和运行中从以下几点加以解决:

(1)保证蒸汽喷射器在适当的混合比下工作,使蒸汽在混合室中能与水充分混合和凝结。

(2)在加工和安装喷射器时,应特别注意保证它的加工质量和同心度。加工质量建议:喷嘴内壁的光洁度为 $\nabla 8$ 。其他部分内壁和喷嘴外壁的光洁度为 $\nabla 6$ 即可。装配时,同心误差建议为0.003毫米。喷嘴材料应具有抗磨和抗汽蚀的性能,一般用不锈钢、球墨铸铁或45号钢。不锈钢不好加工;球墨铸铁质硬但不耐磨和不耐汽蚀;用45号钢或3号钢镀铬较好。混合室和扩压管内侧亦宜镀铬以抗汽蚀。各构件之间的接合处要平滑,如由渐缩到渐扩间的过渡部分,必须用半径大于该处截面直径三倍的圆弧连接之。

(3)喷射器的出口管段应保持一定长度的直管(愈长愈好,一般推荐至少在2米以上),阀门安装不要距喷射器出口太近,以便减小系统的噪声。

(4)系统各部分最高点应装设放气阀或自动排气阀,并在运行前注意将系统中的空气放干净。

(5)蒸汽进入喷射器前应注意将凝结水放干净。因此,在设计和安装时,必须注意设置喷射器前蒸汽管段的疏水装置。

5.由于喷射器必须有人管理,以避免由于负荷或汽压的变化而引起系统汽化。因此,在进行施工设计时,必须设置足够的监视仪表和留出足够的操作检修面积。

6.蒸汽喷射器在安装时,应用牢固的支架加以固定,以避免共振和减小噪声。

7. 由于系统中的水因受热而膨胀和运行时喷入的蒸汽凝结成水，故系统运行后水量必然有所增加。因此，应装设膨胀水箱或安全阀以保证系统中的水溢出。当系统密封较好时，在系统运行一段时间以后，系统中溢出水的水质有可能达到锅炉给水的标准，因此，应加以回收，以节约热量和水处理费用。

8. 系统初次注入的水应经过除氧，否则对管道的腐蚀是较大的，因为在运行过程中蒸汽凝结水不断加入和溢流，但并不能将水中已含的氧置换出来，水质将呈弱酸状态，并继续腐蚀管道。经调查在系统漏水量大而需大量补水时，有在二、三年内内部系统即穿孔或堵管现象。

9. 必须注意防止热网循环水倒灌入蒸汽管中而引起严重事故。当锅炉停止送汽时，如操作上有疏忽，没有及时关闭喷射器的进汽阀或未关严，则系统中循环水会倒灌入蒸汽管引起严重事故。因此，在设计时应考虑防止倒灌的措施，如在喷射器进气管或总汽管上装设止回阀，但止回阀也可能有泄漏，故在操作上必须注意，在停止送汽时，要及时地把进汽阀关严。

### (二) 两级蒸汽喷射系统

本系统系用两个蒸汽喷射器串联装置以加热和推动热网循环水（见图6-14）。一级蒸汽喷射器（可用一个或多个并联）主要起加压作用，通过一级蒸汽喷射器推动热网循环水，使达到所需的流量并部分加热循环水。它相当于热交换系统中循环水泵的作用。二级蒸汽喷射器主要起加热作用，通过调节喷嘴的进汽量，使循环水加热到所要求的温度。它相当于热交换系统中换热器的作用。两级喷射适用于高温热水系统。目前已经投入运行的两级蒸汽喷射系统的送回水温差可达 $130\sim 70^{\circ}\text{C}$ 。

两级蒸汽喷射系统的优点是：

1. 由于一级蒸汽喷射器主要作为推动热网的循环水，因此，可将蒸汽稳定在设计工况

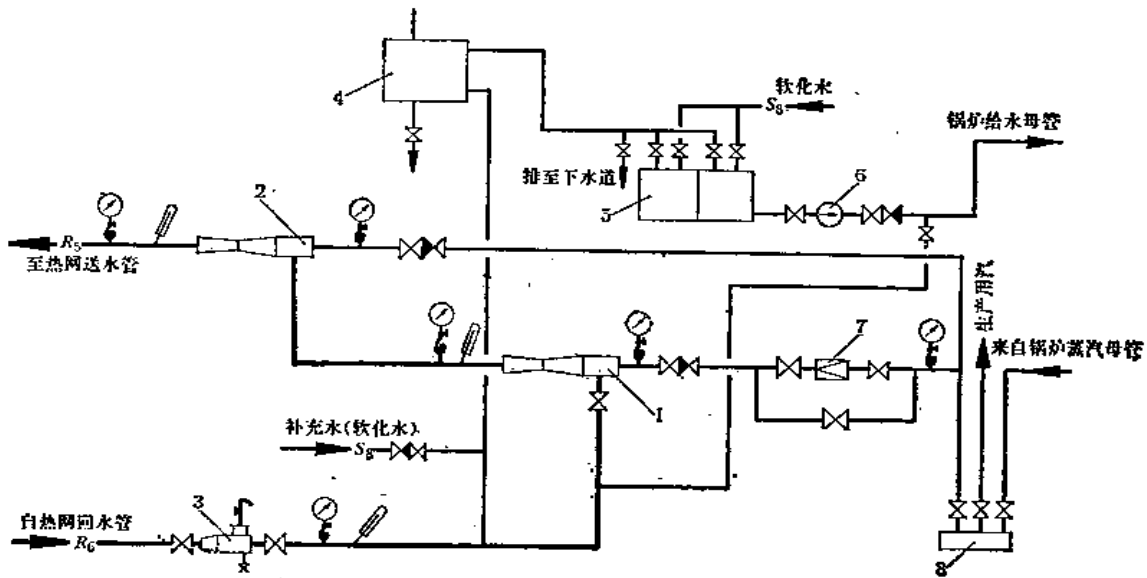


图 6-14 两级蒸汽喷射系统图

1—一级蒸汽喷射器；2—二级蒸汽喷射器；3—除污器；4—膨胀水箱；5—给水箱；6—给水泵；7—减压阀；8—分汽缸

下运行，这样使循环水量比较稳定。而用二级蒸汽喷射器增减水的温度，这样就使系统有可能进行质的调节。

2. 由于送回水设计温差较大，这就补救了单级蒸汽喷射系统送回水温差小、流量大的缺点，减少了热网和内部系统的投资。

两级蒸汽喷射系统的缺点是：

1. 目前二级蒸汽喷射器的结构形式还有待进一步探讨，喷射器的噪声和振动较大，还有待进一步改进。

2. 由于送水温度较高，设计时需相应考虑加大系统的静压，以防止系统产生汽化。

二级蒸汽喷射器目前用于施工图的有两种作法：

1. 多孔管加热器(见图6-15) 图中所示小孔的数量及大小系根据供汽量的大小及压力来确定。当小孔与喷管成90度时，由于没有引射能力，当进汽压力太高时会使该处循环水的压力升高，这样就有可能引起循环水向一级蒸汽喷射器倒流，因而有产生严重水击的可能性。为了避免水击现象，运行时只好降低进汽压力。这时蒸汽压力与送水压力之间的压差小，因而加热较慢，加热时间较长。因此，推荐小孔与喷管成 $30^{\circ}\sim 45^{\circ}$ 的夹角。这种加热型式由于蒸汽与水接触面积大、冷凝快，因而噪声较小。

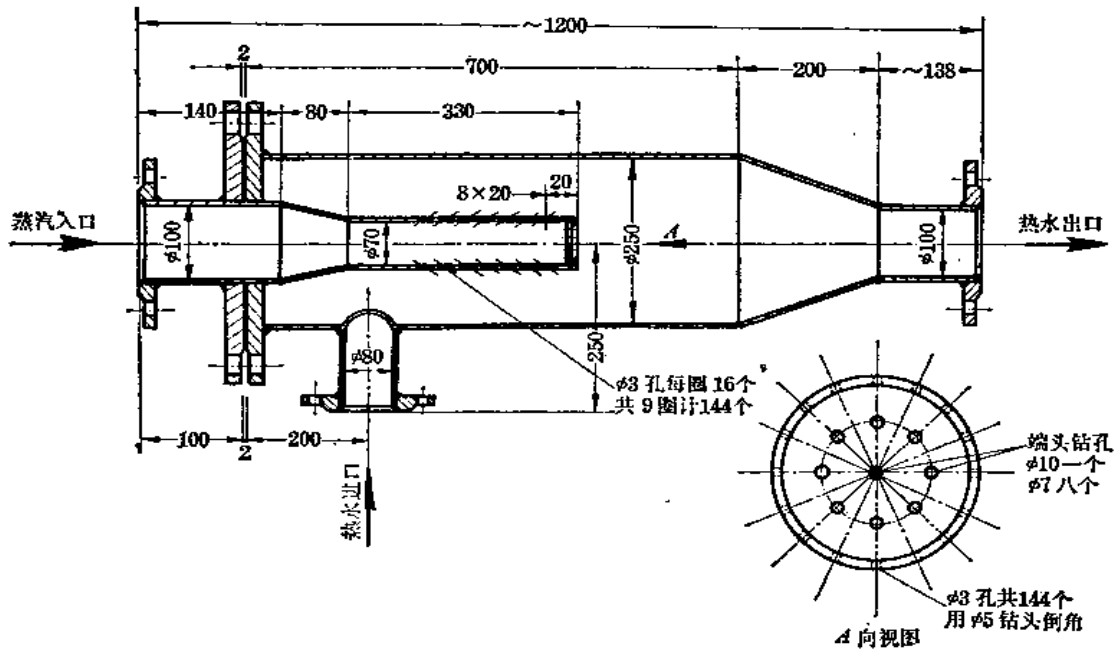


图 6-15 多孔管加热器图

2. 喷射式加热器(见图6-16) 此法由于蒸汽有一定引射能力，没有像多孔管加热器那种水击情况。但由于大量蒸汽射入水中，蒸汽不能很快凝结下来，因而本身水击比较厉害，噪声较大，且有时有振动。为了减小噪声，可用几个小喷嘴并联加热。

### (三) 蒸汽喷射混合加热系统

本系统系用蒸汽喷射器来推动系统水循环并作为第一级加热，可将回水温度升高 $10^{\circ}\text{C}$ 左右。另外用热水锅炉、蒸汽锅炉的尾部受热面或汽-水热交换器等加热设备作为第三级



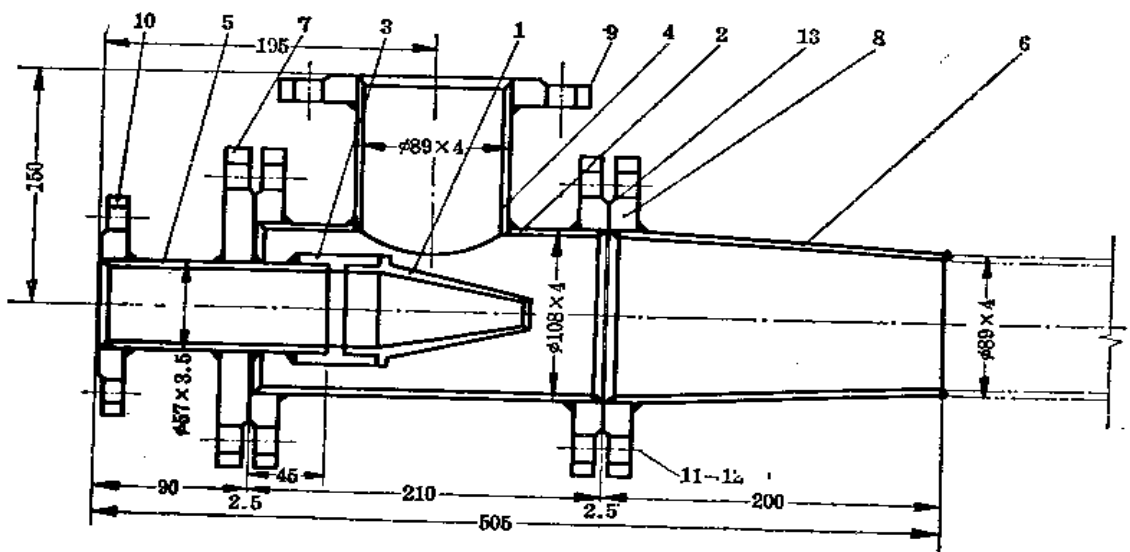


图 6-16 喷射式加热器图

序号	名称及规格	材料	数量
1	喷嘴 $\phi 18 \times 110$	13Cr	1
2	筒体 $\phi 108 \times 4, l=200$	无缝钢管	1
3	短接头	A <sub>3</sub>	1
4	短管 $\phi 89 \times 4, l=110$	无缝钢管	1
5	短管 $\phi 57 \times 3.5, l=130$	无缝钢管	1
6	异径管 $\phi 108 / \phi 89, l=195$	无缝钢管	1
7	法兰盖 $D_o=100, P_o=6$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	A <sub>3</sub>	1
8	法兰 $D_o=100, P_o=6$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	A <sub>3</sub>	3
9	法兰 $D_o=80, P_o=6$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	A <sub>3</sub>	1
10	法兰 $D_o=50, P_o=6$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	A <sub>3</sub>	1
11	螺栓 M16 $\times$ 55	A <sub>3</sub>	8
12	螺母 M16	A <sub>3</sub>	3
13	垫圈 $D_o=100, \delta=3$	石棉橡胶板	2

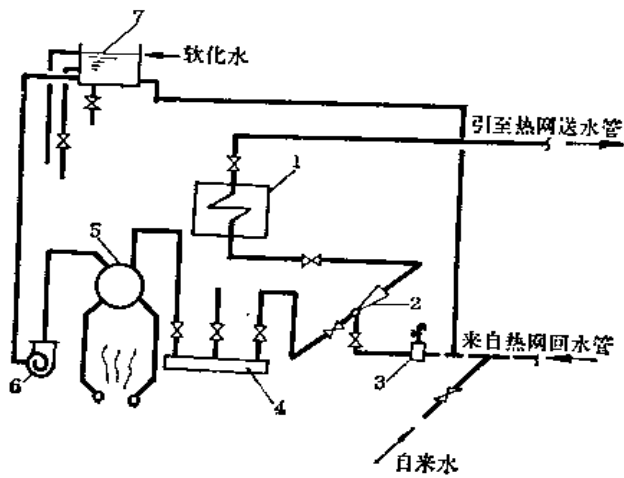


图 6-17 蒸汽喷射混合加热系统图

1—加热设备(热水锅炉、蒸汽锅炉的尾部受热面或汽-水热交换器); 2—蒸汽喷射器; 3—除污器; 4—分汽缸; 5—蒸汽锅炉; 6—给水泵; 7—膨胀水箱

加热（见图6-17）。

本系统的优点是：

1. 能使蒸汽喷射器在较低水温下工作，容易保证工作正常。
2. 当利用或增加蒸汽锅炉的尾部受热面作为第二级加热时，可降低蒸汽锅炉的排烟温度，提高锅炉的效率。
3. 蒸汽喷射器可稳定在某一工况下工作，而以第二级加热设备来调节送水温度，这样使系统有进行质调节的可能，克服单级蒸汽喷射系统调节困难的缺点。

本系统的缺点是：

1. 比单纯用蒸汽喷射加热循环的系统要复杂一些，设备需要多一些。
2. 采用蒸汽锅炉尾部受热面加热时，水温调节还是比较困难。

### 第三节 热水供热系统的水力工况

#### 一、热水供热系统的水力工况

热水供热系统根据用户直接取用热水与否分为开式（生活热水供应取用系统中的热水）及闭式（热水在系统内密闭循环）两种。由于水处理费用高和加热设备对水质的要求，一般工业锅炉房的热水供热系统均应采用闭式热水供热系统。

闭式热水供热系统的水力工况见图6-18。

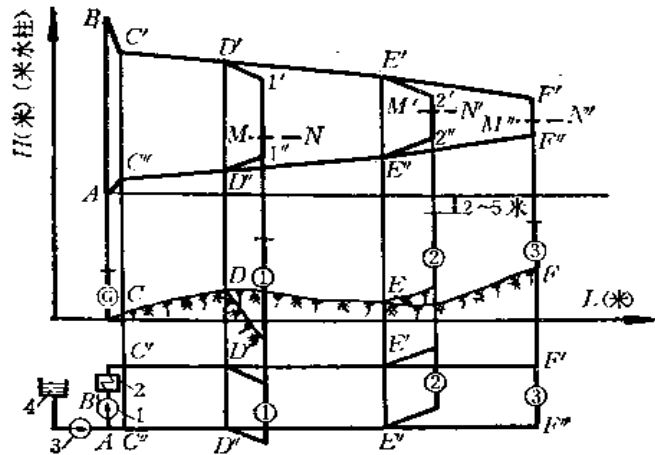


图 6-18 闭式热水供热系统水压图

1—循环水泵；2—加热设备（热水锅炉或热交换器）；3—补给水泵；4—补给水箱

图中横座标  $L$  为热网长度，纵座标  $H$  为沿热网的地形和内部系统的高度以及供热系统中的水压工况。水压曲线中各段的含义如下：

$AB$  为循环水泵的扬程。

$BC'$  为锅炉房内循环水泵以后介质流经加热设备直至锅炉房出口处系统的压力降。

$C'F'$  为热网送水干管的压力降。

$F''C''$  为热网回水干管的压力降。

$1'1''$ 、 $2'2''$ 、 $F'F''$  为厂房内部系统可能利用的压力降。

$C'A$ 为介质进锅炉房内经除污器到循环水泵前的压力降（一般可估计为2~5米水柱）。

$AO$ 为静压线（循环水泵停止工作时整个系统各点的压力）， $A$ 点即供热系统的定压点。

$MN$ 、 $M'N'$ 、 $M''N''$ 为各内部系统最高点的沸腾压力线。各点的沸腾压力线等于内部系统最高点加饱和水压力（见表6-2）。

饱和水温度和饱和水压力的关系

表 6-2

饱和水温度 (°C)	饱和水压力 (绝对压力)	饱和水温度 (°C)	饱和水压力 (绝对压力)
75	0.4	115	1.73
80	0.48	120	2.02
85	0.59	125	2.37
90	0.70	130	2.75
95	0.87	135	3.20
100	1.03	140	3.68
105	1.23	145	4.24
110	1.46	150	4.85

为了保证热水供热系统水力工况的正常运行，必须注意以下几个问题。

#### （一）系统水不汽化

为了保证整个系统的高温水不致汽化，必须使内部系统的水不致沸腾，当内部系统的高温水直接由送水干管引进时，在送水管上减压不得减至沸腾压力线以下。

内部系统回水管动压线在低温水时高出内部系统2~5米水柱即可。在高温水时，其压力亦应接近或超过高温水的沸腾压力。若压力过低，当产生系统水力失调、水温增高等情况时，内部系统的水亦有汽化的可能。

汽-水热交换器水侧压力在可能条件下宜不小于加热蒸汽压力，以免循环水泵停止工作时循环水汽化的可能。但这样一来系统静压线必然太高。故当上述要求在设计中无法满足时，则应在运行中注意：循环水泵一停即应停止供应加热蒸汽，并应将此条订入安全操作规程内。

#### （二）系统严密，散热设备不压破

为了保证供热系统安全运行，应使系统压力不超过系统最薄弱环节散热设备的耐压强度。

当最高一个内部系统的压力超过供热系统最低处的散热设备耐压强度时，可采取以下措施加以克服，即

1. 将系统最低处耐压强度较低的散热设备换为耐压强度较高的散热设备，如将铸铁暖气片换为光管散热器等。

2. 最高的影响散热器耐压强度的内部系统入口处改用混水器与室外管网连接，以降低内部系统的送水温度，同时也就减小了所需的饱和水压力。或者将内外系统改为间接连接，以消除该内部系统静压对整个供热系统的影响。

3. 若以上两种情况并非个别现象，则可考虑适当降低供热系统的送水温度以降低高温水所需的饱和压力。

### (三) 循环水泵不汽蚀

循环水泵吸入侧的压力, 要根据回水可能达到的温度按第五章中水泵的安装设计计算选取不小于对应该温度下所需的最小正水头, 以保证水泵不致发生汽蚀现象。例如由于内部系统暖风机停开等原因, 以致回水温度由设计水温 $70^{\circ}\text{C}$ 升高到 $90^{\circ}\text{C}$ 以上是常有的现象。故吸水侧压力不能按设计水温选取, 必须根据系统具体情况留有较大的富裕量。例如回水温度在 $100^{\circ}\text{C}$ 以下时, 吸水侧应保持 $5\sim 10$ 米水柱的压力。

## 二、热水供热系统的定压

### (一) 系统静压的选择

循环水泵停止工作时系统压力究竟应为多少合适, 这里有两种考虑方法, 即

1. 保证高温水不致汽化, 此时系统静压要大于或等于系统最高点的高度与锅炉房(换热站)的标高差加上高温水的饱和压力。这样系统内的高温水在任何时候不致汽化, 这是优点。但这时整个系统的压力将被抬高, 以致送水温度受到散热器耐压强度的限制而不得不降低, 以减小所需的饱和压力。

2. 保证系统水不致倒空 此时系统静压只要大于或等于系统最高点与锅炉房(换热站)的标高差加上 $2\sim 5$ 米水柱富裕压力即可。这样, 当循环水泵停止工作时系统最高点将产生汽化现象。这可以在循环水泵重新启动前将进出加热设备的总阀门关上, 开泵后先徐徐打开总送水阀, 利用循环水泵将补给水注入系统中, 待压力达到系统最高点——饱和压力——并保持一段时间后, 再开总回水管阀门进行整个系统水循环, 并在开大总回水阀的同时, 继续开大总送水阀。这样, 可以避免系统水击现象。

### (二) 热水供热系统的定压

热水系统静压的定压方式目前常用的有以下几种:

1. 用开式膨胀水箱以保持系统的静压(见图6-19) 这种方式一般仅适合于低温(送水温度小于 $100^{\circ}\text{C}$ )的系统。它的优点是: (1) 压力稳定; (2) 可满足系统溢水及补水的要求。开式膨胀水箱的安装位置有两种: 一种安装于系统最高建筑的屋顶上, 其优点是一般安装高度都能达到, 缺点是一定要在锅炉房设有补水和溢水的声光讯号装置, 否则不好补充软化水。一种安装在锅炉房内(如标高满足要求)或在烟囱上作一圆环水箱, 这种情况补水比较方便。

采用开式膨胀水箱作定压装置时, 应符合下列要求:

(1) 开式膨胀水箱与热水系统连接的位置, 应设在循环水泵进口侧, 或在热网回水干管上。

(2) 开式膨胀水箱的最低水位, 应高于热水系统最高点1米以上, 并宜使循环水泵停止运行时系统不汽化。此时送水温度将不超过 $95^{\circ}\text{C}$ 。

(3) 设置在露天的开式膨胀水箱及其管道, 应有防冻措施。

(4) 膨胀水箱的膨胀管上不应装设阀门。

2. 用闭式膨胀水箱以保持系统的静压(见图6-20) 这种定压方式适合于 $110\sim 120^{\circ}\text{C}$ 高温热水系统。它的优点是: (1) 可克服高架水箱的困难, 简单可靠, (2) 压力稳定; 不受停电的影响。系统的定压值根据闭式膨胀水箱安装高度与箱内压力确定。而箱内压力取决于U型管水封的高度 $h$ , 即

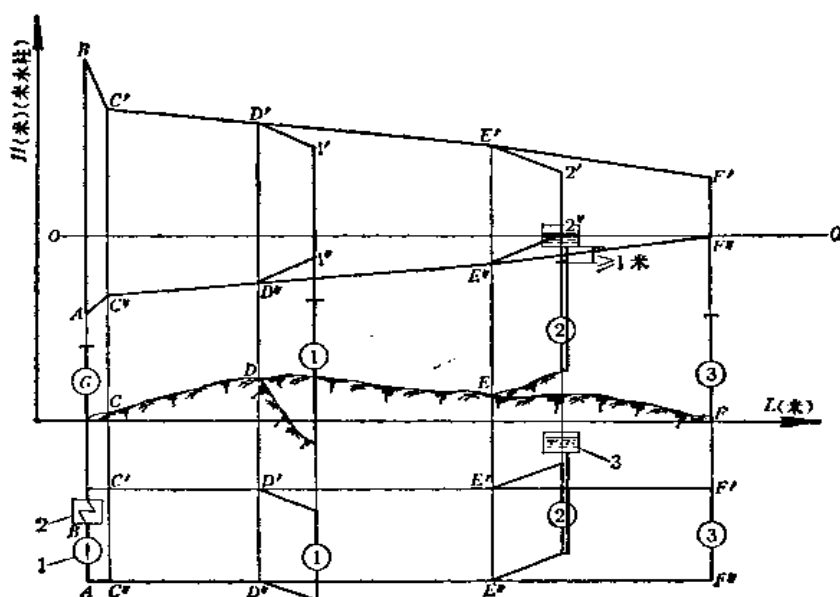


图 6-19 开式膨胀水箱定压系统水压图

1—循环水泵；2—加热设备；3—开式膨胀水箱

$$h = 10P_{BH} + 2 \sim 5 \text{ 米水柱}$$

系统定压点的压力为：

$$H_D = H_L + 10P_{BH} + 2 \sim 5 \text{ 米水柱} \quad (6-3)$$

式中  $H_L$ ——内部系统（即闭式水箱）安装高度，米；

$P_{BH}$ ——热网送水温度下的饱和压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>。

### 3. 通过补给水箱和补给水泵以保持系统的静压

(1) 恒压式水泵定压系统(见图6-18) 在补水量波动不太大的情况下，补水泵扬程基本上是稳定的，而水箱安装高度是不变的，因此这种定压方式的静压基本上是恒定不变的。在大型供热系统中，系统的漏水量常大于循环水温度变化时水的膨胀量，此时可不考虑系统的溢水问题。为了保证系统的安全，亦可在循环水泵的进水侧或出水侧安装一重锤式安全阀，以便当系统压力升高时泄水之用。

(2) 变压式水泵定压系统(见图6-21) 本系统静压线有上限及下限两条，并将电接点压力表的指针上下限调到相应的压力位置。当系统静压线因系统漏损或水温降低等原因而下降到下限位置时，压力表指针与下限接触，此时通过电气系统将补给水泵起动开始补水，直到压力上升到上限为止。当系统静压线因水温升高或其他原因上升到上限时，压力表的指针与上限接点接触，发出讯号，通过电气系统打开电磁阀将系统循环水放到补给水箱内，直至压力降至允许的上限为止。本系统静压线有一定的变化范围，且补给水泵是间断运行的。

采用补给水泵作热水系统的定压时应符合下列要求：

(1) 补给水泵的扬程加上补给水箱的安装高度，应能满足热水系统运行时各点不汽化所需要的压力。

(2) 当引入锅炉的自来水压力高于热水系统静压线，在循环水泵停止运行时，宜用

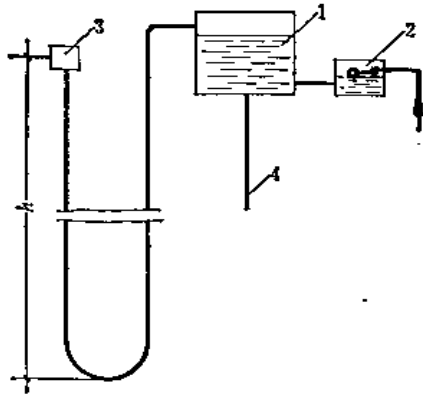


图 6-20 闭式膨胀水箱定压示意图

1—闭式膨胀水箱；2—补水箱；3—水封；  
4—膨胀管

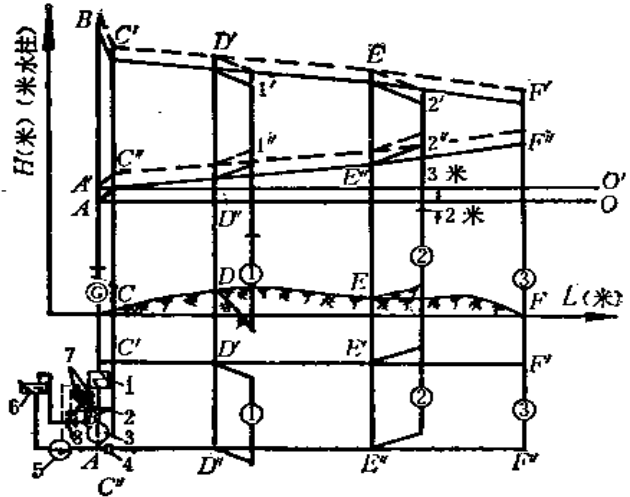


图 6-21 变压式水泵定压系统水压图

1—加热设备；2—分水缸；3—循环水泵；4—除污器；5—  
补给水泵；6—补水箱；7—电接点压力表；8—电磁阀

自来水保持静压。

(3) 间歇补水时，补给水泵停止运行期间热水系统的压力降，不得导致系统汽化。在补给水泵运行期间系统各点压力应在散热设备承压能力范围内。

(4) 热水系统应设置安全泄压装置，如安全阀，安全水封等。泄压装置的排放能力可按系统水每分钟膨胀量的 2~3 倍考虑。

当受到条件限制不能设置高位膨胀水箱，或为了省电，不用补给水泵作运行时的恒压装置的热水系统，当补水箱的安装高度低于热水系统静压线时，设计应符合下列要求：

(1) 补水箱安装高度的最低极限应以循环水泵运行时使系统各点不汽化。

(2) 补水箱与系统连接的管道上应装设止回阀，以防止系统停运时补水箱冒水和系统倒空。同时系统还应设置安全阀或安全水封等泄压装置，以吸收系统水的膨胀。

(3) 为了防止循环水泵停止运行时，用户最高点倒空或汽化，宜设置一台补给水泵作为系统停运时保持系统静压的装置。

4. 用自来水补水并保持系统静压（见图6-22） 这种系统最简单，能节约电力，突然停电时，亦不受系统压力下降的威胁，但安全可靠性能差。采用这种系统的前提是自来水压力必须稳定在一定范围内。这种定压方式作为一种辅助加压装置是可行的。在水温较低、

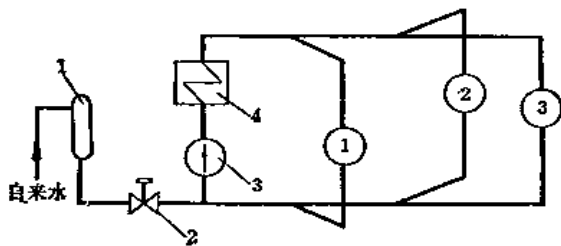


图 6-22 自来水定压系统图

1—离子交换器；2—调压阀；3—循环水泵；  
4—加热设备(汽—水热交换器)

系统很小，自来水硬度又较低时可以采用。当加热设备为热水锅炉时不宜采用此系统。

5. 用锅筒或外置蒸汽罐的蒸汽以保持系统静压 由于使用不同的热水锅炉，蒸汽定压可分为蒸汽锅筒定压及外置蒸汽罐定压两种。当用汽—水两用锅炉制备高温水及蒸汽时（见图6-4），应用蒸汽锅筒定压。当用直流热水锅炉或多台汽—水两

用锅炉制备高温水时，应用外置蒸汽罐（膨胀水箱）定压。外置蒸汽罐高温热水蒸汽定压系统如图6-23所示。

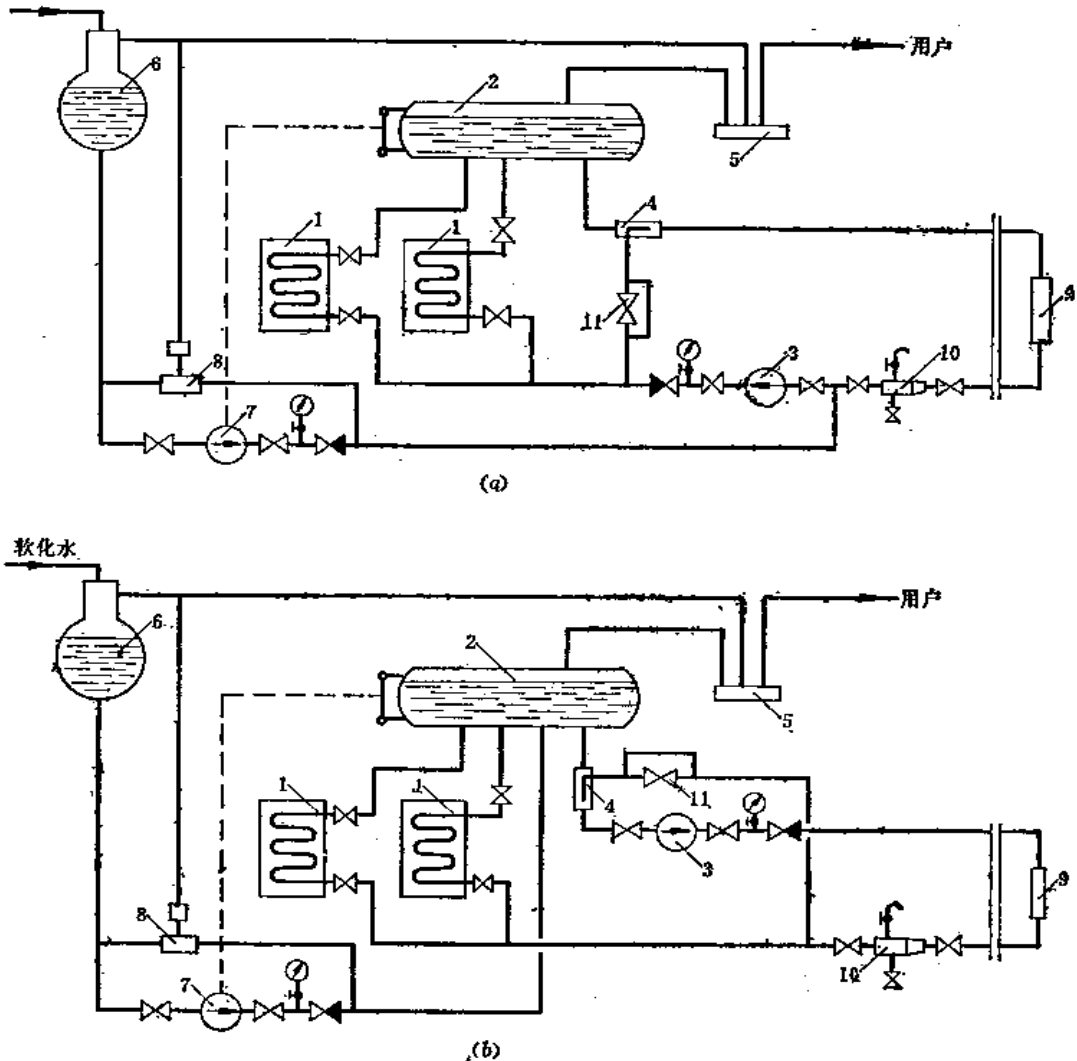


图 6-23 外置蒸汽罐高温热水蒸汽定压系统图

1—直流热水锅炉；2—外置蒸汽罐（膨胀水箱）；3—循环水泵；4—混水器；5—分汽缸；6—除氧器；  
7—补给水泵；8—蒸汽泵；9—热用户；10—除污器；11—混水阀

蒸汽定压系统由于锅炉供水温度与热网水压图相互制约，即要在保证系统不汽化、不倒空的原则下来决定锅炉蒸汽压力。由于循环水泵安装位置的不同，蒸汽定压有两种：

(1) 当循环水泵设在汽—水锅炉或外置蒸汽罐之前（见图6-23 a），此时锅炉蒸汽压力（见图6-24 a）可按下式确定：

$$P_{\sigma} \geq P_{BH} + \frac{1}{10}(h + H_{\sigma} + H_v + H_s) \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (6-4)$$

式中  $P_{\sigma}$ ——锅炉蒸汽压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；  
 $P_{BH}$ ——热网送水温度下的饱和压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；  
 $h$ ——锅筒与最高用户的标高差，米；  
 $H_{\sigma}$ ——安全富裕值，取 5~10 米水柱；

$H_v$ ——用户系统阻力，米水柱；

$H_s$ ——从锅筒到最远或最高用户顶的送水干管压降，米水柱。

(2) 当循环水泵安装在汽—水两用锅炉或外置蒸汽罐之后(见图6-23b)，此时锅炉蒸汽压力(见图6-24b)可按式确定：

$$P_G \geq P_{BH} + \frac{1}{10}(h + H_a) \text{ 公斤力/厘米}^2 \quad (6-5)$$

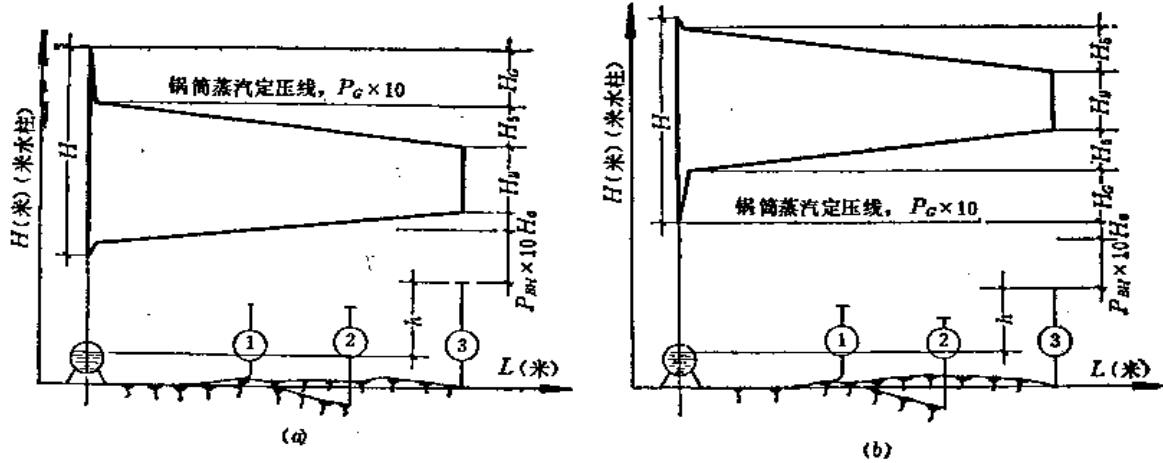


图 6-24 蒸汽定压系统水压图

$H_G$ —锅炉阻力，米水柱； $H_0$ —一回水干管压降，米水柱

从以上两种方法比较，循环水泵设在送水侧时所需蒸汽压力较低，但需要采用耐高温的循环水泵。在锅炉与循环水泵之间需设置混水器将送水温度降低。同时锅筒水位与循环水泵中心线应保持4~5米高差，以防止循环水泵运行时产生汽蚀。

当供热系统仅供应高温水同时采用集中质调节时，供水温度随着室外温度的升高而降低，亦即锅炉所需保持的蒸汽压力 $P_G$ 随 $P_{BH}$ 的降低而减小。

6. 通过气体加压罐以保持系统静压 根据所用气体的不同而有氮气定压和空气定压两种。由于空气对钢制锅炉会造成严重腐蚀，因而空气定压一般仅适用于铸铁锅炉和送水温度在110°C以下的中小型供热系统中。

由于氮气罐与系统连接方式的不同而有连接在循环水泵前(见图6-1)和连接在热水锅炉出口处两种。氮气罐定压适用于130~150°C或更高一些的热水供热系统。它主要的优点是：工作可靠，不受停电的影响。

气体定压系统的水压图(见图6-25)。

氮气罐连接在循环水泵前的优点是：

(1) 氮气罐压力较低，因而所需补给水泵的扬程及功率较小。氮气压力可由下式求得：

$$P_N \geq P_{BH} + \frac{1}{10}(h + H_a) \text{ 公斤力/厘米}^2 \quad (6-6)$$

(2) 当突然停电、停泵时，氮气罐可以吸收回水压力的突然升高，因而是预防水击破坏的很有效的措施。



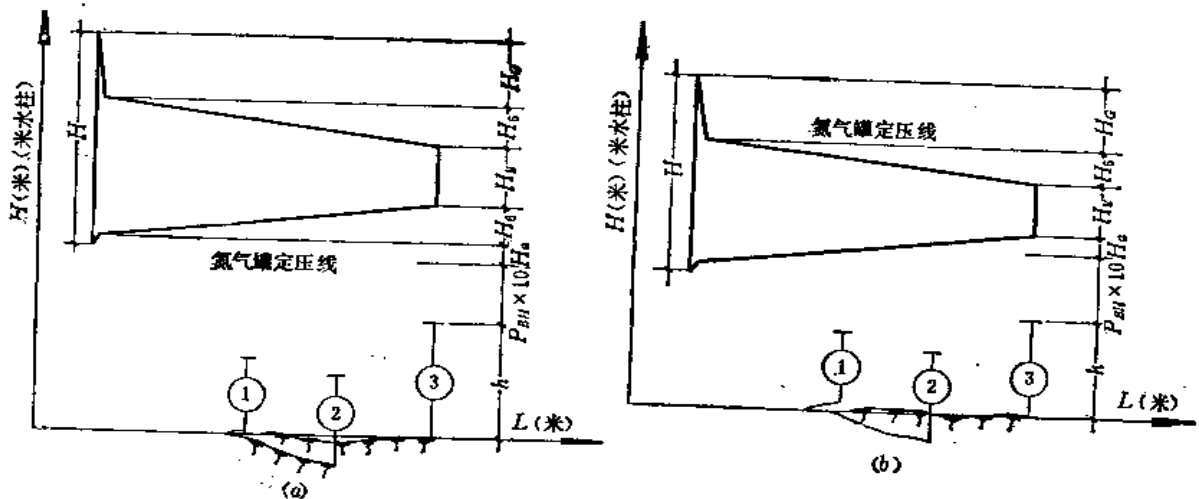


图 6-25 气体定压系统水压图  
 $H_g$ —锅炉阻力, 米水柱;  $H_r$ —一回水干管压降, 米水柱

氮气罐连接在锅炉出口处的优点是: 系统处于氮气罐较高压力之下, 热网和用户系统中的高温水不会产生汽化, 热水锅炉也有较大的温度裕度, 这均有利于防止突然停电时高温水汽化问题。其缺点是补给水泵扬程较高。氮气压力可由下式求得:

$$P_N \geq P_{BH} + \frac{1}{10} (h + H_g + H_r + H_u) \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (6-7)$$

- 式中  $P_N$ ——氮气罐内氮气压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;  
 $P_{BH}$ ——热网送水温度下的饱和压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;  
 $h$ ——用户最高点与氮气罐最低水位的标高差, 米水柱;  
 $H_g$ ——用户系统阻力, 米水柱;  
 $H_r$ ——从锅炉房到最远或最高用户送水干管压降, 米水柱;  
 $H_u$ ——安全富裕值, 取 5 米水柱。

当氮气罐接在热水锅炉出口处时, 靠近锅炉的回水压力有可能低于用户系统的饱和压力。此时可用调压板将回水压力升高至运行时用户系统最高点不汽化为止。

### 三、蒸汽喷射系统的水力工况

热网循环水在蒸汽喷射器内加压和加热以后, 经热网的送水管送到内部系统放热, 然后经热网的回水管再返回锅炉房蒸汽喷射器中加压和加热。其整个管路的压力变化情况见图 6-26。

如图 6-26 所示, 整个系统在喷射器混合室入口处 (即 2 处) 压力最低。但单级蒸汽喷射系统的水温在混合室内已达到送水温度。而在两级蒸汽喷射系统中, 二级蒸汽喷射器主要起加热的作用, 压力已没有多少增加。为了防止热网循环水在蒸汽喷射系统中及蒸汽喷射器内汽化, 必须使系统各点的压力和系统循环水停止循环时的静水压力大于其相应温度下蒸汽的饱和压力  $P_{BH}$ 。前者在热网设计中应使系统中送水管安装的最高点处的压力大于该处水温的饱和压力。后者应使喷射器中混合室内压力大于系统的送水温度的饱和压力, 这样才不致使水引起汽化。

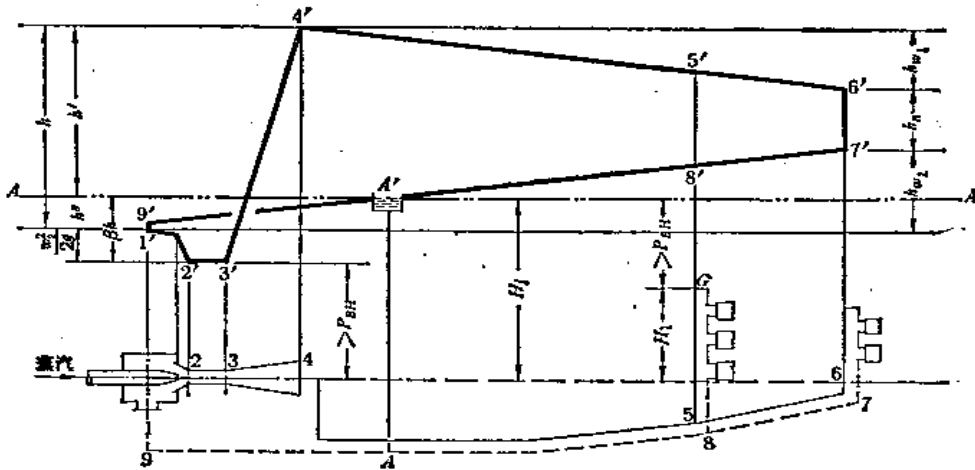


图 6-26 蒸汽喷射系统水压图

图6-26中所示，蒸汽喷射器的扬程即为整个系统的阻力，其值为：

$$h = h_a + h_{w_1} + h_{w_2} \quad \text{米水柱} \quad (6-8)$$

式中  $h_a$ ——厂房内部系统阻力，当无设计计算时可取 3~5 米水柱；

$h_{w_1}$ ——热网送水管的阻力，米水柱；

$h_{w_2}$ ——热网回水管的阻力，米水柱。

当无设计计算时热网送回水干管的阻力可取 5~10 毫米水柱/米。

由于供热系统的阻力直接关系到蒸汽喷射器的几何尺寸的计算，故正确计算和选取系统阻力是很重要的。

喷射器的扬程为其出入口的压力差，即

$$\begin{aligned} h &= h_4 - h_1 \quad \text{米水柱} \\ &= h' + h'' \quad \text{米水柱} \end{aligned} \quad (6-9)$$

式中  $h_1$ ——喷射器入口的压力，米水柱；

$h_4$ ——喷射器出口的压力，米水柱；

$h'$ ——由喷射器出口到定压点 A 的阻力，米水柱；

$h''$ ——由定压点 A 到喷射器入口的阻力，米水柱。

蒸汽喷射系统在运行或停止运行时都应使压力满足上述条件的给定值，以保证水力工况的实现。系统中压力在运行和停止运行时都保持不变的点，称为系统的定压点，其压头即系统的静压头，大小为  $H_s$  米水柱。为了使提供的静压头较低和蒸汽喷射器吸入压力比较稳定（系统内流量的变化会引起管路阻力的变化），一般将定压点设在回水管上蒸汽喷射器吸入口附近。此时， $h'' \approx 0$ 。

从蒸汽喷射器入口 1 到混合室入口 2 的阻力等于水流速增加的动能，即  $\frac{w_2^2 - w_1^2}{2g}$ 。回水管水流速  $w_1$  相对于混合室入口水流速  $w_2$  来说是很小的，可以忽略不计。此时从 1 到 2 断面的阻力即为  $\frac{w_2^2}{2g}$ 。

取蒸汽喷射器工作前后混合室入口 2 处的压力变化值为系统阻力  $h$  的  $\beta$  倍，即令  $\beta h =$

$h'' + \frac{w_2^2}{2g}$ 。当定压点距喷射器入口很近时,  $h'' \approx 0$ , 所以  $\beta h = \frac{w_2^2}{2g}$ 。  $h' \approx h$ , 因此,

$$h' + \beta h \approx (1 + \beta)h \quad (6-10)$$

“ $\beta$ ”这个数值在计算蒸汽喷射器时是一个重要数据, 详情见第六节蒸汽喷射器的计算部分。

为使系统内热水不致汽化, 如前所述, 必须满足以下条件:

(1) 系统内最高点的静压大于送水温度的饱和压力, 即

$$P_1 = 0.1(H_1 - H_1) + 1 > P_{BH} \text{ 绝对压力} \quad (6-11)$$

(2) 混合室入口处压力大于送水温度的饱和压力, 即

$$P_2 = 0.1(H_1 - \beta h) + 1 > P_{BH} \text{ 绝对压力} \quad (6-12)$$

式中  $H_1$ ——一级蒸汽喷射器与送水管道最高点的垂直距离, 米;

$P_{BH}$ ——与送水温度相对应的饱和水压力, 绝对压力。

设计时, 可根据厂区已知地形及建筑物的条件求出  $H_1$  和初步选取的送水温度求出  $P_{BH}$ 。此时可由(6-11)式定出系统的静压头  $H_1$ 。然后由(6-12)式求出  $\beta$  的最大值, 以此作为蒸汽喷射器的计算条件。

为了使喷射器能正常的工作, 混合室入口处压力宜大于送水温度加  $5^\circ\text{C}$  时的饱和压力。

#### 四、蒸汽喷射系统的定压

蒸汽喷射系统静压的定压办法有以下几种:

(一) 装设膨胀水箱以保持系统的静压 此法的优点是系统所形成的静压头较稳定, 运行管理较简单。特别象开式膨胀水箱, 运行比较可靠。如图6-13、图6-14均系此种系统。

膨胀水箱有开式及闭式两种。开式膨胀水箱系利用水箱安装在高处所加的水力压头使系统形成静压  $H_1$ 。闭式膨胀水箱则为在密闭容器中的水面上用气体加压以形成  $0.1H_1$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 的压力。前者由于安装高度在工程上有所限制, 故宜用于低温热水系统。对于高温热水系统, 为防止汽化, 水箱必须装得很高。如当设计送水温度为  $130^\circ\text{C}$  时, 为防止热水汽化所需的静压则在18米水柱以上。当山区建厂, 锅炉房靠山时, 可将膨胀水箱放在山坡上; 对于平原建厂时, 虽然也可将膨胀水箱放在烟囱上, 但安装维修不便, 因而往往是不易实现的。闭式膨胀水箱宜用于高温热水系统, 不受安装高度的限制(膨胀水箱中的压力可用氮气瓶减压或蒸汽减压后供应之, 但不建议用压缩空气, 因为这将引起系统水含氧量增高, 水质恶化)。但由于闭式膨胀水箱系密闭容器, 造价较高, 国内较少使用。

开式膨胀水箱的安装高度(箱底)应比系统最高点高出  $2 \sim 5$  米。若为高温热水系统, 还应再加上相应于送水温度下的饱和压力的高度。膨胀水箱与系统的连接管应尽量靠近蒸汽喷射器, 或在远处高的建筑物内安设亦可。当连接管不靠近喷射器时, 喷射器入口处的水压力, 在系统不运行时等于系统静压  $H_1$  (即膨胀水箱最高水位与喷射器间的高度差); 当运行时:

$$P_2 = H_1 - \Sigma RL \text{ 米水柱} \quad (6-13)$$

式中  $L$ ——膨胀水箱连接点到喷射器的管道长度, 米;

$R$ ——每米管道的当量阻力(包括摩擦阻力及局部阻力)损失(考虑除污器等局部

阻力在内)。

开式膨胀水箱的容积可按下式计算:

$$V = A\alpha\Delta tV_0 \quad \text{米}^3 \quad (6-14)$$

- 式中  $V$ ——膨胀水箱的有效容积(即相当于检查管到溢流管之间高度的容积), 米<sup>3</sup>;  
 $A$ ——考虑在膨胀水箱内应经常储存足够水容量以补偿系统内水冷却时体积收缩的安全系数,  $A=3$ ;  
 $\alpha$ ——水的单位体积膨胀系数,  $\alpha=0.0006$ ;  
 $\Delta t$ ——当间断供热, 系统循环水温的波动值, °C;  
 当送水温度小于100°C时,  $\Delta t$ 取25°C; 当送水温度大于100°C时,  $\Delta t$ 取35°C;  
 $V_0$ ——系统内的水容积, 米<sup>3</sup>。

当蒸汽喷射系统比较严密和系统漏水较少时, 在运行过程中膨胀水箱主要起定压和溢流水的作用。此时, 膨胀水箱与系统用一根膨胀管连接即可。当开式膨胀水箱安装在室外或非采暖房间内, 而系统又系间断供热或漏水量较大时, 则应考虑防止水箱内水冻结的可能性。这样, 水箱除进行保温外, 在与系统回水管连接时应采用一根循环管和一根膨胀管, 以保证水在其中有循环流动的可能(系统与开式膨胀水箱连接见图6-27)。如开式膨胀水箱的水没有冻结危险时, 则循环管可不安装。膨胀管和循环管一般不设置阀门, 管子弯曲部分采用煨制弯管, 使水流畅。

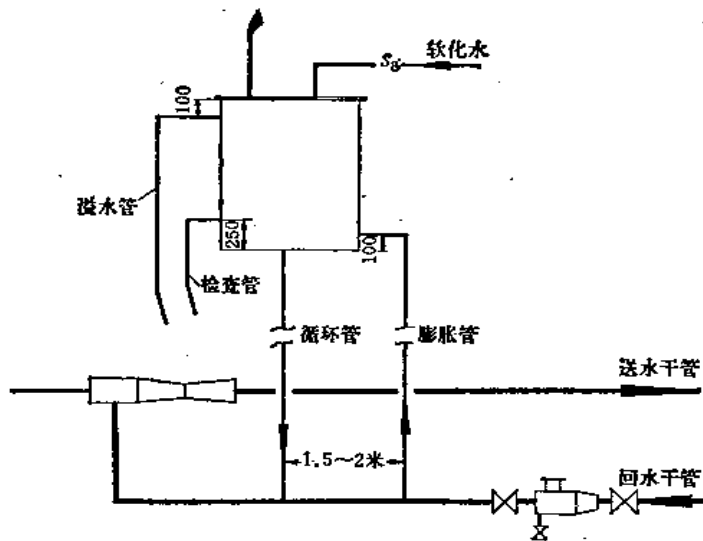


图 6-27 开式膨胀水箱的管路连接图

膨胀管的管径可按式计算(但不能小于25毫米);

$$d = 15 + 1.5\sqrt{\frac{\Sigma Q}{1000}} \quad \text{毫米} \quad (6-15)$$

循环管的管径可按式计算(但不能小于25毫米);

$$d = 15 + \sqrt{\frac{\Sigma Q}{1000}} \quad \text{毫米} \quad (6-16)$$

式中  $d$ ——膨胀管或循环管的内径, 毫米;

$\Sigma Q$ ——供热负荷, 千卡/时。

放气管和溢流管管径可小于膨胀管, 但不应小于25毫米。

用闭式膨胀水箱以控制系统的静压见图6-28。在正常工作时, 溢水由回水管上的调压阀7溢出。当系统发生水击而调压阀又不能承受瞬时压力升高的泄压时, 安全阀即开启泄

压。由于喷射器产生水击时主要使送水管中的压力突然升高，因此，安全阀最好设置在喷射器出口的送水管上。闭式膨胀水箱在系统中有两个作用，即：当系统停止运行时起定压的作用；当系统产生水击等时起缓冲作用，以防止压力突然升高造成暖气片 and 阀门等损坏。闭式膨胀水箱宜用氮气加压，膨胀管宜接在回水管上，如图6-28所示。如闭式膨胀水箱采用蒸汽加压时，因为水箱中的蒸汽会使水加热，若将膨胀管接在回水管上，回水温度便可能升高，当吸进蒸汽喷射器时则会发生汽化，从而使喷射器工况恶化，造成喷射器启动困难等情况，因此，不建议采用。系统的补给水可由补给水泵供给，亦可由锅炉给水泵引出而不设专门的补给水泵。

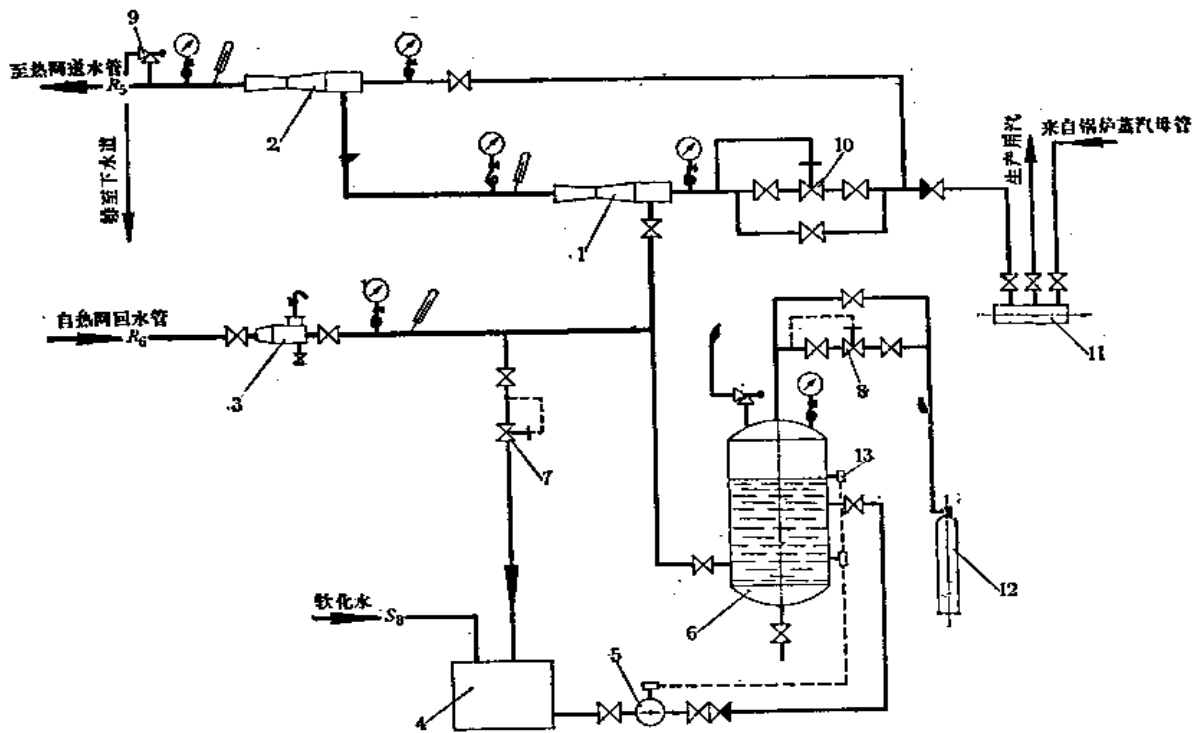


图 6-28 两级蒸汽喷射闭式膨胀水箱气体加压系统图

1—一级蒸汽喷射器；2—二级蒸汽喷射器；3—除污器；4—补给水箱；5—补给水泵；6—闭式膨胀水箱；7、8—调压阀；9—安全阀；10—减压阀；11—分汽缸；12—氮气瓶；13—最高最低水位自动控制开关

(二) 使用安全阀以保持系统的静压 (见图6-29) 图中安全阀 4 一方面起控制回水压力的作用，一方面起系统溢流水溢流的作用。

此法可根据设计水温的要求将安全阀调到大于相对应的饱和压力以满足泄水的需要。此法的优点是设备简单，体积小，不需装设膨胀水箱，因此比较经济。缺点是由于安全阀不够灵敏，影响系统的静压不够稳定，低负荷运行时出现安全阀杠杆剧烈跳动的不正常现象。例如， $D_s$ 50毫米的重锤式安全阀溢水量小于700公斤/时时就出现跳动及噪声。特别在间断供热时问题较大。因为安全阀经常使用，阀口磨损较大，系统停止运行时，由于安全阀不严密而产生漏水，引起系统倒空，使空气进入系统中。这不仅在下次运行前须往系统大量充水，排放空气，管理麻烦，而且由于系统内进入空气，会引起管道腐蚀和水质恶化等不良后果。因此，此法最好用于连续运行的系统。

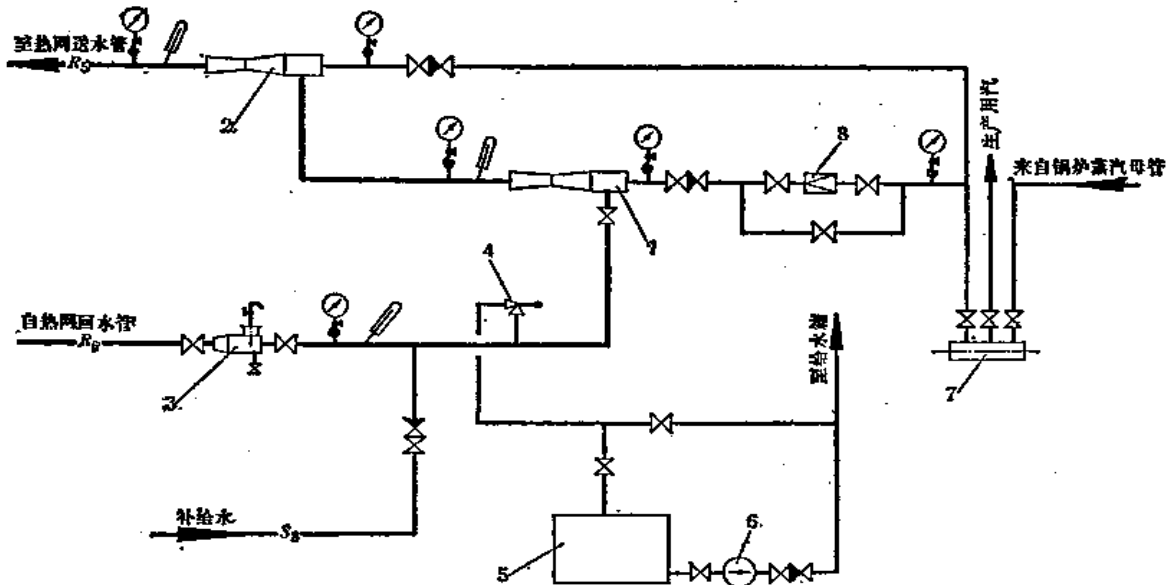


图 6-29 两级蒸汽喷射用安全阀控制静压系统图

1—一级蒸汽喷射器，2—二级蒸汽喷射器，3—除污器，4—安全阀，5—溢流（凝结）水箱，6—回水泵，7—分汽缸，8—减压阀

**（三）抽系统回水以保持系统的静压** 此法系利用给水泵直接抽系统的回水以保持系统一定的静压头，见图6-30。

此法优点是：系统简单，不需增设其它设备，因此比较经济。另外由于回水直接作锅炉的给水，这样热损失小，热效率高。其缺点，第一，用阀门来控制回水的静水压头，不够稳定。目前国内使用此法用的是一般的阀门，由人工来调节。工人开始操作感到很紧张，当掌握了运行中的规律以后，还能基本上达到要求。因此，宜用调压阀以控制系统回

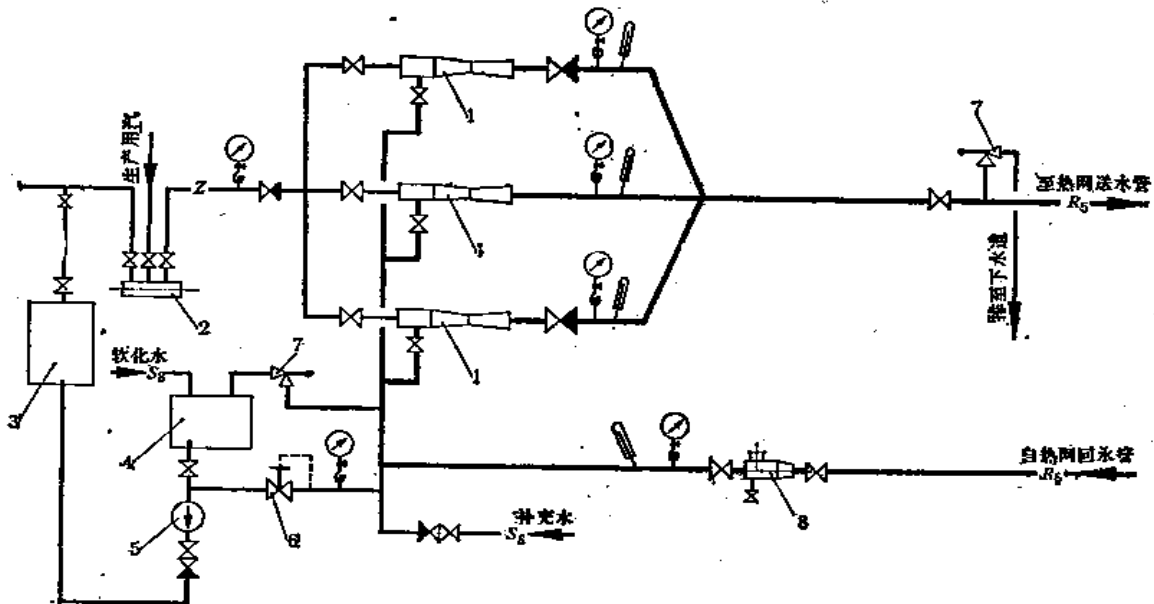


图 6-30 单级蒸汽喷射系统图（抽回水以控制静压）

1—蒸汽喷射器，2—分汽缸，3—蒸汽锅炉，4—给水箱，5—给水泵，6—调压阀，7—安全阀，8—除污器

水的静压。第二，如内部系统较锅炉房为高，当间断运行时，由于系统水冷却造成的体积收缩和系统漏水等会引起系统倒空，使空气进入系统中，这将导致系统的水质恶化，从而影响锅炉的给水水质。因此，此法适合于锅炉房的位置（补水压力）较内部系统为高和连续运行的系统。

## 第四节 热交换器的计算

### 一、热交换器的选型原则

当热水供热系统选定为热交换系统时，则热交换器为该系统的主要设备。热交换器的选型应注意下列诸原则：

1. 所选定的热交换器，应能适应系统工作压力、热交换温度等系统工作参数的要求，以保证系统安全有效地工作。
2. 为了运行可靠、便于维修和有利于热负荷的调节，热交换器一般不宜少于2台，但也不宜选用过多的小型热交换器，以免引起建筑面积增大。两台以上任何一台停止工作时，其余热交换器能满足总热负荷的70%。
3. 应选用体形较小，检修、布置方便的热交换器。
4. 应尽量选用水流阻力较小的热交换器。特别当一次热水可资利用的压头比较小时，这点更为重要。

### 二、管壳式热交换器的热力计算

热交换器的计算中最复杂和最重要的是热交换器的热力计算。它不仅要决定所需要的传热面积和热交换器各部件的构造尺寸（设计计算），而且还要决定已知热交换器在不同情况下的工作特性（校核和工况计算）。

热力计算主要根据以下三种方程，即：热平衡方程、热传导方程和构造方程。热平衡方程即应用热传导中的能量守恒定律。热传导方程表示出从加热介质经换热面到被加热介质的热量。而构造方程则系给出组成热交换器各部件换热面的尺寸的数值以及在热交换器中的介质流量。

#### （一）热交换器传热面积的计算

1. 根据传热学原理，传热面积按下式计算：

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_p} \text{ 米}^2 \quad (6-17)$$

式中  $F$ ——传热面积，米<sup>2</sup>；

$Q$ ——热交换器的传热量，大卡/时；

$K$ ——传热系数，大卡/米<sup>2</sup>·时·°C；

$\Delta t_p$ ——加热和被加热介质间的对数平均温度差，°C。

2. 一般汽-水热交换器和水-水热交换器的传热面积系由热交换器中的管子外径及其有效长度、每一行程管子数及行程数等主要构造尺寸所确定。此时，传热面积可按下式求得：

$$F = Z\pi d_w l \quad \text{米}^2 \quad (6-18)$$

式中  $Z$ ——筒体内管子总根数，根；

$d_w$ ——管子外径，米；

$l$ ——管子在热交换器内的有效长度，米。

为了减小由于局部阻力引起的压力损失，水-水热交换器的  $l$  值应尽可能取得大些。但应同时照顾到热交换器的安装位置，以便于施工和检修。因此，从安装和构造来考虑，管子的最大有效长度不宜大于 5 米。

管子直径可选为 12~30 毫米，太小则限于泥垢的清洗条件，但从构造上考虑又不宜太大。一般铜管可选用 15~20 毫米，钢管可选用 22、25 及 32 毫米等。

热交换器的每一行程管内介质流通面积为：

$$f_n = \frac{Z\pi d_n^2}{4n} \quad \text{米}^2 \quad (6-19)$$

式中  $d_n$ ——管子内径，米；

$n$ ——介质沿管子的回程数。

此时，流经管内介质的流量为：

$$G_n = 3600 f_n \gamma_n w_n = 2827 \frac{Z}{n} d_n^2 \gamma_n w_n \quad \text{公斤/时} \quad (6-20)$$

式中  $G_n$ ——管内介质的重量流量，公斤/时；

$\gamma_n$ ——流经管内介质的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$w_n$ ——流经管内介质的流速，米/秒。

流过热交换器内管间空间的流通面积为：

$$f_w = \frac{\pi}{4n_1} (D_n^2 - Z d_n^2) \quad \text{米}^2 \quad (6-21)$$

式中  $D_n$ ——热交换器的筒体内径，米；

$n_1$ ——筒体内管间空间的通道数。

流经管间空间的介质流量为：

$$G_w = 3600 f_w \gamma_w w_w = 2827 \frac{1}{n_1} (D_n^2 - Z d_n^2) \gamma_w w_w \quad \text{公斤/时} \quad (6-22)$$

式中  $G_w$ ——管间介质的重量流量，公斤/时；

$\gamma_w$ ——流经管间介质的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$w_w$ ——流经管间介质的流速，米/秒。

3. 在热力和流体计算中，对于管间空间及非圆形截面可用水力当量直径的概念，表示为：

$$d_d = \frac{4f}{P} \quad \text{米} \quad (6-23)$$

式中  $f$ ——介质的流通截面积，米<sup>2</sup>；

$P$ ——该截面的湿周长，米。

当管子套管子时：

$$d_d = \frac{4 \times \frac{\pi}{4} (D_n^2 - d_w^2)}{\pi (D_n + d_w)} = D_n - d_w \quad \text{米} \quad (6-24)$$

当为一行程的热交换器筒体而包含有  $Z$  根管子时：



$$d_s = \frac{4f_w}{P} = \frac{4 \times \frac{\pi}{4} (D_s^2 - Z d_w^2)}{\pi (D_s + Z d_w)} = \frac{D_s^2 - Z d_w^2}{D_s + Z d_w} \text{ 米} \quad (6-25)$$

亦可用流通截面直径表示为:

$$d'_s = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} \text{ 米} \quad (6-26)$$

此时流过该截面的介质流量可表示为:

$$G = 3600 f \gamma w = 2827 (d'_s)^2 \gamma w \text{ 公斤/时} \quad (6-27)$$

#### 4. 热交换器筒体内径 $D_s$ 的计算

热交换器的筒体内径  $D_s$  与管板的有效直径有关, 如图6-31所示, 对于一根管子的有效面积为:

$$f = h^2 \sin \alpha - \frac{\pi}{4} d^2 \quad (6-28A)$$

热交换器中管子最有利的排列为  $\alpha = 60^\circ$ , 故一般建议采用三角形排列法, 因此:

$$f = 0.866 h^2 - 0.785 d^2 \quad (6-28B)$$

当热交换器中管子布置成多回程时, 其常见的布置型式有如图6-32所示诸种。

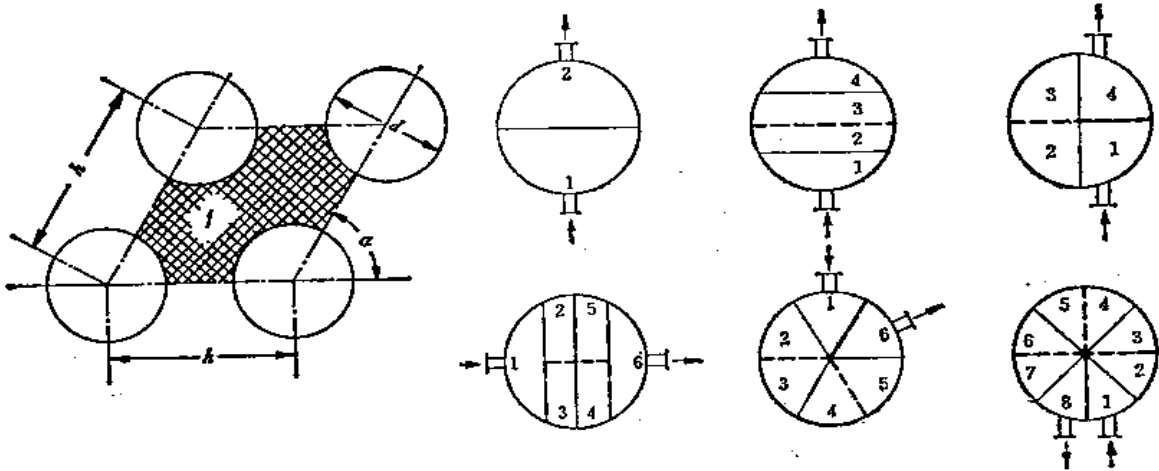


图 6-31 管板面积计算图

图 6-32 热交换器的回程布置示意图

对于汽-水热交换器, 管板的有效面积为:

$$F_n = \frac{1}{\psi} Z h^2 \sin \alpha \text{ 米}^2 \quad (6-29)$$

式中  $h$  ——管子的中心距, 一般采用  $h = (1.3 \sim 1.5) d_w$ , 为了缩小热交换器的管间截面, 管子间最小距离取为5~6毫米;

$\alpha$  ——管子排列轴线间的交角;

$\psi$  ——管板利用系数, 一般取  $\psi = 0.7 \sim 0.85$ 。

因此, 热交换器的筒体内径为:

$$D_s = 1.13 h \sqrt{\frac{Z}{\psi} \sin \alpha} \text{ 米} \quad (6-30)$$

$$\text{或 } D_s = 1.13 \sqrt{\frac{\pi}{4} Z d_w^2 + f_w} \text{ 米} \quad (6-31)$$

式中  $f_w = \frac{G_w}{3600\gamma_w w_w}$

对于汽-水热交换器，如果后水室是用法兰连接，则筒体内径应等于由（6-30）式或（6-31）式所求得数值再加上法兰盘边宽的两倍。

对于分段式水-水热交换器，其筒体内径应为：

$$D_n = 1.13 h \sqrt{\frac{Z \sin \alpha}{\psi n}} \quad \text{米} \quad (6-32)$$

在开始计算筒体内径时可选取管间截面与管内截面之比值为：

（1）水-水管式热交换器

$$\frac{f_w}{f_n} = 1.5 \sim 2.0 \quad (6-33)$$

（2）汽-水管式热交换器

$$\frac{f_w}{f_n} = 2.5 \sim 3.0 \quad (6-34)$$

5. 热交换器的接管直径，可按下式计算：

$$d_j = 18.8 \sqrt{\frac{Gv}{w}} \quad \text{毫米} \quad (6-35)$$

式中  $d_j$ ——接管内径，毫米；

$G$ ——热介质的流量，公斤/时；

$v$ ——热介质的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

$w$ ——热介质在接管中的速度，米/秒； $w$ 取值：饱和蒸汽30~50米/秒；过热蒸汽50~80米/秒；凝结水0.5~1.5米/秒；水1~2.5米/秒。

（二）传热量的计算

1. 当供热负荷为采暖通风用热时的传热量为：

$$Q = \frac{\Sigma Q}{\eta} \quad \text{千卡/时} \quad (6-36)$$

式中  $\Sigma Q$ ——供热负荷，千卡/时；

$\eta$ ——热交换器的热效率，一般 $\eta=0.96\sim0.99$ 。

当供热负荷为热水供应时的传热量为：

$$Q = \frac{G}{\eta} c (\tau_2 - \tau_1) \quad \text{千卡/时} \quad (6-37)$$

式中  $G$ ——热水供应的水流量，公斤/时；

$c$ ——水的比热，千卡/公斤·°C， $c=1$ ；

$\tau_1$ ——被加热水入口温度，°C；

$\tau_2$ ——被加热水出口温度，°C。

2. 汽-水热交换器中蒸汽的耗量为：

$$G_s = \frac{Q}{i - q} \quad \text{公斤/时} \quad (6-38)$$

水-水热交换器中加热水的耗量为：

$$G_s = \frac{Q}{c(t_1 - t_2)} \quad \text{公斤/时} \quad (6-39)$$

式中  $G_s$ ——蒸汽流量, 公斤/时;

$G_1$ ——加热水的流量, 公斤/时;

$i$ ——蒸汽的热焓, 千卡/公斤;

$q$ ——凝结水的热焓, 千卡/公斤;

$t_1, t_2$ ——水-水热交换器中加热水(凝结水)入口和出口的温度, °C。

3. 汽-水热交换器的热平衡方程为:

$$Q = G_s(i - q) = G_1 c (\tau_2 - \tau_1) \quad \text{千卡/时} \quad (6-40)$$

水-水热交换器的热平衡方程为:

$$Q = G'_1 c' (t_1 - t_2) = G'_2 c'' (\tau_2 - \tau_1) \quad \text{千卡/时} \quad (6-41)$$

式中  $t_1, t_2$ ——加热水进口和出口的温度, °C;

$\tau_1, \tau_2$ ——被加热水进口和出口的温度, °C;

$G'_1, G'_2$ ——加热水和被加热水的流量, 公斤/时;

$c', c''$ ——加热水和被加热水的比热, 千卡/公斤·°C。

4. 经过平壁的传热量为:

$$Q = K_p (t'_1 - t''_1) F = K_p \Delta t_p F \quad \text{千卡/时} \quad (6-42)$$

式中  $K_p$ ——平均传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$t'_1$ ——加热介质的平均温度, °C;

$t''_1$ ——被加热介质的平均温度, °C;

$\Delta t_p$ ——对数平均温度差, °C;

$F$ ——传热面积, 米<sup>2</sup>。

经过圆筒壁的传热量为:

$$Q = \frac{2\pi\lambda_p l (t'_1 - t''_1)}{\ln \frac{d_w}{d_n}} \quad \text{千卡/时} \quad (6-43)$$

式中  $l$ ——圆筒长, 米;

$\lambda_p$ ——平均导热系数, 千卡/米·时·°C;

$d_w$ ——筒壁外径, 米;

$d_n$ ——筒壁内径, 米。

5. 由于热交换器换热面上经常存在机械杂质、污泥或水垢等物, 污垢的多少取决于运行情况和给水质量等因素。因此, 对于脏的换热面应乘以修正系数 $\beta$ , 其值见表6-3。此时传热量为:

$$Q = \beta K_p (t'_1 - t''_1) F = \beta K_p \Delta t_p F \quad \text{千卡/时} \quad (6-44)$$

脏的和清洗不完全的换热面的修正系数 $\beta$

表 6-3

序 号	换热面特性及其工作状况	$\beta$
1	清洁的(新的)黄铜管	1
2	直流热水供应(清洁水)时的黄铜管	0.85
3	具有循环管的热水供应或化学处理水时的黄铜管	0.80
4	当水较脏有可能形成有机及无机沉淀物的黄铜管	0.75
5	覆有薄的水垢层的钢管	0.70

### (三) 对数平均温度差 $\Delta t_p$ 的计算

1. 一般对数平均温度差可由下式求得，亦可由图6-33的线算图查出。

$$\Delta t_p = \frac{\Delta t_a - \Delta t_s}{\ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_s}} \cdot C \quad (6-45)$$

式中  $\Delta t_a$ 、 $\Delta t_s$ ——在热交换器两端加热和被加热介质间的最大和最小温度差， $^{\circ}C$ 。

2. 当热交换器为汽-水热交换器时，加热介质的温度不变，即  $t_1 = t_2 = t_{BH}$ 。此时，热交换器的温度变化如图6-34所示。其对数平均温度差为：

$$\Delta t_p = \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{t_{BH} - r_1}{t_{BH} - r_2}} \cdot C \quad (6-46)$$

被加热介质的平均温度为：

$$\begin{aligned} t'_p &= t_{BH} - \Delta t_p \\ &= t_{BH} - \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{t_{BH} - r_1}{t_{BH} - r_2}} \cdot C \end{aligned} \quad (6-47)$$

3. 当热交换器为水-水热交换器时，根据加热和被加热介质的流动方向可分为：

(1) 顺流 如图6-35所示，此时其对数平均温度差为：

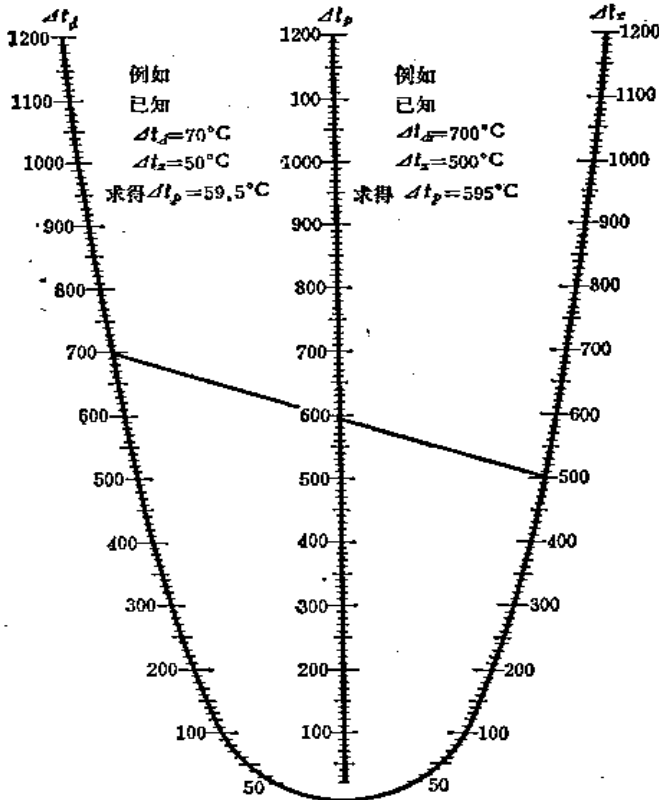


图 6-33 对数平均温度差线算图

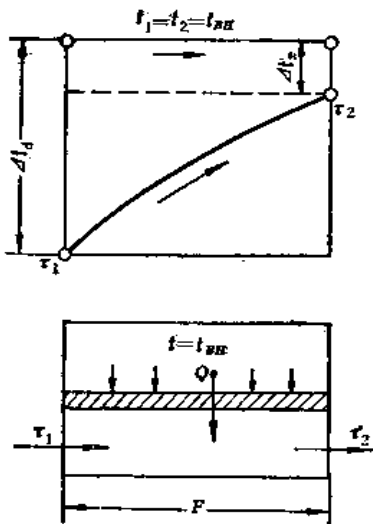


图 6-34 汽-水热交换时的温度变化图

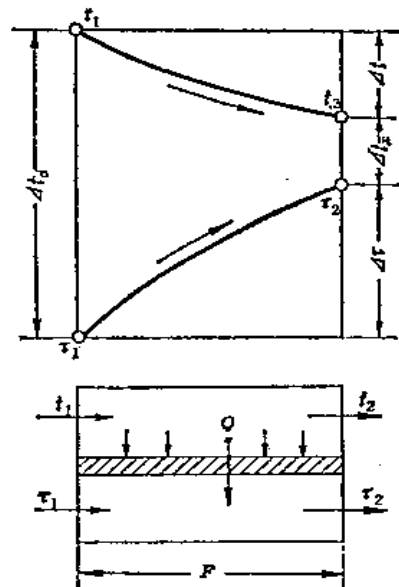


图 6-35 顺流时水-水热交换的温度变化图

$$\Delta t_p = \frac{(t_1 - \tau_1) - (t_2 - \tau_2)}{\ln \frac{t_1 - \tau_1}{t_2 - \tau_2}} \cdot \text{C} \quad (6-48)$$

由于  $t_1' - t_2' = \Delta t_p$ , 此时可得:

$$t_1' = \frac{t_1 + \theta(\tau_1 + \Delta t_p)}{1 + \theta} = \frac{t_2 + \theta(\tau_2 + \Delta t_p)}{1 + \theta} \cdot \text{C} \quad (6-49)$$

$$t_2' = \frac{t_1 + \theta\tau_1 - \Delta t_p}{1 + \theta} = \frac{t_2 + \theta\tau_2 - \Delta t_p}{1 + \theta} \cdot \text{C} \quad (6-50)$$

式中  $\theta$ ——无因次数;

$$\theta = \frac{G_2'}{G_1'} = \frac{t_1 - t_2}{\tau_2 - \tau_1} \quad (6-51)$$

(2) 逆流 如图6-36所示, 此时其对数平均温度差为:

第一种工况

$$\Delta t_p = \frac{(t_1 - \tau_2) - (t_2 - \tau_1)}{\ln \frac{t_1 - \tau_2}{t_2 - \tau_1}} \cdot \text{C} \quad (6-52)$$

第二种工况

$$\Delta t_p = \frac{(t_2 - \tau_1) - (t_1 - \tau_2)}{\ln \frac{t_2 - \tau_1}{t_1 - \tau_2}} \cdot \text{C} \quad (6-53)$$

在逆流热交换中加热和被加热介质的平均温度在第一种工况为:

$$t_1' = \frac{\theta(\tau_2 + \Delta t_p) - t_1}{\theta - 1} = \frac{\theta(\tau_1 + \Delta t_p) - t_2}{\theta - 1} \cdot \text{C} \quad (6-54)$$

$$t_2' = \frac{\theta\tau_2 + \Delta t_p - t_1}{\theta - 1} = \frac{\theta\tau_1 + \Delta t_p - t_2}{\theta - 1} \cdot \text{C} \quad (6-55)$$

第二种工况为:

$$t_1' = \frac{t_1 - \theta(\tau_2 + \Delta t_p)}{1 - \theta} = \frac{t_2 - \theta(\tau_1 + \Delta t_p)}{1 - \theta} \cdot \text{C} \quad (6-56)$$

$$t_2' = \frac{t_1 - \theta\tau_2 - \Delta t_p}{1 - \theta} = \frac{t_2 - \theta\tau_1 - \Delta t_p}{1 - \theta} \cdot \text{C} \quad (6-57)$$

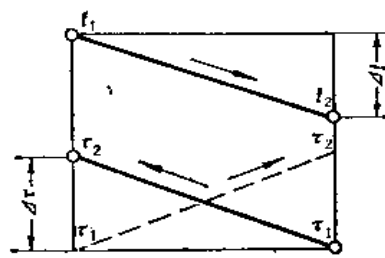
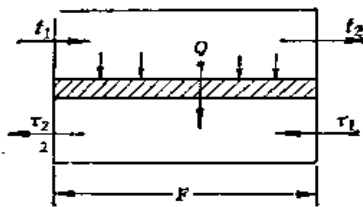
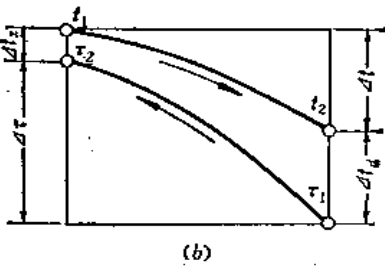
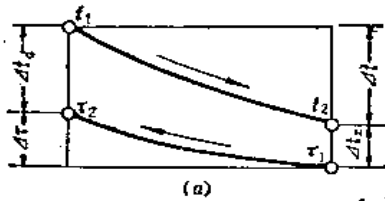


图 6-36 逆流时水-水热交换的温度变化图

图 6-37 介质温度较均匀时的温度变化图

4. 在计算汽-水热交换器时  $\Delta t_m$  不能小于  $5^\circ\text{C}$ ，水-水热交换器时则不能小于  $10^\circ\text{C}$ 。

为了增大加热和被加热介质间的对数平均温度差，根据如前所述，在水-水热交换器中必须使加热和被加热水逆向流动。在汽-水热交换器中，当蒸汽为饱和蒸汽时，蒸汽系在热交换器的传热面上冷凝而放热；当蒸汽为过热蒸汽时，由于过热蒸汽与湿蒸汽及凝结水滴接触后很快失去其过热度，因而蒸汽的平均温度采用热交换器中蒸汽压力下的饱和温度即可。因此，热介质的流向与平均温度差没有什么影响。

5. 当热交换很剧烈，并且温度差较大时，在一般热交换器中，沿器壁介质通路中的温度降通常是不均匀的，此时应采用对数平均温度差进行计算。但当热交换中的温度降不大，且较均匀时，则可用算术平均温度差进行计算（图6-37）。算术平均温度差为：

(1) 顺流：

$$\begin{aligned} \Delta t_m &= \frac{(t_1 - \tau_1) + (t_2 - \tau_2)}{2} \cdot \text{C} & (6-58) \\ &= \frac{\Delta t_a + \Delta t_b}{2} \end{aligned}$$

(2) 逆流：

$$\begin{aligned} \Delta t_m &= \frac{(t_2 - \tau_1) + (t_1 - \tau_2)}{2} \cdot \text{C} & (6-59) \\ &= \frac{\Delta t_a + \Delta t_b}{2} \end{aligned}$$

此时，加热和被加热介质的平均温度为：

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} \cdot \text{C} \quad (6-60)$$

$$\tau_m = \frac{\tau_1 + \tau_2}{2} \cdot \text{C} \quad (6-61)$$

算术平均温度差永远大于对数平均温度差，但是，当  $\Delta t_a / \Delta t_b$  较小时， $\Delta t_m$  与  $\Delta t_m$  相差不大，比如：

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_b} < 1.4 \text{ 时， } \Delta t_m - \Delta t_m < 1\%$$

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_b} = 2 \text{ 时， } \Delta t_m - \Delta t_m = 4\%$$

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_b} = 3 \text{ 时， } \Delta t_m - \Delta t_m = 10\%$$

因此，若  $\Delta t_a / \Delta t_b < 2$  时，就可用算术平均温度差进行计算，这样误差不到 4%，却可以使计算工作简化很多。

#### (四) 传热系数 $K$ 的计算

##### 1. 通过平壁的传热系数

(1) 多层平壁的传热系数为：

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum \frac{\delta}{\lambda}} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{C} \quad (6-62)$$

(2) 单层平壁的传热系数为：

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{C} \quad (6-62A)$$

式中  $\alpha_1$ ——加热介质至管壁的放热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；  
 $\alpha_2$ ——管壁至被加热介质的放热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；  
 $\delta_1$ ——管壁厚度，米；  
 $\delta_2$ ——水垢厚度，米；  
 $\lambda_1$ ——管子的导热系数，千卡/米·时·°C；

一般采用范围：钢管  $\lambda_1=39\sim50$ 千卡/米·时·°C；

黄铜管  $\lambda_1=70\sim100$ 千卡/米·时·°C；

紫铜管  $\lambda_1=300\sim400$ 千卡/米·时·°C；

$\lambda_2$ ——水垢的导热系数，千卡/米·时·°C；一般采用0.5~2千卡/米·时·°C。

由于油的导热系数很低，一般为0.1~0.12千卡/米·时·°C，因此带油蒸汽在进入热交换器以前应先将油除掉。

如果管壁厚度与管子内径及绝热层的厚度相比，其值如小于其直径的1/20时，则传热系数可作为平壁来计算。

## 2. 通过筒壁的传热系数

(1) 单层筒壁的传热系数为：

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{2d_n}{d_n + d_w}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-63)$$

(2) 多层筒壁的传热系数为：

$$K = \frac{1}{\left( \frac{1}{\alpha_1 d_n} + \frac{1}{2\lambda_1} \ln \frac{d_1}{d_n} + \frac{1}{2\lambda_2} \ln \frac{d_2}{d_1} + \dots + \frac{1}{2\lambda_n} \ln \frac{d_n}{d_{n-1}} + \frac{1}{\alpha_2 d_w} \right) d_n} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-64)$$

传热系数 K 的概略数值

表 6-4

被加热水 的流速 (米/秒)	传热系数 K (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)							
	加热介质为水时，热水的流速(米/秒)						加热介质为蒸汽时，蒸汽的压力	
	0.5	0.75	1.0	1.5	2.0	2.5	P ≤ 1表压	P > 1表压
0.5	950	1100	1200	1300	1400	1450	2350/1850	2200/1750
0.75	1070	1250	1350	1500	1650	1700	2950/2300	2750/2150
1.0	1150	1350	1500	1700	1900	2000	3400/2650	3150/2500
1.5	1300	1550	1750	2000	2200	2350	3900/3200	3600/3000
2.0	1400	1700	1900	2200	2450	2600	—/3750	—/3550
2.5	1500	1800	2050	2450	2750	3000	—	—

注：1. 表中所列蒸汽至被加热水的传热系数，分子为两回程汽-水热交换器将水加热20~30°C时的K值，分母为四回程汽-水热交换器将水加热60~65°C时的K值。

2. 表中所列数值系按新换热面算得，考虑到污垢对传热系数的影响，在计算中还应乘以修正系数β值。

3. 上表不适用于大容量的热水器和水箱中的蛇形管，它们的概略数值可采用如下值：

(1) 加热介质为水时， $K=250$ 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；

(2) 加热介质为蒸汽时：

$P \leq 0.7$ 表压， $K=600$ 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；

$P > 0.7$ 表压， $K=650$ 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

式中  $d_s$ ——筒体的内径，米；  
 $d_1, d_2$ ——各层筒体的外径，米；  
 $d_w$ ——最后第  $n$  层筒体的外径，米；  
 $\lambda_1, \lambda_2$ ——各层筒体的导热系数，千卡/米·时·°C。

3. 在设计热交换器时，采用如下数值：

(1) 水-水热交换器管内外水垢的总厚度取 0.5 毫米。当水垢厚度大于 0.5 毫米时，则热交换器的管子应该清洗。

(2) 管壁厚度一般取为：铜管—1 毫米；  
 钢管—2 毫米。

4. 传热系数  $K$  的一些概略数值可见表 6-4。

(五) 放热系数  $\alpha$  的计算

1. 热水的放热系数 热水的放热系数与其流速及温度有关。流速愈大，放热系数愈大。温度愈高，粘性愈小，层流越薄，层流层导热量愈大。因此，水的对流放热系数将随流速增大和温度升高而增加。根据实验和理论的研究，水的对流放热系数如下：

(1) 水在管内或管间作层流或不稳定流动时（即雷诺数  $Re < 10^4$  时）：

$$\alpha = 300 + 68.5 w t_p^{0.5} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-65)$$

式中  $w$ ——水的流速，米/秒；

$t_p$ ——水的平均温度，°C。

水的雷诺数  $Re$  可以根据水的平均温度  $t_p$ 、水流速度  $w$  和直径（内径）由图 6-38 查出。水在管间作层流流动时，其当量直径可由 (6-25) 式算出，然后再查水的雷诺数  $Re$ 。

(2) 水在管内或管间作紊流流动时（即雷诺数  $Re > 10^4$  时）：

当水沿管壁作紊流流动时，从热介质到壁面的放热系数为：

$$\alpha = \phi_1(t_p) \frac{w^{0.8}}{d^{0.2}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-66)$$

式中  $\phi_1(t_p) = 1400 + 18t_p - 0.035t_p^2$ ；

$w$ ——水流速度，米/秒， $w^{0.8}$  的数值见表 6-6；

$t_p$ ——水的平均温度，°C；

$\phi(t_p)$  的 数 值

表 6-5

$t_p$	$\phi_1(t_p)$	$\phi_2(t_p)$	$\phi_3(t_p)$	$t_p$	$\phi_1(t_p)$	$\phi_2(t_p)$	$\phi_3(t_p)$
0	1400	1000	1230	110	2957	2166	2934
10	1577	1146	1426	120	3056	2224	3040
20	1746	1284	1614	130	3149	2274	3137
30	1909	1414	1793	140	3234	2316	3236
40	2064	1536	1964	150	3313	2350	3308
50	2213	1650	2127	160	3384	2376	3380
60	2354	1756	2282	170	3449	2394	3445
70	2489	1854	2429	180	3506	2404	3502
80	2616	1944	2568	190	3557	2406	3550
90	2737	2026	2698	200	3600	2400	3590
100	2850	2100	2820				



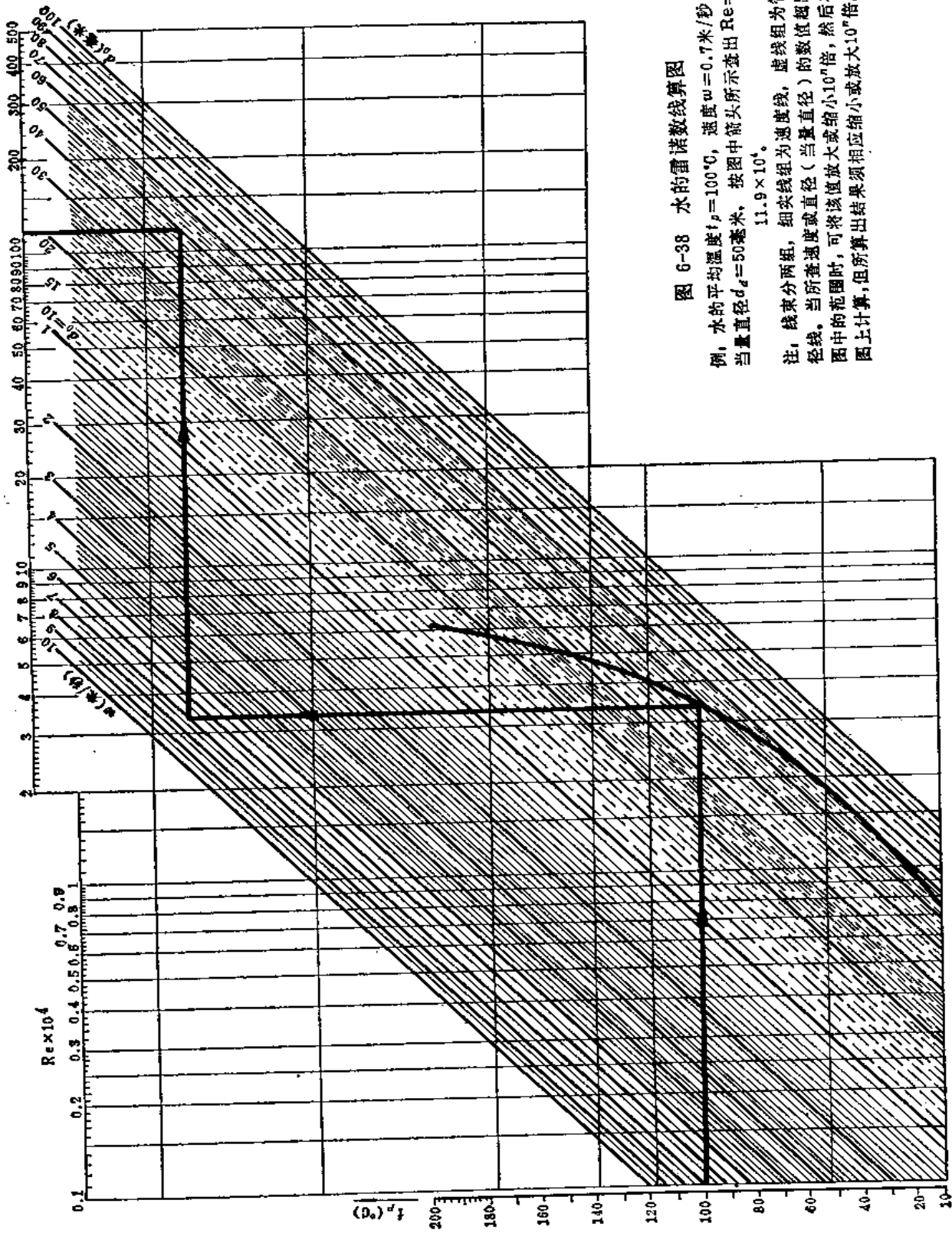
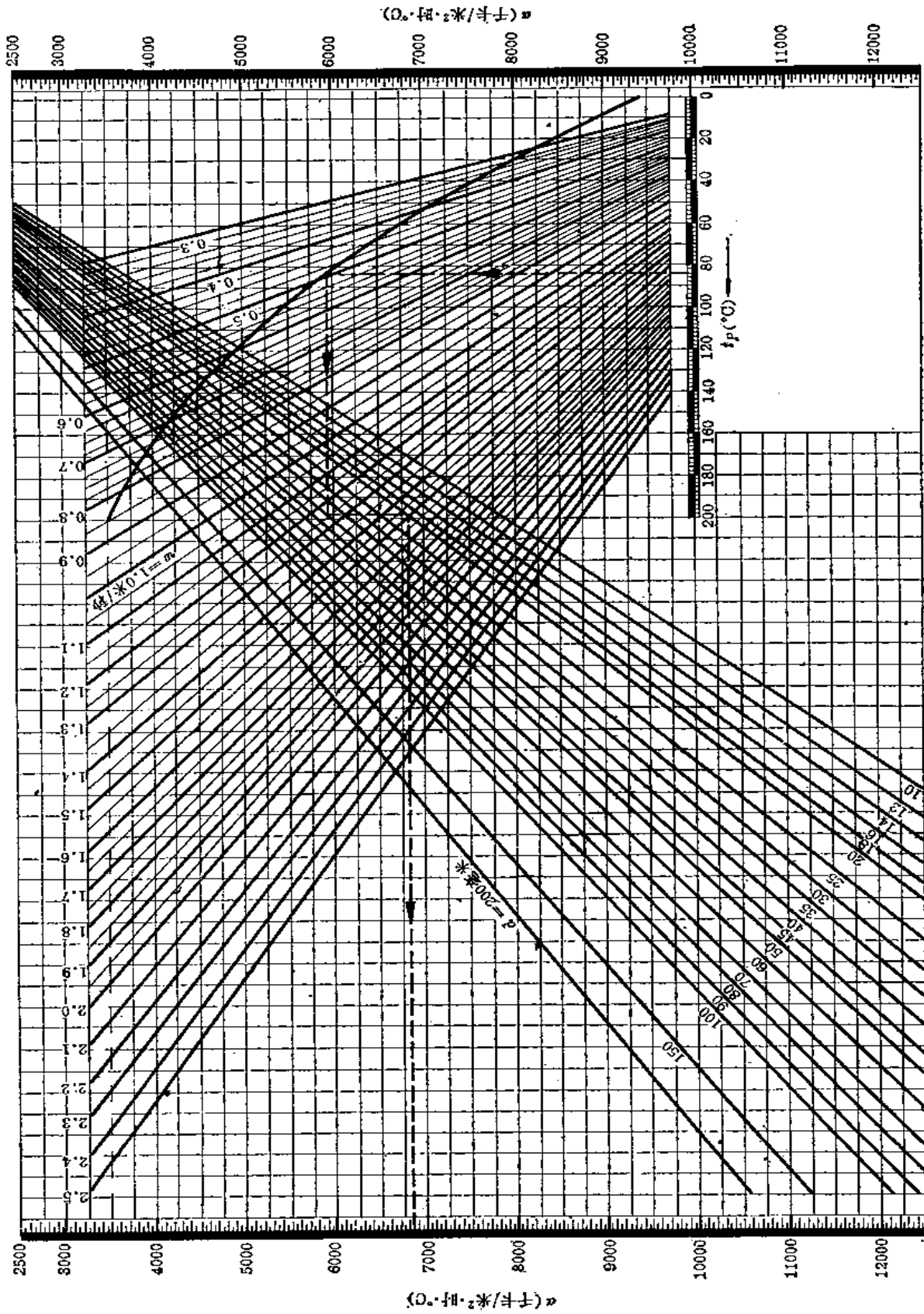


图 6-38 水的雷诺数线图

例，水的平均温度  $t_p = 100^\circ\text{C}$ ，速度  $w = 0.7$  米/秒，当量直径  $d_e = 50$  毫米，按图中箭头所示查出  $Re = 11.9 \times 10^4$ 。

注：线条分两组，细实线组为速度线，虚线组为管径线。当所查速度或直径（当量直径）的数值超出图中的范围时，可将该值放大或缩小  $10^n$  倍，然后在图上计算，但所算出结果须相应缩小或放大  $10^n$  倍。

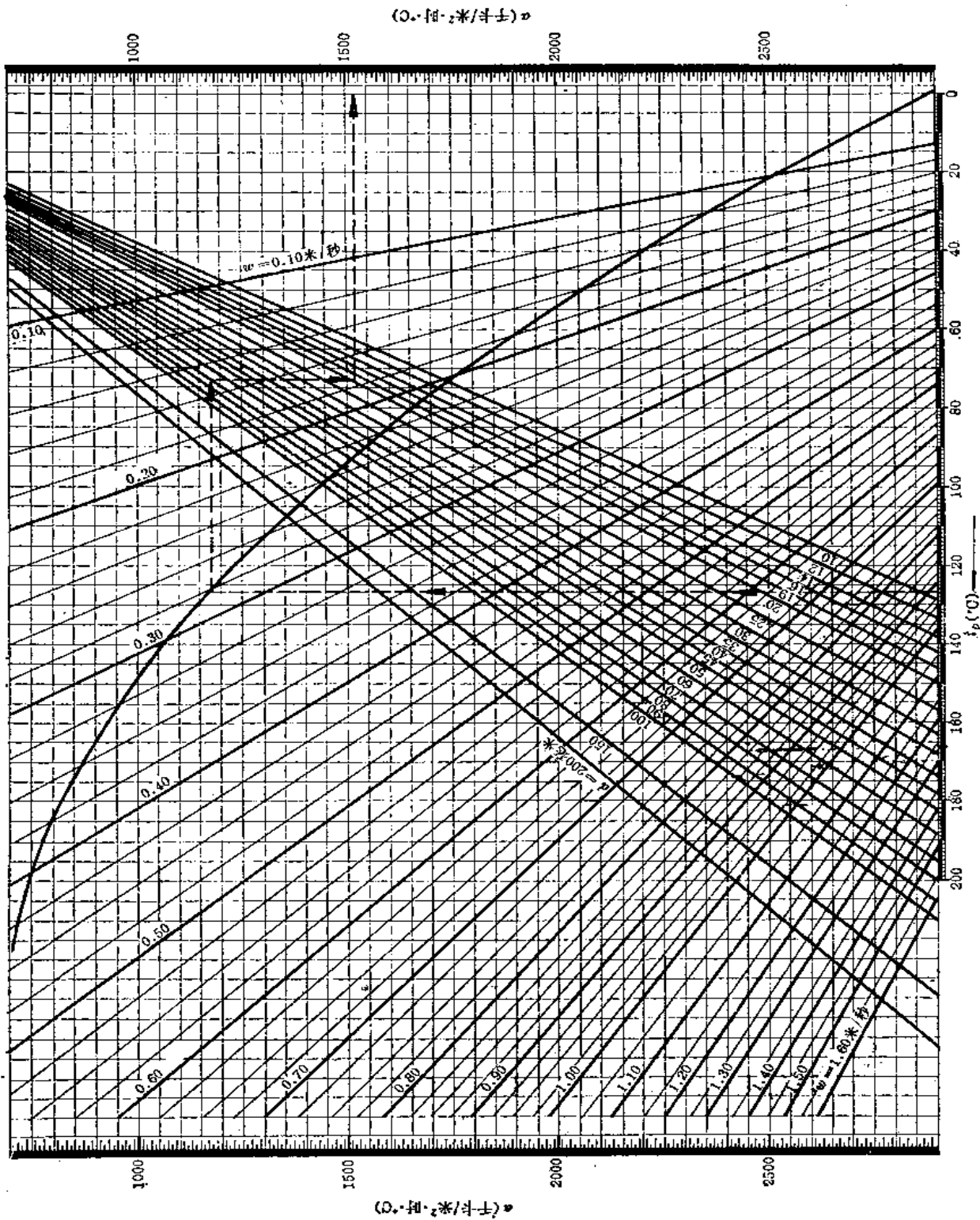


计算公式：  

$$\alpha = \phi_s(t_p) \frac{w^{0.8}}{d^{0.2}} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad \phi_s(t_p) = 1230 + 20t_p - 0.041t_p^2$$

例，已知水的平均温度  $t_p = 84^\circ\text{C}$ ，流速  $w = 1.25$  米/秒，管子内径  $d = 20$  毫米，按箭头顺序查找，得出  $\alpha = 6830$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C

图 6-39 水与管壁间的放热系数  $\alpha$  线算图 (一)



例, 已知水的平均温度  $t_p = 127^\circ\text{C}$ , 流速  $w = 0.153$  米/秒, 管子内径  $d = 20$  毫米按箭头顺序查找, 得出  $\alpha = 1520$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C

图 6-40 水与管壁间的放热系数  $\alpha$  线算图 (二)

$d$ ——管子内径或当量直径，米， $1/d^{0.2}$ 的数值见表6-7。  
 当水横穿管束作紊流流动时，从热介质到壁面的放热系数为：

$$\alpha = \phi_2(t_p) \frac{w^{0.84}}{d^{0.39}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-67)$$

式中  $\phi_2(t_p) = 1000 + 15t_p - 0.04t_p^2$ 。

当温度为  $0 \sim 200^\circ\text{C}$  的水在管内作紊流流动时的放热系数为：

$$\alpha = \phi_3(t_p) \frac{w^{0.8}}{d^{0.2}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-68)$$

式中  $\phi_3(t_p) = 1230 + 20t_p - 0.041t_p^2$ 。

$\phi(t_p)$ 的数值见表6-5。

当流速  $w = 0.1 \sim 3.6$  米/秒时  $w^{0.8}$  的数值

表 6-6

$w$	$w^{0.8}$	$w$	$w^{0.8}$	$w$	$w^{0.8}$	$w$	$w^{0.8}$
0.1	0.158	1.0	1.000	1.9	1.67	2.8	2.28
0.2	0.276	1.1	1.079	2.0	1.74	2.9	2.35
0.3	0.382	1.2	1.157	2.1	1.81	3.0	2.41
0.4	0.480	1.3	1.23	2.2	1.89	3.1	2.47
0.5	0.574	1.4	1.31	2.3	1.95	3.2	2.54
0.6	0.665	1.5	1.38	2.4	2.01	3.3	2.60
0.7	0.752	1.6	1.46	2.5	2.08	3.4	2.66
0.8	0.837	1.7	1.53	2.6	2.14	3.5	2.70
0.9	0.916	1.8	1.60	2.7	2.22	3.6	2.78

$1/d^{0.2}$  的 数 值

表 6-7

$d$	$1/d^{0.2}$	$d$	$1/d^{0.2}$	$d$	$1/d^{0.2}$	$d$	$1/d^{0.2}$
0.010	2.51	0.020	2.19	0.030	2.02	0.055	1.79
0.012	2.42	0.022	2.15	0.035	1.96	0.060	1.76
0.014	2.35	0.024	2.11	0.040	1.90	0.070	1.70
0.016	2.29	0.026	2.07	0.045	1.86	0.080	1.66
0.018	2.23	0.028	2.04	0.050	1.82	0.100	1.58

当水在管内作紊流流动时，水与管壁间的放热系数亦可由图6-39及图6-40的线算图查得。

2. 蒸汽的放热系数 蒸汽在管壁放热与凝结的同时，在管壁上形成凝结水薄膜，这层薄膜是放热的主要热阻。管壁温度越高，以及表面越光滑时，这层薄膜就越薄。当蒸汽流速很大时，凝结水的薄膜就容易被冲破。蒸汽向管壁的放热系数可由下列公式求得：

(1) 当蒸汽流速很小 ( $w = 1 \sim 2$  米/秒)，温度在  $0 \sim 200^\circ\text{C}$  时，层流状凝结水膜沿立管的放热系数为：

$$\alpha = \frac{\phi_1(t_{BH})}{[H(t_{BH} - t_s)]^{0.22}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-69)$$

式中  $\phi_1(t_{BH}) = 5689 + 76.34t_{BH} - 0.2118t_{BH}^2$ ，各  $\phi(t_{BH})$  的数值见表6-9；

$H$ ——管子上层流状凝结水膜的高，米；

$t_{BH}$ ——工作蒸汽压力下的饱和温度， $^\circ\text{C}$ ；

$t_b$ ——管壁外表面平均温度, °C。

(2) 对于层流状凝结水膜在水平管上的冷凝蒸汽的放热系数为:

$$\alpha = \frac{\phi_2(t_{BH})}{[d_w(t_{BH}-t_b)]^{0.25}} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-70)$$

式中  $\phi_2(t_{BH}) = 4320 + 47.54t_{BH} - 0.14t_{BH}^2$ ;

$d_w$ ——当水平管为单根管子时的管子外径, 米。当水平管子为多排管束时, 则可以  $Zd_w$  代替  $d_w$ ;

$Z$ ——径向截面管束中纵列管束的最大根数, 见表6-8。

汽-水热交换器(国家标准图号N107)中纵列管束的最大根数 表 6-8

筒体公称直径, $D_o$	400	500	650	800
纵列管束最大根数, $Z$	8	10	14	18

(3) 当凝结水膜为混合状态时, 即立管的顶部立面为层流状而下部分为紊流状时, 其放热系数为:

$$\alpha = \frac{Re_{BH}}{\phi_5(t_{BH})H(t_{BH}-t_b)} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-71)$$

式中  $Re_{BH} = [253 + \phi_3(t_{BH})H(t_{BH}-t_b) - \phi_4(t_{BH})]^{1/3}$ ;

$$\phi_3(t_{BH}) = 0.4566 + 0.0265t_{BH} + 0.000161t_{BH}^2;$$

$$\phi_4(t_{BH}) = \frac{10^6}{1704 + 37t_{BH} - 0.064t_{BH}^2};$$

$$\phi_5(t_{BH}) = (1040 + 40.9t_{BH} + 0.216t_{BH}^2)10^{-5};$$

$H$ ——立管在热交换器中的有效长度, 米。

$\phi_1(t_{BH})$ 、 $\phi_2(t_{BH})$ 、 $\phi_3(t_{BH})$ 、 $\phi_4(t_{BH})$ 及 $\phi_5(t_{BH})$ 的数值 表 6-9

$t_{BH}(\text{°C})$	数 值				
	$\phi_1(t_{BH})$	$\phi_2(t_{BH})$	$\phi_3(t_{BH})$	$\phi_4(t_{BH})$	$\phi_5(t_{BH}) \times 10^5$
100	11205	7674	4.717	210	7.29
110	11524	7855	5.322	201	8.15
120	11809	8020	5.957	192	9.05
130	12039	8140	6.627	185	10.01
140	12249	8220	7.307	178	11.01
150	12375	8300	8.052	172	12.03
160	12469	8340	8.812	167	13.11
170	12554	8400	9.617	162	14.22
180	12579	8340	10.437	159	15.40
190	12539	8310	11.267	156	16.56
200	12509	8228	12.197	153	17.88

(4) 管壁表面平均温度 通过壁面传热时的温度分布见图6-41。同已知介质温度接触段上换热面的平均温度按下式求得:

$$t'_s = t'_p - (t'_p - t'_v) \frac{R'}{R_s} \text{ °C} \quad (6-72)$$

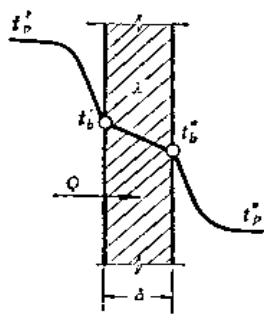


图 6-41 通过壁面传热时的温度分布图

$$t_b'' = t_p'' + (t_p' - t_p'') \frac{R''}{R_z} \quad (6-73)$$

一般壁面热阻较小, 可取

$$R_z \approx R' + R'' \approx \frac{1}{\alpha'} + \frac{1}{\alpha''} \quad (6-74)$$

此时, 管壁表面平均温度可表示为:

$$t_{b_1}'' = t_{b_1}' = t_p' - (t_p' - t_p'') \frac{\frac{1}{\alpha'}}{\frac{1}{\alpha'} + \frac{1}{\alpha''}} \\ = \frac{t_p' \alpha' + t_p'' \alpha''}{\alpha' + \alpha''} \quad (6-75)$$

在开始进行计算时,  $\alpha'$  及  $\alpha''$  均为未知数, 此时可约取为:

$$t_{b_2}'' = t_{b_2}' = \frac{t_p' + t_p''}{2} \quad (6-76)$$

式中  $t_{b_1}'$  ——与加热介质接触的换热面的表面平均温度 ( $t_{b_1}'$ 、 $t_{b_2}'$  中之 1、2 为两种情况所得值), °C;

$t_{b_1}''$  ——与被加热介质接触的换热面的表面平均温度 ( $t_{b_1}''$ 、 $t_{b_2}''$  中之 1、2 为两种情况所得值), °C;

$\alpha'$  ——从加热介质到壁面的放热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$\alpha''$  ——从壁面到被加热介质的放热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$R_z$  ——通过换热面传热的总热阻, 米<sup>2</sup>·时·°C/千卡;

$R'$  ——从加热介质到壁面的热阻, 米<sup>2</sup>·时·°C/千卡;

$R''$  ——从壁面到被加热介质的热阻, 米<sup>2</sup>·时·°C/千卡。

当用  $t_{b_2}''$  算出  $\alpha'$  和求得  $\alpha''$  后, 可根据公式 (6-75) 算出  $t_{b_1}'$ , 然后对蒸汽冷凝放热系数进行校正。校正后的蒸汽冷凝放热系数为:

$$\alpha_2' = \alpha_1' \delta \quad (6-77)$$

式中  $\alpha_1'$  ——用  $t_{b_2}''$  算出的蒸汽至壁面的放热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$\alpha_2'$  ——校正后的蒸汽至壁面的放热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$\delta$  ——误差校正系数,

$$\delta = \left( \frac{t_{BH} - t_{b_2}}{t_{BH} - t_{b_1}'} \right)^{0.25} \quad (6-78)$$

3. 影响蒸汽凝结放热的各种因素 在设计和计算汽-水热交换器时, 还应了解下列诸因素对蒸汽凝结放热的影响:

(1) 蒸汽流速及流向的影响 当蒸汽与凝结水膜相对速度加大, 就会彼此间引起摩擦。如蒸汽流顺着凝结水膜的流向 (即蒸汽向下流动)。则摩擦将使凝结水膜减薄, 从而增加了放热系数。反之, 则使凝结水膜变厚而降低了放热系数。但当摩擦力超过凝结水膜的重力时, 凝结水膜将被蒸汽吹离表面, 此时, 不管蒸汽流向如何, 放热系数均将随流速的增加而增大。图6-42示出在不同压力下蒸汽凝结时放热系数  $\alpha$  的变化与蒸汽流速、流向之间的关系。图中  $\alpha_w/\alpha_0$  为在流速为 0 及  $w$  时的放热系数的比值。

(2) 表面状况的影响 表面粗糙或有氧化层都会使膜层变厚而降低放热系数, 一般

降低率达30%，甚至更多。

(3) 蒸汽中夹杂空气的影响 如果蒸汽内含有不凝结气体——空气，则放热系数将大大减小。这是由于空气在换热面附近逐渐聚积形成夹层而使热阻加大。图6-43中 $\gamma_k/\gamma_s$ 为空气及蒸汽比重的比值。 $\alpha_k/\alpha_s$ 为蒸汽中混有空气及纯蒸汽的放热系数的比值。从图中可以看出，蒸汽中即使只有1%的空气量，放热系数将降低约60%。这是要求在热交换器中严格防止空气存在的原因之一。

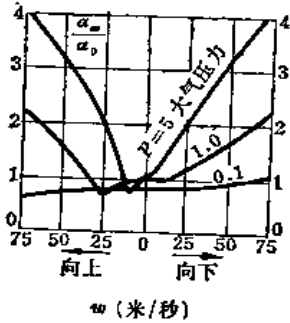


图 6-42 蒸汽在不同压力下凝结时放热系数与流速、流向之间的关系

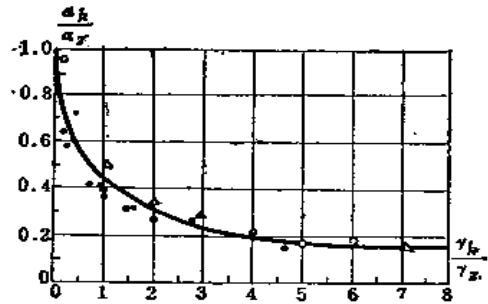


图 6-43 蒸汽凝结时的放热系数随蒸汽中空气含量而变化的情况

(4) 换热面组合情况的影响 对于单管的蒸汽冷凝放热系数来说，管横放为竖放的1.7倍。这是因为横放时管子周围的凝结水膜总的来说是比较薄的。当有n排管束时，凝结水将从上面各排流到下面各排，所以下面各排的凝结水膜将愈来愈厚，放热系数也将愈来愈低。图6-44表示了从顶上一排管算起，管束中各排管子放热系数的修正系数。如第一排管子的放热系数为 $\alpha$ ，则第n排管子的放热系数 $\alpha_n = \epsilon_n \alpha$ 。

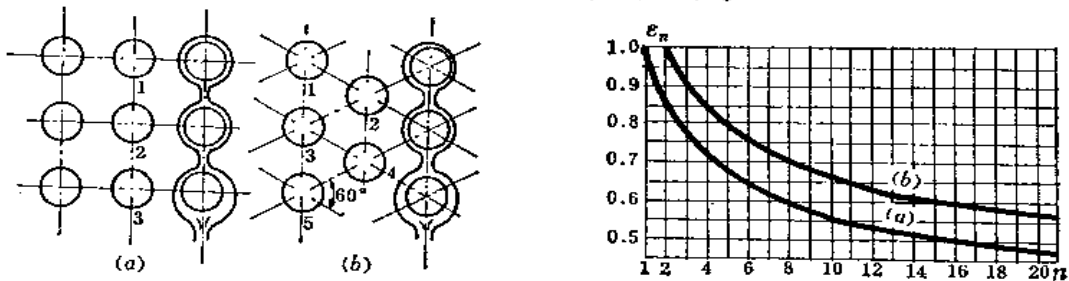


图 6-44 卧式汽-水热交换器管子排列情况及从顶上一排管子算起，管束中各排管子放热系数的修正系数

$$\epsilon_n = \frac{\alpha_n}{\alpha}; \quad (a) \text{ 顺排}, (b) \text{ 叉排}$$

4. 蒸汽凝结水在水-水热交换器中的换热 蒸汽经汽-水热交换器换热后冷凝下来的凝结水在蒸汽压力比较稳定的状态下经过疏水器以后，由于压力突然降低而成为过热凝结水，于是放出二次蒸汽。此时的凝结水已非单纯水态的凝结水，而系水汽混合体了。蒸汽凝结水混合体中的二次蒸汽量将随水温降低而逐渐减少。压力由 $P_1$ 下降到 $P_2$ 时凝结水放出的二次蒸汽量可由图6-45查得。蒸汽凝结水混合体在平均温度下的重度为：

$$\gamma_s = \frac{1}{(1-x)v_n + xv_s} \quad \text{公斤/米}^3 \quad (6-79)$$

式中  $x$  —— 压力由 $P_1$ 下降到 $P_2$ 时1公斤凝结水放出的蒸汽量，公斤/公斤；  
 $v_s$  —— 在平均温度下饱和凝结水的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

$v_2$ ——在平均温度下凝结水放出的二次蒸汽的比容，米<sup>3</sup>/公斤。

从疏水器流出的过热凝结水，开始虽然温度很高，但由于马上在水-水热交换中进行剧烈的热交换，不少二次蒸汽又重新凝结，状态比较复杂。因此，建议在计算(6-79)式

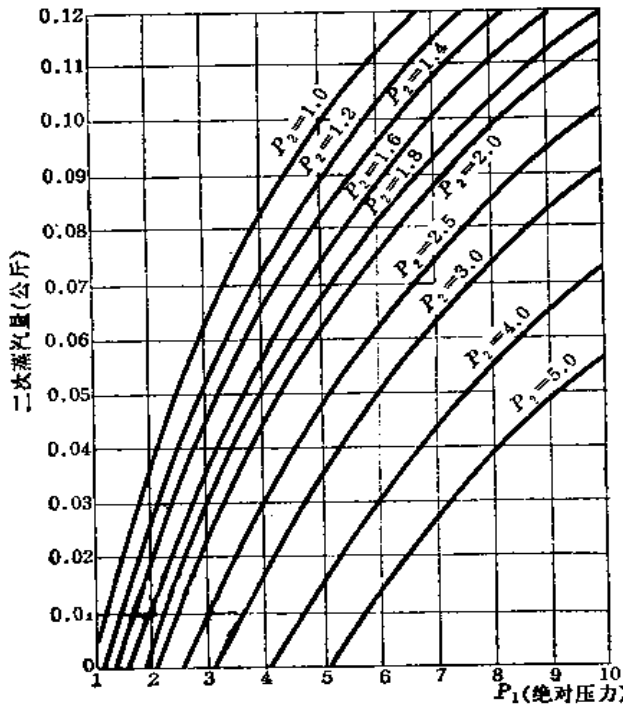


图 6-45 压力由 $P_1$ 下降到 $P_2$ 时凝结水放出的二次蒸汽量  
 $P_1$ —凝结水进入低压容器前的压力，绝对压力；  
 $P_2$ —凝结水进入低压容器中的压力，绝对压力

时，压力选取如下：

$P_1$ ——凝结水平均温度下的饱和压力，绝对压力；

$P_2$ ——水-水热交换器中加热水侧的平均压力，绝对压力。

在凝结水直接返回凝结水箱的情况下，由于锅炉房一般均选用开式凝结水箱，出口压力可取1.1~1.2绝对压力。因此可取 $P_2=(P_1+1.2)/2$ 绝对压力。

当设计中采用开式凝结水箱时，为了不致使水-水热交换器的加热空间倒空以致导致空气进入腐蚀设备和降低传热效率，在设备管路的设计和安装中应注意使加热空间能经常保持满水状态，如图6-46所示。

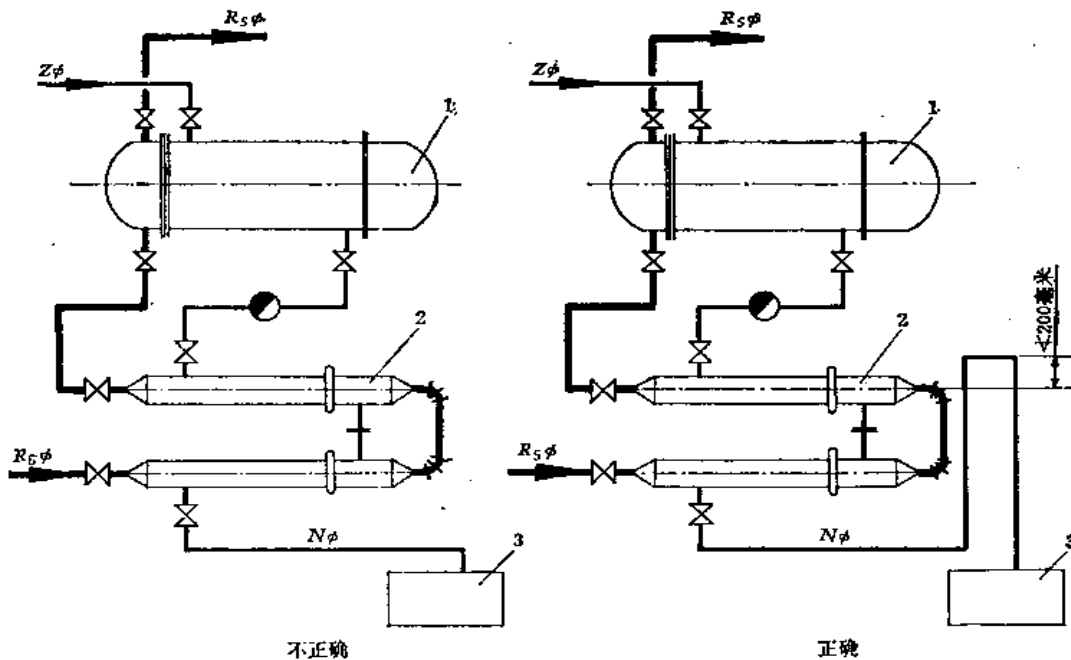


图 6-46 水-水热交换器保持满水运行图  
 1—汽-水热交换器；2—水-水热交换器；3—凝结水箱



5. 从不同介质到换热面的对流放热系数的大体范围见表6-10。

不同介质到换热面的对流放热系数的大体范围

表 6-10

序号	传 热 介 质 及 状 态	$\alpha$ (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)
1	自然对流的气体	3~10
2	强迫对流的气体	10~100
3	自然对流的大粘性液体(油类)	50~200
4	强迫对流的大粘性液体(油类)	100~500
5	自然对流的小粘性液体(水)	200~1000
6	强迫对流的小粘性液体(水)	500~12000
7	冷凝蒸汽的凝结水膜	1000~15000
8	冷凝蒸汽的凝结水滴	15000~100000

### 三、管壳式换热器的热力计算示例

#### (一) 热力计算的任务

1. 热力计算的任务主要有三种类型, 即设计、校核和工况计算。当热介质为液体或汽体状时, 热交换可写成下式:

$$Q = G_r c_r (t_1 - t_2) = G_i c_i (\tau_2 - \tau_1) \\ = \beta K_p (t'_p - t''_p) F = \beta K_p \Delta t_p F \quad \text{千卡/时} \quad (6-80)$$

式中  $G_r, G_i$ ——加热和被加热介质的流量, 公斤/时;

$c_r, c_i$ ——加热和被加热介质的平均比热, 千卡/公斤·°C;

$t'_p, t''_p$ ——加热和被加热介质的平均温度, °C;  $\Delta t_p = t'_p - t''_p$ ;

列管式换热器的换热面积为:

$$F = Z \pi d_w l \quad \text{米}^2 \quad (6-18)$$

从上两式可知, 除平均比热  $c_r, c_i$  与平均温度有关外, 其余全部十五个主要数值有:

- (1) 加热和被加热介质在热交换器进出口的四个温度,  $t_1, t_2, \tau_1$  及  $\tau_2$ ;
- (2) 加热和被加热介质在热交换器中的平均温度  $t'_p, t''_p$ ;
- (3) 加热和被加热介质在热交换器中的流量  $G_r$  及  $G_i$ ;
- (4) 列管式热交换器中换热面的五个构造尺寸, 即管束的内径、外径、有效长度和管子根数, 管壳的内径(加上热交换器的回程数, 构造尺寸为六个数值);
- (5) 修正系数  $\beta$ ;
- (6) 热交换器的传热量  $Q$ 。

2. 热力计算任务可分为以下几种类组:

(1) 设计计算任务(此时热交换器的换热面积均为未知数)。

I. 第一组 加热和被加热介质流量均为已知数, 仅热介质进出口温度  $t_1, t_2, \tau_1, \tau_2$  中之一为未知数。

II. 第二组 热介质的进出口温度四个数均为已知数, 仅热介质流量之一为未知数。

(2) 校核计算任务(此时两个热介质的流量和介质的两组温度中有两个为未知数, 热交换面积均为已知数)。

Ⅲ.第三组 两个热介质流量均为未知数。

Ⅳ.第四组 加热和被加热介质的四个温度中,有任意两个温度为未知数。

热力计算任务汇总

表 6-11

任务序号	任务组号	基本变化数据							
		热交换器的传热量 $Q$ (千卡/时)	换热面积 $F$ (米 <sup>2</sup> )	温度 (°C)				介质流量(吨/时)	
				加 热		被 加 热		加热介质 $G_r$	被加热介质 $G_t$
				进 口 $t_1$	出 口 $t_2$	进 口 $\tau_1$	出 口 $\tau_2$		
(1) 设计计算任务									
1	I	×	○	×	×	×	○	×	×
2	I	×	○	×	×	○	×	×	×
3	I	×	○	×	○	×	×	×	×
4	I	×	○	○	×	×	×	×	×
5	II	×	○	×	×	×	×	○	×
6	II	×	○	×	×	×	×	×	○
(2) 校核计算任务									
7	III	○	×	×	×	×	×	○	○
8	IV	×	×	○	○	×	×	×	×
9	IV	×	×	×	×	○	○	×	×
10	IV	○	×	○	×	○	×	×	×
11	IV	○	×	○	×	×	○	×	×
12	IV	○	×	×	○	×	○	×	×
13	IV	○	×	×	○	○	×	×	×
(3) 工况计算任务									
14	V	×	×	○	×	×	×	○	×
15	V	×	×	×	○	×	×	○	×
16	V	×	×	×	×	○	×	×	○
17	V	×	×	×	×	×	○	×	○
18	VI	○	×	×	×	○	×	○	×
19	VI	○	×	×	×	×	○	○	×
20	VI	○	×	○	×	×	×	×	○
21	VI	○	×	×	○	×	×	×	○

备注:表中符号“×”表示给定值,“○”表示未知数。

(3) 工况计算任务 (此时热介质的某一流量及其一个温度或另一介质的一个温度为未知数, 而换热面积均为已知数)。

V. 第五组 某一热介质的流量及其一个温度为未知数。

VI. 第六组 某一热介质的流量和另一介质的一个温度为未知数。

根据以上热力计算任务的类组列出热交换器热力计算任务汇总表, 见表6-11。

3. 当热交换器加热介质为冷凝蒸汽, 而被加热介质为未沸腾的液体时, 热交换可写成为:

$$\begin{aligned} Q &= G_s(i - c_2 t_{2r}) = G_s \cdot C''(\tau_2 - \tau_1) \\ &= \beta K_p (t_{BH} - t_p'') F \\ &= \beta K_p \Delta t_p F \quad \text{千卡/时} \end{aligned} \quad (6-81)$$

式中  $G_s$ ——加热蒸汽流量, 公斤/时;

$i$ ——加热蒸汽的热焓, 千卡/公斤;

$t_{2r}$ ——热交换器出口的凝结水温度, 通常可取为热交换器中蒸汽的饱和温度  $t_{BH}$ 。

当凝结水温取为饱和温度  $t_{BH}$  时, 汽-水热交换器热力计算任务将从21种减少到16种。

从(6-80)式可得传热面积为:

$$\begin{aligned} F &= \frac{Q}{\beta K_p \Delta t_p} = \frac{G_r c_r (t_1 - t_2)}{\beta K_p \Delta t_p} \\ &= \frac{G_1 c_1 (\tau_2 - \tau_1)}{\beta K_p \Delta t_p} \quad \text{米}^2 \end{aligned} \quad (6-80A)$$

## (二) 热力计算示例

**例 1** 某厂区蒸汽锅炉房的采暖通风热负荷  $\Sigma Q = 3458000$  千卡/时, 根据厂区条件采用  $140 \sim 70^\circ\text{C}$  的高温热水供热。锅炉工作压力为 8 公斤力/厘米<sup>2</sup>。试计算和选取附属换热站的汽-水热交换器和水-水热交换器。

**解** 热交换器的换热量可由(6-36)式求得:

$$Q = \frac{\Sigma Q}{\eta} = \frac{3458000}{0.98} = 3528600 \quad \text{千卡/时}$$

选取进入汽-水热交换器的蒸汽压力为 7 绝对压力, 此时蒸汽的热焓  $i = 659.9$  千卡/公斤,  $t_{BH} = 164.2^\circ\text{C}$ 。

供热系统的循环水量为:

$$G_s = \frac{3528600}{140 - 70} = 50410 \quad \text{公斤/时}$$

设蒸汽冷凝后的凝结水直接进入水-水热交换器中, 此时取  $t_1 = 164.2^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 90^\circ\text{C}$ ,  $c' = 1$ , 从(6-80)式可得水-水热交换器的换热量为:

$$Q_s = G_s(164.2 - 90) = 50410(\tau - 70)$$

从(6-81)式可得汽-水热交换器的换热量为:

$$Q_s = G_s(659.9 - 164.2) = 50410(140 - \tau)$$

解上两式得:

$$\tau = 79.1^\circ\text{C}, \quad G_s = 6200 \text{ 公斤/时}$$

$\tau$  即循环水离开水-水热交换器和进入汽-水热交换器的温度。

汽-水热交换器的热力设计计算过程及结果见表6-13。根据计算所需换热面积, 选取

有效长为3000毫米、 $D_0$ 650的汽-水热交换器两只，此时换热面积为 $23.74 \times 2 = 47.48$  米<sup>2</sup>，即为实际所需的114%。

由于设计时让汽-水热交换器的凝结水直接进入水-水热交换器中，故水-水热交换器的换热量为：

$$Q_s = 3528600 - 3070000 = 458600 \text{ 千卡/时}$$

水-水热交换器（国家标准图图号N107）的 $f_w/f_n$ 值（单位，毫米） 表 6-12

筒体公称直径 $D_0$	200	300	350	400
$f_w/f_n$	4.08	4.97	5.38	4.97

汽-水热交换器的热力设计计算格式

表 6-13

序号	计算数值的名称	符 号	单 位	来源或计算公式	数 值
1	被加热水流量	$G_w$	公斤/时	已知	$\frac{50410}{2}$
2	热交换器进口水温	$t_1$	°C	计算	79.1
3	热交换器出口水温	$t_2$	°C	已知	140
4	加热蒸汽压力	$P_{BH}$	绝对压力	选取	7
5	加热蒸汽饱和温度	$t_{BH}$	°C	附录表31	164.2
6	当 $c^* = 1$ 千卡/公斤·°C时热交换器的计算换热量	$Q_s$	千卡/时	式(6-81)	$\frac{3.07 \times 10^5}{2}$
7	蒸汽和水的对数平均温度差	$\Delta t_p$	°C	式(6-46)	48.4
8	热交换器中水的平均温度	$t_p^*$	°C	式(6-47)	$\frac{164.2 - 48.4}{2} = 115.8$
9	数 值	$\phi_1(t_p^*)$	—	表6-5	2996
10	在平均温度时水的重度	$\gamma$	公斤/米 <sup>3</sup>	附录表32	946.4
11	选用热交换器型号	—	—	采用N107-3	$P_{06}, D_{0650}$
12	钢管直径	$d$	米	查表	25/20
13	水的流通截面积	$f_w$	米 <sup>2</sup>	查表	0.0088
14	在管束内水的平均流速	$w$	米/秒	式(6-20)	0.84
15	雷诺数	$Re$	—	图6-38	$6.4 \times 10^4$
16	数 值	$w^{0.3}$	—	表6-6	0.87
17	热交换器管束内径	$d_n$	米	—	0.020
18	数 值	$1/d_n^{0.2}$	—	表6-7	2.19
19	从管子内表面到水的放热系数	$\alpha_n$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-68)	5700
20	管子外径	$d_w$	米	查表	0.025
21	纵列管束最大根数	$Z$	根	—	14
22	管子外表面平均温度	$t_b'_{12}$	°C	式(6-76)	140.0
23	数 值	$\phi_2(t_{BH})$	—	表6-9	8220
24	从凝结水膜到管壁的放热系数	$\alpha_m$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-70)	4800
25	管壁表面平均温度	$t_b'_{11}$	°C	式(6-75)	133.3
26	误差校正系数	$\delta$	—	式(6-78)	0.941
27	校正后的蒸汽冷凝放热系数	$\alpha'$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-77)	4520
28	钢管导热系数	$\lambda$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	选取	40
29	传热系数	$K_p$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-62A)	2175
30	换热面的修正系数	$\beta$	—	表6-3	0.70
31	换热面积	$F$	米 <sup>2</sup>	式(6-80A)	20.9

水-水热交换器的热力设计计算过程及结果见表6-14及6-15。表6-14给出了凝结水为水态时流经管间及管内两种情况下所需的换热面积，各为24.5及11.8米<sup>2</sup>。其所以相差这样大主要在于管间面积太大，凝结水量较小，致凝结水的平均流速很低，因而造成 $\alpha$ 值较低，传热效果较差。国家标准图（图号N107）中水-水热交换器的 $f_w/f_n$ 值见表6-12。从表中可以看出管间面积与管内面积的比值均在4以上。因此，宜对水-水热交换器重行设

水-水热交换器的热力设计计算格式（凝结水为水态时）

表 6-14

序号	计算数值的名称	符号	单位	来源或 计算公式	数 值	
					循环水在管间 流 动 时	凝结水在管间 流 动 时
1	循环水的流量	$G_c$	公斤/时	已知	50410	
2	循环水进口温度	$t_1$	°C	已知	70	
3	循环水出口温度	$t_2$	°C	计算	79.1	
4	凝结水进口温度	$t_1$	°C	已知	164.2	
5	凝结水出口温度	$t_2$	°C	假定	90	
6	凝结水流量	$G_n$	公斤/时	计算	6200	
7	热交换器的计算换热量	$Q_c$	千卡/时	计算	458600	
8	当热交换器为逆流时的对数平均 温度差	$\Delta t_p$	°C	式(6-52)	44.8	
9	无因次数	$\theta$	—	式(6-51)	8.14	
10	凝结水的平均温度	$t_p'$	°C	式(6-54)	118	
11	循环水的平均温度	$t_p''$	°C	式(6-55)	73.4	
12	平均温度下凝结水的重度	$\gamma'$	公斤/米 <sup>3</sup>	附录表32	944.6	
13	数 值	$\Phi_3(t_p')$	—	表6-5	3019	
14	平均温度下循环水的重度	$\gamma''$	公斤/米 <sup>3</sup>	附录表32	975.4	
15	数 值	$\Phi_3(t_p'')$	—	表6-5	2486	
16	选用的热交换器型号	—	—	采用N107-5	$P_{06}; D_{0200}$	
17	管间空间面积	$f_w$	米 <sup>2</sup>	查表	0.02431	
18	管间水的平均流速	$w_w$	米/秒	式(6-22)	0.59	0.075
19	数 值	$w_w^{0.8}$	—	表6-6	0.656	0.126
20	管间空间的当量直径	$d_d$	米	查表	0.0651	
21	数 值	$1/d_d^{0.2}$	—	图6-7	1.73	
22	雷诺数	Re	—	图6-38	$8.5 \times 10^4$	$2 \times 10^4$
23	管壁到循环水（或凝结水到管壁） 的放热系数	$\alpha_1$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-68)	2820	(657)
24	管子空间总面积	$f_n$	米 <sup>2</sup>	查表	0.00596	
25	管内水的平均流速	$w_n$	米/秒	式(6-20)	0.306	2.42
26	数 值	$w_n^{0.8}$	—	表6-6	0.388	2.03
27	管束内径	$d_n$	米	查表	0.020	
28	数 值	$1/d_n^{0.2}$	—	表6-7	2.19	
29	雷诺数	Re	—	图6-38	$2.5 \times 10^4$	$12 \times 10^4$
30	凝结水到管壁（或管壁到循环水） 的放热系数	$\alpha_2$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-68)	2560	(11000)
31	钢管导热系数	$\lambda$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	选取	40	
32	传热系数	$K_p$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-62A)	1240	600
33	换热面的修正系数	$\beta$	—	表6-3	0.70	
34	换热面积	$F$	米 <sup>2</sup>	式(6-80A)	11.8	24.5

E167

重 工 部 局

计, 将  $f_w/f_n$  值降到2左右, 以适应清洁的凝结水在不便清洗的管间流动, 而较脏的循环水流经管内的需要。此时, 水-水热交换器中管子间的净距宜降低到5~6毫米以减少管间的截面积。

水-水热交换器的热力设计计算格式(凝结水为水汽混合体时) 表 6-15

序号	计算数值的名称	符 号	单 位	来源或计算公式	数 值
1	循环水的流量	$G_c$	公斤/时	已知	50410
2	循环水进口温度	$t_1$	°C	已知	70
3	循环水出口温度	$t_2$	°C	计算	79.1
4	凝结水进口温度	$t_1$	°C	已知	164.2
5	凝结水出口温度	$t_2$	°C	假定	90
6	凝结水流量	$G_x$	公斤/时	计算	6200
7	热交换器的计算换热量	$Q_c$	千卡/时	计算	458600
8	当热交换器为逆流时的对数平均温度差	$\Delta t_p$	°C	式(6-52)	44.8
9	无因次数	$\theta$	—	式(6-51)	8.14
10	凝结水的平均温度	$t_p'$	°C	式(6-54)	118.5
11	平均温度下的饱和压力	$P_1$	绝对压力		1.9
12	水-水热交换器中加热水侧的平均压力	$P_2$	绝对压力	假定	1.2
13	压力由 $P_1$ 下降到 $P_2$ 时凝结水放出的二次蒸汽量	$x$	公斤/公斤	图6-45	0.014
14	平均温度下饱和凝结水的比容	$v_n$	米 <sup>3</sup> /公斤	查表	0.001058
15	在平均温度下凝结水放出的二次蒸汽的比容	$v_x$	米 <sup>3</sup> /公斤	查表	0.9486
16	凝结水为水汽混合体时的重度	$\gamma_n$	公斤/米 <sup>3</sup>	式(6-79)	69.7
17	选用的热交换器型号	—	—	采用N107-6	$P_06; D_0300$
18	管间空间面积	$f_w$	米 <sup>2</sup>	查表	0.05732
19	管间凝结水的平均流速	$w_w$	米/秒	式(6-22)	0.428
20	数 值	$w_w^{0.5}$	—	表6-6	0.508
21	管间空间的当量直径	$d_d$	米	查表	0.0796
22	数 值	$1/d_d^{0.2}$	—	表6-7	1.66
23	雷诺数	Re	—	图6-38	$13.2 \times 10^4$
24	数 值	$\phi_1(t_p')$	—	表6-5	3019
25	从凝结水到管壁的放热系数	$\alpha_w$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-68)	2550
26	循环水的平均温度	$t_p''$	°C	式(6-55)	73.4
27	管子空间总面积	$f_n$	米 <sup>2</sup>	查表	0.01162
28	管内循环水的平均流速	$w_n$	米/秒	式(6-20)	1.235
29	数 值	$w_n^{0.5}$	—	表6-6	1.184
30	管束内径	$d_n$	米	查表	0.020
31	雷诺数	Re	—	图6-38	$6.8 \times 10^4$
32	数 值	$1/d_n^{0.2}$	—	表6-7	2.19
33	数 值	$\phi_2(t_p'')$	—	表6-5	2486
34	管壁到循环水的放热系数	$\alpha_n$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-68)	6450
35	钢管的导热系数	$\lambda$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	选取	40
36	传热系数	$K_p$	千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	式(6-62A)	1640
37	换热面的修正系数	$\beta$	—	表6-3	0.70
38	换热面积	$F$	米 <sup>2</sup>	式(6-80A)	8.9

27A

表6-15给出了凝结水为水汽混合物时流经管间所需的换热面积，为8.9米<sup>2</sup>。考虑到供热系统质调节时，大多数时间热负荷较计算热负荷为低，即凝结水量将相应地有所减少，凝结水的平均流速将更低。因此选取有效长度为2800毫米、 $D_o$ 300的水-水热交换器一只。此时换热面积为14.63米<sup>2</sup>，即为计算所需的165%。从表6-14的计算结果可以看出，若闭式系统的循环水已经过除氧，系统在安装时清洗比较干净，则让循环水在管间流动将可大大节省换热面积。

#### 四、管壳式热交换器的阻力计算

介质在热交换器中流动就会受到阻力，这个阻力是供热系统总阻力的一部分，只有知道这些阻力以后才能正确地选用循环水泵。

##### (一) 热交换器中流动阻力的计算

1. 热交换器中的流动阻力为管壁摩擦阻力及器内局部阻力之和，其计算公式如下管内介质的流动阻力为：

$$\Sigma \Delta H_n = \left( \frac{\lambda L}{d_n} + \Sigma \xi \right) \frac{w_n^2 \cdot \gamma_n}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-82)$$

管间介质沿管束方向的流动阻力为：

$$\Sigma \Delta H_w = \left( \frac{\lambda L}{d_s} + \Sigma \xi \right) \frac{w_w^2 \cdot \gamma_w}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-83)$$

式中  $\Delta H_n$ ——管内介质的流动阻力，公斤力/米<sup>2</sup>或毫米水柱；

$\Delta H_w$ ——管间介质的流动阻力，公斤力/米<sup>2</sup>或毫米水柱；

$L$ ——管束的总长度，米；

$d_n$ ——管子内径，米；

$d_s$ ——管间断面的当量直径，米，参见公式(6-25)；

$w_n$ ——管内介质的流速，米/秒；

$w_w$ ——管间介质的流速，米/秒；

$\gamma_n$ ——管内介质的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$\gamma_w$ ——管间介质的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$g$ ——重力加速度， $g = 9.81$ 米/秒<sup>2</sup>；

$\Sigma \xi$ ——局部阻力系数之总和；

$\lambda$ ——摩擦阻力系数，一般钢管 $\lambda = 0.03$ ，黄铜管 $\lambda = 0.02$ 。

2. 当负荷减少时，热交换器中的流动阻力按下式进行换算：

$$\Delta H' = \Delta H \left( \frac{W'}{W} \right)^{1.8} \quad \text{米水柱} \quad (6-84)$$

式中  $W, W'$ ——设计负荷和低负荷时的流量，米<sup>3</sup>/时；

$\Delta H, \Delta H'$ ——设计负荷和低负荷时的流动阻力，米水柱。

##### 3. 带隔板的管间空间的阻力

(1) 隔板间的通道阻力为：

$$\Delta H_g = \frac{4fmw_1^2 n}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-85)$$

式中  $f$ ——雷诺数的函数；

$$f = 0.75 \left( \frac{aw_1\gamma}{\mu g} \right)^{0.2} \quad (6-86)$$

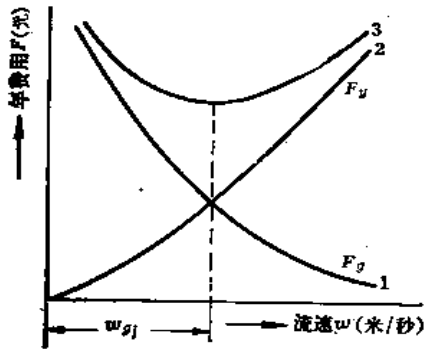


图 6-47 经济流速选取图

- $m$ ——流体穿过的管排数；
- $a$ ——管排间管缝的净距离，米；
- $w_1$ ——靠近隔板边缘的介质流速，米/秒；
- $\mu$ ——在介质平均温度时的动力粘度，公斤·秒/米<sup>2</sup>；
- $n$ ——隔板间的格数；
- $\gamma$ ——介质重度，公斤/米<sup>3</sup>；
- $g$ ——重力加速度，米/秒<sup>2</sup>。

(2) 当介质流经隔板时的阻力为：

$$\Delta H_{ob} = \frac{0.815u^2Z}{\gamma} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-87)$$

式中  $Z$ ——隔板数；

$u$ ——流经隔板的重量流速， $u = w_2\gamma$  公斤/米<sup>2</sup>·秒；

$w_2$ ——隔板处的介质流速，米/秒。

#### 4. 热交换器中流速的选择

热交换器中介质流速直接影响传热系数  $K$  和流动阻力  $\Delta H$ 。流速增加，放热系数  $\alpha$  提高，可以提高  $K$  值减少换热面积，也即减少设备的初次投资。但流速增加时，流动阻力和克服阻力所需消耗的电能增加，也即运行费用增大。图6-47表示出初次投资的年摊费用  $F_0$  和年运行费用  $F_1$  随流速变化的情况，当这两种费用的总和为最小时，其对应的流速即为经济流速  $w_{gj}$ 。一般对于液体  $w_{gj} = 0.3 \sim 3$  米/秒，对于汽体  $w_{gj} = 8 \sim 25$  米/秒。表6-16是根据经验推荐的流速数值。

列管式热交换器的推荐流速

表 6-16

热交换器名称	流体流速 $w$ (米/秒)		备 注
	管 内	管 外 (管 间)	
汽-水热交换器	1~3	10~15	管间走蒸汽
水-水热交换器	1~3	0.5~1.5	

#### 5. 流动阻力的估算

当进行供热系统设计时，热交换器循环水侧的流动阻力可按下列数值估算：

汽-水热交换器  $\Sigma \Delta H_n = 2 \sim 12$  米水柱。

水-水热交换器  $\Sigma \Delta H_n = 1 \sim 3$  米水柱。

当管间为蒸汽时，蒸汽通过热交换器的压力降通常是不大的，一般只有  $0.05 \sim 0.1$  公斤力/厘米<sup>2</sup>。

#### (二) 摩擦阻力系数的计算

1. 对于液体来说：

当  $Re \leq 2300$  (层流时)：



$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad (6-88)$$

当  $2300 < \text{Re} < 10^5$  (过渡区):

$$\lambda = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}} \quad (6-89)$$

式中  $\text{Re}$ ——雷诺数,  $\text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{wd\gamma}{\mu g}$  (6-90)

$w$ ——介质流速, 米/秒;

$d$ ——管子直径, 米;

$\nu$ ——运动粘度,  $\nu = \frac{g\mu}{\gamma}$ , 米<sup>2</sup>/秒;

$\gamma$ ——重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$\mu$ ——动力粘度, 公斤·秒/米<sup>2</sup>。

根据(6-89)式计算所得的摩擦阻力系数 $\lambda$ 值列于表6-17中。

摩擦阻力系数 $\lambda$ 值

表 6-17

$\text{Re}10^{-3}$	$\lambda$	$\text{Re}10^{-3}$	$\lambda$	$\text{Re}10^{-3}$	$\lambda$	$\text{Re}10^{-3}$	$\lambda$	$\text{Re}10^{-3}$	$\lambda$
2	0.0472	10	0.0316	50	0.0212	250	0.0142	700	0.0109
3	0.0427	15	0.0295	60	0.0202	300	0.0135	800	0.0106
4	0.0401	20	0.0266	70	0.0195	350	0.0130	1000	0.0100
5	0.0376	25	0.0252	80	0.0188	400	0.0126	1500	0.0094
6	0.0359	30	0.0240	100	0.0177	450	0.0121	2000	0.0084
7	0.0346	35	0.0231	150	0.0161	500	0.0119	2500	0.00795
8	0.0335	40	0.0224	200	0.0150	600	0.0114	3000	0.0076

当  $\text{Re} > 10^5$  (旺盛紊流的液体) 及  $0.5 \times 10^6 < \text{Re} < 7 \times 10^6$  (水蒸气):

$$\lambda = (1.74 + 2 \log K_s)^{-2} \quad (6-91)$$

式中  $K_s$ ——相对粗糙度;

$$K_s = \frac{r_s}{k_0}$$

$r_s$ ——管子内半径, 毫米;

$k_0$ ——绝对粗糙度, 毫米, 管道的绝对粗糙度详见表6-18。

管道的绝对粗糙度 $k_0$ 值

表 6-18

管 道 材 料	绝对粗糙度 $k_0$ (毫米)
无缝黄铜、紫铜管	0.01~0.05
新无缝钢管或镀锌铁管	0.01~0.2
具有很少腐蚀的无缝钢管	0.2~0.3
具有显著腐蚀的无缝钢管	>0.5

2. 对于水蒸气和气体来说:

当  $Re < 5 \times 10^5$

$$\lambda = \frac{0.08186}{d^{0.133}} Re^{-0.148} \quad (6-92)$$

式中  $d$  ——管子内径，毫米。

为了简化(6-92)式的计算起见，将 $\lambda$ 值分为 $\lambda_1$ 及 $\lambda_2$ 两数，并将此两数值列于表6-19及表6-20中。

$$\lambda = \frac{\lambda_1}{\lambda_2}; \quad \lambda_1 = \frac{0.08186}{d^{0.133}}; \quad \lambda_2 = Re^{0.148}。$$

数 值  $\lambda_1$

表 6-19

$d$	$\lambda_1$	$d$	$\lambda_1$	$d$	$\lambda_1$	$d$	$\lambda_1$	$d$	$\lambda_1$
0.005	0.1656	0.070	0.1167	0.135	0.1068	0.200	0.1015	0.28	0.0970
0.010	0.1511	0.075	0.1156	0.140	0.1063	0.205	0.1011	0.29	0.0965
0.015	0.1431	0.080	0.1147	0.145	0.1058	0.210	0.1008	0.30	0.0961
0.020	0.1378	0.085	0.1136	0.150	0.1054	0.215	0.1005	0.31	0.0957
0.025	0.1346	0.090	0.1128	0.155	0.1050	0.220	0.1002	0.32	0.0953
0.030	0.1305	0.095	0.1121	0.160	0.1046	0.225	0.0999	0.33	0.0949
0.035	0.1279	0.100	0.1113	0.165	0.1041	0.230	0.0996	0.34	0.0945
0.040	0.1256	0.105	0.1105	0.170	0.1037	0.235	0.0993	0.35	0.0941
0.045	0.1237	0.110	0.1098	0.175	0.1033	0.240	0.0990	0.36	0.0938
0.050	0.1219	0.115	0.1092	0.180	0.1028	0.245	0.0987	0.37	0.0934
0.055	0.1205	0.120	0.1086	0.185	0.1025	0.250	0.0985	0.38	0.0931
0.060	0.1191	0.125	0.1080	0.190	0.1022	0.255	0.0980	0.39	0.0928
0.065	0.1178	0.130	0.1074	0.195	0.1018	0.260	0.0975	0.40	0.0925

数 值  $\lambda_2$

表 6-20

$Re \cdot 10^{-3}$	$\lambda_2$	$Re \cdot 10^{-3}$	$\lambda_2$	$Re \cdot 10^{-3}$	$\lambda_2$	$Re \cdot 10^{-3}$	$\lambda_2$	$Re \cdot 10^{-3}$	$\lambda_2$
4	3.413	21	4.364	38	4.762	55	5.032	90	5.412
5	3.527	22	4.391	39	4.782	56	5.042	100	5.496
6	3.623	23	4.424	40	4.799	57	5.055	110	5.572
7	3.707	24	4.447	41	4.815	58	5.070	120	5.647
8	3.783	25	4.474	42	4.832	59	5.083	130	5.709
9	3.847	26	4.502	43	4.851	60	5.096	140	5.781
10	3.909	27	4.528	44	4.867	61	5.107	150	5.832
11	3.964	28	4.550	45	4.883	62	5.120	160	5.894
12	4.014	29	4.573	46	4.899	63	5.131	170	5.944
13	4.063	30	4.596	47	4.918	64	5.143	180	5.998
14	4.110	31	4.621	48	4.932	65	5.156	190	6.044
15	4.150	32	4.642	49	4.945	66	5.168	200	6.091
16	4.189	33	4.663	50	4.963	67	5.179	250	6.295
17	4.227	34	4.684	51	4.975	68	5.192	300	6.464
18	4.266	35	4.704	52	4.989	69	5.202	400	6.747
19	4.297	36	4.722	53	5.008	70	5.214	500	6.974
20	4.331	37	4.742	54	5.015	80	5.319	600	7.163

3. 根据理论研究和概括实验数据的结果, A. Д. 阿里特苏里归纳出确定在不同流动状态和各种管壁粗糙度的总的摩擦阻力系数的公式为:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.8 \log \frac{Re}{Re \frac{k_1}{d} + 7} \quad (6-93)$$

式中  $k_1$ ——线性粗糙度, 毫米(各种管子的线性粗糙度列于表6-21中)。

各种管子的线性粗糙度  $k_1$  表 6-21

管 道 材 料	$k_1 \times 10^3$ (毫米) 变化范围
拉制很清洁的(新的)黄铜管	$\frac{0.10}{0 \sim 0.20}$
优质无缝钢管	$\frac{1.0}{0.3 \sim 2.0}$
新的和清洁的优质有缝钢管	$\frac{6}{3 \sim 10}$
一般锈蚀的钢管	$\frac{50}{30 \sim 90}$
严重锈蚀的钢管	$\frac{200}{100 \sim 300}$
严重锈蚀后清洗过的钢管	$\frac{17}{15 \sim 20}$

为了计算方便(6-93)式可改写为:

$$\lambda = \frac{1}{\left[ 1.8 \log Re - 1.8 \log \left( Re \frac{k_1}{d} + 7 \right) \right]^2} \quad (6-94)$$

若热交换器的换热面为非常清洁的黄铜管, 此时取  $k_1 = 0$ , 则(6-94)式为:

$$\lambda_w = \frac{1}{(1.8 \log Re - 1.5)^2} \quad (6-95)$$

式中  $\lambda_w$ ——流体在水力直管中紊流状态下的摩擦阻力系数。

水力直管中的数值  $\lambda_w = f(Re)$

表 6-22

$Re \times 10^{-3}$	$\lambda_w$	$Re \times 10^{-3}$	$\lambda_w$	$Re \times 10^{-3}$	$\lambda_w$	$Re \times 10^{-3}$	$\lambda_w$
10	0.0303	80	0.0184	200	0.0153	340	0.0139
20	0.0253	90	0.0179	220	0.0150	360	0.0137
30	0.0230	100	0.0175	240	0.0147	380	0.0135
40	0.0215	120	0.0168	260	0.0146	400	0.01345
50	0.0205	140	0.0164	280	0.0144		
60	0.0197	160	0.0160	300	0.0142		
70	0.0190	180	0.0156	320	0.0140		

按(6-95)式计算清洁直管所得的摩擦阻力系数, 在运行过程中变脏, 管壁的粗糙度将显著增加, 此时应计及一个修正系数  $\beta_s = \frac{\lambda}{\lambda_w}$ , 此修正系数见表6-23。

当计及摩擦阻力系数的增长系数  $\beta_s$  时, 直管段的摩擦阻力为:

脏管的生长系数 $\beta_s$ 值

表 6-23

管子材料和表面状态	数 值 $\beta_s$
铜的或黄铜的清洁直管	1.0
新的清洁的钢管	1.15
旧的(脏的)铜或黄铜管	1.3
旧的(脏的)钢管	1.51~1.56

$$\Delta H_s = \beta_s \lambda_w \frac{L}{d} \times \frac{w^2 \gamma}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-96)$$

根据上式计算摩擦阻力的方法,我们可得介质流经管内的流动阻力为:

$$\Sigma \Delta H_s = \left( \beta_s \lambda_w \frac{L}{d_s} + \Sigma \xi \right) \frac{w^2 \gamma_s}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-97)$$

为了便于计算起见,上式的平均流速 $w$ ,用流量和流通截面代替

$$w_s = \frac{1000G}{3600f\gamma_s} = \frac{0.278G}{f\gamma_s} \quad \text{米/秒}$$

将上式代入(6-97)式中得

$$\Sigma \Delta H_s = 0.00393 \left( \beta_s \lambda_w \frac{L}{d_s} + \Sigma \xi \right) \left( \frac{G}{f} \right)^2 \frac{1}{\gamma_s} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-98)$$

式中  $G$ ——水流量,吨/时;

$f$ ——水流通截面积,米<sup>2</sup>;

$\gamma_s$ ——在水的平均温度时的重度,公斤/米<sup>3</sup>。

### (三) 局部阻力系数的计算

1. 在没有隔板的管间空间内,当介质流垂直于管束流动时,局部阻力系数可按下列公式求得:

(1) 当为紊流和层流的汽体时:

$$\xi = 3m \left( \frac{\mu}{aw\rho} \right)^{0.2} \quad (6-99)$$

$$\text{或 } \xi = 3m \left( \frac{1}{Re} \right)^{0.2} \quad (6-100)$$

(2) 当为紊流流动的液体时:

$$\xi = 4f \frac{l}{d_s} \quad (6-101)$$

(3) 当为层流流动的液体时:

$$\xi = 106 \frac{l}{d_s} \times \frac{\mu}{wd_s\rho} \quad (6-102)$$

式中  $m$ ——垂直于介质流向的管子排数;

$\mu$ ——介质的动力粘度,公斤·秒/米<sup>2</sup>;

$a=t-d$ ——管排间距离(间隙),米(式中 $t$ —管子中心距,米, $d$ —管子外径,米);

$w$ ——流过最小横截面的介质最大流速,米/秒;

$\rho$ ——介质的密度,公斤·秒<sup>2</sup>/米<sup>3</sup>;

Re——雷诺数，见公式(6-90)；  
 $f$ ——外摩擦系数(见表6-24的数值)；  
 $l$ ——流动方向的管束长度，米；  
 $d_e$ ——水力当量直径，米，见公式(6-23)。

外摩擦系数  $f$  值

表 6-24

Re	$f$ 值			Re	$f$ 值		
	冷却时	$t$ =常数时	加热时		冷却时	$t$ =常数时	加热时
2	30.6	11.3	6.58	1000	0.153	0.141	0.136
10	5.85	2.47	1.67	5000	0.104	0.111	0.104
50	1.17	0.565	0.447	10000	0.098	0.102	0.095
100	0.630	0.315	0.275	15000	0.093	0.095	0.087
200	0.364	0.212	0.193	20000	0.088	0.090	0.082
500	0.204	0.156	0.153				

2. 热交换器中的局部阻力系数值可按表6-25选取。

局部阻力系数  $\xi$  值

表 6-25

局部阻力的形式	数值 $\xi$
进入水室和出水室(与管束成90°角)	1.5
多回程热交换器中从水室到管束进口和从管束到水室出口	1.0
水室或分段中回转180°	2.5
水进入管间(其方向与管束垂直)	1.5
与管束成90°角的管间空间的出口	1.0
按水室中介质流向进入分段热交换器的管束	0.31~0.34
在未改变流向下从管束到分段热交换器的水室	0.53~0.56
在管间空间中的纵向隔板边缘回转180°	1.5
绕过支撑管束的隔板	0.5~1.0
U形管的180°弯头	0.5
管间介质从一段过渡到另一段	2.5
多回程热交换器中从一段管束转流到另一段时回转180°	2.0
直径从78至254毫米的、由两个焊接弯管组成回转180°的焊接蛇形管	1.1

#### (四) 水-水热交换器管间流动阻力的计算

水-水热交换器的管内流动阻力按(6-82)式计算所得与实际的流动阻力相较出入是不大的。但用(6-83)式计算管间阻力则有时会低8~9倍，这是由于对局部阻力计算不当的结果。如图6-48所示多段水-水热交换器，其管间流动阻力应按下列公式进行计算：

$$\Sigma \Delta H_w = \Delta H_{j1} + \Delta H_{j2} + \Delta H_{j3} + \Delta H_s \text{ 公斤力/米}^2 \quad (6-103)$$

式中  $\Delta H_{j1}$ ——从接管进出水-水热交换器时的局部阻力，公斤力/米<sup>2</sup>；

$\Delta H_{j2}$ ——介质横穿管束时的局部阻力，公斤力/米<sup>2</sup>；

$\Delta H_{j3}$ ——绕过支撑管束的隔板流动时的局部阻力，公斤力/米<sup>2</sup>；

$\Delta H_s$ ——流经管间直段部分的摩擦阻力，公斤力/米<sup>2</sup>。

从接管进出水-水热交换器的局部阻力为：

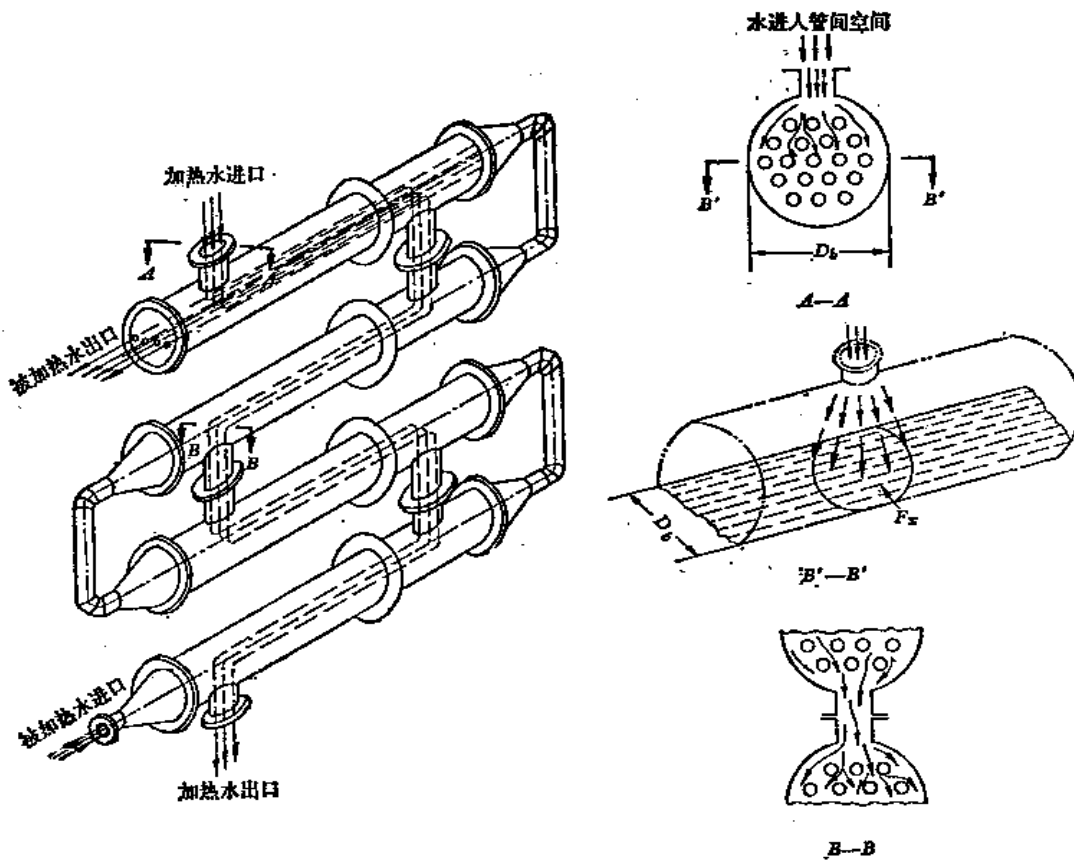


图 6-48 水-水热交换器管间水流状况图

$$\Delta H_{j1} = (\xi_j + \xi_{cn}) \frac{w_j^2 \gamma_p}{2g} = 1.5Z \frac{w_j^2 \gamma_p}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-104)$$

或为

$$\Delta H_{j1} = 0.00592Z \left( \frac{G}{f_j} \right)^2 \times \frac{1}{\gamma_p} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-105)$$

式中  $\xi_j$ ——由接管进热交换器的局部阻力系数，

$$\xi_j = \left( 1 - \frac{f_j}{f_k} \right)^2,$$

$\xi_{cn}$ ——出热交换器至接管的局部阻力系数，

$$\xi_{cn} = 0.5 \left( 1 - \frac{f_j}{f_k} \right),$$

$f_j$ ——接管流通面积，米<sup>2</sup>，

$f_k$ ——热交换器壳体面积，米<sup>2</sup>，

$w_j$ ——通过接管面积 $f_j$ 的水流速度，米/秒，

$G$ ——流量，吨/时，

$\gamma_p$ ——平均温度下的比重，公斤/米<sup>3</sup>，

$Z$ ——热交换器连接的段数。

介质横穿管束时的局部阻力为:

$$\Delta H_{1,2} = \Sigma \xi_s Z \frac{w^2 \gamma_p}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-106)$$

或为

$$\Delta H_{1,2} = 0.00393 \xi_s Z \left( \frac{G}{F_s} \right)^2 \times \frac{1}{\gamma_p} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-107)$$

式中  $\xi_s$ ——横穿管束时的局部阻力系数, 与管束中管子的位置, 每排管子的横距  $x_1$ , 排距  $x_2$ , 管子排数  $m$  及雷诺数  $Re_s$  有关;

当管束叉排时:

$$\xi_s = (4 + 6.6m) Re_s^{-0.28} \quad (\text{当 } x_1 < x_2) \quad (6-108)$$

$$\xi_s = (5.4 + 3.4m) Re_s^{-0.28} \quad (\text{当 } x_1 > x_2) \quad (6-109)$$

当管束顺排时:

$$\xi_s = (6 + 9m) \left( \frac{x_1}{d_w} \right)^{-0.23} Re_s^{-0.28} \quad (6-110)$$

$w_s$ ——冲流过管束, 经过如图6-48中  $B'-B'$  投影面上的水流速度, 米/秒;

投影面上的面积为:

$$F_s = (0.785 D_s^2 - d_w \Sigma l) \quad \text{米}^2 \quad (6-111)$$

$\Sigma l$ ——在这一投影面上的管子总长, 米;

$d_w$ ——管束外径, 米;

$Re_s$ ——在水的平均温度下按当量直径  $d_s$ 、速度  $w_s$  算出的雷诺数,

$$Re_s = \frac{w_s d_s}{\gamma_p}, \quad d_s = \frac{4 F_s}{2 \Sigma l}$$

热交换器壳体内第三种局部阻力为绕流过支撑管束隔板(横向弓形或带形壁板)的阻力或分隔热交换器管间空间为若干部分(水的回程)的纵向隔板的阻力。

绕流过弓形隔板宜用下式进行计算:

$$\Delta H_{1,3} = \xi_g (N + 1) \frac{w^2 \gamma_p}{2g} \left( \frac{D_s}{d_s} \right) \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-112)$$

式中  $N$ ——管间空间弓形隔板数;

$w$ ——在邻近隔板受阻面处计算出的与管束相交的流动速度, 米/秒;

$d_s$ ——壳体内管子仅受纵向冲刷而没有隔板时的假想当量直径, 米;

$\xi_g$ ——随雷诺数变化的流动阻力系数, 见表6-26。

隔板间的流动阻力系数  $\xi_g$  值

表 6-26

Re	10	20	30	50	100	200	300	500	1000
$\xi_g$	6.18	3.02	2.16	1.58	0.862	0.677	0.603	0.532	0.475
Re	2000	3000	5000	10000	20000	30000	50000	100000	200000
$\xi_g$	0.427	0.388	0.345	0.316	0.259	0.242	0.230	0.201	0.173
Re	300000	500000	1000000	—	—	—	—	—	—
$\xi_g$	0.1585	0.144	0.130	—	—	—	—	—	—

绕流过热交换器壳体内的板状隔板时, 则用下式进行计算:

$$\Delta H_{1,3} = \xi_g Z \frac{w^2 \gamma_p}{2g} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-113)$$

或为

$$\Delta H_{13} = 0.00393 \xi_0 Z \left( \frac{G}{f_0} \right)^2 \times \frac{1}{\gamma_0} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-114)$$

式中  $w_0$ ——管和板状隔板间的流动速度，米/秒；

$\xi_0$ ——绕流过隔板时的局部阻力系数，

绕流过横隔板时： $\xi_0 = 0.5 \sim 1.0$ ，

绕流过纵隔板时： $\xi_0 = 1.5n$  ( $n$ 为同一壳体内纵隔板数)；

$Z$ ——热交换器连接的段数；

$f_0$ ——水的流通截面积，米<sup>2</sup>。

当 $\beta_0$ 取1.51时，流经管间直段部分的摩擦阻力为：

$$\Delta H_2 = 0.00592 Z \lambda_w \frac{L}{d_s} \left( \frac{G}{f_s} \right)^2 \times \frac{1}{\gamma_0} \quad \text{公斤力/米}^2 \quad (6-115)$$

式中  $d_s$ ——管间水流通面积的当量直径，米；

$L$ ——热交换器每段的有效长度，米；

$f_s$ ——热交换器直段部分的管间流通面积，米<sup>2</sup>。

### 五、管壳式热交换器的阻力计算示例

例2 求例1（见第四节三、末尾）中汽-水热交换器及水-水热交换器循环水侧的流动阻力。

解

1. 汽-水热交换器 $D_0650$ 循环水侧的流动阻力的计算：

在平均温度 $t'_m = 115.8^\circ\text{C}$ （亦可用进出水温的算术平均值，此时 $t'_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = 109.6^\circ\text{C}$ ）时，从附录表32查得 $\gamma = 946.4$ 公斤/米<sup>3</sup>， $\nu = 0.2604 \times 10^{-6}$ 米<sup>2</sup>/秒。从（6-90）式求雷诺数为：

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{wd}{\nu} = \frac{Gd}{3.6f\gamma\nu} = \frac{0.278Gd}{f\gamma\nu} \\ &= \frac{0.278 \times 25.2 \times 0.02}{0.0088 \times 946.4 \times 0.2604 \times 10^{-6}} = 64500 \end{aligned}$$

或可由图6-38，在 $t'_m = 115.8^\circ\text{C}$ ， $w = 0.84$ 米/秒， $d_s = 0.02$ 米时查得 $\text{Re} = 6.45 \times 10^4$ ，然后将 $\text{Re}$ 代入（6-95）式得摩擦阻力系数为：

$$\lambda_w = \frac{1}{(1.8 \log 64500 - 1.5)^2} = 0.0196$$

$D_0650$ 四回程汽-水热交换器循环水侧的局部阻力如下：

(1) 进出水室	$2 \times 1.5 = 3.0$
(2) 从管束到水室或从水室到管束	$2 \times 4 \times 1 = 8$
(3) 水室中回转 $180^\circ$	$3 \times 2.5 = 7.5$
总 计	$\Sigma \xi = 18.5$

取脏管的生长系数 $\beta_s = 1.51$ ，则循环水侧管内的流动阻力可由（6-98）式算得：

$$\Sigma \Delta H_n = 0.00393 \left( \beta_s \lambda_w \frac{L}{d_s} + \Sigma \xi \right) \left( \frac{G}{f} \right)^2 \frac{1}{\gamma_0}$$



$$=0.00393\left(1.51 \times 0.0196 \times \frac{4 \times 3.0}{0.02} + 18.5\right)\left(\frac{25.2}{0.0088}\right)^2 \times \frac{1}{946.4}$$

$$=1230 \text{ 公斤力/米}^2 \text{ 或 } 1.23 \text{ 米水柱}$$

2. 水-水热交换器  $D_0300$  (N107-6) 在循环水侧的流动阻力的计算:

在循环水的平均温度  $t_w^* = 73.4^\circ\text{C}$  (或  $t_w^* = \frac{t_1 + t_2}{2} = 74.6^\circ\text{C}$ ) 时, 从附录表32查得  $\gamma = 975.8$  公斤/米<sup>3</sup>,  $\nu = 0.398 \times 10^{-6}$  米<sup>2</sup>/秒, 从(6-90)式求雷诺数为:

$$\text{Re} = \frac{0.278 G d_n}{f \gamma \nu} = \frac{0.278 \times 50.41 \times 0.02}{0.01162 \times 975.8 \times 0.398 \times 10^{-6}} = 62000$$

或可由图6-38在  $t_w^* = 73.4^\circ\text{C}$ ,  $w = 1.235$  米/秒,  $d_n = 0.02$  米时查得  $\text{Re} = 6.2 \times 10^4$ , 将雷诺数  $\text{Re}$  代入(6-95)式得摩擦阻力系数为:

$$\lambda_w = \frac{1}{(1.8 \log 62000 - 1.5)^2} = 0.0195$$

$D_0300$  水-水热交换器循环水侧的局部阻力为:

(1) 进入或离开管束	2 × (0.34 + 0.56) = 1.8
(2) 从一分段转流到另一分段	2.0
总 计	Σξ = 3.8

取脏管的生长系数  $\beta_s = 1.51$ , 则水-水热交换器循环水侧的流动阻力可由(6-98)式算得:

$$\Delta H_n = 0.00393\left(1.51 \times 0.0195 \times \frac{2 \times 2.8}{0.02} + 3.8\right)\left(\frac{50.41}{0.01162}\right)^2 \times \frac{1}{975.8}$$

$$= 880 \text{ 公斤力/米}^2 \text{ 或 } 0.88 \text{ 米水柱}$$

例 3 求例 1 中水-水热交换器凝结水侧的流动阻力。

解:

1. 当凝结水为过冷状态时:

在凝结水的平均温度为  $118.5^\circ\text{C}$  时,  $\gamma_p = 954.6$  公斤/米<sup>3</sup>。接管直径  $d_i = 0.15$  米,  $f_i = \frac{\pi}{4} \times 0.15^2 = 0.0177$  米<sup>2</sup>, 管段为 2, 即  $Z = 2$ 。

进出接管的局部阻力可按(6-105)式计算为:

$$\Delta H_{j1} = 0.00592 \times 2 \times \left(\frac{G}{0.0177}\right)^2 \times \frac{1}{\gamma_p} = 38 \frac{G^2}{\gamma_p}$$

$D_0300$  (N107-7) 水-水热交换器中管束  $m = 7$ , 其局部阻力系数可按(6-109)式计算, 为:

$$\xi_s = (5.4 + 3.4 \times 7) \text{Re}_s^{-0.28} = \frac{29.2}{\text{Re}_s^{0.28}}$$

投影面  $F_s$  可按(6-111)式计算, 为:

$$F_s = 0.785 \times 0.313^2 - 0.025 \times 1.563 = 0.0375 \text{ 米}^2$$

则介质横穿管束时的局部阻力可按(6-107)式计算得:

$$\Delta H_{j2} = 0.00393 \times \frac{29.2}{\text{Re}_s^{0.28}} \times 2 \times \left(\frac{G}{0.0375}\right)^2 \times \frac{1}{\gamma_p} = 164 \frac{G^2}{\text{Re}_s^{0.28} \gamma_p}$$

由于管间无隔板, 故  $\Delta H_{j3} = 0$ 。

管间直段部分的摩擦阻力可按(6-115)式计算得:

$$\Delta H_s = 0.00592 \times 2 \times \lambda_w \times \frac{2.8}{0.0796} \times \left( \frac{G}{0.05782} \right)^2 \times \frac{1}{\gamma_s} = 125 \lambda_w \times \frac{G^2}{\gamma_s}$$

因此管间的流通阻力为:

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_w &= \Delta H_{f1} + \Delta H_{f2} + \Delta H_{f3} + \Delta H_s \\ &= 38 \frac{G^2}{\gamma_s} + 164 \frac{G^2}{Re_s^{0.28} \gamma_s} + 125 \lambda_w \times \frac{G^2}{\gamma_s} \\ &= \left( 38 + \frac{164}{Re_s^{0.28}} + 125 \lambda_w \right) \frac{G^2}{\gamma_s} \end{aligned}$$

当  $d_s = 0.0796$ , 平均温度  $t'_s = 118.5^\circ\text{C}$  时,  $\nu = 0.256 \times 10^{-6}$  米<sup>2</sup>/秒, 代入 (6-90) 式得:

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{0.278 G d_s}{f \gamma \nu} = \frac{0.278 \times 6.2 \times 0.0796}{0.05782 \times 954.6 \times 0.256 \times 10^{-6}} = 9740 \\ \lambda_w &= \frac{1}{(1.81 \log 9740 - 1.5)^2} = 0.0308 \end{aligned}$$

因此

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_w &= \left( 38 + \frac{164}{9740^{0.28}} + 125 \times 0.0308 \right) \frac{6.2^2}{954.6} \\ &= 2.19 \text{ 公斤力/米}^2 \text{ 或 } 2.19 \text{ 毫米水柱} \end{aligned}$$

2. 当凝结水为水汽混合物时, 从例 1 的计算中可知  $\gamma_n = 69.7$  公斤/米<sup>3</sup>, 此时

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{0.278 G d_s}{f \gamma_n \nu} = \frac{0.278 \times 6.2 \times 0.0796}{0.05782 \times 69.7 \times 0.256 \times 10^{-6}} = 133400 \\ \lambda_w &= \frac{1}{(1.81 \log 133400 - 1.5)^2} = 0.0166 \end{aligned}$$

因此管间流动阻力为:

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_w &= \left( 38 + \frac{164}{133400^{0.28}} + 125 \times 0.0166 \right) \frac{6.2^2}{69.7} \\ &= 25.4 \text{ 公斤力/米}^2 \text{ 或 } 25.4 \text{ 毫米水柱} \end{aligned}$$

从本例计算中可知, 作为凝结水冷却用的水-水热交换器, 其管间阻力是很小的, 一般可忽略不计。但在热水供热系统中, 作为循环水与室内采暖热水或热水供应的自来水换热时, 管间阻力由于流量增大而将有显著的增加, 一般宜由计算确定之。

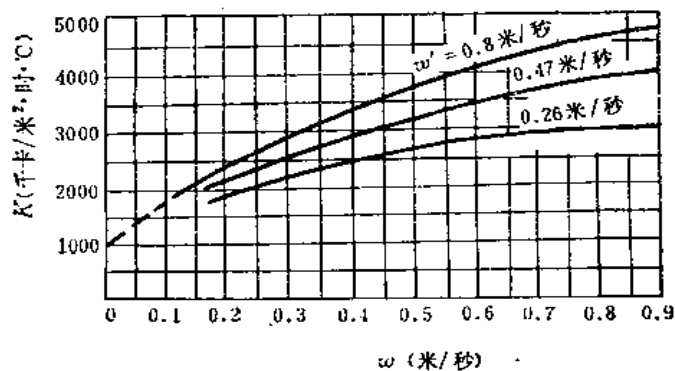


图 6-49 ZW1000型伞板换热器传热特性曲线图

换热器作水-水热交换器时, 其传热系数如图 6-49 所示。图中  $\omega$  和  $\omega'$  为加热、被加热水的平均流速 (米/秒)。

## 六、板式热交换器的计算

### (一) 板式热交换器的传热系数

板式热交换器由于用途不同, 板型种类较多, 其传热系数一般应按制造厂的热工测定数据进行计算。例如 ZW1000 型伞板

## (二) 板式换热器的阻力计算

各种波纹型板的板式换热器的阻力均由制造厂通过实验研究给出。没有一定的计算公式。

例如ZW1000型伞板换热器的水流阻力如图6-50所示。图中 $W$ 为热交换器内水流平均流速(米/秒)。

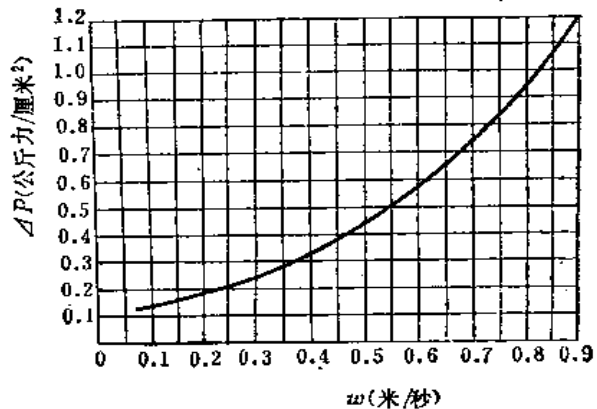


图 6-50 ZW1000型伞板换热器水流阻力特性曲线

## 七、螺旋板式换热器的计算

### (一) 螺旋板式换热器的传热计算

螺旋板式换热器主要用作液-液热交换器。当用作汽-水热交换器时(如图6-7所示系属于冷凝传热),螺旋中心轴垂直安装。当螺旋数大于10时,可认为是逆流热交换器、按基本传热公式为

$$Q = F \cdot K \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad \text{千卡/时} \quad (6-116)$$

式中  $Q$ ——传热量, 千卡/时;  
 $T_1$ 、 $T_2$ ——加热流体进、出口温度, °C;  
 $t_1$ 、 $t_2$ ——被加热流体进、出口温度, °C;  
 $F$ ——传热面积, 米<sup>2</sup>;  
 $K$ ——传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

对流传热的放热系数(紊流区)用索得公式如下:

$$\alpha = \left[ 0.0315 \left( \frac{D_e \cdot G}{\mu} \right)^{0.8} - 6.65 \times 10^{-7} \cdot \left( \frac{L}{b} \right)^{1.6} \right] \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \times \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{0.25} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.17} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-117)$$

适用范围  $\left( \frac{D_e \cdot G}{\mu} \right) > 1000$  时

式中  $D_e$ ——流道的当量直径, 米;

$$D_e = \frac{2Bb}{B+b} \approx 2b \quad \text{米} \quad (6-118)$$

$b$ ——流道间距, 米;  
 $B$ ——流道宽度(换热板宽度), 米;  
 $L$ ——流道长度(换热板长度), 米;

$G$ ——质量速度, 公斤/米<sup>2</sup>·时,  $G = \frac{W}{b \cdot B}$ ;

$W$ ——流量, 公斤/时;

$c$ ——比热, 千卡/公斤·°C;

$k$ ——流体在该温度下的导热系数, 千卡/米·时·°C;

$\mu$ ——粘度（流体本身温度的值），公斤/米·时；

$\mu_w$ ——在  $w$  温度下的粘度，公斤/米·时。

冷凝传热的放热系数 螺旋中心轴垂直安装时，传热板上的冷凝可以按垂直平板上的冷凝处理。此时

$$\alpha = 1.47 \left( \frac{4G'}{\mu_L} \right)^{-\frac{1}{3}} \cdot \left( \frac{\mu_L^2}{k_L^2 \cdot \rho_L^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (6-119)$$

适用范围  $(4G'/\mu_L) < 2100$

式中  $G'$ ——冷凝负荷，公斤/米·时；

$$G' = W_L / (2L) \quad (6-120)$$

$W_L$ ——冷凝量，公斤/时；

$\mu_L$ ——冷凝液的粘度（界膜温度下），公斤/米·时；

$\rho_L$ ——冷凝液的密度（界膜温度下），公斤/米<sup>3</sup>；

$k_L$ ——冷凝液的导热系数（界膜温度下），千卡/米·时·°C；

$g$ ——重力加速度  $g = 1.27 \times 10^8$ ，米/时<sup>2</sup>。

## （二）螺旋板式换热器的阻力计算

### 1. 临界雷诺数

$$(\text{Re})_L = 20000 (D_e / H_H)^{0.32} \quad (6-121)$$

式中  $(\text{Re})_L$ ——临界雷诺数；

$D_e$ ——流道的当量直径，见式（6-118），米；

$D_H$ ——螺旋平均直径，米。

$$D_H = (D_1 + D_{\max}) / 2 \quad (6-122)$$

紊流区 ( $\text{Re} > (\text{Re})_L$ ) 时，

$$\begin{aligned} \Delta P = & \left( \frac{4.65}{10^9} \right) \left( \frac{L}{\rho} \right) \left( \frac{W}{b \cdot B} \right)^2 \left[ \frac{0.55}{(b + 0.00318)} \left( \frac{\mu \cdot B}{W} \right)^{\frac{1}{3}} \right. \\ & \left. \times \left( \frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0.17} + 1.5 + \frac{5}{L} \right] \quad \text{公斤力/米}^2 \end{aligned} \quad (6-123)$$

层流区 ( $100 < \text{Re} < (\text{Re})_L$ ) 时，

$$\begin{aligned} \Delta P = & \left( \frac{4.65}{10^9} \right) \left( \frac{L}{\rho} \right) \left( \frac{W}{b \cdot B} \right)^2 \left[ \frac{1.78}{b + 0.00318} \left( \frac{\mu \cdot B}{W} \right)^{\frac{1}{2}} \right. \\ & \left. \cdot \left( \frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0.17} + 1.5 + \frac{5}{L} \right] \quad \text{公斤力/米}^2 \end{aligned} \quad (6-124)$$

冷凝时

$$\begin{aligned} \Delta P = & \left( \frac{2.33}{10^9} \right) \left( \frac{L}{\rho} \right) \left( \frac{W}{b \cdot B} \right)^2 \left[ \frac{0.55}{(b + 0.00318)} \left( \frac{\mu \cdot B}{W} \right)^{\frac{1}{3}} \right. \\ & \left. + 1.5 + \frac{5}{L} \right] \quad \text{公斤力/米}^2 \end{aligned} \quad (6-125)$$

### （三）螺旋板的外层直径 $D_{\max}$

$$D_{\max} = D_1 + (b_1 + t_s) + N(b_1 + b_2 + 2t_s) \quad \text{米} \quad (6-126)$$

式中  $D_1$ ——中心管径，米；

$t_s$ ——传热板厚度，米；

$b_1, b_2$ ——传热板间距, 米;

$N$ ——螺旋数。

$$N = \frac{-\left(D_1 + \frac{b_1 - b_2}{2}\right) + \sqrt{\left(D_1 + \frac{b_1 - b_2}{2}\right)^2 + \frac{4L}{\pi}(b_1 + b_2 + 2t_s)}}{(b_1 + b_2 + 2t_s)} \quad (6-127)$$

## 第五节 热水系统的其他设备的计算与选择

### 一、循环水泵

#### (一) 循环水量按下式计算

$$C = \frac{1.1Q}{1000(c_2 t_2 - c_1 t_1)} \quad \text{吨/时} \quad (6-128)$$

式中  $Q$ ——热水供热的总负荷, 千卡/时;

$t_2$ ——送水温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$t_1$ ——回水温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$c_1, c_2$ ——水温在  $t_1$  及  $t_2$  时的比热, 千卡/公斤 $\cdot^{\circ}\text{C}$ ;

1.1——管网热损失附加值。

在锅炉出口管段与循环水泵进口管段之间装有旁通管时, 尚应计入流经旁通管的循环水量。

#### (二) 循环水泵扬程的确定

在闭式热水系统中, 计算循环水泵的扬程仅考虑克服整个系统的阻力损失即

$$H > H_1 + H_2 + H_3 \quad \text{米水柱} \quad (6-129)$$

式中  $H$ ——循环水泵扬程, 米水柱;

$H_1$ ——热水锅炉或热交换器内部系统的阻力损失, 一般可估计为:

带锅筒的水-火管锅炉约为3~5米水柱;

热交换器5~13米水柱;

锅筒式水管锅炉7~15米水柱;

直流热水锅炉15~25米水柱;

$H_2$ ——热水送回水干管的阻力, 当无设计计算时, 可按下式估算:

$$H_2 = (1.1 \sim 1.3) \times 0.02 L \quad \text{米水柱}$$

套管式伸缩器取1.1, 方形伸缩器取1.3;

$L$ ——热网干管的长度, 米;

$H_3$ ——最不利用户内部系统的阻力损失, 一般直接连接时可估计为5~12米水柱(无混水器的暖风机采暖系统可为2~5米水柱, 无混水器的散热器采暖系统可为1~2米水柱, 有混水器时可为8~12米水柱, 水平串联单管散热采暖系统可为5~6米水柱), 间接连接时可估计为3~5米水柱。

#### (三) 循环水泵台数的确定

循环水泵的台数, 应根据供热系统规模和运行调节方式确定。

1. 中小型热水系统, 一般不考虑分阶段量调节。为了检修方便和保证供热的可靠性, 一

般不少于两台,在其中任一停止运行时,其余水泵的总流量应能满足最大循环水量的需要。

2.当供热系统采用分阶段改变流量的质调节时,循环水量与系统阻力损失及循环水泵的功率有下面关系:

$$\frac{H_b}{H} = \left(\frac{G_b}{G}\right)^2, \text{ 或 } H_b = H \left(\frac{G_b}{G}\right)^2 \quad (6-130)$$

$$\frac{N_b}{N} = \left(\frac{G_b}{G}\right)^3, \text{ 或 } H_b = N \left(\frac{G_b}{G}\right)^3 \quad (6-131)$$

式中  $G$ 、 $H$ 、 $N$ ——全部循环水量时的水泵流量、系统阻力及水泵功率;

$G_b$ 、 $H_b$ 、 $N_b$ ——部分循环水量时的水泵流量、系统阻力及水泵功率。

在中小型热水供热系统中,一般可选用两台不同规格的循环水泵,其中一台的流量及扬程按计算值的100%选择。而另一台流量可按计算值的75%,压头按56%选择。此时循环水泵所需电耗将减少到42%左右。

在大型热水供热系统中,这种流量阶梯至少应有三个。即循环水泵的流量可分别为计算值的100%,80%及60%,此时循环水泵的扬程将分别为100%、64%、36%,据此选出的水泵功率相应为100%,51%,及22%。

因为各种容量的循环水泵在一定程度上可以互为备用,因此,在采用分阶段改变流量的质调节时,热水供暖系统中可以不设置备用循环水泵。

3.当热水供热系统有生产和生活热负荷时,则设计中应考虑循环水泵在非采暖季节的经济运转问题。通常可另设一台仅适合非采暖季节热负荷的循环水泵来达到此目的。

#### (四) 循环水泵的选择原则

当循环水泵的扬程及单台流量确定之后,可按下述原则选择水泵。

1.根据水泵的安装位置,当循环水泵安装于加热设备以前时,循环水泵的容许温度应高于回水温度。当循环水泵安装于加热设备以后时,循环水泵的容许温度应高于送水温度。

2.循环水泵的 $G \sim H$ 特性曲线应比较平坦,这样,当系统的水力工况失调时,水泵的扬程变动较小。BA型、SH型和SA型水泵的 $G \sim H$ 特性曲线比较平坦,在热水供热系统中宜选用这几种作为循环水泵。

3.为了使水泵的工作点不越出水泵制造厂给定的工作范围,水泵流量宜小于对应最高效率的工作点。因为运行时实际流量有可能大于计算流量。

#### (五) 循环水泵事故停泵的安全措施

当循环水泵突然停泵时,由于循环水的流动惯性,使循环水泵的入口处压力突然升高产生正水击,循环水泵的出口处压力突然降低产生负水击;正水击通过热网回水管瞬间传至内部系统,将使耐压强度较差的散热器破裂。

为了防止突然停泵时的水击现象,可采取以下措施:

1.在循环水泵的进口管段上装设高于热水系统静压线的泄压放气管,它的优点是卸压效果较好,缺点是当水封排水后,系统将出现空间,使高温水汽化。采用单级水封要求锅炉房(换热站)有足够的安装高度,采用多级水封则管理又比较麻烦。

2.在循环水泵出入口之间装设带止回阀的旁通管,使水击水流由水泵入口总管经止回阀流向出口总管。优点是既能防止水击又不致让系统水排出。缺点是一般止回阀并不严密,容易漏水,平时系统工作期间容易引起循环水短路,造成电力浪费而且不易察觉。

3. 在循环水泵的进口管段上装设重锤式安全阀, 其优点是比较简单。缺点是灵敏度和可靠性差一些, 但由于水泵吸入侧压力较低, 安全阀的定压与散热器最高工作压力之间还有较大的富裕量, 则可补偿灵敏度差的缺点。

4. 循环水泵采用单级离心泵, 使水击容易通过水泵减小回水侧的水击力。

5. 在循环水泵的进口管段上, 连接气体加压膨胀水箱。

## 二、补 给 水 设 备

供热系统的循环水及补给水应采用软化水(除氧), 以免热交换器结垢增加系统阻力和腐蚀管道及设备。其水质要求见第四章水处理部分。

### (一) 补给水箱

闭式热水供热系统由于管道和附件的连接处不严密而产生漏水, 漏水量随系统规模, 供水温度和运行管理的好坏而有不同, 一般漏损量可估计为系统水容量的1%。因此须经常向系统内补充软化水(锅炉连续排污水可补入系统内以便充分利用废热)。

当系统的补给水压头(即静压头)较低, 利用高位水箱可能达到的安装高度即可满足补给水压头时, 则补给水可直接利用补给水箱往系统中补水。

补给水箱的容积按下式计算:

$$V=1.2G_1t \quad \text{米}^3 \quad (6-132)$$

式中  $G_1$ ——补给水量, 吨/时(一般为循环水量的2%);

$t$ ——补给水贮存时间, 一般采用0.5~1.0小时。

补给水管一般接至循环水泵进水管前。为了保证循环水泵运行安全可靠, 当单靠补给水箱补水时, 其安装高度应在4米以上。

### (二) 补给水泵

当系统的补给水压头较高, 高位水箱的安装高度不能满足要求时, 则利用补给水泵往系统补水。补给水泵的扬程等于补给水压头减去补给水箱(或给水箱)的安装高度。补给水泵的选择, 应符合下列要求:

1. 补给水泵的流量, 除应满足热水系统的正常补给水量外, 尚应满足事故增加的补给水量, 一般为正常补给水量的4~5倍。补给水泵的流量一般也可按热水供热系统循环水量的1~3%(经验系数)来估算。

2. 补给水泵的扬程, 不应小于补水点压力加3~5米水柱。补给水泵的扬程可由下式确定。

$$H=H_B+H_{as}+H_{ps}-h \quad \text{米水柱} \quad (6-133)$$

式中  $H_B$ ——系统补水点所需之压力(由热水系统的水压图分析确定), 米水柱;

$H_{as}$ ——补给水泵吸水管路的阻力损失, 米水柱;

$H_{ps}$ ——补给水泵压水管路的阻力损失, 米水柱;

$h$ ——补给水箱最低水位高出系统补水点的高度, 米水柱。

3. 补给水泵一般不少于两台, 其中一台备用, 在系统发生事故, 需要大量补水时, 可将两台补给水泵开动同时进行补水。

## 三、气 体 定 压 罐

气体定压罐主要使用在120°C以上的高温热水供热系统。气体有空气(不建议采用)、

氮气、蒸汽等几种。氮气和空气罐的设计方法同，外置蒸汽罐的主要设计原则见第三节热水供热系统的定压有关部分。

氮气罐在高温热水供热系统中的作用是：

(1) 容纳供热系统的膨胀水量。

(2) 保持系统的静压，使系统在运行和停止运行时不汽化，不倒空。系统的静压线及允许波动值由供热系统的水压图分析求得。

(3) 在突然停电停泵时补充系统漏水及系统水的冷缩量，以便使运行人员进行事故操作。因而氮气罐比补给水泵定压方式安全可靠。

合理设计氮气罐的容积是保证系统安全可靠运行的重要环节。

氮气罐的容积按下式确定：

$$V = V_1 + V_2 + V_3 \text{ 米}^3 \quad (6-134)$$

式中  $V$ ——氮气罐的总容积，米<sup>3</sup>；

$V_1$ ——系统水的净膨胀容积，米<sup>3</sup>；

$V_2$ ——罐内最小气体空间，米<sup>3</sup>；

$V_3$ ——罐内沉积泥渣及防止气体进入膨胀管所需容积，米<sup>3</sup>。

系统水的净膨胀容积等于系统水最大温升时的膨胀量减去系统水的漏损量。由于漏损量随安装和管理的质量而异，膨胀量随温升值而不同，因而系统水的净膨胀容积很难用计算法求出。根据国内外经验推荐采用供热系统总水容量的2~4%。漏损量小的大型民用建筑供热系统，净膨胀容积应取较大值。

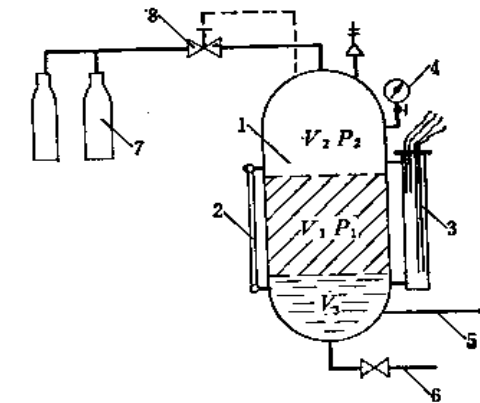


图 6-51 变压式氮气定压罐示意图

1—氮气罐；2—水位计；3—水位控制电极箱；4—电接点压力表；5—膨胀管；6—放水水管；7—氮气瓶；8—气体调压阀

氮气罐内气体空间容积及压力的变化接近于等温过程（罐内气体温度变化比较缓慢，每小时约1~2°C），此时如图6-51所示可得

$$P_1(V_1 + V_2) = P_2 V_2$$

即 
$$V_2 = \frac{P_1 V_1}{P_2 - P_1} = \frac{V_1}{\left(\frac{P_2}{P_1}\right) - 1} \text{ 米}^3 \quad (6-135)$$

式中  $P_1$ ——氮气罐最低水位时的罐内压力，绝对压力；

$P_2$ ——氮气罐最高水位时的罐内压力，绝对压力。

$P_1$ 值应保证系统水不汽化。 $P_2$ 值应不超过锅炉散热器及附件的最大承压能力。由上式可见， $P_2/P_1$ 值越大，则所需氮气罐的容积越小。

(6-135)式可改写为

$$V_2 = \frac{P_1}{\Delta P} V_1 \text{ 米}^3 \quad (6-135A)$$

式中  $\Delta P = P_2 - P_1$ ——系统允许波动压力，取 $\Delta P = 0.5 \sim 1.0$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

罐底最小水容积为：



$$V_3 = (0.1 \sim 0.2)(V_1 + V_2) \text{ 米}^3$$

(6-136)

设计氮气罐时应注意以下问题:

1. 氮气罐应配有水位计、温度计、放气阀、安全阀、电接点压力表、水位控制器、报警器等附件。
2. 连接系统与氮气罐的膨胀管不应装设阀门, 还应将管子适当加长, 加粗一些。
3. 供热系统的补水不应直接补入氮气罐, 以减少氮气的溶解量。

#### 四、调压板

由于循环水泵的扬程一般不可能正好等于系统的总阻力和各厂房进口处可供利用的压头, 一般均大于内部系统的阻力。此时为了使闭式热水供热系统达到质调节的目的, 必须将这些剩余压头用调压板减去, 以便使各用户按设计流量分配于各内部系统中。

当循环水泵扬程比系统总阻力大得不多时, 换热站处送水干管上可不安调压板, 而将多余压头在各厂房入口处减去。各厂房入口处如何减剩余压头应根据水压图确定, 即送水管上的剩余压头不得减至沸腾压力线以下。此时若可供利用压头还有富余时, 则应在回水管上将其余的剩余压头减去。压力的调节应通过调压板来实现。调压板的孔径按下式计算:

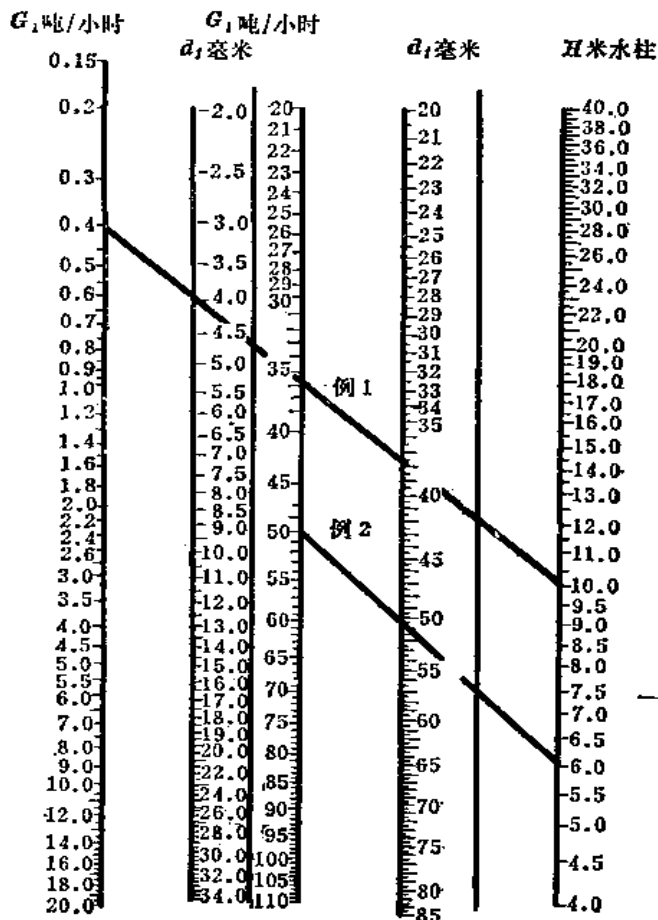


图 6-52 调压板孔径线算图

- 例1. 当  $G=0.4$  吨/时,  $H=10$  米水柱。在图表上查得  $d_1=3.8$  毫米。  
 例2. 当  $G=50$  吨/时,  $H=6$  米水柱。在图表上查得  $d_1=51$  毫米。

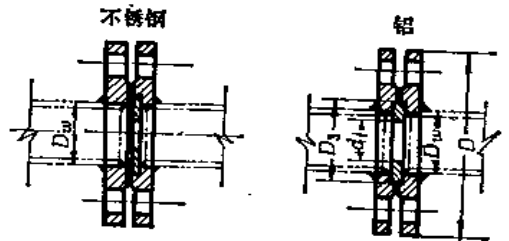


图 6-53 调压板安装图

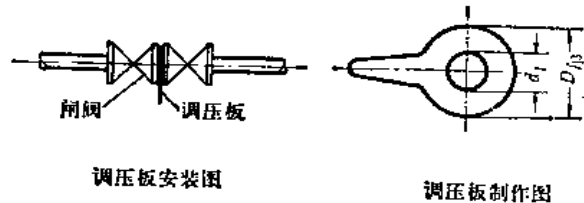


图 6-54 调压板制作安装示意图

$$d_i = 11.3 \sqrt[4]{\frac{G^2}{H}} \quad \text{毫米} \quad (6-137)$$

式中  $G$ ——循环水流量，吨/时；

$H$ ——剩余压头（即调压板前后压差），米水柱。

为了简化计算，调压板的孔径可由图6-52查得。

调压板的制作及安装可视管内介质和系统运行情况的不同而异。当整个系统一次建成投入运行，今后压头和流量均无所变化时，可参照国家标准图集N108中所示的“调压板型式制作及安装”（见图6-53），蒸汽管道调压板只能用不锈钢制，热水管道调压板可用铝或不锈钢制。

一般厂区或宿舍区建筑均系陆续建成投入使用，这时必须根据投入使用的建筑情况逐年绘制水压图，同时宜采用图6-54的型式制作和安装合适孔径的调压板。它由2~3毫米厚的钢板制成，并安装在两个闸阀的法兰间，当更换调压板时可不致放掉系统里的水。

调压板制作及安装主要尺寸

表 6-27

管道公称 直径 $D_0$ (毫米)	管道外 径 $D_w$ (毫米)	法兰盘 外径 $D$ (毫米)	调 压 板				
			$D_3$ (毫米)	厚 度 (毫米)	不锈钢制作总重 (公斤)	铝制作总重 (公斤)	
25	33.5	115	45	4 (不 锈 钢)	8 (铝)	3.1	3.1
32	42.25	135	55			4.6	4.6
40	48	145	60			5.6	5.6
50	60	160	75			7.1	7.1
65	75.5	180	90			9.2	9.2
80	88.5	195	105			10.3	10.3
100	108	215	130			13.5	13.3
125	133	245	160			17.4	17.2
150	159	280	180			22.7	22.4

## 五、除 污 器

除污器采用以清除热水系统循环水中的泥砂杂质，避免系统堵塞和减轻循环水泵的磨损，以保证热水系统正常运转。目前除污器的型式有立式直通除污器（国家标准图集R406-1）、卧式直通除污器（国家标准图集R406-2）及卧式角通除污器（国家标准图集R406-3）三种。除污器一般安装在循环水泵前的回水总管和热水采暖用户热力入口处的送水管上。其大小型号是按照与之连接的接管直径选定的，如循环水管为 $D_0$ 150，则采用 $D_0$ 150的除污器。一般热力入口处多采用立式直通除污器，锅炉房或换热站内流量较大时，则多采用卧式直通（角通）除污器。但具体选用哪种型号为宜还应视布置的要求而定。除污器的进出口均应有作隔断的阀门，并有旁通管。除污器的结构应能在运行时进行清洗。

除污器横断面中的水流速度最好采用0.05米/秒。除污器中的水流阻力，应按其局部阻力系数与接管内水流动压的乘积计算。局部阻力系数一般采用 $\xi=4\sim6$ 。

除污器在布置时，应考虑四周有足够的地方来清洗或拆卸过滤网，同时应有积水坑以便将清洗后的污水排入坑内，然后借手摇泵、注水器或自流排入下水道。除污器应尽量布置在回水管标高最低的地方，以便于污物流到除污器中。

## 六、废汽、凝结水的除油装置

### (一) 废汽的除油装置

利用锻锤废汽加热热网循环水时，废汽进热交换器之前常带有若干填料和大量的油质，其含量一般在200毫克/公斤左右。因此，一般需先经过填料收集器以去除废汽中的填料和机械杂质，再经过机械除油器以去除废汽中的油质。此时，含油量可降到5~10毫克/公斤左右，它对热交换器的传热效率已没有什么影响，甚至还会形成珠状凝结而增加传热效率。

填料收集器的构造十分简单，实际上就是一个大型的汽水分离器。机械除油器的构造则是在上述收集器蒸汽流过的断面上安设大量1.3~2.0米高的挂链，如图6-55所示。当含油蒸汽通过这些挂链时，油和水的颗粒被挂链沾住，因自重下流而排往下水道或废油回收箱内。

由于锻锤废汽利用系统中有了蒸汽容积很大的设备——填料收集器和机械除油器，因此在锻工车间正常工作情况下，具有稳定废汽压力、消除压力波动的作用，使用汽设备减少受压力和温度的冲击，从而减少设备漏汽和漏水，在一般将废汽换热供应采暖负荷时，可省略价格昂贵的蒸汽蓄热器。当用废汽发电时，则应加装蒸汽蓄热器，并在其中放入明矾或氢氧化钠等凝聚剂，使废汽的含油量进一步降低到2~3毫克/公斤，此时系统中的填料收集器可以不放。

填料收集器和机械除油器中排出的油和水可以通过水封直接排入下水道，或先送入废油回收箱，将废油回收后再排入下水道。如下水道标高高于废油回收箱很多，此时可在废油回收箱上接以高压蒸汽管或压缩空气管，定期打开进行排水。

### (二) 凝结水的除油装置

废汽凝结水的含油量是否符合锅炉给水水质的要求，与废汽凝结水量占总给水量比例及所采用的锅炉对给水含油量的要求等有关，需要根据具体情况计算确定。如废汽凝结水的含油量不能满足锅炉给水水质的要求时，则废汽凝结水可经过活性炭过滤器处理。经活性炭过滤器处理后的废汽凝结水含油量可降至0.15~0.5毫克/公斤，但硬度会有某些提高。

活性炭过滤器的直径按下式计算：

$$D_A = \sqrt{\frac{4G_f}{\pi v_g v}} \text{ 米} \quad (6-138)$$

式中  $G_f$ ——废汽凝结水量，吨/时；

$v$ ——凝结水的重度，吨/米<sup>3</sup>；

$v_g$ ——过滤速度，一般采用8~10米/时。

活性炭过滤器采用的活性炭的性能及规格为：

(1) 吸收油的能力 175克/公斤；

(2) 粒度要求 0.5~1.5毫米；

(3) 堆比重 0.2~0.25吨/米<sup>3</sup>。

活性炭过滤器即机械过滤器中的过滤层换为活性炭即可，过滤层高度应不小于1.2米，其规格尺寸见《工业锅炉房设备手册》水处理设备部分。

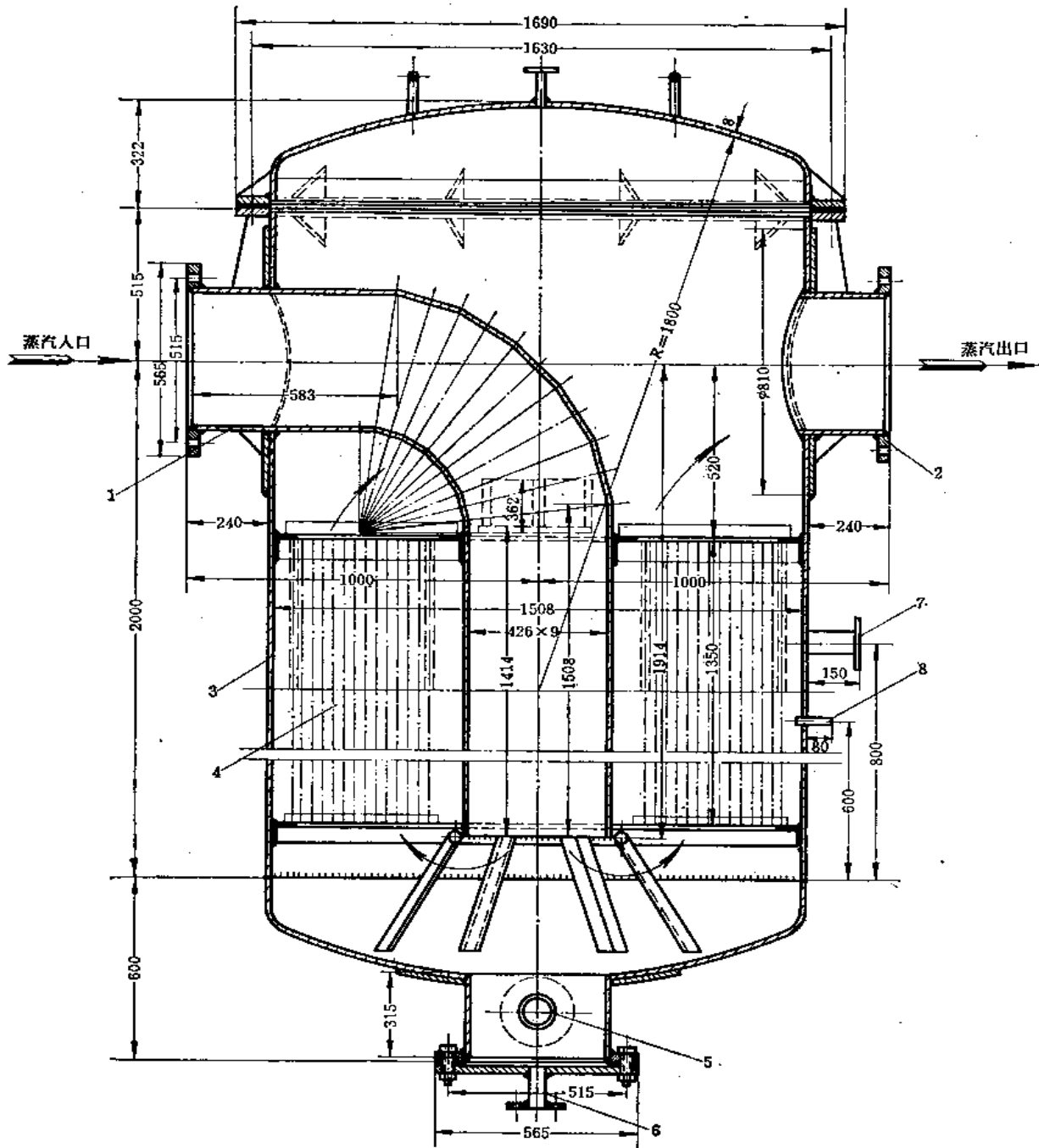


图 6-55 链式机械除油器

1—蒸汽入口管， $\phi 426 \times 9$ ，2—蒸汽出口管， $\phi 426 \times 9$ ，3—外壳， $\phi 1508 \times 6$ ，4—链条，1470根；5—油水排出口， $\phi 80$ ，6—排污口， $\phi 50$ ，7—冲洗用接管座， $\phi 50$ ，8—试验开关用的管子， $\phi 20$

## 第六节 蒸汽喷射器

### 一、蒸汽喷射器的工作原理

蒸汽喷射器是由喷嘴、引水室、混合室及扩压管等四个部件所组成，见图6-56。当蒸汽喷射器工作时，具有一定压力 $P_0$ 的蒸汽从喷嘴高速喷入引水室，蒸汽的位能转变为很大的动能，此时，压力下降到 $P_p$ ，蒸汽在 $\Delta P = P_0 - P_p$ 的作用下释放动能。由于压力降低，比容从 $v_0$ 绝热膨胀至 $v_p$ ，流速由 $w_0$ 升至 $w_p$ 。由于表面摩擦力的作用，喷出的蒸汽把循环水由引水室带入混合室中。蒸汽在进入混合室时即为回水所冷凝，而将热量混合换热给热网回水。热网循环回水在进入引水室以后，由于蒸汽的吸力（汽流压力 $P_p$ 已略低于回水压力 $P_1$ ）流速由 $w_1$ 升至 $w_2$ ，而压力则由 $P_1$ 降至 $P_2$ ，此时蒸汽流与水流的压力基本相等而进入混合室。

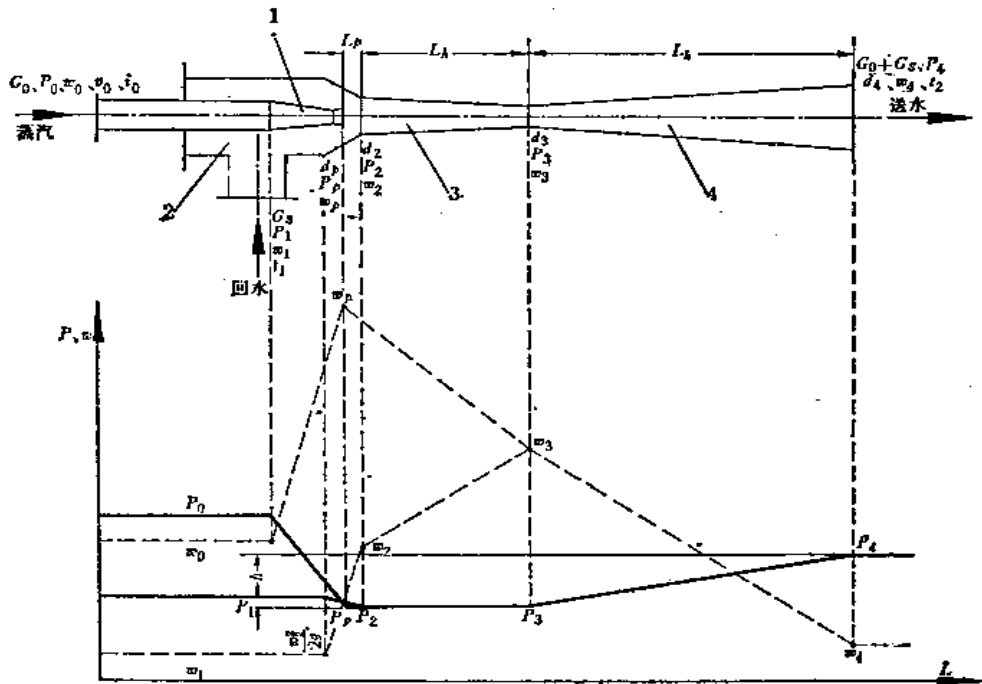


图 6-56 一级蒸汽喷射器原理图

1—喷嘴；2—引水室；3—混合室；4—扩压管

高速的汽流与低速的水流进入混合室以后，在混合室中进行动能交换，汽流速度由 $w_p$ 降至 $w_3$ ，水流速则由于汽流的带动由 $w_2$ 逐渐升至 $w_3$ 。与此同时，汽水在混合室中进一步进行热交换，蒸汽凝结为水放出汽化潜热，使水温升高。此时，喷射器一般已完成热网循环水的加热工作（单级蒸汽喷射系统时），使循环水的温度达到了设计温度 $t_2$ 。

混合室有两种。一种是假定混合室进口和出口压力相同，即 $P_2 = P_3$ ，这种混合称为等压混合，此时混合室呈渐缩形。一种是混合室进口和出口压力是变化的，即 $P_2 \neq P_3$ ，

这种混合称为不等压混合，此时混合室呈圆筒形。在设计计算中，由于等压混合情况的计算较为简便，故一般设计的混合室均为渐缩形的。

尚具有较大流速（动能） $w$ ，和压力为 $P_3$ 的热水从混合室进入扩压管以后，由于流通截面的逐渐扩大，流速逐渐降低，而压力逐渐升高，动能逐渐转化为位能，在热水离开扩压管时压力已由 $P_3$ 升至 $P_4$ ，而进入热网送水管中。

## 二、设计数据的选取

（一）送回水温差 $\Delta t = t_2 - t_1$ 。由于单级蒸汽喷射系统的蒸汽喷射器设计，必须同时满足热能交换和动能交换这两个方面，否则蒸汽喷射器的运行工况就不能与设计参数相吻合，甚至噪声很大不能工作。对于一般热水采暖系统来说，根据动量平衡关系（见6-141式）算出的混合比总是比根据热量平衡关系（见6-140式）算出的混合比大很多，于是不得不减小送回水温差以加大热平衡的混合比。这样循环水量大了，同时也就增加了系统阻力。因此，单级蒸汽喷射系统的送回水温差较小，一般宜选取 $\Delta t = 10 \sim 20^\circ\text{C}$ 。它适用于热网线路较短和室内采暖系统的散热设备主要为暖气片等情况。此时，送水温度 $t_2$ 可选定为 $90 \sim 100^\circ\text{C}$ ，回水温度 $t_1$ 可选定为 $70 \sim 80^\circ\text{C}$ 。

当热网线路较长，室内采暖系统多为暖风机或进风加热器等散热设备时，一般宜选取 $\Delta t = 40 \sim 60^\circ\text{C}$ 的温差。此时，宜采用二级蒸汽喷射或蒸汽喷射混合加热系统，送水温度 $t_2$ 可选定为 $120 \sim 130^\circ\text{C}$ ，回水温度 $t_1$ 可选定为 $70 \sim 80^\circ\text{C}$ 。

（二）进汽压力 $P_0$ 。图6-57为一蒸汽喷射器的特性曲线。图中 $P_{BH}$ 为对应于送水温度 $t_2$ 的饱和压力。从图中可以看出在某一进汽压力下混合比可在 $u_{\max}$ 与 $u_{\min}$ 之间变化。进汽压力愈高 $u_{\max}$ 与 $u_{\min}$ 越靠近，即蒸汽喷射器的调节范围越小。当 $P_0$ 升高至某值时，两点将要重合，这时喷射器根本不能工作。因此，设计喷射器时，在满足所需的绝热焓降 $i_0 - i_v$ 的情况下，进汽压力宜尽可能低一些。

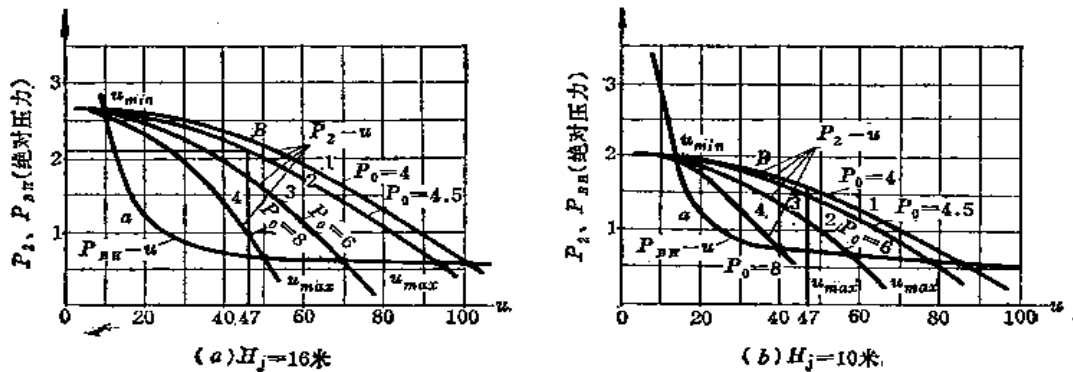


图 6-57 蒸汽喷射器特性曲线图

在实际运行时，蒸汽喷射器的调节范围达不到 $u_{\max}$ 和 $u_{\min}$ 的理论值。当混合比太小时，混合室入口处水流速度 $w_2$ 太低，尚未达到 $u_{\min}$ 喷射器就开始振动不能正常工作。当混合比加大即 $P_2$ 接近 $P_{BH}$ 时，蒸汽在喷射器中难以充分凝结，尚未达到 $u_{\max}$ 就产生强烈的噪声。但实际与理论值相差多大，还有待进一步试验和总结。目前，从一些已经投入运行的蒸汽喷射器分析，发现当 $w > 8$ 米/秒，或 $\beta h > 4$ 时，蒸汽喷射器的工作情况和调节性能

都较好。

(三) 系统静压头 $H$ ，为了防止热水在蒸汽喷射器中和喷射系统中汽化，可按本章第三节中“蒸汽喷射系统的水力工况”所述，根据已选定的送水温度确定回水的静压头（即开式膨胀水箱的安装高度 $H$ ，或安全阀、调压阀等所需调整到的压力）。

从图6-57b中可以看出，如果将静压（膨胀水箱高度）降低，则 $P_2-u$ 曲线将下移， $u_{\max}$ 与 $u_{\min}$ 的距离将缩短，即蒸汽喷射器的可调范围将缩小。但是，根据实际运行情况说明，静压高，喷射器的噪声大，静压低，喷射器的噪声小，因此，系统静压又不宜取得过高。

(四) 水汽混合比 $u=G_s/G_0$ 。蒸汽喷射器在实际运行中，水汽混合比 $u=28\sim 60$ 之间时喷射器工作情况较好（但亦有设计和运行达到 $u=23$ 者），如果混合比太小，蒸汽在混合室中不易充分冷凝，造成引水量减少，噪声加大，严重时甚至使喷射器不能工作。混合比太大，蒸汽量不能满足热网循环水加热的要求和如前所述产生强烈的噪声而无法工作。

### 三、一级蒸汽喷射器的计算

本法系假定蒸汽在喷嘴内进行绝热膨胀这一基本特性而推导出的公式进行运算的。本法在计算理论上还有待进一步完善，但算法还比较简单、可行，经过有的单位运行测定，基本上还能符合计算的假定。

#### (一) 水汽混合比的计算

在计算一级蒸汽喷射器时，首先应计算水汽混合比 $u$ ，即

$$u=G_s/G_0 \quad (6-139)$$

式中  $G_0$ ——喷嘴喷进的蒸汽量，吨/时。

$G_s$ ——供热系统的循环水量，吨/时；

现在分析一下具有圆锥形混合室的蒸汽喷射器，如图6-56所示，在喷射器的混合室内水和蒸汽在等压下混合，即混合室入口和出口的压力相等（ $P_2=P_3$ ），蒸汽和水这两种介质从混合室的入口到混合室的出口，进行着剧烈地热能和动能的交换。

1. 从热能交换来看 根据能量守恒定律，水得到的热量等于蒸汽失去的热量，此时可得：

$$G_s(t_2-t_1)=G_0(i_0-t_2)$$

$$\text{则} \quad u = \frac{i_0-t_2}{t_2-t_1} \quad (6-140)$$

式中  $t_2$ ——蒸汽喷射器出口水温，即供热系统的送水温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

$t_1$ ——蒸汽喷射器吸入水温，即供热系统的回水温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

$i_0$ ——蒸汽在进入喷嘴前的热焓，千卡/公斤。

2. 从动能交换来看 根据流体动量守恒定律，混合室处汽、水动量在混合前后应相等，此时可得

$$\frac{G_s}{g}w_2 + \frac{G_0}{g}w_p = \frac{G_s+G_0}{g}w_3$$

合并同类项得

$$G_s(w_3-w_2)=G_0(w_p-w_3)$$

则

$$u = \frac{w_p - w_3}{w_3 - w_2} \quad (6-141)$$

式中  $w_p$ ——喷嘴出口的蒸汽流速，米/秒；

$w_2$ ——混合室进口处水的流速，米/秒；

$w_3$ ——混合室出口处水的流速，米/秒。

由于蒸汽喷射器在供热系统中既要加热循环水又要能克服整个系统的阻力，因此水汽混合比  $u$  值必须既符合 (6-140) 式又符合 (6-141) 式。

从 (6-140) 式可以看出当供热系统的汽源已定，即  $P_0$  ( $P_0$  决定  $i_0$ ) 已定和送回水温度  $t_2$  和  $t_1$  已选定时，则蒸汽喷射器的水汽混合比就已确定下来。但是从 (6-141) 式可以看出蒸汽喷射器的水汽混合比还决定于喷嘴出口汽流速  $w_p$  和混合室进出口水流速  $w_2$  和  $w_3$ ，因此还须进一步研究  $w_p$ 、 $w_2$  和  $w_3$ 。

(1) 喷嘴出口蒸汽流速  $w_p$  根据能量守恒定律，喷嘴出口处蒸汽动能的增加等于蒸汽在绝热膨胀过程中的焓降，即

$$\frac{w_p^2}{2g} - \frac{w_0^2}{2g} = (i_0 - i_p) \eta_1 \eta_r J$$

蒸汽的初速  $w_0$  与喷嘴喷出后的流速  $w_p$  相较甚小，在工程计算上可以忽略不计，于是可得下式

$$\begin{aligned} w_p &= \sqrt{2gJ\eta_1\eta_r(i_0 - i_p)} \\ &= 91.53 \sqrt{(i_0 - i_p)\eta_1\eta_r} \quad \text{米/秒} \end{aligned} \quad (6-142)$$

式中  $i_0$ ——压力  $P_0$  时蒸汽的焓，千卡/公斤；

$i_p$ ——压力从  $P_0$  绝热膨胀到  $P_p$  压力下蒸汽的焓，千卡/公斤；

$g$ ——重力加速度， $g=9.81$ 米/秒<sup>2</sup>；

$\eta_1$ ——喷嘴的效率， $\eta_1=0.95$ ；

$\eta_r$ ——混合室入口效率， $\eta_r=0.95$ ；

$J$ ——热功当量， $J=427$ 公斤·米/千卡。

(2) 混合室进口处水的流速  $w_2$  根据伯努利方程，混合室进口处热网循环水的动能的增加等于从引水室到混合室进口段的位能损失，即

$$\frac{w_2^2}{2g} - \frac{w_1^2}{2g} = (\beta h - h'') \eta_2$$

一般  $w_1$  相对于  $w_2$  来说很小，工程计算上可以忽略不计，于是可得下式

$$w_2 = \sqrt{2g(\beta h - h'') \eta_2} \quad \text{米/秒} \quad (6-143)$$

当定压点距蒸汽喷射器很近时， $h'' \approx 0$

$$w_2 = \sqrt{2g\beta h \eta_2} \quad \text{米/秒} \quad (6-144)$$

式中  $h$ ——供热系统的阻力，米水柱；

$\eta_2$ ——吸水效率， $\eta_2=0.9$ ；

$\beta$ ——系数，与送水温度、系统阻力及静压大小有关，不能超过一定数值。

(3) 混合室出口处水的流速  $w_3$  混合室出口的流速  $w_3$  比供热系统里的正常流速  $w_4$  要高得多。多余的动能  $(\frac{w_3^2}{2g} - \frac{w_4^2}{2g})$  在扩压管中转化为压力能，用以克服供热系统的阻力



及蒸汽喷射器进口的压力降即 $h + \beta h - h''$  (见图6-26)。

由于 $w_4$ 与 $w_3$ 相较是很小的,所以 $\frac{w_4^2}{2g}$ 在工程计算上可以忽略不计,于是可得下式

$$\frac{w_3^2}{2g} \eta_3 = h + \beta h - h''$$

$$w_3 = \sqrt{\frac{2g(h + \beta h - h'')}{\eta_3}} \quad \text{米/秒} \quad (6-145)$$

当定压点A距蒸汽喷射器很近时,  $h'' \approx 0$

则 
$$w_3 = \sqrt{\frac{2g(1 + \beta)h}{\eta_3}} \quad \text{米/秒} \quad (6-146)$$

将以上计算 $w_p$ 、 $w_2$ 及 $w_3$ 的公式代入(6-141)式可得

$$u = \frac{w_p - w_3}{w_3 - w_2} = \frac{91.53 \sqrt{(i_0 - i_p) \eta_1 \eta_r} - \sqrt{\frac{2g(1 + \beta)h}{\eta_3}}}{\sqrt{\frac{2g(1 + \beta)h}{\eta_3}} - \sqrt{2g\beta h \eta_2}}$$

如将 $\eta_1 = 0.95$ ,  $\eta_r = 0.95$ ,  $\eta_2 = 0.90$ ,  $\eta_3 = 0.8$ 代入后得

$$u = \frac{17.5 \sqrt{\frac{i_0 - i_p}{h}} - \sqrt{1 + \beta}}{\sqrt{1 + \beta} - 0.85 \sqrt{\beta}} \quad (6-141A)$$

从(6-141A)式可以看出,根据动能交换求得的水汽混合比 $u$ 值,当汽源已定时,影响 $u$ 值的因素有二,即

A. 供热系统的阻力 $h$  系统阻力愈大,  $u$ 值愈小。反之,  $u$ 值愈大。设计时,  $h$ 值为一已知的确定值。

B.  $\beta$ 值从(6-141A)式可以看出 $u$ 值不是随 $\beta$ 值简单地增大或减小,  $u$ 值系 $\beta$ 值的函数,这个函数是具有极大值的(见图6-58),不过,一般在 $\beta$ 允许值的范围内,  $\beta$ 增加会使 $u$ 值增加。

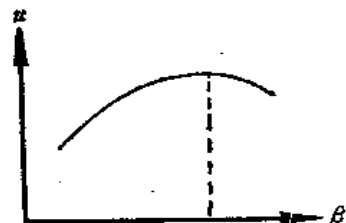


图 6-58  $u \sim \beta$  曲线

3. 计算 $\beta$ 值同时确定 $u$  本法系先根据热量平衡的关系式(即(6-140)式)初步求出 $u$ 值。然后计算出在此 $u$ 值时,满足动量平衡的 $\beta$ 值,并检查此 $\beta$ 值是否能满足(6-12)式,否则,应重新修改系统设计参数。其计算步骤如下:

第一、根据所选定的进汽压力 $P_0$ 和送回水温度 $t_2$ 、 $t_1$ 按(6-140)式初步确定 $u$ 值。

第二、将初步确定的 $u$ 值、系统阻力 $h$ 及在 $P_0$ 压力下的热焓代入(6-141A)式,求出 $\beta$ 值。此时,可将(6-141A)式改写为

$$i_0 - i_p = \frac{h}{17.5^2} \left[ (1 + u) \sqrt{1 + \beta} - 0.85u \sqrt{\beta} \right]^2 \quad (6-141B)$$

式中  $i_p$ ——喷嘴出口压力 $P_p$ 下的饱和蒸汽的焓,千卡/公斤。

当喷嘴出口断面与混合室入口断面之间没有距离时,  $P_0 = P_1 = 0.1(H_1 - \beta h) + 1.0$ 。则 $i_p$ 也是随 $\beta$ 而变化的。由于(6-141B)式两边都是 $\beta$ 值的函数,所以可用试算法求出 $\beta$ 值。

当喷嘴出口是在引水室里面时,  $P_0 \approx 0.1H_1$ ,此时可将(6-141A)式改写为

$$(1+u)\sqrt{1+\beta} - 0.85u\sqrt{\beta} = 17.5\sqrt{\frac{i_0-i_k}{h}} \quad (6-141C)$$

式中  $i_k$ ——在 $0.1H$ 压力下饱和蒸汽的焓, 千卡/公斤 (对于膨胀不足的喷嘴 $i_p=i_k$ );  
 $i_i$ ——在 $P_i$ 压力下蒸汽的焓, 千卡/公斤。

第三、检查 $P_2=0.1(H,-\beta h)+1.0$ 是否大于 $P_{BH}$ , 如果 $P_2>P_{BH}$ 则由(6-140)式确定的 $u$ 值可用。否则, 需修改系统的设计参数, 或提高静压 $H_s$ 。

4. 假定 $\beta$ 值同时确定 $u$  本法系先假定一 $\beta$ 值以确定喷管出口蒸汽压力 $P_p$ 。然后根据初步满足热量平衡的 $u$ 值求出喷管的绝热焓降 $i_0-i_p$ , 并以此确定设计混合比 $u$ 和进汽压力 $P_0$ 。其计算步骤如下:

第一、根据系统阻力大小选取一 $\beta$ 值, 当 $\beta$ 值为一定数时

$$u = A\sqrt{\frac{i_0-i_p}{h}} - B \quad (6-141D)$$

$\beta$ 值选取的建议范围及 $A$ 、 $B$ 系数见表6-28。

第二、根据(6-12)式求出 $P_2$ , 并让 $P_p=P_2=0.1(H,-\beta h)+1$ , 此值应大于对应送水温度加 $5^\circ\text{C}$ 时的饱和压力。

第三、确定喷管入口的蒸汽压力 $P_0$ 与设计混合比 $u$

(1) 由于水蒸汽焓熵图上的饱和蒸汽线比较平缓, 即饱和蒸汽的焓随压力的变化不大。一般常用的进汽压力范围为3~8绝对压力。取蒸汽的平均焓为656千卡/公斤, 代入(6-140)式初步确定 $u$ 值。

(2) 根据初步确定的 $u$ 值求绝热焓降 $i_0-i_p$ , 从(6-141D)式可转化为

$$i_0-i_p = h\left(\frac{u+B}{A}\right)^2 \quad \text{千卡/公斤} \quad (6-141E)$$

(3) 从水蒸汽的焓熵图上找出 $OP=i_0-i_p$  (见图6-59),  $P$ 点在 $P_p$ 压力线上, 此时通过 $O$ 点的压力 $P_0$ 即所求的进汽压力, 并以 $i_0$ 代入(6-140)式最后确定 $u$ 值。

A、B系数表 表 6-28

系统阻力 $h$ (米)	$\beta$ (建议值)	$A$	$B$
$\leq 2$	2.0	33	3.26
$2 < h < 5$	1.5	32.4	2.92
	1.0	31	2.52
$> 5 \sim 150$	0.5	28.2	1.97
	0	17.5	1

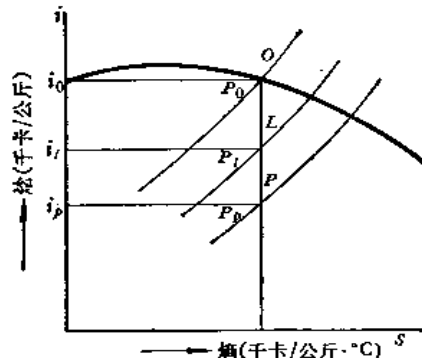


图 6-59 水蒸汽绝热膨胀的焓熵图

根据本法确定的 $P_0$ 实际为保证达到绝热焓降 $i_0-i_p$ 的最低值, 考虑蒸汽喷射器的实际损失比设计选用的损失系数为大, 因此建议设计的进汽压力取 $1.1P_0$ 为宜。

## (二) 流量的计算

1. 引水量 $G$ , 根据供热系统的热平衡方程:

$$c_1 Q = (G_0 + G_s)(t_2 - t_1) \times 10^3$$

$$=G_s \left( 1 + \frac{1}{u} \right) (t_2 - t_1) \times 10^3$$

$$G_s = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{\left( 1 + \frac{1}{u} \right) (t_2 - t_1)} \text{ 吨/时} \quad (6-147)$$

则 由于  $G_0$  远较  $G_s$  为小, 为了计算简便, (6-147) 式可改写成为下式:

$$G_s = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{t_2 - t_1} \text{ 吨/时} \quad (6-147A)$$

式中  $Q$ ——供热系统的总热负荷, 大卡/时;

$c_1$ ——考虑管网的漏损及热损失的修正系数,  $c_1 = 1.1 \sim 1.2$ 。

2. 喷汽量  $G_0$ 。根据已确定的混合比  $u$  可求喷汽量如下:

$$G_0 = \frac{G_s}{u} \text{ 吨/时} \quad (6-148)$$

根据喷嘴的最大理论流量 (当喷嘴尺寸已定时) 可求喷汽量如下:

$$G_0 = \frac{d_1^2 \sqrt{i_0 - i_1}}{3844 v_1} \text{ 吨/时} \quad (6-149)$$

式中  $d_1$ ——喷嘴的临界直径, 毫米;

$i_1$ ——临界压力下蒸汽的焓, 千卡/公斤;

$v_1$ ——临界比容, 米<sup>3</sup>/公斤。

根据供热系统的热负荷可近似地求喷汽量如下:

$$G_0 = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{i_0 - t_2} \text{ 吨/时} \quad (6-150)$$

### (三) 蒸汽喷射器主要几何尺寸的计算

#### 1. 喷嘴尺寸的计算

(1) 喷嘴出口内径  $d_p$ 。喷嘴出口的断面积可写为

$$f_p = \frac{G_0 v_p \times 10^3}{3600 \times w_p}, \quad f_p = \frac{\pi}{4} d_p^2$$

$$d_p = \sqrt{\frac{G_0 v_p \times 10^3}{\frac{\pi}{4} \times 3600 \times w_p}} \text{ 毫米} \quad (6-151)$$

上式表明在蒸汽流量一定时, 喷嘴直径主要与出口汽流速度  $w_p$  及比容  $v_p$  有关。根据工程热力学所述, 出口汽流速度随气体在喷嘴入口处的状态以及随气体的膨胀的深度, 即随气体在出口处的压力  $P_p$  而定。而喷嘴出口压力  $P_p$  的大小又将直接影响喷嘴的形状。当喷嘴后的蒸汽压力  $P_p$  与喷嘴前的蒸汽压力  $P_0$  之比值小于下列临界值时, 则喷嘴做成收缩扩大形喷嘴 (即“拉伐尔”形)。

$$\frac{P_p}{P_0} < 0.546 \text{ (过热蒸汽)}$$

$$\frac{P_p}{P_0} < 0.577 \text{ (饱和蒸汽)}$$

若压力比值大于临界值时, 喷嘴做成圆锥形喷嘴。采用此种形状的喷嘴, 蒸汽膨胀不足, 没有充分利用它的能量。

将 (6-142) 式代入 (6-151) 式并化简得

$$d_p = 63.5 \sqrt{\frac{G_0 v_p}{\sqrt{i_0 - i_p}}} \text{ 毫米} \quad (6-151A)$$

式中  $G_0$ ——通过喷嘴的蒸汽量，吨/时；

$i_0 - i_p$ ——蒸汽从  $P_0$  到  $P_p$  的绝热焓降，千卡/公斤；

$v_p$ ——喷嘴出口处蒸汽的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

$$v_p = v_0 \left( \frac{P_0}{P_p} \right)^{\frac{1}{k}}$$

$k$ ——绝热指数，过热蒸汽  $k = 1.30$ ；

饱和蒸汽  $k = 1.035 + 0.1x$ ，（ $x$ —蒸汽含量，%）

喷嘴出口处的速度亦可用下式表示：

$$w_p = \sqrt{2g \frac{k}{k-1} P_0 v_0 \left[ 1 - \left( \frac{P_p}{P_0} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \text{ 米/秒} \quad (6-152)$$

将 (6-152) 式代入 (6-151) 式并化简可得喷嘴出口内径为：

$$d_p = 29 \sqrt{\frac{G_0}{\sqrt{\frac{k}{k-1} \frac{P_0}{v_0} \left[ \left( \frac{P_p}{P_0} \right)^{\frac{2}{k}} - \left( \frac{P_p}{P_0} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]}}} \text{ 毫米} \quad (6-151B)$$

(2) 喷嘴的临界直径  $d_c$

喷嘴的临界速度为

$$w_c = \sqrt{2gJ(i_0 - i_c)} \text{ 米/秒} \quad (6-153)$$

或表示为

$$w_c = \sqrt{2g \frac{k}{k+1} P_0 v_0} \text{ 米/秒} \quad (6-154)$$

对于饱和蒸汽

$$w_c = 324 \sqrt{P_0 v_0} \text{ 米/秒} \quad (6-154A)$$

式中  $i_c$ ——从  $P_0$  饱和状态点，绝热膨胀到  $P_c$  时蒸汽的焓（见图6-59），千卡/公斤；

$P_0$ ——蒸汽进入喷嘴前的压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$v_0$ ——蒸汽压力  $P_0$  下的比容，米<sup>3</sup>/公斤。

由于某一  $P_0$  的临界压力， $P_c$  仅随  $P_0$  而异。因此，蒸汽的临界速度仅随蒸汽的初参数而定。

喷嘴的临界断面积可写为

$$f_c = \frac{G_0 v_c \times 10^9}{3600 \times w_c}, \quad f_c = \frac{\pi}{4} d_c^2$$

故喷嘴的临界直径为

$$d_c = \sqrt{\frac{G_0 v_c \times 10^9}{\frac{\pi}{4} \times 3600 w_c}} \text{ 毫米} \quad (6-155)$$

将 (6-153) 式及 (6-154) 式代入 (6-155) 式中化简得

$$d_c = 62 \sqrt{\frac{G_0 v_c}{\sqrt{i_0 - i_c}}} \text{ 毫米} \quad (6-155A)$$

及在饱和蒸汽状态下的临界直径为

$$d_i = 42.2 \sqrt{\frac{G_0}{\sqrt{\frac{P_0}{v_0}}}} \quad \text{毫米} \quad (6-155B)$$

(3) 喷嘴临界断面至喷嘴出口断面之间的长度  $L_s$  如图6-60所示, 长度  $L_s$  是由临界直径  $d_i$  到出口直径  $d_p$  之间的扩散角  $\theta$  的大小决定的。

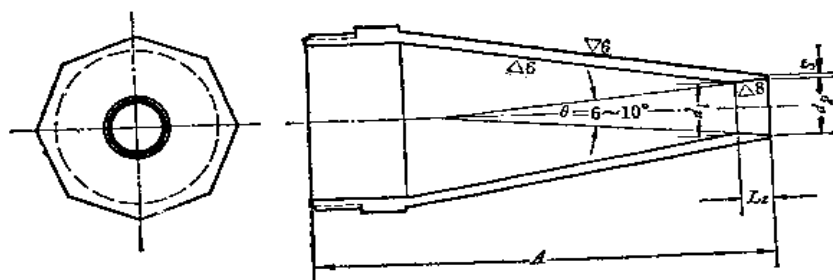


图 6-60 收缩扩大形喷嘴图

$$L_s = \frac{d_p - d_i}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} = k(d_p - d_i) \quad \text{毫米} \quad (6-156)$$

式中  $\theta$ ——最佳扩散角,  $\theta = 6^\circ \sim 10^\circ$

$$2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} = 0.105 \sim 0.175;$$

$k$ ——系数, 一般为6~9。

(4) 喷嘴出口到混合室入口的距离  $L_p$  根据目前国内文献指出,  $L_p$  一般可在0至36毫米范围内变化, 或取  $L_p \leq (0.5 \sim 1)d_i$ 。  $L_p$  大些有利于喷出来的蒸汽的凝结, 但它的最佳值现在还缺乏实验数据。目前, 在设计等压混合的混合室时, 一般均取  $L_p = 0$ 。

## 2. 混合室尺寸的计算

(1) 混合室进口直径  $d_2$

混合室进口断面积可认为由两部分所组成, 即由中间通过蒸汽流的断面积  $f_1$  及四周通过循环水的环状面积  $f_2 - f_1$ 。由于喷嘴还有一定的厚度  $S$ , 则

$$F_2 = f_2 - f_1 = \frac{\pi d_2^2}{4} - \frac{\pi}{4} (d_p + 2S)^2 = \frac{G_s \times 10^6}{3600 \times w_2} \quad \text{毫米}^2$$

将(6-144)式代入上式得

$$\begin{aligned} d_2 &= \sqrt{(d_p + 2S)^2 + \frac{G_s \times 10^6}{\frac{\pi}{4} \times 3600 \times \sqrt{2g\beta h \eta_2}}} \\ &= \sqrt{(d_p + 2S)^2 + \frac{84G_s}{\beta h}} \quad \text{毫米} \end{aligned} \quad (6-157)$$

式中  $d_p$ ——喷嘴出口内经, 毫米;

$S$ ——喷嘴出口处的壁厚, 一般采用0.5~1.0毫米;

$G_s$ ——喷射器的引水量, 吨/时。

由于蒸汽离开喷嘴进入混合室时可能还有尚未凝结的蒸汽泡, 回水温度愈高, 未凝结

的蒸汽愈多，汽泡占去的面积愈大，因此，在设计蒸汽喷射器时，混合室进口直径宜比计算值略大，建议将计算直径乘以1.1的修正系数。

(2) 混合室出口直径 $d_3$ ，

A. 当为等压混合时

$$f_3 = \frac{G_3 \times 10^6}{3600 \times w_3} = \frac{\pi}{4} d_3^2 \quad \text{毫米}^2$$

$$G_3 = G_0 + G_s = G_0(1+u) \quad \text{吨/时}$$

将(6-146)式及 $G_3$ 代入上式得：

$$\frac{\pi d_3^2}{4} = \frac{G_0(1+u) \times 10^6}{3600 \times \sqrt{\frac{2g(1+\beta)h}{0.8}}}$$

经简化后则得

$$d_3 = \sqrt{\frac{71.5G_0(1+u)}{\sqrt{(1+\beta)h}}} \quad \text{毫米} \quad (6-158)$$

B. 当为不等压混合时

$d_3 = d_2$ ，此时混合室呈圆筒形。

(3) 混合室长度 $L_h$ ，

为了使蒸汽和水的能量得到充分交换， $L_h$ 取(6~10) $d_3$ 毫米，一般取8 $d_3$ 为宜。 $u$ 值愈小， $L_h$ 宜愈大。

3. 扩压管尺寸的计算

(1) 扩压管出口直径 $d_4$ ，一般取 $d_4 = (2 \sim 3)d_3$ 毫米，最好能使出口直径 $d_4$ 与系统的送水管径相等。

(2) 扩压管长度 $L_k$ ，

$$L_k = \frac{d_4 - d_3}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} \quad \text{毫米} \quad (6-159)$$

式中  $\theta$ ——扩散角，一般取 $\theta = 6^\circ \sim 10^\circ$ ；

$$2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} = 0.105 \sim 0.175。$$

#### 四、二级蒸汽喷射器的计算

二级蒸汽喷射器在蒸汽喷射系统中主要起加热作用，其热交换方式为混合热交换。

(一) 流量的计算

1. 当系统为二级蒸汽喷射系统时，系统的循环水量可近似表示如下：

$$G_s = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{t'_2 - t_1} \quad \text{吨/时} \quad (6-160)$$

式中  $Q$ ——供热系统的总热负荷，千卡/时；

$c_1$ ——考虑管网的漏损及热损失的修正系数， $c_1 = 1.1 \sim 1.2$ ；

$t'_2$ ——供热系统的送水温度（即二级蒸汽喷射器的出口温度）， $^\circ\text{C}$ ；

$t_1$ ——供热系统的回水温度， $^\circ\text{C}$ 。

## 2. 供热系统总耗汽量

$$\Sigma G_0 = \frac{Q}{i_0 - t_1} \times 10^{-3} \text{ 吨/时} \quad (6-161)$$

## 3. 二级蒸汽喷射器耗汽量

$$G'_0 = \frac{(\Sigma G_0 - G_0)(i_0 - t_1)}{(i'_0 - t_1)} \text{ 吨/时} \quad (6-162)$$

式中  $G_0$ ——一级蒸汽喷射器耗汽量  $G_0 = C_1/u$ , 吨/时;

$i'_0$ ——在二级蒸汽喷射器进汽压力  $P'_0$  时的焓, 千卡/公斤。

二级蒸汽喷射器进口蒸汽压力  $P'_0$  值的大小应根据所选用的二级蒸汽喷射器的型式和构造而异。当采用喷汽小孔垂直于管轴心线的多孔管加热器时, 进汽压力  $P'_0$  不宜取得过高, 以免压力太高时会引起循环水向一级蒸汽喷射器倒流而有可能引起严重水击现象。一般可取大于送水压力  $0.5 \sim 1.0$  公斤/厘米<sup>2</sup> 即可。当采用不带混合室及扩压管的喷射器或喷汽小孔向水流方向倾斜的多孔管加热器时, 进汽压力  $P'_0$  可以取得稍高一些。

### (二) 多孔管加热器的计算

#### 1. 喷汽管的小孔总面积的直径

$$d_s = 29 \sqrt{\frac{G'_0}{\sqrt{\frac{k}{k-1} \frac{P'_0}{v'_0} \left[ \left( \frac{P'_1}{P'_0} \right)^{\frac{2}{k}} - \left( \frac{P'_2}{P'_0} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]}}} \text{ 毫米} \quad (6-163)$$

式中  $v'_0$ ——在进汽压力  $P'_0$  时蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$P'_1$ ——喷管出口处的压力, 绝对压力;

$P'_2$ —— $0.1(H_1 + h) + 1$  绝对压力。

或用焓降法计算为

$$d_s = 63.5 \sqrt{\frac{G'_0 v'_0}{\sqrt{i'_0 - i'_1}}} \text{ 毫米} \quad (6-163A)$$

式中  $G'_0$ ——二级蒸汽喷射器耗汽量, 吨/时;

$i'_0$ ——进汽压力  $P'_0$  时蒸汽的焓, 千卡/公斤;

$i'_1$ ——喷汽压力  $P'_1$  时蒸汽的焓, 千卡/公斤;

$v'_0$ ——喷汽压力  $P'_0$  时蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤。

2. 喷汽管的小孔直径可取  $3 \sim 5$  毫米。孔径小, 噪声小; 主要由于蒸汽与水的接触面积大, 蒸汽易于凝结; 孔径愈大, 噪声愈大。但孔径又不宜太小, 以免运行时发生小孔堵塞现象。

#### 3. 喷汽小孔数目

$$n = c_2 \frac{d_s^2}{d_k^2} \text{ 个} \quad (6-164)$$

式中  $n$ ——喷汽小孔数目, 个;

$d_k$ ——喷汽小孔直径, 毫米;

$c_2$ ——修正系数,  $c_2$  可取  $1.5 \sim 2.0$ 。

4. 喷汽管直径  $d_s$  在满足小孔加工工艺要求的前提下可按式取之:

$$d_s = (1.75 \sim 2) d_k \text{ 毫米}$$

5. 喷汽管长度  $l_s$  可按喷汽小孔排列情况选定。

6. 混合加热室直径  $D_h$

$$D_h \geq 4d_s \text{ 毫米}$$

7. 混合加热室长度  $L_h$

$$L_h > L_s \text{ 毫米}$$

### (三) 喷射加热器的计算

1. 喷嘴出口蒸汽压力  $P'_s$

$$P'_s = 0.1(H_s + h) + 1 \text{ 绝对压力} \quad (6-165)$$

2. 喷嘴出口内径  $d'_s$

$$d'_s = 63.5 \sqrt{\frac{G'_s v'_s}{\sqrt{i'_s - i'_s}}} \text{ 毫米} \quad (6-166)$$

式中  $G'_s$ ——喷射加热器的耗汽量, 吨/时;

$v'_s$ ——压力在  $P'_s$  时蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$i'_s$ ——进汽压力  $P'_s$  时蒸汽的焓, 千卡/公斤,

$i'_s$ ——进汽压力  $P'_s$  时蒸汽的焓, 千卡/公斤。

3. 喷嘴的临界直径  $d'_c$

$$d'_c = 62 \sqrt{\frac{G'_s v'_c}{\sqrt{i'_c - i'_c}}} \text{ 毫米} \quad (6-167)$$

或表示为

$$d'_c = 42.2 \sqrt{\frac{G'_s}{\sqrt{\frac{P'_c}{v'_c}}}} \text{ 毫米} \quad (6-168)$$

式中  $v'_c$ ——在临界压力  $P'_c$  时蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$i'_c$ ——在临界压力  $P'_c$  时蒸汽的焓, 千卡/公斤。

4. 喷嘴临界直径至出口的长度  $L'_z$

$$L'_z = \frac{d'_s - d'_c}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} \text{ 毫米} \quad (6-169)$$

式中  $\theta$ ——最佳扩散角,  $\theta = 6^\circ \sim 10^\circ$ ;

$$2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2} = 0.105 \sim 0.175。$$

## 五、蒸汽喷射器计算示例

**例4** 某医院采暖热负荷  $Q = 1000000$  千卡/时, 生产热负荷  $Q = 700000$  千卡/时。该医院系依山建筑, 主楼标高 521.50, 内部系统最高安装高度为 +10.5 米。锅炉房标高为 518.00, 锅炉房靠山, 山势较陡。试设计该医院的锅炉房蒸汽喷射系统。

**解**

1. 设计数据的选取

(1) 根据热负荷情况, 锅炉选定为 KZL2-8 型两台。

(2) 由于该医院卫生条件要求较高, 又主要用暖气片采暖, 因此选定送水温度  $t_s =$



90°C, 回水温度  $t_1=78^\circ\text{C}$  的单级蒸汽喷射系统。此时循环水量可按 (6-147A) 式算得

$$G_s = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{t_2 - t_1} = \frac{1.1 \times 1000000 \times 10^{-3}}{90 - 78} = 91.5 \text{ 吨/时}$$

经室内外管网水力计算, 供热系统的阻力  $h=10$  米水柱。

(3) 由于地形条件较好, 系统采用开式膨胀水箱溢水和定压, 并把膨胀水箱放在靠锅炉房的 山坡上。将  $H_1=521.50-518.00+10.50=14$  代入 (6-11) 式, 查表 6-2 得对应  $90+5^\circ\text{C}$  的  $P_{BH}=0.87$ , 则

$$\begin{aligned} P_s &= 0.1(H_s - H_1) + 1 > P_{BH} \\ &= 0.1(H_s - 14) + 1 > 0.87 \\ \text{故 } H_s &> 12.7 \text{ 米水柱} \end{aligned}$$

为了使系统停止工作时不致因系统漏水产生倒空现象, 取  $H_s=14+2=16$  米水柱, 即将膨胀水箱安装在 534.00 的标高上。

## 2. 水汽混合比 $u$ 的计算

(1) 取  $\beta=0.5$ , 根据 (6-12) 式得

$$\begin{aligned} P_2 &= 0.1(H_s - \beta h) + 1 = 0.1(16 - 0.5 \times 10) + 1 \\ &= 2.1 \text{ 绝对压力} \end{aligned}$$

(2) 确定喷管出口蒸汽的压力  $P_s$ ,

取  $P_s = P_2 = 2.1$  绝对压力

(3) 确定喷管入口的蒸汽压力  $P_0$ 。

与设计混合比  $u$ ;

取蒸汽的平均焓为 656 大卡/公斤, 代入 (6-140) 式得

$$u = \frac{656 - 90}{90 - 78} = 47.3$$

从 (6-141E) 式, 当  $\beta=0.5$  时, 由表 6-28 查得  $A, B$  数

$$\begin{aligned} i_0 - i_p &= h \left( \frac{u+B}{A} \right)^2 = 10 \left( \frac{47.3+1.97}{28.2} \right)^2 \\ &= 30.6 \text{ 千卡/公斤} \end{aligned}$$

从水蒸汽的焓熵图上, 在饱和蒸汽线和  $P_s=2.1$  绝对压力的等压线范围内, 找到绝热焓降为 30.6 千卡/公斤的点  $O$  及  $P$ , 此二状态点即是喷管进出口蒸汽的状态点, 如图 6-61 所示, 故取  $P_0=4.5$  绝对压力, 即  $i_0 - i_p = 655 - 624 \approx 30.6$  千卡/时。

故确定喷管入口的蒸汽压力为 4.5 绝对压力, 设计混合比  $u=47$ 。

## 3. 蒸汽喷射器主要几何尺寸的计算

(1) 喷嘴的计算

按公式 (6-148) 求喷汽量

$$G_0 = \frac{G_s}{u} = \frac{91.5}{47} = 1.95 \text{ 吨/时}$$

或由 (6-150) 式得

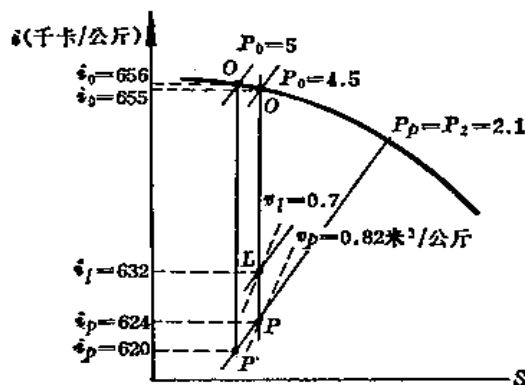


图 6-61 在焓熵图上确定  $P_0$ 。

$$G_0 = \frac{c_1 Q \times 10^{-3}}{i_0 - i_2} = \frac{1.1 \times 1000000 \times 10^{-3}}{655 - 90} = 1.95 \text{ 吨/时}$$

取  $G_0 = 2$  吨/时

$P_1 = 0.577 P_0 = 0.577 \times 4.5 = 2.6$  绝对压力,  $P_p$  小于  $P_1$ , 故喷嘴应采用收缩扩大形喷嘴。

从焓熵图上查得  $i_1 = 632$  千卡/公斤,  $v_1 = 0.7$  米<sup>3</sup>/公斤。从 (6-155A) 式求出喷嘴的临界直径为

$$d_1 = 62 \sqrt{\frac{G_0 v_1}{\sqrt{i_0 - i_1}}} = 62 \sqrt{\frac{2 \times 0.7}{\sqrt{655 - 632}}} \\ = 34 \text{ 毫米}$$

从焓熵图查得  $v_p = 0.82$  米<sup>3</sup>/公斤代入 (6-151A) 式得喷嘴出口直径为:

$$d_p = 63.5 \sqrt{\frac{G_0 v_p}{\sqrt{i_0 - i_p}}} = 63.5 \sqrt{\frac{2 \times 0.82}{\sqrt{655 - 624}}} \\ = 34.3 \text{ 毫米 取 } d_p = 35 \text{ 毫米}$$

取  $\theta = 8^\circ$ , 则喷嘴扩散段长度  $L_2$  按公式 (6-156) 得

$$L_2 = \frac{d_p - d_1}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} = \frac{35 - 34}{2 \operatorname{tg} \frac{8}{2}} = 7.15 \text{ 毫米}$$

取  $L_2 = 8$  毫米

喷嘴出口至混合室进口距离  $L_p$  取为 0。

(2) 混合室的计算

取  $S = 1$  毫米, 按 (6-157) 式得混合室进口直径为

$$d_2 = \sqrt{(d_p + 2S)^2 + \frac{84 G_0}{\sqrt{\beta h}}} \\ = \sqrt{(35 + 2 \times 1)^2 + \frac{84 \times 91.5}{\sqrt{0.5 \times 10}}} = 69 \text{ 毫米}$$

取混合室进口直径  $d_2$  为 75 毫米

从 (6-158) 式得混合室的出口直径为

$$d_3 = \sqrt{\frac{71.5 G_0 (1+u)}{(1+\beta)h}} = \sqrt{\frac{71.5 \times 2 (1+47)}{(1+0.5) \times 10}} \\ = 42 \text{ 毫米}$$

取混合室长度  $L_A = 6d_3 = 6 \times 42 = 252$  毫米。

(3) 扩压管的计算

根据循环水量  $G_s = 91.5$  吨/时, 选取送回水总管直径为  $D_0 125$ 。取扩压管出口直径为  $d_4 = 3d_3 = 3 \times 42 = 126$  毫米, 为了与送水总管直径一致, 取  $d_4 = 125$  毫米。

取扩散角  $\theta = 8^\circ$ , 则由 (6-159) 式得扩压管的长度  $L_k$  为:

$$L_k = \frac{d_4 - d_3}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} = \frac{125 - 42}{2 \operatorname{tg} \frac{8}{2}} = 595 \text{ 毫米}$$

例 5 某厂区采暖通风热负荷  $Q = 2954000$  千卡/时、生产热负荷  $Q = 890000$  千卡/时,

厂区地形高差8米，最高一个厂房内部系统的安装高度为7.5米，热网主要为低支架敷设。锅炉房位于厂区的低处，安装两台ZZZ4-13型锅炉。试设计该厂区的蒸汽喷射系统。

解

1. 设计数据的选取

(1) 由于该厂区热网线路较长，又有通风热负荷，因此选定送水温度  $i'_2=120^\circ\text{C}$ ，回水温度  $t_1=70^\circ\text{C}$  的二级蒸汽喷射系统。此时系统的循环水量可由公式(6-160)得

$$G_s = \frac{1.15 \times 2954000 \times 10^{-3}}{120 - 70} = 68 \text{ 吨/时}$$

经室内外管网水力计算，系统阻力  $h=14$  米水柱。

(2) ZZZ4-13型锅炉设计压力为13公斤力/厘米<sup>2</sup>，工作压力定为10公斤力/厘米<sup>2</sup>。取一级蒸汽喷射器进口压力  $P_0=8$  绝对压力。

(3) 将  $H_1=8+7.5=15.5$  米， $120^\circ\text{C}$  水的  $P_{BH}=2.02$  绝对压力代入(6-11)式得

$$0.1(H_1 - H_1) + 1 > P_{BH}$$

$$0.1(H_1 - 15.5) + 1 > 2.02$$

$$H_1 > 25.7 \text{ 米水柱，取 } H_1 = 28 \text{ 米水柱。}$$

由于开式膨胀水箱的安装高度要求在锅炉房+28.0米处有困难，故采用闭式膨胀水箱和调压阀溢水和定压，并将压力调到2.8公斤力/厘米<sup>2</sup>处。

2. 一级蒸汽喷射器水汽混合比  $u$  的计算

(1) 先选定  $t_2=88^\circ\text{C}$ ，则由公式(6-140)得

$$u = \frac{i_0 - t_2}{t_2 - i_1} = \frac{661 - 88}{88 - 70} = 32$$

(2) 找出对应  $u=32$  的  $\beta$  值。若选定  $L_p=0$ ，则从公式(6-141B)可得

$$i_p = i_0 - \frac{h}{17.5^2} \left[ (1+u) \sqrt{1+\beta} - 0.85u \sqrt{\beta} \right]^2$$

将  $i_0=661$  千卡/公斤， $h=14$  米水柱， $u=32$  代入

$$i_p = 661 - \frac{14}{309} \left[ 33 \sqrt{1+\beta} - 27.8 \sqrt{\beta} \right]^2$$

$$661 - i_p = 0.0453 \left[ 33 \sqrt{1+\beta} - 27.8 \sqrt{\beta} \right]^2$$

用三点法：假设  $\beta$  为0.25、0.5和1.0三个数值，分别算出  $P_p$ ，从  $i-s$  图上求出从  $P_0$  绝热膨胀到  $P_p$  时的焓  $i_p$ ，算出  $i_0 - i_p$ 。再按各  $\beta$  值算出等号右边的数值。以  $\beta$  值为横座标把这些点标在座标纸上(见图6-62)，得出1、2、3和1'、2'、3'等六点。联结1—2—3和1'—2'—3'得到两条折线，相交于O点。O点即满足公式(6-141B)的  $\beta$  值。相应于O点，得出  $\beta=0.13$

$\beta$	$P_p = 0.1(H_1 - \beta h) + 1$	$i_p$	$i_0 - i_p$	$\sqrt{\beta}$	$\sqrt{1+\beta}$	$0.0453 [33\sqrt{1+\beta} - 27.8\sqrt{\beta}]^2$
0.25	3.45	625	36	0.5	1.118	$0.0453 [39 - 13.9]^2 = 28.6$
0.5	3.1	620	41	0.707	1.225	$0.0453 [40.4 - 19.7]^2 = 19.4$
1.0	2.4	610	51	1.0	1.416	$0.0453 [46.3 - 27.8]^2 = 15.5$

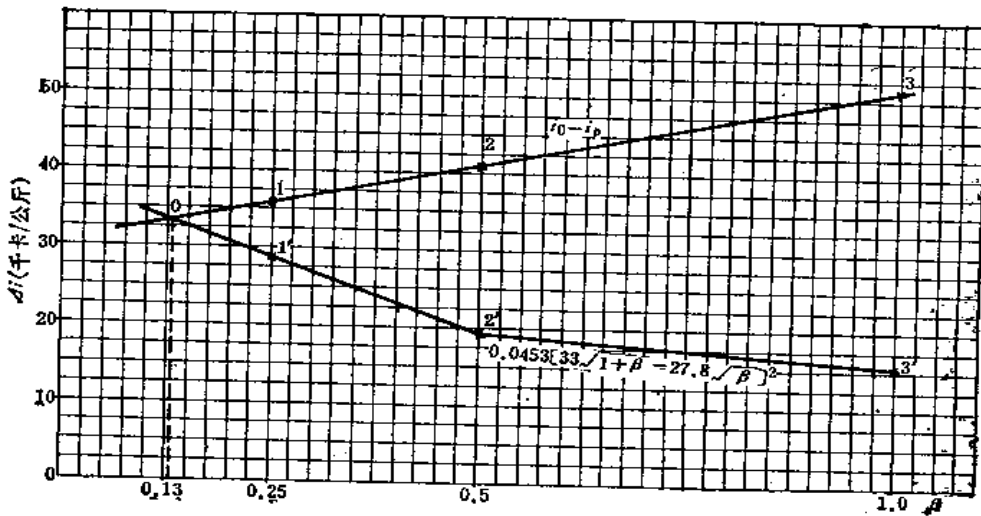


图 6-62 用三点法确定 $\beta$ 值

(3) 检查 $P_2$ 是否小于 $P_{BH}$

$$P_2 = 0.1(H_1 - \beta h) + 1 = 0.1(28 - 0.13 \times 14) + 1 \\ = 3.6 \text{ 绝对压力}$$

120°C水的 $P_{BH} = 2.02$ 绝对压力。故 $P_2 > P_{BH}$ ,  $u = 32$ 可用。

3. 一级蒸汽喷射器主要几何尺寸的计算

(1) 喷嘴的计算

按公式(6-148)求喷汽量

$$G_0 = \frac{68}{32} = 2.12 \text{ 吨/时}$$

$P_0 = 8$ 绝对压力,  $P_1 = 0.577 \times P_0 = 4.62$ 绝对压力,  $P_2 = P_3 = 3.6$ 绝对压力,  $P_2 < P_1$ , 故喷嘴应采用“拉伐尔”形喷嘴。

$$i_0 - i_p = 661 - 627 = 34$$

$$v_p = v_0 \left( \frac{P_0}{P_p} \right)^{\frac{1}{k}} = 0.245 \left( \frac{8}{3.6} \right)^{\frac{1}{1.135}} = 0.49$$

按公式(6-151A)求喷嘴直径

$$d_p = 63.5 \sqrt{\frac{G_0 v_p}{\sqrt{i_0 - i_p}}} = 63.5 \sqrt{\frac{2.12 \times 0.49}{\sqrt{34}}} \\ = 63.5 \sqrt{0.178} = 27 \text{ 毫米}$$

按公式(6-155B)求喷嘴的临界直径

$$d_c = 42.2 \sqrt{\frac{G_0}{\sqrt{\frac{P_0}{v_0}}}} = 42.2 \sqrt{\frac{2.12}{\sqrt{0.245}}} \\ = 25.8 \text{ 毫米}$$

喷嘴扩散段长度, 取 $\theta = 6^\circ$ , 按公式(6-156)

$$L_z = \frac{d_p - d_1}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} = \frac{27 - 25.8}{2 \operatorname{tg} \frac{6^\circ}{2}} = 11.4 \text{ 毫米}$$

喷嘴出口到混合室入口的距离取为15毫米。

(2) 混合室的计算

取喷嘴壁厚  $S = 1$  毫米

混合室进口直径按公式(6-157)得

$$\begin{aligned} d_2 &= \sqrt{(d_p + 2S)^2 + \frac{84G_s}{\sqrt{\beta h}}} \\ &= \sqrt{(27 + 2)^2 + \frac{84 \times 68}{\sqrt{0.13 \times 14}}} \\ &= 70.4 \text{ 毫米} \end{aligned}$$

取  $d_2 = 78$  毫米

按公式(6-158)得混合室的出口直径为

$$\begin{aligned} d_3 &= \sqrt{\frac{71.5G_o(1+u)}{(1+\beta)h}} = \sqrt{\frac{71.5 \times 2.12 \times 33}{(1+0.13)14}} \\ &= 33.6 \text{ 毫米} \end{aligned}$$

混合室长度取  $10d_3 \approx 340$  毫米

(3) 扩压管的计算

在循环水流量为68吨/时的出水管直径选定为  $d_4 = 150$  毫米，取扩散角  $\theta = 10^\circ$ ，则由公式(6-159)得扩压管长度为

$$L_k = \frac{d_4 - d_3}{2 \operatorname{tg} \frac{\theta}{2}} = \frac{150 - 33.6}{2 \operatorname{tg} \frac{10^\circ}{2}} = 665 \text{ 毫米}$$

4. 二级蒸汽喷射器的计算

按公式(6-161)求供热系统总耗汽量为

$$\Sigma G_o = \frac{Q \times 10^{-3}}{i_o - t_1} = \frac{2954000 \times 10^{-3}}{661 - 70} = 5 \text{ 吨/时}$$

将  $i'_o = 662$ ， $\Sigma G_o = 5$ ， $G_o = 2.12$  代入(6-162)式得二级蒸汽喷射的耗汽量为

$$\begin{aligned} G'_o &= \frac{(\Sigma G_o - G_o)(i_o - t_1)}{(i'_o - t_1)} \\ &= \frac{(5 - 2.12)(661 - 70)}{(662 - 70)} \\ &= 2.88 \text{ 吨/时} \end{aligned}$$

这里，二级蒸汽喷射器采用多孔花管混合加热器的型式。在喷汽花管进口处的压力为

$$\begin{aligned} P'_o &= 0.1(H_j + h) + 1 = 0.1(28 + 14) + 1 \\ &= 5.2 \text{ 绝对压力} \end{aligned}$$

将  $P'_o = 9$  绝对压力， $v'_o = 0.219$  米<sup>3</sup>/公斤， $G'_o = 2.88$  吨/时， $P'_o = 5.2$  绝对压力代入公式(6-163)则得喷汽花管的小孔总面积的直径为

$$d_h = 29 \sqrt{\frac{G'_0}{\sqrt{\frac{k}{k-1} \frac{P'_0}{v'_0} \left[ \left( \frac{P'_1}{P'_0} \right)^{\frac{2}{k}} - \left( \frac{P'_2}{P'_0} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]}}}$$

$$= 29 \sqrt{\frac{2.88}{\sqrt{\frac{1.135}{1.135-1} \times \frac{9}{0.219} \left[ \left( \frac{5.2}{9} \right)^{\frac{2}{1.135}} - \left( \frac{5.2}{9} \right)^{\frac{1.135+1}{1.135}} \right]}}}$$

$$= 29.6 \text{ 毫米}$$

喷汽花管的小孔直径取为  $d_h = 3$  毫米，并与多孔管成  $30^\circ$  夹角。

喷汽小孔数目由式 (6-164) 得

$$n = c_2 \frac{d_2^2}{d_1^2} = 1.5 \times \frac{29.6^2}{3^2} = 146 \text{ 个}$$

喷汽花管直径  $d_s = (1.75 \sim 2) d_h = (1.75 \sim 2) \times 29.6 = 50$  毫米。

这里喷汽花管选用  $D_50$  的管子加工。

进混合加热器的蒸汽管根据蒸汽流量 2.88 吨/时选定为  $D_80$  毫米。

混合加热室直径  $D_h = 4d_s = 4 \times 50 = 200$  毫米。

混合加热室长度定为 800 毫米。

## 第七节 换热站的布置

### 一、换热站的布置原则

热交换设备有立式及卧式两种，立式占地面积较小，但要求厂房的层高较高，为考虑拆卸和清洗热交换器的管子的方便，设计时应留有足够的空间。根据拆卸部件的重量，还应视情况设手动吊车，如图 6-63 所示。图中尺寸  $A$  为管子完全抽出时的长度， $H$  为电动葫芦的建筑高度（随电动葫芦的起重量而异）。一般小型热交换器以采用卧式为宜，因为从热交换的情况来看，卧式较立式为好。采用卧式热交换器时，应考虑在可拆卸的一端留有足够的地方，以便于抽出管子加以清洗，如图 6-64 所示。图中  $B$  为管子完全抽出时的长度， $C$  为安装热交换器的支座尺寸，一般可为 400~500 毫米。靠近抽出端为固定支座，他端为活动支座，以利壳体的热膨胀

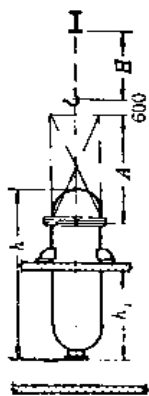


图 6-63 立式热交换器  
安装示意图

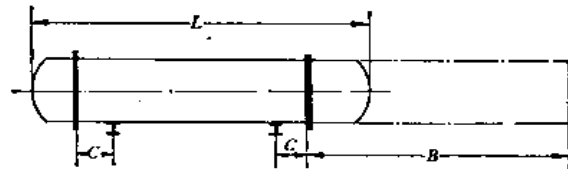


图 6-64 卧式汽-水热交换器安装示意图

锅炉房附属换热站的布置除考虑到换热设备的要求外，还应处理好锅炉房其他附属设备（如凝结水回收设备、水处理设备、除氧设备等）的综合关系，使各设备布置合理、管理方便和管道较短等等。

换热站如采用的设备较大，四周散热较多，同时还需夏季运转，则应提出各热交换器的散热量，以供暖通专业人员核算其是否需要增设通风设备。一般如热交换站仅作为冬季供热之用，则夏季可不必考虑通风；如冬季设备及管道的散热量能满足室温 $16\sim 18^{\circ}\text{C}$ ，则冬季亦可不必设采暖设备。

热交换器四周的散热损失可根据下列公式计算。

各散热体散出的大概热量：

$$Q = F\alpha(t_2 - t_1) \quad \text{千卡/时} \quad (6-170)$$

式中  $F$ ——换热设备保温层的外表面积，米<sup>2</sup>；

$t_1$ ——换热站的室内温度，一般取 $t_1 = 16\sim 18^{\circ}\text{C}$ ；

$t_2$ ——换热器保温层外表温度，一般取 $t_2 = 40\sim 60^{\circ}\text{C}$ ；

$\alpha$ ——放热系数，一般在室内取 $\alpha = 10$ 千卡/米<sup>2</sup>·时· $^{\circ}\text{C}$ ；

在空气流通状态下可按下列近似公式计算：

$$\alpha = 10 + 6\sqrt{w} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^{\circ}\text{C} \quad (6-171)$$

$w$ ——保温层附近空气流动速度，米/秒。

## 二、热交换站布置示例

**例 6** 热交换站布置在锅炉房生活间内，如图6-65所示。此时，一般将水处理及凝结水回收设备放在底层，换热设备放在第二层，而除氧设备及给水箱等放在第三层。

**例 7** 独立的热交换站，如图6-66所示。一般当蒸汽锅炉房采用定型设计或重复采用其他设计对附属间不重新布置或在技术经济上证明锅炉房与换热站分建较为适宜时用之。

**例 8** 利用锻锤废汽的热交换站布置在车间附属的建筑内，如图6-67(A)、(B)及(C)。该换热站的技术经济指标如下：

1. 蒸汽总耗量 33.5吨/时；

其中利用锻锤废汽量 6吨/时；

新蒸汽量 27.5吨/时。

2. 循环水设计温度：

送回水温度差  $130\sim 70^{\circ}\text{C}$ ；

废汽热交换器和水-水热交换器出口温度  $86.5^{\circ}\text{C}$ 。

3. 循环水量 312.5吨/时；

其中通过水-水热交换器 118.5吨/时；

通过废汽热交换器 194吨/时。

4. 投资概算（包括废汽处理部分）194,736元；

其中工艺部分 168,122元；

土建部分 19,430元；

其他 7,184元

废汽热交换站应包括废汽及凝结水的除油处理措施，详细流程可见图6-10系统图。

**例 9** 利用过热凝结水二次蒸汽的热交换站，如图6-68所示。此时凝结水箱应采用封闭式凝结水箱，并在凝结水进口处用二次蒸发箱将过热凝结水的二次蒸汽分离出来供换热之用，详细流程可见图5-15所示的系统图。

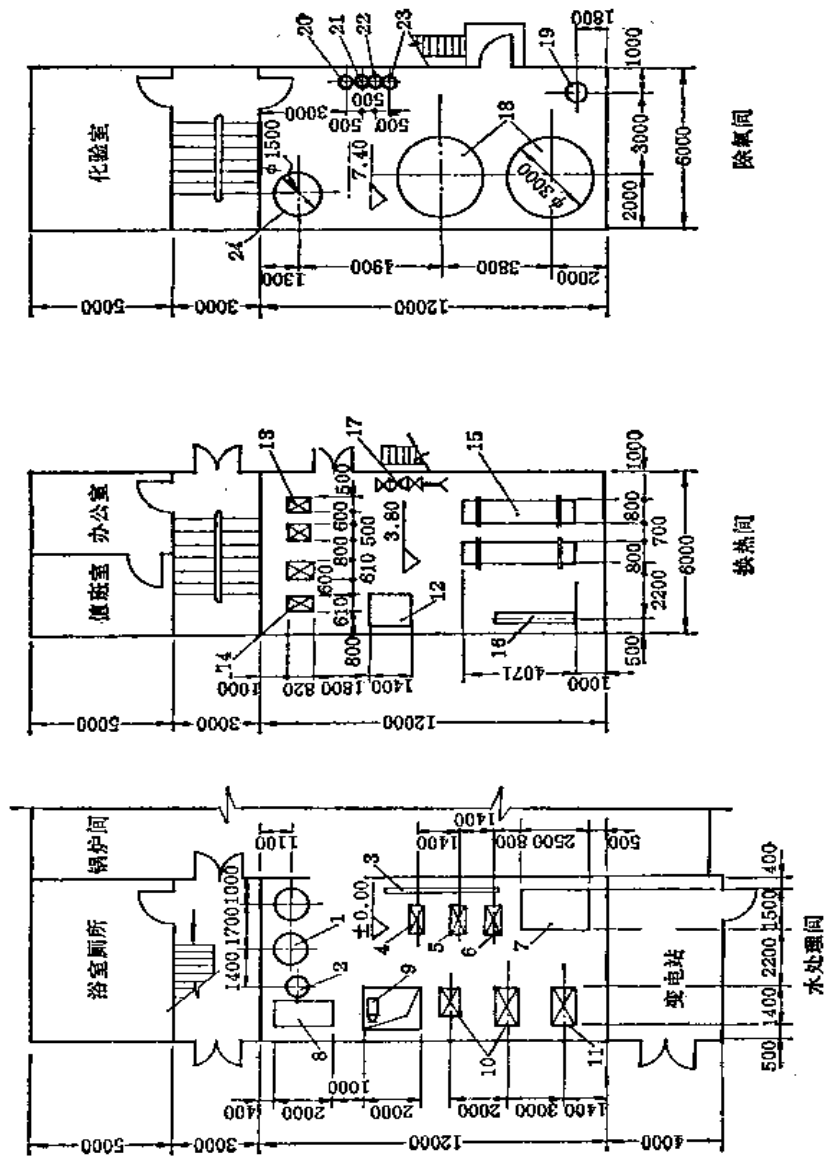


图 6-65 锅炉房附属热交换站和污水处理及除氧等设备的布置图

1—离子交换器；2—盐溶解器；3—生水预热器；4—生水加压机；5—备用水泵；6—凝结水泵；7—凝结水箱；8—木质水箱；9—卧式直通除污器；10—锅炉给水泵(电泵)；11—往复式给水泵(汽泵)；12—补给水箱(锅炉排污水箱)；13—补给水泵；14—循环水泵；15—汽-水热交换器；16—水-水热交换器；17—减压阀；18—锅炉除氧器；19—连续排污膨胀箱；20—凝结水取样冷却器；21—锅炉给水取样冷却器；22—锅炉水取样冷却器；23—汽-水热交换器凝结水取样冷却器；24—反洗水箱



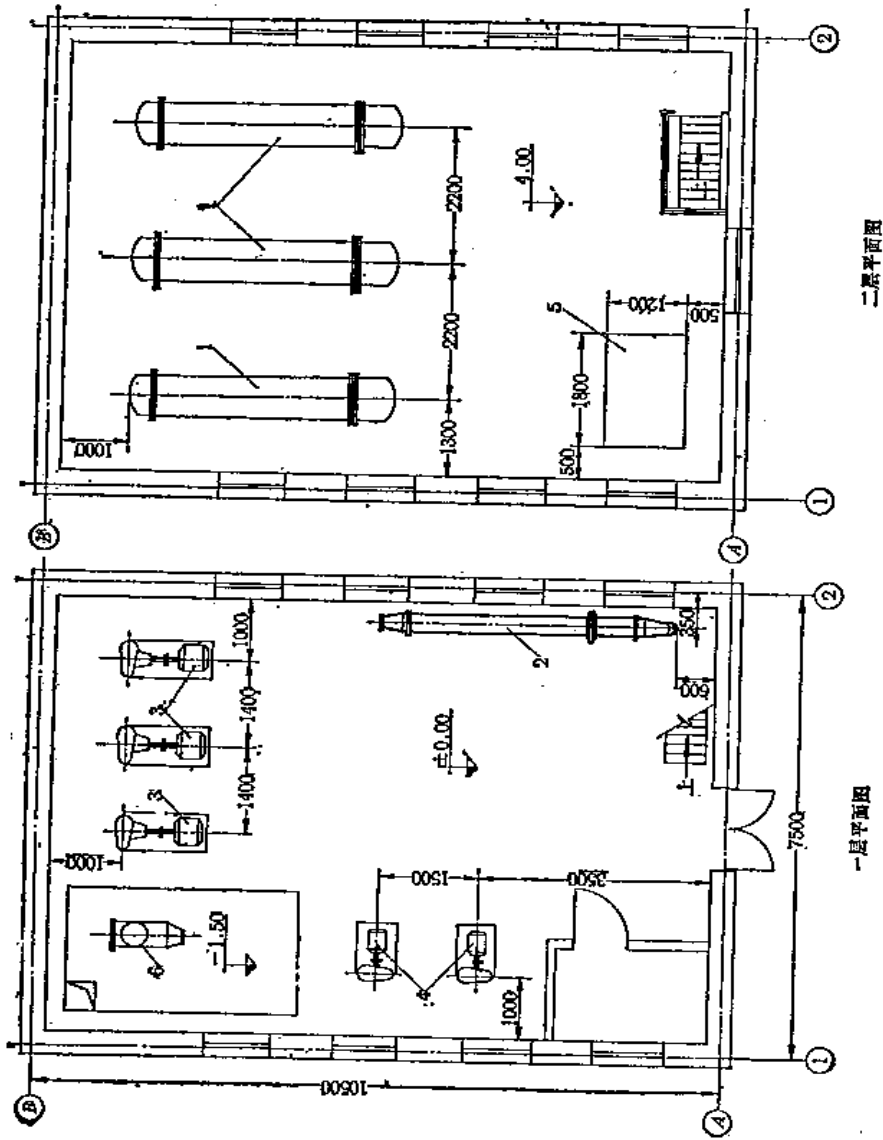
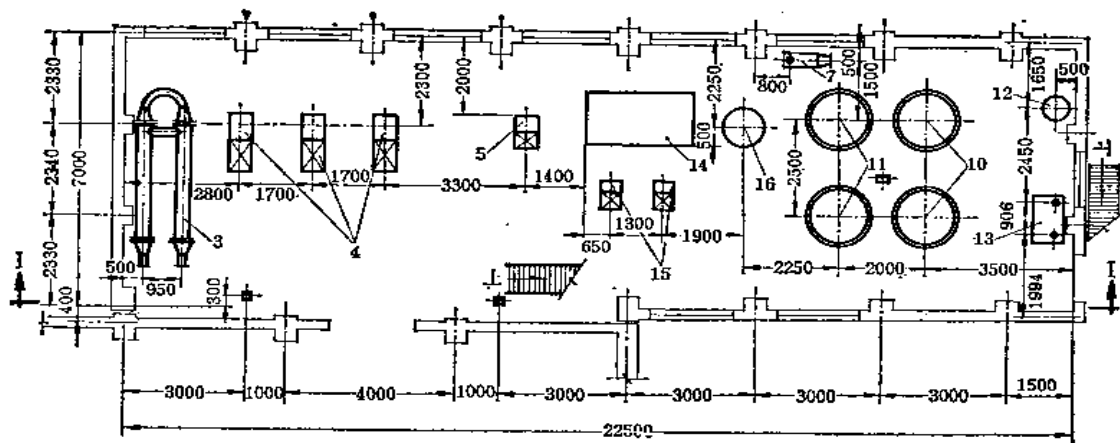
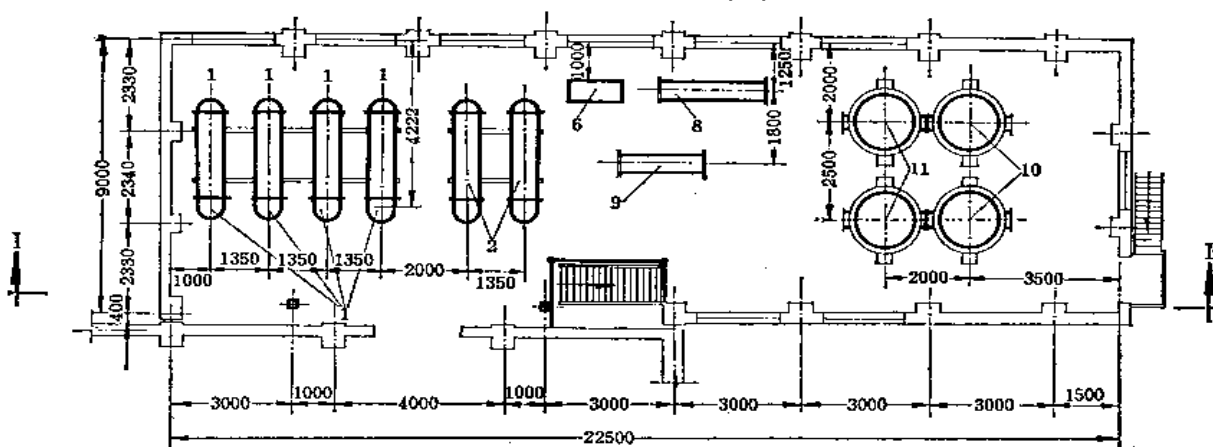


图 6-66 独立的新蒸汽热交换站布置图

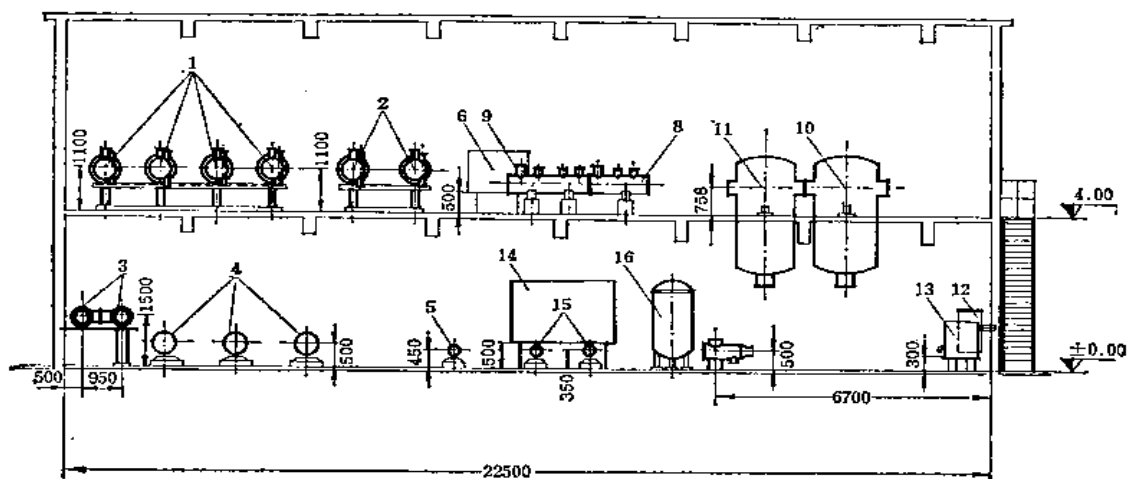
1—汽-水热交换器,  $D_0=650$ ,  $F=25.38\text{米}^2$ ; 2—水-水热交换器,  $D_0=350$ ,  $F=24.40\text{米}^2$ ; 3—循环水泵, 4BA-8A型; 4—补给水泵, 11/2BA-6型; 5—补给水箱,  $V=2\text{米}^3$ ; 6—卧式角通除污器,  $D_0=200$



(A) ±0.00 层平面图



(B) +4.00 层平面图



(C) I-I

图 6-67 废汽热交换站布置图

1—汽-水热交换器,  $D_0600$ ,  $F=27.3\text{米}^2$ ; 2—废汽热交换器,  $D_0600$ ,  $F=27.3\text{米}^2$ ; 3—水-水热交换器,  $D_0300$ ,  $F=41.3\text{米}^2$ ; 4—循环水泵, 6Sh-6型; 5—补给水泵, 2BA-6型; 6—补给水箱,  $V=1\text{米}^3$ ; 7—除污器,  $D_0250$ ; 8—高压分汽缸,  $D_0500$ ; 9—低压分汽缸,  $D_0500$ ; 10—填料收集器,  $\phi 1500$ ; 11—机械除油器,  $\phi 1500$ ; 12—凝结水排出器,  $D_0500$ ; 13—废油回收箱,  $V=1\text{米}^3$ ; 14—废汽凝结水箱,  $V=5\text{米}^3$ ; 15—废汽凝结水泵, 11/2BA-6型; 16—焦炭过滤器,  $\phi 1000$

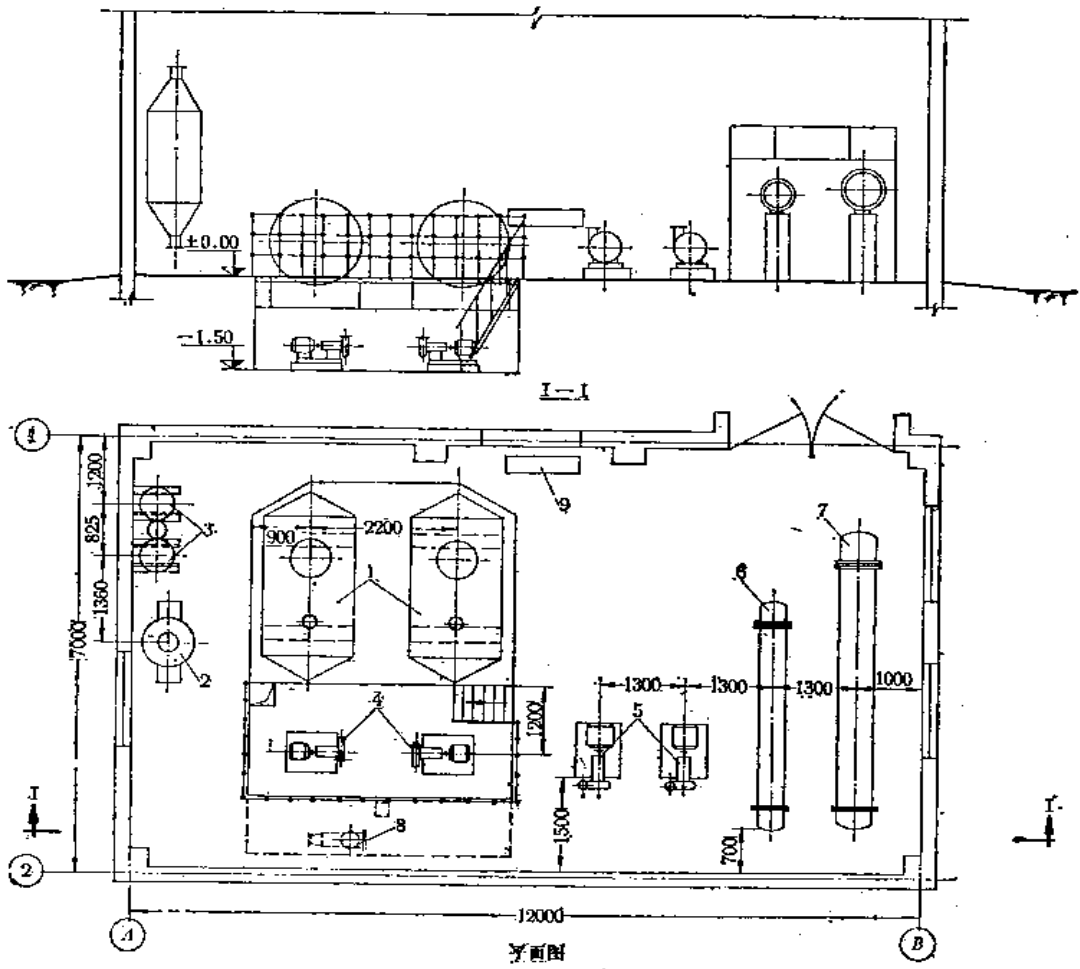


图 6-68 二次蒸汽热交换站布置图

1—闭式凝结水箱,  $V=3.6\text{米}^3$ ; 2—二次蒸发箱,  $V=1\text{米}^3$ ; 3—安全水封,  $D_0125$ ; 4—凝结水泵,  $1\frac{1}{2}\text{BA}-6$ 型; 5—循环水泵,  $2\text{BA}-6\text{A}$ 型; 6—二次蒸汽-水热交换器,  $D_0400$ ,  $F=7.45\text{米}^2$ ; 7—新蒸汽-水热交换器,  $D_0650$ ,  $F=25.33\text{米}^2$ ; 8—卧式直通除污器,  $D_0125$ ; 9—分水缸,  $\Phi 200$

## 第七章 管道和管道附件

### 第一节 设计原则及一般规定

#### 一、设计原则

当锅炉房的设备选型确定之后,即可根据工艺流程正确地设计和布置管道及管道附件。管道及管道附件的设计和布置正确与否,将直接关系到锅炉房安装及运行的可靠性、经济性和方便性。

连接设备的各种管道短近与否,主要决定于设备的位置。因此,在布置设备时,就应同时考虑到工艺流程的顺序和管道连接的长短。

锅炉房内汽水管道的选择除根据水力计算或线算图确定管径外,还应根据今后可能的发展情况留有一定的余量,并要使以后的接管方便。

#### (一)管道的布置

当各种管道的管径和保温情况确定之后,可按下述原则布置管道:

1.管道应尽量沿柱子和墙敷设,这样,便于安装、检修及支撑,且占空间小。布置时大管在内,小管在外;保温管道在内,非保温管道在外,并力求整齐美观和为运行人员创造良好的工作条件。

2.管道应尽量避免遮挡室内采光和妨碍门窗的启闭。

3.管道敷设在通道上方或穿过通道时,与地坪的净距不应小于2米。对于需要运送设备的通道,则其高度应满足设备运送的需要。

4.在布置管道时,就应同时考虑管道组装焊接、仪表、附件和保温结构等的安装位置,并要便于操作和检修。

5.管道应有一定的坡度,以便于放气、放水和疏水。对于蒸汽管道,其坡向应与介质流动方向一致;对于水管道则坡向可与介质流动方向一致或相反。在布置管道的坡度和坡向时,除坡度采用不小于0.002的数值以利放气、放水和疏水外,同时还应考虑减少疏水、放水点的数量。

6.布置蒸汽和热水管道时,必须考虑热膨胀的补偿问题,并应尽量利用管道的L形及乙形管段对热伸长作自然补偿,不足时则应安装各种伸缩器加以补偿。

为避免管道受力情况复杂,在布置管道和确定支吊架时,应尽量避免出现多种类型支吊点情况。

7.管道布置时应考虑在管道与梁、柱、墙、设备和管道之间留一定的距离,以满足施工、运行、检修和热伸长、冷紧的要求。其距离数值一般可根据下列数值确定之:

(1)管子保温层的外表面与墙之间的距离不小于100~200毫米(大管采用较大值);

(2) 不保温的管子与墙之间的距离应根据焊接的要求来考虑, 其外壁与墙之间的距离一般不小于150~200毫米;

(3) 管子与梁、柱或设备之间的距离可比与墙之间的距离减少50毫米, 但此时在靠近梁、柱或设备之处, 不宜有管子焊缝接头;

(4) 两根管子平行布置时, 管子保温层表面之间的距离不小于100~150毫米; 不保温管子表面之间的距离一般不小于150~200毫米;

(5) 当管子在受热伸长或冷紧后, 上述距离均宜不小于25毫米。

8. 为满足焊接和从管子下部接出疏水管头和疏水阀门布置的要求, 管子保温外表面至楼板或地面的距离一般宜不小于300毫米。对于不保温的管道一般宜不小于350毫米。

9. 焊缝位置一般应布置在施工方便和受力较小的地方。应满足下列各项要求;

(1) 水平管段上的焊缝, 宜设置在距支吊架为支吊架间距的1/5左右的地方;

(2) 方形伸缩器的顶部不宜有焊缝;

(3) 弯管弯曲部分与焊缝间应有一定距离, 其数值应满足弯管标准规定的弯管最小直段长度。当布置不能满足时, 最小距离可缩小到等于管子的外径, 但亦不应小于100毫米;

(4) 穿过楼板的垂直管道上的焊缝与楼面间的距离应不小于500毫米;

(5) 直管道上两对接焊缝之间的距离应不小于管子的外径, 但亦不应小于150毫米;

(6) 焊接钢管对接时, 其纵向焊缝应错开不小于100毫米;

(7) 利用焊接钢管配制三通管时, 在主管上的开孔位置不应处在焊缝上;

(8) 焊缝与支吊架边缘间的距离应不小于50毫米; 当安装后需要对焊缝作热处理时, 则其距离应不小于300毫米。

## (二) 管道附件的选择和安装

1. 锅炉房通往各用户的蒸汽管宜自分汽缸接出。分汽缸宜安装在司炉操作层的固定侧(有时亦设于锅炉的后部), 以便于操作和今后锅炉房的改建。如锅炉房蒸汽送出管路不超过两路, 亦可不设分汽缸。安装分汽缸时, 其离墙距离应考虑分汽缸及其接出的阀门检修方便, 并保持以0.005的坡度坡向疏水接口, 以利疏水。接至分汽缸的蒸汽母管可以不装阀门, 但自分汽缸送出的蒸汽管均应设有阀门。分汽缸上可不设安全阀, 但应有压力表, 过热蒸汽时还应设温度计。

锅炉房的自用蒸汽和汽动给水泵、吹灰器、生活用汽的用汽管应自分汽缸上的自用蒸汽总管接出, 不应自蒸汽母管接出, 以保证工厂安全供热。

2. 自锅炉房接出的热水干管在两路以上时宜自分水缸引出。当为热水锅炉房时, 分水缸宜安装在锅炉间内; 当为蒸汽锅炉房时, 分水缸宜安装在换热间内。分水缸上应有压力表和温度计。其他安装要求与分汽缸同。

3. 每台锅炉与蒸汽母管之间一般应安装两个阀门。其中一个紧靠锅炉出口(当有过热器时, 此阀门应装在过热器出口), 另一个安装在紧靠蒸汽母管操作方便之处。两个阀门之间应装有通向大气的疏水管和阀门, 其内径不得小于18毫米, 单元机组的锅炉, 可以只装一个蒸汽阀门。

4. 冲洗水位计的放水管可采取开口漏斗式(即冲洗水先放至漏斗后再排走)或封闭式, 前者易于观察冲洗情况, 但漏斗应装置在距操作者较远的地方, 以免烫伤人员。

5. 给水管道上附件的装置原则见第五章第一节六，给水管路的设计及布置。

6. 锅炉汽包上的安全阀应装设排汽管。排汽管应用直管接至室外。排汽管截面至少为该安全阀总截面的二倍。两个独立的安全阀的排汽管不应相连。排汽管底部应加疏水管，在排汽管和疏水管上都不允许安装阀门。疏水管应接至无压的管道或排水沟内，不允许将其接至锅炉排污总管。

7. 每台锅炉必须装设独立的定期排污管道，排污管一般应单独引至排污减温设备。定期排污管的布置标高，应低于所接锅炉的最低放水点，排污管道上应避免出现凸起或升高的管段。当采用连续排污时，每台锅炉必须装设独立的连续排污管道，并直接接至排污减温设备或排污膨胀器，在排污膨胀器上应装设安全阀。锅炉的排污管道不得采用焊接钢管、铸铁管和铸铁管件。蒸发量 $\geq 1$ 吨/时或工作压力 $\geq 8$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>的锅炉，每个排污管应装两个串联的排污阀。

8. 管道的疏水、放水和放气设计，应满足下列各项要求：

- (1) 经常疏水：在运行过程中，将蒸汽管道中所产生的凝结水连续排出；
- (2) 起动疏水：在起动暖管过程中，将蒸汽管道中所产生的凝结水排出；
- (3) 放水：在停止运行、检修或水压试验后，将管内的积水排出；
- (4) 放气：在进行水压试验或水管起动充水时，将管内的空气排出。

9. 蒸汽管道的下列各处，应装设经常疏水点：

- (1) 饱和蒸汽管道和伴随加热用的蒸汽管道的最低点；
- (2) 汽水分离装置的下部；
- (3) 垂直升起的管道之前和蒸汽不经常流通的死端（如为管段的最低点时）。

过热蒸汽经常流通的管道，一般不需装设经常疏水装置而只设起动疏水装置。在装设经常疏水装置之处，应同时装设起动疏水装置。

10. 蒸汽管道的下列各处，应装设起动疏水点：

- (1) 起动时所有可能积水而又需要及时疏水的最低点；
- (2) 分段暖管的管路末端（按暖管方向）；
- (3) 水平管段的每隔100~150米处；
- (4) 水平管道上的流量测量装置的前面。

11. 管道的疏水方式有水封、节流孔板、疏水器，可按下列情况采用：

(1) 蒸汽压力 $P < 0.5$ 表压时，应尽量采用水封；当采用水封有困难时，亦可采用疏水器；

(2) 蒸汽压力 $0.5 < P < 5$ 表压且设备用热量稳定时，可采用节流孔板，当节流孔径小于3毫米时，应先装设过滤器；

(3) 蒸汽压力 $P > 0.5$ 表压时，可采用疏水器，其疏水装置可见《热力管道疏水装置》（国家标准图集号R407），一般应采用法兰连接无旁通管的系统（即型式I）。热力设备如热交换器等的疏水，一般应选用有旁通管的系统。对于有污染及沉淀物的疏水管，应先装设过滤器再接疏水器。

12. 为了减少疏水装置的数量，设计中可结合具体情况，合理减少疏水装置，例如：

- (1) 由高位管段至低位管段可采用疏水转注的管道，以代替疏水装置（见图7-1）；
- (2) 由高压侧管段至低压侧管段的疏水转注（见图7-2）；

- (3) 在疏水点集中处, 可适当合并共用一套疏水、放水装置;
- (4) 在同一标高, 同一管段的数个波形伸缩器, 可合用一套疏水装置;
- (5) 热交换器用的加热蒸汽管道的疏水、放水管, 可与热交换器的疏水、放水合并考虑。

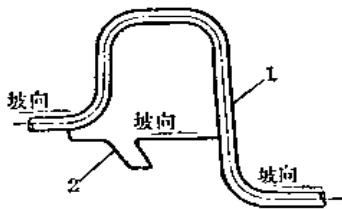


图 7-1 疏水转注管示意图  
1—蒸汽管; 2—疏水转注管

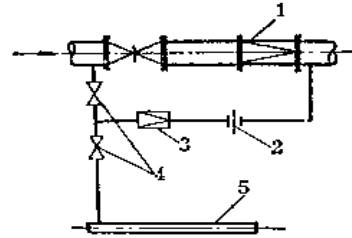


图 7-2 减压阀两侧的疏水转注示意图  
1—减压阀; 2—单级节流孔板; 3—针形阀; 4—截止阀; 5—放水母管

13. 管道的疏水、放水和放气装置的管径, 由所排出的介质流量确定。在一般情况下, 可按下述范围确定管径 (锅炉房内):

- (1) 起动疏水管  $D_0 20 \sim 32$ ;
- (2) 经常疏水管  $D_0 20 \sim 25$ ;
- (3) 放水管  $D_0 20 \sim 32$  (在漏斗后的管子, 管径应较漏斗前放水管放大一级);
- (4) 放气管  $D_0 10 \sim 15$ 。

14. 蒸汽温度高于  $300^\circ\text{C}$ , 公称直径大于 200 毫米的蒸汽管上, 应装设膨胀指示器。指示器位置应在能确切反应管道补偿能力改变或支、吊架工作状态变化的地方。指示器安装位置和方向应便于安装和检查。

15. 化验冷却器选用原则如下:

- (1) 数台锅炉可共用一个化验冷却器;
- (2) 给水箱及凝结水箱宜单独各采用一个冷却器。

16. 为保证流量测量装置 (测量孔板或喷嘴) 的测量准确性, 其前后直管段的长度应尽量满足表 7-1 所列的要求, 当管道的具体布置情况无法满足上述要求时, 流量测量装置前的直管段长度最小不得小于  $10D_n$ 。在流量测量装置前后的允许最小直管段长度内, 不得装设疏水管和热控插座。为了便于管道的疏水, 宜将流量测量装置装于垂直管段上。

流量测量装置前后所需直管段

表 7-1

介 质	流量测量装置前的直管段		流量测量装置后的直管段
	测 量 喷 嘴	测 量 孔 板	
蒸 汽	$40D_n$	$38D_n$	$5D_n$
水	$18D_n$	$22D_n$	$5D_n$

注:  $D_n$ —管子内径。

17. 锅炉房内的操作阀门应尽可能集中安装, 这样, 安装、检修和操作均较方便。

18. 阀门、流量测量装置等附件应布置在操作、维护、检修方便的地方, 并应使其不影响邻近设备的维护和检修。

19. 当无法将阀门布置在能由楼面或地面进行操作的地方时, 可装设阀门传动装置。

在采用具有硬性连杆的远方操作传动装置时，阀门应布置在热伸缩位移量较小之处。对于需要经常检修的或重型的阀门，应装设检修维护平台；对于不需要经常维修的和较小的阀门，可以不设平台，但需考虑检修的可能性。布置阀门时，宜尽量采用水平布置，以便于检修装卸。水平布置的阀门，其阀杆不应朝下。

20. 阀门，特别是法兰连接或铸铁阀门，应布置于管道热位移量最小的地方，以免阀体受力过大或减小法兰连接处漏泄的可能性。

## 二、一般规定

### (一) 管道的材料

1. 管子及管件的材料见表7-2。

2. 法兰及紧固件的材料见表7-3。

管道材料及其种类

表 7-2

介质种类	介质工作参数		管子管件材料钢号	管子种类
	压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	温度 (°C)		
过热蒸汽	≤39	350~450	钢20、钢10	无缝钢管
	≤22	300~350	钢20、钢10	
	≤16	250~300	A <sub>2</sub> 、A <sub>3</sub> 、A <sub>4</sub> 、A <sub>5</sub> 钢20、钢10	
饱和蒸汽、热水	16~80	120以上	钢20、钢10	无缝钢管
过热及饱和蒸汽和热水	16及以下	250及以下	A <sub>2</sub> 、A <sub>3</sub> 、A <sub>4</sub> 、A <sub>5</sub> 钢20、钢10	无缝钢管
	1~7	≤250	A <sub>2</sub> 、A <sub>3</sub> 、A <sub>4</sub>	水、煤气输送钢管

法兰及紧固件的材料

表 7-3

零件名称	压力 P <sub>0</sub> (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	介质在下列温度(°C)时的材料牌号		
		300以下	350以下	400以下
法兰	≤25	A <sub>3</sub>	钢20和钢25	钢20和钢25
	40、64	钢20和钢25		
法兰盖	≤25	A <sub>3</sub>	钢20和钢25	钢20和钢25
	40、64	钢20和钢25		
螺栓和双头螺栓	≤25	A <sub>5</sub>	A <sub>6</sub>	钢25和钢35
	40、64	钢35和钢40		
螺 母	≤25	A <sub>3</sub>	A <sub>3</sub>	钢20和钢30
	40、64	钢25和钢35		
软垫片垫圈	≤100	石棉橡胶板		
	≤200	钢35和钢45		

3157

92



## (二) 输送液体与气体管道的规定代号

输送各种液体与气体的管路，一律采用实线表示，如图上同时出现地面和埋地管路时，埋地管路可用虚线表示，亦可用实线表示，但必须注上标高。为了区别各种不同种类的管路，在线的中间须注上汉语拼音字母的规定代号(GB140—59)，其规定代号如表7-4所示。但在每张图上均应列出所用的规定代号的图例。

管道的规定代号

表 7-4

代 号	名 称	代 号	名 称
	上 水 管	R <sub>3</sub>	生活热水管
S	上水管(不分类形的)	R <sub>4</sub>	热水回水管
S <sub>1</sub>	生产上水管	R <sub>5</sub>	采暖温水送水管
S <sub>2</sub>	生活上水管	R <sub>6</sub>	采暖温水回水管
S <sub>7</sub>	高压供水管		凝 结 水 管
S <sub>8</sub>	软化水管	N <sub>1</sub>	凝结水管
S <sub>9</sub>	冲洗水管	N <sub>2</sub>	凝结回水管(自流)
S <sub>11</sub>	城市上水管	N <sub>3</sub>	凝结回水管(压力)
S <sub>12</sub>	原有上水管(利用)		蒸 汽 管
S <sub>13</sub>	原有上水管(废除)	Z	蒸汽管(不分类形的)
	下 水 管		煤 气 管
X	下水管(不分类形的)	M <sub>1</sub>	高炉煤气管
X <sub>1</sub>	生产下水管(自流)	M <sub>2</sub>	焦炉煤气管
X <sub>2</sub>	生产下水管(压力)	M <sub>3</sub>	发生炉热煤气管
X <sub>3</sub>	生活下水管(自流)	M <sub>4</sub>	发生炉冷煤气管
X <sub>4</sub>	生活下水管(压力)	M <sub>5</sub>	发生炉水煤气管
X <sub>5</sub>	生产生活下水管(自流)	M <sub>6</sub>	天然煤气管
X <sub>6</sub>	生产生活下水管(压力)		压 缩 空 气 管
X <sub>11</sub>	地下排水管	YS <sub>1</sub>	压缩空气管
X <sub>12</sub>	排水暗沟	YS <sub>2</sub>	加热压缩空气管
X <sub>13</sub>	排水明沟		氮 气 管
	循 环 水 管	DQ <sub>1</sub>	氮气管
XH <sub>7</sub>	再次利用上水管		二 氧 化 碳 管
XH <sub>8</sub>	循环冷水管(自流)	E	二氧化碳管
XH <sub>9</sub>	循环冷水管(压力)		鼓 风 管
	化 工 管	GF <sub>1</sub>	热鼓风机
H	化学污水下水管(不分类形的)	GF <sub>2</sub>	冷鼓风机
H <sub>3</sub>	含酸污水管(自流)		通 风 管
H <sub>4</sub>	含酸污水管(压力)	TF	通风管
H <sub>5</sub>	含碱下水管		真 空 管
H <sub>6</sub>	含硫化物废碱污水管(自流)	ZK <sub>1</sub>	高压真空管
H <sub>7</sub>	含硫化物废碱污水管(压力)	ZK <sub>2</sub>	低压真空管
H <sub>9</sub>	酸碱污水下水管		油 管
H <sub>10</sub>	盐液管	Y <sub>1</sub>	原油管
	热 水 管	Y <sub>2</sub>	煤焦油管
R	热水管(不分类形的)	Y <sub>3</sub>	柴油管
R <sub>1</sub>	生产热水管(循环自流)	Y <sub>4</sub>	重油管
R <sub>2</sub>	生产热水管(循环压力)		

### (三) 管道的水压试验

管道安装完毕后应进行水压试验，水压试验的压力规定如下：

1. 直接与锅炉相连的管道，应按照锅炉试验压力进行试验。
2. 工作压力不大于 5 表大气压的埋地铸铁管道水压试验压力应等于该管道设计工作压力的 2 倍，工作压力大于 5 表大气压时，试验压力等于工作压力加 5 表大气压。
3. 其他热力管道，水压试验压力应等于该管道的设计工作压力的 1.25 倍，且不小于 4 表大气压。
4. 对于给水管道，采用给水泵在阀门关闭时所能产生的最大压力作为工作压力来进行水压试验。

### (四) 管道附件的规定代号

在设计锅炉房的原理系统图时，管道附件的规定代号（GB141—59）可按表 7-5 所示绘制，但所有管件均应在系统图内列出图例加以注明。

## 第二节 管道的水力计算

工业锅炉房内管道水力计算的主要任务是：

1. 根据介质的流量在允许流速下确定所需要的管径。
2. 在已定的管道中在某一流量下求它的压力降，或在允许压降下确定可能通过的介质流量。
3. 对某些管道功能的验算。

### 一、管径的计算

管道中单位时间内流过的介质容积为：

$$Q = 1000 G v = 3600 w \frac{\pi}{4} \left( \frac{D_n}{1000} \right)^2$$

$$\text{则} \quad D_n = 594.5 \sqrt{\frac{Gv}{w}} \quad \text{毫米} \quad (7-1)$$

$$\text{或} \quad D_n = 18.8 \sqrt{\frac{Q}{w}} \quad \text{毫米} \quad (7-2)$$

式中  $Q$ ——介质的容积流量，米<sup>3</sup>/时；

$G$ ——介质的重量流量，吨/时；

$v$ ——介质的比容，米<sup>3</sup>/公斤；

$w$ ——介质的流速，米/秒；




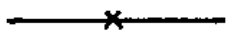

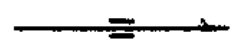


































$D_n$ ——管道内径，毫米。

管道中介质的允许流速，是根据正常运行时没有水力冲击，不产生振动等的可靠条件以及经济因素等决定的。介质的重度越小，则管道中介质的允许流速越大。蒸汽、水和压缩空气管道的允许流速可见表 7-6。































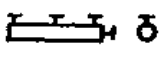

为了简化计算，管径可由线算图表直接查出。图 7-3 为水管管径线算图，图 7-4 为蒸汽管管径线算图。选择管径时，一般是先根据表 7-6 在允许流速范围内选定一介质流速，然后从线算图中在某一流量下查出所需内径。由于在产品管子中不一定有这种规格，在确定管径时，可选取与其最接近并略大于该管径的管子。

管道附件的规定代号

表 7-5

序号	名 称	规 定 代 号		序号	名 称	规 定 代 号	
		法兰连接	螺纹连接			法兰连接	螺纹连接
1	管道连接			17	截 止 阀		
2	固定支架			18	直角截止阀		
3	活动支架			19	旋 塞		
4	套管式伸缩器			20	三通旋塞		
5	有固定点的套管式伸缩器			21	活动闸阀		
6	波形伸缩器			22	液动闸阀		
7	弧形伸缩器			23	升降式止回阀		
8	方形伸缩器			24	旋启式止回阀		
9	直角弯头			25	直角止回阀		
10	正三通			26	直角止回截止阀		
11	正四通			27	自动截门		
12	异径接头			28	带手动装置的自动截门		
13	偏心异径接头			29	减 压 阀		
14	法兰堵盖			30	压力调节阀		
15	管 帽			31	密闭式弹簧安全阀		
16	闸 阀			32	开放式弹簧安全阀		

续表

序号	名称	规定代号		序号	名称	规定代号	
		法兰连接	螺纹连接			法兰连接	螺纹连接
33	密闭式重锤安全阀			49	注水器		
34	开放式重锤安全阀			50	油泵		
35	自动空气阀 (自动放气阀)			51	离心水泵		
36	非自动空气阀			52	手摇水泵		
37	浮力安全阀			53	离心式通风机		
38	水分离器			54	轴流式通风机		
39	疏水器			55	温度控制器		
40	润湿器 (润湿过热蒸汽用)			56	温度计		
41	油分离器			57	压力表		
42	除尘器			58	自动记录压力表		
43	膨胀箱			59	流量计		
44	空气箱(储气罐)			60	自动记录流量计		
45	预热器-对流预热器 (加热器)			61	表式自动记录流量计		
46	热水器 (热交换器)			62	文氏管流量计		
47	升水器、喷射器、 汽水喷射式抽水机			63	自动记录文氏管 流量计		
48	集(分)水器			64	表式自动记录 文氏管流量计		

蒸汽、水及压缩空气管道的流速

表 7-6

工作介质	管道种类	流速①(米/秒)
过热蒸汽	$D_g > 200$	40~60
	$D_g = 200 \sim 100$	30~50
	$D_g < 100$	20~40
饱和蒸汽	$D_g > 200$	30~40
	$D_g = 200 \sim 100$	25~35
	$D_g < 100$	15~30
二次蒸汽	利用的二次蒸汽管	15~30
	不利用的二次蒸汽管	60
废 汽	利用的锻锤废汽管	20~40
	不利用的锻锤废汽管	60
乏 汽	排汽管(从受压容器中排出)	80
	排汽管(从无压容器中排出)	15~30
	排汽管(从安全阀排出)	200~400
锅炉给水	水泵吸水管	0.5~1.0
	离心泵出口管	2~3
	往复泵出口管	1~2
	给水总管	1.5~3
凝 结 水	凝结水泵吸水管	0.5~1.0
	凝结水泵出水管	1~2
	自流凝结水管	<0.5
生 水	上水管、冲洗水管(压力)	1.5~3
	软化水管、反洗水管(压力)	1.5~3
	反洗水管(自流)、溢流水管	0.5~1
	盐水管	1~2
冷 却 水	冷水管	1.5~2.5
	热水管(压力式)	1~1.5
热网循环水	供回水管      室外管网 锅炉房出口②	0.5~3 (与热网干管一致)
压缩空气	小于10公斤力/厘米 <sup>2</sup> 压缩空气管	8~12

① 小管取较小值，大管取较大值。

② 当热网管径未确定时，可按单位管长的压降  $\Delta h \approx 10$  毫米水柱/米来确定其管径。

**例 1** 已知主给水管的流量  $G = 40$  吨/时，工作压力 = 13 公斤力/厘米<sup>2</sup>，工作温度 = 104°C，试确定该给水管道。

**解** 水在工作压力 13 公斤力/厘米<sup>2</sup>，工作温度 104°C 时， $v = 0.001046$  米<sup>3</sup>/公斤。

则容积流量  $Q = 1000Gv = 1000 \times 40 \times 0.001046 = 42$  米<sup>3</sup>/时。

取  $w = 2.5$  米/秒，查图 7-3 可得  $d = 78$  毫米，

因此可选取 89 × 3.5 毫米的管子，此时管子内径为 82 毫米。

**例 2** 已知主蒸汽管的蒸汽流量  $G = 20$  吨/时，蒸汽压力  $P = 10$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 的饱和

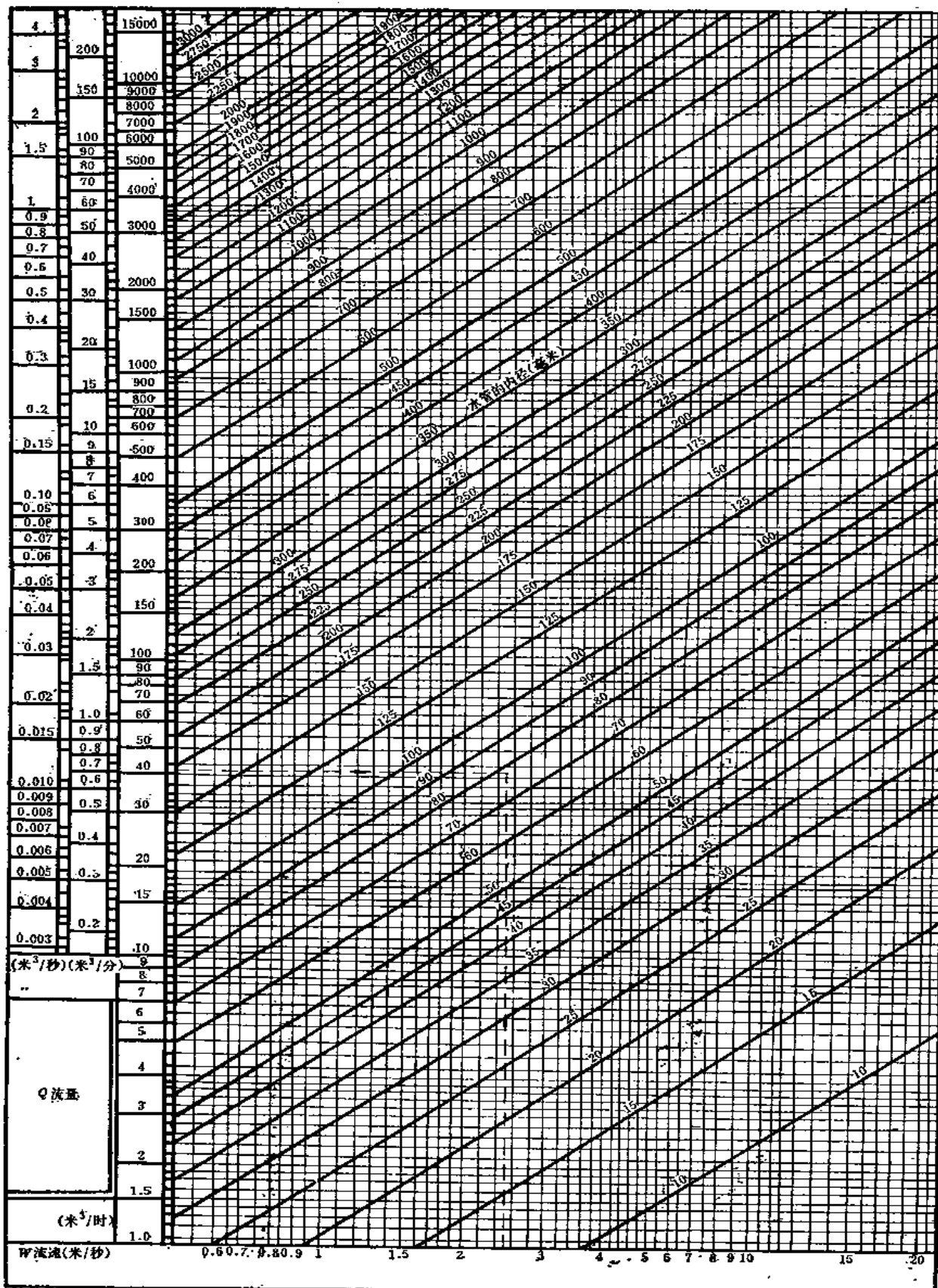


图 7-3 水管管径线算图

图 7-3 线图依据:

$$D_n = 18.8 \sqrt{\frac{Gv \times 10^3}{w}} = 18.8 \sqrt{\frac{Q}{w}} \text{ 毫米}$$

式中  $G$ ——介质的重量流量, 吨/时;  $Q$ ——介质的容积流量, 米<sup>3</sup>/时;  $v$ ——介质的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;  
 $D_n$ ——管子内径, 毫米;  $w$ ——介质的流速, 米/秒。

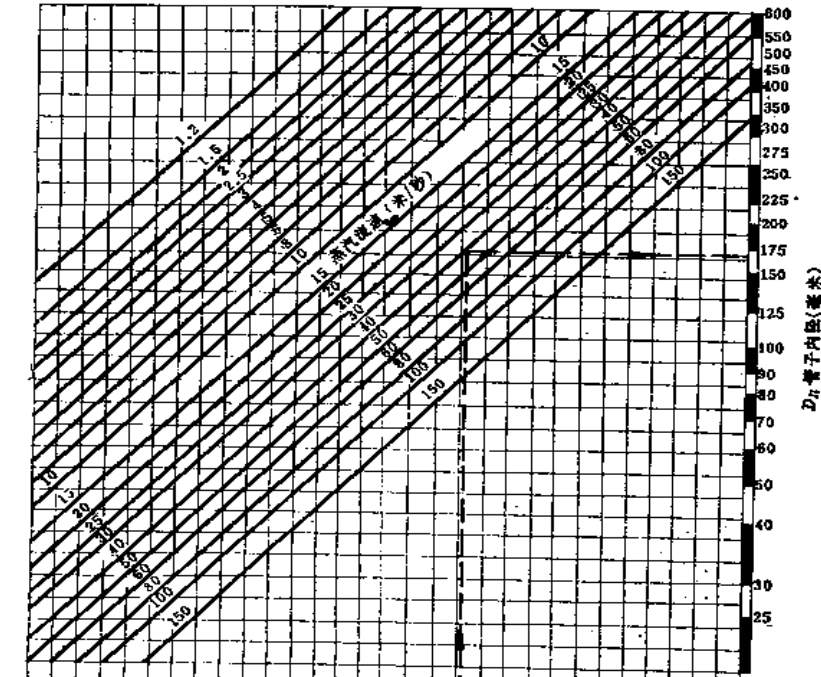
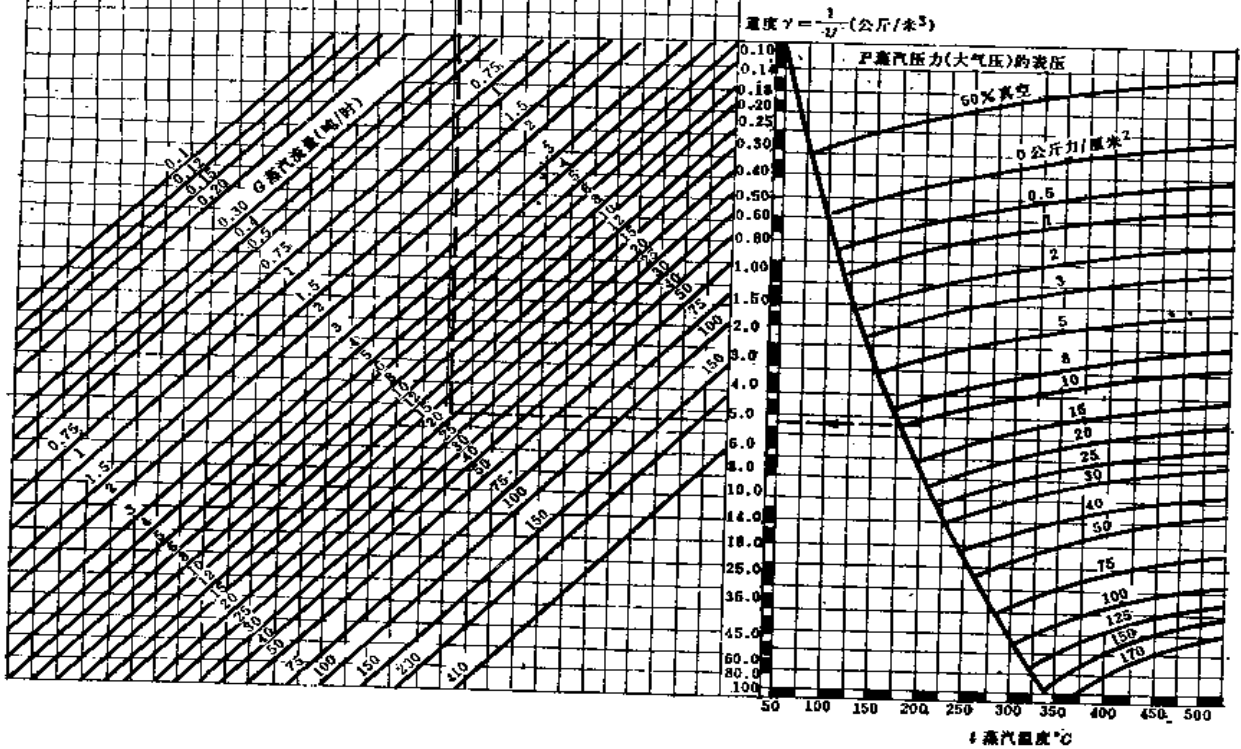


图 7-4 蒸汽管管径线算图  
 图 7-4 线图依据:

$$D_n = 18.8 \sqrt{\frac{Q}{w}} = 594.5 \sqrt{\frac{Gv}{w}} \text{ 毫米}$$

式中  $v$ ——介质的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;  
 $G$ ——介质的重量流量, 吨/时;  
 $D_n$ ——管子内径, 毫米;  
 $w$ ——介质的流速, 米/秒;  
 $Q$ ——介质的容积流量, 米<sup>3</sup>/时。



蒸汽，试确定该蒸汽管道。

解 取蒸汽流速  $w=40$  米/秒，查图7-4得管子内径约为175毫米，故可选取  $D219 \times 6$  毫米的管子，此时管内流速约为30米/秒。

## 二、压降的计算

介质沿管道内流动的总阻力为直管段的阻力和局部阻力之和，即

$$\Delta P = \Delta P_s + \Delta P_l \quad (7-3)$$

式中  $\Delta P_s$ ——直管段的压降，公斤力/米<sup>2</sup>；  
 $\Delta P_l$ ——管道的局部压降，公斤力/米<sup>2</sup>。

直管段的压降可表示为

$$\Delta P_s = \Delta h \cdot l \quad (7-4)$$

式中  $\Delta h$ ——单位管长的压降，公斤力/米<sup>2</sup>·米或毫米水柱/米；  
 $l$ ——管道长度，米。

在既定管道中，单位长的压降可用下式计算：

$$\Delta h = \lambda \frac{w^2}{2g} \times \frac{\gamma}{\left(\frac{D_n}{1000}\right)} \quad \text{公斤力/米}^2 \cdot \text{米} \quad (7-5)$$

式中  $\lambda$ ——摩擦阻力系数；  
 $w$ ——介质的流速，米/秒；  
 $\gamma$ ——介质的重度，公斤/米<sup>3</sup>；  
 $g$ ——重力加速度， $g=9.81$ 米/秒<sup>2</sup>；  
 $D_n$ ——管道内径，毫米。

为了计算方便，将式(7-5)中的介质流速换算为流量的函数，由于

$$fw = 0.785 \left(\frac{D_n}{1000}\right)^2 w = \frac{1000}{3600} \times Gv = \frac{G}{3.6\gamma}$$

$$w = \frac{10^6 \times G}{3.6 \times 0.785 D_n^2 \gamma}$$

则(7-5)式可改写为

$$\Delta h = 0.125 \times 10^{15} \lambda \frac{G^2}{2g D_n^5 \gamma} \quad \text{公斤力/米}^2 \cdot \text{米} \quad (7-6)$$

式中  $G$ ——介质的重量流量，吨/时；  
 $v$ ——介质的比容，米<sup>3</sup>/公斤；  
 $f$ ——管道的内横截面积，米<sup>2</sup>。

摩擦阻力系数入取决于管道内介质的流动状况及管道内表面的粗糙程度，热力管道中介质的输送一般均为紊流状态，仅与管子的粗糙度有关。其计算方法见第六章热交换器的阻力计算部分。为了简化计算，各种绝对粗糙度的摩擦阻力系数可见表7-7。在进行管道的压力降计算时，绝对粗糙度  $k_0$  推荐采用下列数值：

过热蒸汽管道， $k_0=0.1$ 毫米；

饱和蒸汽管道及压缩空气管道， $k_0=0.2$ 毫米；

热水管道（在正常运行条件下）、凝结水管道（闭式系统）， $k_0=0.5$ 毫米；



凝结水管道（开式系统）， $k_0=1.0$ 毫米。

摩擦阻力系数  $\lambda$

表 7-7

$D_n$	$k_0=0.1$	$k_0=0.15$	$k_0=0.2$	$k_0=0.3$	$k_0=0.5$	$k_0=1.0$	$k_0=2.0$
10	0.0379	0.0437	0.0488	0.0572	0.0714	0.101	0.155
15	0.0332	0.0379	0.0419	0.0488	0.0599	0.0819	0.120
20	0.0304	0.0346	0.0379	0.0438	0.0532	0.0714	0.101
25	0.0294	0.0321	0.0352	0.0395	0.0485	0.0645	0.0893
32	0.0264	0.0297	0.0325	0.0371	0.0442	0.0581	0.0793
40	0.0249	0.0279	0.0304	0.0345	0.0408	0.0532	0.0714
50	0.0234	0.0262	0.0284	0.0321	0.0379	0.0485	0.0645
65	0.0219	0.0244	0.0265	0.0296	0.0348	0.0443	0.0579
70	0.0215	0.0233	0.0258	0.0290	0.0339	0.0430	0.0559
80	0.0207	0.0230	0.0250	0.0279	0.0325	0.0408	0.0532
100	0.0196	0.0217	0.0234	0.0262	0.0304	0.0379	0.0485
125	0.0191	0.0205	0.0222	0.0246	0.0284	0.0352	0.0446
150	0.0178	0.0196	0.0211	0.0234	0.0270	0.0332	0.0418
200	0.0167	0.0183	0.0196	0.0217	0.0249	0.0304	0.0379
250	0.0159	0.0174	0.0186	0.0203	0.0234	0.0284	0.0352
300	0.0153	0.0167	0.0178	0.0196	0.0223	0.0270	0.0332
350	0.0148	0.0161	0.0172	0.0187	0.0215	0.0258	0.0316
400	0.0144	0.0156	0.0167	0.0183	0.0207	0.0249	0.0304
450	0.0140	0.0153	0.0164	0.0179	0.0201	0.0240	0.0293
500	0.0137	0.0149	0.0159	0.0174	0.0196	0.0234	0.0284

为了简化计算，管道中压力降的计算可由图7-5~8饱和蒸汽和压缩空气的管径及压降线算图及图7-9~12水管的管径及压降线算图中查得。图7-5~8系按 $\gamma=1$ 公斤/米<sup>3</sup>及 $k_0=0.2$ 毫米的条件制作。在求饱和蒸汽管道和压缩空气管道的流速和压力降时，应从图7-5~8中查得的数值除该蒸汽在某一压力下的重度。饱和蒸汽的重度可查饱和蒸汽表，也可由下式估算求得之。

$$\gamma_p \approx \frac{p}{2} + C \quad (7-7)$$

式中  $\gamma_p$ ——在绝对压力  $p$  时的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$p$ ——饱和蒸汽的绝对压力；

$C$ ——常数，当  $p=2\sim 7$  时， $C=0.12$ ；

当  $p=8\sim 10$  时， $C=0.07$ ；

当  $p=11\sim 17$  时， $C=0$ 。

图7-9~12则按 $\gamma=958$ 公斤/米<sup>3</sup>及 $k_0=0.2$ 毫米的条件制作而得。因此，当计算热水管道和凝结水管道 $k_0 \neq 0.2$ 毫米时，从表中查得的压降值应乘以一修正系数，即

$$\Delta h' = A \Delta h \quad (7-8)$$

式中  $\Delta h$ ——表中查得的压降，毫米水柱/米；

$\Delta h'$ ——实际的压降，毫米水柱/米；

$A$ ——系数，见表7-8；或取近似值为：

当 $k_0=0.5$ 时， $A \approx 1.26$ ；

当 $k_0=1.0$ 时,  $A \approx 1.60$ 。

系数 A 值

表 7-8

$D_n$ (毫米)	A 值			$D_n$ (毫米)	A 值		
	$k_0=0.1$ 时	$k_0=0.5$ 时	$k_0=1.0$ 时		$k_0=0.1$ 时	$k_0=0.5$ 时	$k_0=1.0$ 时
10	0.775	1.46	2.07	100	0.840	1.30	1.62
15	0.794	1.43	1.95	125	0.855	1.28	1.59
20	0.804	1.41	1.88	150	0.842	1.28	1.57
25	0.835	1.38	1.83	200	0.850	1.27	1.55
32	0.812	1.36	1.79	250	0.855	1.26	1.53
40	0.820	1.34	1.75	300	0.860	1.25	1.52
50	0.825	1.33	1.71	350	0.862	1.25	1.50
65	0.830	1.31	1.67	400	0.865	1.24	1.49
70	0.835	1.31	1.66	450	0.850	1.22	1.46
80	0.830	1.30	1.63	500	0.862	1.23	1.47

而流量及流速与粗糙度 $k_0$ 值无关, 因此可直接采用图中查得的数值。

**例 3** 饱和蒸汽压力 $p=10$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>(表压), 流量 $G=20$ 吨/时, 试定蒸汽管道的管径并求其压力降。

**解** 从图7-7查得 $D_0$ 200毫米管子中 $G=20$ 吨/时时,  $w=165$ 米/秒,  $\Delta h=130$ 毫米水柱/米。当压力 $p=11$ 绝对压力时 $\gamma_p=\frac{11}{2}=5.5$ , 则管中实际流速 $w'=\frac{165}{5.5}=30$ 米/秒, 在允许流速范围内, 可用。管中实际压降 $\Delta h'=\frac{130}{5.5}=23.5$ 毫米水柱/米。

**例 4** 压缩空气 $p=2$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>(表压), 流量 $Q=200$ 标准米<sup>3</sup>/时, 求压缩空气管道的管径和它的压降。

**解** 空气在标准状态下的重度 $\gamma_0=1.29$ 公斤/米<sup>3</sup>, 其重量流量 $G=\frac{200 \times 1.29}{1000}=0.258$ 吨/时。

在 $p=2$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>(表压)时,  $\gamma=\frac{p}{p_0}\gamma_0=3 \times 1.29=3.87$ 公斤/米<sup>3</sup>。从图7-5查得当 $D_0$ 50的管子在 $G=0.258$ 吨/时的流速 $w=35$ 米/秒, 即实际流速 $w'=\frac{35}{3.87}=9$ 米/秒, 符合流速要求。其压降 $\Delta h=34$ 毫米水柱/米, 则实际压降 $\Delta h'=\frac{34}{3.87}=8.8$ 毫米水柱/米。

管段的局部压降可表示为:

$$\Delta P_l = \sum \xi \frac{w^2}{2g} \gamma = 0.125 \times 10^{12} \sum \xi \frac{G^2}{2g\gamma D_n^5} \quad \text{毫米水柱} \quad (7-9)$$

式中  $\sum \xi$ ——管段中的局部阻力系数之和;

$w$ ——介质的流速, 米/秒;

$G$ ——介质的流量, 吨/时;

$D_n$ ——管道内径, 毫米;

$\gamma$ ——介质的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

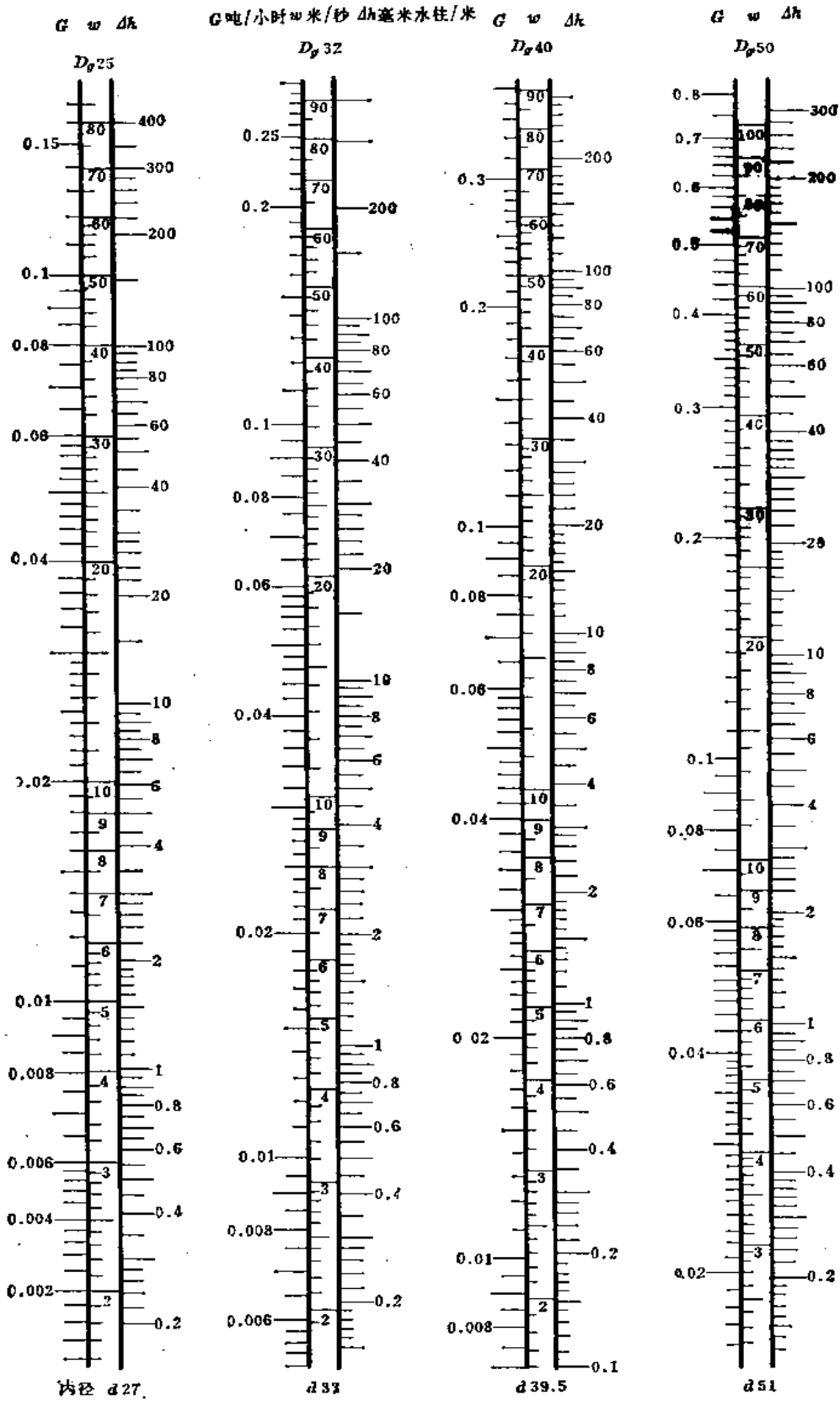


图 7-5 饱和蒸汽和压缩空气的管径及压降线算图 ( $D_p 25, 32, 40$  及  $50$ )

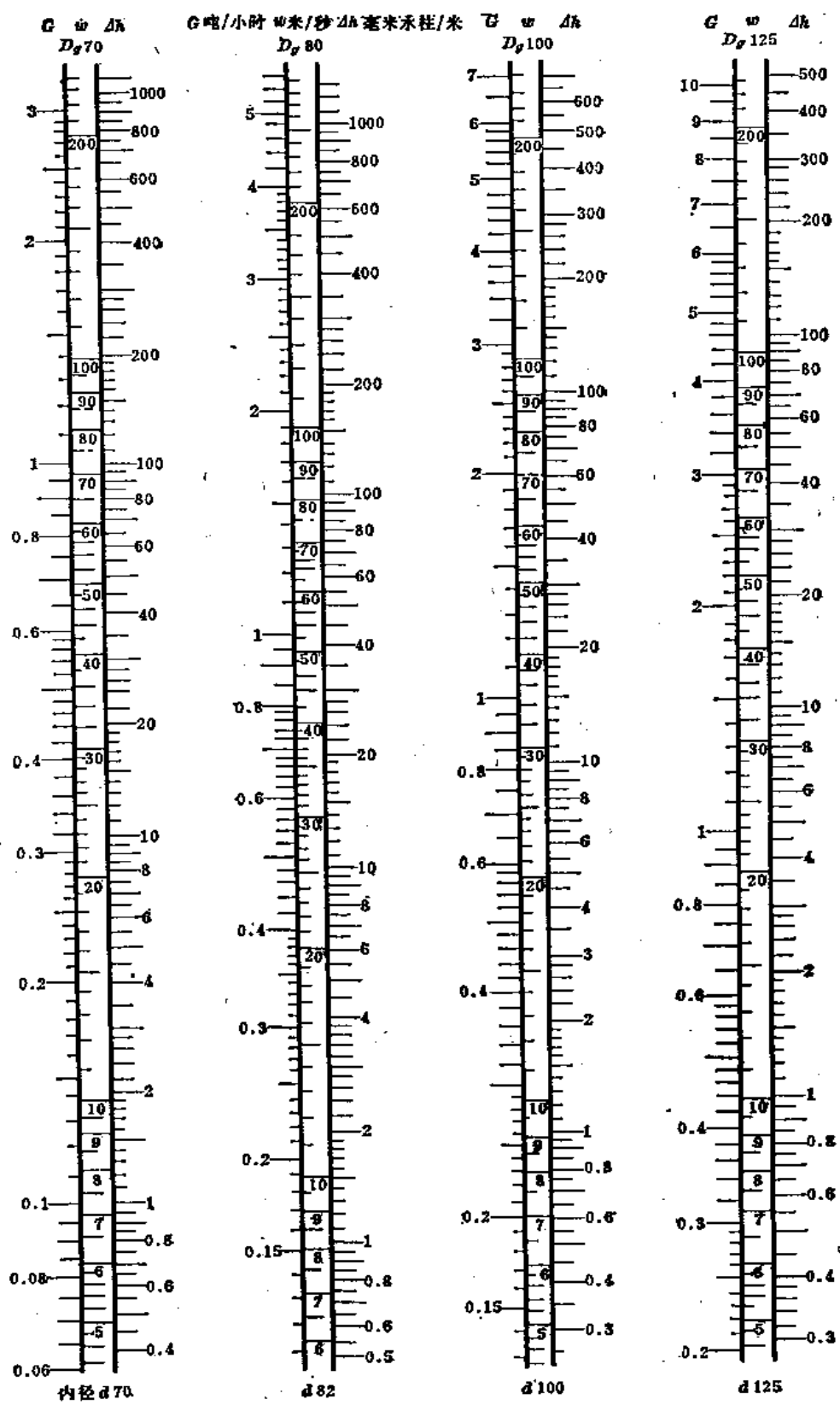


图 7-6 饱和蒸汽和压缩空气的管径及压降线算图 ( $D_g 70, 80, 100$  及  $125$ )

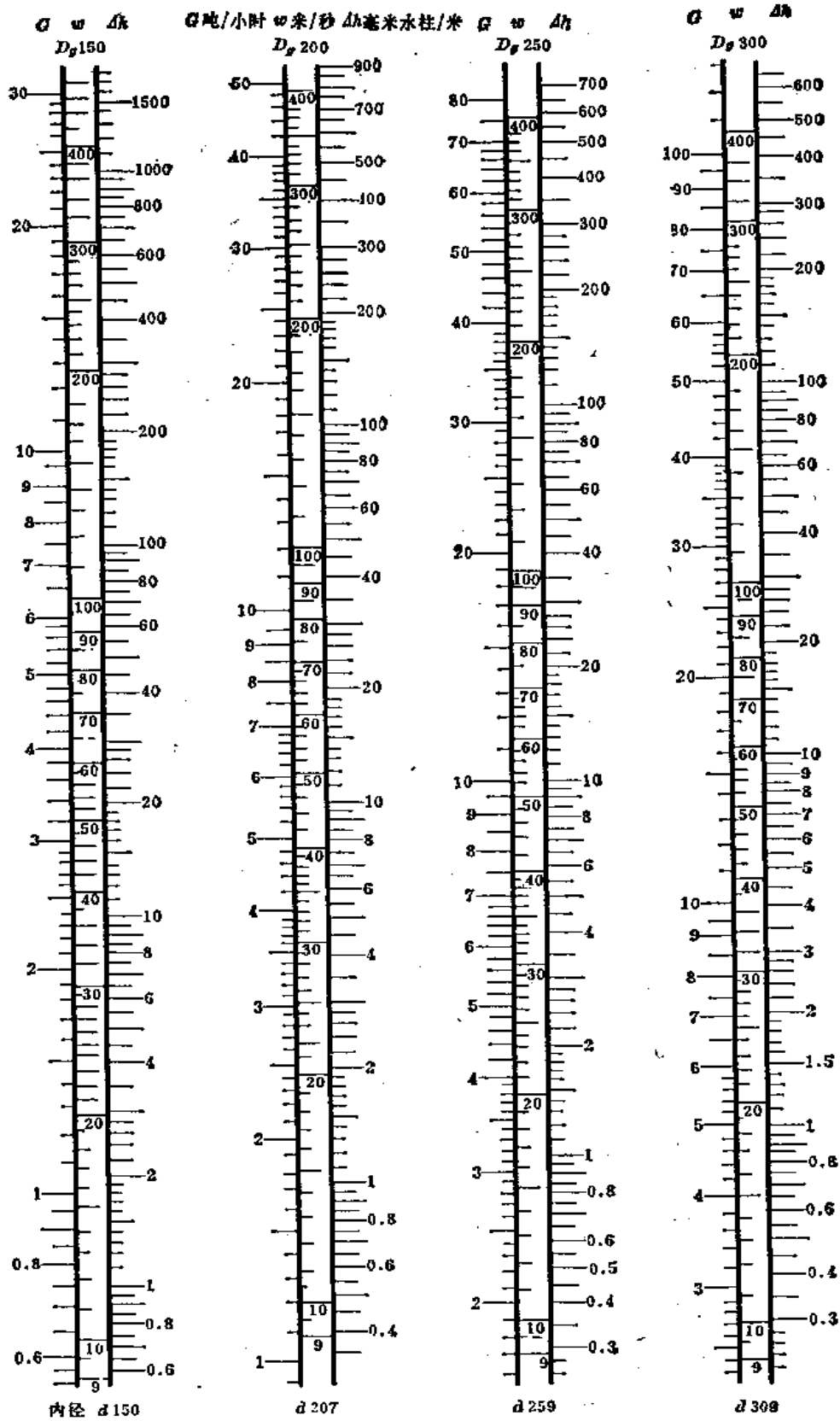


图 7-7 饱和蒸汽和压缩空气的管径及压降线算图 ( $D_p$  150、200、250 及 300)

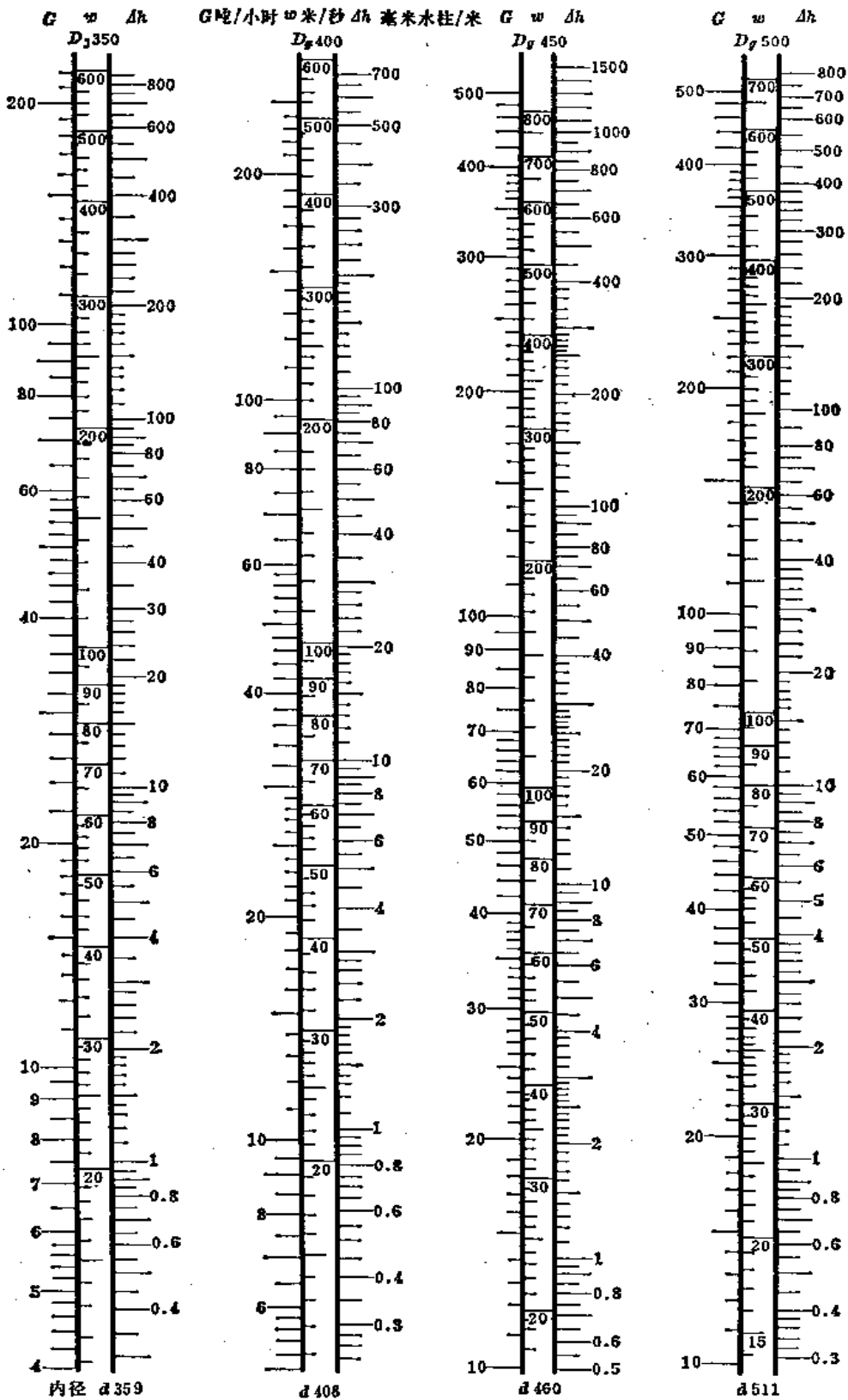


图 7-8 饱和蒸汽和压缩空气的管径及压降线算图 ( $D_g 350, 400, 450$  及  $500$ )

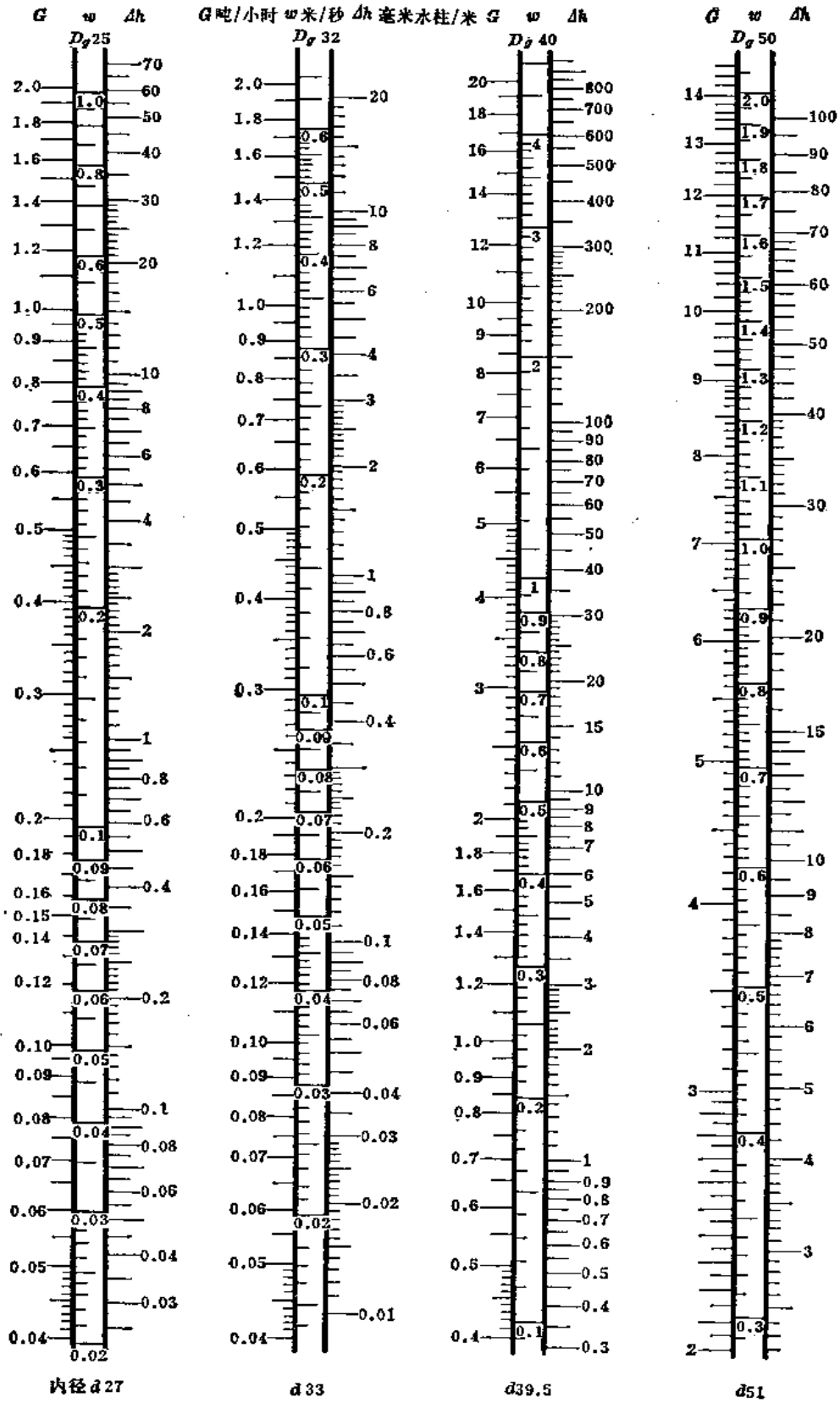


图 7-9 水管的管径及压降线算图 ( $D_g$  25, 32, 40 及 50)

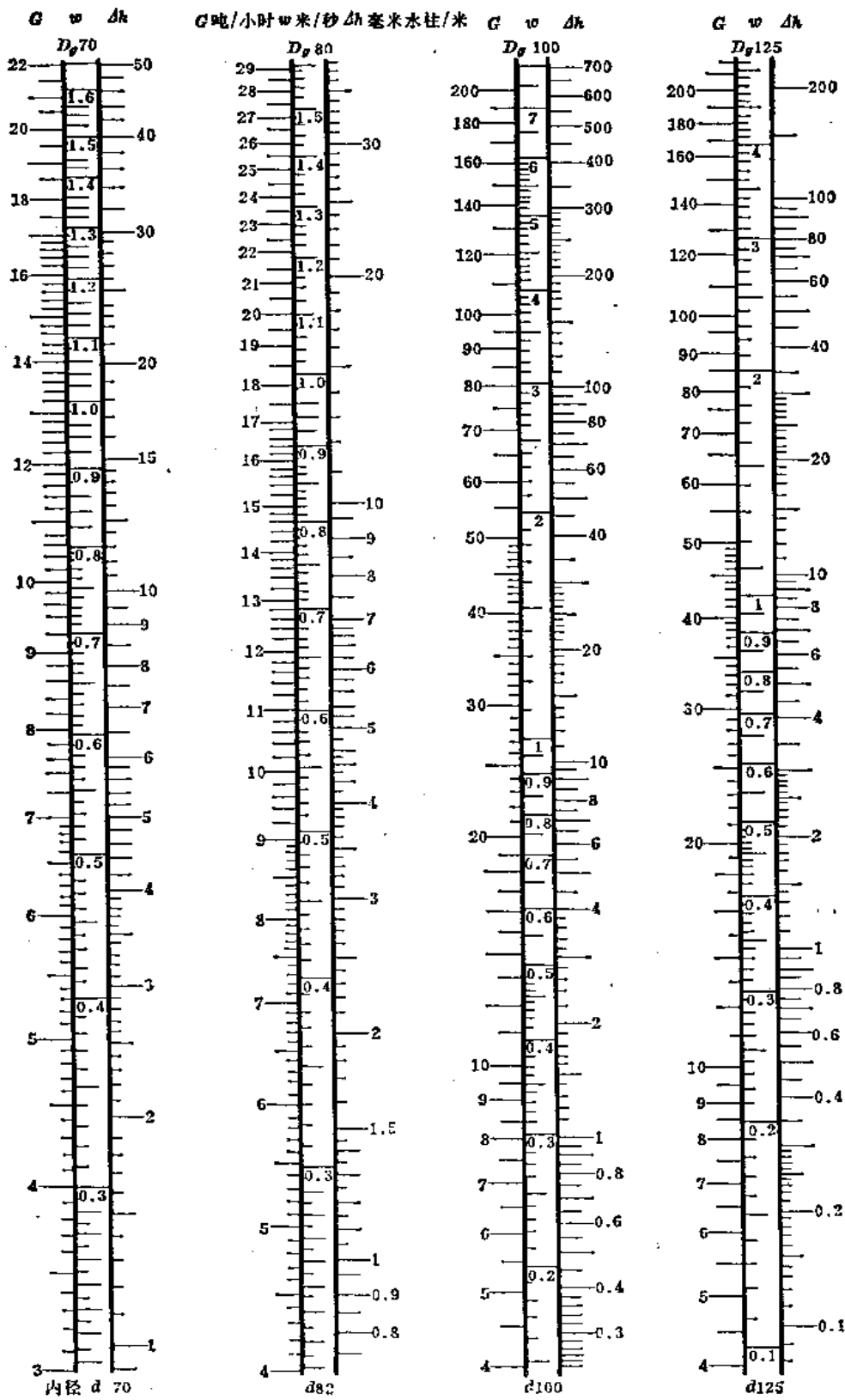


图 7-10 水管的管径及压降线算图 ( $D_g 70, 80, 100$  及  $125$ )



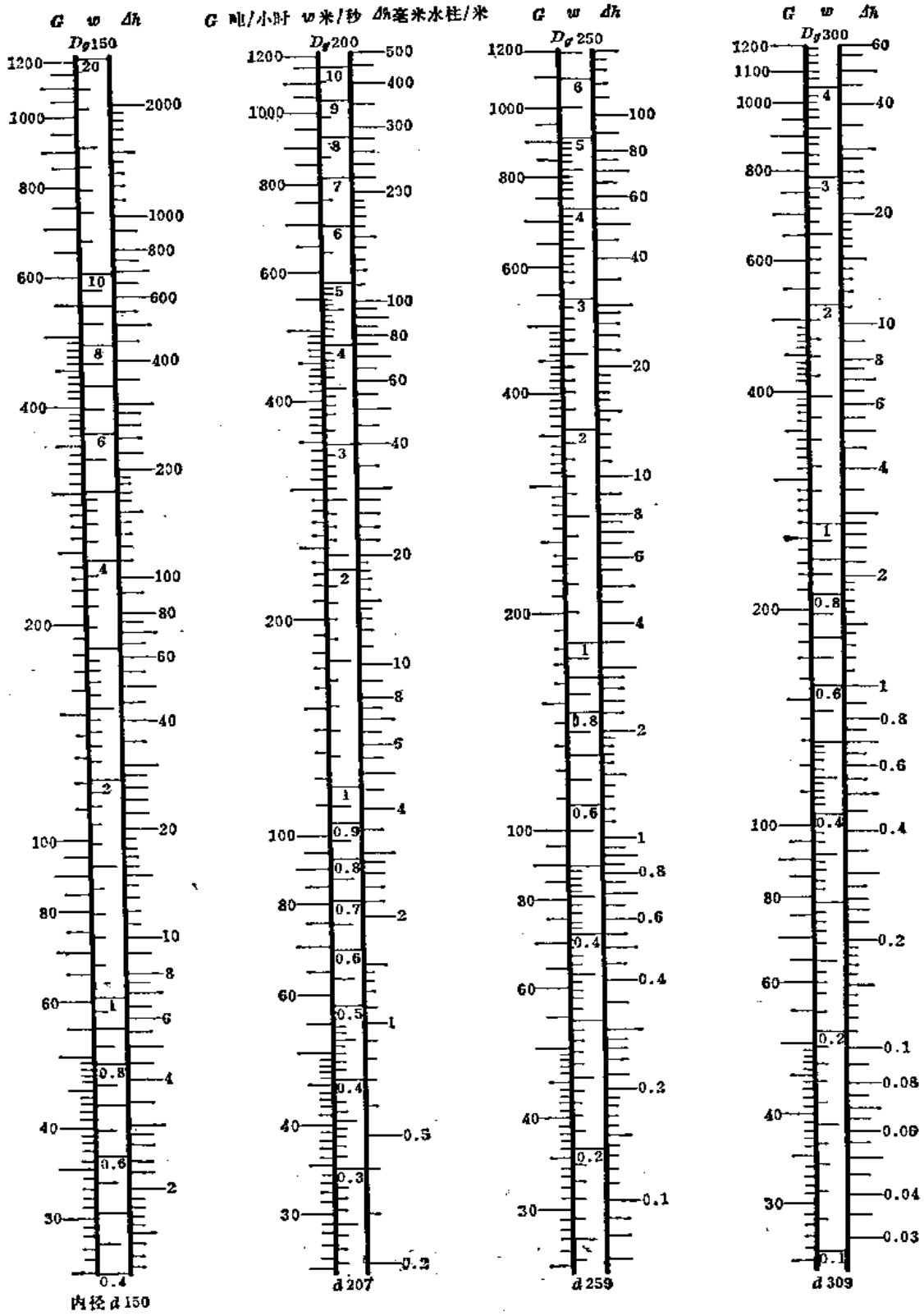


图 7-11 水管的管径及压降线算图 ( $D_g$  150, 200, 250 及 300)

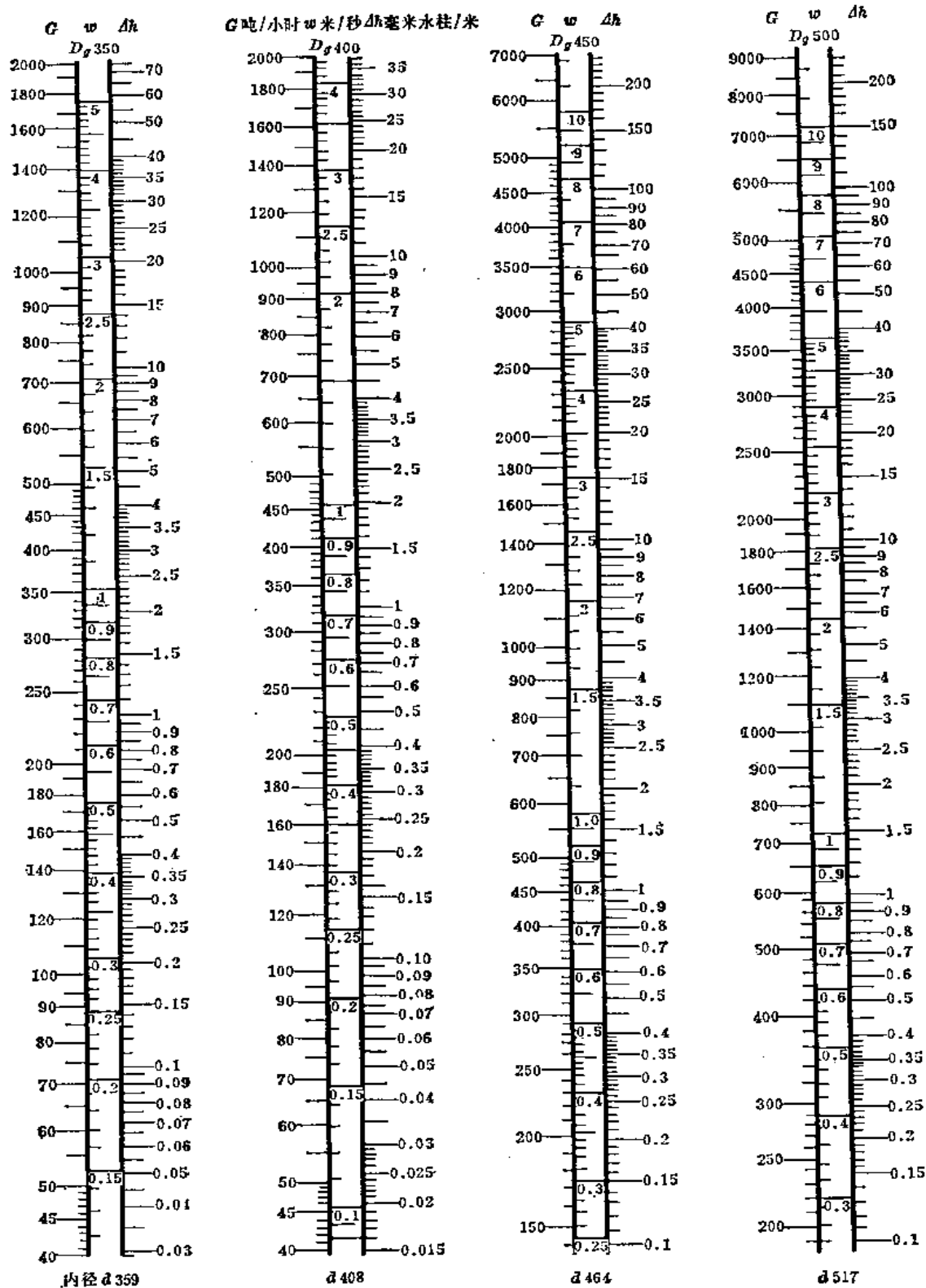














图 7-12 水管的管径及压降线算图 ( $D_g 350, 400, 450$  及  $500$ )

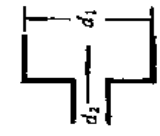

管道附件局部阻力当量长度 表 7-9

编 号	名 称	图 例	阻 力 系 数 $\xi$	当 量 长 度 (米)																		
				管 子 公 称 直 径 (毫米)																		
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600	
				粗糙度 $k_s=0.2$ 毫米时的摩擦系数																		
1	90°光滑弯管		$R=d$	0.0454	0.0373	0.0342	0.0322	0.0304	0.0283	0.0253	0.0246	0.0233	0.0220	0.0209	0.0196	0.0185	0.0172	0.0167	0.0158	0.0153		
			$R=2d$	0.3	0.6	0.8	1.0	1.3	1.8	2.7	3.3	4.3	5.7	7.2	10.6	14.0	17.4	21.0	24.4	32.4	40.1	
			$R=3d$	0.2	0.4	0.5	0.7	0.9	1.3	1.9	2.3	3.0	4.0	5.0	7.4	9.8	12.1	14.7	17.1	22.7	28.1	
			$R=4d$	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0	
			$R=5d$	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.0	1.3	1.7	2.2	3.2	4.2	5.2	6.3	7.3	9.7	12.0	
			$R=6d$	0.1	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.1	1.4	2.1	2.8	3.5	4.2	4.9	6.5	8.0	
2	90°皱纹弯管		$R=2d$	1.1	0.3	0.6	0.9	1.1	1.4	2.0	3.0	3.7	4.7	6.3	7.9	11.6	15.4	19.1	23.1	26.9	35.6	44.1
			$R=3d$	0.8	0.2	0.5	0.6	0.8	1.0	1.4	2.2	2.7	3.4	4.6	5.7	8.5	11.2	13.9	16.8	19.6	25.9	32.0
			$R=4d$	0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
			$R=5d$	0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
3	异径弯管		$\theta=90^\circ$	1.3	0.3	0.7	1.0	1.3	1.7	2.3	3.5	4.8	5.6	7.4	9.3	13.7	18.2	22.6	27.3	31.8	42.1	52.1
			$\theta=60^\circ$	0.7	0.2	0.4	0.6	0.7	0.9	1.3	1.9	2.3	3.0	4.0	5.0	7.4	9.8	12.1	14.7	17.1	22.7	28.1
			$\theta=45^\circ$	0.3	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.0	1.3	1.7	2.2	3.2	4.2	5.2	6.3	7.3	9.7	12.0
			$\theta=30^\circ$	0.2	0.1	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.1	1.4	2.1	2.8	3.5	4.2	4.9	6.5	8.0
			$\theta=90^\circ$	0.7	0.2	0.4	0.6	0.7	0.9	1.3	1.9	2.3	3.0	4.0	5.0	7.4	9.8	12.1	14.7	17.1	22.7	28.1
			$\theta=90^\circ$	0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
4	异径管(两管接)		0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0	
5	光滑方形伸缩器		1.7	0.5	1.0	1.3	1.7	2.2	3.1	4.6	5.7	7.3	9.7	12.2	18.0	23.8	29.5	35.7	41.6	55.0	68.1	

编 号	名 称	图 例	阻 力 系 数 $\xi$	当 量 长 度 (米)																	
				管 子 公 称 直 径 (毫米)																	
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600
粗糙度 $k_s=0.2$ 毫米时的摩擦系数																					
6	皱纹方形 伸弯器		2.0	0.5	1.1	1.6	2.1	2.6	3.6	5.4	6.7	8.6	11.4	14.4	21.2	28.0	34.7	42.0	48.9	64.7	80.2
7	波 伸弯器		2.5	0.7	1.4	2.0	2.6	3.3	4.5	6.8	8.3	10.7	14.2	17.9	26.4	35.0	43.4	52.5	61.1	80.6	100.2
8	套 伸弯器		0.3	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.0	1.3	1.7	2.2	3.2	4.2	5.2	6.3	7.3	9.7	12.0
9	光滑Q形 伸弯器		2.2	0.6	1.2	1.7	2.3	2.9	4.0	6.0	7.3	9.4	12.5	15.8	23.2	30.8	38.2	46.2	53.8	71.2	88.1
10	皱纹Q形 伸弯器		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.6	31.7	42.0	52.1	63.0	73.9	97.0	120.1
11	皱纹Q形 伸弯器		4.0	1.1	2.3	3.2	4.1	5.2	7.2	10.9	13.3	17.2	22.7	28.7	42.3	55.0	69.4	84.0	97.8	129.6	160.2
12	直三通		1.0	0.3	0.6	0.8	1.0	1.3	1.8	2.7	3.3	4.3	5.7	7.2	10.6	14.0	17.4	21.0	24.4	32.4	40.1
13	直三通		1.5	0.4	0.9	1.2	1.5	2.0	2.7	4.1	5.0	6.4	8.5	10.8	15.9	21.0	26.1	31.5	36.6	48.5	60.1
14	直三通		1.5	0.4	0.9	1.2	1.5	2.0	2.7	4.1	5.0	6.4	8.5	10.8	15.9	21.0	26.1	31.5	36.6	48.5	60.1
15	直三通		2.0	0.5	1.1	1.6	2.1	2.6	3.6	5.4	6.7	8.6	11.4	14.4	21.2	28.0	34.7	42.0	48.9	64.7	80.2

编 号	名 称	图 例	阻 力 系 数 $\xi$	当 量 长 度 (米)																	
				管 子 公 称 直 径 (毫米)																	
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600
				粗糙度 $k_s=0.2$ 毫米时的摩擦系数																	
16	直三通 (分流管)		2.0	0.5	1.1	1.6	2.1	2.6	3.6	5.4	6.7	8.6	11.4	14.4	21.2	28.0	34.7	42.0	48.9	54.7	80.2
17	直三通 (汇流管)		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.6	31.7	42.0	52.1	63.0	73.3	97.0	120.1
18	叉形管		1.5	0.4	0.9	1.2	1.5	2.0	2.7	4.1	5.0	6.4	8.5	10.8	15.9	21.0	26.1	31.5	36.6	48.5	60.1
19	截止阀		7.0	1.9	3.9	5.5	7.2	9.1	12.6	19.0	23.3	30.0	39.8	50.2	73.9	98.0	121.4	147.0	171.2	226.2	280.0
20	角截止阀		6.0	1.6	3.4	4.7	6.2	7.8	10.8	16.3	20.0	25.8	34.1	43.1	63.4	84.0	104.0	126.0	146.7	194.0	240.4
21	直通截止阀		0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
22	角通旋塞		0.4	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.1	1.3	1.7	2.3	2.9	4.2	5.6	6.9	8.4	9.8	12.9	16.0
23	直通旋塞		0.6	0.2	0.3	0.5	0.6	0.8	1.1	1.6	2.0	2.6	3.4	4.3	6.3	8.4	10.4	12.6	14.1	19.4	24.0
24	闸 阀		2.0	0.5	1.1	1.6	2.1	2.6	3.6	5.4	6.7	8.6	11.4	14.4	21.2	28.0	34.7	42.0	48.9	64.7	80.2
25	升降式 止回阀		0.5	0.1	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
			7.0	1.9	3.9	5.5	7.2	9.1	12.6	19.0	23.3	30.0	39.8	50.2	73.9	98.0	121.4	147.0	171.2	226.2	280.0

编 号	名 称	图 例	阻 力 系 数 $\xi$	当 量 长 度 (米)																	
				管 子 公 称 直 径 (毫米)																	
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600
号 称				粗 糙 度 $k_s=0.2$ 毫米时的摩擦系数																	
26	截止 启回 式阀		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.6	31.7	42.0	52.1	63.0	73.3	97.0	120.1
27	水 表		1.5	0.4	0.9	1.2	1.5	2.0	2.7	4.1	5.0	6.4	8.5	10.8	15.9	21.0	26.1	31.5	36.6	48.5	60.1
28	水分 分离器		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.5	31.7	42.0	52.1	63.0	73.3	97.0	120.1
29	除 污 器		10	2.5	5.6	7.9	10.3	13.0	18.1	27.1	33.3	42.9	56.8	71.8	105.6	140.0	173.5	210.0	244.0	324.0	401.0
30	开 减 温 式器		12	3.2	6.8	9.5	12.3	15.6	21.6	32.6	40.0	51.5	68.1	86.1	126.8	168.0	208	252	293	388	481
31	文 特 利 管		10	2.5	5.6	7.9	10.3	13.0	18.1	27.1	33.3	42.9	56.8	71.8	105.6	140.0	173.5	210.0	244.0	324.0	401.0
32	突 缩 管 (流 速 大 时)		$\xi = (0.15 \sim 0.2) \times [1 - (\frac{F_1}{F_2})^2]$ 最佳角 $\delta = 6^\circ \sim 8^\circ$	0.3	0.6	0.8	1.0	1.8	1.8	2.7	3.3	4.3	5.7	7.2	10.6	14.0	17.4	21.0	24.4	32.4	40.1
			$\frac{d_1}{d_2} = 1.5$	0.1	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.0	1.3	1.7	2.2	3.2	4.2	5.2	6.3	7.3	9.7	12.0
			$\frac{d_1}{d_2} = 2$	0.4	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.1	1.3	1.7	2.3	2.9	4.2	5.6	6.9	8.4	9.8	12.9	16.0
			$\frac{d_1}{d_2} = 3$	0.5	0.3	0.4	0.5	0.7	0.9	1.4	1.7	2.2	2.8	3.6	5.3	7.0	8.7	10.5	12.2	16.2	20.0
			$\frac{d_1}{d_2} = 10$	0.6	0.3	0.5	0.6	0.8	1.1	1.6	2.0	2.5	3.4	4.3	6.3	8.4	10.4	12.6	14.7	19.4	24.0

编号	名称	图例	阻力系数 $\xi$	当量长度 (米)																		
				管子公称直径 (毫米)																		
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600	
				粗糙度 $k_0=0.2$ 毫米时的摩擦系数																		
				0.0454	0.0379	0.0342	0.0322	0.0304	0.0283	0.0258	0.0246	0.0233	0.0220	0.0209	0.0196	0.0185	0.0178	0.0172	0.0167	0.0158	0.0153	
33	突胀管 (流速 大时)		$\frac{d_1}{d_2}=1.5$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.0	1.3	1.7	2.2	3.2	4.2	5.2	6.3	7.3	9.7	12.0		
			$\frac{d_1}{d_2}=2$	0.2	0.3	0.5	0.6	0.8	1.1	1.6	2.0	2.6	3.4	4.3	6.3	8.4	10.4	12.6	14.7	19.4	24.0	
			$\frac{d_1}{d_2}=3$	0.2	0.5	0.6	0.8	1.0	1.4	2.2	2.7	3.4	4.6	5.7	8.5	11.2	13.9	16.8	19.6	25.9	32.0	
			$\frac{d_1}{d_2}=10$	0.3	0.6	0.8	1.0	1.3	1.8	2.7	3.3	4.3	5.7	7.2	10.6	14.0	17.4	21.0	24.4	32.4	40.1	
34	调压板 (测流 速用)		$\frac{d}{D}=0.35$	39.7	84.5	118.3	154	195	270	407	500	644	852	1076	1584	2100	2605	3150	3662	4850	6010	
			$\frac{d}{D}=0.40$	19.8	42.2	59.2	76.8	97.5	135.0	203.5	250	322	426	538	793	1050	1300	1575	1835	2425	3010	
			$\frac{d}{D}=0.45$	11.9	25.3	35.5	46.1	58.5	81.1	122.0	150	193	256	323	475	630	781	944	1100	1455	1800	
			$\frac{d}{D}=0.50$	7.4	15.8	22.1	28.7	36.4	50.5	76.0	93.3	120	159	201	296	392	486	588	684	906	1120	
			$\frac{d}{D}=0.60$	2.9	6.2	8.9	11.3	14.3	19.8	29.8	36.6	47.2	62.5	78.9	116.1	154.0	191.0	268.5	358.0	441.0		
			$\frac{d}{D}=0.7$	1.1	2.3	3.2	4.1	5.2	7.2	10.9	13.3	17.2	22.7	28.7	42.3	56.0	69.4	84.0	97.8	129.8	160.2	
			$\frac{d}{D}=0.8$	0.4	0.9	1.2	1.5	2.0	2.7	4.1	5.0	6.4	8.5	10.8	15.9	21.0	26.1	31.5	36.6	48.5	60.1	

编 号	名 称	图 例	阻 力 系 数 $\xi$	当 量 长 度 (米)																	
				管 子 公 称 直 径 (毫米)																	
				15	20	25	32	40	50	70	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600
				粗糙度 $k_s=0.2$ 毫米时的摩擦系数																	
				0.0454	0.0373	0.0342	0.0322	0.0304	0.0283	0.0258	0.0246	0.0233	0.0220	0.0209	0.0196	0.0185	0.0178	0.0172	0.0167	0.0158	0.0153
35	喷管进口		1.25	0.3	0.7	1.0	1.3	1.6	2.3	3.4	4.2	5.4	7.1	9.0	13.2	17.5	21.7	26.2	30.6	40.5	50.1
36	喷管进口		0.56	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.0	1.5	1.9	2.4	3.2	4.0	5.9	7.8	9.7	11.8	13.7	18.7	22.4
37	喷管进口		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.6	31.7	42.0	52.1	63.0	73.3	97.0	120.1
38	暖气片		3.0	0.8	1.7	2.4	3.1	3.9	5.4	8.1	10.0	12.9	17.1	21.6	31.7	42.0	52.1	63.0	73.3	97.0	120.1
39	热水暖气 锅炉		2.5	0.7	1.4	2.0	2.6	3.3	4.5	6.8	8.3	10.7	14.2	17.9	26.4	35.0	43.4	52.5	61.1	80.8	100.2
40	与流向 垂直的网		0.9	0.2	0.5	0.7	0.9	1.2	1.6	2.4	3.0	3.9	5.1	6.5	9.5	12.6	15.6	18.9	22.0	29.1	36.1
			1.2	0.3	0.7	1.0	1.2	1.6	2.2	3.3	4.0	5.2	6.8	8.6	12.7	16.8	20.8	25.2	29.3	38.8	48.1
41	焊 接		0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.3	0.5	0.4	0.6	0.7	1.1	1.4	1.7	2.1	2.4	3.2	4.0



$g$ ——重力加速度,  $g=9.81$ 米/秒<sup>2</sup>。

为了计算方便起见, 可把局部阻力折合成相当的摩擦阻力, 即

$$\Delta P_j = \Delta h l_d \quad (7-10)$$

式中  $\Delta h$ ——单位管长的压降, 毫米水柱/米;

$l_d$ ——局部阻力的当量长度, 米。

将公式(7-6)和(7-9)代入(7-10)中, 可求得:

$$l_d = \frac{\sum \xi}{\lambda} \times \frac{D_s}{1000} \text{ 米} \quad (7-11)$$

管道附件局部阻力的当量长度 $l_d$ 可见表7-9, 表中系采用绝对粗糙度 $k_0=0.2$ 毫米时的摩擦阻力系数 $\lambda$ 进行计算而得。当所计算的管道采用另一 $k_0$ 值时, 应进行换算, 即

$$l'_d = \frac{l_d}{A} \quad (7-12)$$

式中  $l'_d$ ——计算管道的实际当量长度, 米;

$l_d$ —— $k_0=0.2$ 毫米时计算所得的局部阻力的当量长度(表7-9), 米;

$A$ ——系数, 见表7-8, 或取近似值为:

当 $k_0=0.1$ 时,  $A \approx 0.85$ ;

当 $k_0=0.5$ 时,  $A \approx 1.26$ ;

当 $k_0=1.0$ 时,  $A \approx 1.60$ 。

在进行估算时, 局部阻力的当量长度 $l_d$ 可按管道实际长度 $l$ 的百分数来计算, 即

$$l_d = \alpha l \text{ 米} \quad (7-13)$$

式中  $\alpha$ ——局部阻力当量长度百分数(%) ;

无伸缩器的管道,  $\alpha=0.1 \sim 0.2$ ;

有套管式或波形伸缩器的管道,  $\alpha=0.2 \sim 0.3$ ;

有光滑方形伸缩器的管道,  $\alpha=0.3 \sim 0.4$ ;

有焊接方形伸缩器的管道,  $\alpha=0.4 \sim 0.5$ 。

$l$ ——管道的实际长度, 米。

此时,

$$\Delta P = \Delta h(l + l_d) = \Delta h l(1 + \alpha) \quad (7-14)$$

### 三、对某些管道功能的验算

#### 1. 无压水箱自由放水管道的验算

根据伯努利方程式, 图7-13中1-1及2-2截面处的能量应相等, 即

$$H_1 + \frac{P}{\gamma} + \frac{\alpha_1 w_1^2}{2g} = 0 + \frac{P}{\gamma} + \frac{\alpha_2 w_2^2}{2g} + \xi_s \frac{w_2^2}{2g}$$

式中  $H_1$ ——水箱水面1-1距放水管端的高度, 米;

$P$ ——大气压力, 公斤力/米<sup>2</sup>;

$\gamma$ ——水的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

$w_1, w_2$ ——水箱水面下降速度及放水管出口速度, 米/秒;

$\xi_s$ ——放水管的摩擦阻力系数及局部阻力系数的总和;

$\alpha_1, \alpha_2$ ——水流动能系数;

$g$ ——重力加速度，米/秒<sup>2</sup>。

由于 $w_0$ 是缓缓下降的，比 $w_2$ 小得很多，故可将 $\frac{\alpha_1 w_0^2}{2g}$ 一项忽略不计，即得：

$$H_1 = (\alpha_2 + \xi_s) \frac{w_2^2}{2g}$$

紊流时，

$$\alpha_2 = 1$$

则

$$w_2 = \sqrt{\frac{2gH_1}{1+\xi_s}}$$

流量

$$Q = F_0 w_2 = F_0 \sqrt{\frac{2gH_1}{1+\xi_s}} \quad \text{米}^3/\text{秒} \quad (7-15)$$

放水时间

$$T = \frac{2F\sqrt{1+\xi_s}}{F_0\sqrt{2g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}) \quad \text{秒} \quad (7-16)$$

(1) 等截面水箱

对于水平截面形状为矩形的水箱

$$T = 75.4 \frac{AB\sqrt{1+\xi_s}}{F_0} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}) \quad \text{分} \quad (7-17)$$

对于水平截面形状为圆形的水箱

$$T = 59.2 \frac{D_n^2\sqrt{1+\xi_s}}{F_0} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}) \quad \text{分} \quad (7-18)$$

式中  $F$ ——水箱水平面截面，米<sup>2</sup>；

$A, B$ ——矩形水箱内边的长和宽，米；

$H_1, H_2$ ——放水开始及完毕时的水位距放水管端的高度，米；

$D_n$ ——圆形水箱的内径，米；

$F_0$ ——放水管出口端管子的计算流通截面，厘米<sup>2</sup>。

$$F_0 = \frac{\pi}{4} D_0^2$$

$D_0$ ——放水管出口端管子的内径，厘米；

$\xi_s$ ——放水管道的总阻力系数。

$$\xi_s = \lambda \frac{L}{D_0} \times 10^2 + \Sigma \xi \quad (7-19)$$

$\lambda$ ——放水管道的摩擦阻力系数；

$L$ ——放水管道的展开长度，米；

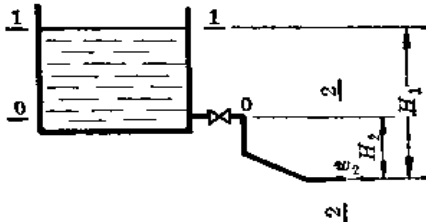


图 7-13 无压等截面水箱放水管示意图

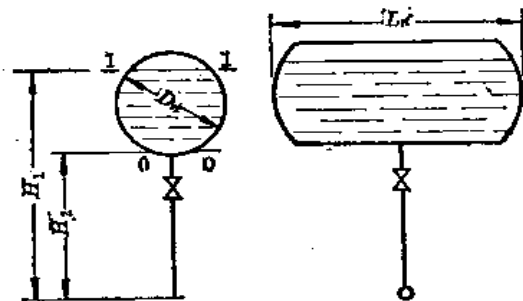


图 7-14 卧式圆形水箱放水管示意图

$\Sigma\xi$ ——总的局部阻力系数，等于各局部阻力系数之和（不包括放水管出口端的局部阻力系数）。

(2) 水平截面变化的水箱（横截面是圆形的）如图7-14所示，水箱水面由1-1降至水面0-0所需的时间与放水管道管子通过面积的关系如下：

$$T = 6.27 \frac{L_n D_n (H_1 - H_2)}{F_g} \sqrt{1 + \xi_s} \left\{ 4 \sqrt{\frac{1 - \left(1 - \frac{H_1 - H_2}{D_n}\right)^2}{\frac{1}{2} (H_1 + H_2)}} + \sqrt{\frac{1 - \left(1 - \frac{2(H_1 - H_2)}{D_n}\right)^2}{H_1}} \right\} \text{分} \quad (7-20)$$

当  $H_1 = D_n + H_2$  时

$$T = 35.5 \frac{L_n D_n^2}{F_g} \sqrt{\frac{1 + \xi_s}{2H_2 + D_n}} \text{分} \quad (7-21)$$

式中  $L_n$ ——圆形水箱的长度，米。

## 2. 溢水管流量的验算

溢水管的作用是当水箱中的水面达到最高水位时，溢水管能放出与继续进入水箱相等流量的水量。基于这一作用，可得出如下公式：

(1) 开式无压水箱溢水管（见图7-15）

出口流速：

$$w_2 = \sqrt{\frac{2gH_{\max}}{1 + \xi_s}} \text{米/秒} \quad (7-22)$$

式中  $H_{\max}$ ——水箱最高水位与溢水管排出口之标高差，米；

$\xi_s$ ——放水管道的总阻力系数；

$g$ ——重力加速度， $g = 9.81$ 米/秒<sup>2</sup>。

溢水流量：

$$G = 3.6 F_g \gamma \sqrt{\frac{2gH_{\max}}{1 + \xi_s}} \text{吨/时} \quad (7-23)$$

式中  $F_g$ ——溢水管的计算流通截面，米<sup>2</sup>；

$H_{\max}$ ——水箱最高水位与溢水管排出口之标高差，米；

$\gamma$ ——水的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$\xi_s$ ——放水管道的总阻力系数；

$g$ ——重力加速度， $g = 9.81$ 米/秒<sup>2</sup>。

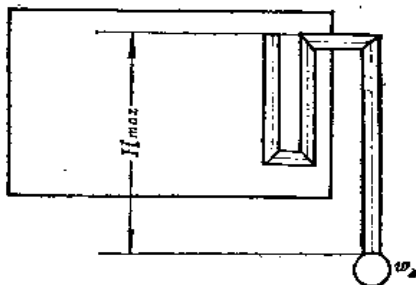


图 7-15 开式无压水箱溢水管示意图

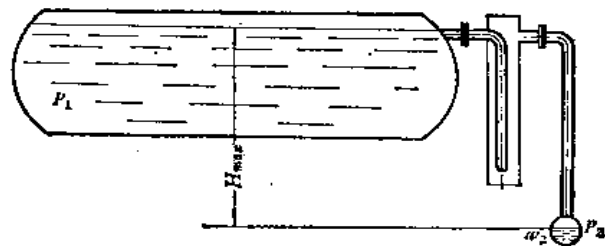


图 7-16 压力水箱溢水管示意图

(2) 压力水箱溢水管 (见图7-16)

出口流速:

$$w_2 = \sqrt{\frac{2g \left( H_{\max} + \frac{P_1 - P_2}{\gamma} \right)}{1 + \xi_s}} \text{ 米/秒} \quad (7-24)$$

溢水流量:

$$G_v = 3.6 F_g \gamma \sqrt{\frac{2g \left( H_{\max} + \frac{P_1 - P_2}{\gamma} \right)}{1 + \xi_s}} \text{ 吨/时} \quad (7-25)$$

- 式中  $P_1$ ——水箱内部工作压力, 公斤力/米<sup>2</sup>;  
 $P_2$ ——溢水管排出口压力, 公斤力/米<sup>2</sup>;  
 $F_g$ ——溢水管的计算流通截面, 米<sup>2</sup>;  
 $H_{\max}$ ——水箱最高水位与溢水管排出口之标高差, 米;  
 $\gamma$ ——水的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;  
 $\xi_s$ ——放水管道的总阻力系数;  
 $g$ ——重力加速度,  $g=9.81$ 米/秒<sup>2</sup>。

3. 临界流速及临界流量的验算

排汽管按喷管考虑时, 排汽量与  $P_2/P_1$  的比值有关,  $P_2 < P_1$  而  $P_2$  只能减少到一定的极限, 这个极限叫临界压力  $P_{11}$ 。

如锅炉安全阀排汽管, 其出锅炉处的压力  $P_1$  为定值, 假设不计管道流动中的损失, 则排出口压力  $P_2$  将降低到某一值, 且  $P_2 \geq P_{11}$ 。当  $P_1$  一定时, 蒸汽排汽管出口的流速为:

$$w = \sqrt{2g \frac{k}{k-1} P_1 V_1 \left[ 1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \text{ 米/秒} \quad (7-26)$$

式中  $k$ ——介质的绝热膨胀系数。

其重量流量为:

$$G_s = F_g \sqrt{2g \frac{k}{k-1} \frac{P_1}{V_1} \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{2}{k}} \left[ 1 - \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \text{ 公斤/秒} \quad (7-27)$$

式中  $F_g$ ——管道排出口的截面积, 米<sup>2</sup>;

从(7-26)及(7-27)两式可知, 当  $P_1$  一定时, 随着  $P_2$  的减小, 蒸汽流速  $w$  及流量  $G_s$  将增大, 直至  $\frac{P_2}{P_1} = \beta_{11}$  时不再增加。  $\frac{P_{11}}{P_1} = \beta_{11}$ , 为临界压力比

$$\beta_{11} = \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (7-28)$$

式中  $k$ ——介质的绝热膨胀系数。

对于过热蒸汽  $k=1.3$ ,  $\beta_{11}=0.546$ ;

对于饱和蒸汽  $k=1.135$ ,  $\beta_{11}=0.577$ 。

以  $\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_{11}}{P_1} = \beta_{11} = \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$  代入(7-26)及(7-27)式得临界流速为:

$$w_{11} = \sqrt{kg \left( \frac{2}{k+1} \right) P_1 V_1} \text{ 米/秒} \quad (7-29)$$

临界流量为:

$$G_{ij} = F_0 \sqrt{kg \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}} \frac{P_1}{V_1}} \text{ 公斤/秒} \quad (7-30)$$

对于过热蒸汽  $k=1.3$  时

$$w_{ij} = 3.33 \sqrt{P_1 V_1} \text{ 米/秒} \quad (7-31)$$

对于饱和蒸汽  $k=1.135$  时

$$w_{ij} = 3.23 \sqrt{P_1 V_1} \text{ 米/秒} \quad (7-32)$$

对于干度为  $x$  的湿蒸汽  $k=1.035+0.1x$  时

$$w_{ij} = 29 \sqrt{\frac{(1.035+0.1x)}{(1.035+0.1x)+1} P_1 V_1} \text{ 米/秒} \quad (7-33)$$

式中  $P_1$ ——蒸汽起始压力，公斤力/米<sup>2</sup>；

$V_1$ ——蒸汽起始比容，米<sup>3</sup>/公斤。

临界流速及临界流量亦可表示如下：

$$w_{ij} = \sqrt{kg P_{ij} V_{ij}} \text{ 米/秒} \quad (7-34)$$

$$G_{ij} = F_0 \sqrt{kg \frac{P_{ij}}{V_{ij}}} \text{ 公斤/秒} \quad (7-35)$$

式中  $P_{ij}$ ——临界压力，公斤力/米<sup>2</sup>；

$V_{ij}$ ——临界比容，米<sup>3</sup>/公斤。

根据不同的  $k$  值，临界流量为

$$\text{对于过热蒸汽: } G_{ij} = 2.09 F_0 \sqrt{\frac{P_1}{V_1}} \text{ 公斤/秒} \quad (7-36)$$

$$\text{对于饱和蒸汽: } G_{ij} = 1.99 F_0 \sqrt{\frac{P_1}{V_1}} \text{ 公斤/秒} \quad (7-37)$$

在排汽管很短时，从热力学中亦可用蒸汽在绝热膨胀时的流速求得，即

$$w = 91.53 \sqrt{i_1 - i_2} \text{ 米/秒} \quad (7-38)$$

式中  $i_1$ —— $P_1$  情况下的热焓，千卡/公斤；

$i_2$ —— $P_2$  情况下的热焓，千卡/公斤。

$i_2$  是根据  $P_2/P_1$  的值确定的，即

当  $\frac{P_2}{P_1} > \beta_{ij}$  时， $i_2$  根据  $P_2$  而定；

当  $\frac{P_2}{P_1} \leq \beta_{ij}$  时，则  $P_2 = P_{ij}$ ，此时  $i_2 = i_{ij}$

$$\text{即 } w = 91.53 \sqrt{i_1 - i_{ij}} \text{ 米/秒} \quad (7-39)$$

式中  $i_{ij}$ ——发生临界流速时的热焓，千卡/公斤。

### 第三节 管道的热伸长及其补偿

#### 一、管道的热伸长

在管道安装完毕后，由于周围空气温度的变化及管内热介质的温度致使管道受热伸长，其伸长量可按下式进行计算：

$$\Delta L = aL(t_1 - t_2) \text{ 毫米} \quad (7-40)$$

式中  $\alpha$ ——管道的线膨胀系数（见表7-10），一般钢管 $\alpha$ 可取 $1.2 \times 10^{-2}$ 毫米/米·°C；  
 $L$ ——计算管段的长度，米；  
 $t_1$ ——管壁最高温度，取热介质的最高温度，°C；  
 $t_2$ ——管壁最低温度，一般可取室外采暖空气计算温度，在非采暖区则按最冷月平均温度计算，°C。

管道因受热产生的热伸长，如不能得到补偿，将使管子承受巨大的热应力。直管段两端固定时产生的膨胀力可用虎克弹性定律求得：

$$\sigma_v = E \frac{\Delta L}{1000L} = E \frac{\alpha L \Delta t}{1000L} = E \alpha \frac{\Delta t}{1000} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (7-41)$$

式中  $\sigma_v$ ——管道承受的压缩应力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；  
 $E$ ——弹性模数（见表7-10），公斤力/厘米<sup>2</sup>；  
 $\Delta t$ ——管道的计算温差，°C。

钢材的弹性模数及线膨胀系数

表 7-10

管壁温度 $t$ (°C)	弹性模数 $E$ (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	线膨胀系数 $\alpha$ (毫米/米·°C)	$E \times \alpha$ (公斤力·毫米/厘米 <sup>2</sup> ·米·°C)
20	$2.05 \times 10^6$	$1.18 \times 10^{-2}$	$2.42 \times 10^4$
75	$1.99 \times 10^6$	$1.20 \times 10^{-2}$	$2.39 \times 10^4$
100	$1.975 \times 10^6$	$1.22 \times 10^{-2}$	$2.41 \times 10^4$
125	$1.95 \times 10^6$	$1.24 \times 10^{-2}$	$2.42 \times 10^4$
150	$1.93 \times 10^6$	$1.25 \times 10^{-2}$	$2.41 \times 10^4$
175	$1.915 \times 10^6$	$1.27 \times 10^{-2}$	$2.43 \times 10^4$
200	$1.875 \times 10^6$	$1.28 \times 10^{-2}$	$2.40 \times 10^4$
225	$1.847 \times 10^6$	$1.30 \times 10^{-2}$	$2.40 \times 10^4$
250	$1.82 \times 10^6$	$1.31 \times 10^{-2}$	$2.38 \times 10^4$
275	$1.79 \times 10^6$	$1.32 \times 10^{-2}$	$2.36 \times 10^4$
300	$1.755 \times 10^6$	$1.34 \times 10^{-2}$	$2.35 \times 10^4$
325	$1.727 \times 10^6$	$1.35 \times 10^{-2}$	$2.33 \times 10^4$
350	$1.695 \times 10^6$	$1.36 \times 10^{-2}$	$2.31 \times 10^4$
375	$1.665 \times 10^6$	$1.37 \times 10^{-2}$	$2.28 \times 10^4$
400	$1.63 \times 10^6$	$1.38 \times 10^{-2}$	$2.25 \times 10^4$

注：1. 钢材是指A<sub>2</sub>、A<sub>3</sub>、A<sub>4</sub>、10、15及20号钢。  
 2. 表中 $\alpha$ 为由0°C加热至 $t$ °C的平均线膨胀系数。

## 二、管道热伸长的补偿

为了保证管道在热状态下稳定而安全地工作，管道每隔一定距离宜安装固定支架，固定支架间的极限距离见表7-11。固定支架间应设置各种伸缩器，以补偿管道的热伸长及减弱或消除因热膨胀产生的应力。工业锅炉房中常用的补偿方式计有：

### （一）自然补偿

锅炉房中的热管道应尽量利用管道弯曲部分形成的L形或Z形管段对热伸长作自然补偿，或利用干管未固定的情况对一定长度的支管的热伸长作T形补偿，这样便可以节约装置伸缩器的费用。中小型工业锅炉房中，当管路布置得当时，不设专用的伸缩器是有可能的。

## (二) 方形伸缩器

一般均用无缝钢管弯成，可使用于任何工作压力及任何工作温度的热介质管道上。这种伸缩器的优点是可以在施工现场就地煨制或焊制，制造方便，作用在固定支架上的轴向推力小，不需什么维护。缺点是外形尺寸较大，占地较多，介质流动阻力较大。

方形伸缩器最好用一根钢管弯成，否则焊缝应位于两侧直管段上。方形伸缩器宜安装在相邻两固定支架的中心线或接近中心线的位置。当方形伸缩器与固定支架间的距离较大时，宜在伸缩器两侧距外伸臂约10~15R（管子弯曲半径）处装设导向支架。

固定支架间的极限距离（单位：米）

表 7-11

公 称 直 径 $D_n$ (毫米)	伸 缩 器											
	方 形 伸 缩 器						套 管 式 伸 缩 器					
	热 介 质											
	水		蒸 汽				水		蒸 汽			
	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 8 16	$t$ (°C) 100 150	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 8	$t$ (°C) 250	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 13	$t$ (°C) 300	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 8 16	$t$ (°C) 100 150	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 8	$t$ (°C) 250	$P_0$ (公斤 力/厘米 <sup>2</sup> ) 13	$t$ (°C) 300
25	—	50	50	50	50	—	—	—	—	—	—	
32	50	50	50	50	50	—	—	—	—	—	—	
40	60	60	60	60	60	—	—	—	—	—	—	
50	60	60	60	60	60	—	—	—	—	—	—	
	70	70	70	70	70	—	—	—	—	—	—	
80	80	80	80	80	80	—	—	—	—	—	—	
100	80	80	80	80	80	70	60	60	50	50	50	
125	90	90	90	90	90	70	60	60	60	60	60	
150	100	100	100	100	100	80	70	70	60	60	60	
175	100	100	100	100	100	—	—	—	—	—	—	
200	120	120	120	120	120	80	70	70	60	60	60	
250	120	120	120	120	120	100	70	70	60	60	60	
300	120	120	120	120	120	100	70	70	60	60	60	
350	140	120	120	120	120	120	70	70	60	60	60	
400	160	140	140	140	140	140	100	100	80	80	80	
450	160	140	140	140	140	140	100	100	80	80	80	
500	180	160	160	160	160	140	100	100	80	80	80	
600	200	160	150	150	150	160	100	100	80	80	80	

注：1. 从固定支架到方形伸缩器间的距离不应大于固定支架极限距离的60%。

2. 带套管式伸缩器的固定支架间的极限距离已考虑了伸缩器的膨胀量。

## (三) 套管式伸缩器

套管式伸缩器的补偿量较大，尺寸较小，因而占地较少，压力可达16公斤力/厘米<sup>2</sup>。但这种伸缩器轴向推力较大，需经常检修以更换填料，否则介质易漏。当管道横向弯曲时，易造成填料函卡住。故使用时单向套管式伸缩器（见图7-17）应安装在固定支架的近旁，并应在活动侧设导向支架，以保证管道无侧向位移而沿轴向伸缩。国家标准图集（R 408）单向套管式伸缩器的主要尺寸见表7-12。近年来，这种伸缩器应用较少。

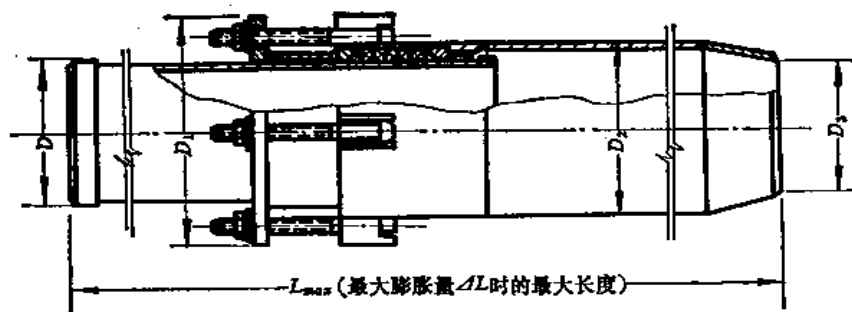


图 7-17 单向套管式伸缩器图

单向套管式伸缩器主要尺寸

表 7-12

公称直径 $D_0$	$D$	$D_1$	$D_2$	$D_3$	$L_{max}$	最大膨胀量 ( $\Delta L$ )	重量 (公斤)	伸缩器的摩擦力 $P_c$ (吨)		图 册 号
	毫米					由拉紧螺栓产生的		当介质工作压力 $P=1$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup> 产生的		
100	108	190	183	100	830	250	18.66	0.985	0.059	R 408-1
125	133	215	159	125	840	250	23.82	0.99	0.080	R 408-2
150	159	250	194	150	905	250	34.78	1.32	0.122	R 408-3
200	219	345	273	205	1170	300	79.87	1.3	0.284	R 408-4
250	273	395	325	259	1170	300	101.24	1.99	0.336	R 408-5
300	325	450	377	311	1275	350	142.26	2.03	0.360	R 408-6
350	377	500	426	363	1285	350	163.00	2.06	0.367	R 408-7
400	426	560	478	412	1360	400	206.35	2.76	0.450	R 408-8
450	478	610	529	464	1360	400	231.68	2.78	0.465	R 408-9
500	529	675	594	515	1370	400	309.08	3.68	0.730	R 408-10
600	630	780	704	614	1375	400	380.00	4.40	0.88	R 408-11
700	720	875	794	704	1380	400	454.33	5.00	1.00	R 408-12

(四) 波形伸缩器

波形伸缩器系利用波纹管来补偿管道的热伸长。由于它体积小、重量轻、流体阻力小、管道布置方便，特别是减少管道对设备的推力和设备的振动以及不均匀沉降对管道的影响等方面都有其独特的优点。但由于它补偿量小（小于60毫米），需由专门制造厂生产

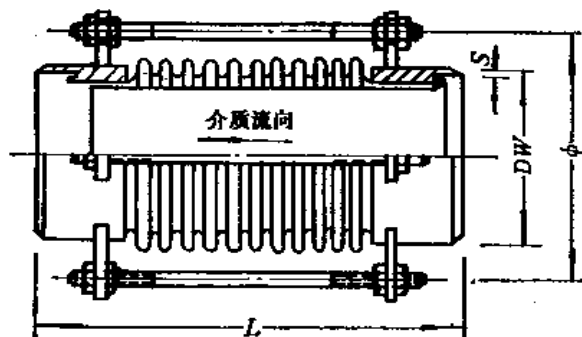


图 7-18 轴向内压式波形伸缩器图

（目前国内仅有少数几家工厂生产）和安装质量要求也较严格，因而限制了它的推广使用。波形伸缩器的型式较多，在工业锅炉房中可采用单层轴向内压式（见图7-18）。

波形伸缩器可象选用附件一样，根据管道的工作压力、管径和伸缩器的最大补偿值来合理布置。波形伸缩器两侧均应安装固定支架或导向支架（见图7-19），以免当管道热胀时伸



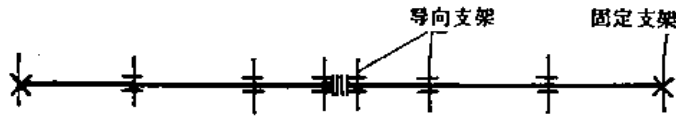


图 7-19 波形伸缩器安装示例

伸缩器两侧管道中心偏移，造成波纹管失稳而破坏。并应严格禁止波纹管受扭力。

### 三、管道热补偿的计算

管道热补偿计算的目的是确定由于管道受热伸长而产生的弹力、力矩和弯曲应力，以便选择伸缩器或自然补偿管段的适当尺寸，或根据管道的已知结构尺寸，验算其补偿能力是否满足热伸长的要求。

管道热补偿计算系采用“弹性中心法”，为了加快设计速度，减少计算工作量，本手册除列出一般计算公式外，主要列出了各种线算图供设计使用。

#### (一) 平面自然补偿管段的计算

##### 1. L形自然补偿管段

对于夹角为 $\varphi$ 的L形管段内所产生的最大弯曲应力可近似的认为

$$\sigma_{w(\Delta)} = C \frac{\Delta L_D E D_w}{10^7 L_D^2} = C \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L_D} \quad \text{公斤力/毫米}^2 \quad (7-42)$$

式中  $C$ ——系数，可由图7-21查出；

$$C = \frac{1.5(n^3 + 2n^2 + 1)}{n(n+1)\cos\beta} + \frac{1.5(n+3)}{(n+1)} \tan\beta$$

$$\approx 1.5 \left( \frac{n+1}{\cos\beta} + \frac{n+3}{n+1} \tan\beta \right)$$

$\Delta L_D$ ——短臂的热伸长， $\Delta L_D = \alpha L_D \Delta t$ ，毫米；

$E$ ——管材的弹性模数，一般钢材的 $E$ 值可见表7-10；

$D_w$ ——管子外径，厘米；

$n$ ——长臂与短臂的比值， $n = \frac{L_{\text{长}}}{L_D}$ ；

$$\beta = \varphi - 90^\circ$$

$\varphi$ ——L形管段的夹角，一般不宜超过 $150^\circ$ ；

$L_D$ ——短臂长，米；

$L_{\text{长}}$ ——长臂长，米。

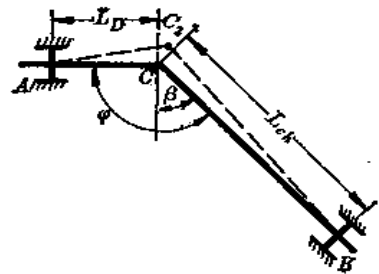
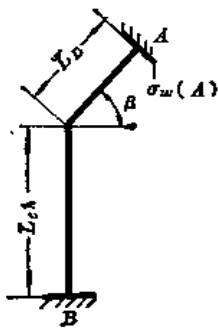
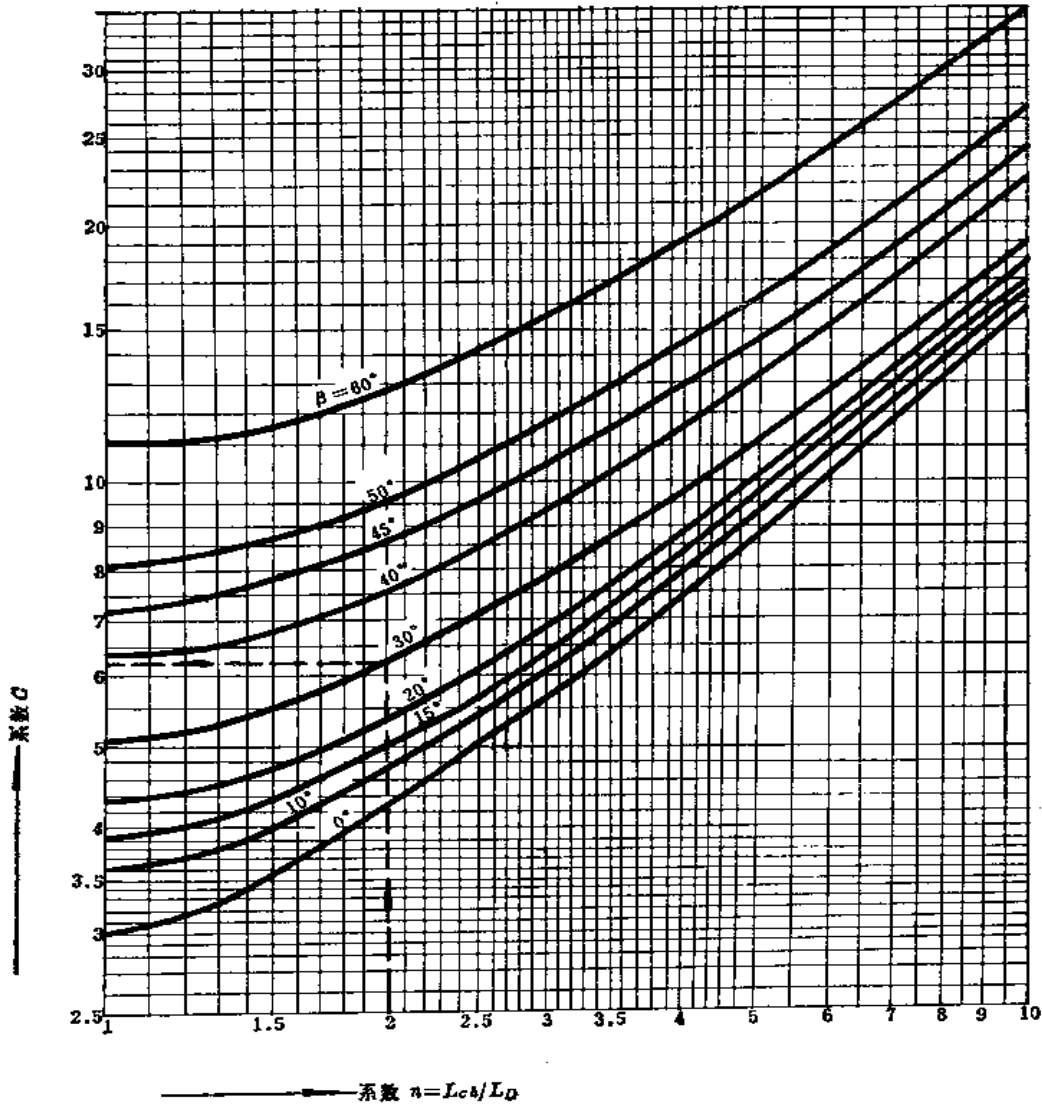


图 7-20 L形补偿管段图

夹角大于 $90^\circ$ 的L形管段长臂及短臂上的变形弹力公式见表7-13，其短臂上变形弹力系数 $A$ 、 $B$ 见线算图7-22，其长臂上的变形弹力系数 $A'$ 、 $B'$ 见线算图7-23。直角弯L形管段的变形弹力 $P_{\bullet}$ 、 $P_v$ 及补偿弯曲应力 $\sigma_w$ 见表7-13，其系数 $A$ 、 $B$ 及 $C$ 可见线算图7-24。在计算变形弹力 $P_{\bullet}$ 、 $P_v$ 、 $P'_v$ 、 $P'_v$ 及补偿弯曲应力 $\sigma_w$ 时的一些辅助数值可直接由表7-14查出。

##### 2. Z形自然补偿管段

计算Z形管段变形弹力 $P_{\bullet}$ 、 $P_v$ 及补偿弯曲应力 $\sigma_w$ 的公式见表7-13。Z形管段变形弹力 $P_{\bullet}$ 及 $P_v$ 的系数 $A$ 及 $B$ 见线算图7-26。Z形管段的最大弯曲应力 $\sigma_{w(\max)}$ 的系数 $C_{\max}$ 见线算



线图依据:

$$C = \frac{1.5(n^2 + 2n^2 + 1)}{n(n+1)\cos\beta} + \frac{1.5(n+3)}{(n+1)} \tan\beta$$

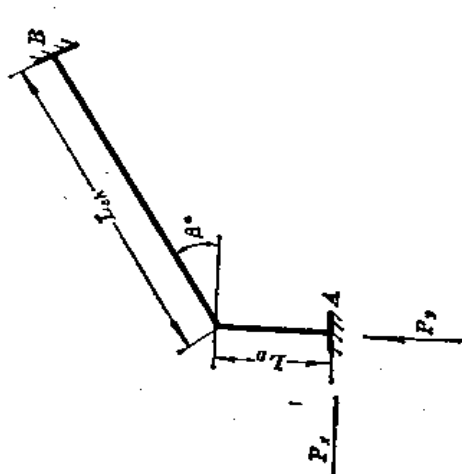
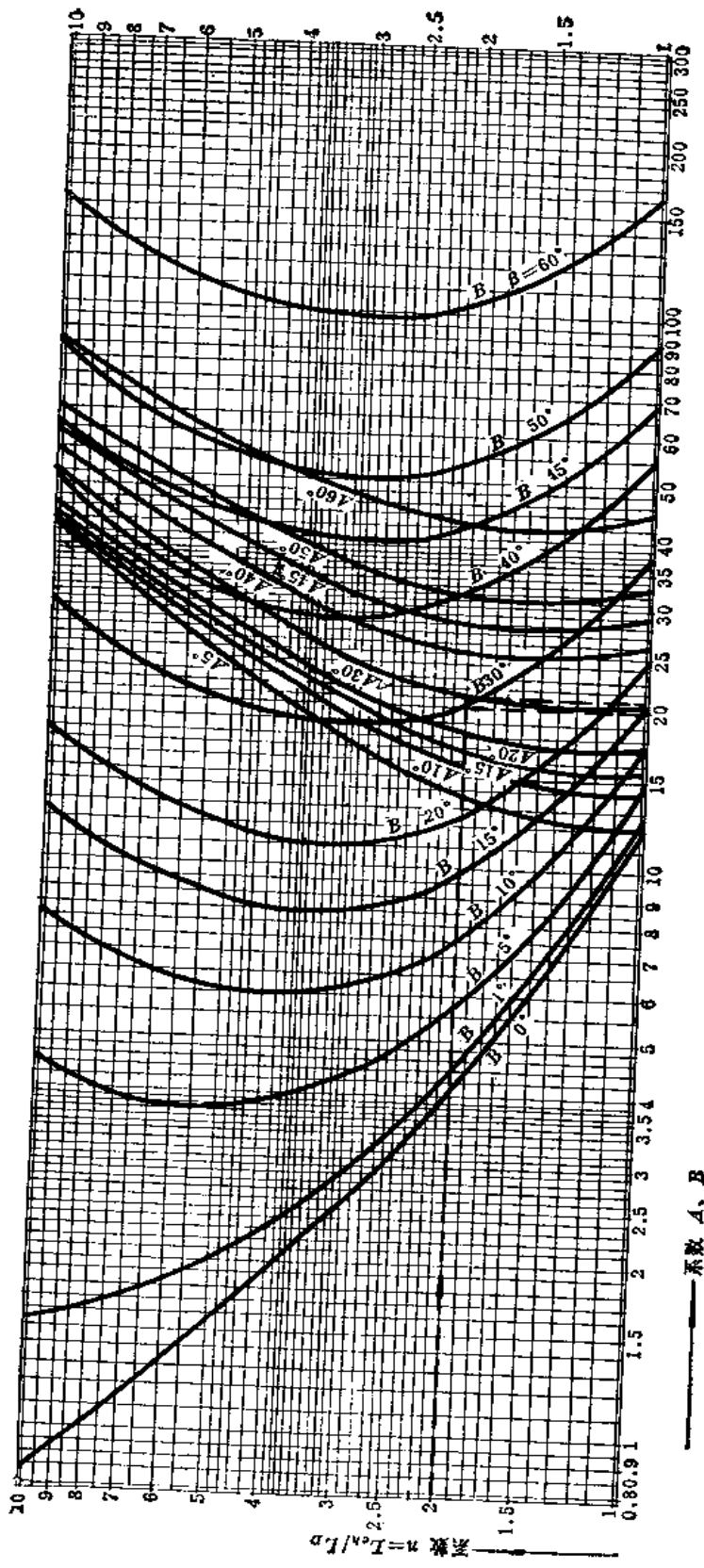
式中  $n = \frac{L_{ch}}{L_D}$ ,  $L_{ch} > L_D$

$L_{ch}$ ——长臂长, 米;

$L_D$ ——短臂长, 米;

$\beta = \varphi - 90^\circ$ ,  $\varphi$ ——L形管段夹角, 度。

图 7-21 夹角大于 $90^\circ$ 的L形管段短臂固定点上补偿弯曲应力系数C线算图



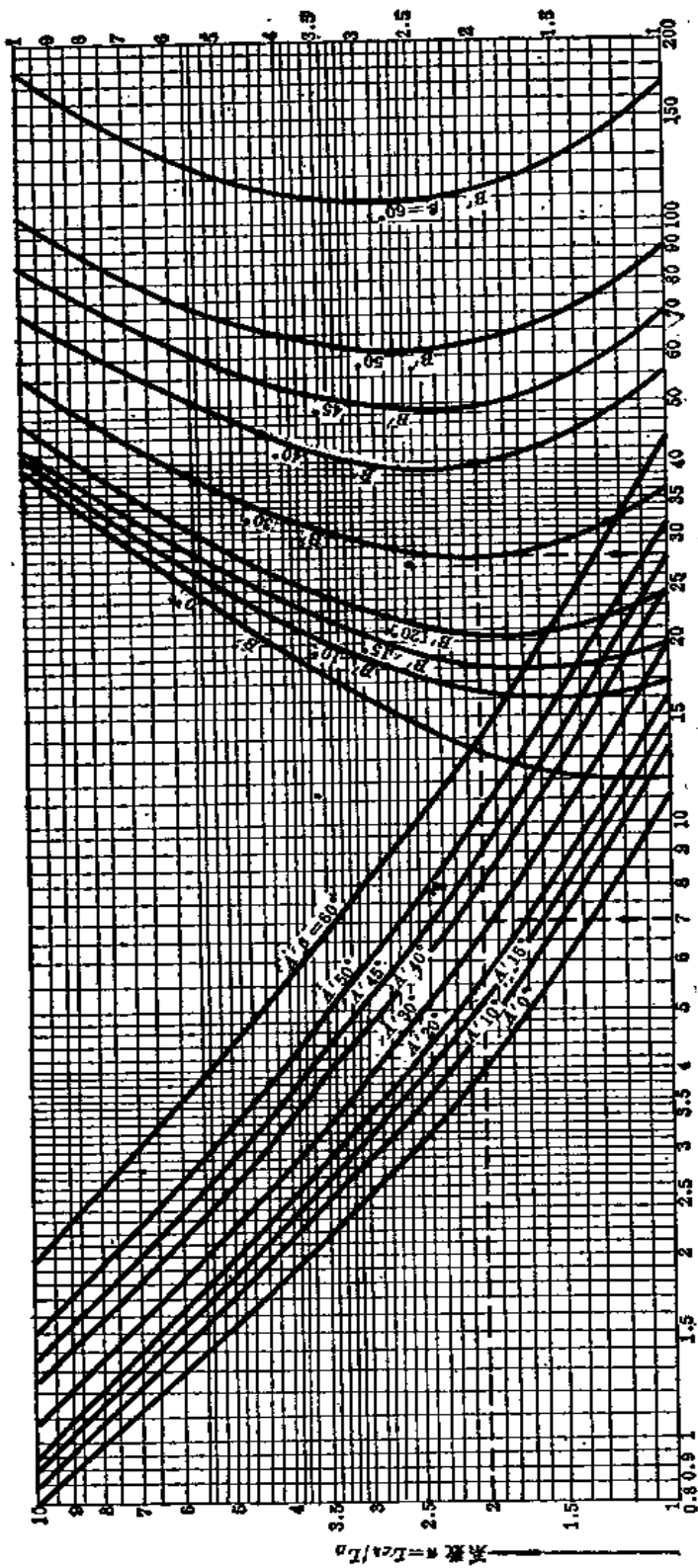
线图依据:

$$A = \frac{3[(n^2 + 4n^2 + 3) + \sin\beta(n^2 + 7n)]}{n(1+n)\cos\beta}$$

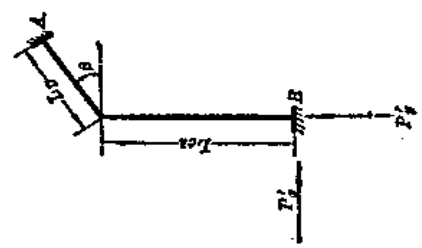
$$B = \frac{3[(3n^2 + 4n + 1) + n^2\sin^2\beta(n^2 + 7n) + n\sin\beta(n^2 + 4n^2 + 10n + 1)]}{n^2\cos^2\beta(1+n)}$$

式中  $n = \frac{L_{eH}}{L_D}$ ;  $L_{eH} > L_D$ ;  $\beta = 0^\circ \sim 60^\circ$

图 7-22 夹角大于90°的L形管段短臂上的变形弹力  $P_x$ 、 $P_y$  的系数 A、B 线算图



系数  $A', B''$



线图依据:

$$A' = \frac{3[(3n^2 + n + 1) + \sin\beta(7n^2 + n)]}{n^2(1+n)\cos\beta}$$

$$B' = \frac{3[n^2(n^2 + 4n^2 + 3) + \sin\beta(7n^2 + n) + \sin\beta(n^2 + 10n^2 + 4n + 1)]}{n^2(1+n)\cos^2\beta}$$

式中  $n = \frac{L_c h}{L_n}$ ,  $L_c > L_n$ ,  $\angle\beta = 0^\circ \sim 60^\circ$

图 7-23 夹角大于  $90^\circ$  的 L 形管段长臂上的变形弹力  $P', P''$  的系数  $A', B'$  线图

线图依据:

$$A = \frac{3(n^3 + 4n^2 + 3)}{n(n+1)}, \quad B = \frac{3(3n^3 + 4n + 1)}{n^3(n+1)}$$

$$C(A) = \frac{1.5(n^3 + 2n^2 + 1)}{n(n+1)}$$

式中  $n = \frac{L_{ch}}{L_D}, L_{ch} > L_D$

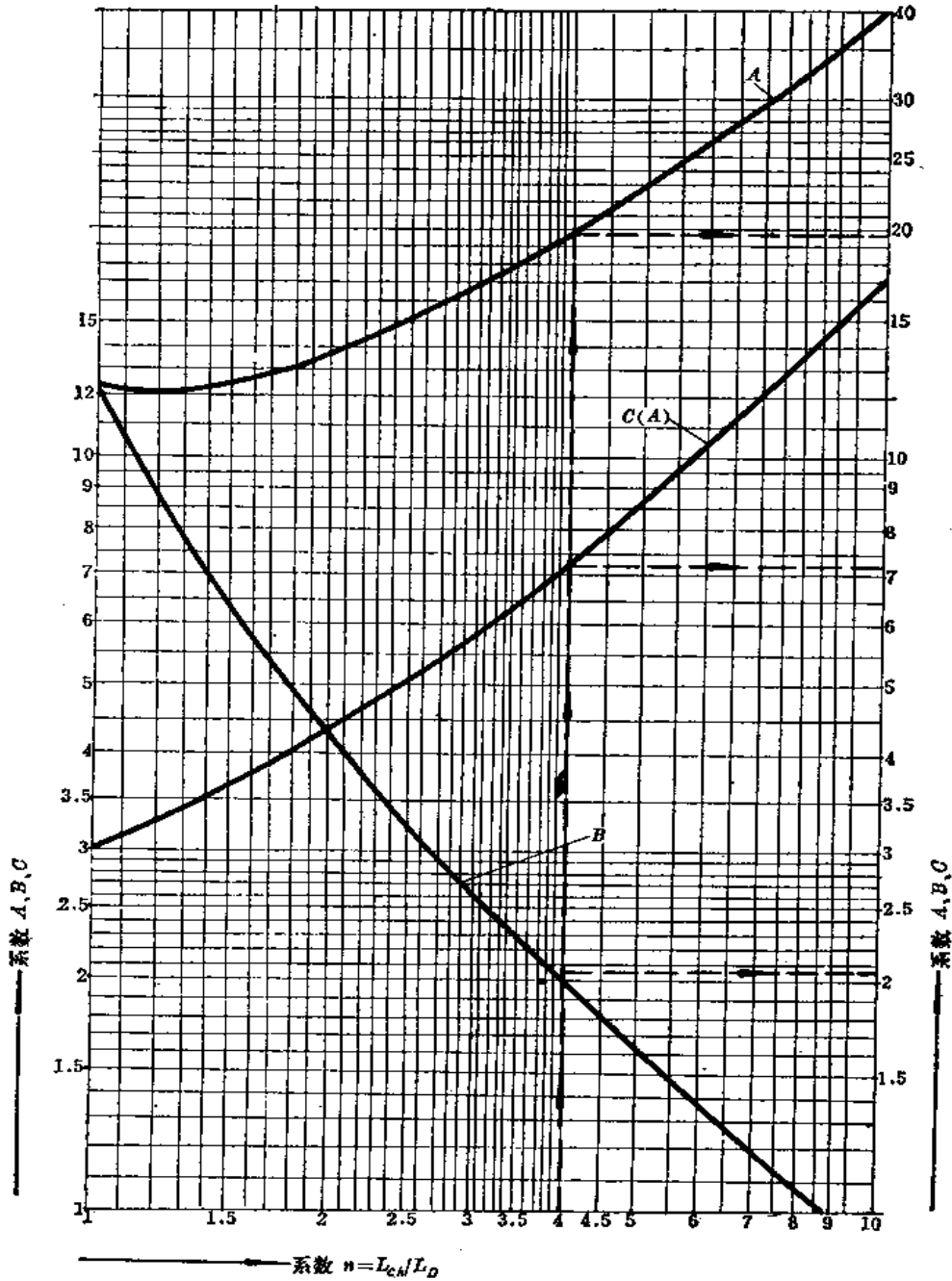
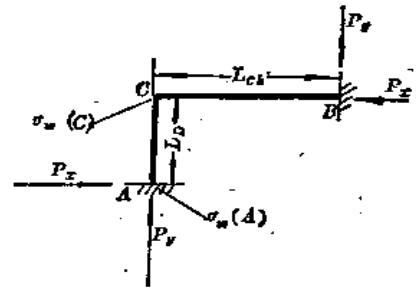
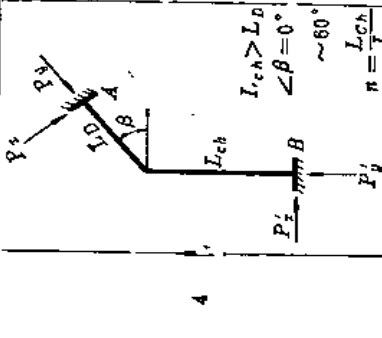
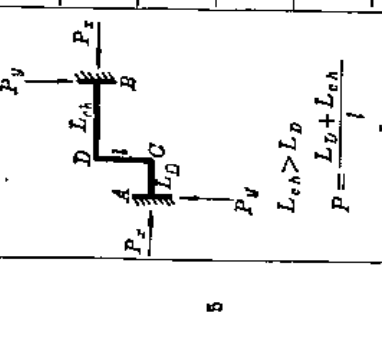


图 7-24 直角弯L形管段的变形弹力 $P_x$ 、 $P_y$ 及补偿弯曲应力 $\sigma_w$ 的系数 $A$ 、 $B$ 及 $C$ 的线算图

求自然补偿管段的变形弹力和纵向补偿弯曲应力的公式

序号	计算管段图式	公式	系数 A、B 及 C
1		$P_x = A \frac{\alpha E I \Delta t}{10^7 L_D^3} \text{ 公斤}$ $P_y = B \frac{\alpha E I \Delta t}{10^7 L_D^3} \text{ 公斤}$ $\sigma_{w(A)} = C_{(A)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L_D} \text{ 公斤力/毫米}^2$ $\sigma_{w(B)} = C_{(B)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L_D} \text{ 公斤力/毫米}^2$ $\sigma_{w(C)} = C_{(C)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L_D} \text{ 公斤力/毫米}^2$	$A = \frac{3(n^3 + 4n^2 + 8)}{n(n+1)}$ $B = \frac{3(3n^3 + 4n + 1)}{n^3(n+1)}$ $C_{(A)} = \frac{1.5(n^3 + 2n^2 + 1)}{n(n+1)}$ $C_{(B)} = \frac{1.5(n^3 + 2n + 1)}{n^2(n+1)}$ $C_{(C)} = \frac{3(n^3 + 1)}{n(n+1)}$
2		$P_x = A \frac{\alpha E I \Delta t}{10^7 L^3} \text{ 公斤}$ $P_y = B \frac{\alpha E I \Delta t}{10^7 L^3} \text{ 公斤}$ $\sigma_{w(A)} = C \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L} \text{ 公斤力/毫米}^2$	$A = \frac{12(1 + \sin \beta)}{\cos^3 \beta}$ $B = \frac{12(1 + \sin \beta)^2}{\cos^2 \beta}$ $C = \frac{3(1 + \sin \beta)}{\cos \beta}$
3		$P_x = A \frac{\alpha E I \Delta t}{10^7 R^3} \text{ 公斤}$ $\sigma_{w(A)} = C \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 R} \text{ 公斤力/毫米}^2$	$A = \frac{6(n+1)(1.57n+2n)}{n^4 + n^3(3.14n^2 + 2.58n^2 + 0.84n) + 0.1n^2}$ $C = \frac{3(n+1)[n^2 + n(1.57n + 0.43)]}{n^4 + n^3(3.14n^2 + 2.58n^2 + 0.84n) + 0.1n^2}$

序号	计算管段图式	公式
		$P_x, P_y$ 及 $\sigma_w$
		系数 A, B 及 C
4	 <p> <math>I_{ch} &gt; L_D</math>  <math>\angle \beta = 0^\circ \sim 60^\circ</math>  <math>n = \frac{L_{ch}}{L_D}</math> </p>	$P'_x = A' \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 L_D^2} \text{ 公斤}$ $P'_y = B' \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 L_D^2} \text{ 公斤}$ $P_x = A \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 L_D^2} \text{ 公斤}$ $P_y = B \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 L_D^2} \text{ 公斤}$ $\sigma_{w(A)} = C \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 L_D} \text{ 公斤力/毫米}^2$
5	 <p> <math>L_{ch} &gt; L_D</math>  <math>P = \frac{L_D + L_{ch}}{l}</math>  <math>n = \frac{L_D}{L_D + L_{ch}}</math> </p>	$P_x = A \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 l^2} \text{ 公斤}$ $P_y = B \frac{\alpha EI \Delta t}{10^7 l^2} \text{ 公斤}$ $\sigma_{w(A)} = C_{(A)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 \times 2l} \text{ 公斤力/毫米}^2$ $\sigma_{w(C)} = C_{(C)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 \times 2l} \text{ 公斤力/毫米}^2$ $\sigma_{w(D)} = C_{(D)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 \times 2l} \text{ 公斤力/毫米}^2$ $\sigma_{w(B)} = C_{(B)} \frac{\alpha E D_w \Delta t}{10^7 \times 2l} \text{ 公斤力/毫米}^2$

注：1. 当按最后图示的公式计算系数  $C_{(A)}$ 、 $C_{(B)}$ 、 $C_{(C)}$ 、 $C_{(D)}$  时，其值可能为正或负，在计算  $\sigma_w$  时系数的符号不考虑。  
 2. 表中所示公式只是近似值，因为没有考虑管道弯曲时刚度的降低和固定支架的摩擦阻力。  
 $E$  —— 管材的弹性模数，公斤力/厘米<sup>2</sup>；  
 $l$  —— 管段的长度，厘米；  
 $\alpha$  —— 管材的膨胀系数，毫米/米·°C；  
 $D_w$  —— 管子的外径，厘米；  
 $\Delta t = t_1 - t_2$  —— 温度差，°C；  
 $k$  —— 弯管弯曲系数， $k = \frac{1}{R}$

图7-27。图7-27中与系数 $P$ 及 $n$ 有关的最大应力可能在 $C$ 、 $B$ 及 $D$ 点，为了确定最大应力点，用表示该点的字母 $C$ 、 $B$ 及 $D$ 把曲线分成数段，在各段曲线上查得的 $C_{max}$ 即是该点的应力系数。

计算T形及Z形管段的公式（见表7-13）及线算图（见图7-21~24、26及27）均未考虑管道的预先撑开。热管道的允许补偿弯曲应力 $\sigma_{wy}$ 可取为：

当介质温度 $t \leq 250^\circ\text{C}$ 时， $\sigma_{wy} = 8$ 公斤力/毫米<sup>2</sup>；

当介质温度 $t \geq 300^\circ\text{C}$ 时， $\sigma_{wy} = 6$ 公斤力/毫米<sup>2</sup>。

表7-14列出了为计算 $P_x$ 、 $P_y$ 及 $\sigma_w$ 时所需的一些辅助计算数值。

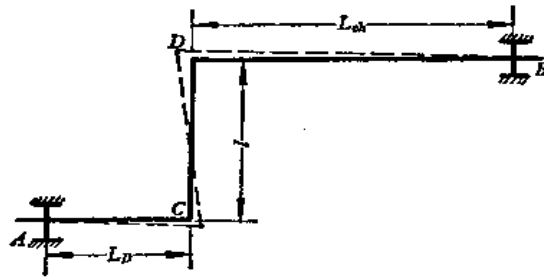


图 7-25 Z形自然补偿管段图

计算 $P_x$ 、 $P_y$ 及 $\sigma_w$ 的辅助数值

表 7-14

公直称径 $D_0$ (毫米)	外径 $D_w$ (厘米)	壁厚 $\delta$ (毫米)	弯管中径 管半 $R$ (米)	管子横 断面的 惯性矩 $I$ (厘米 <sup>4</sup> )	$\frac{\alpha EI}{10^7}$ ( $\frac{\text{公斤} \cdot \text{米}^2}{^\circ\text{C}}$ )	$\frac{\alpha E D_w}{10^7}$ ( $\frac{\text{公斤} \cdot \text{米}}{\text{毫米}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$ )	$\frac{\alpha EI}{10^7 R^2}$ ( $\frac{\text{公斤}}{^\circ\text{C}}$ )	$\frac{\alpha E D_w}{10^7 R}$ ( $\frac{\text{公斤}}{\text{毫米}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$ )
25	3.2	2.5	0.15	2.54	0.0061	0.00768	0.271	0.0512
32	3.8	2.5	0.15	4.41	0.0106	0.00912	0.470	0.0608
40	4.5	2.5	0.2	7.56	0.0181	0.0108	0.454	0.054
50	5.7	3.5	0.2	21.1	0.0506	0.0137	1.27	0.0685
70	7.8	3.5	0.35	52.5	0.126	0.0182	1.03	0.0521
80	8.9	3.5	0.35	86	0.206	0.0214	1.69	0.0611
100	10.8	4	0.5	177	0.425	0.0259	1.7	0.0518
125	13.8	4	0.5	337	0.809	0.0319	3.24	0.0633
150	15.9	4.5	0.6	652	1.56	0.0382	4.35	0.0636
175	19.4	5	0.7	1327	3.18	0.0466	6.5	0.0665
200	21.9	6	0.85	2279	5.47	0.0526	7.57	0.0618
250	27.3	7	1.0	5177	12.4	0.0655	12.4	0.0655
300	32.5	8	1.2	10010	24.0	0.078	16.7	0.065
350	37.7	9	1.5	17620	42.3	0.0905	18.8	0.0604
400	42.8	9	1.7	25650	61.6	0.102	21.3	0.0601
400	42.6	8	—	17450	41.9	0.102	—	—
450	47.8	8	—	24770	59.4	0.115	—	—
500	52.9	8	—	33690	80.9	—	—	—
500	52.9	7	—	39160	94.0	0.127	—	—
600	63	7	—	66440	160	—	—	—
600	63	8	—	75570	182	0.151	—	—



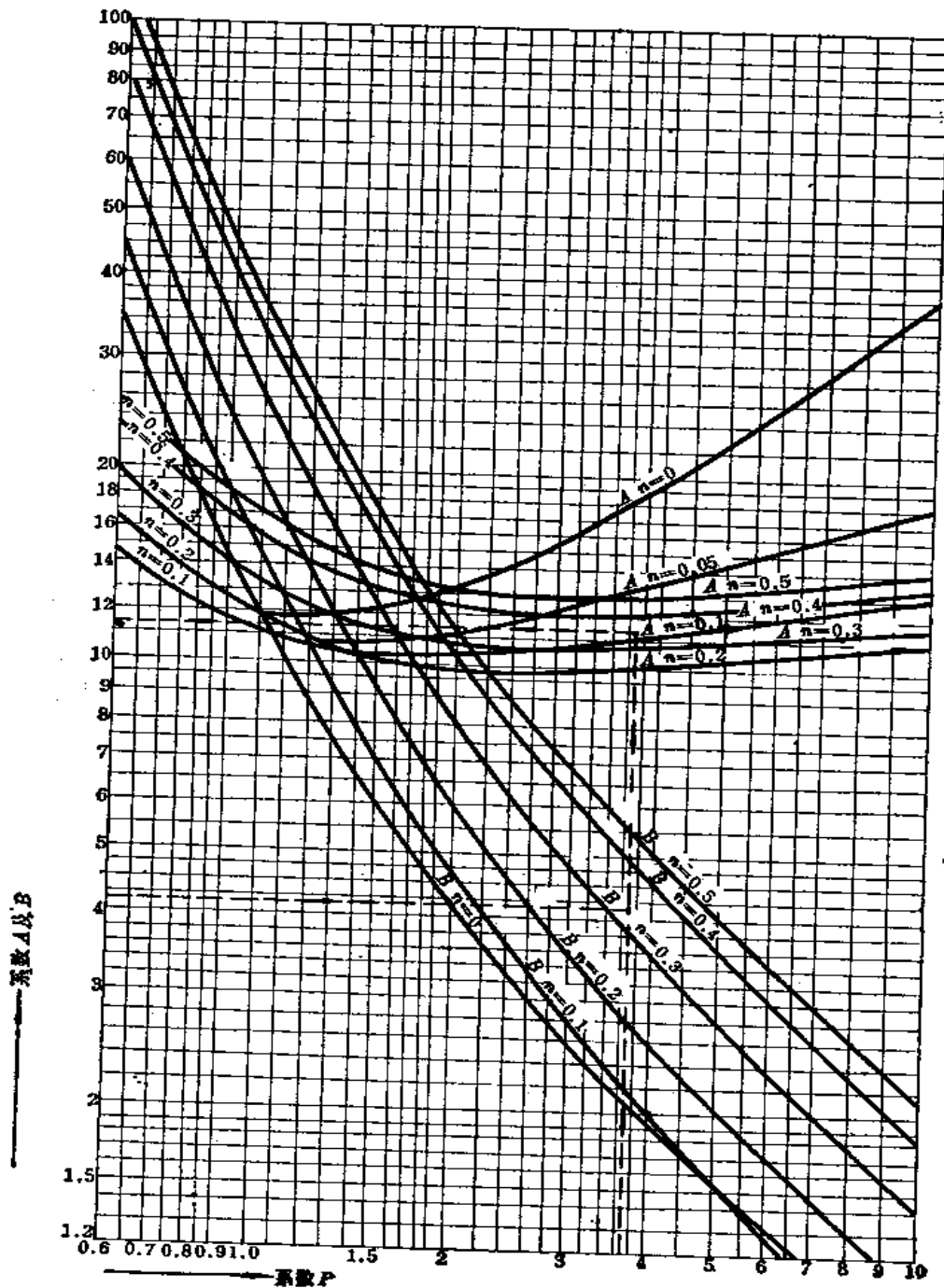
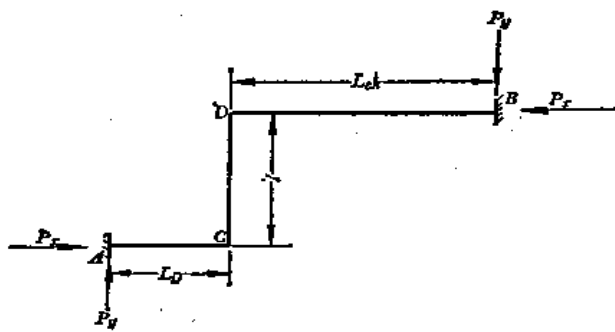
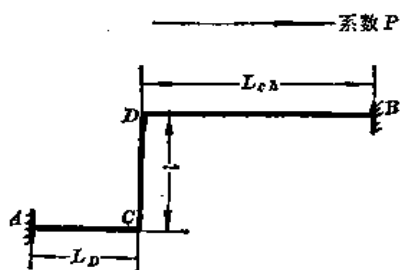
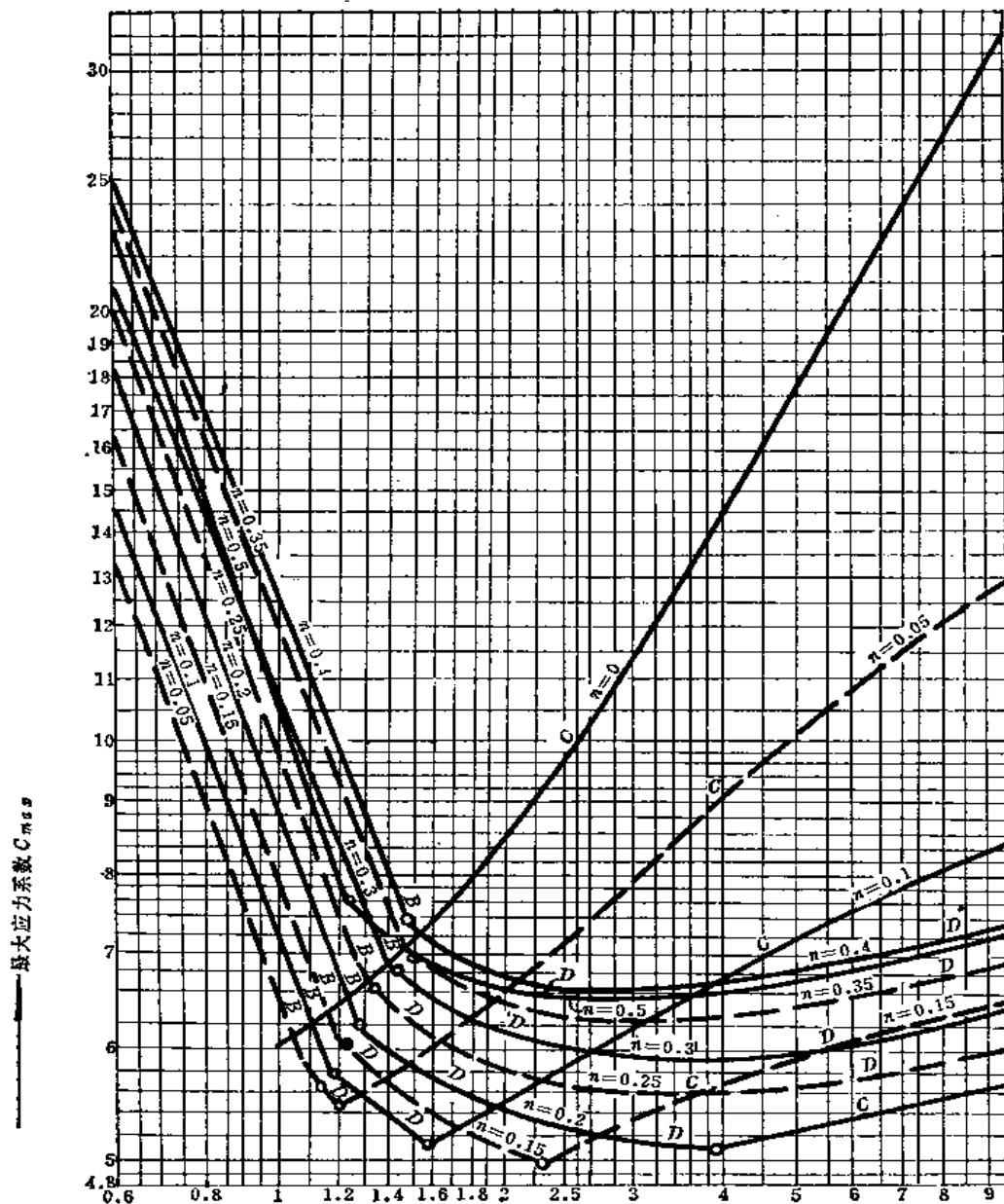


图 7-26 Z形管段的变形弹力 $P_x$ 、 $P_y$ 的系数 $A$ 、 $B$ 线算图



线图依据:

A及B式见图7-24

$$C_{(B)} = \frac{1+2Pn}{2(1+P)} A - \frac{P^2+2P-2Pn}{2(1+P)} B$$

$$C_{(C)} = \frac{P^2-2Pn^2}{2(1+P)} B - \frac{1+2P-2Pn}{2(1+P)} A$$

$$C_{(D)} = \frac{1+2Pn}{2(1+P)} A + \frac{P^2-2P^2n}{2(1+P)} B$$

式中  $P = \frac{L_{ch} + L_D}{l}$ ,  $n = \frac{L_D}{L_{ch} + L_D}$ ,  
 $L_{ch} > L_D$

图 7-27 Z形管段的最大补偿弯曲应力 $\sigma_{w(max)}$ 的系数 $C_{max}$ 线算图

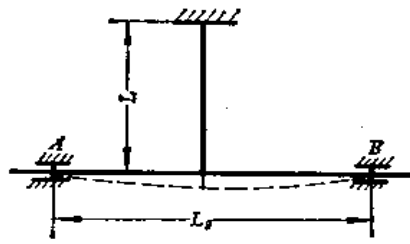


图 7-28 T形自然补偿管段图

### 3. T形自然补偿管段 (图7-28)

当下管未固定管段 $L_g$ 对支管 $L$ 的热伸长作T形自然补偿时, 在 $A$ 、 $B$ 点处产生的最大弯曲应力为

$$\sigma_{w\max} = \frac{6ED_w \Delta L}{10^7 L_g^2} \quad \text{公斤力/毫米}^2 \quad (7-43)$$

式中  $D_w$ ——管子外径, 厘米;

$\Delta L$ ——支管 $L$ 的热伸长,  $\Delta L = \alpha L \Delta t$ , 毫米;

$L_g$ ——干管未固定管段的长度, 米;

$E$ ——管材的弹性模数 (见表7-10)。

当 $\sigma_{w\max} = 8$ 公斤力/毫米<sup>2</sup>时, 各种干管管径的热补偿量, 可由图7-29查出。

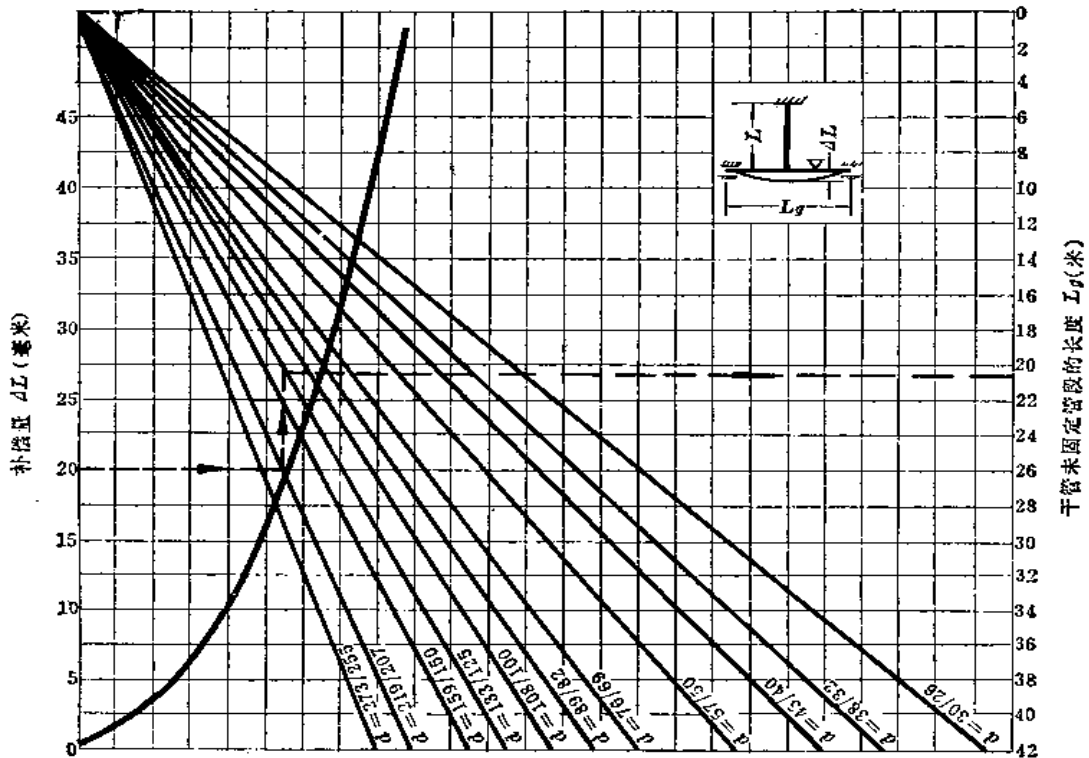


图 7-29 T形补偿管段线算图

## (二) 方形伸缩器的计算

### 1. 弯管对伸缩器的影响

当弯管被弯曲时，弯管外侧受拉，内侧受压，其合力均垂直于中性轴，于是管的横截面因内外两侧的挤压力而变得较为平直，由圆形变为椭圆形。此时管子的刚度将降低。弯管刚度降低的系数称为减刚系数，减刚系数的计算方法如下。

#### (1) 光滑弯管

当弯管半径  $R=4\sim 5D$  (管子直径) 时，减刚系数  $K$  可由卡尔曼近似公式求得：

$$K = \frac{1+12h^2}{10+12h^2} \quad (\text{当 } h > 0.3) \quad (7-44)$$

$$K = \frac{3+536h^2+3600h^4}{105+4136h^2+4800h^4} \quad (\text{当 } h = 0.2 \sim 0.3) \quad (7-45)$$

式中  $K$ ——弯管减刚系数；

$h$ ——弯管尺寸系数；

$$h = \frac{\delta R}{r_p^2} \quad (7-46)$$

$\delta$ ——管壁厚度，毫米；

$R$ ——管子弯曲半径，毫米；

$r_p$ ——管子横截面的平均半径，毫米；

$$r_p = \frac{D_w - \delta}{2}$$

$D_w$ ——管子外径，毫米。

当弯管半径较小时 (如一般工厂制作的铸钢弯头)，减刚系数  $K$  可由下列实验研究证实的公式求得：

$$K = \frac{h}{1.65} \quad (\text{当 } h \leq 1.65) \quad (7-47)$$

弯管减刚系数与弯管尺寸系数的关系曲线见图7-30。圆角弯管的特性系数可参见表7-15。

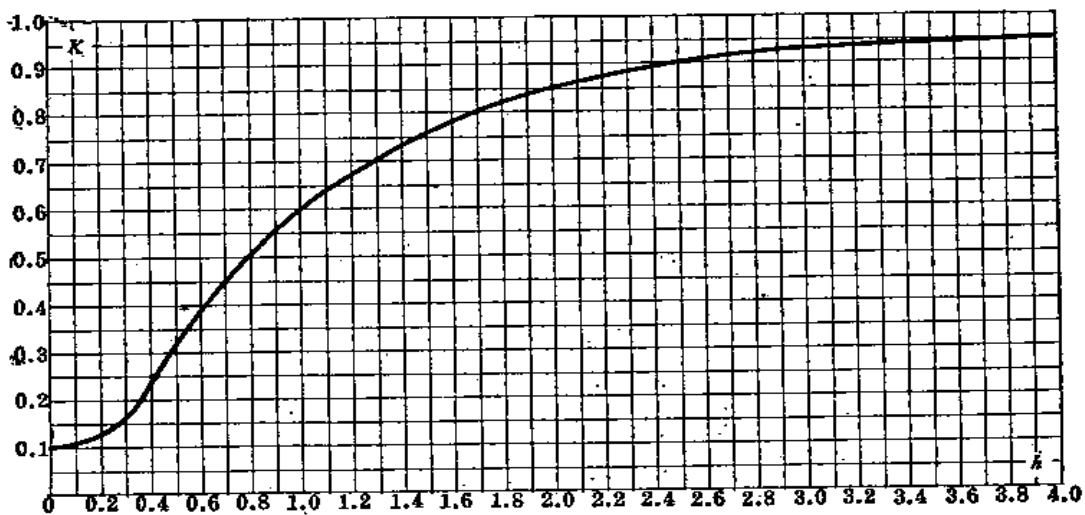


图 7-30 弯管减刚系数曲线图

圆角弯管特性系数

表 7-15

公称直径 $D_n$ (毫米)	外径 $D_w$ (毫米)	壁厚 $\delta$ (毫米)	弯管半径 $R$ (毫米)	平均半径 $r_p$ (毫米)	弯管尺寸系数 $h$	弯管减刚系数 $K$	弯管应力修正系数 $m$
25	32	2.5	150	14.75	1.724	0.803	0.935
		3		14.50	2.140	0.861	1.040
		3.5		14.25	2.585	0.900	1.172
32	38	2.5	150	17.75	1.190	0.721	0.801
		3		17.50	1.469	0.891	0.696
		3.5		17.25	1.764	0.810	0.944
40	45	2.5	200	21.75	1.134	0.688	0.840
		3		21.00	1.361	0.825	0.733
		3.5		20.75	1.626	0.985	0.651
		4		20.50	1.904	0.832	0.977
50	57	3	200	27.00	0.823	0.499	1.025
		3.5		26.75	0.978	0.593	0.913
		4		26.50	1.139	0.690	0.825
70	76	3.5	350	36.25	0.799	0.485	0.943
		4		36.00	1.080	0.655	0.855
		5		35.50	1.389	0.842	0.723
		6		35.00	1.714	0.801	0.933
80	89	3.5	350	42.75	0.766	0.465	1.172
		4		42.50	0.775	0.470	1.067
		5		42.00	0.992	0.601	0.905
		6		41.50	1.219	0.739	0.789
100	108	4	500	52.00	0.760	0.448	1.100
		5		51.50	0.943	0.571	0.936
		6		51.00	1.153	0.699	0.818
125	133	4	500	64.50	0.481	0.291	1.467
		5		64.00	0.610	0.370	1.251
		6		63.50	0.744	0.451	1.096
150	159	4.5	600	77.25	0.452	0.274	1.527
		6		76.50	0.615	0.373	1.244
		7		76.00	0.727	0.441	1.113
200	219	6	850	106.50	0.450	0.273	1.533
		7		106.00	0.530	0.321	1.375
		8		105.50	0.611	0.370	1.250
250	273	6	1000	133.50	0.337	0.204	1.860
		7		133.00	0.396	0.240	1.670
		8		132.50	0.456	0.276	1.520
300	325	6	1200	159.50	0.283	0.172	2.088
		8		158.50	0.382	0.232	1.709
		9		158.00	0.433	0.262	1.573

续表

公称直径 $D_n$ (毫米)	外径 $D_w$ (毫米)	壁厚 $\delta$ (毫米)	弯曲半径 $R$ (毫米)	平均半径 $r_p$ (毫米)	弯管尺寸系数 $h$	弯管减刚系数 $K$	弯管应力修正系数 $m$
350	377	9	1500	184.00	0.400	0.24	1.66
		10		183.50	0.445	0.27	1.55
400	426	9	1700	208.5	0.353	0.214	1.80
		11		207.5	0.435	0.264	1.58

注：上表计算所用公式为

$$K = \frac{h}{1.65} \quad (h \leq 1.65); \quad K = \frac{1+12h^2}{10+12h^2} \quad (h > 1.65);$$

$$m = \frac{0.9}{h^{2/3}} \quad (h \leq 1.65); \quad m = \frac{2}{3K} \sqrt{\frac{5+6h^2}{18}} \quad (h > 1.65).$$

焊接弯管特性系数

表 7-16

公称直径 $D_n$ (毫米)	外径 $D_w$ (毫米)	壁厚 $\delta$ (毫米)	弯曲半径 $R$ (毫米)		弯管尺寸系数 $h$		弯管减刚系数 $K$		弯管应力修正系数 $m$	
			$R = D_w + 50$	$R = 1.5D_w$	$R = D_w + 50$	$R = 1.5D_w$	$R = D_w + 50$	$R = 1.5D_w$	$R = D_w + 50$	$R = 1.5D_w$
			200	219	6 7 8	269	328.5	0.142 0.168 0.193	0.170 0.199 0.229	0.130 0.148 0.167
250	273	6	323	409.5	0.109	0.135	0.104	0.124	3.95	3.41
		7			0.128	0.159	0.118	0.142	3.55	3.07
		8			0.147	0.182	0.133	0.159	3.23	2.80
300	325	6	375	487.5	0.088	0.113	0.087	0.107	4.53	3.84
		8			0.119	0.152	0.112	0.137	3.71	3.16
		9			0.135	0.172	0.124	0.151	3.42	2.91
350	377	6	427	565.5	0.074	0.097	0.076	0.094	5.09	4.25
		8			0.100	0.131	0.097	0.121	4.17	3.49
		9			0.114	0.147	0.107	0.133	3.84	3.23
400	426	6	476	639	0.065	0.086	0.067	0.085	5.58	4.62
		9			0.099	0.130	0.095	0.120	4.22	3.51
		10			0.110	0.145	0.105	0.132	3.92	3.26
450	480	6	530	720	0.057	0.076	0.060	0.077	6.10	5.00
		9			0.086	0.115	0.085	0.109	4.62	3.80
		10			0.096	0.128	0.093	0.119	4.29	3.54
500	530	6	580	795	0.051	0.069	0.055	0.071	6.57	5.35
		9			0.077	0.104	0.078	0.100	4.98	4.07
		10			0.086	0.116	0.085	0.109	4.63	3.79

注：表中 $K$ 值按(7-48)式计算， $m$ 值按(7-55)式计算。

## (2) 焊接弯管

管子直径小于426毫米的焊接弯管的减刚系数可按下式求得:

$$K = \frac{h^{5/6}}{1.52} \quad (7-48)$$

焊接弯管的尺寸系数  $h$  值可按下式求得

$$\text{当 } \frac{\delta}{r_p} - \tan\varphi < 1 \quad h = \frac{\cot\varphi}{2} \times \frac{\delta S}{r_p^2} \quad (7-49A)$$

$$\text{当 } \frac{\delta}{r_p} - \tan\varphi > 1 \quad h = \frac{1 + \cot\varphi}{2} \times \frac{\delta}{r_p} \quad (7-49B)$$

式中  $S$ ——扇形管平均长度, 毫米,  $S = 2R \tan\varphi$ ;

$\varphi$ ——扇形半角, 度。

焊接弯管的尺寸系数  $h$  值亦可按下式求得:

$$h = \frac{R_d \delta}{r_p^2} \quad (7-50)$$

式中  $R_d$ ——焊接弯管的当量半径, 毫米;

$$R_d = \frac{r_p}{2} (1 + \cot\varphi) \quad (7-51)$$

式中符号意义同前。

焊接弯管的特性系数可参见表7-16。

## (3) 弯管内的应力

弯管横截面不圆将引起应力改变, 此时管内产生的弯曲应力, 按卡尔曼公式为:

$$\sigma_w = \frac{Mm}{W} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (7-52)$$

式中  $M$ ——弯曲力矩, 公斤·厘米;

$W$ ——管子的断面系数(见表7-33), 厘米<sup>3</sup>;

$$W = \frac{2I}{D_w} = \frac{\pi}{32D_w} (D_w^4 - D_n^4) \quad (7-53)$$

$I$ ——管子的惯性矩(见表7-33), 厘米<sup>4</sup>;

$D_w$ ——管子外径, 厘米;

$D_n$ ——管子内径, 厘米;

$m$ ——弯管应力修正系数。

根据卡尔曼公式计算, 当  $0.2 < h < 2$  时,  $m$  值可由下式求得:

$$m = \frac{2}{3K} \sqrt{\frac{5 + 6h^2}{18}} \quad (7-54)$$

弯管应力修正系数与弯管尺寸系数的关系见图7-32。

当弯管半径较小时,  $m$  值可按薄壳理论由下式求得

$$m = \frac{0.9}{h^{2/3}} \quad (7-55)$$

## 2. 圆角弯方形伸缩器(图7-33)

当计算方形伸缩器补偿管段的热位移时, 应考虑伸缩器的预拉伸(冷紧)。当介质温度  $t < 400^\circ\text{C}$  时, 预拉伸量为补偿管段热伸长的50%, 当介质温度  $t > 400^\circ\text{C}$  时则为100%。

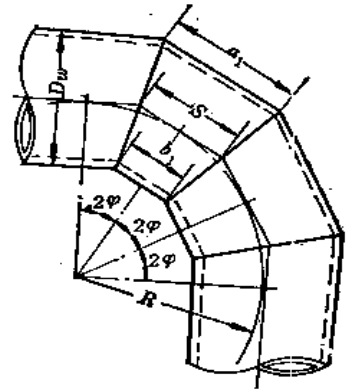


图 7-31 焊接弯管几何尺寸图

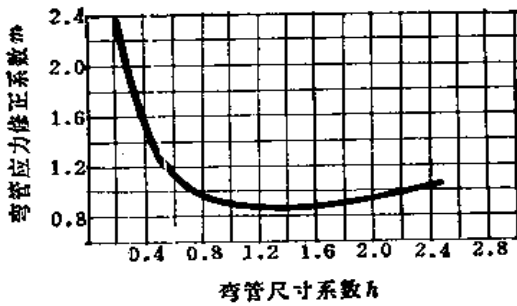


图 7-32 弯管应力修正系数曲线图

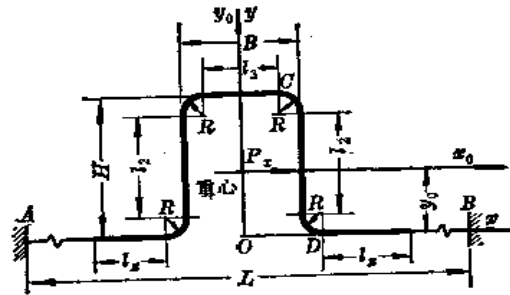


图 7-33 圆角弯方形伸缩器图

计算时应考虑冷态和热态两种情况。并在计算热伸长量时计入一系数  $e$ 。各种状态下的  $e$  值见表 7-17。

热 伸 长 系 数

表 7-17

介质计算温度 $t_1$ (°C)	预 拉 伸 量 (%)	补偿应力松弛情况		热 伸 长 系 数 $e$	
		冷 态	热 态	冷 态 $e_l$	热 态 $e_r$
$t_1 < 250$	50	无	无	0.5	0.5
$250 \leq t_1 \leq 400$	50	部 分	部 分	0.7	0.5
$t_1 > 400$	100	无	全	1.0	0.95

圆角弯方形伸缩器轴线段的折算长度为:

$$L_s = 2l_1 + 2l_2 + l_3 + \frac{6.28R}{K} \quad \text{米} \quad (7-56)$$

式中  $l_1$ ——伸缩器两边的自由臂长, 米;  
 $l_2$ ——伸缩器凸出边的直管段长, 米;  
 $l_3$ ——伸缩器宽边的直管段长, 米;  
 $R$ ——弯管半径, 米;  
 $K$ ——弯管的减刚系数。

伸缩器的弹性重心座标为:

$$x_0 = 0, \quad y_0 = \frac{(l_2 + 2R)\left(l_2 + l_3 + \frac{3.14R}{K}\right)}{L_s} \quad \text{米} \quad (7-57)$$

对于  $x_0$  轴的线惯性矩为:

$$I_{s0} = \frac{l_2^3}{6} + (2l_2 + 4l_3)\left(\frac{l_2}{2} + R\right)^2 + \frac{6.28R}{K}\left(\frac{l_2^3}{2} + 1.635l_2R + 1.5R^2\right) - L_s y_0^2 \quad \text{米}^3 \quad (7-58)$$

圆角弯方形伸缩器的弹性力为:

$$P_s = \frac{\Delta x EI}{I_{s0} \times 10^7} \quad \text{公斤} \quad (7-59)$$



$$P_0 = 0$$

式中  $\Delta x$ ——固定支架间管道的计算热伸长量，毫米；

$$\Delta x = \varepsilon \alpha (t_1 - t_2) L \quad \text{毫米} \quad (7-60)$$

$\varepsilon$ ——伸缩器的热伸长系数；

$L$ ——固定支架间的距离，米；

$E$ ——管道的弹性模数，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$I$ ——管道的惯性矩（见表7-33），厘米<sup>4</sup>。

由于纵向弯曲产生在管道内的最大弯曲应力为：

$$\sigma_{w(\max)} = \frac{m M_{\max}}{W} \quad (7-61)$$

式中  $M_{\max}$ ——最大弯曲力矩，公斤·米；

当  $y_0 \leq 0.5H$  时位于C点

$$M_{\max} = (H - y_0) P_0 \quad (7-62)$$

当  $y_0 \geq 0.5H$  时位于D点

$$M_{\max} = -y_0 P_0 \quad (7-63)$$

$W$ ——管子的断面系数（见表7-33），厘米<sup>3</sup>；

$m$ ——弯管应力修正系数，当  $m < 1$  时，计算中采用  $m = 1$ 。

3. 焊接弯方形伸缩器（图7-34）

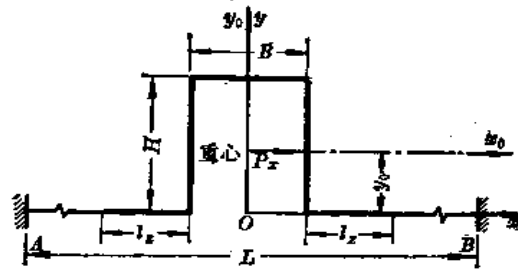


图 7-34 焊接弯方形伸缩器图

当不计入弯管的曲线部分时，焊接弯方形伸缩器的折算长度为：

$$L_0 = 2l_x + 2H + B \quad \text{米} \quad (7-64)$$

式中  $H$ ——方形伸缩器凸出长度，米；

$B$ ——方形伸缩器的宽，米。

弹性重心坐标为：

$$x_0 = 0$$

$$y_0 = \frac{H(H+B)}{L_0} \quad \text{米} \quad (7-65)$$

对于  $X_0$  轴的线惯性矩为：

$$I_{x_0} = \left( \frac{2}{3} H + B \right) H^2 - L_0 y_0^2 \quad \text{米}^3 \quad (7-66)$$

焊接弯方形伸缩器的弹性力为：

$$P_s = \frac{\Delta x EI}{I_{s0} \times 10^7} \quad \text{公斤} \quad (7-67)$$

$$P_y = 0$$

由于纵向弯曲产生在管道内的最大弯曲应力为:

$$\sigma_{w(\max)} = \frac{mM_{\max}}{W\varphi} \quad (7-68)$$

式中  $M_{\max}$ ——最大弯曲力矩, 公斤·米;

$$\text{当 } y_0 \leq 0.5H \text{ 时, } M_{\max} = (H - y_0)P_s$$

$$\text{当 } y_0 \geq 0.5H \text{ 时, } M_{\max} = -y_0 P_s; \quad (7-69)$$

$\varphi$ ——焊缝系数(可参见表7-18)。

为了简化计算,  $D_o 25 \sim 400$ 毫米管子的圆角弯方形伸缩器的线算图见图7-35~39。  $D_o 150 \sim 500$ 毫米管子的焊接弯方形伸缩器的线算图见图7-40~47。

#### 4. 方形伸缩器线算图编制及使用说明

当编制方形伸缩器的线算图时, 有关数据事先选取一值, 当设计情况改变时, 应予以修正。

(1) 线算图的编制未考虑伸缩器的预拉伸(冷紧)情况, 故当计算热伸长  $\Delta x$  时, 要按公式(7-60)计入热伸长系数  $\epsilon$ 。并在安装时按预拉伸量将方形伸缩器预先拉伸一定长度。

(2) 线算图采用的允许纵向补偿弯曲应力  $\sigma_{wy} = 11$  公斤力/毫米<sup>2</sup>, 当补偿弯曲应力有变更时, 应按下式换算:

计算热伸长量

$$\Delta x' = \Delta x \frac{11}{[\sigma_w]} \quad \text{毫米} \quad (7-70)$$

式中  $\Delta x$ ——实际计算热伸长量, 毫米;

$$\Delta x = \epsilon \alpha (t_1 - t_2) L$$

$\Delta x'$ ——查图用热伸长量, 毫米;

$[\sigma_w]$ ——实际用的补偿弯曲应力, 公斤力/毫米<sup>2</sup>。

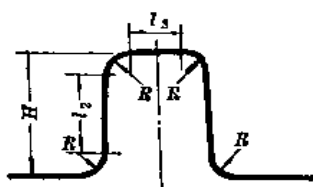
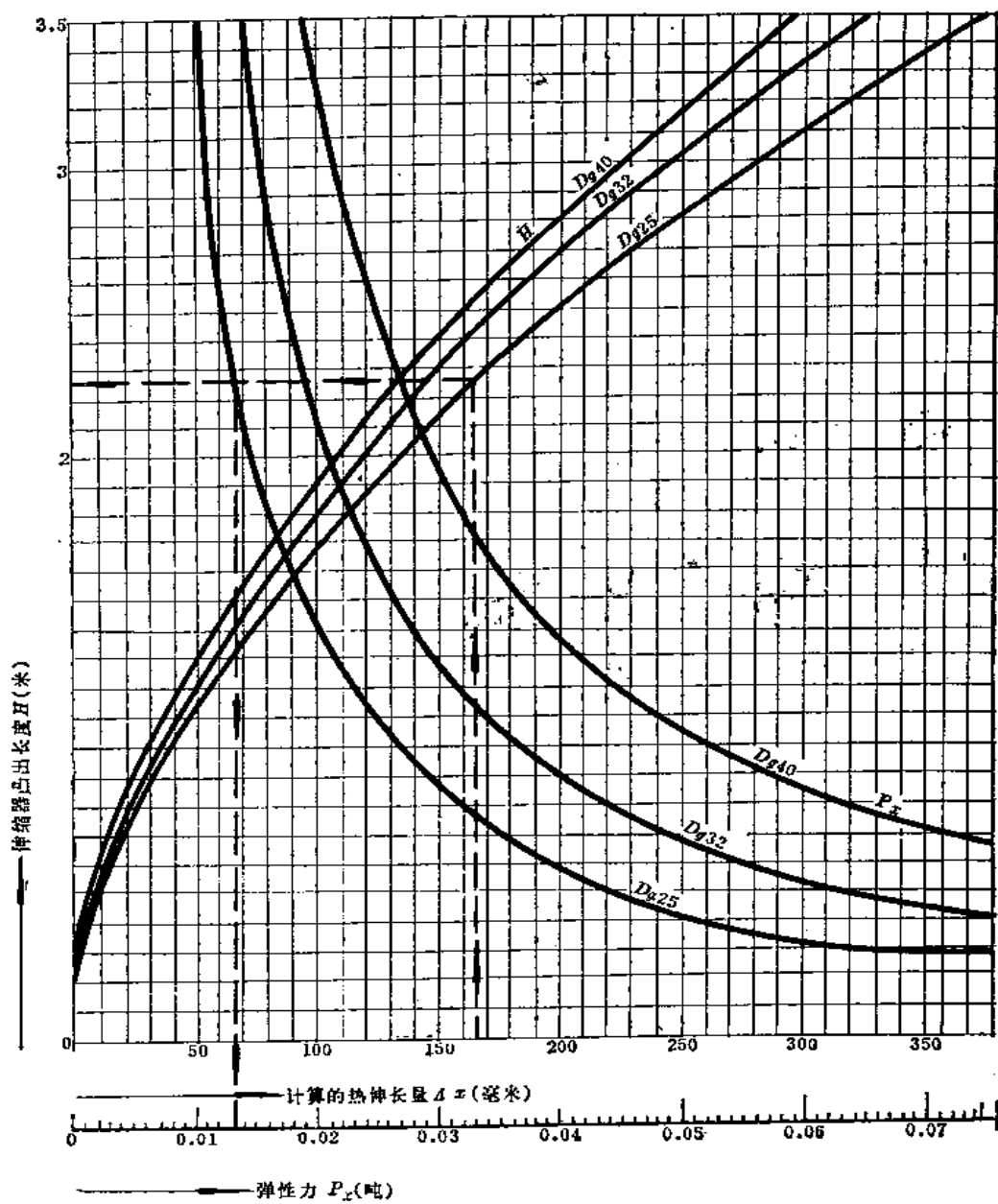
弹性力

$$P_{s'} = P_s \frac{[\sigma_w]}{11} \quad (7-71)$$

焊 缝 系 数  $\varphi$  值

表 7-18

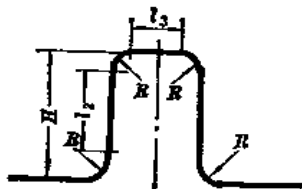
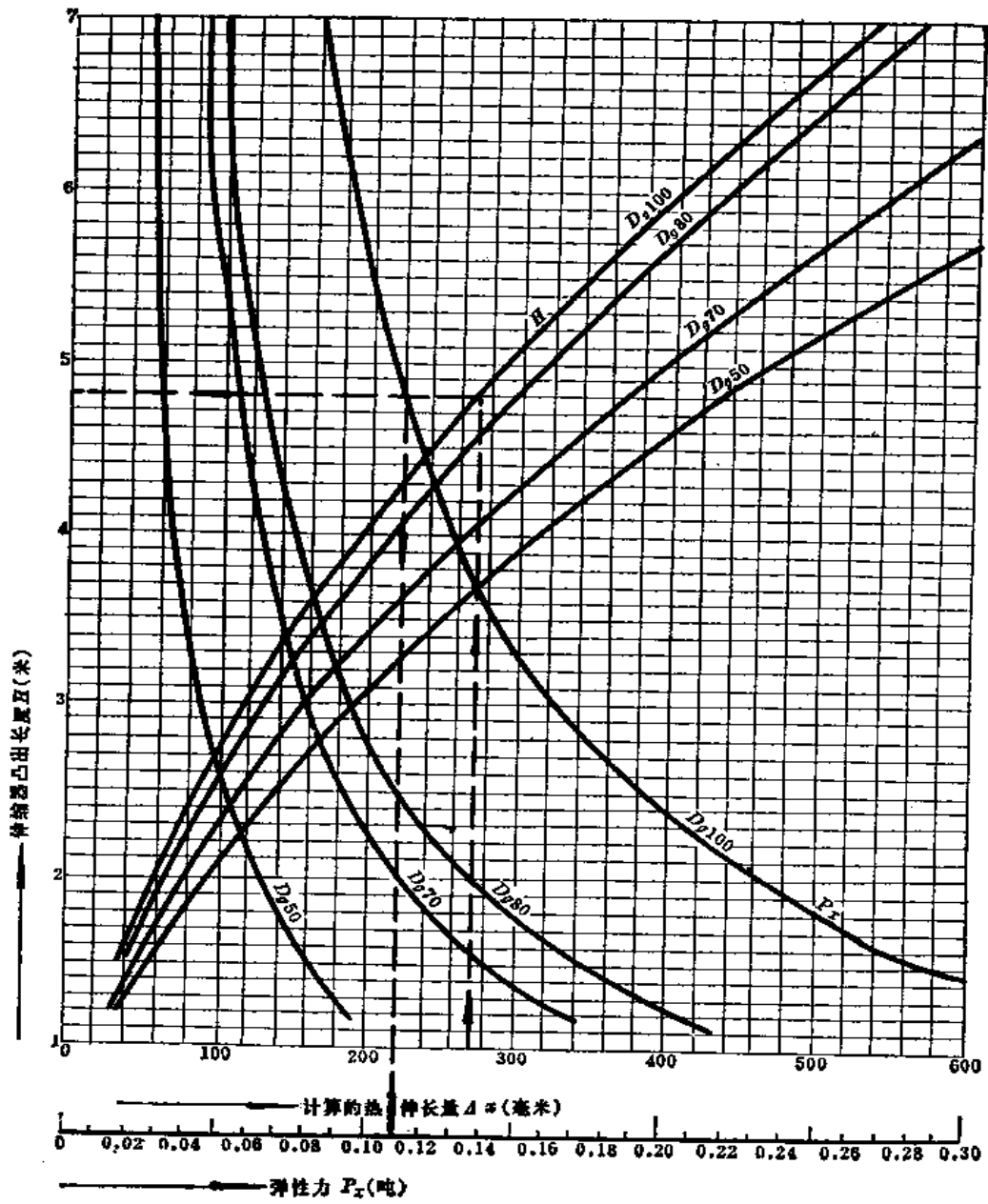
序 号	焊 接 形 式	焊 接 方 法	系 数 $\varphi$
1	顶端带封底焊的双面焊缝	手工气焊或电焊	0.95
2	带垫圈的单面焊	手工气焊或电焊	0.9
3	单面焊无封底焊或垫圈		
	(1) 横向	手工气焊或电焊	0.7
	(2) 纵向	手工气焊或电焊	0.8
4	双面对头焊透	在熔剂层下自动电焊	1.0
5	单面焊缝	在熔剂层下自动电焊	0.8



$$l_3 = 0.5l_2$$

$D_0$ (毫米)	$D_w \times b$ (毫米)
25	32 × 2.5
32	38 × 2.5
40	45 × 2.5

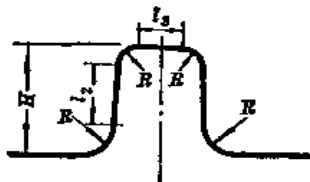
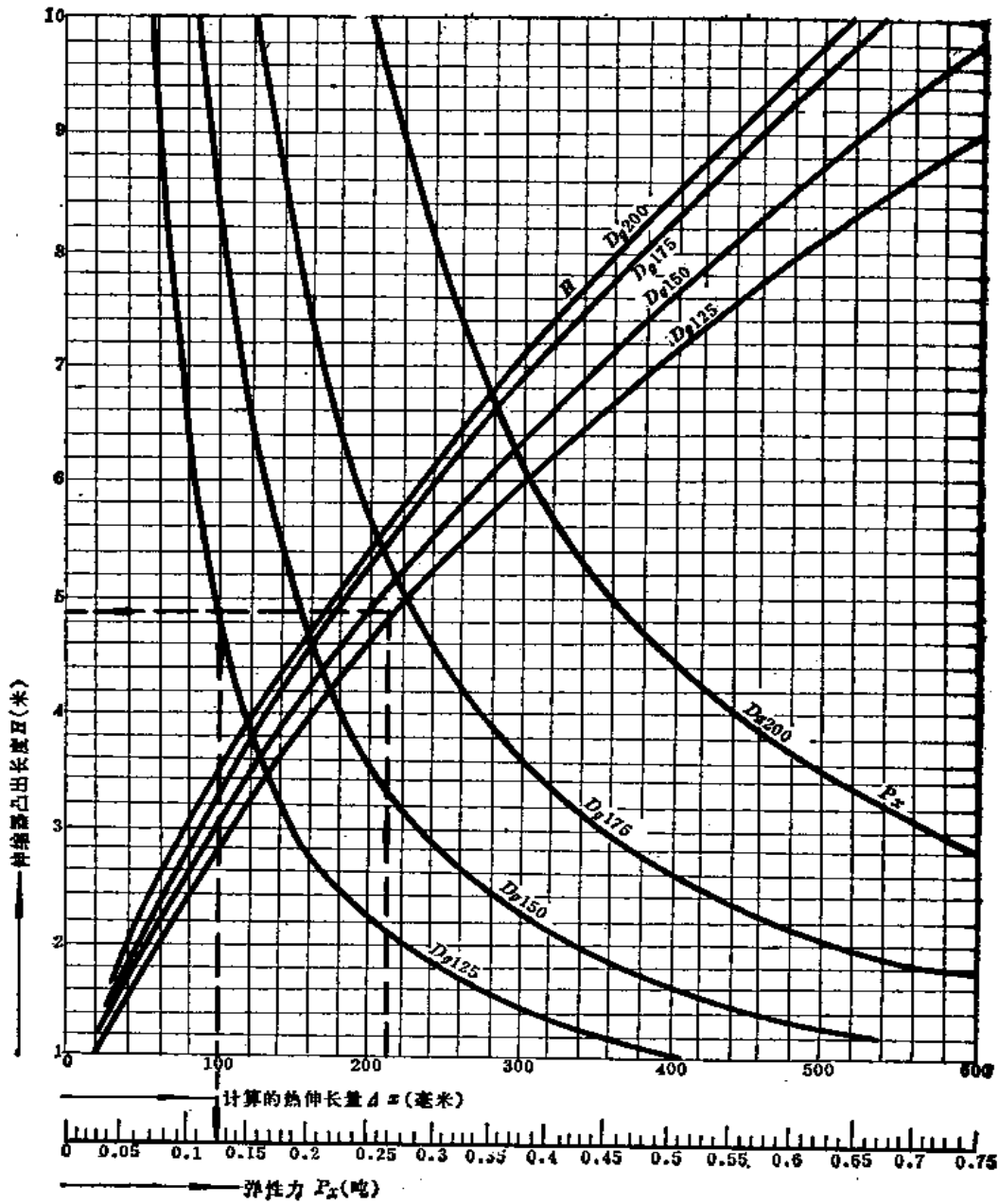
图 7-35  $D_0$  25、32、40 圆角弯方形伸縮器线算图



$$l_2 = 0.5 l_1$$

$D_o$ (毫米)	$D_w \times \delta$ (毫米)
50	57 × 3.5
70	76 × 3.5
80	89 × 3.5
100	108 × 4

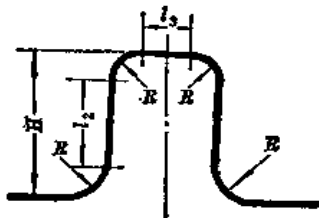
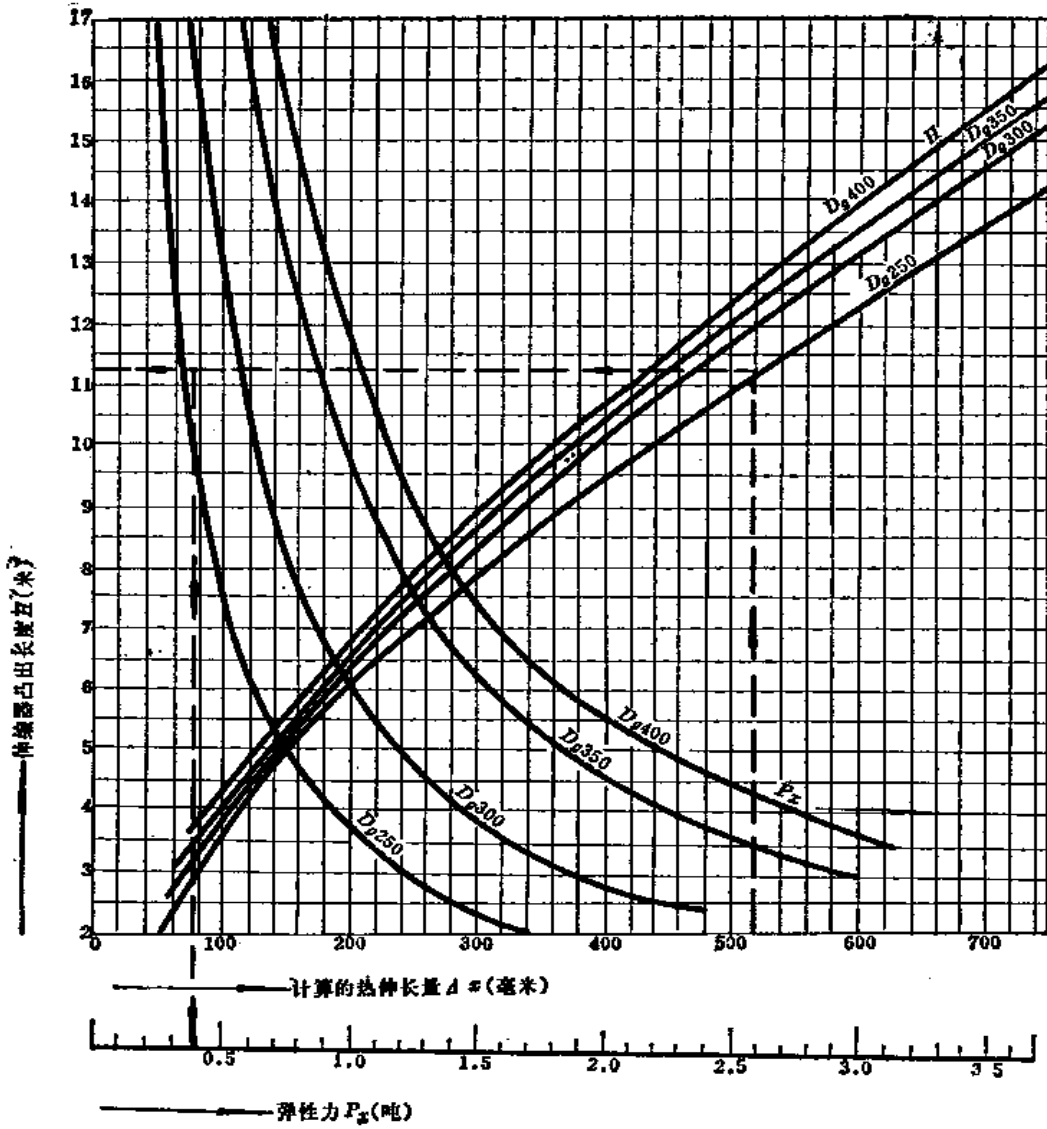
图 7-36  $D_o$  50、70、80、100 圆角弯方形伸缩器线算图



$$i_3 = 0.5 i_2$$

$D_o$ (毫米)	$D_o \times \delta$ (毫米)
125	133 × 4
150	159 × 4.5
175	194 × 5
200	219 × 6

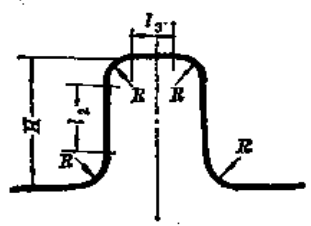
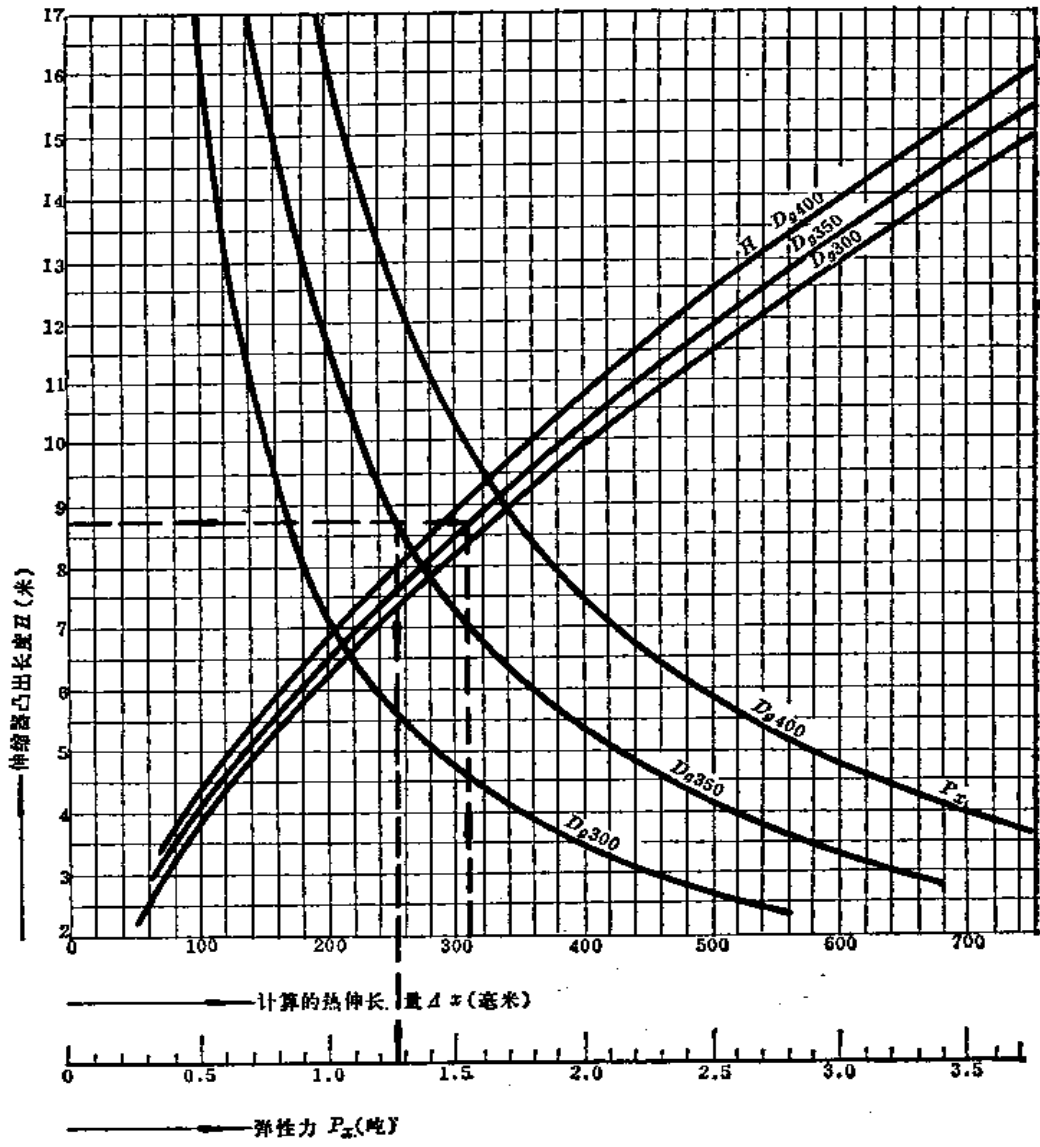
图 7-37  $D_o$ .125、150、175、200圆角弯方形伸缩器线算图



$$l_2 = 0.5l_1$$

$D_0$ (毫米)	$D_0 \times \delta$ (毫米)
250	273 × 7
300	325 × 8
350	377 × 9
400	426 × 9

图 7-38  $D_0$ 250、300、350、400圆角弯方形伸縮器线算图



$$l_1 = 0.5l_2$$

$D_s$ (毫米)	$D_s \times h$ (毫米)
300	325 × 9
350	377 × 10
400	426 × 11

图 7-39  $D_s$ 300、350、400圆角弯方形伸缩器线算图

$D_o=150$ 毫米  $D_m \times b = 159 \times 4.5$ 毫米

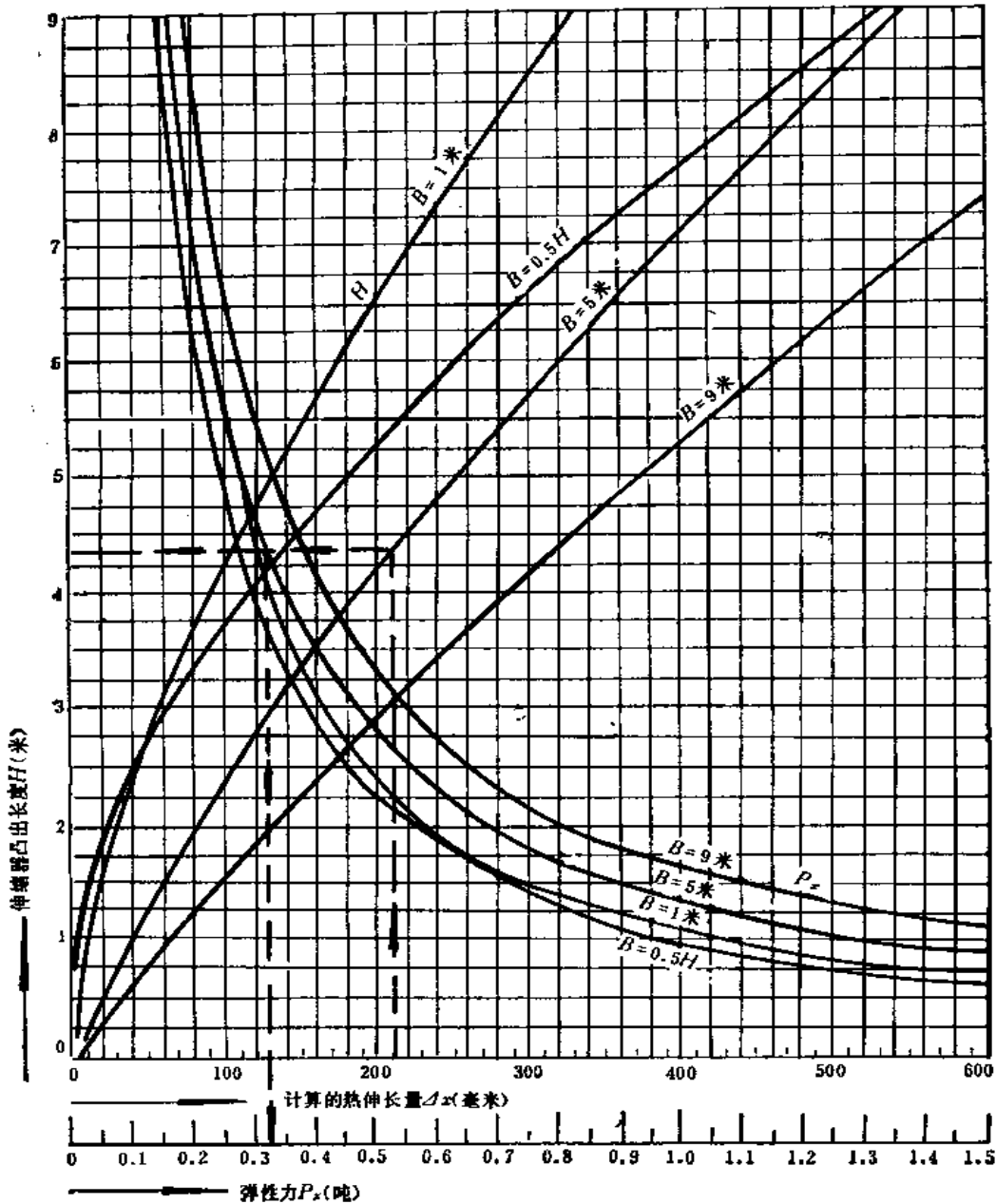
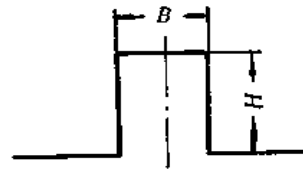


图 7-40  $D_o150$ 焊接弯方形伸缩器线算图



$D_d=200$ 毫米  $D_w \times \delta = 219 \times 6$ 毫米

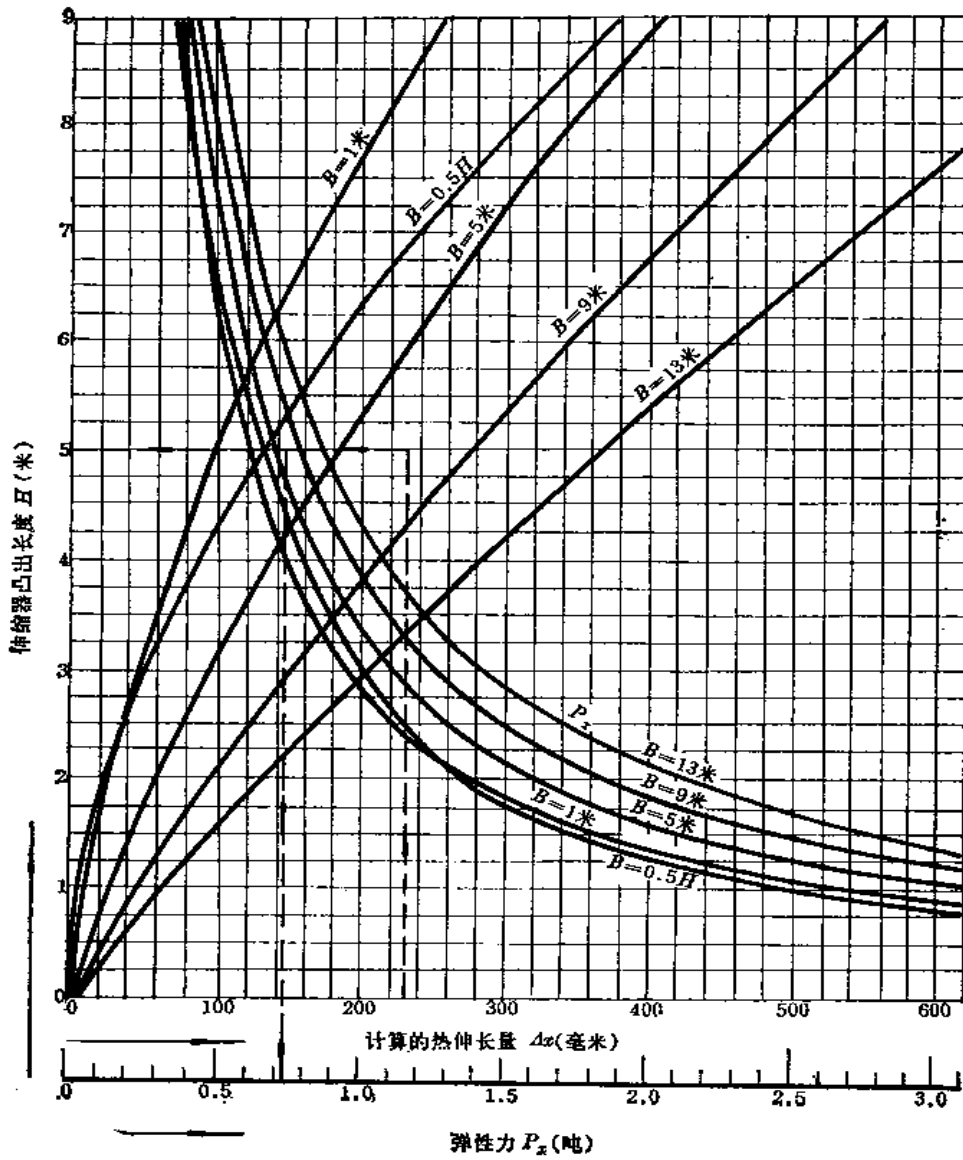
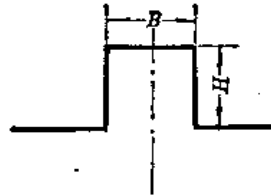


图 7-41  $D_d=200$ 焊接弯方形伸缩器线算图

$D_o = 250$ 毫米  $D_w \times \delta = 273 \times 7$ 毫米

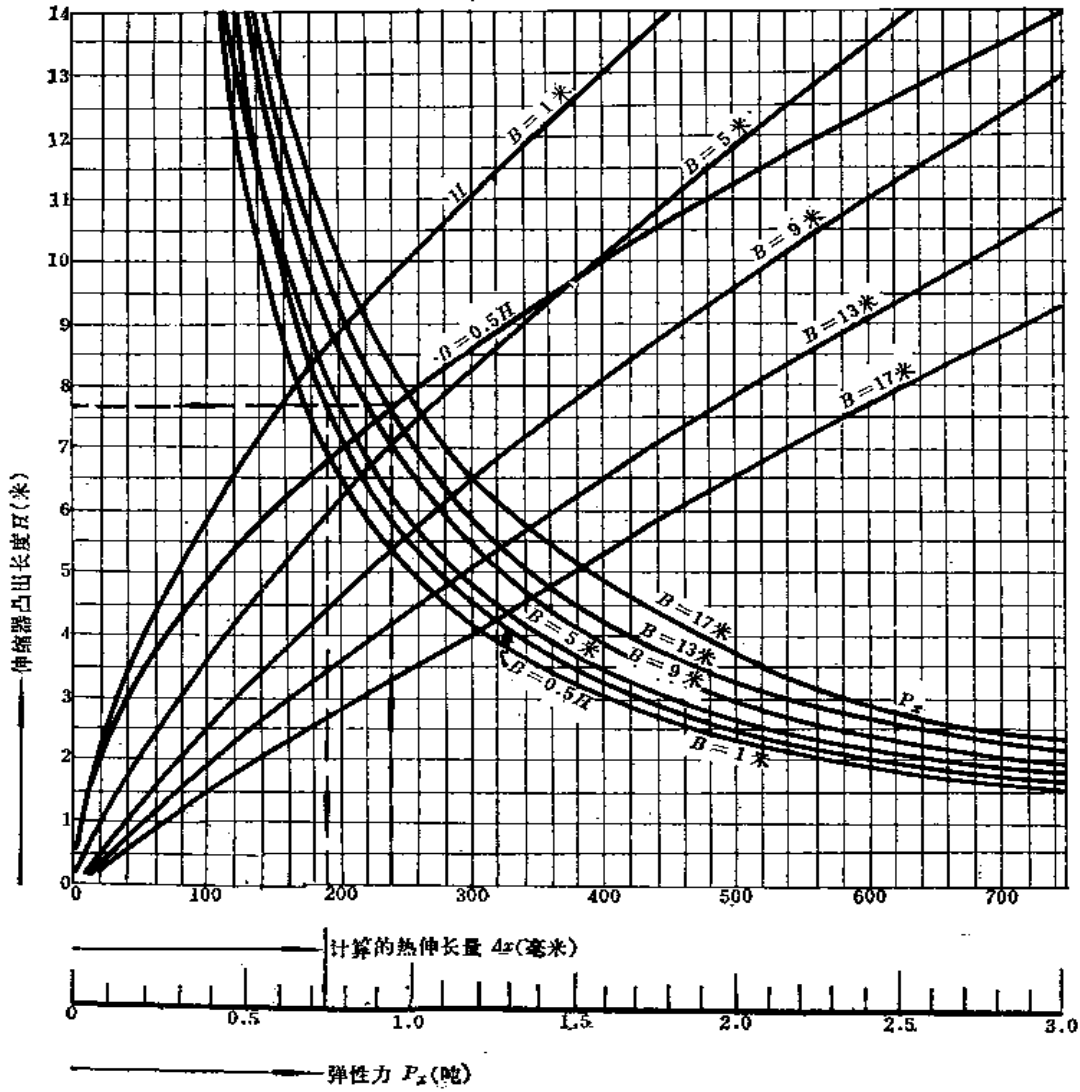
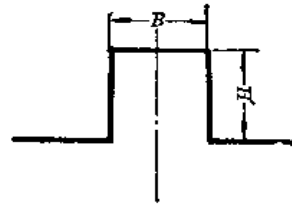


图 7-42  $D_o 250$ 焊接弯方形伸缩器线算图

$D_o=300$ 毫米  $D_o \times \delta = 325 \times 8$ 毫米  $D_o \times \delta = 325 \times 7$ 毫米

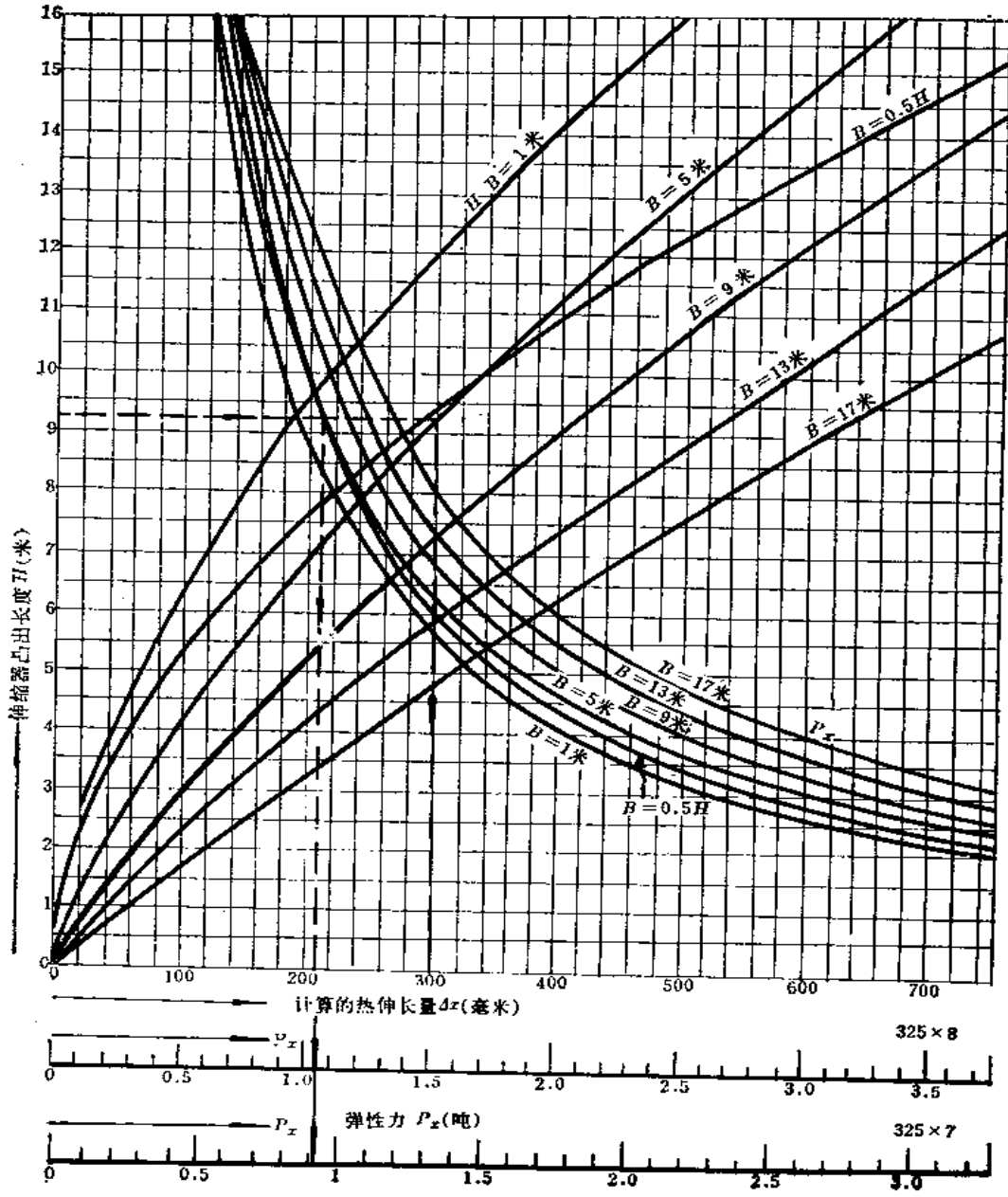
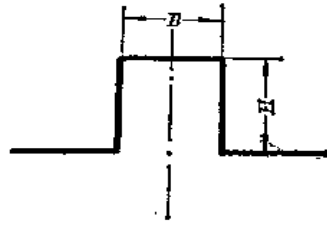


图 7-43  $D_o=300$ 焊接弯方形伸缩器线算图

$D_s=350$ 毫米  $D_w \times \delta = 377 \times 9$ 毫米  $D_w \times \delta = 377 \times 7$ 毫米

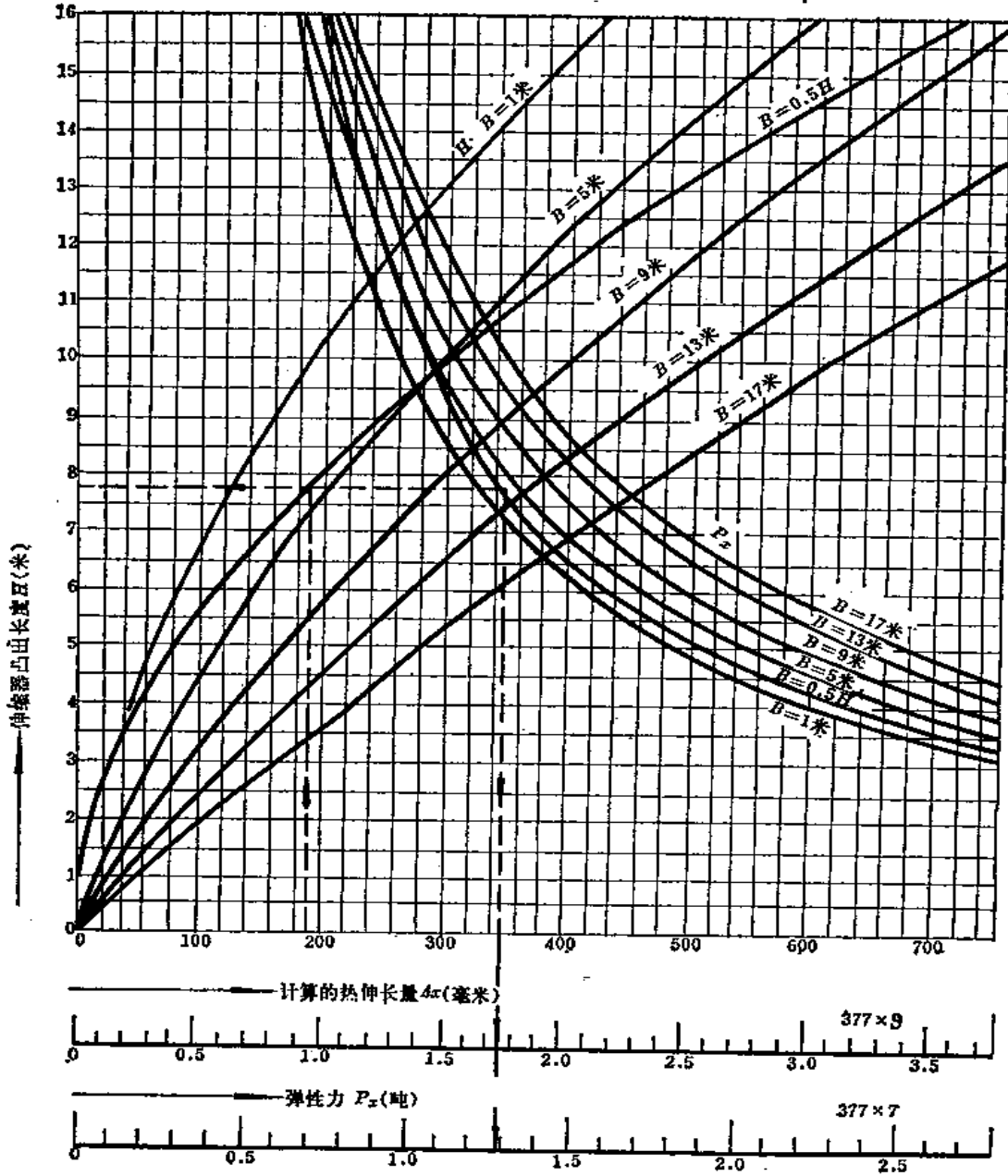
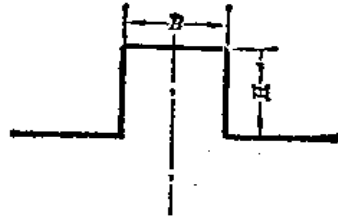


图 7-44  $D_s=350$ 焊接弯方形伸缩器线算图

$D_o = 400$ 毫米  $D_m \times b = 426 \times 7$ 毫米

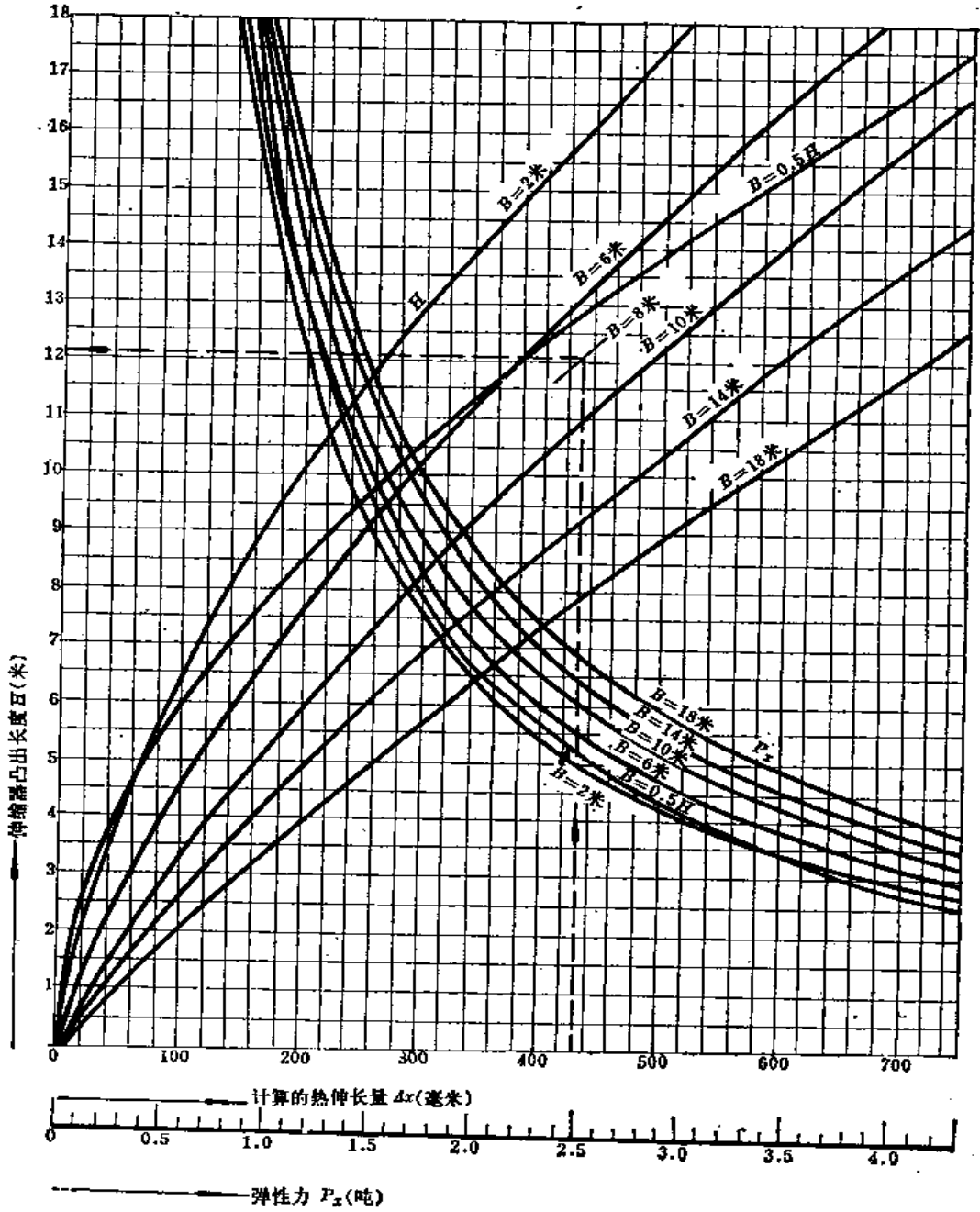
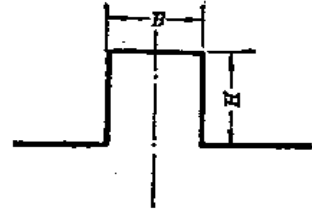


图 7-45  $D_o 400$ 焊接弯方形伸缩器线算图

$D_0=450$ 毫米  $D_w \times \delta = 480 \times 6$ 毫米

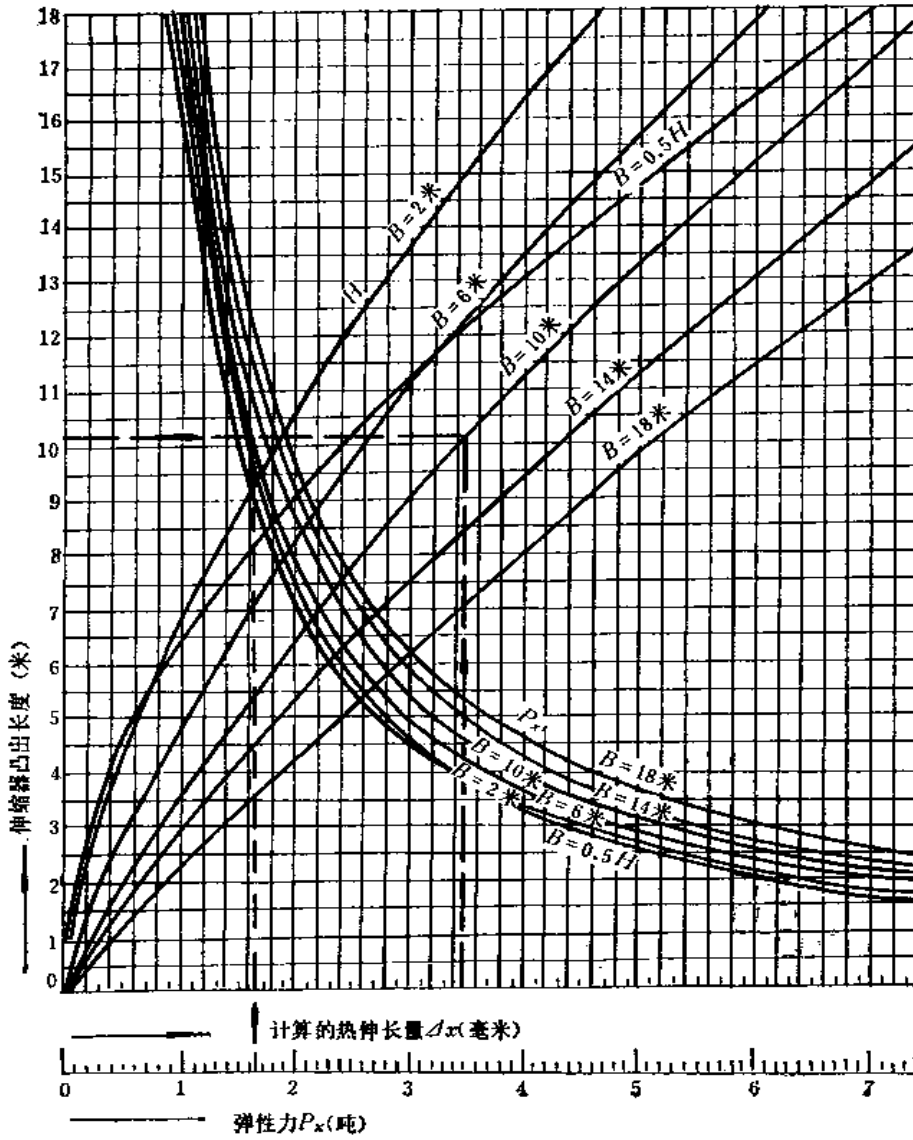
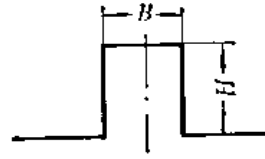


图 7-46  $D_0450$ 焊接弯方形伸缩器线算图

7  
王  
表  
以

$D_o=500$ 毫米  $D_w \times \delta = 529 \times 6$ 毫米

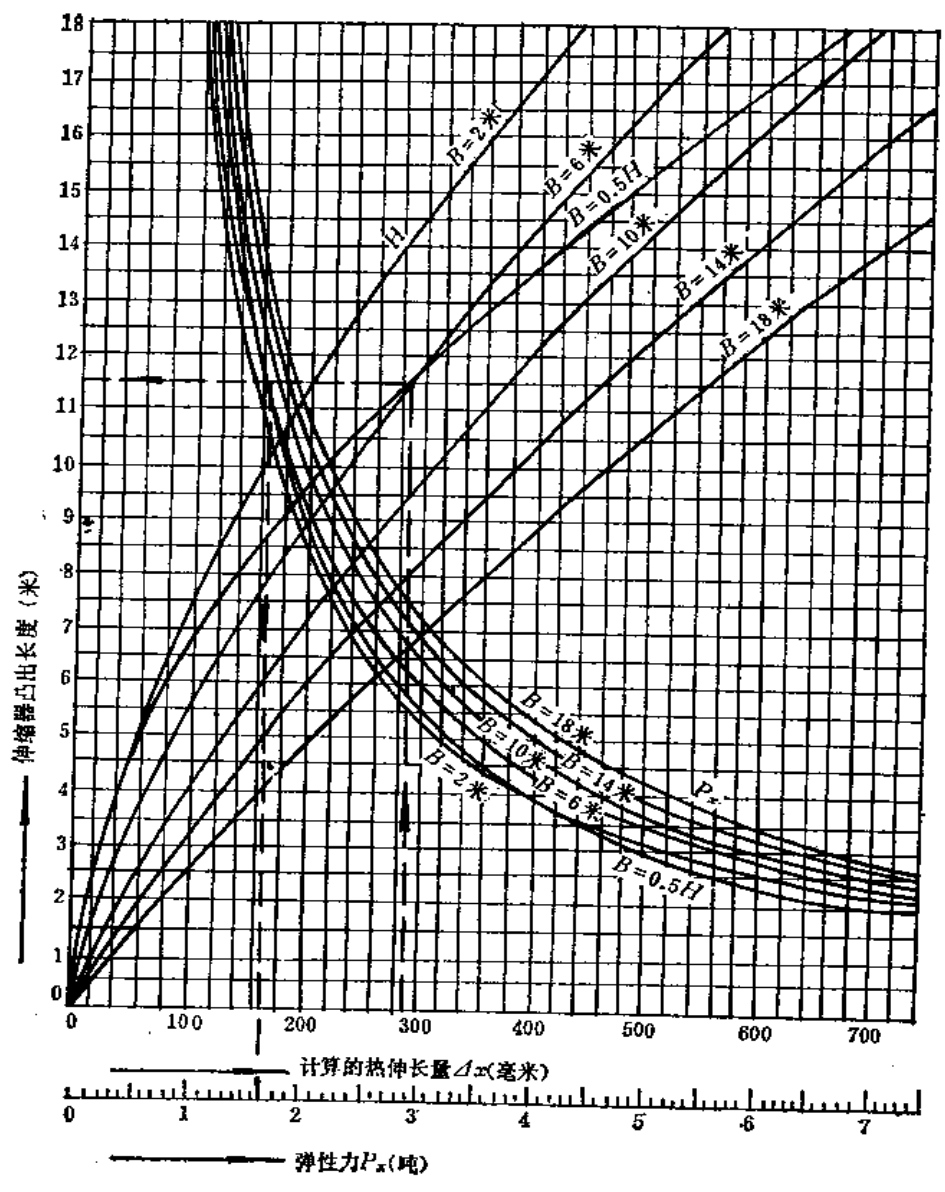
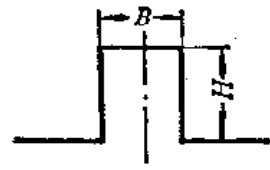


图 7-47  $D_o=500$ 焊接弯方形伸缩器线算图

3-64

式中  $P_s$ ——线算图查得的弹性力；

$P'_s$ ——实际上的弹性力。

伸缩器的补偿能力

$$\Delta x'_s = \Delta x_s \frac{[\sigma_w]}{11} \quad \text{毫米} \quad (7-72)$$

式中  $\Delta x_s$ ——线算图查得的补偿能力（即计算的热伸长量）；

$\Delta x'_s$ ——实际上的补偿能力。

（3）线算图采用的管壁厚度如图所注，管子的断面系数  $W$  见表7-33，弯管应力修正系数见表7-15。当壁厚变更时，应利用以下公式换算。

A. 当采用焊接弯方形伸缩器时

$$P'_s = P_s \frac{W'}{W} \quad (7-73)$$

式中  $P_s$ ——线算图查得的弹性力；

$W$ ——线算图中采用的壁厚的断面系数；

$W'$ ——壁厚变更后的断面系数。

B. 当采用圆角弯方形伸缩器时

当管壁减薄时 
$$\Delta x'_s = 1.1 \Delta x_s \frac{m}{m'} \quad (7-74)$$

当管壁增厚时 
$$\Delta x'_s = 0.91 \Delta x_s \frac{m}{m'} \quad (7-75)$$

弹性力 
$$P'_s = P_s \frac{\Delta x'_s}{\Delta x_s} \quad (7-76)$$

补偿弯曲应力 
$$\sigma'_s = \sigma_w \frac{\Delta x'_s}{\Delta x_s} \quad (7-77)$$

式中  $\Delta x_s$ ——线算图查得的伸缩器的补偿能力；

$\Delta x'_s$ ——另一种壁厚的补偿能力；

$m$ ——线算图采用的壁厚的弯管应力修正系数；

$m'$ ——另一种壁厚的弯管应力修正系数。

（4）线算图中方形伸缩器的弯管直臂长  $l_s = 0.5l_2$ ，自由臂长  $l_2 = 40D_0$ ，弹性模数  $E$  取碳素钢在  $20^\circ\text{C}$  时的数值，即  $E = 2.05 \times 10^6$  公斤力/厘米<sup>2</sup>。当  $l_2 < 40D_0$  时，应按有关公式重行计算。

### （三）套管式伸缩器的计算

1. 补偿管段的长度  $L_b$  可按下式计算

$$L_b = \frac{\Delta L}{\Delta L_D} \quad \text{米} \quad (7-78)$$

式中  $\Delta L$ ——套管式伸缩器的最大膨胀量（见表7-12），毫米；

$\Delta L_D$ ——单位管长的热伸长量，毫米/米。

$$\Delta L_D = \alpha(t_1 - t_2)$$

2. 套管式伸缩器的摩擦力的计算

（1）由于拉紧螺栓产生的摩擦力

38



$$P_c = \frac{400n}{f_1} \pi D_{iw} B \mu \times 10^{-3} \quad \text{吨} \quad (7-79)$$

式中  $n$  —— 螺栓个数, 个;

$f_1$  —— 填料圈的面积, 厘米<sup>2</sup>;

$$f_1 = 0.785(D_{in}^2 - D_{iw}^2)$$

$D_{in}$  —— 伸缩器筒体内径, 厘米;

$D_{iw}$  —— 伸缩器套管的外径, 厘米;

$B$  —— 沿伸缩器轴线的填料长, 厘米;

$\mu$  —— 填料的摩擦系数 (对用油浸和涂石墨粉的石棉圈  $\mu=0.1$ , 一般取  $\mu=0.15$ )。

(2) 由于内压力产生的摩擦力

$$P_s = AP_s \pi D_{iw} B \mu \times 10^{-3} \quad \text{吨} \quad (7-80)$$

式中  $P_s$  —— 管内介质的工作压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$A$  —— 系数, 当  $D_s \leq 400$  毫米时取为 2; 当  $D_s > 450$  毫米时可取 1.75;

其余符号同前。

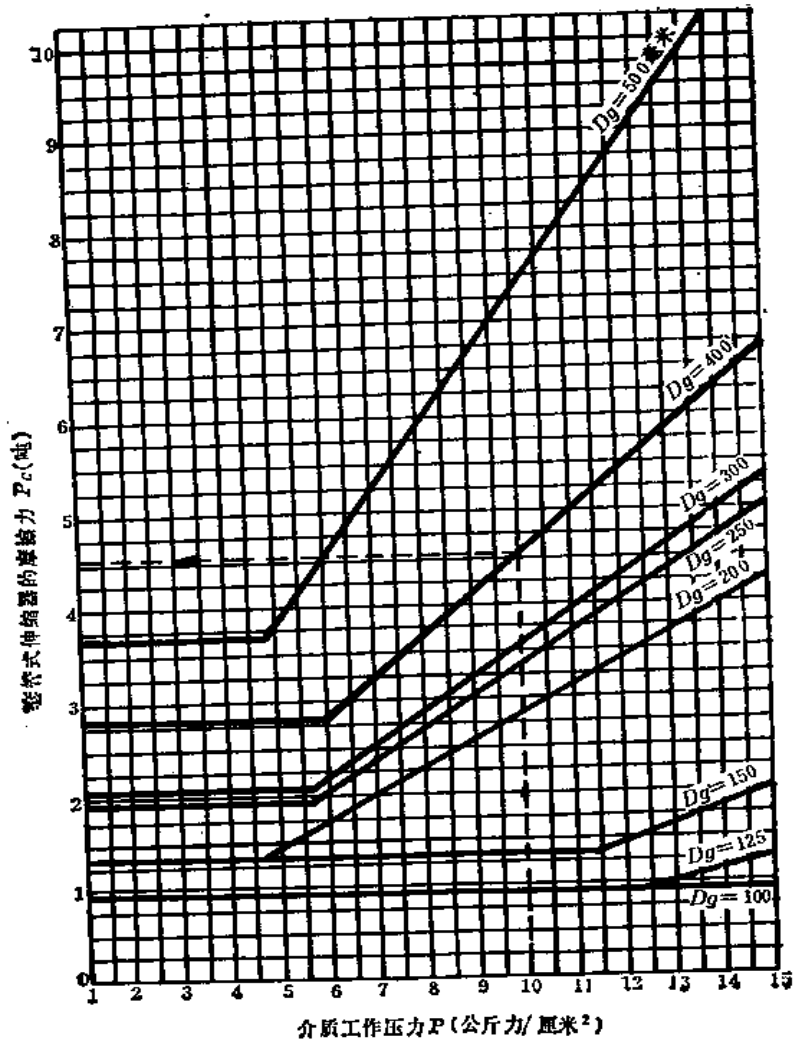


图 7-48 套管式伸缩器内的摩擦力  $P_c$  线算图

当计算套管式伸缩器的摩擦力时，应按拉紧螺栓产生的或由于内压力产生的两种情况中的最大值选取。各种管径的套管式伸缩器的摩擦力 $P_0$ （最大值）可由线算图7-48中直接查出。

#### （四）波形伸缩器的计算

##### 1. 波形管最小壁厚可按下式计算

$$\delta = \lambda d \sqrt{\frac{K P_0}{\sigma_s}} \quad \text{厘米} \quad (7-81)$$

式中  $d$ ——伸缩器（波）的内径，厘米；

$K$ ——安全系数，取1.1；

$P_0$ ——管内介质的工作压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$\sigma_s$ ——材料的屈服点，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$\lambda$ ——系数（随 $\beta = \frac{d}{D}$ 变化），

$$\lambda = \sqrt{\frac{(1-\beta)(1-\beta^2)}{8\beta^2(3+\beta)}} \quad (7-82)$$

$D$ ——伸缩器外径，厘米。

##### 2. 单波伸缩器的补偿能力按下式计算

$$\Delta' = \frac{3\sigma_s}{4EK'} \times \frac{d^2}{\delta} \alpha_1 \quad \text{毫米} \quad (7-83)$$

式中  $E$ ——材料的弹性模数，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$K'$ ——安全系数，当工作压力 $P_0 < 2.5$ 表压时，取 $K' = 1.2$ ；当 $2.5$ 表压 $< P_0 < 6$ 表压时取 $K' = 1.3$ ；

$\alpha_1$ ——系数（随 $\beta = \frac{d}{D}$ 变化），

$$\alpha_1 = \frac{6.9}{1-\beta} \left( \frac{1-\beta^2}{\beta^2} - \frac{4\ln^2\beta}{1-\beta^2} \right) \quad (7-84)$$

##### 3. 当预拉伸 $\Delta'$ 时，单波伸缩器的允许补偿能力可按下式计算

$$\Delta = 2\Delta' - \left( \alpha_2 - \frac{\alpha_1}{K'} \right) \frac{P_0 d^4}{E \delta^3} \quad (7-85)$$

式中  $\alpha_2$ 及 $\alpha_3$ ——系数（随 $\beta = \frac{d}{D}$ 变化），

$$\alpha_2 = 0.286 \frac{(1-\beta)(1+2\beta)}{\beta^2} \left( \frac{1-\beta^2}{\beta^2} - \frac{4\ln^2\beta}{1-\beta} \right) \quad (7-86)$$

$$\alpha_3 = 0.850 \left[ 0.75 - \frac{1}{\beta^2} + \frac{0.25}{\beta^4} + \ln\beta \left( -\frac{1}{\beta^2} + \frac{4\ln\beta}{1-\beta^2} \right) \right] \quad (7-87)$$

为了简化计算，可令

$$\Delta = 2\Delta' \quad (7-88)$$

##### 4. 波形伸缩器的弹性力可按下式计算

$$P_s = \frac{1.25\delta^2}{1-\beta} \frac{\pi\sigma_s}{K'} \quad \text{公斤} \quad (7-89)$$

##### 5. 波壁上承受内压力而产生的推力

随  $\beta = \frac{d}{D}$  变化的系数  $\alpha_1$ 、 $\alpha_2$ 、 $\alpha_3$ 、 $\lambda$  及  $\varphi$  表

表 7-19

$\beta$	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$\alpha_3$	$\lambda$	$\varphi$	$\beta$	$\alpha_1$	$\alpha_2$	$\alpha_3$	$\lambda$	$\varphi$
0.36	20.68	4.565	4.108	0.400	2.224	0.64	1.762	0.0527	0.0490	0.134	0.525
0.38	17.28	3.350	2.970	0.369	1.978	0.66	1.465	0.0374	0.0348	0.123	0.474
0.40	14.39	2.420	2.158	0.340	1.767	0.68	1.203	0.0261	0.0250	0.112	0.428
0.42	12.03	1.758	1.573	0.315	1.584	0.70	0.987	0.0181	0.0173	0.103	0.385
0.44	10.14	1.282	1.156	0.291	1.424	0.72	0.8065	0.01234	0.0118	0.0935	0.345
0.46	8.51	0.935	0.847	0.270	1.283	0.74	0.6515	0.00827	0.00800	0.085	0.308
0.48	7.167	0.684	0.625	0.250	1.158	0.76	0.512	0.00534	0.00539	0.0764	0.274
0.50	6.033	0.501	0.459	0.220	1.047	0.78	0.404	0.00340	0.00352	0.0684	0.242
0.52	5.074	0.366	0.335	0.214	0.947	0.80	0.290	0.00209	0.00222	0.0608	0.2127
0.54	4.28	0.268	0.247	0.199	0.859	0.82	0.234	0.001334	0.00140	0.0586	0.185
0.56	3.603	0.196	0.181	0.184	0.779	0.84	0.1725	0.000694	0.000884	0.0466	0.159
0.58	3.016	0.141	0.137	0.170	0.706	0.86	0.1138	0.000340	0.000578	0.0400	0.135
0.60	2.524	0.102	0.098	0.157	0.640	0.88	0.0742	0.000158	0.00038	0.0336	0.112
0.62	2.112	0.0737	0.0689	0.145	0.580	0.90	0.0476	0.000069	0.000246	0.0273	0.0905

$$P'_s = \frac{P_0 d^2}{K'} \varphi \quad \text{公斤} \quad (7-90)$$

式中： $\varphi$ ——系数（随  $\beta = \frac{d}{D}$  变化）。

$$\varphi = \frac{\pi}{12} \frac{(1-\beta)(1+2\beta)}{\beta^2} \quad (7-91)$$

6. 波形伸缩器的总推力为

$$P_s = P'_s + P'_s \quad \text{公斤} \quad (7-92)$$

7. 当出现堵头或阀门时作用在固定支架上的力为

$$R_{\max} = P_s + \frac{\pi d^2}{4} P_0 \quad \text{公斤} \quad (7-93)$$

8. 波形伸缩器的波数按下式计算

$$i = \frac{\Delta m}{\Delta} \quad (7-94)$$

式中  $\Delta m$ ——本管段计算所需的补偿能力，毫米；

$\Delta$ ——单波的允许补偿能力，毫米。

### (五) 空间管道的计算

#### 1. 扭转力矩的计算

空间管道除变形、拉伸和弯曲与平面管道相同外，还产生变形扭转。

如图7-49所示，当  $AB$  或  $CD$  受热伸长时，均将使  $CD$  或  $AB$  管段产生扭转。作用于管端（ $B$  或  $C$  点）截面外表面的最大扭转应力可由下式求得：

$$\tau = G i_s \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (7-95)$$

式中  $G$ ——弹剪模数，碳素钢的  $G = 8.1 \times 10^5$  公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$i_s$ ——相对扭转角；

$$i_s = \varphi \frac{r_w}{l} \quad (7-96)$$

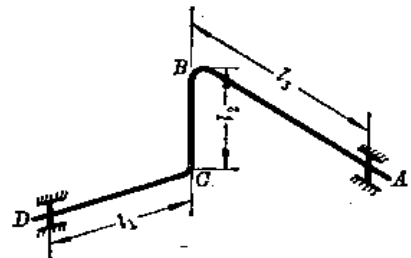


图 7-49 空间管道示意图

$\varphi$ ——管子横截面的转动角，弧度；

$r_w$ ——管子外半径，米；

$l$ ——管子臂长，米。

例如，当 $l_3$ 受热伸长 $\Delta l_3$ ，使 $DC$ 段端截面转动 $\varphi = \Delta l_3 / l_2$ 弧度，则管段 $DC$ 端截面（接近弯头 $C$ ）的相对扭转为：

$$i_n = \frac{r_w \Delta l_3}{l_1 l_2}$$

同理，在管段 $AB$ 端截面 $B$ 点的相对扭转为：

$$i_n = \frac{r_w \Delta l_1}{l_2 l_3}$$

从(7-95)和(7-96)式中可以看出扭转应力与管壁厚度无关。

扭转力矩按下式计算：

$$M_n = \tau W_s \varphi = 2W \varphi \tau \quad \text{公斤} \cdot \text{厘米} \quad (7-97)$$

式中  $W_s$ ——管子的极向断面系数，厘米<sup>3</sup>；

$W$ ——管子的断面系数（径向），厘米<sup>3</sup>；

$\varphi$ ——管子焊缝系数。

## 2. 空间管道应力的简易计算

### (1) 管道热伸长作用力

$$P_x = \frac{k_x C I}{H^2} \quad \text{公斤} \quad (7-98)$$

$$P_y = \frac{k_y C I}{H^2} \quad \text{公斤} \quad (7-99)$$

$$P_z = \frac{k_z C I}{H^2} \quad \text{公斤} \quad (7-100)$$

式中  $H$ ——立体直交管道沿 $Y$ 轴向上的长度，米；

$I$ ——管道截面的惯性矩（见表7-33），厘米<sup>4</sup>；

$k_x, k_y, k_z$ ——管型系数（见表7-20）；

$C$ ——综合系数；

$$C = \frac{\alpha_t E_t \Delta t}{10^7} \quad (7-101)$$

$\alpha_t$ ——管道在计算温度时的线膨胀系数（见表7-10），毫米/米·°C；

$E_t$ ——管道在计算温度时的弹性模数（见表7-10），公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$\Delta t$ ——管道的计算温差，°C。

### (2) 管壁应力

$$\sigma_b = \frac{k_b C D_w}{H} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (7-102)$$

式中  $D_w$ ——管子外径，厘米；

$C$ ——综合系数；

$H$ ——立体直交管道沿 $Y$ 轴向上的长度，米；

$k_b$ ——管型系数（见表7-20）。

### (3) 管壁的扭应力

$$\tau = \frac{k_t C D_w}{H} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (7-103)$$

式中  $k_t$ ——管型系数(见表7-20);

其余符号意义同前。

### 3. 空间自然补偿管段的近似验算

#### (1) 弹性指标验算法

当计算结果符合下列验算式时, 则管段的自然补偿能力可认为满足要求, 即

$$\frac{D_g \Sigma \Delta t}{(L-U)^2} \leq 20.8 \quad (7-104)$$

式中  $D_g$ ——管道公称直径, 厘米;

$\Sigma \Delta t$ ——管道总热伸长, 毫米;

$$\Sigma \Delta t = \sqrt{\Delta X^2 + \Delta Y^2 + \Delta Z^2}$$

$\Delta X, \Delta Y, \Delta Z$ ——计算管段沿座标轴( $X, Y, Z$ )的热伸长, 毫米;

$L$ ——管道展开总长度, 米;

$U$ ——管道两端固定点之间的直线距离, 米;

$$U = \sqrt{X^2 + Y^2 + Z^2}$$

$X, Y, Z$ ——计算管段沿座标轴( $X, Y, Z$ )的长度, 米。

#### (2) 弹性指数 $R$ 值验算法

先求出  $R$  值

立体直交管道管型系数

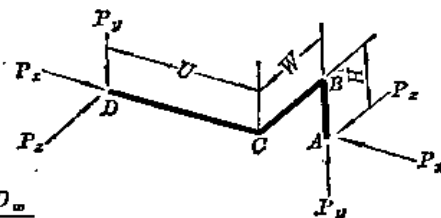
表 7-20

$$m = \frac{U}{H}$$

$$n = \frac{W}{H}$$

$$P_x = \frac{k_x C I}{H^2}, \quad P_z = \frac{k_z C I}{H^2}$$

$$P_y = \frac{k_y C I}{H^2}, \quad \sigma_b = \frac{k_b C D_w}{H}, \quad \tau = \frac{k_t C D_w}{H}$$



$m = 1$

$m = 2$

$m = 1$						$m = 2$					
$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
	$AD \downarrow$	$AD \downarrow$					$A \downarrow$	$A \downarrow$			
0.25	245	7.7	8.30	8.30	8.10	0.25	336	16.9	9.70	2.67	1.37
0.50	182	11.0	5.09	5.09	3.88	0.50	255	24.5	6.70	1.76	1.90
0.75	159	13.4	3.67	3.67	4.72	0.75	199	27.0	4.64	1.25	1.94
1.0	156	13.6	2.72	2.72	4.65	1.0	147	27.2	3.58	0.95	1.94
							$D \downarrow$	$D \downarrow$			
2	216	9.0	1.16	1.36	6.20	2	109	3.4	1.23	0.44	2.00
3	279	13.4	0.91	0.91	7.65	3	140	3.65	0.82	0.28	2.30
4	352	16.0	0.72	0.72	9.21	4	170	3.15	0.63	0.20	2.65
5	422	17.6	0.61	0.61	10.7	5	205	3.40	0.50	0.17	3.01

续表

$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
6	594	18.7	0.51	0.51	12.2	6	238	4.13	0.43	0.14	3.32
7	567	19.7	0.45	0.45	13.6	7	271	4.13	0.38	0.12	3.68
8	642	21.9	0.41	0.41	15.2	8	305	5.12	0.34	0.11	4.05
9	714	22.4	0.37	0.37	16.6	9	335	4.30	0.30	0.09	4.37
10	786	22.8	0.34	0.34	18.2	10	370	4.87	0.28	0.08	4.70

$m=3$

$m=4$

$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
	$A \downarrow$	$A \downarrow$					$A \downarrow$	$A \downarrow$			
0.25	460	26.7	12.6	1.72	1.01	0.25	586	40.5	15.1	1.33	0.82
0.50	327	39.7	8.45	1.08	1.35	0.50	409	55.2	10.2	0.82	1.10
0.75	233	40.5	6.00	0.74	1.49	0.75	254	54.3	6.45	0.50	1.08
1	181	39.3	4.36	0.52	1.46	1	194	48.6	4.65	0.36	1.07
	$D \downarrow$	$D \downarrow$					$D \downarrow$	$D \downarrow$			
2	75.3	1.21	1.36	0.21	1.07	2	64.7	29.2	1.43	0.13	0.78
3	84.3	1.94	0.74	0.12	1.05	3	58.8	60.81	0.74	0.087	0.63
4	97.2	0.89	0.50	0.09	1.11	4	63.8	4.73	0.45	0.053	0.62
5	111	1.70	0.39	0.07	1.20	5	69.5	1.30	0.34	0.04	0.65
6	126	1.78	0.32	0.06	1.29	6	79.1	0.97	0.26	0.03	0.68
7	142	1.62	0.27	0.05	1.41	7	89.5	0.81	0.22	0.03	0.70
8	158	1.70	0.24	0.04	1.53	8	97.6	1.21	0.195	0.02	0.77
9	175	1.70	0.22	0.04	1.63	9	107	0.81	0.175	0.02	0.80
10	191	1.70	0.20	0.03	1.74	10	116	0.81	0.155	0.02	0.85

$m=5$

$m=6$

$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	$n$	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
	$A \downarrow$	$A \downarrow$					$A \downarrow$	$A \downarrow$			
0.25	714	54.0	17.9	1.10	2.04	0.25	877	66.3	26.2	0.93	0.60
0.50	484	71.2	11.8	0.65	2.81	0.50	558	87.4	13.3	0.54	0.80
0.75	318	68.5	7.60	0.41	2.72	0.75	362	83.5	8.50	0.34	0.77
1	228	66.4	5.14	0.27	2.62	1	255	76.3	5.90	0.22	0.85
2	69.7	35.2	1.55	0.19	1.45	2	72.8	39.7	1.6	0.07	0.46
	$D \downarrow$	$D \downarrow$					$D \downarrow$	$D \downarrow$			
3	50.3	0.53	0.75	0.06	0.97	3	43.3	0.0	0.78	0.040	0.35
4	50.6	0.46	0.45	0.035	0.74	4	44.5	0.24	0.45	0.025	0.31
5	54.2	0.46	0.32	0.025	0.61	5	49.6	0.24	0.31	0.019	0.29
6	57.6	0.46	0.25	0.020	0.52	6	50.5	0.12	0.23	0.015	0.29
7	64.7	0.56	0.20	0.017	0.47	7	62.6	0.32	0.17	0.011	0.28
8	70.2	0.67	0.16	0.015	0.44	8	55.0	0.32	0.16	0.010	0.30
9	77.0	0.41	0.15	0.012	0.44	9	56.8	0.22	0.14	0.008	0.31
10	87.5	0.57	0.14	0.010	0.44	10	69.4	0.39	0.12	0.007	0.32

续表

m = 7

m = 8

n	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	n	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
	A ↓	A ↓					A ↓	A ↓			
0.25	946	86.0	22.7	0.83	0.52	0.25	1070	92.7	25.2	0.73	0.48
0.50	660	108	15.7	0.51	0.74	0.50	720	127	16.7	0.45	0.64
0.75	410	97.5	9.50	0.29	0.69	0.75	454	114	10.4	0.26	0.61
1	284	89.5	6.50	0.20	0.58	1	314	101	7.10	0.16	0.58
2	79.2	46.4	1.75	0.05	0.86	2	92.5	63.2	1.94	0.05	0.34
	D ↓						D ↓				
3	40.2	—	0.83	0.030	0.29	3	39.8	34.8	0.88	0.02	0.25
4	39.7	—	0.48	0.018	0.25	4	35.6	—	0.49	0.01	0.20
5	38.1	—	0.31	0.014	0.22	5	31.6	—	0.37	0.01	0.18
6	38.4	—	0.22	0.011	0.21	6	32.0	—	0.23	0.01	0.17
7	38.9	—	0.17	0.009	0.21	7	33.2	—	0.17	0.007	0.16
8	40.2	—	0.14	0.008	0.22	8	34.0	—	0.14	0.006	0.16
9	41.2	—	0.12	0.006	0.22	9	36.0	—	0.10	0.005	0.16
10	42.6	—	0.11	0.005	0.22	10	37.5	—	0.09	0.004	0.16

m = 9

m = 10

n	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$	n	$k_b$	$k_t$	$k_x$	$k_y$	$k_z$
	A ↓	A ↓					A ↓	A ↓			
0.5	783	138	17.0	0.39	0.57	0.5	858	157	19.6	0.36	0.54
1	335	112	7.6	0.14	0.52	1	369	124	8.05	0.09	0.48
2	92.3	58	2.04	0.04	0.30	2	102	66.8	2.20	0.03	0.29
	D ↓						D ↓				
4	31.4	—	0.50	0.012	0.15	4	30.9	—	0.53	0.012	0.15
6	25.9	—	0.23	0.007	0.14	6	25.1	—	0.23	0.006	0.12
8	20.2	—	0.14	0.005	0.14	8	25.4	—	0.13	0.004	0.11
10	32.4	—	0.097	0.004	0.13	10	27.5	—	0.10	0.003	0.11

$$R = \frac{L}{U} \quad (7-105)$$

式中  $L$ 、 $U$  的意义与上式同。

再计算出  $\frac{\sum \Delta t}{U}$  和  $\frac{U}{D_0}$  值，在图7-50中查出相应的  $R'$  值。当  $R' < R$  时，则管段的自然补偿能力可认为满足要求；如果  $R' \geq R$ ，则管段的自然补偿能力不能满足要求，必须按一般的详细应力计算考虑改善措施。

**例 5** 如图7-51所示的空间管道，材料为碳素钢，计算温度为  $T^\circ\text{C}$ ，公称直径  $D_0$ ， $A$ 、 $B$  两点位移分别为  $l_1$ 、 $l_2$  毫米，试验其自然补偿能力。

**解** 管道的单位热伸长为  $\Delta l = \alpha T$  毫米/米。

各轴向的热伸长为：

X轴： $\Delta X_1 = (X_1 + X_2) \Delta l$ ，毫米；

Y轴： $\Delta Y_1 = (Y_2 - Y_1) \Delta l + l_1$ ，毫米；

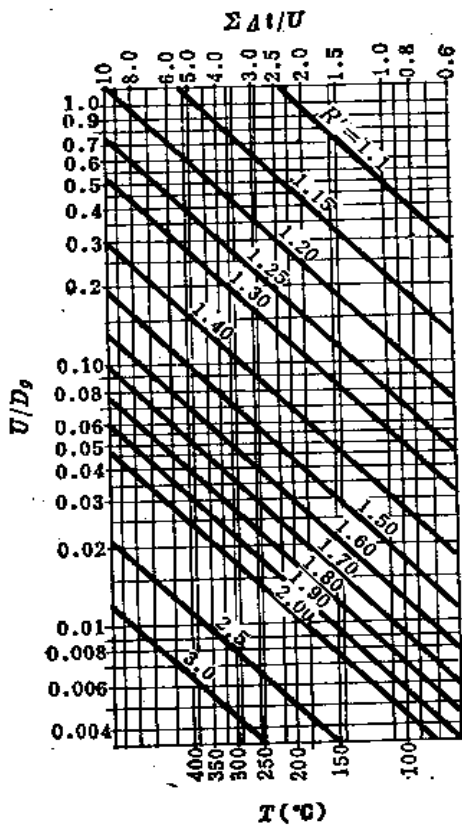


图 7-50 空间管道自然补偿的验算图

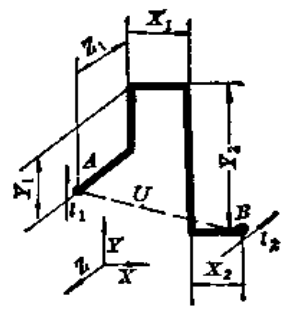


图 7-51 空间管道例图(一)

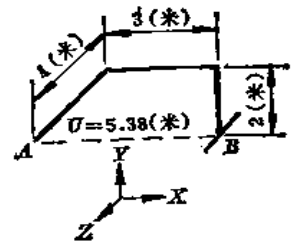


图 7-52 空间管道例图(二)

Z轴:  $\Delta Z_1 = Z_1 \times \Delta t - l_2$ , 毫米。

$$R = \frac{L}{U} = \frac{(Y_1 + Y_2 + Z_1 + X_1 + X_2)}{\sqrt{(Y_2 - Y_1)^2 + (X_1 + X_2)^2 + Z_1^2}}$$

计算出  $\frac{\Sigma \Delta t}{U}$  及  $\frac{U}{D_0}$ , 查出  $R'$  值。

当  $R' < R$  时, 则管道膨胀变形在自然补偿的允许范围内; 当  $R' > R$  时, 则应当调整管段长度和(或)改变管道布置。

例 6 如图 7-52 所示的空间管道, 材料为碳素钢,  $D_0 = 300$  毫米,  $T = 200^\circ\text{C}$ , 试验算此管道的补偿能力。

解  $L = 4 + 3 + 2 = 9$  米。

$$U = (4^2 + 3^2 + 2^2)^{\frac{1}{2}} = 5.38 \text{ 米,}$$

$$U/D_0 = 5.38/300 = 0.0179, R = L/U = 9/5.38 = 1.67。$$

根据  $T$  及  $U/D_0$  由图 7-50 查得  $R' = 1.78$ , 此时  $R' > R$ , 管道的热膨胀变形不在允许范围内。

如将管道作如下改变, 即将立管 2 米改为 5 米, 其余不变,

$$\text{则 } U = (4^2 + 3^2 + 5^2)^{\frac{1}{2}} = 7.07 \text{ 米,}$$

$$U/D_0 = 7.07/300 = 0.0236,$$

$$R = L/U = 12/7.07 = 1.7$$



根据 $T$ 及 $U/D$ ,由图7-50查得 $R'=1.67$ ,  $R'<R$ , 故管道的自然补偿能力满足要求。

#### 四、管道热位移的计算

##### (一) 平面管道热位移的计算

平面管道的热位移即为某点至固定点的热伸长量。应注意的是,当夹角 $\varphi>90^\circ$ 的L形管段的横向位移往往显著地大于其热伸长量时,应按下列公式进行核算。

L形管段长臂的最大横向位移为:

$$\Delta_{aA} = \frac{\alpha \Delta t L_D (1 + n \sin \beta)}{\cos \beta} \quad \text{毫米} \quad (7-106)$$

L形管段短臂的最大横向位移为:

$$\Delta_D = \frac{\alpha \Delta t L_D (n + \sin \beta)}{\cos \beta} \quad \text{毫米} \quad (7-107)$$

式中  $\alpha$ ——管道的线膨胀系数(见表7-10), 毫米/米·°C;

$\Delta t$ ——管道的计算温差, °C;

$L_D$ ——短臂长, 米;

$\beta$ ——夹角,  $\beta = \varphi - 90^\circ$ , 度;

$n$ ——长臂与短臂的比值,  $n = \frac{L_{cA}}{L_D}$ 。

##### (二) 空间管道在铅垂方向热位移的近似计算

###### 1. 管段转角点(即弯头处)热位移的计算通式

$$\Delta Z = \frac{\Delta h}{L_1^3 + L_2^3 + \dots + L_n^3} L_{j,n}^3 \quad \text{毫米} \quad (7-108)$$

式中  $\Delta Z$ ——水平管段转角点的热位移值, 毫米;

$L_1, L_2, \dots, L_n$ ——任意方向的水平管段长度, 米;

$L_{j,n}$ ——计算水平管段长度, 米;

$\Delta h$ ——管系在 $Z$ 方向(即铅垂方向)的总热位移值, 毫米;

$$\Delta h = \alpha_t \Delta t h \quad \text{毫米}$$

$h$ ——二固定点之间的铅垂距离, 米;

$\alpha_t$ ——计算温度下的线膨胀系数(见表7-10), 毫米/米·°C;

$\Delta t$ ——计算温度差, °C。

###### 2. 计算方法示例

(1) 一段垂直管段(见图7-53)

$$\Delta Z_1 = \frac{\Delta h L_1^3}{L_1^3 + L_2^3 + L_3^3}$$

$$\Delta Z_2 = \frac{\Delta h L_2^3}{L_1^3 + L_2^3 + L_3^3}$$

$$\Delta Z_D = \Delta Z_1 + \Delta Z_2$$

$$\Delta Z_3 = \Delta h - \Delta Z_D$$

$$\Delta h = \alpha_t \Delta t h$$

(2) 多段垂直管段(见图7-54)

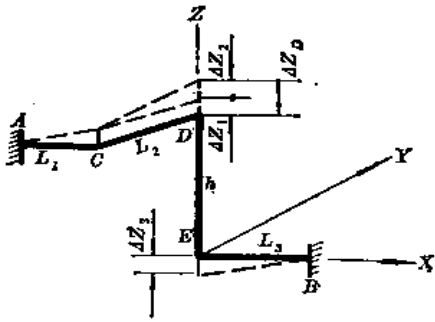


图 7-53 一段垂直管系图

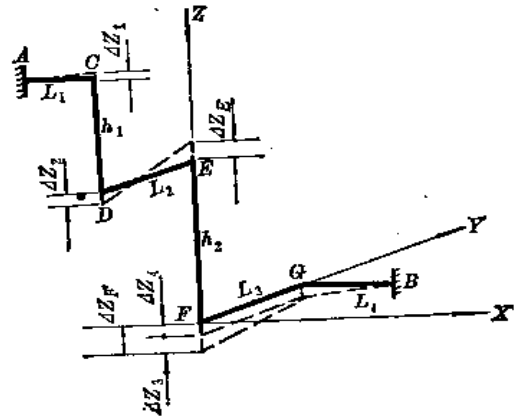


图 7-54 多段垂直管系图

$$\Delta Z_1 = \frac{\Delta h L_1^3}{L_1^3 + L_2^3 + L_3^3 + L_4^3}$$

$$\Delta Z_2 = \Delta h_1 - \Delta Z_1$$

$$\Delta Z_3 = \frac{\Delta h L_3^3}{L_1^3 + L_2^3 + L_3^3 + L_4^3}$$

$$\Delta Z_4 = \frac{\Delta h L_4^3}{L_1^3 + L_2^3 + L_3^3 + L_4^3}$$

$$\Delta Z_F = \Delta Z_3 + \Delta Z_4$$

$$\Delta Z_E = \Delta Z_2 - \Delta Z_F$$

$$\Delta h = \Delta h_1 + \Delta h_2$$

$$\Delta h_1 = h_1 \alpha_t \Delta t$$

$$\Delta h_2 = h_2 \alpha_t \Delta t$$

(3) 当设备具有较显著热位移时 (见图7-55)

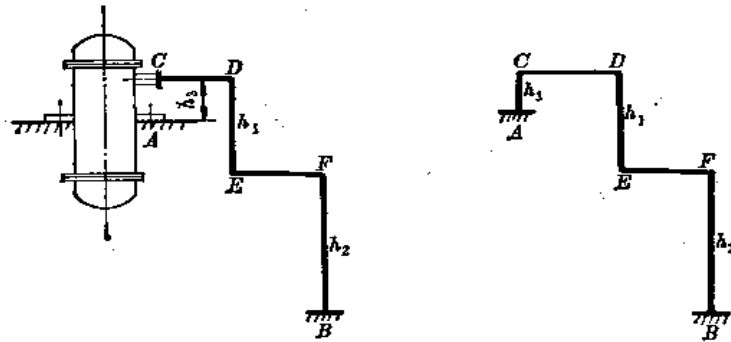
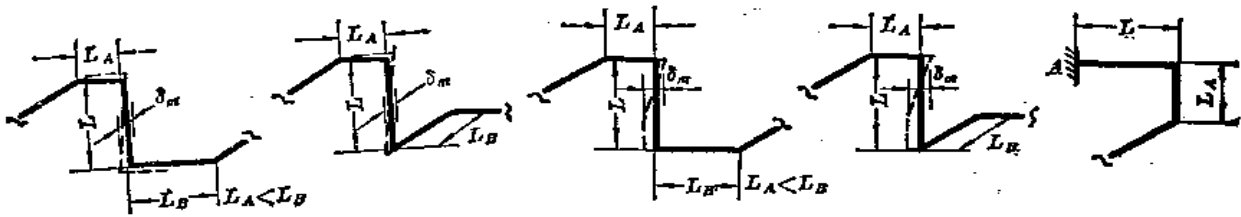


图 7-55 一端接设备 (非固定点) 的管系图

当管系一端接设备 (即非固定点) 时, 设备本身产生的热位移将会改变某些转角点的位移量, 此时

$$\Delta h = (h_1 + h_2 - h_3) \alpha_t \Delta t$$

在计算D点的位移时,  $\Delta Z_D = (h_1 + h_2) \alpha_t \Delta t$ , 其中已考虑了由  $h_3$  产生的附加位移量  $\Delta Z_D' = h_3 \alpha_t \Delta t$



靠近固定点A的计算管段L

在管系中间的计算管段L, 其最大挠度发生在L和L<sub>A</sub>的平面内 (L<sub>A</sub>是相邻管段较短者)

在管系中间的计算管段L, 其最大挠度发生在L和L<sub>A</sub>平面的垂直方向 (L<sub>A</sub>是相邻管段较短者)

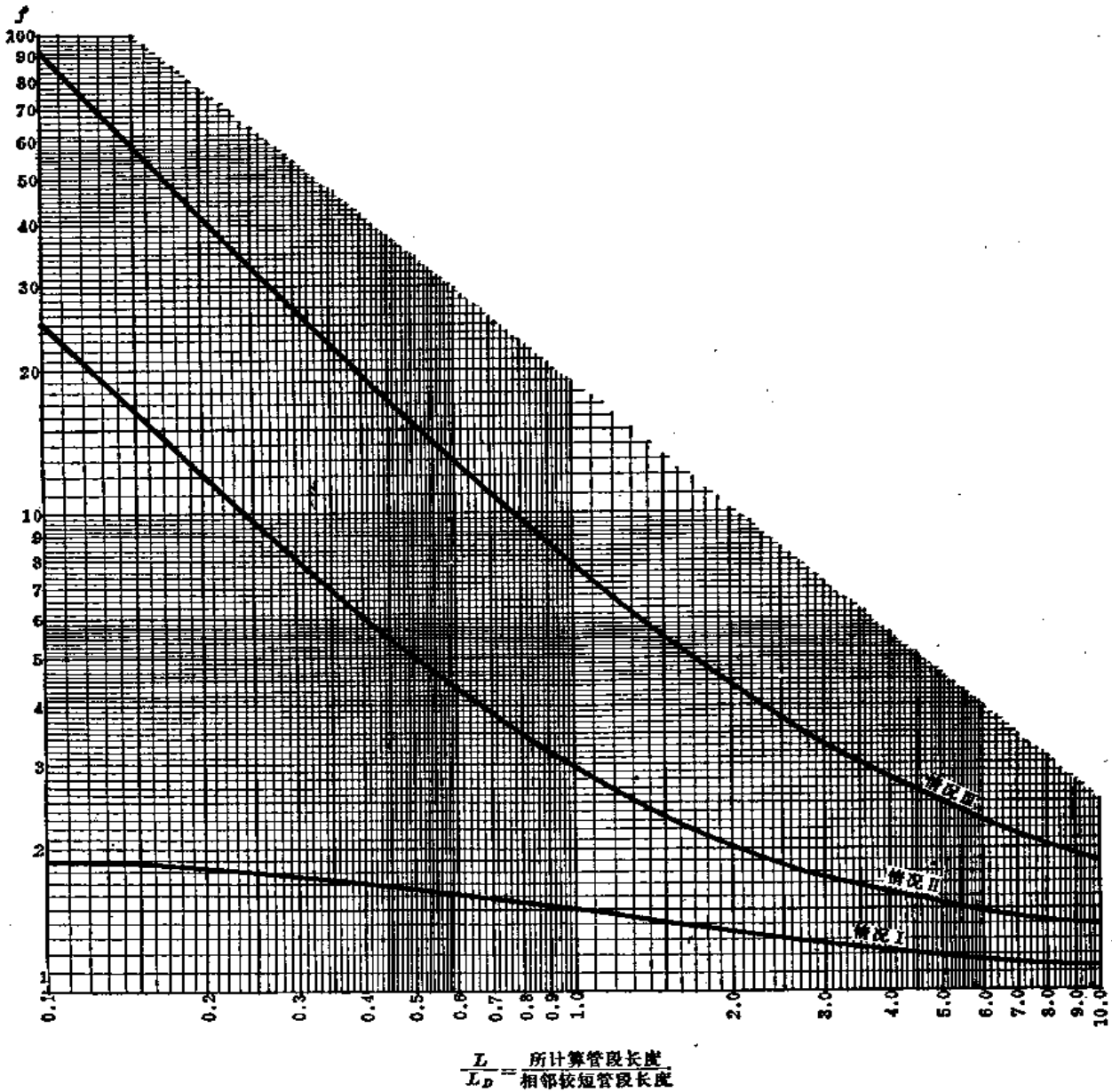


图 7-56 扭转修正系数 f 值线算图

#### (4) 计算热位移的校核

为了校核空间管道各点热位移的正确性, 计算结果应使每一水平管段所吸收的热位移量之和必须等于管系铅垂方向的总热位移值, 即应符合下式

$$\Delta Z_1 + \Delta Z_2 + \dots + \Delta Z_n = \Delta Z = h\alpha_1 \Delta t \quad (7-109)$$

#### 3. 有扭转修正系数的近似算法

在立体管系中, 由于某些相邻水平管段的扭转将对位移产生影响, 因此在前法的基础上, 引入一个扭转变形的修正系数, 以减少计算误差。任一管段转角点(即弯头处)热位移的计算通式为:

$$\Delta Z = \frac{\Delta h}{fL_1^2 + fL_2^2 + \dots + fL_n^2} fL_i^2 \quad \text{毫米} \quad (7-110)$$

式中  $f$ ——水平管段的扭转修正系数(可查图7-56);

其余符号同前。

## 第四节 保温和油漆

### 一、概 述

工业锅炉房保温的设计范围, 应包括汽、水、烟、风、煤粉、油等管道和附件, 以及热力设备等。锅炉本体的保温, 应由制造厂负责进行设计。本节主要介绍管道及管道附件保温有关问题。

(一) 保温的目的与要求 由于保温的目的不同而有以下几种:

1. 节约燃料 为了使热能在输送过程中减少散失, 保温能阻止未保温时所损失于外界的热量。一般在操作中由于输热而引起的热损失在12~22%左右, 因此保温能节约大量燃料, 对国民经济有其一定的意义。同时, 管道和设备由于增加了保温及油漆层, 还可保护管道及设备不受外界的侵蚀, 增加管道和设备的使用年限。

2. 创造劳动的卫生条件

(1) 在周围空气温度为25°C时, 介质温度高于50°C的热力管道、附件和设备应保温。保温结构的表面温度一般不超过50°C, 对于重油管道则一般不应超过35°C。

(2) 保护工作人员不致被烫伤(疏水管、锅炉排污管、废汽管和取样管等可不保温, 但敷设在有可能烫伤人的地方时, 应采取局部隔热措施)。

(3) 为了防止管道结露, 当管道内介质温度大于0°C, 而低于空气温度时, 在周围湿度较大的地方应予保温。

3. 保证生产过程的要求 如对于热水管道防止冻结, 对于重油管道保持油温稳定, 控制热介质在管道内的温度降以及保证保温层外表面温度不高于某一值以适应特殊要求等。

(二) 保温材料的选择 在工业锅炉房设计中, 应根据所设计的项目, 因地制宜、就地取材, 选取来源广泛、价廉耐用的保温材料。

1. 主保温层材料的选择 主保温层的材料应符合下列要求:

(1) 导热系数低, 绝热性能好;

(2) 能有较高的耐热温度, 在较高温度情况下性能比较稳定;

(3) 富于多孔性, 容重小, 一般不宜超过600公斤/米<sup>3</sup>;

(4) 具有一定的机械强度, 能承受一定的外力作用, 保温材料制品的抗压强度一般不宜小于3公斤力/厘米<sup>2</sup>;

(5) 当热介质温度大于120°C时, 保温材料应不含有机物和可燃物; 当介质温度在80~120°C时, 允许使用有机物与无机物混合制品; 当介质温度小于80°C时, 允许使用有机物制品, 但应不致侵蚀金属管壁和不影响四周空气卫生及不易吸引鼠虫菌类等生物;

(6) 吸湿性小、存水性弱, 特别当管道在地沟中或无沟埋设时, 不允许采用吸水性大、存水性强及含有硫化物的材料;

(7) 容易制造成型, 便于安装。

2. 目前常用的保温材料可参见附录表80~88。根据工业锅炉房中被保温体的特性, 推荐设计时选用的保温材料见表7-21。

推荐的保温材料

表 7-21

被保温体名称	最高使用温度 (°C)	适宜的保温材料
管道	≤300	泡沫混凝土制件(半圆形或弧形)
	≤350	矿渣棉、玻璃棉管壳
	≤400	超细玻璃棉制品
	≤650	水泥珍珠岩制件
	≤800	硅藻土制件、石棉硅藻土胶泥、水泥蛭石制件
设备及φ426毫米以上的管道	≤300	泡沫混凝土砖
	≤350	矿渣棉、玻璃棉毡
	≤400	超细玻璃棉制件
	≤650	水泥珍珠岩制件
	≤800	硅藻土制件、石棉硅藻土胶泥、水泥蛭石制件
经常维护或检修的管道附件或设备	—	石棉制品(绳、布、板)、超细玻璃棉(毡或板)、以石棉、矿渣棉、水泥蛭石作为填充料的金属盒

3. 保护层材料的选择 在敷设保温层前, 管道外表面必须清除干净并刷二道防锈漆。为了增强保温结构的机械强度及防湿能力和保护主保温层, 在主保温层内表面与管子接触处应有内保护层, 主保温层的外表面应有外保护层。外保护层所采用的材料应符合下列要求:

- (1) 容重宜在800~1500公斤/米<sup>3</sup>的范围内;
- (2) 耐压强度应不小于8公斤力/厘米<sup>2</sup>;
- (3) 导热系数在50°C时, 不超过0.3千卡/米·时·°C。
- (4) 含可燃物及有机物极少, 不应大于10%;
- (5) 对于在露天的管道及设备的保护层, 应具有良好的防水性能;
- (6) 干燥后表面不致产生裂纹或脱皮等现象, 同时在温度变化和震动情况下亦不易开裂;
- (7) 当管道周围为腐蚀性介质时, 保护层应为防腐蚀的。

## 二、保温计算

### (一) 保温经济厚度的计算

1. 管道热损失的计算 根据传热学基本原理, 管道的热损失可用下式计算:

$$\Delta Q = 2\pi \left[ \frac{t_p - t_o}{\Sigma R} \right] l (1 + \beta) \text{ 千卡/时} \quad (7-111)$$

式中  $\Sigma R$ ——由热介质到管道四周空气的总热阻, 米·时·°C/千卡;

$$\Sigma R = R_o + R_g + R_b + R_k$$

$R_o$ ——从热介质到管内壁的热阻;

$$R_o = \frac{1}{d_n \alpha_o} \text{ 米·时·°C/千卡}$$

$\alpha_o$ ——从热介质到管内壁的放热系数;

输送饱和蒸汽时:  $\alpha_o = 5000 \sim 10000$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

输送热水时:  $\alpha_o = 2000 \sim 4000$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C;

$d_n$ ——管子内径, 米;

$R_g$ ——管壁的热阻;

$$R_g = \frac{1}{\lambda_g} \ln \frac{d_w}{d_n} \text{ 米·时·°C/千卡}$$

$\lambda_g$ ——管子的导热系数, 千卡/米·时·°C;

$d_w$ ——管子外径, 米;

$R_b$ ——保温材料的热阻;

$$R_b = \frac{1}{\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w} \text{ 米·时·°C/千卡}$$

$\lambda_b$ ——主保温层材料的导热系数, 一般在0.10~0.14之间, 千卡/米·时·°C;

$d_{bw}$ ——主保温层外表面直径,  $d_{bw} = d_w + 2\delta$ , 米;

$\delta$ ——保温层厚度, 米;

$R_k$ ——从保温层外表面到周围介质的热阻;

$$R_k = \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}} \text{ 米·时·°C/千卡}$$

$\alpha_1$ ——保温层外表面向周围介质的放热系数, 在无风情况(不通行地沟、半通行地沟、未通风的通行地沟及室内架空管道等)可取10, 室外架空时可取25, 或用下式求得、

$$\alpha_1 = 10 + 6\sqrt{w} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C}$$

$w$ ——保温层附近空气的流动速度, 米/秒;

$t_p$ ——管道中热介质的平均温度, °C;

$t_o$ ——管道周围介质(空气、土壤)的平均温度, °C, 可按下列情况选取:

架空管道:

(1) 全年工作时取全年平均空气温度;

(2) 采暖期工作时取采暖期平均空气温度;

地下管道:

(1) 无沟敷设时取土壤温度为2~8°C;

(2) 地沟敷设时取地沟中空气平均温度;

1——管道长度, 米;

$\beta$ ——管道附件、阀门等的局部热损失系数, %。

由于从热介质到管道内壁和经过管壁的热阻比较小, 计算中可忽略不计, 此时可得:

$$\Delta Q = \frac{\pi(t_p - t_o)}{\frac{1}{2\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w} + \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}}} l(1 + \beta) \quad \text{千卡/时} \quad (7-112)$$

2. 保温经济厚度的计算 管道保温的经济厚度即管道保温后, 使全年总费用即全年的热损失价值及全年保温投资折旧价值之和为最小值, 如图7-57所示, 图中曲线1为管道保温后的热损失费用, 曲线2为保温后各种厚度的年折旧费用。此时, 曲线3(曲线1及曲线2之和)最小处的保温厚度 $\delta_{bj}$ , 即为保温层的经济厚度。其计算公式如下、

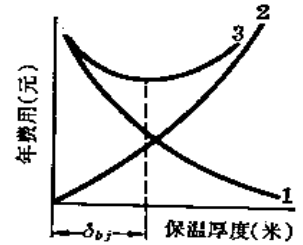


图 7-57 保温经济厚度的选择图

$$C = bQ + P[C_o V + C_{bf} F] \quad \text{元/米} \cdot \text{年} \quad (7-113)$$

或为

$$C = \frac{10^{-6} \pi m b (t_p - t_o)}{\frac{1}{2\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w} + \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}}} + P \left[ -\frac{\pi}{4} (d_{bw}^2 - d_w^2) C_o + \pi (d_{bw} + 2\delta_{bf}) C_{bf} \right] \quad (7-113A)$$

——当 $C_o$ 为元/米<sup>3</sup>时

$$C = \frac{10^{-6} \pi m b (t_p - t_o)}{\frac{1}{2\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w} + \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}}} + P \left[ -\frac{\pi}{4} (d_{bw}^2 - d_w^2) \gamma C_o 10^{-3} + \pi (d_{bw} + 2\delta_{bf}) C_{bf} \right] \quad (7-113B)$$

——当 $C_o$ 为元/吨时

式中  $Q$ ——管道热损失, 百万千卡/米·年;

$b$ ——热量的价格, 元/百万千卡;

$m$ ——管道的全年运行工作时数, 时/年;

全年工作的管道  $m = 8000$  时/年;

采暖期工作的管道  $m = 2500 \sim 4500$  时/年;

$P = p + \frac{1}{\tau}$ ——保温结构年折旧率, %;

$p$ ——保温结构折旧、检修和维护费用每年分摊率,  $p = 0.08 \sim 0.15$ , %;

$\tau$ ——保温投资偿还年限, 一般取5~7年;

$C_o$ ——保温材料投资(包括材料价格、运输费、安装费等), 元/米<sup>3</sup>或元/吨;

$C_{bf}$ ——保护壳投资(包括材料价格、运输费、安装费等), 元/米<sup>2</sup>;

$V$ ——保温层的容积, 米<sup>3</sup>/米;

$F$ ——保护壳的面积, 米<sup>2</sup>/米;

$\gamma$ ——主保温材料的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;

其余符号意义同前。

将(7-113)式微分, 即令 $C' = f'(d_{bw}) = 0$ , 经过整理后即可得最经济的保温厚度 $d_{bj}$ (米)。下式右边的结构不易直接求解, 一般可用试算法求得。

$$\sqrt{\frac{mb(t_p - t_o)\lambda_b}{2.5 \times 10^5 \left( C_o + \frac{2C_{bf}}{d_{bf}} \right) P}} = \frac{d_{bf} \ln \frac{d_{bf}}{d_w} + \frac{2\lambda_b}{\alpha_1}}{\sqrt{1 - \frac{2\lambda_b}{\alpha_1 d_{bf}}}} \quad (7-114A)$$

——当 $C_o$ 为元/米<sup>3</sup>时

$$\sqrt{\frac{mb(t_p - t_o)\lambda_b}{250\gamma \left( C_o + \frac{500C_{bf}}{\gamma d_{bf}} \right) P}} = \frac{d_{bf} \ln \frac{d_{bf}}{d_w} + \frac{2\lambda_b}{\alpha_1}}{\sqrt{1 - \frac{2\lambda_b}{\alpha_1 d_{bf}}}} \quad (7-114B)$$

——当 $C_o$ 为元/吨时

## (二) 控制单位热损失的保温计算

### 1. 保温厚度的计算

#### (1) 管道

$$\ln \frac{d_{bw}}{d_w} = 2\lambda_b \left[ \frac{\pi(t_1 - t_o)}{\Delta q} - \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}} \right] \quad (7-115)$$

#### (2) 平壁

$$\delta_b = \lambda_b \left( \frac{t_1 - t_o}{q} - \frac{1}{\alpha_1} \right) \text{ 米} \quad (7-116)$$

对于矩形管道及一切非圆形管道和设备，按圆管传热公式计算，此时其定性尺寸为当量直径 $d_{eq}$

$$d_{eq} = \frac{P}{\pi} \text{ 米} \quad (7-117)$$

式中  $t_1$ ——热介质温度（取热介质的额定温度），°C；

$P$ ——横截面外周长，米；

$t_o$ ——周围空气温度，°C；

$\alpha_1$ ——保温层外表面向周围介质的放热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；

$\lambda_b$ ——保温材料在平均温度 $t_{bp}$ 下的导热系数， $\lambda_b = \lambda_o + bt_{bp}$ ，千卡/米·时·°C；

$$t_{bp} = \frac{t_1 + t_w}{2} \text{ °C} \quad (7-118)$$

$\lambda_o, b$ ——系数，随各种保温材料而异；

$t_w$ ——保温层外表面温度，°C；

$q$ ——平壁单位热损失，千卡/米<sup>2</sup>·时。

在控制单位热损失的保温厚度计算中， $t_w$ 为未知数，此时 $t_{bp}$ 可按表7-22采用。

保温层平均温度  $t_{bp}$  (°C)

表 7-22

周围空气温度 (°C)	热 介 质 温 度 (°C)								
	100	150	200	250	300	350	400	450	500
25	70	95	125	150	175	205	230	250	280
15	65	90	120	145	170	200	225	250	275
0	60	80	110	135	160	190	215	240	270
-15	55	75	105	130	155	185	210	235	265



根据(7-115)式和(7-116)式算出的保温厚度 $\delta_0$ 是在忽略了保护壳的保温功能的情况下求得的。因此其值稍大,应减去一个修正值 $\delta_k$ , $\delta_k$ 值可由表7-23中查得。

保护层对主保温层计算厚度的修正值 $\delta_k$ (毫米) 表 7-23

保 护 层	主 保 温 层 导 热 系 数 $\lambda_0$											
	0.06	0.07	0.08	0.09	0.10	0.11	0.12	0.13	0.14	0.15	0.16	
石棉硅藻土厚度(毫米)	10	3	3	4	4	5	5	6	6	7	7	8
	15	4	5	6	7	8	8	9	10	10	11	12
	20	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
石棉水泥厚度(毫米)	10	2	2	2	3	3	3	4	4	4	5	5
	15	3	3	4	4	5	6	6	6	6	7	7
	20	4	4	5	5	6	7	7	8	9	9	10

注:保护层为石膏砂浆、石油沥青时,其修正值为石棉硅藻土与石棉水泥的中间值。

2.保温经济厚度的计算 当预先定出管道或设备的最大允许热损失时,其经济厚度可按式计算:

$$\delta_{0j} = 2.75 \frac{d_w^{1.2} \lambda_b^{1.36} t_w^{1.73}}{q_m^{1.5}} \quad \text{毫米} \quad (7-119)$$

- 式中  $d_w$ ——管道或圆柱体设备外径,毫米;  
 $\lambda_b$ ——保温层的导热系数,千卡/米·时·°C;  
 $t_w$ ——管道或圆柱体设备的外表面温度,°C;  
 $q_m$ ——最大允许热损失,可按表7-24选取,千卡/米·时。

### 3.保温层表面温度的计算

#### (1)管道的表面温度

管道与设备允许的最大热损失 表 7-24

管道外径 (毫米)	热 介 质 温 度 (°C)						
	100	150	200	250	300	350	400
	最大允许热损失 (千卡/米·时)						
57	60	80	90				
108	85	110	130	165	180	200	220
159	105	135	165	195	215	230	265
216	120	160	195	235	260	285	315
267	135	185	220	265	295	330	365
325	155	210	245	300	335	365	410
376	170	230	280	330	365	400	445
427	185	255	305	355	395	430	475
529	220	295	350	410	415	500	545
	最大允许热损失 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时)						
平 壁	100	130	150	180	200	225	250

$$t_w = t_p - \frac{\ln \frac{d_{bw}}{d_w}}{2\pi\lambda_b} \Delta q \quad ^\circ\text{C} \quad (7-120)$$

或 
$$t_w = t_o + \frac{\Delta q}{\pi\alpha_1 d_{bw}} \quad ^\circ\text{C} \quad (7-121)$$

(2) 平壁的表面温度

$$t_w = t_p - \frac{\delta_b}{\lambda_b} q \quad ^\circ\text{C} \quad (7-122)$$

或 
$$t_w = t_o + \frac{1}{\alpha_1} q \quad ^\circ\text{C} \quad (7-123)$$

(三) 温度降的计算 管段中热介质的温度降可按下式计算:

$$\Delta t = \frac{\Delta Q}{G_c} \quad ^\circ\text{C} \quad (7-124)$$

式中  $\Delta Q$ ——管段的热损失, 千卡/时;

$c$ ——热介质的重量比热, 水可取为 1, 过热蒸汽可近似取作 0.5, 水蒸汽及空气的重量平均比热见表 7-25, 千卡/公斤 $\cdot$ °C;

$G$ ——热介质的流量, 公斤/时。

水蒸汽和空气的重量平均比热(千卡/公斤 $\cdot$ °C)  
表 7-25

温度 $t$ (°C)	水 蒸 汽	空 气
0	0.441	0.2393
100	0.4477	0.2403
200	0.4323	0.2416
300	0.4384	0.2434
400	0.4652	0.2456
500	0.4724	0.2481
600	0.4798	0.2507
700	0.4877	0.2533
800	0.4957	0.2559
900	0.5038	0.2583
1000	0.5120	0.2606

当管内输送饱和蒸汽时, 由于热损失的结果将产生凝结水, 管段中所形成的凝结水量为:

$$G_k = \frac{\Delta Q}{r} \quad \text{公斤/时} \quad (7-125)$$

式中  $r$ ——蒸汽的汽化潜热, 千卡/公斤。

对于过热蒸汽, 由于热损失的结果将使其过热度降低, 其热焓降可由下式求得:

$$\Delta i = \frac{\Delta Q}{G} \quad \text{千卡/公斤} \quad (7-126)$$

式中符号同前。

当确定  $\Delta i$  值以后, 可利用  $i-s$  图, 根据始点的参数求出其终点状态的参数。或用下列公式求过热蒸汽末端的温度为:

$$t_2 = t_o + \frac{t_1 - t_o}{e^{\frac{2\pi(1+\beta)l}{\Sigma R G_c}}} \quad ^\circ\text{C} \quad (7-127)$$

式中  $t_o$ ——管道周围空气温度, °C;

$t_1$ ——管道始点过热蒸汽温度, °C;

$\Sigma R$ ——管道的总热阻, 米 $\cdot$ 时 $\cdot$ °C/千卡;

$G$ ——过热蒸汽的流量, 公斤/时;

$l$ ——管段长度, 米;

$\beta$ ——管道的局部热损失系数, %。

过热蒸汽末端的压力为:

$$p_2 = p_1 \sqrt{1 - \frac{2\Delta h(1+\alpha)}{p_1} \frac{T_p}{T_1} l} \quad \text{绝对压力} \quad (7-128)$$

式中  $p_1$ ——始点的过热蒸汽压力，绝对压力；  
 $T_1$ ——始点的绝对温度，°K；  
 $T_p$ ——管道中过热蒸汽的绝对平均温度，°K；

$$T_p = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$\Delta h$ ——单位管长压力降，公斤力/米<sup>2</sup>·米；  
 $\alpha$ ——局部阻力当量长度百分数，%；  
 $l$ ——管段长度，米。

#### (四) 热水管道的防冻及其保温厚度的计算

1. 当管中水流动时 管段通过保温层的散热量等于管内水降低到 0°C 时将结冻，此时可得：

$$\Delta q l = \frac{\pi l (t_1 - t_0)}{\frac{1}{2\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w} + \frac{1}{\alpha_1 d_{bw}}} = Gc(t_1 - 0)$$

上式中  $\frac{1}{\alpha_1 d_{bw}}$  不易计算，且数值不大，可省略（此时误差在 10% 以内），上式经整理后得

$$d_{bw} = d_w \ln^{-1} \left[ \frac{2\pi\lambda_b l (t_1 - t_0)}{Gct_1} \right]$$

故得保温的防冻厚度为：

$$\begin{aligned} \delta_b &= \frac{1}{2} [d_{bw} - d_w] \\ &= \frac{1}{2} \left\{ d_w \ln^{-1} \left[ \frac{2\pi\lambda_b l (t_1 - t_0)}{Gct_1} \right] - d_w \right\} \quad \text{米} \end{aligned} \quad (7-129)$$

2. 当管中水不流动时 当周围空气长期在 0°C 以下，则管内死水热量继续不断向四周散失，终将冻结，故一般对不流动的管道仅计算出维持不冻结的时间。

每米管道放出的热量为：

$$q = G_s c (t_1 - 0) + G_g c' (t_1 - 0) \quad (7-130)$$

式中  $G_s$ ——每米管中水的重量，公斤/米；  
 $G_g$ ——每米金属管道的重量，公斤/米；  
 $c$ ——水的比热，可取为 1，千卡/公斤·°C；  
 $c'$ ——金属管的比热，钢铁管的比热约为 0.1，千卡/公斤·°C  
 管中水的结冻时间为：

$$\begin{aligned} T &= \frac{G_s c t_1 + G_g c' t_1}{\frac{\pi (t_1 - t_0)}{\frac{1}{2\lambda_b} \ln \frac{d_{bw}}{d_w}}} \\ &= \frac{t_1}{t_1 - t_0} \left( \frac{G_s c + G_g c'}{2\pi\lambda_b} \right) \ln \frac{d_{bw}}{d_w} \quad \text{时} \end{aligned} \quad (7-131)$$

### 三、保 温 结 构

(一)管道保温 管道保温结构型式颇多,主要取决于保温材料及其制品和管道敷设方式等。常用的保温结构型式有下列几种:

1.涂抹式 一般用胶泥状保温材料直接湿抹于管子上。涂抹式(胶泥)保温结构如图7-58所示。胶泥保温材料(一般为石棉硅藻土、碳酸镁石棉粉和石棉粉等)在未涂抹前应搅拌均匀,不可含有块粒。为了增加金属表面与保温材料的粘接力,第一次可用较稀的石棉硅藻土或VI级石棉灰浆散敷作底层,厚度为3~5毫米。待第一层彻底干燥后才涂第二层,厚度为10~15毫米,以后每层厚度为15~25毫米,直至设计要求厚度。最后一层表面应抹光、无裂缝。然后根据管道设计要求施工保护层。施工胶泥保温时,要求周围空气的温度不低于0℃,否则应在暖棚中进行。为了加速保温层的干燥,可在管内通入不高于150℃的热介质。

2.预制式 主保温材料由专门场地或工厂预制成砖形、扇形或半圆形瓦块。国家标准图集R410-1“热力管道保温结构”主要即属此种结构。预制式保温结构如图7-59所示。保温时先用石棉硅藻土作底层,然后安放预制瓦块。安放保温制件时应使纵横接缝错开,接缝处应以石棉硅藻土灰浆或其他湿抹式保温材料填实。然后根据管道设计要求施工保护层。

3.捆扎式 主保温材料可利用弹性的织物、席状物、绳子、纽带等成件保温制品捆扎在管子上。保温材料一般多用矿渣棉毡或玻璃棉毡。如保温材料为矿渣棉或玻璃棉成形制品(毡、板、瓦)时,保温结构的一般作法如图7-60所示。这种结构的详细构造可见国家

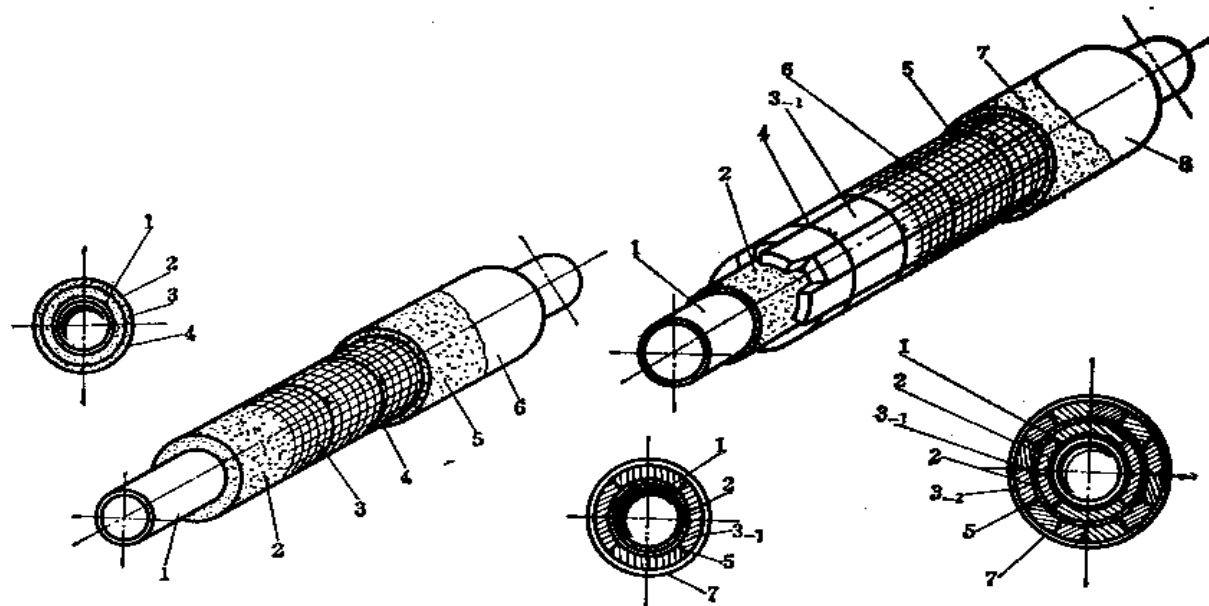


图 7-58 涂抹式(胶泥)保温结构图

1—防锈漆; 2—胶泥保温层; 3—方格镀锌铁丝网(当保温外径<200毫米时不用); 4—绑扎,  $d=1.0\sim 1.6$ 毫米镀锌铁丝; 5—保护壳; 6—表面色漆

图 7-59 预制式保温结构图

1—防锈漆; 2—石棉硅藻土垫层3~5毫米; 3-1—第一层保温层制件; 4—镀锌铁丝或打包铁皮; 5—方格铁丝网(当保温外径<200毫米时不用); 6—绑扎,  $d=1.0\sim 1.6$ 毫米镀锌铁丝; 7—保护壳; 8—表面色漆; 3-2—第二层主保温层

标准图集R410-1。当保温材料比较松软，在包扎时不易整理成圆形时，可在保温层外加厚纸板或油毡，这样可使保温外观圆平，其结构情况如图7-61所示。

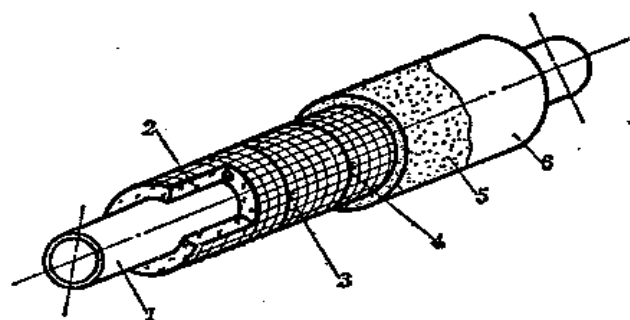


图 7-60 捆扎式保温结构图  
1—防锈漆；2—矿渣棉(玻璃棉)毡；3—方格镀锌铁丝网(当保温直径 $\leq 500$ 毫米时不用)；4—镀锌铁丝， $d=1.0$ 毫米；5—保护层(用密纹玻璃布包扎)；6—表面色漆(磁漆或冷底子油)

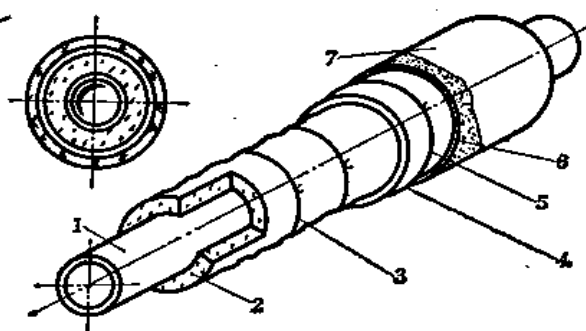


图 7-61 松软保温制品结构图  
1—防锈漆；2—松软保温制品层；3—镀锌铁丝， $d=1\sim 2$ 毫米，间距 $300\sim 400$ 毫米；4—厚纸板， $\delta=1\sim 1.5$ 毫米或油毡 $\delta=1.4$ 毫米；5—镀锌铁丝， $d=1.0$ 毫米，间距 $200\sim 300$ 毫米；6—保护层(密纹玻璃布)；7—表面色漆

## (二) 阀门保温

1. 涂抹式 将湿的保温材料(一般为石棉硅藻土，比例为：硅藻土70%，五级石棉30%，石棉为软-5-60)，直接涂抹在阀体上。涂抹时，先涂较稀的石棉硅藻土或Ⅱ级石棉灰浆作底层，厚度为3~5毫米，然后涂主要保温层，每层厚度约10毫米，第一层干后才能抹第二层。保温层外用 $d=1.2$ 毫米，网格 $100\times 100$ 毫米的镀锌铁丝网覆盖，铁丝网需用 $d=1.2$ 毫米镀锌铁丝做加强圈。外层并抹保护壳。其结构情况如图7-62所示。

2. 捆扎式 如图7-63所示，将玻璃布或石棉布缝制的软垫捆扎于阀体上。软垫内装玻璃棉或优质的矿渣棉。软垫的厚度等于所需保温层厚度，软垫外用铁丝或玻璃丝带直接绑扎。或用棉毡绑扎于阀体上，然后用玻璃布缠紧并用镀锌铁丝扎牢。以上两式均属固定式。

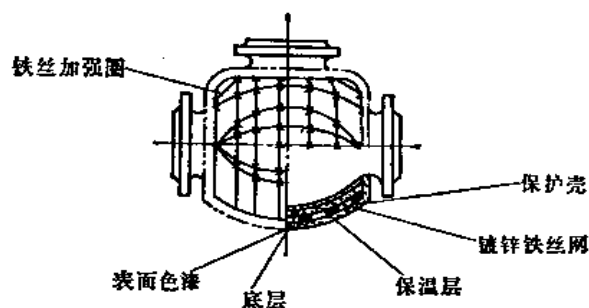


图 7-62 涂抹式阀门保温图

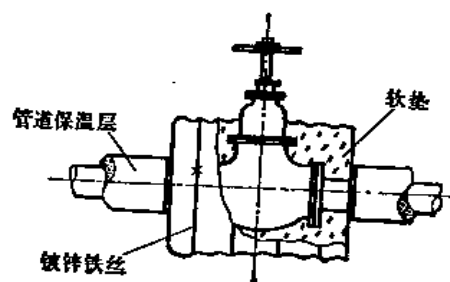


图 7-63 捆扎式阀门保温图

3. 装卸式 用保温板外加铁皮保护罩，作法可见国家标准图集R410所示。

(三) 设备保温 热力设备保温与管道保温不同之点，在于设备面积大，保温层不易附着在设备表面，因此，必须根据所选用保温制品的不同外型在设备表面焊置钩钉，并在主保温层外布置一层镀锌铁丝网，并使之与钩钉扎牢，使保温层能牢固地附着在设备表

面，其保温情况如图7-64所示。热力设备保温的详细结构情况，可按国家标准图集（图号R104）施工。保温前必须在设备表面焊上保温钩钉或保温钉以便固定保温材料。亦可焊螺母结构，但较复杂。其次，将金属表面锈污擦拭干净后方可进行保温工程。设备保温结构

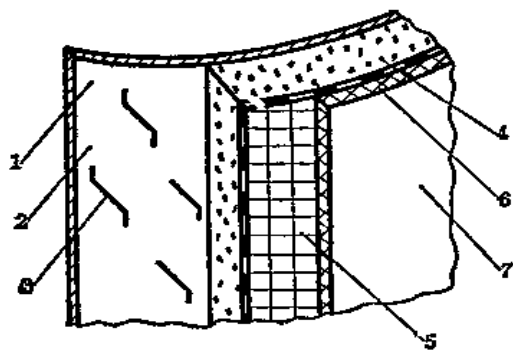


图 7-64 热力设备保温示意图

1—设备外壁；2—二道防锈漆；3—钩钉；4—保温层；5—镀锌铁丝网；6—保护层；7—表面色漆

型式有以下几种：

1. 湿抹式 适用于石棉硅藻土等保温材料。钩钉间距以250~300毫米为宜。设备表面防腐后，将和好的保温材料（胶泥）分层进行涂抹，第一层可用较稀的胶泥散敷，厚度为3~5毫米，待第一层彻底干燥后再敷第二层，第二层厚度为10~15毫米，以后每层厚度为15~25毫米，直至设计要求厚度。然后外包一层铁丝网，用铁丝借助钩钉绑牢，钉网布置如图7-65所示。湿抹式费工费时，一般已很少采用。

2. 捆扎式 当设备上不能直接焊保温构件时，可采用此种结构。适用于半硬质板、毡等保温制品。保温时毡、板的搭接缝须密实。

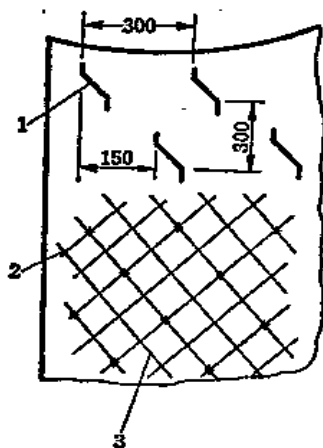


图 7-65 湿抹式钉网布置图

1—钩钉；2—绑扎镀锌铁丝， $d=1.4$ 毫米；3—镀锌铁丝网， $d=1.2$ 毫米，网孔 $30 \times 30$ 毫米

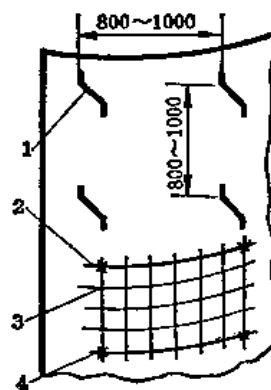


图 7-66 预制式钉网布置图

1—钩钉；2—铁丝制扎环， $d=2.0$ 毫米；3—镀锌铁丝网， $d=1.2$ 毫米，网孔 $25 \times 25$ 毫米；4—铁丝制扎丝， $d=1.2$ 毫米

3. 绑扎式（预制式） 保温材料为各种预制块，钩钉间距以不少于两个预制块为宜。保温时，预制块与设备表面间及预制块与预制块间须用胶泥保温材料填塞密实，不应存有任何空隙。预制块的纵横搭缝应错开，并用镀锌铁丝借助钩钉将预制块绑牢。为了使保护壳结实，亦可加 $d=1.2$ 毫米，网孔 $25 \times 25$ 毫米的镀锌铁丝网如图7-66所示，然后再敷保护壳。

4. 立式设备保温 立式设备与卧式设备保温结构基本相同，仅需另考虑增设承受保温层重量的托板。托板宽度与保温层厚度相同，其沿设备高度方向的间距以2~3米为宜。立式设备保温结构如图7-67所示。

（四）保温结构的试验 保温结构试验的目的在于求出经过保温后保温材料的实际导

热系数。试验时利用“试验壁”来进行，亦可用其他已知导热系数的材料组成，其形状为长600毫米，宽60毫米，厚3毫米的带状物。其原理和方法如下：

1. 先将在试验室已测定导热系数为 $\lambda_1$ 值的试验壁套在被试验的已保温的管道上，如图

7-68所示。在此壁内外加温度计以测量试验壁内外之温度差 $t_n - t_w$ ，然后根据下式计算管道保温结构的实际导热系数为：

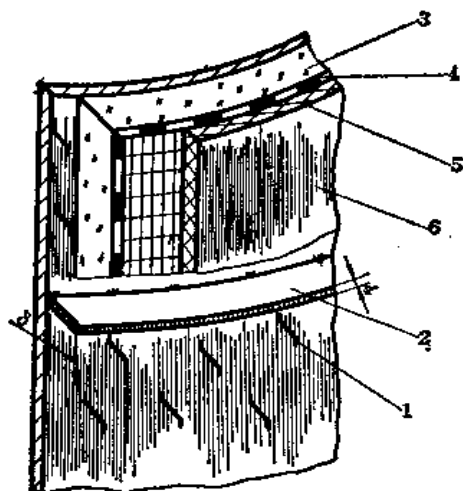


图 7-67 立式设备保温结构示意图

1—钩钉；2—托板；3—保温层；4—镀锌铁丝网，  
5—保护层；6—表面色漆

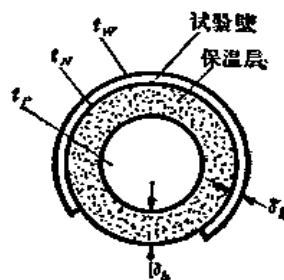


图 7-68 保温结构试验示意图

$$\lambda_b = \lambda_1 \times \frac{\delta_b}{\delta_1} \times \frac{t_n - t_w}{t_p - t_n} \quad \text{千卡/米} \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (7-132)$$

式中  $\lambda_1$ ——已知试验壁的导热系数，千卡/米·时·°C；

$\delta_1$ ——试验壁的厚度，米；

$\delta_b$ ——保温层的厚度，米；

$t_p$ ——管道内介质平均温度，°C；

$t_n$ ——试验壁内壁温度，°C；

$t_w$ ——试验壁外壁温度，°C。

2. 为了试验时求得比较准确的数值，一般应符合以下要求：

(1) 保温层表面温度不应超过110°C；

(2) 试验应保持6~8小时以上；

(3) 应在管道开始运行2~8小时以后（饱和蒸汽及水为2~4小时，过热蒸汽为4~8小时）开始试验，以便获得试验时所要求的均衡稳定温度；

(4) 测量温度时应尽量采用自动记录的带有千分伏特计的热电偶（一般4千分伏特相当温度差1°C）；

(5) 热电偶在壁的内外表面应用细长的橡皮层保护，以防机械损伤。

(五) 保温材料的计算 在保温厚度及保温结构确定之后可进行保温材料的计算

1. 无保温管道每米长的表面积可见表7-26。

2. 保温管道 保温材料的体积和表面积见动力设施国家标准图集“热力管道保温结构”（图号R410-1）。保温层外表面积亦可由图7-69查出。保温层体积亦可由图7-70查出。当保护层采用石棉水泥保护壳时，其体积可由图7-71查出。

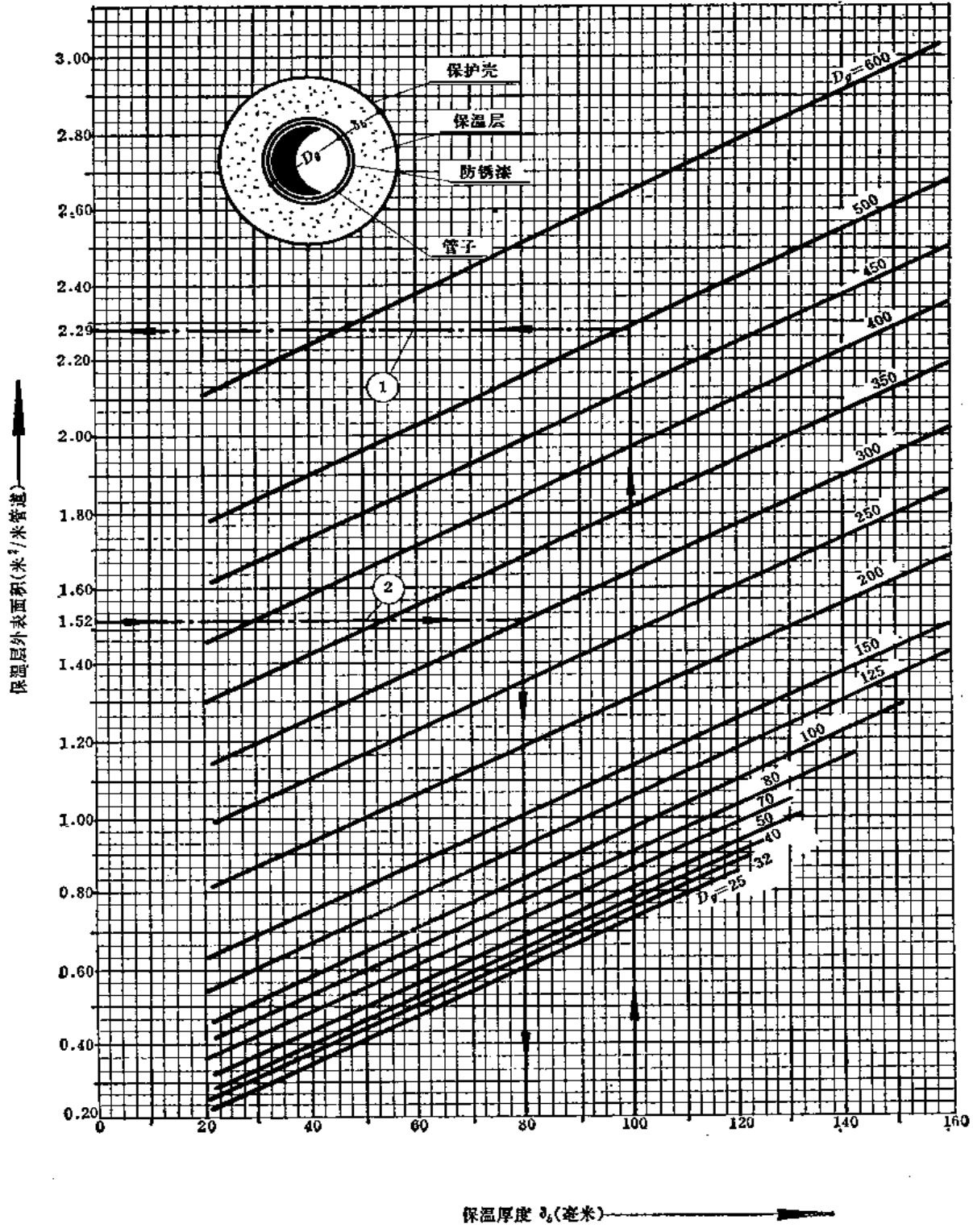


图 7-69 保温层外表面积线算图

3194

2015



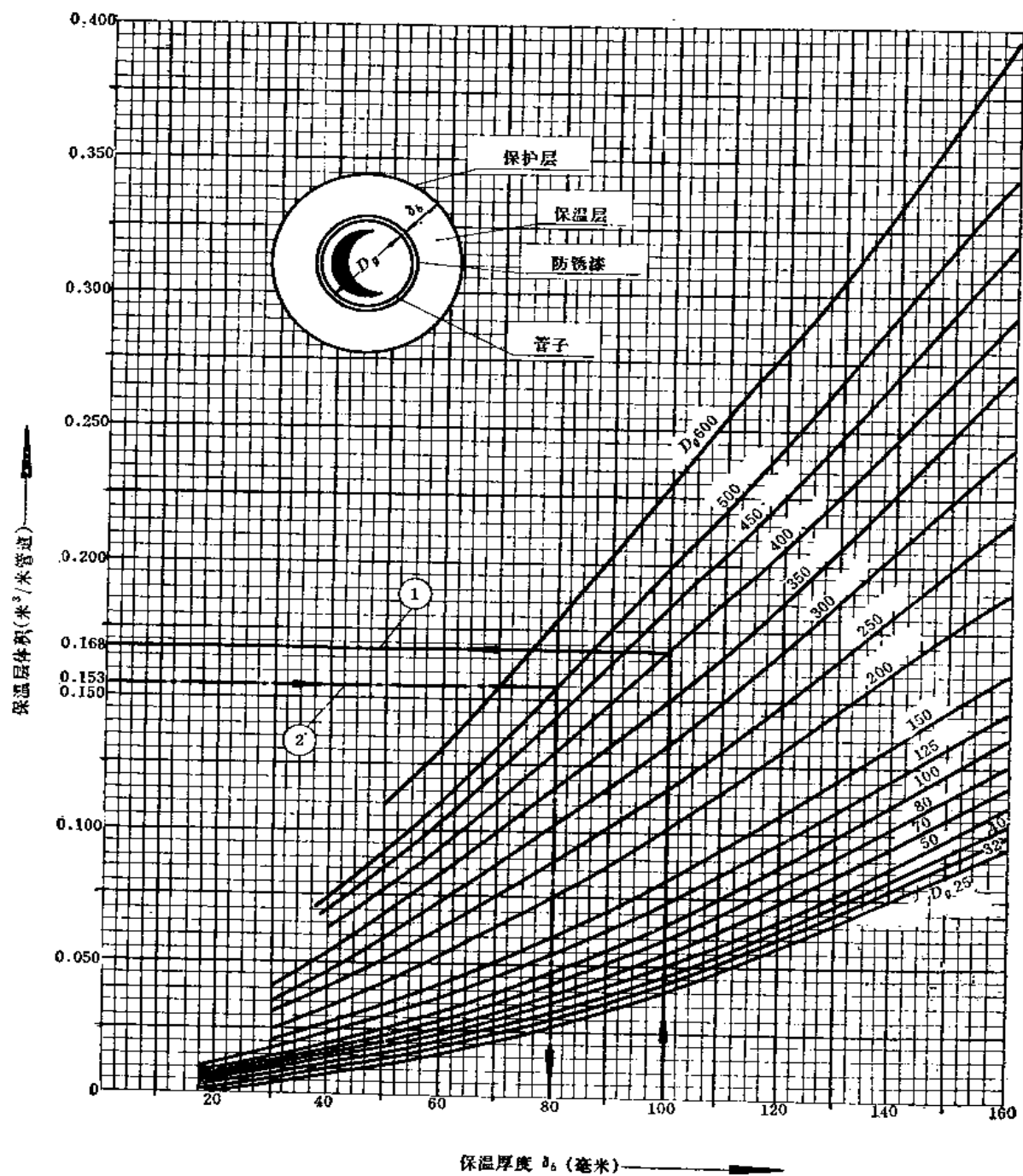


图 7-70 保温层体积线算图

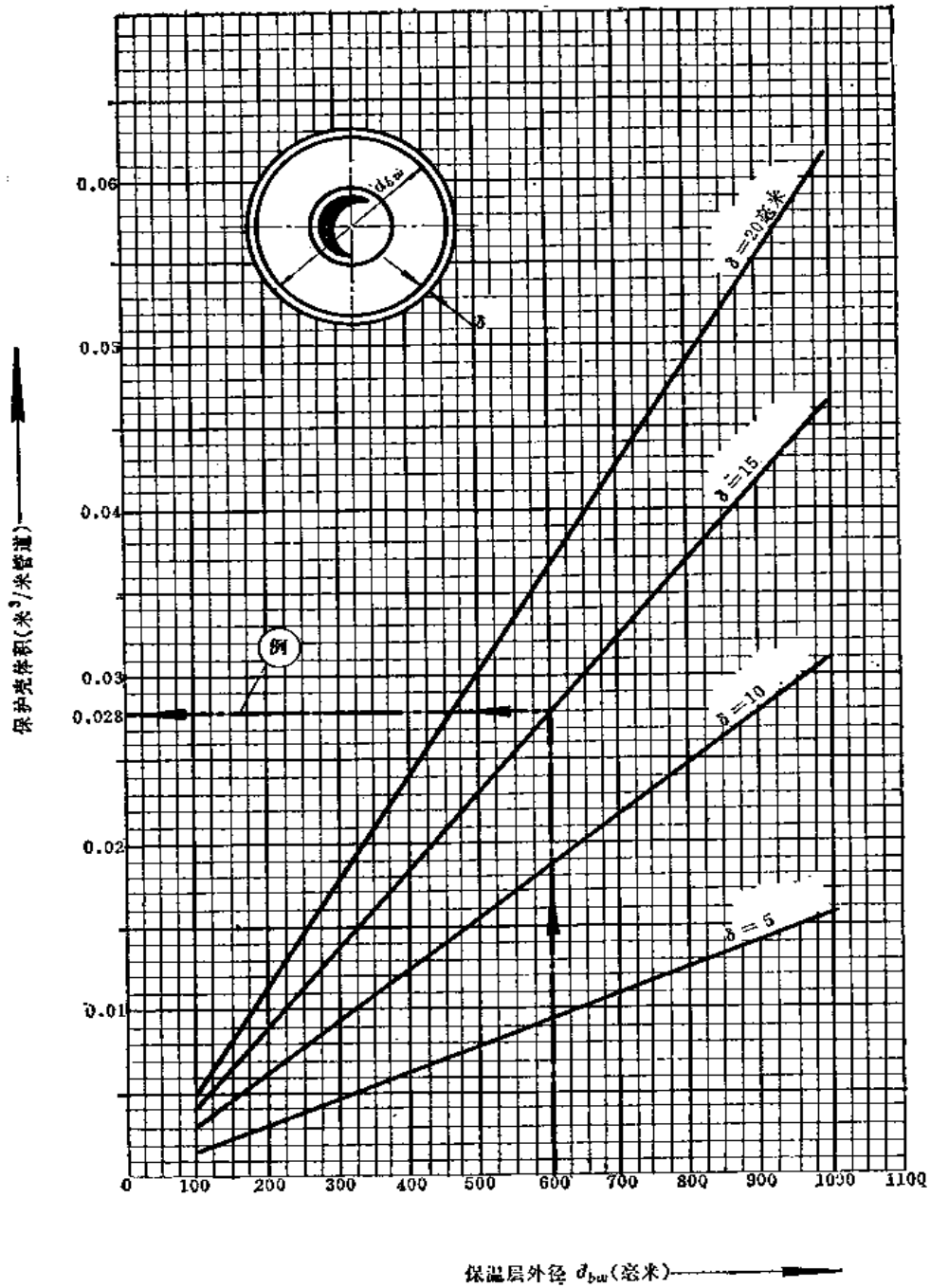


图 7-71 石棉水泥保护壳体积线算图

注：当  $d_{bw} < 350$  毫米时， $\delta$  取 10 毫米；当  $d_{bw} \geq 350$  毫米时， $\delta$  取 15 毫米。容重可根据配合比情况按 1~1.5 吨/米<sup>3</sup> 计算。

每米管子表面积

表 7-26

管子公称直径 $D_0$ (毫米)	管子外径 $d_w$ (毫米)	管子表面积 (米 <sup>2</sup> )	管子公称直径 $D_0$ (毫米)	管子外径 $d_w$ (毫米)	管子表面积 (米 <sup>2</sup> )
15	18	0.0565	200	219	0.6885
20	25	0.0785	250	273	0.8577
25	32	0.1005	300	325	1.021
32	38	0.119	350	377	1.186
40	45	0.141	400	428	1.341
50	57	0.179	450	478	1.501
65	73	0.2295	500	529	1.660
70	76	0.239	600	630	1.978
80	89	0.2796	700	720	2.26
100	108	0.3391	800	820	2.58
125	133	0.4178	900	920	2.895
150	159	0.4885	1000	1020	3.203

当采用预制式(泡沫混凝土、硅藻土或蛭石制件)保温结构时,须计算石棉硅藻土填层耗量,其重量为:

$$G = (0.05 \sim 0.08)V \quad \text{吨} \quad (7-133)$$

式中  $G$ ——石棉硅藻土重量,吨;

$V$ ——预制瓦块保温层的体积,米<sup>3</sup>。

### 3. 保温结构零件材料计算

(1) 镀锌铁丝耗量可参见表7-27

镀锌铁丝耗量(汽水管造)

表 7-27

管子外径(毫米)	$\phi 57 \sim \phi 108$	$\phi 133 \sim \phi 159$	$\phi 219 \sim \phi 273$	$\phi 325 \sim \phi 478$
铁丝规格	20 <sup>#</sup>	18 <sup>#</sup>	18 <sup>#</sup>	18 <sup>#</sup>
耗量(公斤/米)	0.12	0.2	0.4	0.5

(2) 铁丝网 铁丝网主要作为保护壳的骨架之用,其消耗量可按下式计算:

$$F_w = 1.05 F_{bw} \text{米}^2 \quad (7-134)$$

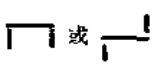
式中  $F_w$ ——镀锌铁丝网消耗量,米<sup>2</sup>,

$F_{bw}$ ——保温层外表面积,米<sup>2</sup>。

(3) 钩钉 主要用于平壁及直径大于 $\phi 650$ 毫米的圆筒设备,其耗量可参见表7-28

钩钉耗量

表 7-28

焊接位置	形状	规格	耗量
$> \phi 650$ 圆筒		$\phi 4 \sim 6$ (毫米)	0.05(公斤/米)
平壁			0.32(公斤/米 <sup>2</sup> )

## 四、油漆

油漆覆盖层主要用于保护管道及设备的内外表面,使其不产生或延缓金属的腐蚀,亦

可标记管内介质及其流向。油漆的优点是：在液体及气体介质中均可使用；施工简便；价格便宜。其缺点是：由于涂膜很薄，故耐久性较差。

(一) 油漆材料 常用油漆材料可参见附录表89。各种防腐用油漆的配制见表7-29

管道设备防腐用各种油漆配制(公斤)

表 7-29

序号	名称	银粉		防锈漆		铅油		磁油		煤焦油		布面调油		耐酸漆		耐热漆		沥青		库兹巴斯	
		1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
1	银粉	0.084	0.087																		
2	防锈漆			1	0.9																
3	铅油					0.8	0.73														
4	磁油							0.95	0.9												
5	煤焦油									2.7	2.1										
6	各色调合铅油											1.8	1.62								
7	耐酸漆													0.87	0.62						
8	耐热漆															0.87	0.82				
9	沥青																	2.8	2.4		
10	克鲁布油																			0.04	0.02
11	动力笨																			0.36	0.2
12	铅粉																				0.2
13	臭油水																			0.4	0.2
14	清油					0.4	0.35	0.21	0.18					0.09	0.05	0.09	0.05				
15	汽油											0.2	0.14								
16	瓦泥斯油	0.35	0.32																		
17	松香油	0.7	0.65	0.4	0.37																
18	香干料													0.14	0.1	0.44	0.1				

注：表中“1”指第一遍刷油，表中“2”指第二遍刷油。

(二) 管道的涂色 锅炉房内的管道表面或其保温层的表面应涂色以表示管内介质和介质流动方向的箭头。涂色可按表7-30的规定进行。

管道上一般宜有表示介质流动方向的箭头，介质有向两个方向流动的可能性时，则应标出两个相反方向的箭头。箭头一般漆白色或黄色，底色浅者则漆深色箭头。

(三) 刷漆的技术要求

1. 对油漆品类的选择及涂刷度数的要求：

(1) 无保温层的管道及设备，一般先涂二度防锈漆，再涂一度调和漆；

(2) 有保温层的管道及设备，一般均应涂刷二度调和漆；

(3) 金属工业水箱及管道、循环水管道，先涂一度底漆(红丹防锈漆)，再涂二度沥青漆。

(4) 油管路先涂一度打底漆或防锈漆，然后再涂一度磁漆，如无磁漆时，则改涂调和漆；

(5) 热水箱(给水箱及凝结水箱)内部先涂二度红丹防锈漆，再涂二度锅炉汽包漆，外部保温层涂刷二度调和漆；

管道涂色

表 7-30

管道名称	颜色		管道名称	颜色	
	底色	色环		底色	色环
过热蒸汽管	红	黄	压缩空气管	蓝	—
饱和蒸汽管	红	—	油管	橙黄	—
排汽管	红	黑	石灰浆管	灰	—
废汽管	红	绿	菱苦土溶液管	灰	白
锅炉排污管	黑	—	硫酸亚铁溶液管	褐	—
锅炉给水管	绿	—	硫酸三钠溶液管	浅绿	红
疏水管	绿	黑	原煤管	亮灰	黑
凝结水管	绿	红	煤粉管	亮灰	—
软化(补给)水管	绿	白	盐水管	浅黄	—
生水管	绿	黄	冷风道	蓝	黄
热水管	绿	蓝	热风道	蓝	—
解吸除氧气体管道	浅蓝	—	烟道	暗灰	—

注：1. 色环的宽度(以管子或保温层外径为准)，外径小于150毫米者，为50毫米；外径为150~300毫米者，为70毫米，外径大于300毫米者，为100毫米。

2. 色环与色环之间的距离视具体情况掌握，以分布匀称，便于观察为原则。除管道弯头及穿墙处必须加色环外，一般直管段上环间距离可取1~5米。

管道设备涂油漆耗量

表 7-31

种类	名称	涂盖表面单位耗量		单位重量		比重
		加仑/米 <sup>2</sup>	公斤/米 <sup>2</sup>	加仑/公斤	公斤/加仑	
调和漆	油性调和漆	0.0246~0.0175	0.1107	0.222~0.158	4.5~6.3	1.19~1.655
	磁性调和漆	0.0354~0.0226	0.1238	0.286~0.18	3.5~5.5	0.325~1.45
	平光调和漆	0.0205	0.1169	0.1755	5.7	1.505
防锈漆	红丹防锈漆	0.0208	0.1768	0.1175	8.5	2.25
	铁红色防锈漆					
	灰色防锈漆	0.0224	0.1418	0.158	6.3	1.655
沥青漆	水罗松黑漆 黑沥青漆(黑凡立水) 快干黑沥青漆	0.0155	0.0527	0.294	3.4	0.897
磁漆	醇酸磁漆			0.286~0.227	3.5~4.4	0.925~1.16
	酚醛磁漆	0.0333~0.0233	0.1163	0.286~0.2	3.5~5	0.925~1.32
	快干磁漆	0.0342~0.0225	0.1196	0.286~0.188	3.5~5.3	0.925~1.4
	宝光漆(三用磁漆)	0.0342~0.0178	0.0931	0.286~0.192	3.5~5.2	0.925~1.375
底漆	锌铬黄打底漆 铁红醇酸底漆			0.213	4.7	1.24

(6) 支吊架与扶梯栏杆，先涂二度红丹防锈漆，再涂一度亮灰色油性调和漆。

2. 设备外部油漆颜色，可按下列原则进行：

- (1) 与管道系统油漆颜色的一致性；
- (2) 与锅炉本体部分设备油漆颜色的一致性；
- (3) 锅炉房内油漆工程整体色感的协调性。

#### (四) 油漆消耗指标

1. 管道设备所涂油漆的名称及耗量可参见表7-31。
2. 无保温管道的油漆概略指标可参见表7-32。

无保温管道的油漆概略指标

表 7-32

序 号	管 道 名 称	底 漆			面 漆		
		度 数	漆 名	耗 量 (公斤/米 <sup>2</sup> )	度 数	漆 名	耗 量 (公斤/米 <sup>2</sup> )
1	凝结水管	2	红丹防锈漆	0.4	1	绿色油性调和漆	0.18
2	补给水管	2	红丹防锈漆	0.4	1	绿色油性调和漆	0.18
3	循环水管	1	红丹防锈漆	0.2	2	水罗松黑沥青漆	0.3
4	工业水管	1	红丹防锈漆	0.2	2	水罗松黑沥青漆	0.3
5	空 气 管	2	红丹防锈漆	0.4	1	蓝色油性调和漆	0.18
6	油 管	1	铁红醇酸底漆	0.2	1	黄色醇酸磁漆	0.18
7	原 煤 管	2	红丹防锈漆	0.4	2	灰色油性调和漆	0.36
8	冷 风 道	2	红丹防锈漆	0.4	1	蓝色油性调和漆	0.18

3. 除氧器、给水箱、凝结水箱、工业水箱等内壁涂二度红丹防锈漆（耗量0.4公斤/米<sup>2</sup>）和二度锅炉汽包漆（耗量0.38公斤/米<sup>2</sup>）。工业水箱外壁涂一度红丹防锈漆（耗量0.2公斤/米<sup>2</sup>）和二度水罗松黑沥青漆（耗量0.3公斤/米<sup>2</sup>）。

#### 4. 其他

- (1) 支吊架及扶梯栏杆油漆耗量约为全部油漆耗量的20~25%；
- (2) 管道色环与色箭油漆耗量约为保温表面积2%。

## 第五节 管道支吊架

### 一、概 述

#### (一) 管道支吊架的设计原则

1. 支吊架的布置和其类型的选择应满足管道补偿和位移的要求，并应注意减少管道的震动。

2. 应适当选择支吊架的间距。间距过小，支吊架过密，数量过多，将造成钢材和人力的浪费；间距过大，一方面管道自重产生的弯曲应力过大将造成管道的破坏，另一方面管道自重产生的弯曲挠度过大将不能满足疏水、放水的要求。因此，支吊架的最大允许间距，应根据强度及刚度条件，通过计算来确定。

在决定支吊架间距时，还应结合主厂房和管道布置的具体情况，考虑管道荷重和自重应力的合理分布。

3. 支吊架本体、连接件和生根结构，应具有足够的强度和刚度，应考虑管道本身与配件、水和保温层的重量，以及由于管道变形而作用在支架上的力。支吊架应支承在可靠的结构上。

4. 支吊架的结构型式应保证安全，力求简单。其布置应便于施工，同时要不影响其他管道的安装和以后的扩建。

5.设计中应尽量采用标准结构和元件,可采用动力设施国家标准图“室内热力管道支吊架”(图号R402)。

### (二)支吊架设计使用要点

1.在较重的管道附件近旁,应装设支吊架,以承受附件主要荷重。三通处亦应尽量装设支吊架。

2.水泵出口管段上应装设可靠的支架,以承受该部分管道的重量并尽量减少振动。

3.安全阀排汽管内介质流动速度较高,应尽量采用稳定性较大的支吊架。

4.设计吊架时,拉杆的长度应能调整,一般用端部拉杆进行上部或下部的调整,当不能采用上部或下部螺纹调整拉杆长度时,才采用花篮螺丝进行中间调整。

5.对于位移值或位移方向不相同的管道,不应使用同一吊架的中间连接件(例如吊架的拉杆)。

6.支吊架应尽量生根于土建结构的梁、柱或钢架上。生根于楼板或砖墙上的支吊架,应征得上建人员同意。此外,一般不宜将支吊架生根于钢筋混凝土屋架上。

支架的生根,一般采用插墙支承或与土建预埋件相焊接的方式,如无预埋件时,可采用梁箍包梁或槽钢夹柱的方式。

7.对于悬臂式生根结构的支吊架,其悬臂长度一般不宜大于800毫米。对于悬臂较长的支吊架,应尽量在其受力较大的方向加斜撑。

### (三)支吊架的型式及选用

工业锅炉房常用管道支吊架的型式有:固定支架、滑动支架、导向滑动支架、刚性吊架、穿墙管道滑动支架、穿楼板管道滑动及固定支架。各种支吊架的型式,应按照下列原则选择:

1.在管道上不允许有任何位移的地方,应装设固定支架。固定支架应生根在牢固的厂房结构物上。

2.在管道上无垂直位移或垂直位移很小的地方,可装设活动支架或刚性吊架。活动支架的型式,应根据摩擦作用力的不同要求来选择,工业锅炉房管道对由于摩擦而产生的作用力一般无严格限制,故采用滑动支架。当架空管道不便装设活动支架时,可采用刚性吊架。

3.水平管道上只允许管道轴向水平位移的地方,应装设导向支架。

在铸铁阀件的两侧,一般应装设导向支架,使铸铁件少受弯矩作用。

方形伸缩器两侧适当距离的地方,宜装设导向支架,以避免产生横向弯曲而影响管道的稳定性。

4.管道穿墙时,应装设滑动支架,墙洞的大小应不妨碍管道的位移。

5.垂直管道通过楼板时,应装专用套管。套管一般不应限制管道位移,且不承受管道的垂直荷重,但如土建许可时,也可做成托架或固定支架。

管道支吊架的其他型式如活动支架中为减小管道轴向摩擦力的滚柱支架和为减少管道水平位移摩擦力的滚珠支架,结构较复杂,一般只用于介质温度较高和管径较大的管道上,工业锅炉房中一般不予采用。此外,考虑到工业锅炉房管道垂直位移一般较小,用于管道具有垂直位移之处的弹簧吊架及弹簧支架,在工业锅炉房中也很少采用,本手册均未编入。

## 二、支吊架间距的确定

管道支吊架间的最大允许间距，应满足强度条件和刚度条件。

(一) 强度条件 管道自重弯曲应力不应超过许用外载弯曲应力值。

(二) 刚度条件 由管道自重产生的弯曲挠度不应超过支吊架间距的0.002。

根据下列两个公式计算的结果，取较小值作为推荐的最大允许间距。计算中的载荷方式是按水平直管段承受均布荷载来计算的。

按强度条件计算支吊架的最大允许间距：

$$L_{\max} = 2.24 \sqrt{-\frac{1}{q} - W \varphi \sigma_t^{(t)}} \quad \text{米} \quad (7-135)$$

按刚度条件计算支吊架的最大允许间距：

$$L_{\max} = 0.19 \sqrt[3]{\frac{1}{q} E_t I i_0} \quad \text{米} \quad (7-136)$$

式中  $L_{\max}$ ——支吊架的最大允许间距，米；

$q$ ——管道单位重量，包括管子自重及保温结构重量，对于水管道在计算强度时还包括水重，但不考虑水温修正，对于蒸汽管道的计算以及水管道在计算刚度条件时，均不考虑水重。公斤/米；

$W$ ——管子断面系数，厘米<sup>3</sup>（见表7-33）；

$\varphi$ ——管子横向焊缝减弱系数；

温度大于350°C，外径大于108毫米的管道按带垫圈焊缝考虑， $\varphi=0.9$ ；

其余管道按不带垫圈焊缝考虑， $\varphi=0.7$ （见表7-18）；

$\sigma_t^{(t)}$ ——热态额定许用应力，公斤力/毫米<sup>2</sup>（见表7-34）；

$E_t$ ——在计算温度下钢材的弹性模数，公斤力/厘米<sup>2</sup>（见表7-10）；

$I$ ——管子断面惯性矩，厘米<sup>4</sup>（见表7-33）；

$i_0$ ——管子疏水、放水坡度，一般采用0.002。

热力管道支吊架最大间距见表7-35，表中保温结构及厚度按动力设施国家标准图“泡沫混凝土保温图”（图号R401-1）计算，当所选用管材或保温结构重量与表中给出的重量不同时，应重新计算。

工程设计中考虑到支吊架的合理布置及方便施工，支架间距往往不取其最大值，而取恰当数值。表7-35至表7-37中给出了动力设施国家标准图集“室内热力管道支吊架”（图号R402）中管道离墙间距及支架间距数值。

## 三、支吊架结构荷载

### (一) 概述

支吊架的荷载计算，必须考虑可能同时作用于该支吊架上的下列荷重和作用力：

1. 管道重量 支吊架所承受的管子、保温结构和水的重量（排汽管不包括水重）。
2. 管道附件重量 包括阀体和附件的重量。
3. 管道热伸长或冷紧所产生的作用力。
4. 活动支吊架的摩擦作用力。



管道常用计算数据

表 7-33

公称直径 $D_o$ (毫米)	外径× 壁厚 $D_w \times S$ (毫米)	内 径 $D_n$ (毫米)	有 效 截面积 $F_n$ (厘米 <sup>2</sup> )	惯性矩 $I$ (厘米 <sup>4</sup> )	断面系数 $W$ (厘米 <sup>3</sup> )	公称直径 $D_o$ (毫米)	外径× 壁厚 $D_w \times S$ (毫米)	内 径 $D_n$ (毫米)	有 效 截面积 $F_n$ (厘米 <sup>2</sup> )	惯性矩 $I$ (厘米 <sup>4</sup> )	断面系数 $W$ (厘米 <sup>3</sup> )
6	12×2.5	7	0.386	0.09	0.15	20	25×2	21	3.46	0.96	0.77
							25×3	19	2.82	2.90	1.81
10	14×2	10	0.785	0.14	0.21	25	32×2.5	27	5.72	2.49	1.56
	16×2.5	11	0.95	0.25	0.28		32×3.5	25	4.91	3.22	2.00
15	18×2	14	1.54	0.32	0.36	32	38×2.5	33	8.54	4.34	2.26
	18×3	12	1.13	0.41	0.46		38×3.5	31	7.54	5.70	3.00
40	45×2.5	40	12.55	7.65	3.40	150	159×4.5	150	176.71	652	82
	45×3.5	38	11.30	10.0	4.44		159×7	145	165.00	967	122
50	57×3	51	21.90	18.6	6.52	200	219×6	207	336.53	2294	208
	57×3.5	50	19.63	21.5	7.44		219×7	205	332	2617	248
65	73×3	67	35.20	40.5	11.00	250	273×7	259	527	5170	379
	73×3.5	66	34.10	46.3	12.40		273×8	257	518	5853	429
	73×4	65	33.15	50.6	13.82						
80	89×3.5	82	52.60	86.0	19.3	300	325×8	309	750	10000	616
	89×4	81	51.50	96.6	21.7		325×9	307	740	11160	687
100	108×4	100	78.54	176.8	32.7	350	377×9	359	1010	17600	934
	108×4.5	99	77.00	196	36.3		377×10	357	999	19430	1031
125	133×4	125	122.71	337	50.7	400	426×9	408	1310	25650	1204
	133×6	121	115.00	484	72.7		426×10	406	1295	28290	1328

碳素钢额定许用应力

表 7-34

钢 材	$A_2$	钢10	$A_3$	钢15	$A_4$	钢20	钢22	钢25
极限强度 $\sigma_b$ °(公斤力/毫米 <sup>2</sup> )	35	36	39	40	43	44	45	48
管壁计算温度(°C)	许用应力 $\sigma_s$ °(公斤力/毫米 <sup>2</sup> )							
20	11.7	12.0	13.0	13.3	14.3	14.7	15.0	16.0
200	10.5	10.9	11.7	12.1	12.8	13.3	14.0	14.0
240	9.7	10.0	10.7	11.1	11.7	12.2	13.3	13.4
260	9.3	9.6	10.3	10.6	11.1	11.6	12.9	12.7
280	8.9	9.2	9.8	10.1		11.1	12.5	12.1
300	8.5	8.3	9.4	9.7		10.5	12.2	11.5
320		8.3		9.2		10.0	11.8	11.0
340		7.9		8.7		9.5		10.4
360		7.5		8.2		9.0		9.8
380		7.1		7.7		8.5		9.2
400		6.7		7.2		8.0		8.7

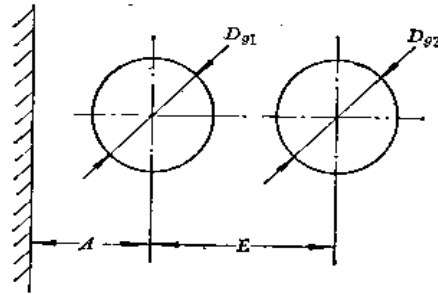


5. 管内介质所产生的作用力（排汽管或装有套管式伸缩器的管道）。

支吊架的荷载包括上述荷重和作用力的组合。支承在支吊架上的管道和管道附件的重量，根据支吊架布置的特点分配给各支吊架所承受的荷重称为基本荷重。支吊架强度计算时，应将基本荷重乘以修正系数1.5，以考虑当某一支架下陷或脱落时的过载或荷重的变化，同时还要计入有关的作用力（对于热伸长、冷紧作用力不考虑修正），这种修正后的基本荷载和作用力的组合称为结构荷载，它是支吊架结构强度计算的依据。

管道中心离墙（柱）间距及双管间距

表 7-36

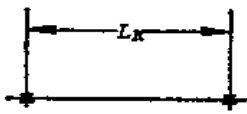


$D_{g1}$		25		32		40		50		65		80		100											
$D_{g2}$		25		32		40		50		65		80		100											
A 毫米	保温	190		200		210		220		230		240		250											
	不保温	120		120		130		130		140		150		160											
E 毫米	保温	300		320		330		350		370		390		360											
	不保温	150		160		170		180		190		210		200											
$D_{g1}$		100				125				150				200											
$D_{g2}$		65		80		100		125		80		100		125		150									
A 毫米	保温	250				270				300				330											
	不保温	160				170				180				210											
E 毫米	保温	370		380		420		390		410		430		450		440		460		480		510			
	不保温	210		220		230		220		230		240		250		250		260		270		280			
$D_{g1}$		200				250				300				300											
$D_{g2}$		100		125		150		200		100		125		150		200		300							
A 毫米	保温	330				370				400				400											
	不保温	210				240				270				270											
E 毫米	保温	480		510		540		580		520		540		570		640		580		610		640		720	
	不保温	300		310		320		340		330		340		350		390		380		390		400		450	

管道支架间距

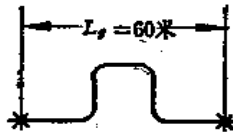
表 7-37

滑动支架最大间距

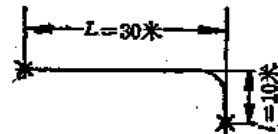


滑动支架

固定支架最大间距



保温管道方形伸缩器



不保温管道Γ形伸缩器

$D_{e1}$	$D_{e2}$	$L_H$ (毫米)		$D_{e1}$	$D_{e2}$	$L_H$ (毫米)	
		保 温	不 保 温			保 温	不 保 温
15	15	1.5	3.0	125	100	3.0	6.0
	—				125		
20	20	2.0	3.0	150	80	3.0	6.0
	—				100		
25	25	2.0	3.0	200	125	6.0	6.0
	—				150		
32	32	2.0	3.0	250	100	3.0	6.0
	—				125		
40	40	3.0	3.0	300	150	6.0	6.0
	—				200		
50	50	3.0	6.0	300	200	6.0	6.0
	—				—		
65	65	3.0	6.0	300	100	3.0	6.0
	—				125		
80	80	3.0	6.0	300	150	6.0	6.0
	—				250		
100	50	3.0	6.0	300	125	6.0	6.0
	65				150		
125	80	3.0	3.0	300	200	6.0	6.0
	—				300		
	80				—		

注：表中支架间距 $L_H$ 系国标R402所列计算间距。

(二) 基本荷重的计算

1. 水平管段(直管或水平弯管)

$$P_{j0} = \frac{1}{2} q(L_1 + L_2) + K_{fp} Q \text{ 公斤 (7-137)}$$

式中  $P_{j0}$ ——基本荷重, 公斤;  
 $q$ ——管道单位重量, 公斤/米;  
 $L_1$ 、 $L_2$ ——支吊架与两侧相邻支吊架的间距, 米;  
 $Q$ ——管道附件重量, 公斤;  
 $K_{fp}$ ——荷重分配系数; 如图7-72所示:  
 支吊架 A:

$$K_{fp} = \frac{b}{L} \quad (7-138)$$

支吊架 B:

$$K_{fp} = \frac{a}{L} \quad (7-139)$$

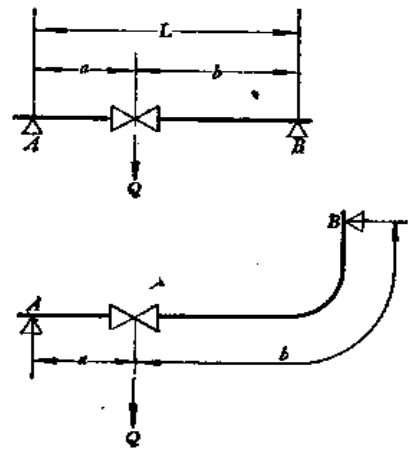


图 7-72 水平管段荷重分配示意图

$a$ 、 $b$ ——管道附件距两侧支吊架的距离, 米。

2. 垂直管段(直管)可按两支点间管道和附件的总重量平均分配给两侧支吊架承受进行计算。

### (三) 结构荷载的计算

#### 1. 中间刚性支吊架的结构荷载

垂直力:  $P_{j0z} = 1.5 P_{j0}$  公斤 (7-140)

水平力:  $P_{j0x(y)} = P_{mc} = \mu 1.5 P_{j0}$  公斤 (7-141)

式中  $P_{j0z}$ ——垂直方向结构荷载, 公斤;  
 $P_{j0x(y)}$ ——水平方向( $x$ 或 $y$ 方向)结构荷载, 公斤;  
 $P_{mc}$ ——摩擦作用力, 公斤;  
 $P_{j0}$ ——基本荷重, 公斤;  
 $\mu$ ——滑动支架及吊架的摩擦系数, 可按表7-38取用。

滑动支架及吊架的摩擦系数

表 7-38

支吊架类型		$\mu$
滑动支架	钢与钢接触	0.3
	钢与混凝土接触	0.6
吊架		0.1

2. 水平管道上导向支架的结构荷载, 除了根据公式(7-140)、(7-141)计算垂直与水平荷载外, 还应计算管道侧面方向的作用力, 即水平方向的热伸长、冷紧作用力  $P_{\Delta}$  或  $P_{\Delta 0}$ 。

#### 3. 固定支架的结构荷载

(1) 垂直方向的结构荷载可按刚性支吊架的计算公式(7-140)进行计算。

(2) 水平方向的结构荷载, 应为管道水平方向热伸长, 冷紧作用力和作用于固定支

架上的其他活动支吊架的摩擦作用力之和。

4. 安全阀后排汽管道上支吊架的结构荷载，尚应根据布置情况，考虑汽流的反作用力。汽流反作用力可按下式计算：

$$P_{a1} = \frac{L}{12} G w \quad (7-142)$$

式中  $P_{a1}$ ——汽流反作用力，公斤；

$G$ ——安全阀的排放能力，吨/时。按制造厂提供数据；

$w$ ——排汽管出口汽流速度，一般可按300米/秒计算；

$L$ ——支吊架间距，米。

#### (四) 计算图表

1. 热力管道支架受力计算公式可见表7-39。

2. 根据动力设施国家标准图“室内热力管道支吊架”（图号R402）编制的支吊架荷重及水平推力见表7-40。

3. 管道的摩擦力计算可利用线算图7-73。

### 四、支吊架生根结构强度计算

支吊架生根结构的构件，应根据强度或挠度计算来选择适当规格的型钢。常用生根结构的构件，可按表7-41中的公式计算或按计算图7-74至7-77选用。

#### 计算公式图表

##### 1. 作图条件

(1) 型钢材料均采用A3，其许用拉压应力为： $\sigma_s = 1330$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>；许用剪切应力为： $\tau_s = 800$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

(2) 刚度条件为：

对于固定支架： $f_s \leq 0.002l$

对于活动支架： $f_s \leq 0.004l$

式中  $f_s$ ——悬臂梁的许用挠度；

$l$ ——悬臂梁的长度。

##### 2. 使用符号的单位及意义：

符 号	单 位	意 义	符 号	单 位	意 义
$d$	厘米或毫米	螺杆直径	$\sigma_s$	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	许用拉压应力
$\delta$	毫米	厚 度	$I_x$	厘米 <sup>4</sup>	对x轴的截面惯性矩
$b$	厘米	宽 度	$I_{z(y)^*}$	厘米 <sup>4</sup>	对z轴的截面惯性矩
$l$	厘米	长 度	$W_x$	厘米 <sup>3</sup>	对x轴的断面系数
$f_{A0}$	厘米	梁的挠度	$W_{z(y)^*}$	厘米 <sup>3</sup>	对z轴的断面系数
$f_s$	厘米	梁的许用挠度	$F$	厘米 <sup>2</sup>	截 面 积
$P_{j0x}$	公斤	水平结构荷重(垂直于轴线)	$\tau_s$	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	许用剪切应力
$P_{j0y}$	公斤	水平结构荷重(通过轴线)	$\tau_{sn}$	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	焊缝许用剪切应力
$P_{j0z}$	公斤	垂直结构荷重	$\psi$	—	压杆应力折减系数
$E$	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	钢材的弹性模数	$\alpha$	度(°)	角 度
$\sigma_{Ac}$	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	合成拉压应力	注：*在型钢规格表中为 $I_y$ 和 $W_y$ 。		

热力管道支架受力计算公式

表 7-39

编号	受力形式	示意图	计算公式
1	滑动支架		$Q = qL$
			$F = \mu qL$
2	固定支架		$Q = qL$
3			$F = P_{k1} + \mu q_1 L_1 - 0.7(P_{k2} + \mu q_2 L_2)$
4			$F_1 = P_{k1} + \mu q_1 L_1$ $F_2 = P_{k2} + \mu q_2 L_2$
5			$F = P_{k1} + \mu q_1 L_1$
6			$F = P_{k1} + \mu q_1 L_1 - 0.7 \left[ P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right) \right]$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$
7			$F_1 = P_{k1} + \mu q_1 L_1$ $F_2 = P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$
8			$F = P_{k1} + \mu q_1 L_1 - 0.7 \left[ P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{4} \right) \right]$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{4} \right)$
9			$F_x = P_{x1} + \mu q_1 \cos \alpha_1 \left( L_1 + \frac{L_3}{2} \right) - 0.7 \left[ P_{x2} + \mu q_2 \cos \alpha_2 \left( L_2 + \frac{L_4}{2} \right) \right]$ $F_y = P_{y1} + \mu q_1 \sin \alpha_1 \left( L_1 + \frac{L_3}{2} \right) - 0.7 \left[ P_{y2} + \mu q_2 \sin \alpha_2 \left( L_2 + \frac{L_4}{2} \right) \right]$
10			$F_x = P_{x1} + \mu q_1 \cos \alpha_1 \left( L_1 + \frac{L_3}{2} \right) - 0.7 \left[ P_{x2} + \mu q_2 \cos \alpha_2 \left( L_2 + \frac{L_4}{2} \right) \right]$ $F_y = P_{y1} + \mu q_1 \sin \alpha_1 \left( L_1 + \frac{L_3}{2} \right) + \left[ P_{y2} + \mu q_2 \sin \alpha_2 \left( L_2 + \frac{L_4}{2} \right) \right]$

编号	受力形式	示意图	计算公式
11	固 定 支 架		$F = Pc_1 - 0.7Pc_2 + P_0(f_1 - f_2)$
12			$F = Pc_1 + \mu q_1 L_1 - 0.7(Pc_2 + \mu q_2 L_2) + P_0(f_1 - f_2)$
13			$F = Pc_1 + \mu q_1 L_1 - 0.7Pc_2 + P_0(f_1 - f_2)$
14			$F_1 = Pc_1 + \mu q_1 L_1 + P_0 f_1$ $F_2 = Pc_2 + \mu q_2 L_2 + P_0 f_2$
15			$F_1 = Pc_1 + \mu q_1 L_1 + P_0 f_1$ $F_2 = Pc_2 + P_0 f_2$
16			$F = Pc + \mu q L + P_0 f$
17			$F = Pc_1 + \mu q_1 L_1 - 0.7 \left[ P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right) \right] + P_0 f_1$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$
18			$F_1 = Pc_1 + \mu q_1 L_1 + P_0 f_1$ $F_2 = P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$
19			$F = Pc_1 + P_0 f_1 - 0.7 \left[ P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right) \right]$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$
20			$F_1 = Pc_1 + P_0 f_1$ $F_2 = P_x + \mu q_2 \cos \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$ $F_y = P_y + \mu q_2 \sin \alpha \left( L_2 + \frac{L_3}{2} \right)$

注, 式中  $F, F_x$ ——固定支架承受的水平推力, 公斤;  
 $F_1, F_2$ ——介质从不同方向流动时, 在固定支架上承受的水平推力, 公斤;  
 $F_y$ ——固定支架承受的侧向推力, 公斤;  
 $P_x$ ——伸缩器的弹性力, 公斤;  
 $P_x, P_y$ ——自然补偿管道在  $x, y$  轴方向的弹性力, 公斤;

$Pc$ ——套管式伸缩器的摩擦力, 公斤;  
 $P_0$ ——管内介质的工作压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;  
 $f$ ——管子的截面积, 厘米<sup>2</sup>;  
 $q$ ——计算管段的管道单位长度重量, 公斤/米;  
 $L$ ——管段的长度, 米;  
 $\mu$ ——管道与支架间的摩擦系数。



表 7-40

## 支吊架荷重及水平推力

## 1. 单管和同径双管

公称直径 $D_0$		15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300
管子外径 $\times$ 壁厚 $D \times \delta$ (毫米)	保温	22 $\times$ 3.0	28 $\times$ 3.0	32 $\times$ 3.5	38 $\times$ 3.5	45 $\times$ 3.5	57 $\times$ 3.5	73 $\times$ 3.5	89 $\times$ 3.5	108 $\times$ 4.0	133 $\times$ 4.0	159 $\times$ 4.5	219 $\times$ 6.0	273 $\times$ 7.0	328 $\times$ 8.0
	不保温	1.5	2.0	2.0	2.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	6.0	6.0	6.0	6.0
计算间距 (米)	保温	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
	不保温	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
垂直荷重 (公斤)	单管	23.90	38.10	45.20	53.60	85.95	103.80	127.60	145.05	180.51	437.04	843.50	938.34	1251.80	1624.20
	双管	4.83	6.69	9.09	11.94	14.70	40.98	57.78	75.18	108.66	150.00	208.92	337.02	596.52	825.18
计算最大 水平推力 (公斤)	单管	44.85	53.59	64.25	76.76	83.56	103.50	130.50	153.70	199.83	251.98	371.57	614.25	866.50	1153.44
	双管	4.40	6.84	8.78	11.77	15.10	22.06	32.86	45.04	68.94	99.62	147.86	229.10	538.08	817.71
	单管	83.70	107.18	128.50	153.52	167.12	207.00	261.00	307.40	399.66	503.95	743.14	1228.50	1733.00	2306.88
	双管	8.80	12.68	17.56	23.54	30.20	44.12	65.72	90.08	137.88	199.24	295.72	458.20	1076.16	1635.42

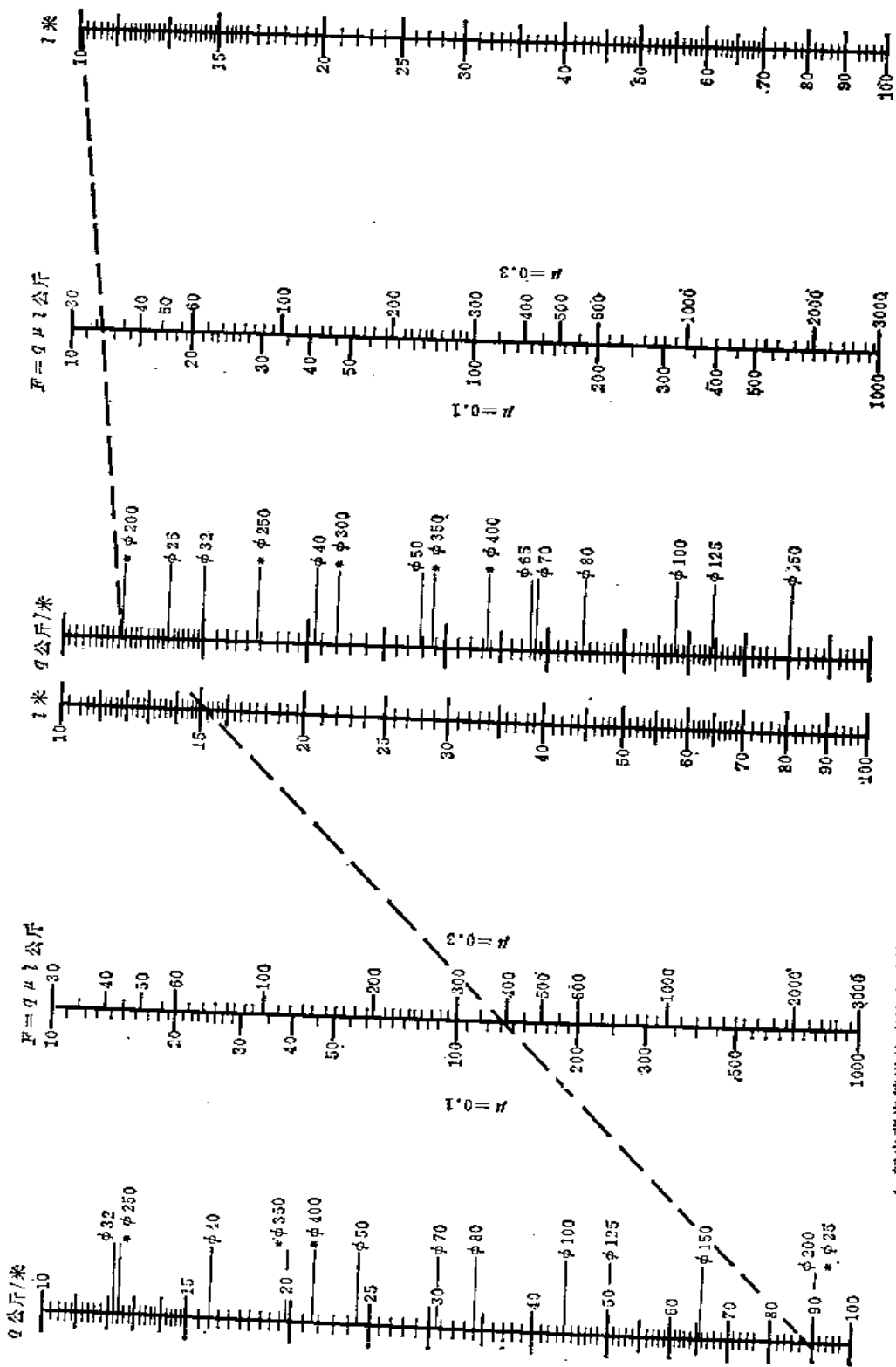
## 2. 异径双管

公称直径	$D_1$		100		100		100		100		125		125		150		150		200		200		250		250		300		300		300			
	$D_2$	50	65	80	80	80	80	80	80	80	80	100	100	100	125	125	150	150	150	150	150	150	100	125	125	150	150	150	150	150	150			
管子外径	$D_1 \times \delta_1$	108 × 4.0	108 × 4.0	108 × 4.0	108 × 4.0	133 × 4.0	133 × 4.0	133 × 4.0	133 × 4.0	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5	159 × 4.5			
×壁厚	$D_2 \times \delta_2$	57 × 3.5	73 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5	89 × 3.5			
计算间距保温		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3			
(米)	不保温	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6			
垂直荷重保温		284.31	307.77	325.56	345.78	363.57	399.03	466.80	502.26	1080.54	649.68	1375.38	1581.84	806.40	1688.82	1895.28	2061.24	2207.70	2562.54															
(公斤)	不保温	149.64	166.44	183.84	207.78	225.18	258.66	284.10	317.58	358.92	445.68	487.02	545.94	705.18	746.52	805.44	975.18	1034.10	1162.20															
计算最大水平推力		303.40	330.93	353.53	382.48	405.68	451.81	525.27	571.40	623.51	814.08	866.23	985.82	1066.33	1118.48	1238.07	1405.42	1525.01	1767.69															
(公斤)	不保温	91.00	101.80	113.98	132.48	144.66	168.50	192.90	216.80	247.48	268.04	398.72	446.96	607.02	637.10	685.94	917.33	965.57	1118.81															

注: 1. 支架荷重除考虑管道自重及充满水的重量外, 对于保温管道还计入保温层的重量。保温层重量按容量为500公斤/米<sup>3</sup>的泡沫混凝土, 管内介质为250°C考虑。

2. 沿壁管道, 管子(或保温层)外壁与墙净空按100毫米考虑。

3. 保温管道按方形伸缩器, 管内介质温度250°C、固定支架间距按60米(伸缩器居中)考虑; 不保温管道按“T”型自然补偿器(长臂为30米, 短臂为10米), 管内介质温度为100°C考虑。



1. 架空蒸汽管道的摩擦力计算

例:  $D_0=200$ ;  $l=15$ 米,  $\mu=0.3$ , 则  $F=400$ 公斤(虚线所示)。  
注: 带有\*号的管子其  $F$  为查得值乘以10,  $\phi 25$ 的管子除以10。

2. 保温凝结水管道的摩擦力计算

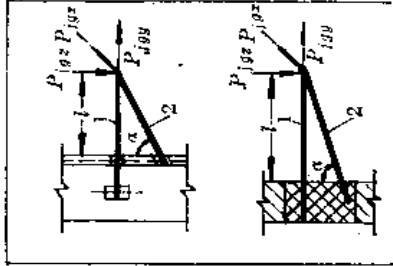
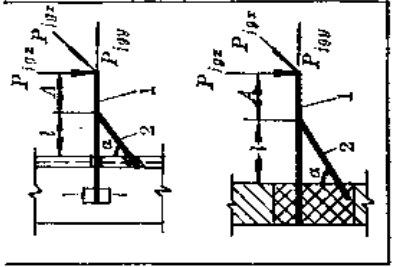
例:  $D_0=200$ ;  $l=10$ 米;  $\mu=0.3$ , 则  $F=356$ 公斤(虚线所示)。  
注: 带有\*号的管子其  $F$  为查得值乘以10,  $\phi 25 \sim 65$ 的管子除以10。

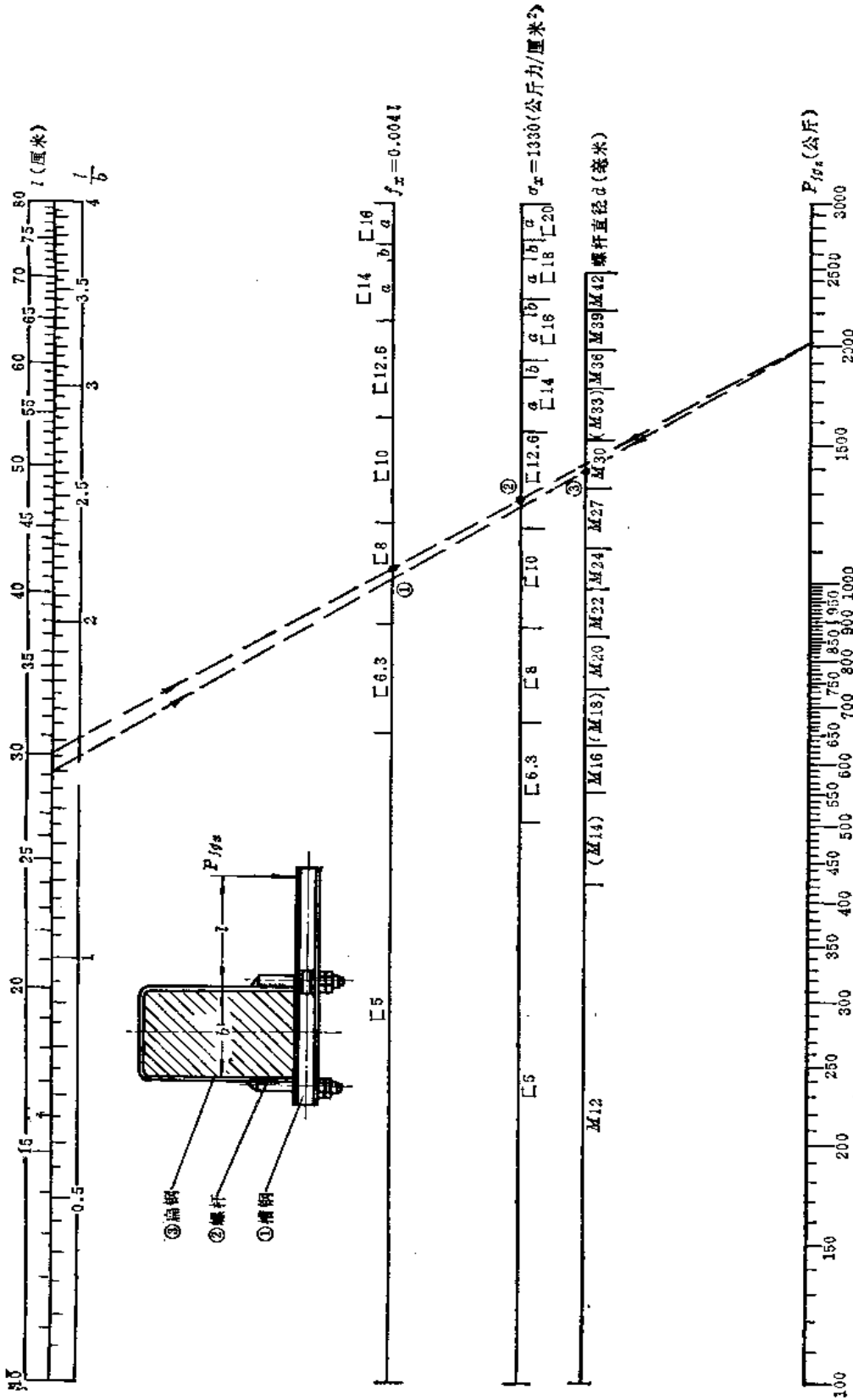
图 7-73 管道摩擦力线算图

常用支吊架生根结构强度计算公式

表 7-41

图号	结构型式及受载情况	计 算 公 式	
		计算图所用的公式	导则规定的公式
1		<p>构件 1 (悬臂梁)</p> <p>强度: <math>\sigma_{hc} = l \frac{P_{10z}}{W_x} \leq \sigma_{st}</math></p> <p>挠度: <math>f_{hc} = \frac{l^3}{3E} \frac{P_{10z}}{I_x} \leq f_x</math></p> <p>构件 2 (梁锚螺杆)</p> $d \geq 1.5 \sqrt{\frac{1}{\sigma_r} \left(1 + \frac{l}{b}\right) P_{10z}} \quad \left  \quad d \geq 1.237 \sqrt{\frac{1}{\sigma_r} \left(1 + \frac{l}{b}\right) P_{10z}}$ <p>构件 3 (梁锚扁钢)</p> <p>宽度: <math>b \geq 2d_1</math></p> <p>厚度: <math>\delta \geq 0.42d</math></p>	
2		<p>构件 1 (悬臂梁)</p> <p>强度: <math>\sigma_{hc} = l \left( \frac{P_{10z}}{W_x} + \frac{P_{10z}}{W_x} \right) \leq \sigma_{st}</math></p> <p>挠度: <math>f_{hc} = \frac{l^3}{3E} \sqrt{\left(\frac{P_{10z}}{I_x}\right)^2 + \left(\frac{P_{10z}}{I_x}\right)^2} \leq f_x</math></p> <p>构件 2 (梁锚螺杆)</p> $d \geq 1.5 \sqrt{\frac{1}{\sigma_r} \left(1 + \frac{l}{b}\right) (P_{10z} + 2P_{10z})} \quad \left  \quad d \geq 1.237 \sqrt{\frac{1}{\sigma_r} \left(1 + \frac{l}{b}\right)} \sqrt{(P_{10z} + 2R_{10z})}$ <p>构件 3 (梁锚扁钢)</p> <p>宽度: <math>b \geq 2d_1</math></p> <p>厚度: <math>\delta \geq 0.42d</math></p>	

图号	结构型式及受载情况	计算图所用的公式	计算公式	导则规定的公式
3		<p>构件 1 (水平梁)</p> $\sigma_{hc} = \frac{1}{F_1} (1.5P_{10z} \operatorname{tg} \alpha + P_{10y}) + \frac{P_{10x} l I_{z1}}{W_{z1}(I_{z1} + I_{z2} \sin^2 \alpha)} \leq \sigma_x$ <p>构件 2 (斜撑)</p> $\sigma_{hc} = 1.5 \frac{P_{10z}}{\psi F_2 \cos \alpha} + \frac{P_{10x} l I_{z2}}{W_{z1} \left( \frac{1}{\sin^2 \alpha} I_{z1} + I_{z2} \sin \alpha \right)} \leq \sigma_x$	<p>构件 1 (水平梁)</p> $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + A \left( \frac{P_{10x}}{W_{z1}} + \frac{P_{10z}}{W_{z1}} \right)^2 + 60 \left( \frac{P_{10x} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$ $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + \frac{P_{10z} A}{2W_{z1}} + \frac{P_{10x}}{W_{z1}} \left( A + \frac{I_{z1} l}{I_{z1} + I_{z2} \sin^2 \alpha} \right)^2 + 42 \left( \frac{P_{10z} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$	
4		<p>构件 1 (水平梁)</p> <p>按下列两个强度条件计算取较小值</p> $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + A \left( \frac{P_{10x}}{W_{z1}} + \frac{P_{10z}}{W_{z1}} \right)^2 + 60 \left( \frac{P_{10x} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$ $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + \frac{P_{10z} A}{2W_{z1}} + \frac{P_{10x}}{W_{z1}} \left( A + \frac{I_{z1} l}{I_{z1} + I_{z2} \sin^2 \alpha} \right)^2 + 60 \left( \frac{P_{10z} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$ <p>构件 2 (斜撑)</p> $\sigma_{hc} = \frac{1.5 P_{10z}}{\psi F_2 \cos \alpha} + \frac{P_{10x}}{W_{z2}} \left( A + \frac{(l+A) I_{z2}}{I_{z1} \sin^2 \alpha + I_{z2} \sin \alpha} \right) \leq \sigma_x$	<p>构件 1 (水平梁)</p> $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + A \left( \frac{P_{10x}}{W_{z1}} + \frac{P_{10z}}{W_{z1}} \right)^2 + 42 \left( \frac{P_{10z} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$ $\sigma_{hc} = \sqrt{\left[ \frac{1.5}{F_1} P_{10z} \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \operatorname{tg} \alpha + \frac{P_{10y}}{F_1} + \frac{P_{10z} A}{2W_{z1}} + \frac{P_{10x}}{W_{z1}} \left( A + \frac{I_{z1} l}{I_{z1} + I_{z2} \sin^2 \alpha} \right)^2 + 42 \left( \frac{P_{10z} A}{F_1 l} \right)^2 \right]^2} \leq \sigma_x$	



构件1—梁:  $\sigma_{bc} = l \frac{P_{10z}}{W_{x1}} \leq \sigma_x$

构件2—螺栓:  $f_{bc} = \frac{l^3}{3E} \frac{P_{10z}}{I_{x1}} \leq f_x$

构件3—梁端扁钢:  $d = 1.5 \sqrt{\frac{l}{\sigma_x} \left(1 + \frac{l}{b}\right) P_{10z}}$

扁钢宽度  $b \geq 2d$

扁钢厚度  $\delta \geq 0.42d$

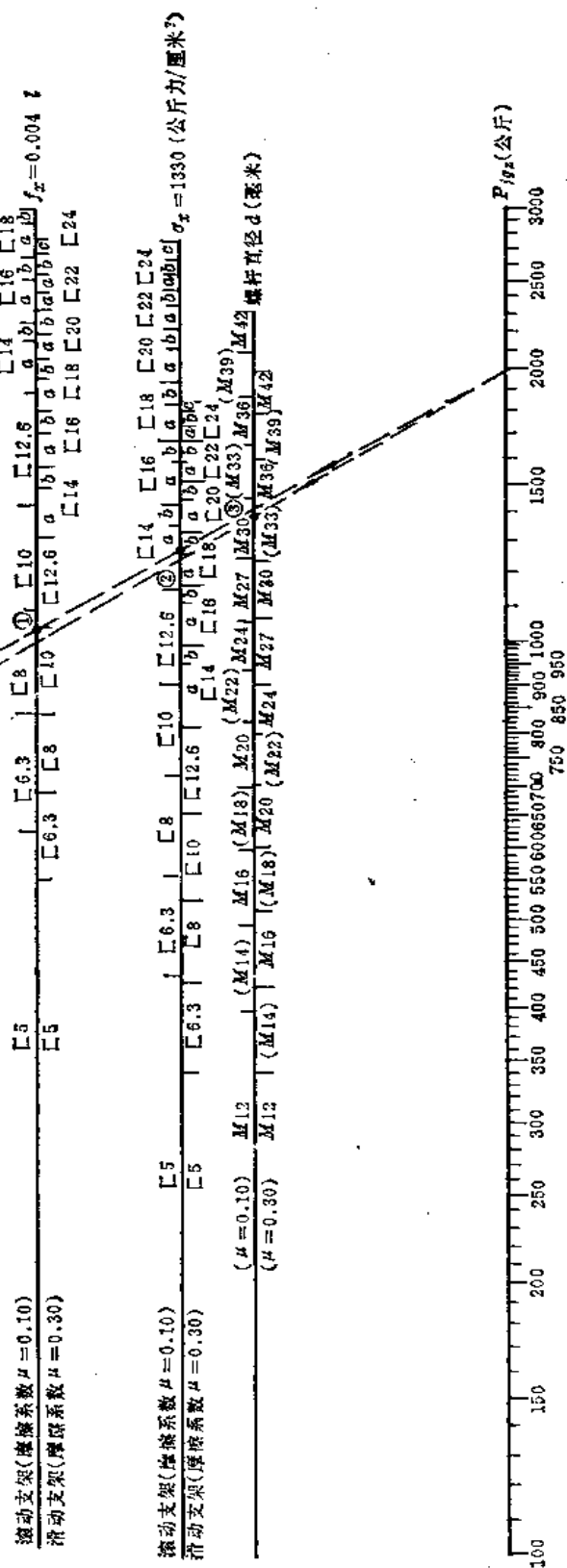
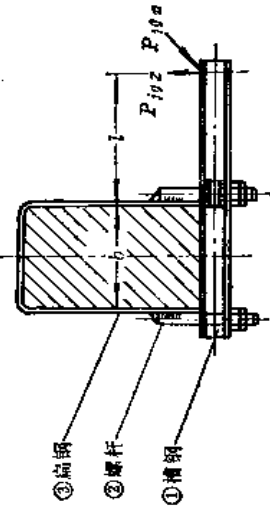
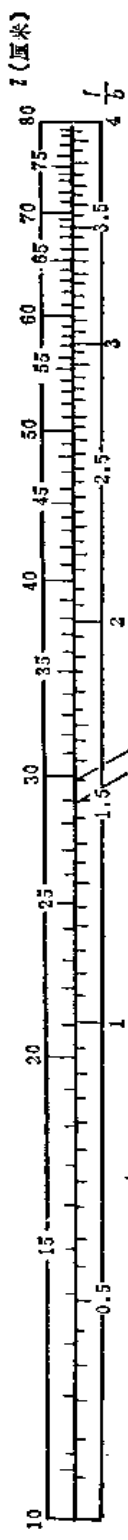
提示:

1.  $P_{10z} \rightarrow$  ① ②  $\leftarrow l$
2.  $P_{10z} \rightarrow$  ③  $\leftarrow l/b$

例: 已知:  $P_{10z} = 2000$  公斤,  $P_{10z} = 0$ ,  $l = 30$  厘米,  $b = 20$  厘米。  
解: 1. 查图按挠度条件需用 [8], 按强度条件需用 [12.6] 故选 [12.6].  
2.  $\frac{l}{b} = \frac{30}{20} = 1.5$ , 查图须用 M30

注: 1. 若悬臂梁采用轻型槽钢, 在遇到两种槽钢规格的连接点时, 应采取大一号之槽钢。  
2. 梁端螺栓按计算图查得的螺栓比导则偏于安全。

图 7-74 支吊架生根结构构件线算图



构件1—梁:  $\sigma_{bc} = \left( -\frac{P_{10z}}{W_{x1}} + \frac{P_{10z}}{W_{y1}} \right) \leq \sigma_x$

$f_{bc} = \frac{l^3}{8E} \sqrt{\left( \frac{P_{10z}}{I_{x1}} \right)^2 + \left( \frac{P_{10z}}{I_{y1}} \right)^2} \leq f_x$

构件2—螺栓:  $d = 1.5 \sqrt{\frac{1}{\sigma_x} \left( 1 + \frac{l}{b} \right) (P_{10z} + 2P_{10z})}$

构件3—紧箍扁钢: 扁钢宽度:  $b \geq 2d$

提示: 1.  $P_{10z} \rightarrow$  ①  $\leftarrow l$   
 2.  $P_{10z} \rightarrow$  ③  $\leftarrow l/b$

例, 已知:  $\mu = 0.1$ ,  $P_{10z} = 2000$  公斤,  $l = 30$  厘米,  $b = 20$  厘米。

解: 1. 查图按规范条件须用 [8], 按强度条件须用 [14a], 故选用 [14a].  
 2.  $\frac{l}{b} = \frac{30}{20} = 1.5$ , 查图须用 M30.

图 7-75 支吊架生根结构构件线算图

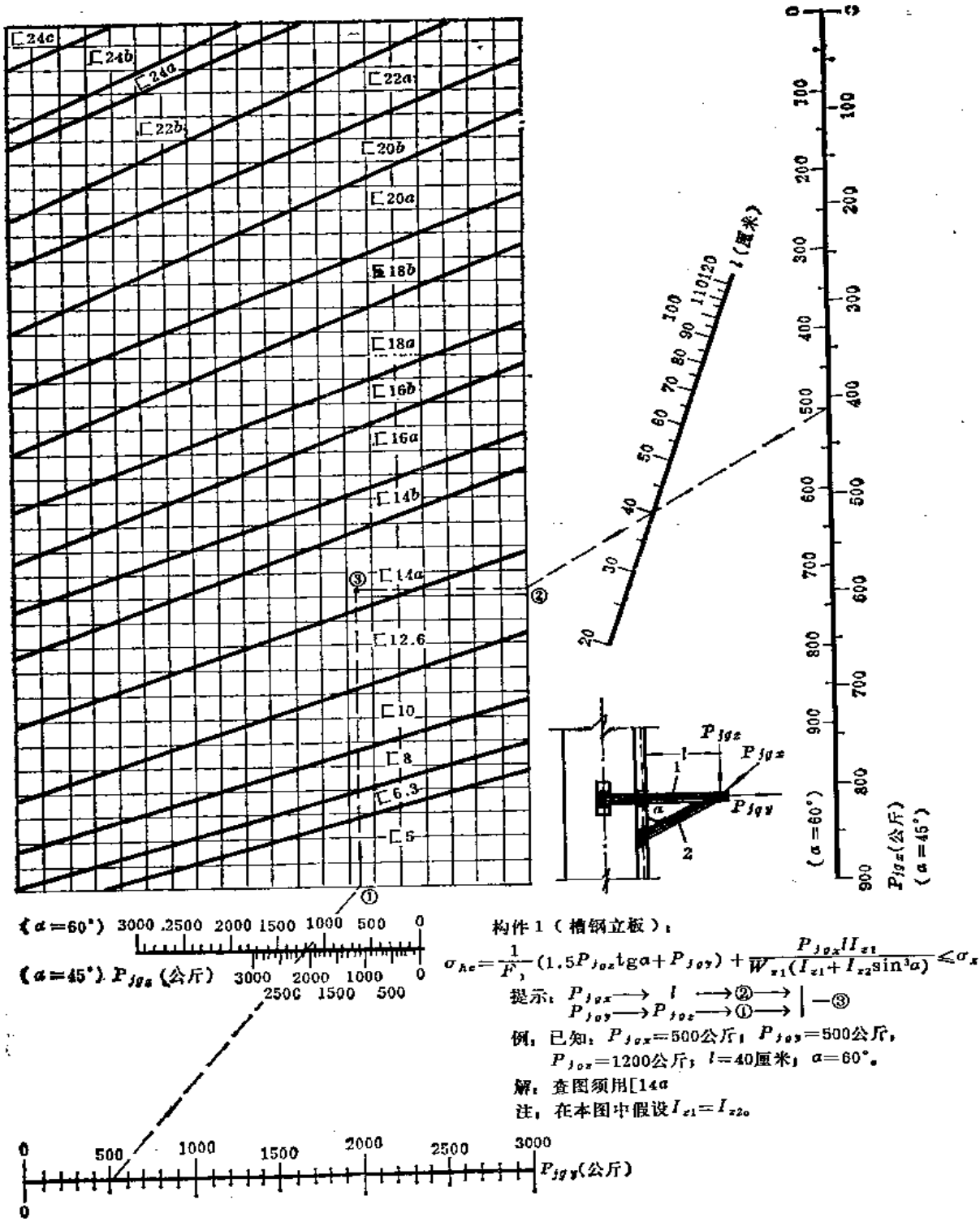


图 7-76 a 支吊架生根结构构件线算图



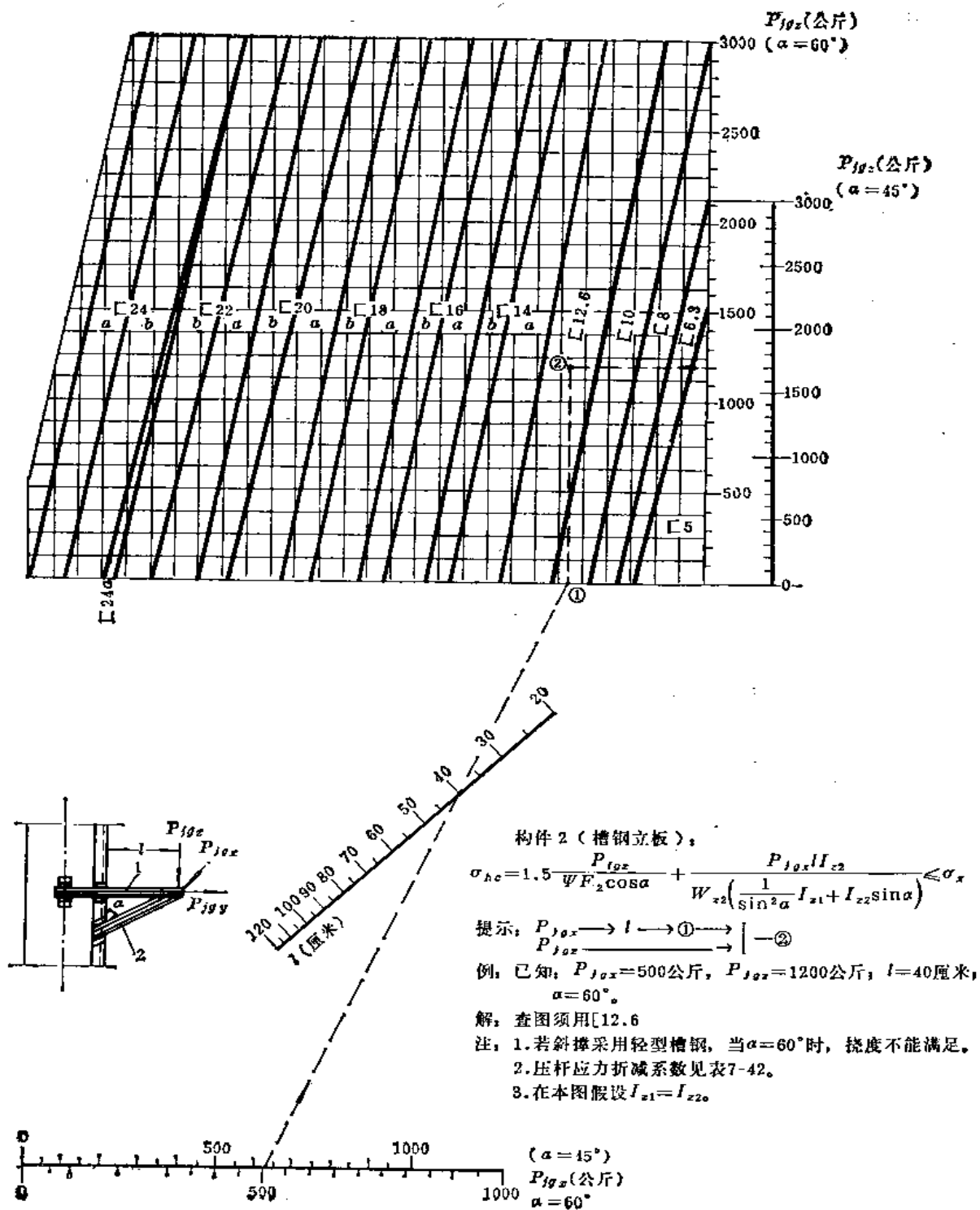
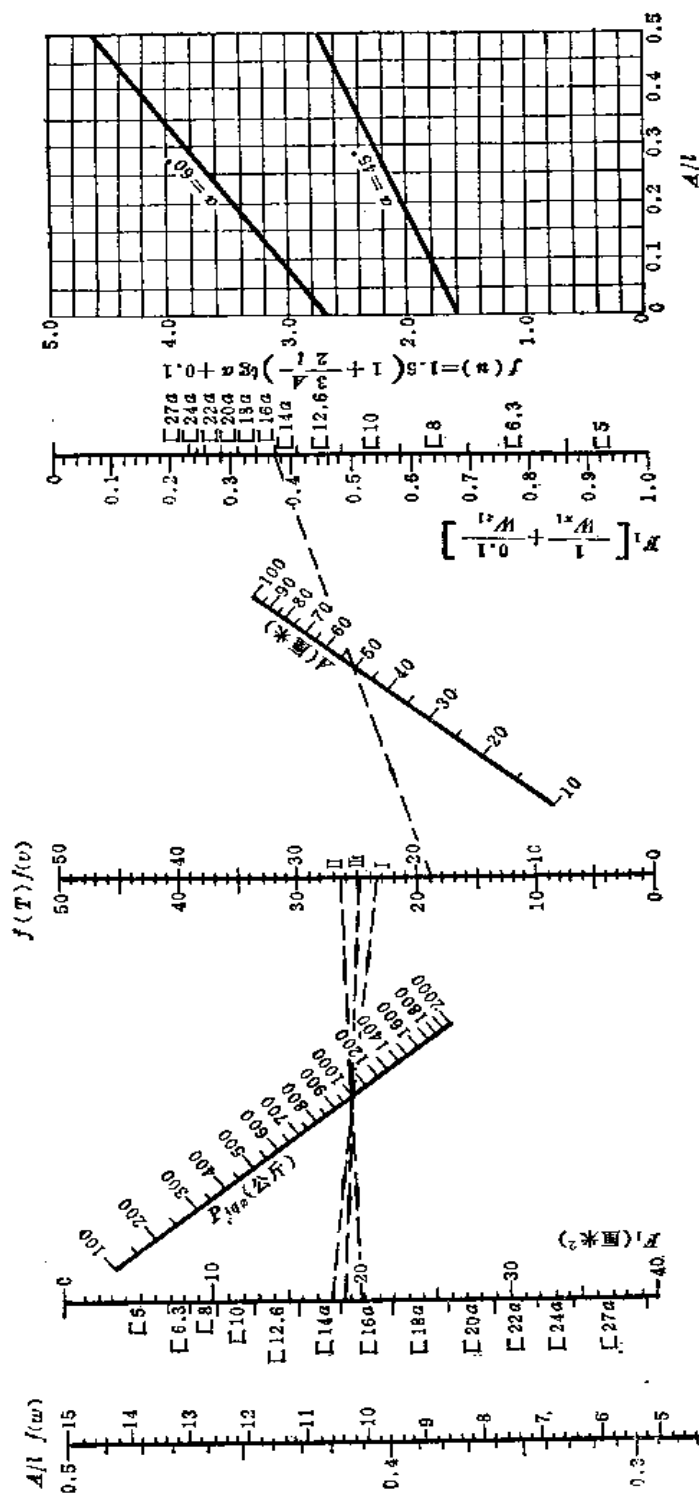


图 7-76 b 支吊架生根结构构件线算图



例, 设:  $P_{jox} = 1000$  公斤;  $l = 100$  厘米;  $A = 50$  厘米;  
 $\alpha = 60^\circ$ 。

解: I 试选 [14a]

查图得  $f(v) = 18.6$

$f(u) = 4.6$

$f(w) = 15$

按 2 号算得  $f(T) = 23.56$

查图得  $F_1 = 17.7 < 18.5$  厘米<sup>2</sup>

则试选的 [14a] 是合适的, 但须再按图 7-77b 公式 2 进行核算。

注: 除按本页公式进行核算外, 再用公式 2 进行核算, 取两次所选槽钢之较大者。

构件 1 (公式 1):

$$\sigma_{hc} = \frac{P_{jox}}{F_1} \sqrt{1 + f(T)} \leq \sigma_t \quad \text{--- ①}$$

$$f(T) = \sqrt{[f(u) + f(v)]^2 + f(w)} \quad \text{--- ②}$$

$$f(u) = 1.5 \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \lg \alpha + 0.1 \quad \text{--- ③}$$

$$f(v) = AF_1 \left[ \frac{1}{W_{x1}} + \frac{0.1}{W_{y1}} \right] \quad \text{--- ④}$$

$$f(w) = 60 \left( \frac{A}{l} \right)^2 \quad \text{--- ⑤}$$

上面公式中, 考虑了  $P_{jox} = P_{joy} = 0.1 P_{jox}$

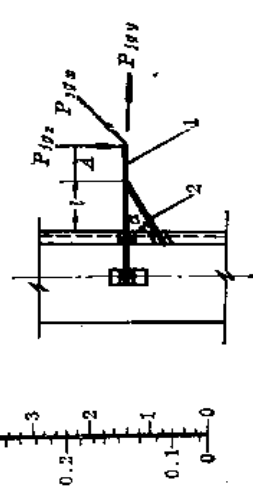
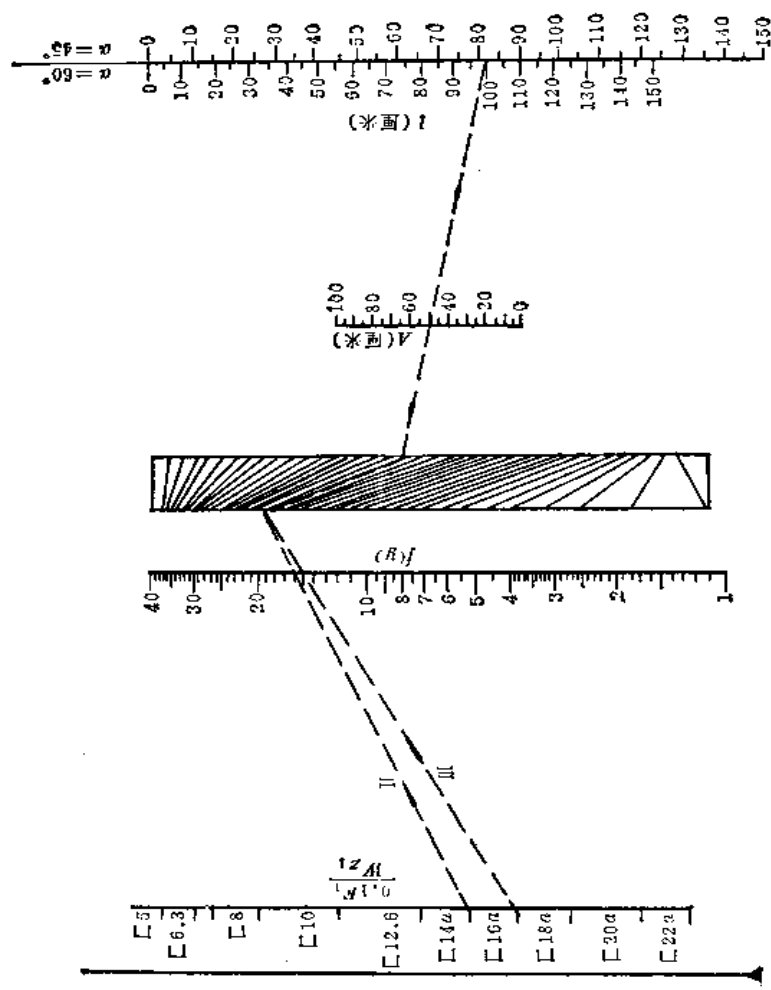


图 7-77a 支吊架生根结构构件线算图



例, 设,  $P_{j0z} = 1000$  公斤,  $l = 100$  厘米,  $A = 50$  厘米,  $\alpha = 60^\circ$ 。

解: II 试选 [14a]

查图 7-77a  $f(u) = 4.6$ ,  $f(w) = 15$

查图 7-77b  $f(x) = 5.7$ ,  $f(y) = 15.7$

按②号算得  $f(T) = 26.3$

查图 7-77a  $F_1 = 19.8 > 18.5$  厘米<sup>2</sup>

则试选的 [14a] 不合适。

III 再试 [16a]

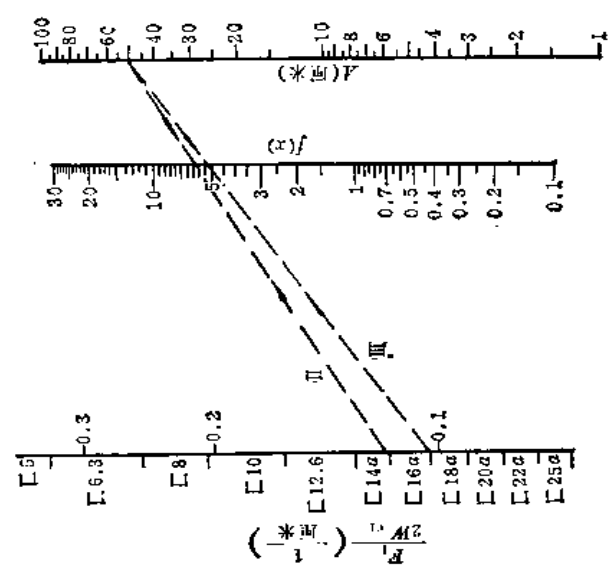
查图 7-77a  $f(u) = 4.6$ ,  $f(w) = 15$

查图 7-77b  $f(x) = 5.0$ ,  $f(y) = 14.9$

按②号算得  $f(T) = 24.8$

查图 7-77a  $F_1 = 18.7 < 22.0$  厘米<sup>2</sup>

则再试的 [16a] 是合适的



构件 1 (公式 2)

$$\sigma_{nc} = \frac{P_{j0z}}{F_1} - f(T) \leq \sigma_x \quad \text{--- ①}$$

$$f(T) = \sqrt{[f(u) + f(x) + f(y)]^2 + f(w)} \quad \text{--- ②}$$

$$f(u) = 1.5 \left( 1 + \frac{3A}{2l} \right) \text{tg} \alpha + 0.1 \quad \text{--- ③}$$

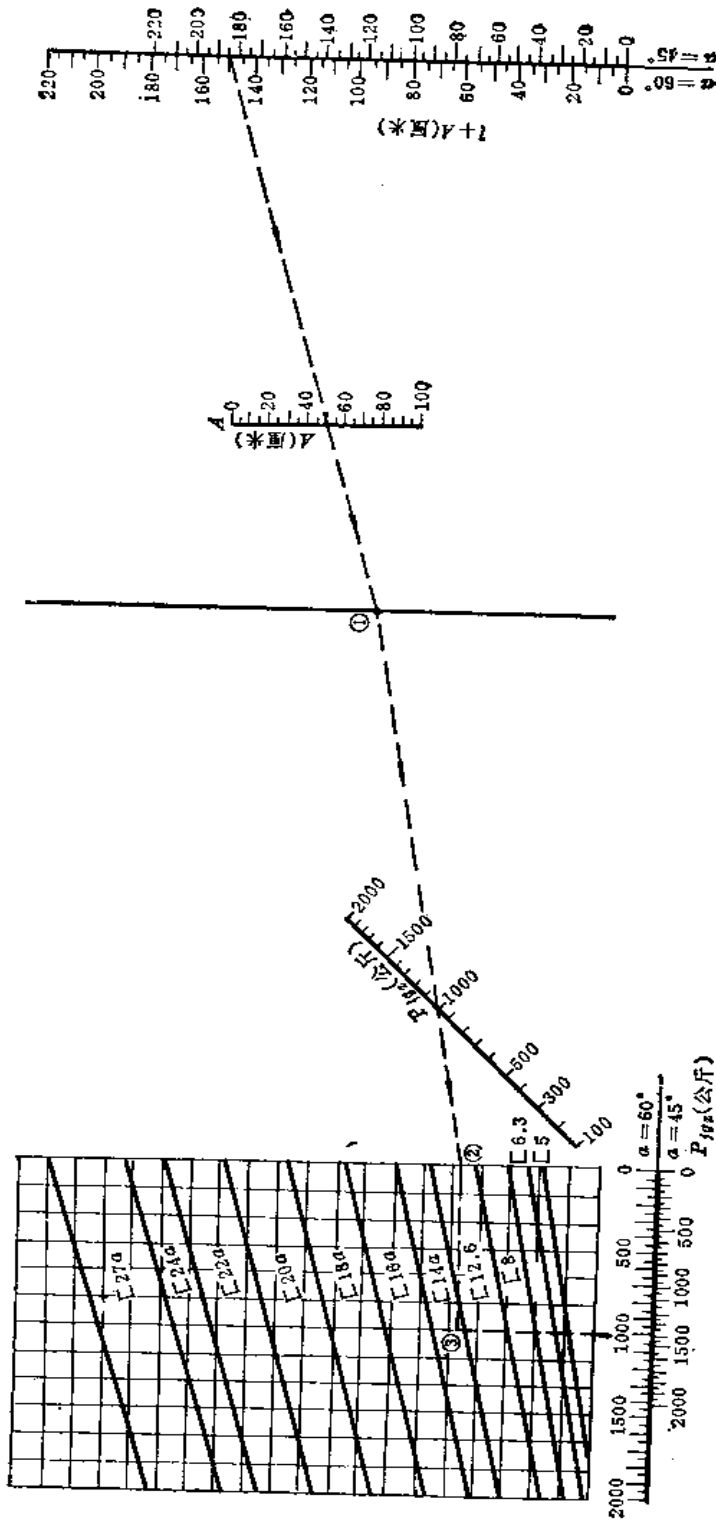
$$f(x) = A \frac{F_1}{2W_1} \quad \text{--- ④}$$

$$f(y) = 0.1 \frac{F_1}{W_1} \left( A + \frac{l}{1 + \sin^2 \alpha} \right) \quad \text{--- ⑤}$$

$$f(w) = 60 \left( \frac{A}{l} \right)^2 \quad \text{--- ⑥}$$

上面公式中, 考虑了  $P_{j0z} = P_{j0y} = 0.1 P_{j0z}$   $l_{x1} = l_{y2}$

图 7-77 b 支吊架生根结构构件线算图



构件 2

$$\sigma_{hc} = \frac{1.5 P_{102}}{\psi P_3 \cos \alpha} + \frac{0.1 P_{102}}{W_{x2}} \left[ A + \frac{l+A}{\frac{1}{\sin^2 \alpha} + \sin \alpha} \right] \leq \sigma_s$$

在本公式中，考虑了  $P_{101} = 0.1 P_{102}$ ,  $I_{x1} = I_{x2}$   
 提示：③ ← ② ←  $P_{102}$  ← ① ←  $A$  ←  $l + A$

例：设  $P_{102} = 1000$  公斤， $l = 100$  厘米， $A = 50$  厘米， $\alpha = 60^\circ$ 。  
 解：查图选得 [14a]

图 7-77 c 支吊架生根结构构件线算图

压杆应力折减系数 $\psi$ 可根据压杆细长比 $\lambda$ 值由表7-42中取用。

压杆细长比 $\lambda$ 计算方法如下：

计算长度 $l_{jx}$	压杆支承型式	
	理论结构型式	支吊结构型式
$2l$		
$l$		
$0.7l$		

折减系数  $\psi$

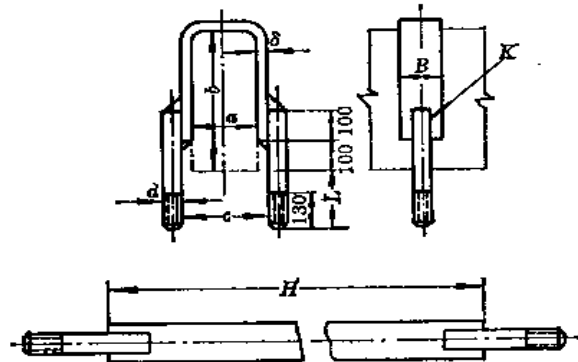
表 7-42

$\lambda$	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
$\psi$	1.00	0.99	0.96	0.94	0.92	0.89	0.86	0.81	0.75	0.69	0.60	0.52	0.45	0.40	0.36	0.32	0.29	0.26	0.23	0.21	0.19

梁箍可按表7-43选用

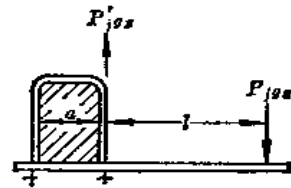
梁箍选用

表 7-43



$$P'_{j_{0x}} = P_{j_{0x}} \frac{l + a}{a + b + \frac{d}{2}} \quad \text{公斤}$$

式中  $P_{j_{0x}}$ —支吊架垂直方向结构荷重，公斤。



允许荷重 $P'_{j_{0x}}$ (公斤)		450	1300	2000	3000	4000	4500	7000
梁 箍 尺 寸 (毫米)	$d$	M12	M16	M20	M24	M27	M30	M36
	$\delta$	10	10	10	10	10	10	14
	$B$	30	40	50	60	70	75	90

$$\lambda = l_{js} \sqrt{\frac{F}{I_{min}}} = \frac{l}{i_{min}} \times i_{js} \quad (7-143)$$

式中  $\lambda$ ——压杆的细长比，一般不应大于100；

$I_{min}$ ——压杆最小的截面惯性矩，厘米<sup>4</sup>；

$F$ ——压杆的截面积，厘米<sup>2</sup>；

$i_{min}$ ——压杆最小的惯量半径，厘米。

工业锅炉房常用热力管道支吊架可见动力设施国家标准图《室内热力管道支吊架》，图号R402。

## 第六节 管子规格及管道附件

### 一、管子规格

#### (一) 无缝钢管的技术条件及规格

1. 工业锅炉房常用无缝钢管的适用范围见表7-44。

无缝钢管适用范围 表 7-44

公称直径 $D_o$ (毫米)	公称压力 $P_o$	温 度 (°C)			
		≤200	250	300	<100
		工 作 压 力			试 验 压 力
		$P_{20}$	$P_{25}$	$P_{30}$	$P_s$
公斤力/厘米 <sup>2</sup>					
10~400	25	25	23	20	38
10~150	16	16	15	13	24

2. 无缝钢管应符合YB231—70的规定。

3. 公称直径20毫米及以下的钢管，可选用冷拔（冷轧）无缝钢管。公称直径25~50毫米的钢管，在条件许可时，应尽量选用热轧无缝钢管，但也可选用冷拔（冷轧）无缝钢管。公称直径65毫米及以上的钢管，应选用热轧无缝钢管。

无缝钢管材料采用 表 7-45

$P_o$	25	16
$D_o$	≤400	≤150
钢 号	10	A <sub>2</sub> 或A <sub>3</sub>

4. 钢管材料按表7-45采用

5. 无缝钢管壁厚计算及规格 无缝钢管的壁厚可按下式计算：

$$\delta \geq \delta_{min} = \delta_1 + C \quad (7-144)$$

式中  $\delta$ ——管子和管道的取用壁厚，毫米；

$\delta_{min}$ ——管子和管道的最小需要壁厚，毫米；

$\delta_1$ ——管子和管道的理论计算壁厚，毫米；

$$\delta_1 = \frac{PD_w}{200\sigma_{\sigma} - P} \quad (7-144A)$$

$P$ ——介质的计算压力（表压），公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$D_o$ ——管子和管道的外直径，毫米；

$\sigma_{st}$ ——热态额定许用应力，公斤力/毫米<sup>2</sup>，见表7-34；

$C$ ——附加壁厚，毫米。

工业锅炉房水质软化的方式及热介质的除气一般不易做到十分完善，附加壁厚 $C$ 除考虑管子负偏差外，尚应考虑腐蚀的影响。按使用期限中年腐蚀速度计算出使用期限的总腐蚀厚度。附加壁厚 $C$ 应为管子负偏差和使用期限总腐蚀厚度的总和，可按下式计算：

$$C = C_1 + C_2 \text{ 毫米} \quad (7-145)$$

式中  $C_1$ ——考虑管子负偏差的附加壁厚，毫米；

$C_2$ ——考虑管道腐蚀的附加壁厚，毫米。

$$C_1 = AS_1 \text{ 毫米} \quad (7-146)$$

式中  $A$ ——随管壁最大负偏差而定的系数，见表7-46。

系 数  $A$

表 7-46

壁厚最大负偏差的百分数 $m$	15	10	5	0
$A$	0.18	0.11	0.05	0

注：  $A = \frac{m}{100 - m}$

$$C_2 = FN \geq 0.5 \text{ 毫米} \quad (7-147)$$

式中  $F$ ——管道壁厚年腐蚀速度，毫米/年；

$N$ ——管道设计使用期限，年。

工业锅炉房热力管道常用无缝钢管规格，见表7-47。

无 缝 钢 管 规 格

表 7-47

公称直径 $D_o$ (毫米)	普 通 管		公称直径 $D_o$ (毫米)	普 通 管	
	$D \times \delta$ (毫米)	重 量 (公斤/米)		$D \times \delta$ (毫米)	重 量 (公斤/米)
10	14 × 2.5	0.709	100	108 × 4	10.26
15	18 × 2.5	0.956	125	133 × 4	12.73
20	25 × 2.5	1.39	150	159 × 4.5	17.15
25	32 × 2.5	1.76	200	219 × 6	31.52
32	38 × 2.5	2.19	250	273 × 7	45.92
40	45 × 2.5	2.62	300	325 × 8	62.54
50	57 × 3.5	4.62	350	377 × 9	81.68
65	73 × 3.5	6.00	400	426 × 9	92.55
80	89 × 3.5	7.38			

## (二) 钢板卷焊管、钢板卷焊加强管的技术条件及规格

见动力设施国家标准图《热力管道零件》(图号R404)。

## 二、管 道 附 件

工业锅炉房常用管道附件有：管道零件(包括：弯管、异径管、三通管、管接头、法

3-164

兰、垫片), 阀门(包括闸阀、截止阀、调节阀、旋塞、止回阀、减压阀、安全阀、疏水器), 孔板(包括蒸汽减压节流孔板、蒸汽凝结疏水节流孔板), 水封, 分汽缸。

(一) 管道零件

1. 弯管、异径管、三通管等热力管道零件的适用范围, 技术条件, 及加工图纸等可见动力设施国家标准图“热力管道零件”(图号R404)。其中: 弯管包括焊接弯管; 异径管包括锻制异径管、焊制异径管; 三通管包括等径三通管、异径三通管、Y形三通管。

2. 法兰、管接头等管道零件可参阅一机部一九五九年颁布的“管路附件”标准。

中国科学院于一九七一年颁布了“管道法兰及管道法兰用垫片”国家标准 GB1049~1093-70, 它与上述一机部标准有较大的差异, 因此, 按国标加工的法兰与目前各阀门厂生产的阀门连接不上, 选用时应特别注意。

常用法兰及法兰用垫片, 见表7-48。

常用法兰及法兰用垫片

表 7-48

序号	零件名称	标准号	材料	适用范围
1	平焊钢法兰	用于无缝钢管(JB)81-59 (GB)1060-70 用于水煤气管(GB)1063-70	A <sub>3</sub> F或A <sub>3</sub> A <sub>3</sub> F或A <sub>3</sub> A <sub>3</sub> F或A <sub>3</sub>	适用于P <sub>0</sub> =2.5~25; D <sub>0</sub> =10~3000, 2000, 600, 500 同上 适用于P <sub>0</sub> ≤10; D <sub>0</sub> =10~150
2	法兰盖	(JB)86-59 (GB)1083-70	A <sub>3</sub> F或A <sub>3</sub>	适用于P <sub>0</sub> ≤25; D <sub>0</sub> =10~1000, 600
3	法兰用软垫片	(JB)87-59 (GB)1086-70	石棉橡胶板	适用于P <sub>0</sub> ≤25; D <sub>0</sub> =10~1200

3. 各种介质适用的垫片可见表7-49。

垫片选用

表 7-49

介质	材料名称	极限工作压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	极限温度 (°C)	垫片厚度 (毫米)	备注
水	帆布	1.5	50	2~6	涂以红铅粉或白铅粉
	麻质纤维	3.0	40		
	橡胶	3.0	40	4~6	直径大于500毫米时应采用具有金属网的橡胶垫圈
	带帆布的橡胶	6.0	60		
	带金属网的橡胶	10.0	80	3~4	适用于压力低于50表压; 温度小于40°C之临时水压试验
	鸡毛纸	16.0	100~120		
	石棉橡胶板	50	任何温度	3	带有波纹折皱
软钢	50	任何温度			
蒸汽	石棉板	1.5	425	<4	废气管用
	石棉绳	1.5		<6	
	石棉橡胶板	40		1~2	
重油	工业布造厚纸	10	30	<4	用于煤油, 汽油, 矿物油及其他油品
	图纸	10	80	—	
	纤维	15	80	—	
	铝	60	300~400	2	
	防油石棉橡胶板	75	350	1~1.5	
烟气及空气	石棉	115	650	<4	

2500



## (二) 阀门

### 1. 闸阀

优点：闸阀全启时，介质流动阻力较小；介质可以从两个方向流动，安装时无方向性；阀件安装长度较小；口径可以做得较大。

缺点：闸阀的闸板易被流动介质擦伤；其密封面的检修较为困难；安装高度较大；结构较复杂；价格比同规格的截止阀贵。

闸阀一般多用于切断流动介质、全启全闭操作的场合，常用于下列管道：

- (1) 蒸汽管道，大口径给水管道，离心泵出口管道；
- (2) 介质在两个方向流动的管道；
- (3) 要求介质流动阻力小的管道；
- (4) 阀件安装长度受限制时或同一处布置较多阀件的地方（如离子交换器系统）。

闸阀结构型式分明杆及暗杆两种。明杆式阀杆不与工作介质接触，故可用于腐蚀性介质；暗杆式阀杆与工作介质接触，故仅适用于非腐蚀性介质。

### 2. 截止阀

优点：密封性较好；密封面检修较方便；制造较简单，价格较低。

缺点：介质流动阻力大，一般比闸阀大5~10倍；阀件安装长度较大。

截止阀一般多用于切断流动介质、全启全闭操作的场合，常用于 $D_o \leq 200$ ，要求有良好的关闭密封性的管道上。

截止阀按介质的流向可分为直通式及直角式两种，可用于不同走向的连接上。

截止阀的结构型式按阀杆螺纹的位置也可分为明杆及暗杆两种。小直径的截止阀一般为暗螺纹阀杆式，对于直径大的、用于温度较高及在腐蚀性介质中使用的截止阀，一般都采用明螺纹阀杆。

### 3. 调节阀

根据使用目的和自动调节的要求，选用专用的调节阀。调节阀不应作关断用。

对于调节参数要求不严格时，调节阀也可以用截止阀或闸阀代用。但此时该阀不再起关断作用。

对于下列管道，允许使用截止阀或闸阀同时作为关断和调节用：

- (1) 设计工作压力不超过16公斤力/厘米<sup>2</sup>的水管道；
- (2) 设计工作压力不超过10公斤力/厘米<sup>2</sup>的蒸汽管道；
- (3) 水泵出口管道。

### 4. 旋塞

优点：开启及关闭迅速；全启时介质流动阻力小；结构简单，外形尺寸小。

缺点：密封面维修较困难；阀芯在高温下易变形。

旋塞一般多用于温度较低的介质。常用于下列管道：

- (1) 全启全闭操作且要求启闭迅速的管道；
- (2) 低压容器液面指示器；
- (3) 不经常操作或作为检查用的管道。

### 5. 止回阀

常用止回阀结构型式有升降式、旋启式及底阀三种。升降式密封性较好，噪音较小，

但限于制造上的困难，一般多用于公称直径小于200毫米的水平管道上。旋启式密封性较差，噪声较大，一般多用于垂直的或大直径的管道上。底阀只能用在泵的吸入管端上。

## 6. 减压阀

(1) 减压阀的计算 减压阀的流量方程式与流体的临界压力比有关。临界压力比即流体的临界压力 $p_c$ 和初态压力 $p_1$ 之比，以符号 $\beta_c$ 表示。各种流体的临界压力比均为已知定值：

$$\text{饱和蒸汽} \quad \beta_c = \frac{p_c}{p_1} = 0.577 ;$$

$$\text{过热蒸汽} \quad \beta_c = \frac{p_c}{p_1} = 0.546 ;$$

$$\text{压缩空气} \quad \beta_c = \frac{p_c}{p_1} = 0.528 。$$

根据减压阀的不同工况，计算可分下列两种情况：

A. 当减压阀的减压比大于临界压力比，即

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} > \beta_c \text{ 时，}$$

流量方程式见公式(7-148)。

$$G = 36\mu f \sqrt{2g \frac{k}{k-1} \frac{p_1}{v_1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{2/k} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]} \text{ 公斤/时} \quad (7-148)$$

将上式简化得：

$$\text{饱和蒸汽}(k=1.135) \quad G = 462\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.78} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.88} \right]} \text{ 公斤/时} \quad (7-149)$$

$$\text{过热蒸汽}(k=1.3) \quad G = 332\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.54} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.77} \right]} \text{ 公斤/时} \quad (7-150)$$

$$\text{压缩空气}(k=1.4) \quad G = 298\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.43} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.71} \right]} \text{ 公斤/时} \quad (7-151)$$

B. 当减压阀的减压比等于或小于临界压力比，即

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} \leq \beta_c \text{ 时，}$$

流量方程式即按临界流量(最大流量)方程式，见公式(7-152)。

$$G_{\max} = 36\mu f \sqrt{gk \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k}} \frac{p_1}{v_1}} \text{ 公斤/时} \quad (7-152)$$

将上式简化得：

$$\text{饱和蒸汽}(k=1.135) \quad G_{\max} = 71\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} \text{ 公斤/时} \quad (7-153)$$

$$\text{过热蒸汽}(k=1.3) \quad G_{\max} = 75\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} \text{ 公斤/时} \quad (7-154)$$

$$\text{压缩空气}(k=1.4) \quad G_{\max} = 77\mu f \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} \text{ 公斤/时} \quad (7-155)$$

式中  $G$ ——通过减压阀孔的工质流量, 公斤/时;

$G_{\max}$ ——通过减压阀孔的工质最大流量, 公斤/时;

$f$ ——减压阀孔流通面积, 厘米<sup>2</sup>;

$k$ ——流体的绝热指数;

$p_1$ ——阀孔前的流体压力, 绝对大气压;

$p_2$ ——阀孔后的流体压力, 绝对大气压;

$v_1$ ——阀孔前的流体比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$g$ ——重力加速度, 米/秒<sup>2</sup>;

$\mu$ ——减压阀孔的流量系数, 根据某些厂的经验可取0.45~0.6。

按上述公式绘成的饱和蒸汽及过热蒸汽通过减压阀孔(每1厘米<sup>2</sup>面积上)的理论流量图表, 见图7-78~81。图中流量系数 $\mu$ 假定为1.0。

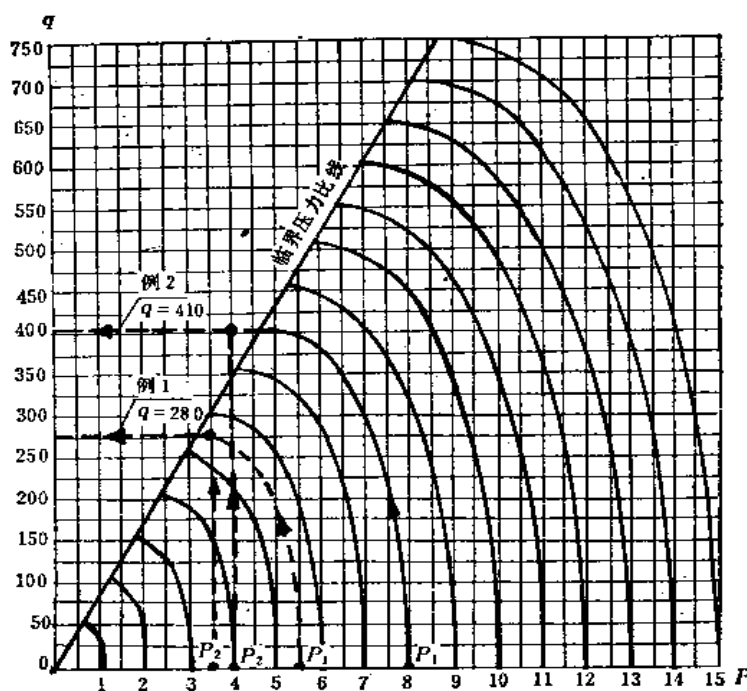


图 7-78 饱和蒸汽通过减压阀孔的流量曲线

$q$ —1厘米<sup>2</sup>阀孔面积通过的理论流量, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时;

$p$ —饱和蒸汽压力, 绝对大气压

例 7 设饱和蒸汽量  $G=800$ 公斤/时, 减压阀前压力  $p_1=5.5$ 绝对大气压, 减压阀后压力  $p_2=3.5$ 绝对大气压, 选用减压阀所需阀孔面积。

解 通过每1厘米<sup>2</sup>阀孔面积的理论流量, 从图7-78中直接查得  $q \approx 280$ 公斤/厘米<sup>2</sup>·时。或按流量公式计算:

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} = \frac{3.5}{5.5} = 0.637 > 0.577, \text{ 则流量公式按式(7-149)计算:}$$

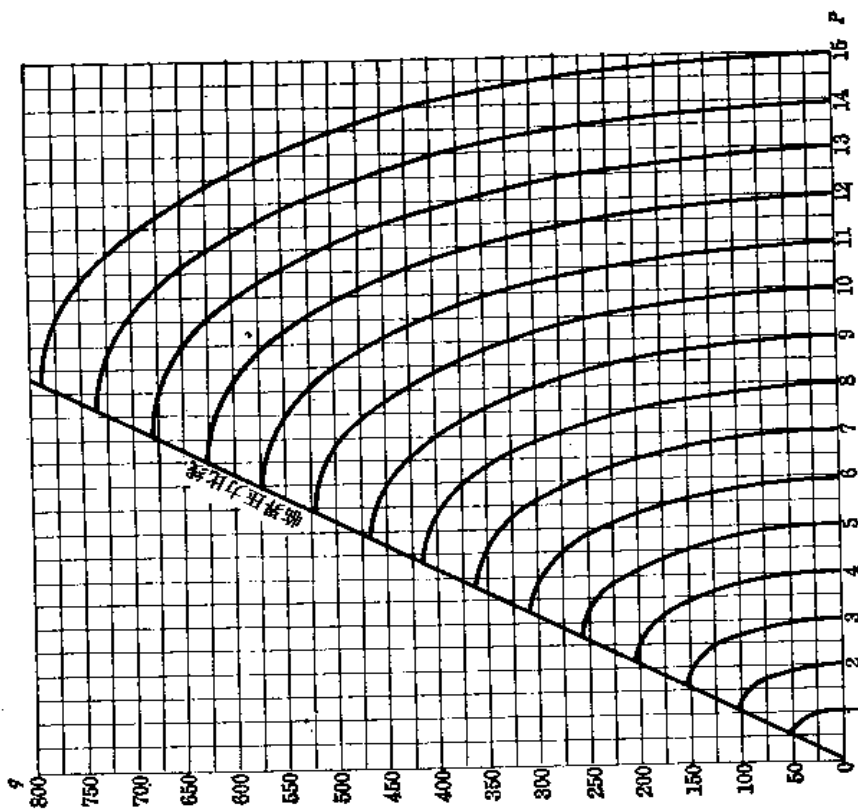


图 7-79 200°C过热蒸汽通过减压阀孔的流量曲线  
 $q$ —1 厘米<sup>2</sup>阀孔面积通过的理論流量, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时;  
 $p$ —过热蒸汽压力, 绝对大气压

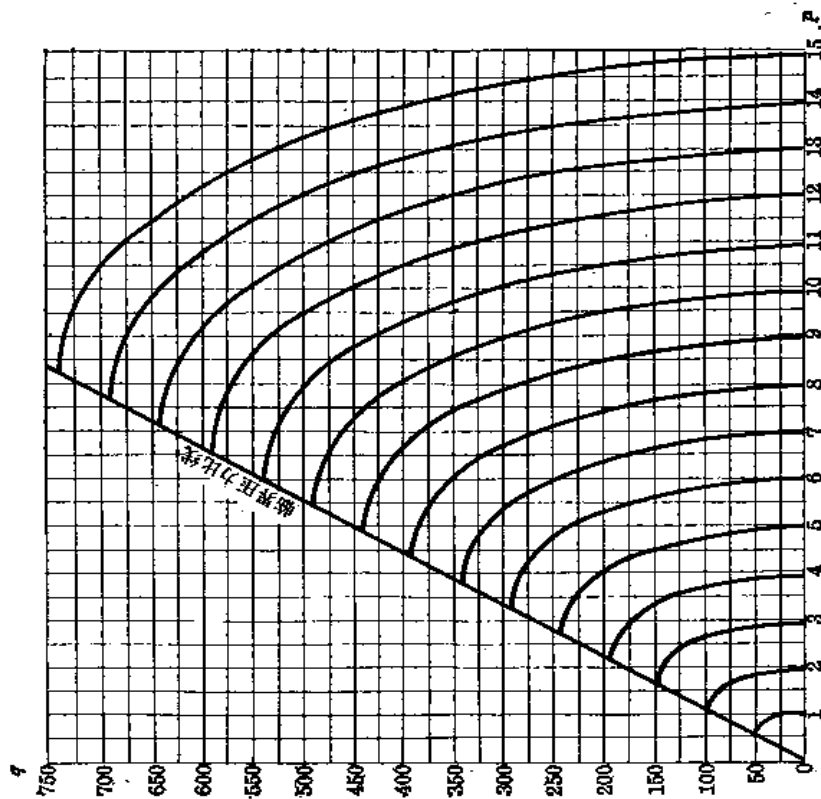


图 7-80 250°C过热蒸汽通过减压阀孔的流量曲线  
 $q$ —1 厘米<sup>2</sup>阀孔面积通过的理論流量, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时;  
 $p$ —过热蒸汽压力, 绝对大气压

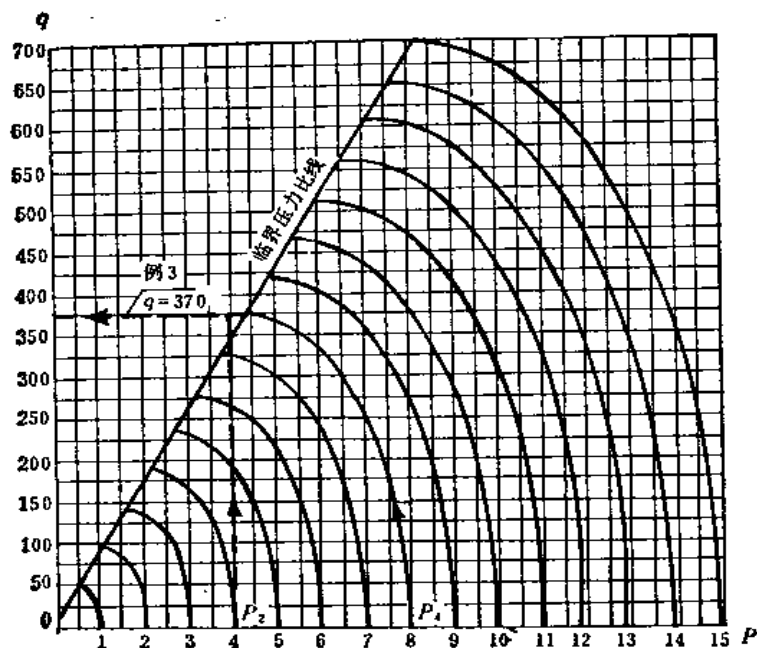


图 7-81 300°C 过热蒸汽通过减压阀孔的流量曲线  
 $q$ —1 厘米<sup>2</sup> 阀孔面积通过的理论流量, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时;  
 $p$ —过热蒸汽压力, 绝对大气压

$$\begin{aligned}
 q &= 462 \sqrt{\frac{p_1}{v_1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.76} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1.88} \right]} \\
 &= 462 \sqrt{\frac{5.5}{0.349} \left[ \left( \frac{3.5}{5.5} \right)^{1.76} - \left( \frac{3.5}{5.5} \right)^{1.88} \right]} \\
 &= 284 \text{ 公斤/厘米}^2 \cdot \text{时}
 \end{aligned}$$

取流量系数  $\mu = 0.5$

$$\text{所需阀孔面积 } f = \frac{800}{0.5 \times 280} = 5.7 \text{ 厘米}^2.$$

例 8 设饱和蒸汽  $G = 800$  公斤/时, 减压阀前压力  $p_1 = 8$  绝对大气压, 减压阀后压力  $p_2 = 4$  绝对大气压, 选用减压阀所需阀孔面积。

解 通过每 1 厘米<sup>2</sup> 阀孔面积的理论流量, 从图 7-78 中直接查得  $q \approx 410$  公斤/厘米<sup>2</sup>·时。或按流量公式计算:

$$\begin{aligned}
 \beta &= \frac{p_2}{p_1} = \frac{4}{8} = 0.5 < 0.577, \text{ 则流量公式按式 (7-153) 计算:} \\
 q &= q_{\max} = 71 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} = 71 \sqrt{\frac{8}{0.2448}} = 406 \text{ 公斤/厘米}^2 \cdot \text{时}
 \end{aligned}$$

取流量系数  $\mu = 0.5$

$$\text{所需阀孔面积 } f = \frac{800}{0.5 \times 410} = 3.9 \text{ 厘米}^2.$$

例 9 设温度为 300°C 的过热蒸汽,  $G = 800$  公斤/时, 减压阀前压力  $p_1 = 8$  绝对大气压, 减压阀后压力  $p_2 = 4$  绝对大气压, 选用减压阀所需阀孔面积。

解 通过每 1 厘米<sup>2</sup> 阀孔面积的理论流量, 从图 7-81 中直接查得  $q \approx 370$  公斤/厘米<sup>2</sup>·时。或按流量公式计算:

$$\beta = \frac{p_2}{p_1} = \frac{4}{8} = 0.5 < 0.546, \text{ 则流量公式按式(7-154)计算:}$$

$$q = q_{\max} = 75 \sqrt{\frac{p_1}{v_1}} = 75 \sqrt{\frac{8}{0.3305}} = 369 \text{ 公斤/厘米}^2 \cdot \text{时}$$

取流量系数  $\mu = 0.5$

$$\text{所需阀孔面积 } f = \frac{800}{0.5 \times 370} = 4.3 \text{ 厘米}^2$$

减压阀所需阀孔面积按下式计算:

$$f = \frac{G}{\mu q} \text{ 厘米}^2 \quad (7-156)$$

式中  $f$  ——减压阀所需阀孔面积, 厘米<sup>2</sup>;

$G$  ——通过减压阀的蒸汽量, 公斤/时;

$q$  ——通过每 1 厘米<sup>2</sup> 阀孔面积的理论流量, 可由图 7-78~81 中查得或用流量公式计算, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时;

$\mu$  ——意义同前。

(2) 常用减压阀的结构型式有波纹式减压阀, 膜片活塞式减压阀及弹簧载荷式减压阀三种。选用减压阀时, 应符合各型产品的具体性能及适用范围的要求。

减压阀产品样本中列出的阀孔面积  $f$  值, 一般系指最大截面积, 而实际工作状态下流通面积小于此值, 故选用减压阀时须留余量。

### 7. 安全阀

安全阀的结构型式可分为簧弹式及重锤式两类。弹簧式安全阀结构简单, 占地小, 但考虑到弹簧在高温下易蠕变使弹性变化, 一般宜用于压力、温度较低的系统。重锤式安全阀一般多用于压力、温度较高的系统。根据安全阀的开启情况又可分为微启式、全启式和速启式三种型式。热力系统中, 为了减少汽水损失, 一般均采用微启式安全阀。

安全阀的阀瓣面积按下式计算:

热介质为饱和蒸汽时

$$\text{微启式弹簧安全阀: } f = 12 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-157)$$

$$\text{微启式重锤安全阀: } f = 10 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-158)$$

$$\text{全启式安全阀: } f = 3.7 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-159)$$

$$\text{速启式安全阀: } f = 2.4 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-160)$$

热介质为过热蒸汽时, 按公式(7-157)~(7-160)算得之  $f$  值应作如下修正:

$$f' = f \sqrt{\frac{v'}{v}} \text{ 毫米}^2 \quad (7-161)$$

热介质为水时

$$\text{微启式弹簧安全阀: } f = 0.38 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-162)$$

$$\text{微启式重锤安全阀: } f = 0.35 \frac{G}{p} \text{ 毫米}^2 \quad (7-163)$$

上式适用于水温 20°C。若水温为 100°C 时,  $f$  值应增大 4%; 若水温为 150°C 时,  $f$  值

增大8.4%。

式中  $f, f'$ ——热介质通过安全阀阀瓣的面积, 毫米<sup>2</sup>;

$G$ ——通过阀瓣面积的流量, 公斤/时;

$p$ ——工作压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$v'$ ——过热蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤;

$v$ ——饱和蒸汽的比容, 米<sup>3</sup>/公斤。

### 8. 疏水器

(1) 疏水器的排水量 疏水器排水量可按下列式计算:

$$G = Ad^2 \sqrt{\Delta p} \text{ 公斤/时} \quad (7-164)$$

式中  $G$ ——疏水器排水量, 公斤/时;

$A$ ——排水系数, 见表7-50;

$d$ ——疏水器排水阀孔直径, 毫米;

$\Delta p$ ——疏水器前后压力差, 公斤力/厘米<sup>2</sup>, 可按公式(7-165)计算。

$$\Delta p = p_1 - p_2 \text{ 公斤力/厘米}^2 \quad (7-165)$$

式中  $p_1$ ——疏水器前压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

$p_2$ ——疏水器后压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

根据公式(7-164)制成表(7-51), 列出疏水器各不同阀孔直径的饱和水连续排水量  $G$ , 以便于疏水器的选择。

疏水器排水系数  $A$

表 7-50

$A \backslash \Delta p$ $d$	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2.6	25	24	23	22	21	20.5	20.5	20	20	19.8
3	25	23.7	22.5	21	21	20.4	20	20	20	19.5
4	23.8	23.5	21.6	20.6	19.6	18.7	17.8	17.2	16.7	16
4.5	24.2	21.3	19.9	18.9	18.3	17.7	17.3	16.9	16.6	16
5	23	21	19.4	18.5	18	17.3	16.8	16.3	16	15.5
6	20.8	20.4	18.8	17.9	17.4	16.7	16	15.5	14.9	14.3
7	19.4	18	16.7	15.9	15.2	14.8	14.2	13.8	13.5	13.5
8	18	16.4	15.5	14.5	13.8	13.2	12.6	11.7	11.9	11.5
9	16	15.3	14.2	13.6	12.9	12.5	11.9	11.5	11.1	10.6
10	14.9	13.9	13.2	12.5	12	11.4	10.9	10.4	10	10
11	13.6	12.6	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4	10.2	10	9.7

(2) 疏水器的计算压力

A. 疏水器前压力  $p_1$  可按以下原则确定: 蒸汽管排水用的疏水器,  $p_1$  值与该排水点的蒸汽压力相同; 用热设备的疏水器,  $p_1$  值可取用热设备前蒸汽压力的95%。

B. 疏水器后压力  $p_2$  取决于疏水器后管道阻力、凝结水提升高度和凝结水箱的压力, 可按下列式计算:

$$p_2 = 0.1(H + h) + p_s \text{ 公斤力/厘米}^2 \quad (7-166)$$

式中  $p_2$ ——疏水器后压力, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

疏水器排水量 G 值

表 7-51

$G$ $d$	$\Delta p$	0.5	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2.0		71	100	138	160	176	188	201	215	226	240	251
2.6		120	170	230	270	300	320	340	365	385	405	425
3.0		160	225	300	350	390	420	450	480	510	540	560
3.5		212	300	407	465	515	555	570	610	625	676	690
4.0		270	380	525	600	660	700	730	760	780	800	810
4.5		340	490	610	700	770	830	880	930	970	1010	1030
5.0		406	576	740	845	925	1010	1060	1110	1150	1200	1230
5.5		470	660	885	1009	1105	1200	1260	1320	1360	1390	1430
6		560	750	1000	1170	1290	1400	1475	1520	1575	1600	1625
7		700	950	1250	1425	1560	1675	1775	1850	1920	1975	2100
8		820	1150	1480	1700	1850	1970	2060	2140	2220	2280	2340
9		910	1300	1750	2000	2200	2350	2470	2560	2640	2700	2740
10		1050	1490	1960	2300	2520	2690	2800	2890	2930	3000	3030
11		1200	1650	2160	2480	2740	2950	3140	3340	3500	3620	3750

注：1. 表7-50、7-51中给出的是当疏水器背压为零时的数据。试验证明， $\Delta p$  值相同时，背压增高，排水量将会有所增加，故使用本表查得数值偏于安全。

2. 表7-50、7-51中的数据，适用于一般浮桶式和倒吊桶式疏水器（其他型式疏水器的排水量按产品样本选择）。

$H$ ——疏水器后的系统阻力，米水柱；

$h$ ——疏水器后的系统提升最大高度，米；

$p_2$ ——回水箱内的压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>。

一般疏水器后的压力  $p_2$  不大于疏水器前压力  $p_1$  的40%。对于凝结水为自由排出的系统，疏水器后的压力即等于大气压力。

（3）疏水器的选择倍率 疏水器的选择倍率由以下因素决定：

A. 安全系数 考虑到理论计算与实际使用的差异，如负荷、压力等对疏水器排水能力的影响。

B. 使用系数 考虑到启动时低压大疏水量的情况以及设备迅速加热的要求，疏水器的设计疏水能力应大于设备正常运行时的凝结水量。

因此，疏水器的设计排水能力应大于理论排水量，可按下式计算：

$$G_{sb} = kG_1 \quad \text{公斤/时} \quad (7-167)$$

式中  $G_{sb}$ ——疏水器设计排水量，公斤/时；

$k$ ——选择疏水器的倍率，见表7-52；

$G_1$ ——理论排水量，公斤/时。

（4）疏水器的辅助装置 疏水器的辅助装置主要有旁通管、冲洗管、放气管、检查管、止回阀和过滤器。

A. 旁通管 安装目的是为了排放系统在初启动时的大量凝结水，运行正常后，旁通管必须关闭。运行中检修疏水器时不应开启旁通管，否则，蒸汽窜入回水系统将影响回水压力的平衡及其它设备的运行。考虑到旁通管阀门的泄漏以及运行、操作、管理不妥时，旁通管的安装往往给系统带来弊病，因此，建议对小型采暖系统及单独热风系统，一般不加旁通



疏水器选择倍率  $k$ 

表 7-52

供 热 系 统	使 用 情 况	$k$
采 暖	$p \geq 1$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	$\geq 2 \sim 3$
	$p < 1$ 公斤力/厘米 <sup>2</sup>	$\geq 4$
生 产	热交换器	$\geq 3$
	大容量, 易间隙, 需速加热设备	$\geq 4$
淋 浴	单独热交换器	$\geq 2$
	多喷头	$\geq 4$

管, 生产设备可酌情而定。

B. 冲洗管 安装目的是放气和冲洗管路, 应予安装。

C. 检查管 安装目的是检查疏水器的工作情况, 应予安装。

D. 止回阀 安装目的是防止余压回水或提升回水时, 当疏水器前无驱送压力, 或回水管网因窜汽后压力升高, 超过用户供热系统使用压力, 使凝结水经疏水器反向回流, 破坏用热设备的正常运行, 引起不良后果。有的疏水器本身带有止回阀, 如疏水器不带止回阀, 可酌情考虑是否需安装。

对于自流回水系统或疏水直接排入大气时, 则不必安装止回阀。

E. 过滤器 当凝结水不纯, 含有很多杂质及沉淀物时, 在疏水器前应先装设过滤器。

### (三) 孔板

1. 蒸汽减压节流孔板 蒸汽减压节流孔板的工作原理和减压阀相同。孔板工作孔口所必须的截面积按下式计算:

$$f = \frac{G}{q} \quad (7-168)$$

式中  $f$  ——减压节流孔板工作孔口截面积, 厘米<sup>2</sup>;

$G$  ——通过节流孔板的蒸汽量, 公斤/时;

$q$  ——通过每 1 厘米<sup>2</sup> 孔口面积的理论流量, 可由图 7-78~81 中查得或用流量公式计算, 公斤/厘米<sup>2</sup>·时 (计算时取  $\mu=1.0$ )。

2. 蒸汽凝结疏水节流孔板 蒸汽凝结疏水节流孔板工作孔口直径可按下式计算:

$$d = 1.15 \sqrt{\frac{G}{\sqrt{\Delta p \cdot \gamma}}} \quad \text{毫米} \quad (7-169)$$

式中  $d$  ——孔板孔口直径, 毫米;

$G$  ——凝结水量, 公斤/时;

$\Delta p$  ——凝结水通过节流孔板的前后压差, 公斤力/厘米<sup>2</sup>;

$\gamma$  ——节流后凝结水的重度, 公斤/米<sup>3</sup>。

注: 上式按流量系数  $\mu=0.6$  计算简化而得。

### (四) 水封

蒸汽凝结水用水封可分为单段式及多段式两种, 见图 7-82。

水封工作部分所需高度按下式计算:

$$H = \frac{10}{0.95} (p_1 - p_2) \beta \text{米} \quad (7-170)$$

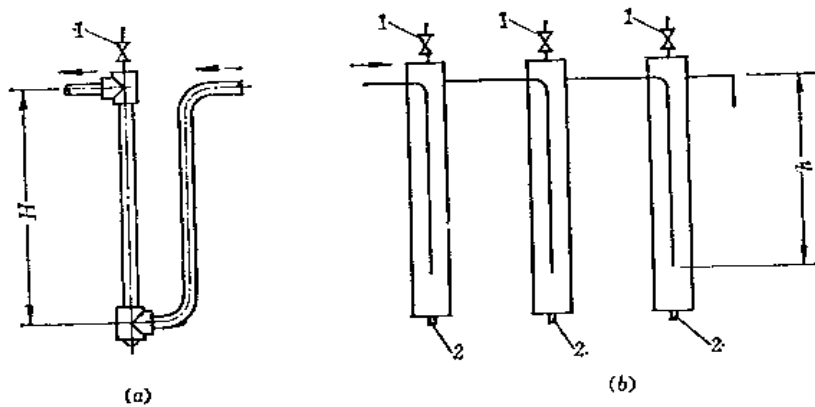


图 7-82 水 封  
(a)单段式; (b)多段式  
1—1/2"放气(旋塞); 2—排污阀

式中  $H$ ——水封工作部分的高度, 米;  
 $p_1$ ——水封连接点处的蒸汽压力, 表压;  
 $p_2$ ——凝结水管内的压力, 表压;  
 $\beta$ ——安全系数, 一般取 $\beta=1.3\sim 1.4$ ;  
 $0.95$ —— $100^{\circ}\text{C}$ 时水的比重。

水封多段串联安装时, 每段水封工作部分所需高度按下式计算:

$$h = \frac{H}{n} \quad (7-171)$$

式中  $h$ ——每段水封工作部分的高度, 米;  
 $H$ ——水封工作部分所需总高度, 米;  
 $n$ ——水封的段数。

当压力较高时, 应同时考虑二次蒸发汽及水流阻力的影响。

水封内套管径  $d$  应根据流经水封管最大凝结水量时流速为  $0.2\sim 0.3$  米/秒进行计算。

水封外套管径  $D$  取为内套管径  $d$  之二倍, 即:

$$D = 2d \quad (7-172)$$

水封下部应有放水、排污口, 上部应有放气口。当水封位置有冻结可能时, 应考虑防冻措施。

一般水封尺寸为:  $d=25\sim 100$  毫米;  $D=50\sim 200$  毫米; 放气口及放水口可用  $1/2"$ , 并接  $1/2"$  旋塞。

## 第八章 运煤和除灰

### 第一节 运煤和除灰系统的选择

#### 一、概 述

在燃煤的工业锅炉房中，来煤一般是这样的：首先由火车、汽车或船舶从煤源把煤运至锅炉房的煤场，用人工或机械的方法把煤卸到煤场的地坪上或受煤沟，再通过煤场中的转运设备把煤运至受煤斗，最后从受煤斗通过各种运煤机械把煤运至锅炉房的炉前煤斗。这里讲的运煤系统是指煤从煤场到炉前煤斗的输送，其中包括煤的转运、破碎、筛选、磁选和计量等。至于用火车、汽车或船舶来煤，一般需由总图专业根据锅炉房耗煤量的大小、煤源的远近、全厂运输情况和其他运输条件，进行全盘考虑来决定。

煤经过燃烧后的残余物称为灰渣，一般把炉排下面的渣斗或煤粉炉的冷灰斗中的残余物称为渣，飞到锅炉后面去的残余物称为灰。所谓除灰系统是一种习惯说法，其中讲的“灰”实际上是灰和渣的统称。锅炉房的除灰包括锅炉房内部的除灰和锅炉房外部的除灰，这里讲的除灰系统是指锅炉房内部的除灰，即从炉排下面的渣斗（或煤粉炉的冷灰斗）和除尘器的灰斗到锅炉房的灰渣场（或灰渣斗、灰渣池）之间的灰渣的输送，其中包括灰渣的浇湿和破碎等。至于锅炉房外部的除灰，即从锅炉房的灰渣场到距锅炉房较远的常年堆放的灰渣场之间的输送，或运出作为综合利用的材料，在工业锅炉房中通常采用汽车或火车来输送，一般由总图专业来考虑。

运煤和除灰系统是燃煤锅炉房的一个重要组成部分，是锅炉房设计中的一个重要环节，它直接关系到锅炉能否安全运行的问题，因为可靠地供煤和除灰是锅炉安全运行的必要条件。运煤和除灰系统设计得合理与否，还会影响到锅炉房的基建投资、工人的劳动强度和操作条件，影响到劳动生产率的提高。为了合理地设计运煤和除灰系统，设计人员必须进行调查研究，因地制宜地选择和布置运煤和除灰系统，尽量做到既经济又实用。

#### 二、运煤系统的选择

对于单层布置的人工加煤的锅炉，一般采用手推车从煤场往锅炉房的炉前运煤。机械加煤的锅炉应采用机械化运煤系统。根据上煤机械的不同，工业锅炉房的机械化运煤系统一般有下列几种：

1. 胶带输送机上煤的运煤系统；
2. 多斗提升机上煤的运煤系统；
3. 埋刮板输送机上煤的运煤系统；
4. 单斗滑轨输送机上煤的运煤系统；
5. 吊煤罐上煤的运煤系统；
6. 简易小翻斗上煤的运煤系统等。

胶带输送机上煤是一种运行可靠、运转平稳、运输能力高和运行费用低的运煤方法，其缺点是占地面积大，投资大。多斗提升机上煤的优点是占地面积较小，设备造价较便宜，但运行可靠性方面不如胶带输送机。埋刮板输送机作为工业锅炉房的运煤设备已得到采用，其主要优点是设备外形尺寸小，占地面积小，布置灵活，既能垂直提升又能水平运输，因物料在密闭的壳体里运输，还可以改善工人的操作条件和环境卫生，但它对加工制造和安装方面有较高的要求，目前设备造价也偏高。单斗滑轨输送机上煤有设备构造简单和占地面积小等优点，但它属于间断运煤，运输能力有限，维修工作量也较大，钢丝绳一般几个月就要更换一次，还有挖掘的土方量也较大。吊煤罐上煤和简易小翻斗上煤有系统简单、设备制造容易和投资省等优点，缺点是运输能力有限，只能用于耗煤量不大的锅炉房。

上述各种运煤系统的选择，主要根据锅炉房耗煤量的大小、地形情况、自然条件和订货情况来考虑，经过技术经济比较来决定。对于耗煤量不大的锅炉房，可选用系统简单和投资少的吊煤罐上煤或简易小翻斗上煤的运煤系统。耗煤量较大的锅炉房，可选用单斗滑轨输送机或埋刮板输送机、多斗提升机等上煤的运煤系统。耗煤量大的锅炉房，可选用运输量大和运行可靠的胶带输送机上煤的运煤系统。在占地面积受到严格限制的地区，如在城市里建造锅炉房，地形不允许布置胶带输送机时，可选用占地面积较小的多斗提升机或埋刮板输送机等上煤的运煤系统。对于地下水位较高的地区，要避免选用地下工程较大的运煤系统，因为地下水位以下建筑设施，不但造价昂贵，而且会给施工带来很多困难。另外，订货情况也应考虑，有的设备有时出现供不应求时，需要因地制宜和因时制宜地选择合适的运煤系统，否则会因设备来源困难而影响施工进度，贻误工程上马。

关于煤场中转运设备的选用，主要依据运煤量的大小来考虑。工业锅炉房用到的转运设备一般有手推车、手扶机铲、移动式胶带输送机、铲车和桥式抓斗起重机等。运煤量小的锅炉房，一般采用手推车；运煤量较大的锅炉房，采用手扶机铲、移动式胶带输送机或铲车等；运煤量大的锅炉房，往往是火车来煤，此时采用桥式抓斗起重机是有利的，它同时可以解决卸车的机械化问题，如果布置得当，它还可以作为低压水力除灰的沉渣池的抓灰设备。

在运煤系统中一般应设给料设备，保证受煤斗中的煤能连续均匀地供给运煤设备，使运煤设备能正常运行，当检修运煤设备时，它还可以起到受煤斗出口的闸门作用。给料设备推荐采用电磁振动给料机，它的主要优点有体积小，占地面积小，耗电量少，运行费用低。

当来煤的块度不能符合锅炉燃烧要求时，煤块必须经过破碎，在运煤系统中应设有碎煤装置。工业锅炉房常用的碎煤装置为双齿辊碎煤机。

在破碎之前，煤宜先进行筛选，以减轻碎煤装置不必要的负荷。筛选装置有振动筛、滚筒筛和固定筛三种，振动筛和滚筒筛的筛分效率较高，而固定筛有结构简单、制造容易和造价便宜等优点。

当采用机械破碎和锅炉为机械加煤时，应先进行磁选，把夹在煤中的铁件吸出来，以防止铁件进入这些设备而发生火花和卡住等事故。磁选设备有悬挂式电磁分离器和电磁皮带轮两种。悬挂式电磁分离器可析出夹杂在堆积厚度50~100毫米输送物料中的铁件，当输送物料很厚时，底部之铁件很难除净，此时可与电磁皮带轮配合使用；悬挂式电磁分离器清除

上、中部的铁件，电磁皮带轮清除下部之铁件。

为了加强经济管理，运煤系统中一般应设煤的计量装置，以核算煤的消耗量。计量装置有地秤和皮带秤等，当采用汽车和手推车进煤时可选用地秤，当采用胶带输送机上煤时可选用皮带秤。皮带秤又有滚轮式机械皮带秤和皮带电子秤两种，推荐采用皮带电子秤，其优点有外形尺寸小、重量轻、占地小和维修工作量较少等。当锅炉为链条炉排时，还可以采用结构简单和价格便宜的煤耗计量表，它的测量装置安装在链条炉排的主轴端头，有就地检测和仪表盘上检测两种型式，其最大优点为炉与炉之间的煤耗评比提供了依据。

工业锅炉房的运煤系统，一般只采用单线运输而不设置备用线，考虑到检修设备的需要，运煤系统一般按两班制工作。运煤系统的输送量可按式计算：

$$Q = \frac{24BK}{t} \text{ 吨/时} \quad (8-1)$$

式中  $Q$ ——运煤系统的输送量，吨/时；

$B$ ——锅炉房发展后的最冷月份昼夜平均耗煤量，吨/时；

$K$ ——运输不平衡系数，一般采用1.2；

$t$ ——运煤系统每昼夜工作时间，时。一班制运行时，一般 $>7$ 小时；两班制运行时，一般 $>14$ 小时；三班制运行时，一般 $>20$ 小时。

### 三、除灰系统的选择

由于除灰间的温度高，灰尘大，在浇灰时会产生大量的蒸汽和有害气体，直接威胁到除灰工人的身体健康，因此除灰工作实现机械化就显得特别迫切和重要。除少数小型手烧炉子外，一般均应采用机械化除灰系统。但无论是采用人工除灰或机械化除灰，为了保证除灰工人的安全生产和改善工人的劳动条件，都必须消灭红灰，要灰渣完全熄灭后才能从锅炉房外运，同时还要注意良好的通风，尽量减少灰尘、蒸汽和有害气体对环境的污染。

工业锅炉房用到的机械化除灰系统，一般有下列几种：

1. 负压气力除灰系统；

2. 低压水力除灰系统；

3. 机械式除灰系统，其中包括刮板输送、刮斗输送、胶带输送、振动输送和螺旋输送机输送等形式的除灰系统。

负压气力除灰系统的优点有：机械化程度高，工人的劳动强度小；除灰系统在负压下工作，环境卫生条件好；可以得到干燥的灰渣，有利于作为综合利用的材料，也有利于在严寒地区中运输。其缺点有：投资较大，金属耗量多；运行费较高，耗汽量或耗电量大；管道等部件的磨损较严重等。负压气力除灰是工业锅炉房的一种除灰方式，但应用不普遍，只有当锅炉房容量较大，并且就地有灰渣综合利用的工厂，尤其在严寒的东北地区，较宜于考虑采用。

低压水力除灰系统的显著优点有：运行安全可靠；卫生条件好，没有灰尘飞扬；劳动强度小，维修工作量少，节省人力。其缺点有：灰渣含水量大，不利于综合利用，不利于在严寒地区中运输；由于灰渣沟和沉渣池都比较深，挖掘的土方量较大；另外，污水的排放也是个问题，需要采取措施，以满足排放标准的要求。由于低压水力除灰比其他方式的除灰更为可靠，它在工业锅炉房中得到了较广泛地采用，无论大小锅炉房，一般都可采

用。但对结焦性强的煤种，其应用会受到限制，因为结焦后的大渣块容易堵塞系统。在东北地区，由于气温低会冻结系统，沉淀过滤池要室内布置，故其应用也受到了限制。

在用胶带输送机输送灰渣时，其前面应有马丁除渣机或圆盘除渣机相配合，需要把灰渣完全浇灭后才能进入胶带输送机。其优点是运行安全可靠，维修工作量较小。缺点是胶带磨损较严重，投资也较大。

刮斗除灰属于间歇除灰，是通过钢丝绳牵引刮斗来输送灰渣，钢丝绳磨损较严重，设备维修工作量较大，其应用不太普遍。

刮板除灰目前有框链式和链条式等型式，它在工业锅炉房中应用较普遍。其优点有：适应性大，无论是南方地区或北方地区，水平输送或倾斜输送，较小的或较大的工业锅炉房，一般均能适应；设备构造较简单，如框链除渣机，一般工厂都可自行加工制造，因此能节省投资，上马快。其缺点有：金属耗量较多，部件磨损较厉害，电耗量也偏大点。

螺旋输送机的优点有：横断面尺寸小，占地面积较小；物料在密闭的壳体里输送，环境卫生条件好。其缺点有：设备磨损较严重，输送大块物料容易卡住，较适合输送细灰等物料。

除灰系统排除的总灰渣量，应为接入该系统中全部锅炉的灰渣量（备用锅炉可不考虑）。每台锅炉的灰渣量可按式计算：

$$G = B \left( \frac{A^g}{100} + \frac{q_4 Q_4}{100 \times 8100} \right) \text{ 吨/时} \quad (8-2)$$

式中  $G$ ——每台锅炉的灰渣量，吨/时；

$B$ ——锅炉的平均或最大耗煤量，吨/时；

$A^g$ ——煤的工作质灰分，%；

$q_4$ ——煤的机械不完全燃烧损失，其数值详见第一章，%；

$Q_4$ ——煤的工作质低位发热量，大卡/公斤。

灰渣的大致分配为：

1. 渣量占总灰渣量的百分比与锅炉的燃烧方式有关，层燃炉一般为70~80%，播散式燃烧炉一般为50~70%，煤粉炉一般为10~15%；
2. 在锅炉机组烟道灰斗中的灰量约为总灰渣量的5~10%；
3. 其余的灰量，一部分经除尘器收集起来，一部分经烟囱排入大气中，各种除尘器的效率详见第三章。

在计算除灰量时，灰渣的堆积比重一般可取下列数值：

干渣	0.85~1吨/米 <sup>3</sup>
干灰	0.6~0.7吨/米 <sup>3</sup>
湿渣和湿灰	1.2~1.4吨/米 <sup>3</sup>

当煤质资料不详时，一般可按耗煤量的30%估算灰渣量。

## 第二节 运煤和除灰系统的布置示例

运煤和除灰系统的布置，必须满足运行可靠，安装维修方便，尽量减少转运环节、运距和落差，以节省基建投资、运行费和占地面积，并应考虑到锅炉房扩建的可能性，预留扩建所需要的条件等。

下面列举的各种运煤和除灰系统的布置情况，多是各单位的一些施工图，有一定的局限性，仅供设计中参考。

### 一、胶带输送机运煤系统的布置示例

胶带输送机可以室内布置，也可以露天布置。室内布置的优点是有利于设备的正常运行，有利于保护和维修设备；缺点是基建投资较高。露天布置则反之。北方地区一般宜采用室内布置，据调查当胶带输送机倾角 $\geq 18^\circ$ 时，气温在 $-5^\circ\text{C}$ 以下，若露天布置，煤会在胶带上打滑，需采取蒸汽加热等措施，否则上不去煤。南方地区可考虑露天布置，但应加装防雨罩。

布置胶带输送机的通廊尺寸为：运行通道侧的净宽不小于1米；检修侧通道净宽不小于0.7米；通廊净高不小于2.2米。通廊的倾斜部分应设防滑措施，倾斜角在 $14^\circ$ 以上者应设踏步。

此运煤系统的平面布置见图8-1，剖面见图8-2，设备见表8-1。锅炉房装有五台SHL 20-13型锅炉，煤场转运设备采用桥式抓斗起重机，往锅炉房运煤采用胶带输送机。胶带输送机有两种布置形式：若铁路专用线布置在锅炉房后面，胶带输送机采用 $\Gamma$ 形布置，由两条胶带输送机组成，如图8-1方案甲所示；若铁路专用线有可能布置在锅炉房左侧，可将受煤斗提高，把碎煤机放在受煤斗的给煤机下面，此时只要用一条胶带输送机接至锅炉房的炉前煤斗即可，这样较为经济合理，如图8-2方案乙所示。

胶带输送机运煤系统设备

表 8-1

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	5吨桥式抓斗起重机	台	1
2	DZ4型电磁振动给料机	台	1
3	CF-60悬挂式电磁分离器	台	1
4	1号胶带输送机，TD75型，B=500	台	1
5	固定筛	个	1
6	$\Phi 450 \times 500$ 双齿辊式碎煤机	台	1
7	2号胶带输送机，TD75型，B=500	台	1
8	GL型皮带秤	台	1
9	受煤斗的煤箬子	块	1
10	双楔犁式卸料小车	台	1

### 二、埋刮板输送机运煤系统的布置示例

埋刮板输送机输送煤的粒度可参见表8-37，但从已运行的情况来看，煤的粒度可以比表中推荐的数据大些。

由于铁件进入埋刮板输送机容易发生卡住而可能拉断链条等事故，在埋刮板输送机前面一般应设有磁选设备。

Z形埋刮板输送机垂直段的物料是卸不空的，在严寒地区且煤中含水较多，则容易发生结冰现象，在下一次启动时就可能造成运行事故。因此，在严寒地区，垂直段宜布置在室内。

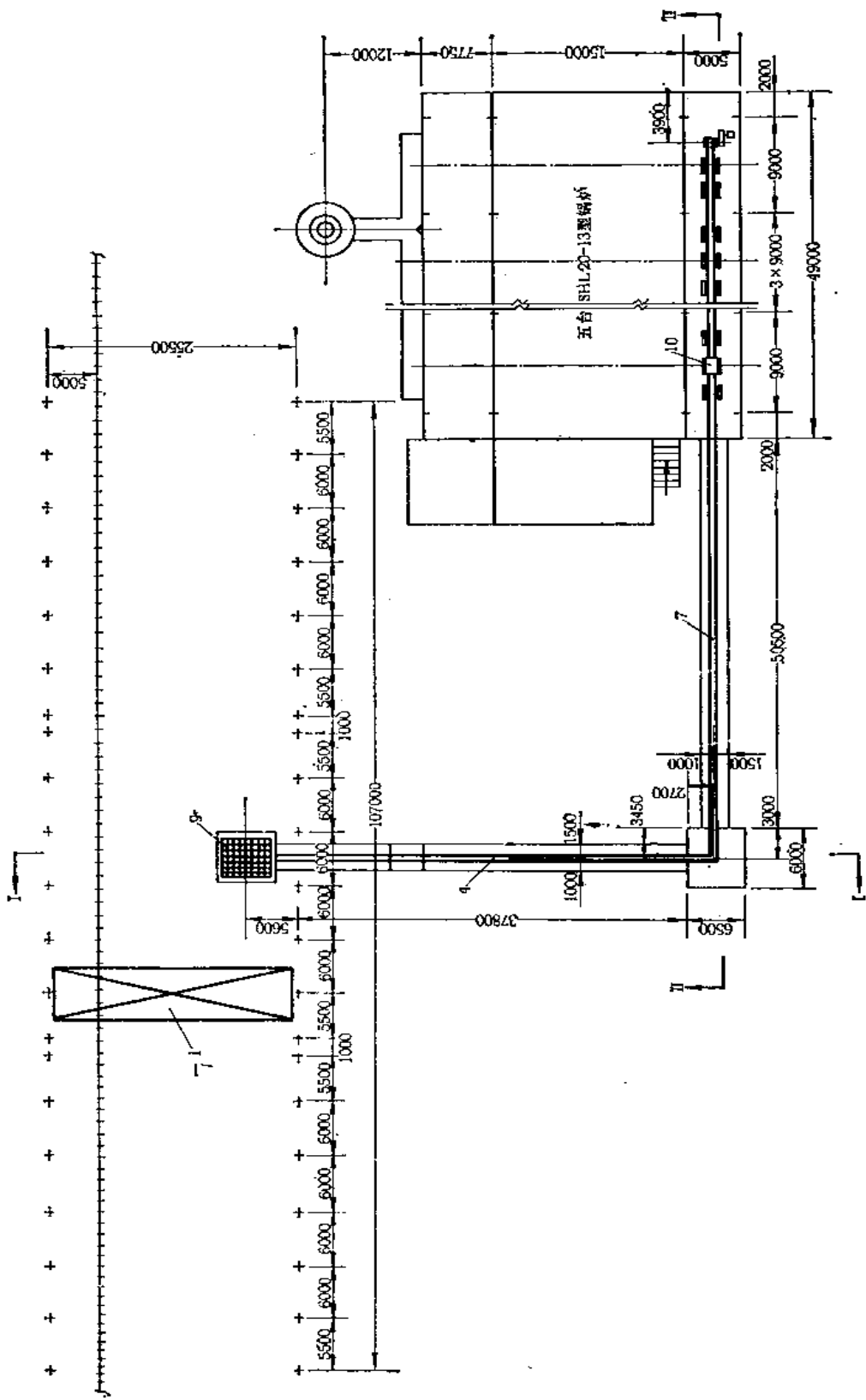


图 8-1 胶带输送机运煤系统平面布置图 (方案甲)



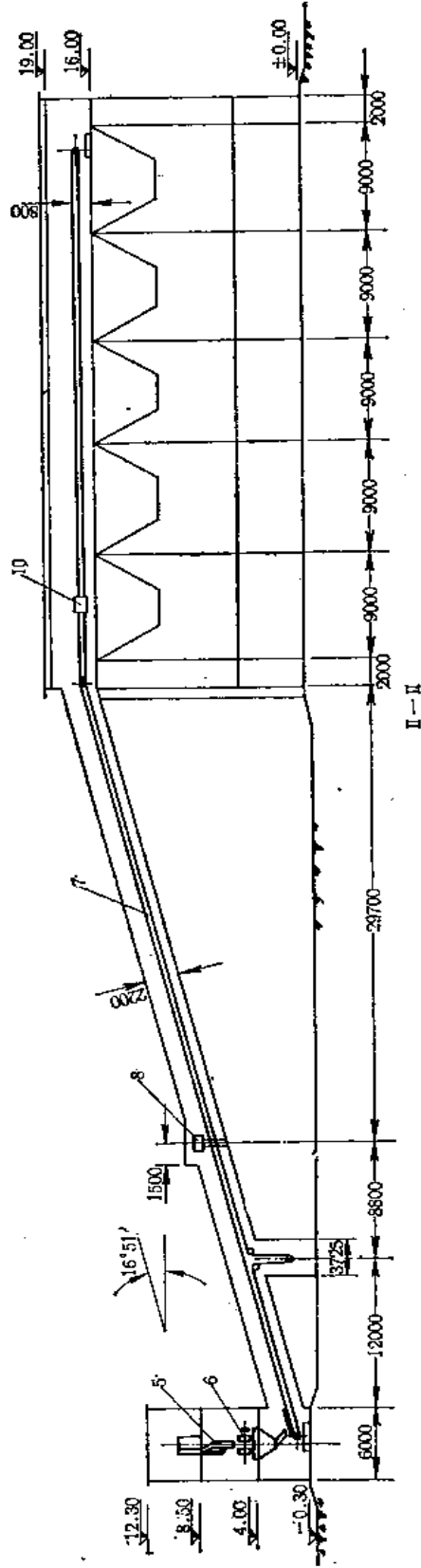
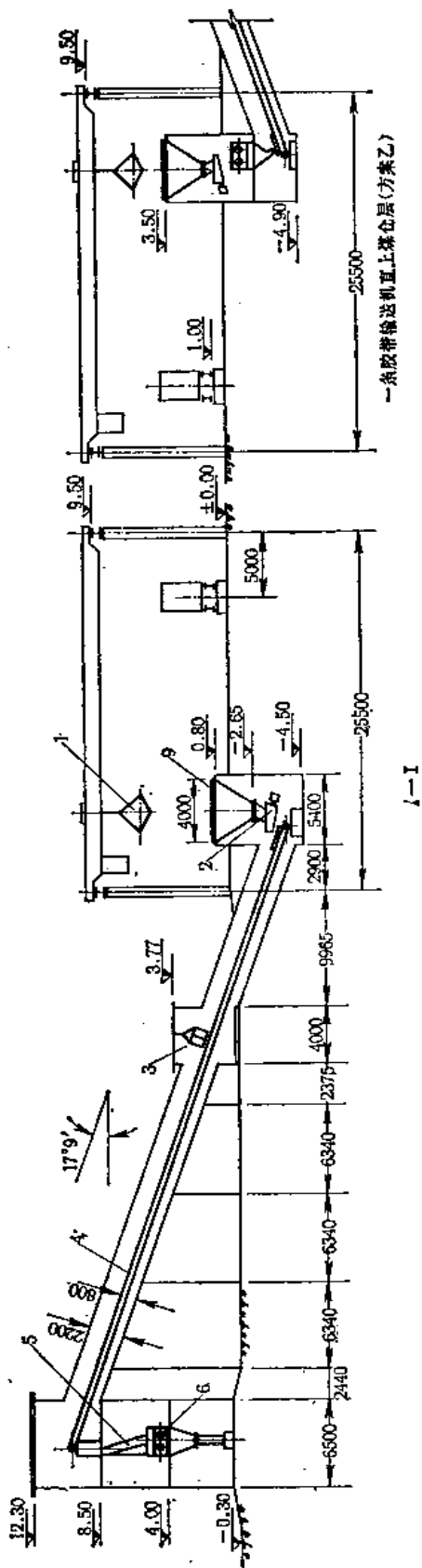


图 8-2 胶带输送机运煤系统剖面布置图

此运煤系统的布置见图8-3，设备见表8-2。锅炉房装有四台SZF-10/13型煤粉锅炉，煤场转运设备采用5CQ-Ⅲ型内燃万能装卸车，往锅炉房运煤采用Z型埋刮板输送机。煤经过两次破碎，先由反击式破碎机磨成煤粒（0~20毫米），然后由Z型埋刮板输送机运送到锅炉房的炉前煤斗，经过圆盘给料机进入风扇磨煤机，最后由风扇磨煤机把煤磨成煤粉直接吹往锅炉燃烧。

Z型埋刮板输送机的技术参数如下：

机槽规格	250×160毫米
首尾轮之间展开长度	~40米
提升高度	~11米
生产率	~20米 <sup>3</sup> /时
刮链运行速度	0.16米/秒
电机功率	7千瓦
输煤块度	<50毫米
链条节距	160毫米
链条最大工作拉力	2500公斤

埋刮板输送机运煤系统设备

表 8-2

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	5CQ-Ⅲ型内燃万能装卸车	辆	1
2	ZP型移动式胶带输送机	台	1
3	CF-60型悬挂式电磁分离器	台	1
4	固定筛	个	1
5	φ500×400反击式破碎机	台	2
6	Z型埋刮板输送机	台	1
7	φ800圆盘给料机	台	4
8	FM1.8-1000型风扇磨煤机	台	4

### 三、多斗提升机运煤系统的布置示例

多斗提升机只能作垂直运输设备，当锅炉房有多台锅炉时，在炉前煤斗上方还应有胶带输送机或刮板输送机相配合，进行水平输送。多斗提升机最好能保持均匀地进料以保证多斗提升机的正常运行。对雨水较多的地区，一般应设干煤棚，因为过湿的煤会造成卸料困难，会大大降低设备的运输能力。

提升机的全部荷重应由下部基础承受，其机座标高应高出周围地面100~200毫米。当尾部布置在地坑时，为了检修和操作的方便，其周围应有不小于700~1000毫米的净空。提升机的中部一般应设定位装置，以防止提升机向侧面偏移，但不得妨碍提升机作垂直位移，第一个定位装置应尽量靠近传动装置的上部机壳，其他定位装置的间距应根据建筑物各层的标高来确定。

多斗提升机作为运煤设备时，炉前煤斗应能储存不小于8小时的锅炉最大耗煤量的煤。

此运煤系统的布置见图8-4，设备见表8-3。锅炉房装有三台SZP10-13型锅炉，煤场转运设备采用5CQ-Ⅲ型内燃万能装卸车。系统设有干煤棚，适合用在雨水较多的地区。

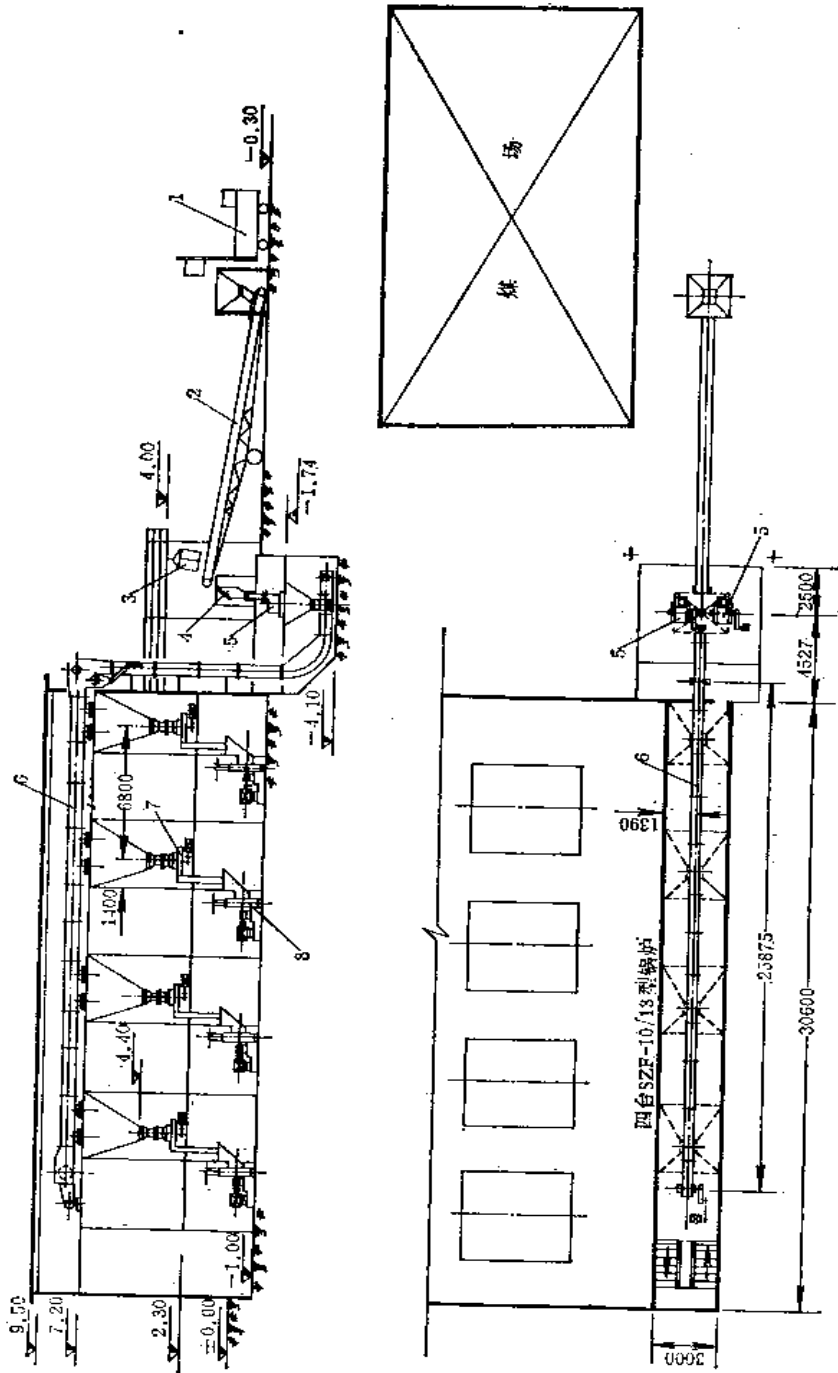
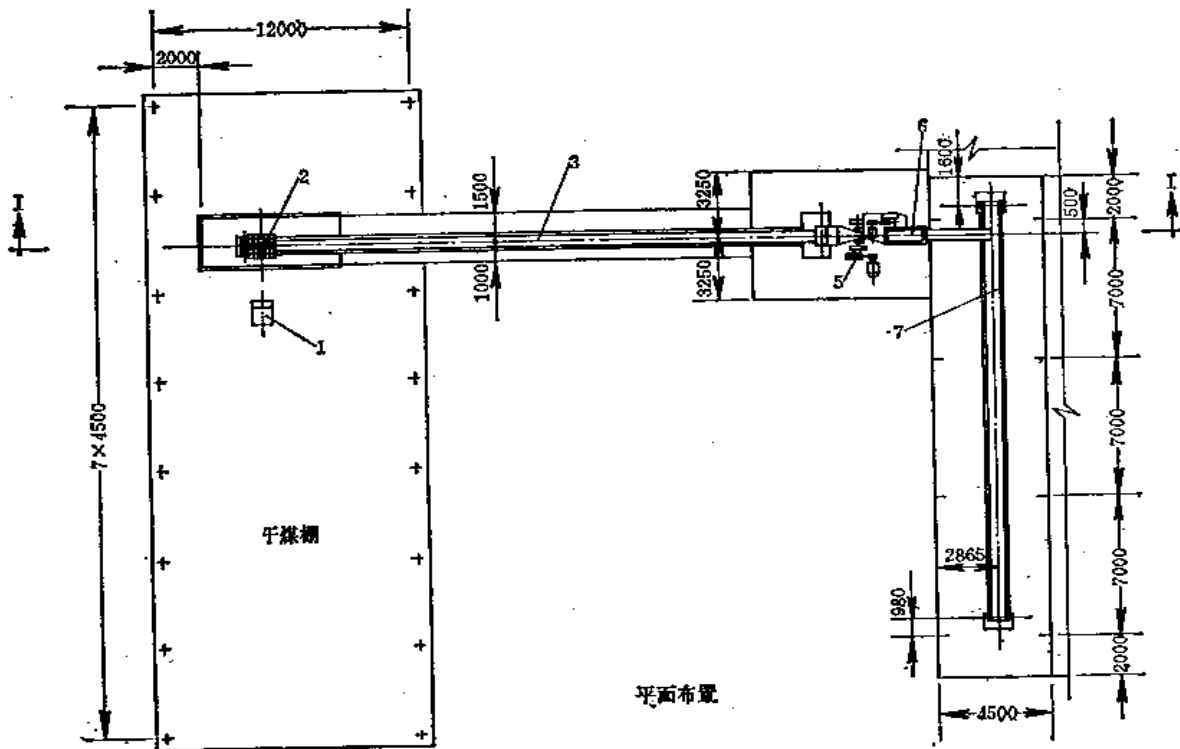


图 8-3 埋刮板输送机运煤系统布置图

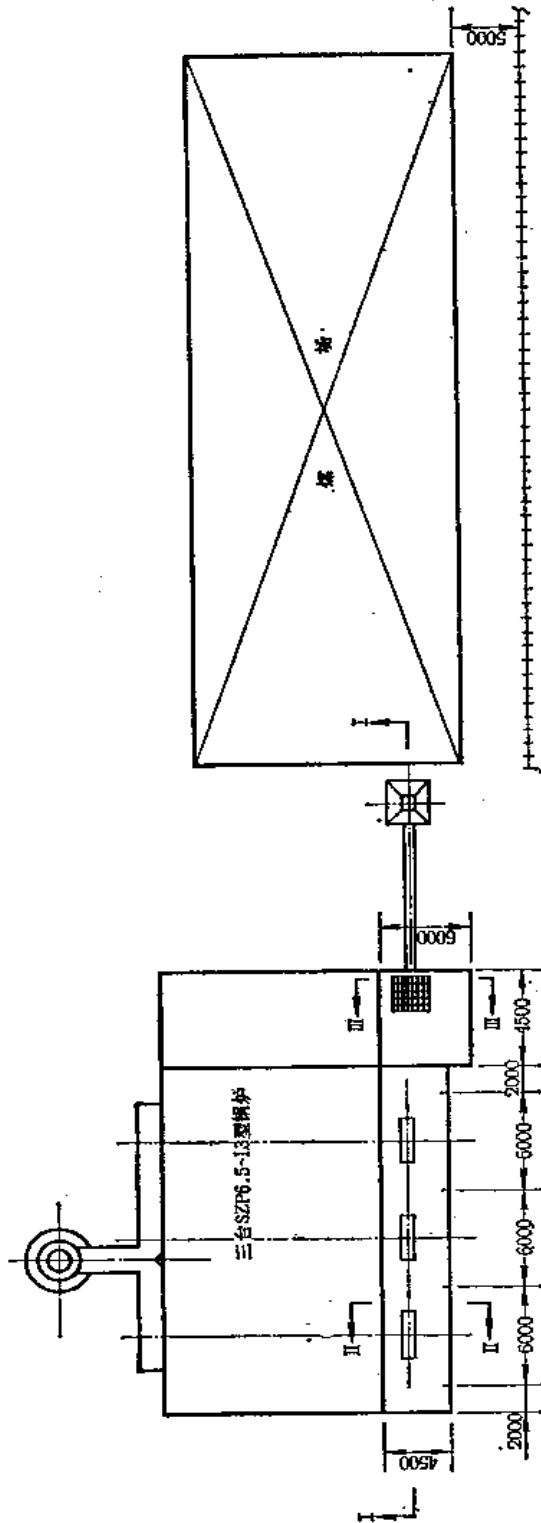


I-I

图 8-4 多斗提升机运煤系统布置图

#### 四、单斗滑轨输送机运煤系统的布置示例

此运煤系统的布置见图8-5，其设备见表8-4。锅炉房装有三台SZP6.5-13型锅炉，煤场转运设备采用5CQ-Ⅲ型内燃万能装卸车，往锅炉房运煤采用单斗滑轨输送机。如果来煤中的大块煤不多，需破碎的煤量不大，也可以把碎煤机拿到系统外来布置，此时系统更简单，移动式胶带输送机可以省去。此系统中的单斗滑轨输送机为室内布置，为了节省基



平面布置

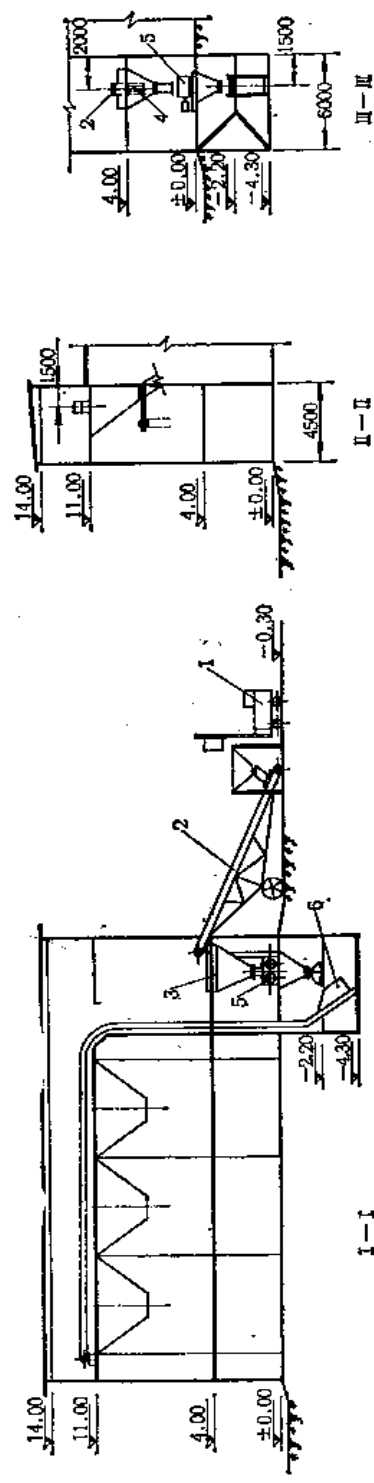


图 8-5 单斗滑轨输送机运煤系统布置图

多斗提升机运煤系统设备

表 8-3

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	5CQ-III型内燃万能装卸车	辆	1
2	受煤斗的煤篦子	块	1
3	胶带输送机, TD75型, B=500	台	1
4	固定筛	个	1
5	φ450×500双齿辊式碎煤机	台	1
6	D350型多斗提升机	台	1
7	胶带输送机, TD75型, B=500	台	1

单斗滑轨输送机运煤系统设备

表 8-4

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	5CQ-III型内燃万能装卸车	辆	1
2	ZP型移动式胶带输送机	台	1
3	煤篦子	块	1
4	固定筛	个	1
5	φ450×500双齿辊式碎煤机	台	1
6	单斗滑轨输送机	套	1

建投资,也可以把单斗滑轨输送机拿到室外来布置,即单斗滑轨输送机的垂直段沿锅炉房的外墙安装,不必封闭,但地坑应考虑有排水措施,在垂直段的顶上方设简易雨棚。

### 五、吊煤罐运煤系统的布置示例

此运煤系统的布置见图8-6,其设备见表8-5。锅炉房装有三台KZL4-13型锅炉,煤场转运设备采用CPQ-1型铲斗车,往锅炉房运煤采用电动葫芦和吊煤罐。此运煤系统设有专门的大煤斗,煤斗的储量大,有利于锅炉的安全运行。为了简单起见,也可以在锅炉本身小煤斗的基础上加高,省去煤斗间的建筑,电动葫芦直接在地面上操作,但要注意把煤斗加高部分做成活动的,以便清扫锅炉烟管时可以移开。

吊煤罐运煤系统设备

表 8-5

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	CPQ-1型铲斗车	辆	1
2	TV-310型电动葫芦	台	1
3	圆形吊煤罐 $V=1\text{米}^3$	个	1

### 六、简易小翻斗运煤系统的布置示例

此运煤系统的布置见图8-7,设备见表8-6。简易小翻斗适合于单台小锅炉的上煤,图8-7布置的为KZL4-13型锅炉。煤场转运设备采用胶皮轮手推车,手推车把煤运到炉前后,直接倒入小翻斗,然后启动传动装置,把小翻斗沿导轨提升,并把煤倒入锅炉本身的小煤斗供锅炉燃烧。

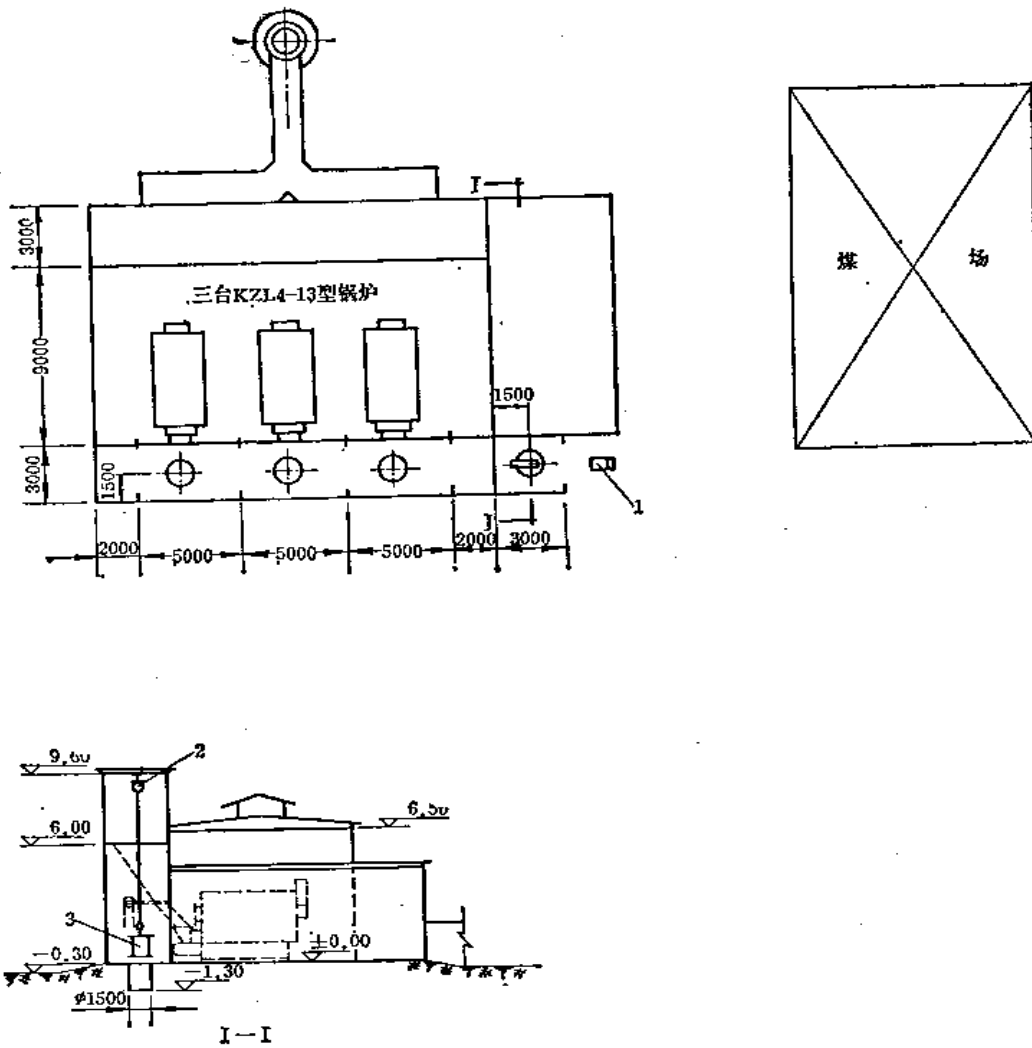


图 8-6 吊煤罐运煤系统布置图

简易小翻斗运煤系统设备

表 8-6

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	胶皮轮手推车	辆	1
2	简易小翻斗上煤装置 JO42-6型电动机, $N=1.7$ 千瓦 JZQ-250-II-7Z型减速器	套 台 台	1 1 1

### 七、负压气力除灰系统的布置示例

锅炉房装有四台SZP10-13型锅炉, 采用蒸汽喷射式负压气力除灰, 其系统见图8-8, 布置见图8-9, 设备见表8-7。在设计布置中应注意下列几点:

1. 一定要重视整个系统的严密性, 注意施工安装质量。如果系统不严密, 真空度遭到了破坏, 系统则无法运行;

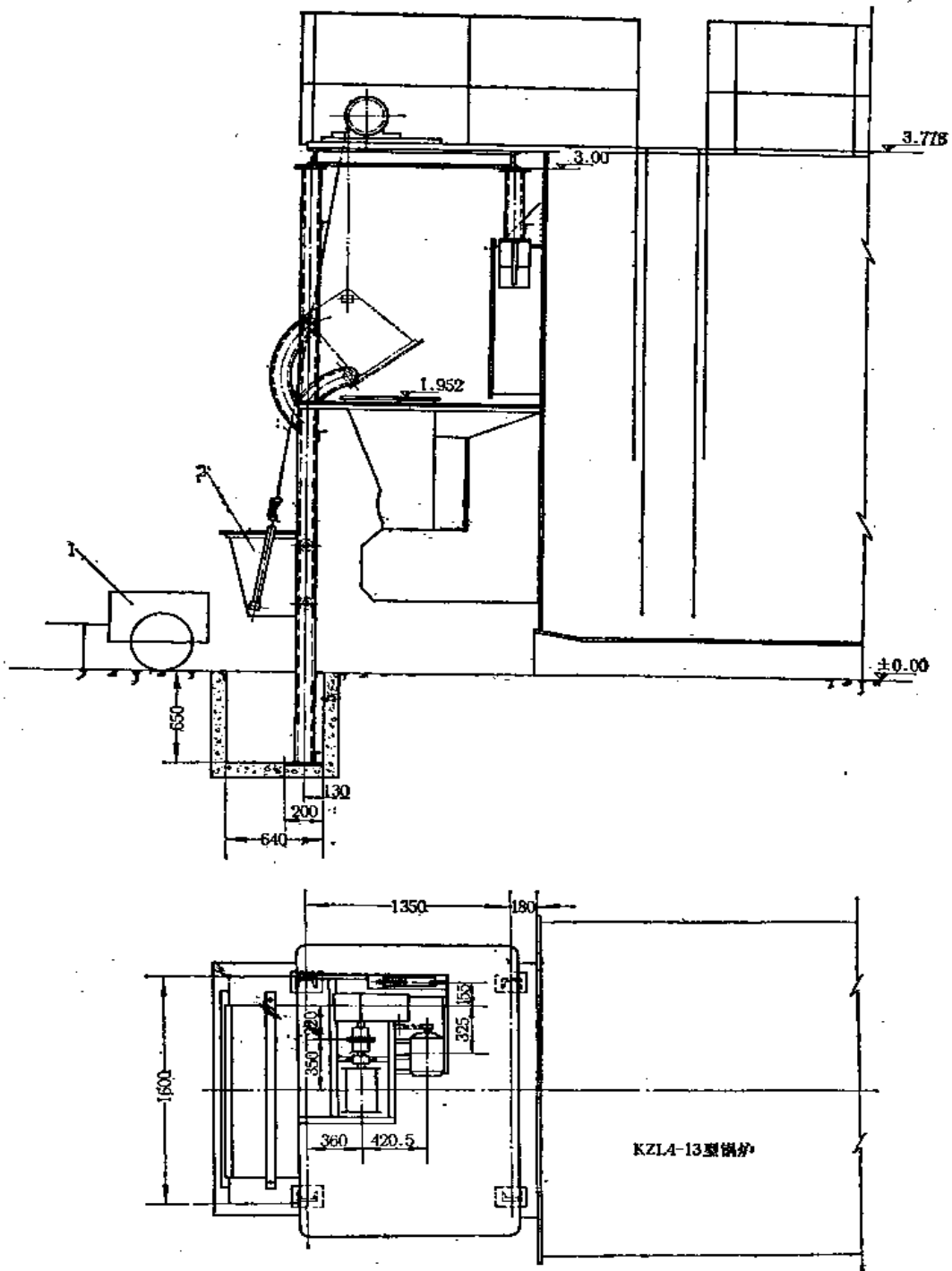


图 8-7 简易小翻斗运煤系统布置图



蒸汽喷射式负压气力除灰系统设备

表 8-7

设备编号	名称与规格	单位	数量
1	三辊式碎渣机	台	4
2	蒸汽喷射器	个	1
3	Φ2000旋风分离器	个	1
4	灰渣斗	个	1
5	螺旋输送机	台	1

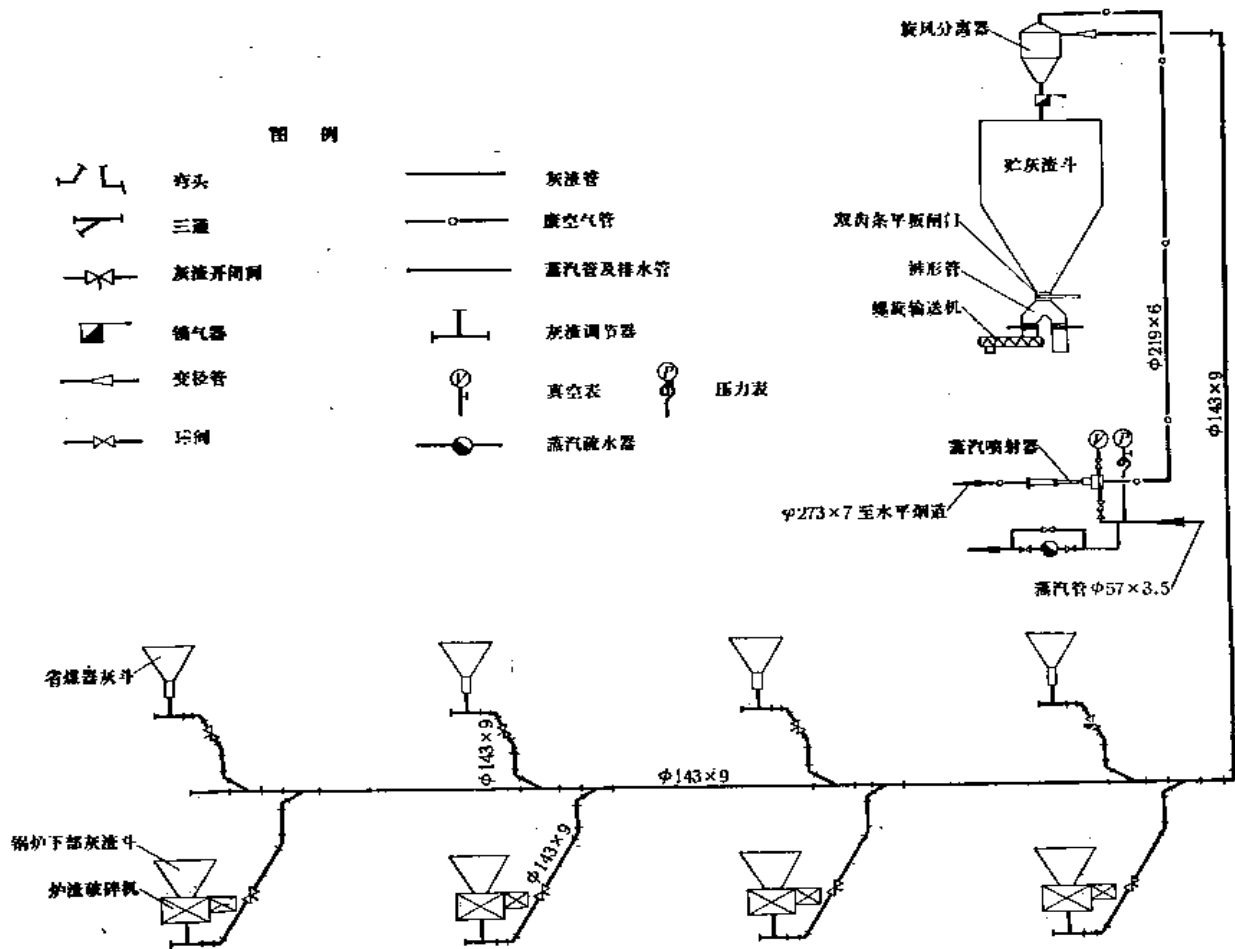


图 8-8 蒸汽喷射式负压气力除灰系统图

2. 由于灰渣管的磨损特别是弯头部分的磨损很严重，灰渣管宜用铸铁管，在布置上则应尽量减少弯头的出现；

3. 蒸汽喷射器出来的正压气体管中含有少量的细灰，如管道中有凝结水，就可能发生管道堵塞，为了防止蒸汽在管道中冷凝下来，在布置中应力求使此段管道短些，并宜进行保温。

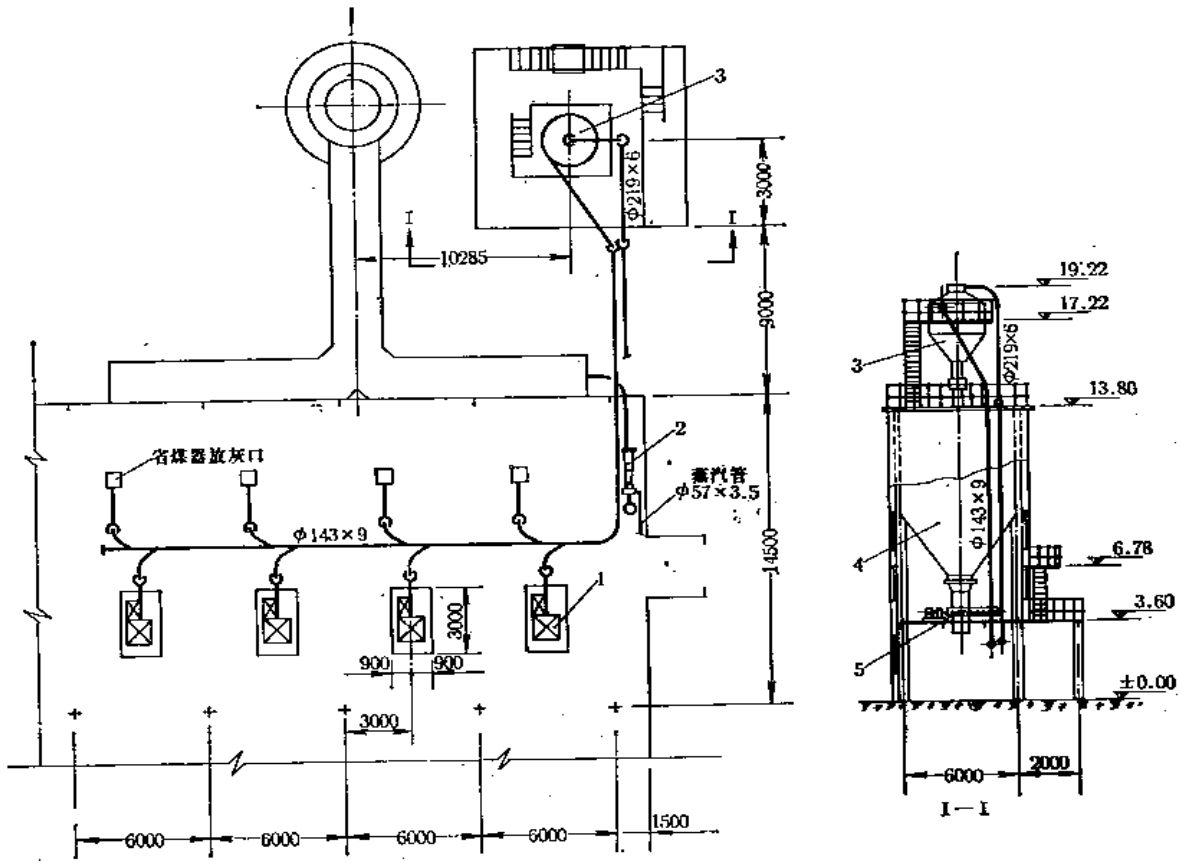


图 8-9 蒸汽喷射式负压气力除灰布置图

#### 八、低压水力除灰系统的布置示例

锅炉房装有三台SZL10-13型锅炉，预留一台锅炉发展的位置，采用低压水力除灰，其布置见图8-10。锅炉炉排下面的渣和除尘器收集的细灰，分别由水力冲往沉渣池和沉灰池，由桥式抓斗起重机把灰渣抓到灰渣斗，再由汽车运走。冲渣和冲灰的水经过滤后循环使用。污水泵选用两台，其中一台为备用。污水泵采用地上布置，污水泵吸入侧设有真空吸水罐，便于污水泵能可靠地吸水。

在设计布置中应注意下列几点：

1. 激流喷嘴之间的间距一般为10~20米，在灰渣沟的转弯处一般也应设激流喷嘴。激流喷嘴的中心线应与沟道的中心线相吻合，并与沟底成10°左右的倾角。喷嘴出口离渣沟镶板表面的高度为300毫米左右，离灰沟镶板表面的高度为250毫米左右。布置在落灰（渣）口前的激流喷嘴，应装设在距落灰（渣）口1.5~2米处。

2. 为了节约用水和减少对外界的污染，冲灰渣水一般应循环使用。循环水泵应尽可能邻近清水池布置，以便减少阻力损失。循环水泵可以地上布置，也可地下布置，地上布置有操作方便和节省投资等优点，地下布置有利于水泵的可靠进水和正常运行。当循环水泵采用地上布置时，为了水泵的可靠进水，可在水泵吸入侧设置一个真空吸水罐。

3. 由于细灰沉淀较困难，往往会被吸入水泵进入管道系统，造成水泵叶片磨损和堵塞管道。为此，最好将沉渣池和沉灰池分开布置，使细灰有较长的沉淀时间和较好的过滤措施。

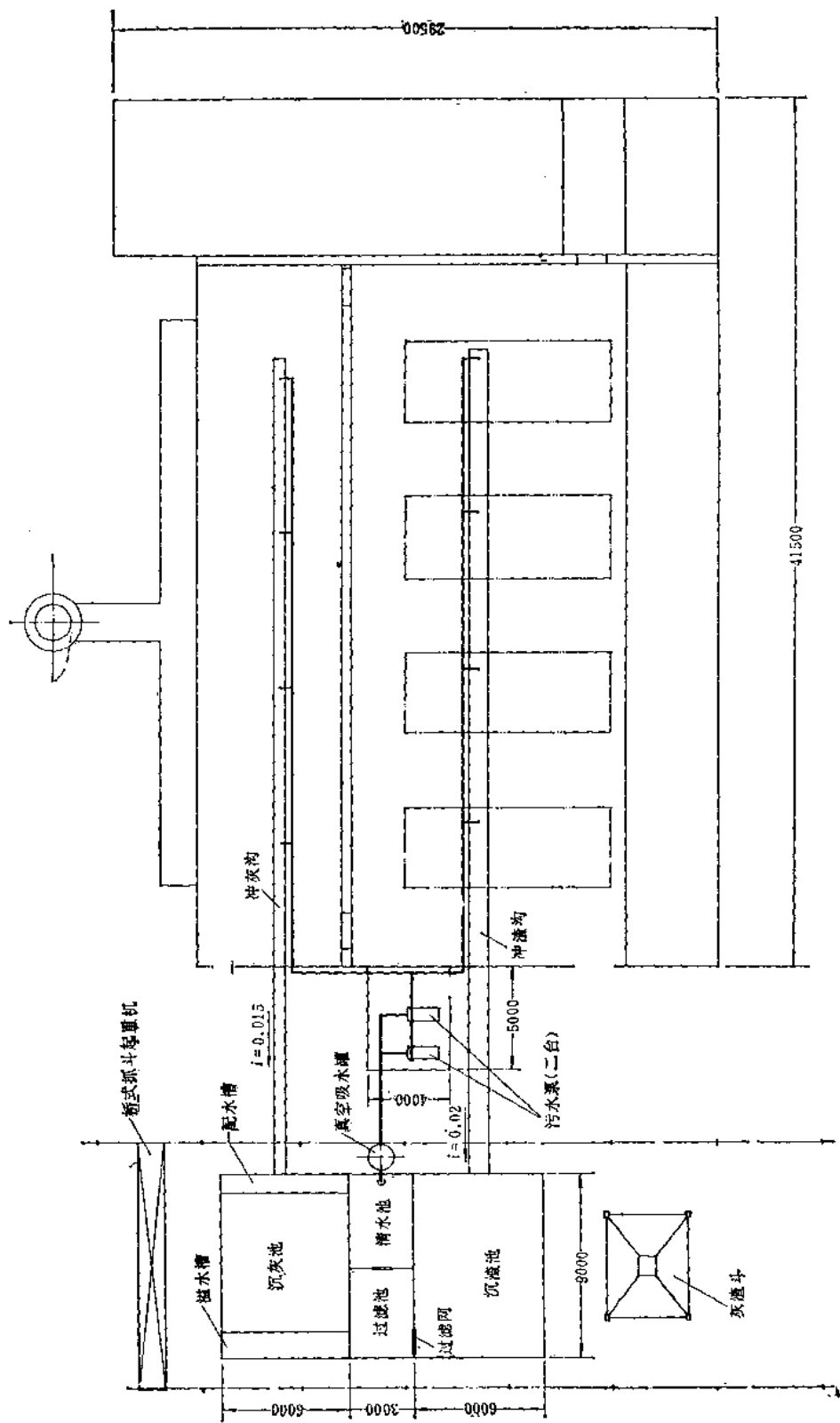


图 8-10 低压水力除灰系统布置图

4.灰渣沟沿着排渣口和落灰管中心敷设,布置力求短而直,若要拐弯,弯曲半径不小于2米。两条灰渣沟相交的交角做成锐角,支沟接入主沟应有150~180毫米高度的跌落。灰渣沟镶板最好采用辉绿岩制品,若订货困难,可用铸铁板或缸砖代用。喷嘴处冲击力较大,可在该处两侧上部沿顺流方向各加侧衬板一块,其长度各为1~1.5米。灰渣沟结构参见图 11。

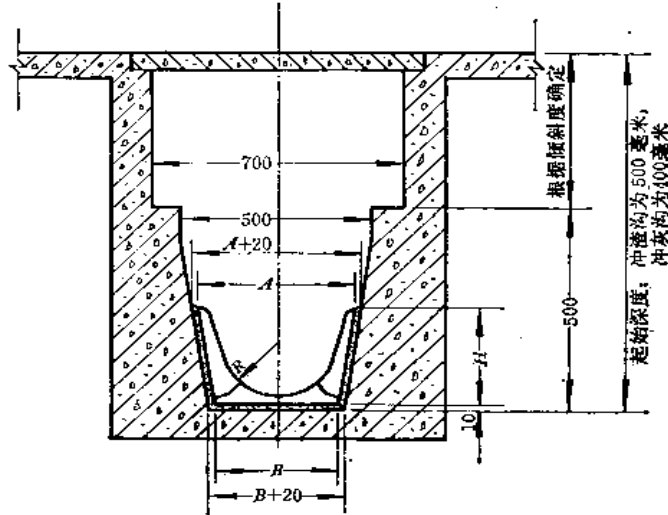


图 8-11 灰渣沟结构图

### 九、刮板除灰系统的布置示例

刮板除灰目前常用的设备有两种,一是框链除渣机,一是链条除渣机,两种设备均有国家标准图。

框链除渣机有结构简单和制造容易等优点,除了电动机和减速器外,其他部件一般都可由用户自行制造。该设备的标准图有12M框链除渣机和24M框链除渣机两种规格,前者适用于1~2台蒸发量 $\leq 4$ 吨/时的连续均匀排渣炉型的锅炉房,后者适用于3~4台蒸发量 $\leq 4$ 吨/时的连续均匀排渣炉型的锅炉房。

链条除渣机的特点是将链条上的滑块作为磨损件来考虑的,借此保护和提高承力构件的使用寿命,确保运行可靠。本除渣机可以同时解决灰渣的水平输送和倾斜输送,倾斜角度为 $25^\circ \sim 30^\circ$ 。该设备的国家标准图有两种规格,其除渣能力分别为4吨/时和8吨/时,前者适用于3~4台6.5~10吨/时锅炉的除渣,后者适用于3~4台20吨/时锅炉的除渣。链条除渣机的传动装置由电动机、减速器、两对开式齿轮和星形链轮等组成,开式齿轮直径较大,制造精度要求较高,一般用户难于加工。陕西省汉中市安中机械厂生产本链条除渣机,可供用户选用。

#### (一) 框链除渣机除灰系统布置示例

其布置示例见图8-12和图8-13,锅炉房装有两台KZL4-13型锅炉,预留一台锅炉的发展位置,采用24M框链除渣机(水平部分由24米改为19米,其他不变)。锅炉的炉渣由落渣管通入水封的渣沟,由框链除渣机运到锅炉房室外,再由手推车转运到灰渣场。也可不用手推车转运到灰渣场,改为吊煤罐倒往汽车或灰渣斗,可避免转运和装车的麻烦,但要增加些投资。该框链除渣机用电动机为JO<sub>2</sub>-32-6型,  $N=2.2$ 千瓦,能正反转;减速器为JZQ-350-1-1Z型。

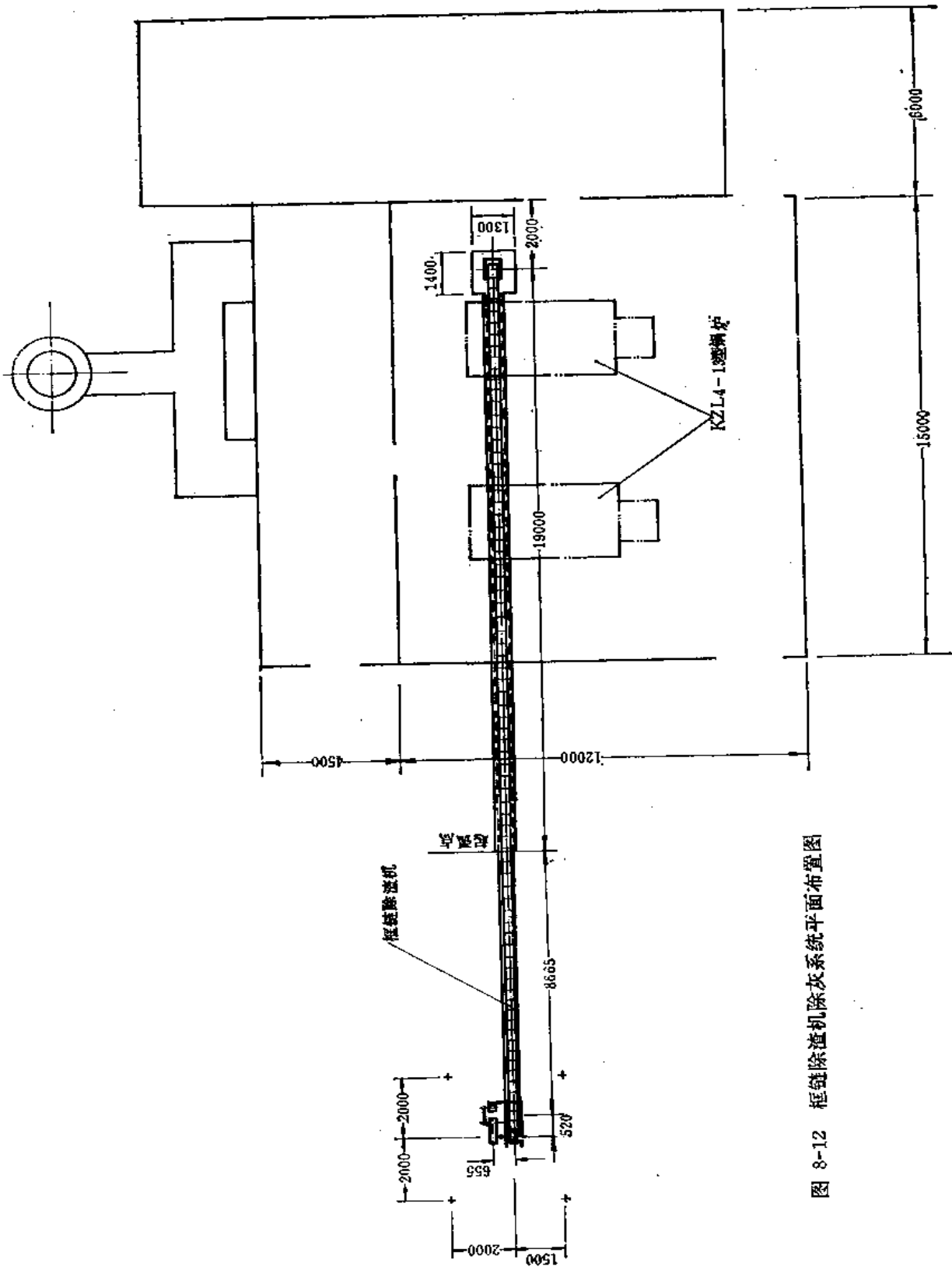


图 8-12 链式除渣机除灰系统平面布置图

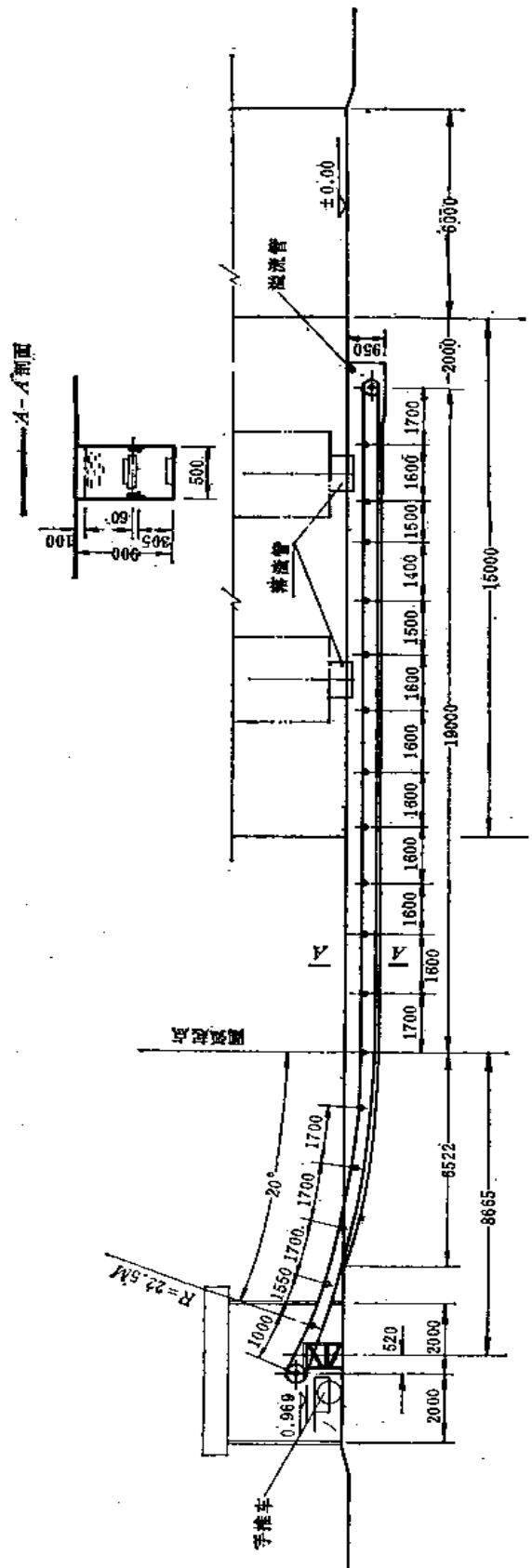


图 8-13 框链除渣机灰系统剖面图

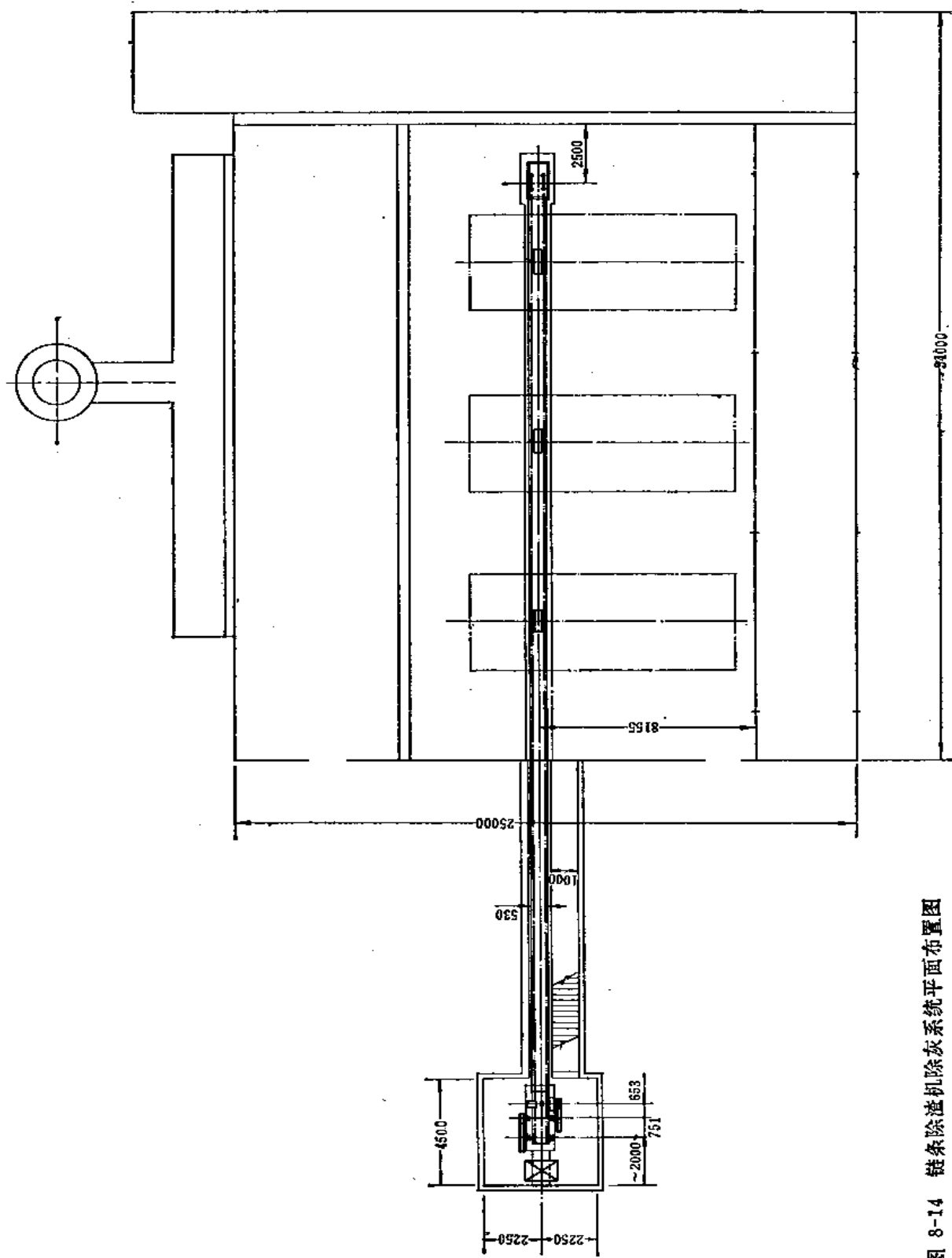


图 8-14 链条除渣机除灰系统平面布置图

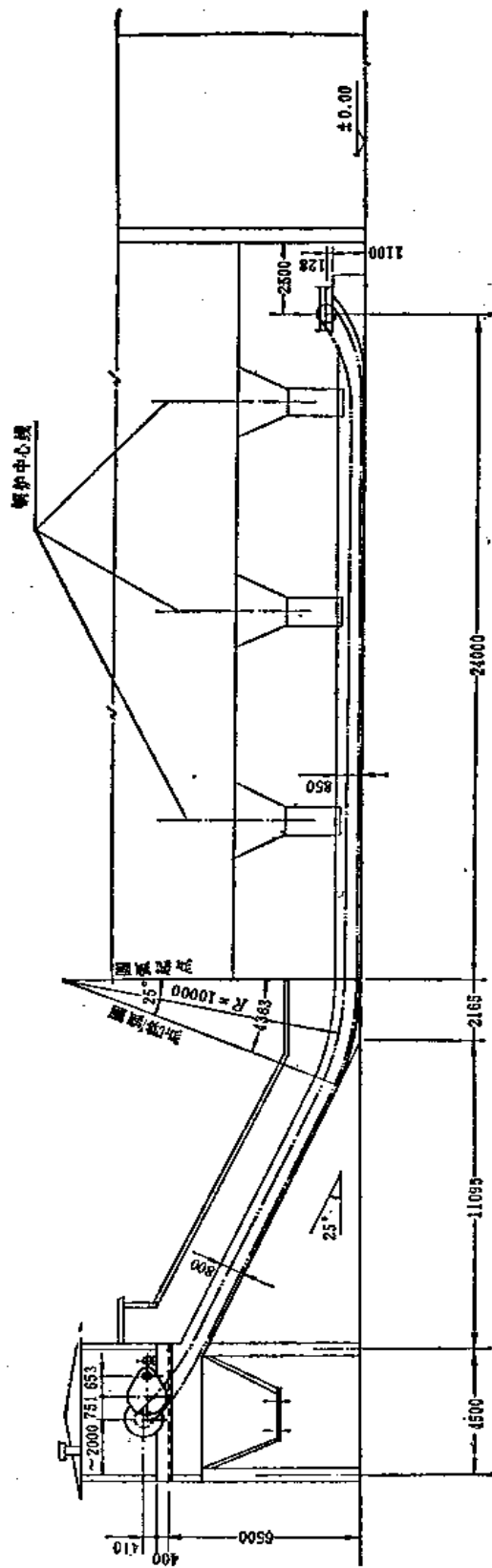


图 8-15 链条除渣机除灰系统剖面图



## (二) 链条除渣机除灰系统布置示例

其布置示例见图8-14和图8-15。锅炉房装有三台SHL10-13型锅炉，采用链条除渣机除渣。链条炉排的煤渣通过落渣管掉入渣沟（落渣管要插入水面以下），被输送到室外的渣斗，然后由汽车拉走。渣沟可以地上布置，也可地下布置，视具体情况而定。本链条除渣机的电机为JO<sub>2</sub>-51-6型， $N=5.5$ 千瓦。

## 第三节 收卸装置、煤场和灰渣场

### 一、收卸装置

当火车来煤时，为了能尽快地把煤卸完，最好采用底开门车皮，而在锅炉房煤场中应尽可能利用地形修筑高栈台。当铁路线受标高限制不能修筑栈台时，可沿铁路线的两侧挖成受煤沟，沟底宽度应比抓取设备（如抓斗、刮斗等）的界限尺寸至少每边大0.25米。

铁路栈台顶面的宽度不应大于2.5米，侧壁对水平面的倾斜角不应小于75°，栈台高度或受煤沟的深度为：一批卸煤1.8米，二批卸煤2.5米，三批卸煤3.5米。受煤沟的容量不应小于最大来煤量的1.2倍。卸煤线的长度不应大于120米。

为了便于开闭列车的卸煤门，最好在栈台两边设置狭长的轻便走道，其高度在铁路轨面上1米左右，但不得妨碍抓取设备进行工作。

对耗煤量较小的锅炉房，为了节省投资和减少土方量，也可以不修筑栈台和受煤沟，而直接把煤卸在地坪上。

### 二、煤 场

#### (一) 储煤量的确定

煤场的作用是贮存一定的煤量，当来煤短期中断后，保证锅炉还能正常运行。煤场储煤量的多少，与煤源的远近、供应的均衡性及交通运输条件有关，同时要考虑尽量少占用地。一般可参照下列情况确定：

1. 火车和船舶运煤——10~25昼夜的锅炉房最大耗煤量；
2. 汽车运煤——5~10昼夜的锅炉房最大耗煤量。

#### (二) 煤堆高度的确定

煤堆高度一般采用以下数据（易自燃煤有特殊要求除外）：

移动式胶带输送机堆煤时	不大于5米
推煤机堆煤时	不大于7米
铲斗车堆煤时	2~3米
桥式抓斗机堆煤时	视设备而定
人工堆煤时	不大于2米

#### (三) 煤堆体积的计算（见图8-16）

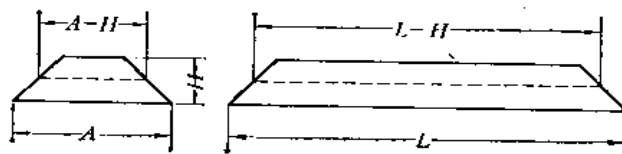


图 8-16 煤堆体积计算示意图

$$V = H(L-H)(A-H) \text{ 米}^3 \quad (8-3)$$

式中  $V$ ——煤堆体积，米<sup>3</sup>；  
 $H$ ——煤堆高度，米；  
 $L$ ——煤堆底面长度，米；  
 $A$ ——煤堆底面宽度，米。

上式是根据煤的堆积角为45°来计算的，一般按此式计算已够准确。

#### (四) 煤场面积的估算

$$F = \frac{BTMN}{H\gamma\phi} \text{ 米}^2 \quad (8-4)$$

式中  $F$ ——煤场面积，米<sup>2</sup>；  
 $B$ ——锅炉房的平均小时最大耗煤量，吨/时；  
 $T$ ——锅炉每昼夜运行时间，时；  
 $M$ ——煤的储备天数；  
 $N$ ——考虑煤堆过道占用面积的系数，一般取1.5~1.6；  
 $\gamma$ ——煤的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；  
 $\phi$ ——堆角系数，一般取0.6~0.8。

#### (五) 煤灰常用数据表 (表8-8)

煤 灰 常 用 数 据

表 8-8

物料名称	自然堆积角 (度)		对钢的摩擦 系 数		对木的摩擦 系 数		对混凝土的 摩擦系数		对胶带的 摩擦系数	堆积比重 (吨/米 <sup>3</sup> )
	动	静	动	静	动	静	动	静		
细煤粒	30	45	0.32	0.84	0.47	0.84	0.51	0.90		0.75~1
干无烟煤	27	45	0.29	0.84	0.47	0.84				0.8~0.95
风干的褐煤	35	50	0.58	1.00	0.70	1.00	0.70	1.00		0.65~0.78
干炉灰	40	50	0.47	0.84	0.84	1.00	0.84	1.00		0.4~0.6
煤 渣	35	45		1.00					0.66	0.6~0.9
块状褐煤	35	50	0.58	1.00	0.70	1.00			0.70	0.65~0.78
干块状泥煤	40	45		0.75		0.80				0.33~0.40

#### (六) 煤场的布置

煤场一般为露天布置，在雨水较多的地区，对运输、磨煤和燃烧形成困难时，宜设置贮存不大于7昼夜最大耗煤量的简易干煤棚。为了尽量减少污染，煤场宜放在最小频率风向锅炉房的上风侧。

煤场地面应进行处理，至少应进行平整夯实。地面应有排水坡度，四周要有排水沟。煤堆之间应有通道，其宽度一般不小于3米。煤场应有防火和照明设施。

煤场与其他建筑物的防火距离参见表8-9。

### 三、灰 渣 场

为了尽量减少污染，灰渣场宜设在最小频率风向锅炉房的上风侧。其贮存量应根据工厂的运输条件和综合利用的情况来决定，一般应能贮存3~5昼夜锅炉房最大灰渣排放量。当采用灰渣斗时，其总贮存量一般宜为1~2昼夜的锅炉房最大灰渣排放量，并应符合下列

煤场与其他建筑物的防火距离

表 8-9

煤场的总容量(吨)	耐火等级		
	一、二级	三级	四级
	防火距离(米)		
100~5000	6	8	10
>5000	8	10	12

要求:

1. 在冰冻地区应有防冻措施, 一般采用通入蒸汽进行加热或采用室内布置;
2. 灰渣斗壁的倾斜角不宜小于 $55^\circ$ ;
3. 灰渣斗下面的地面应有排水坡度;
4. 灰渣斗出口与地面或轨面的净距, 用汽车运渣时不小于2.6米, 用火车运渣时不小于5.3米, 如机车不通过灰渣斗下面时可减至3.5米。

#### 第四节 带式输送机

##### 一、概 述

带式输送机是一种普遍采用的连续运输机械。带式输送机现已标准化和系列化, 我国TD75型通用固定式带式输送机已在工业部门中得到了广泛应用。

带式输送机作为工业锅炉房的运煤和除渣设备, 它有运输量大、运输距离远、耗能量较小、工作可靠和维修工作量少等优点。缺点是投资较大和占地较多。

带式输送机的基本布置形式有五种, 见图8-17。

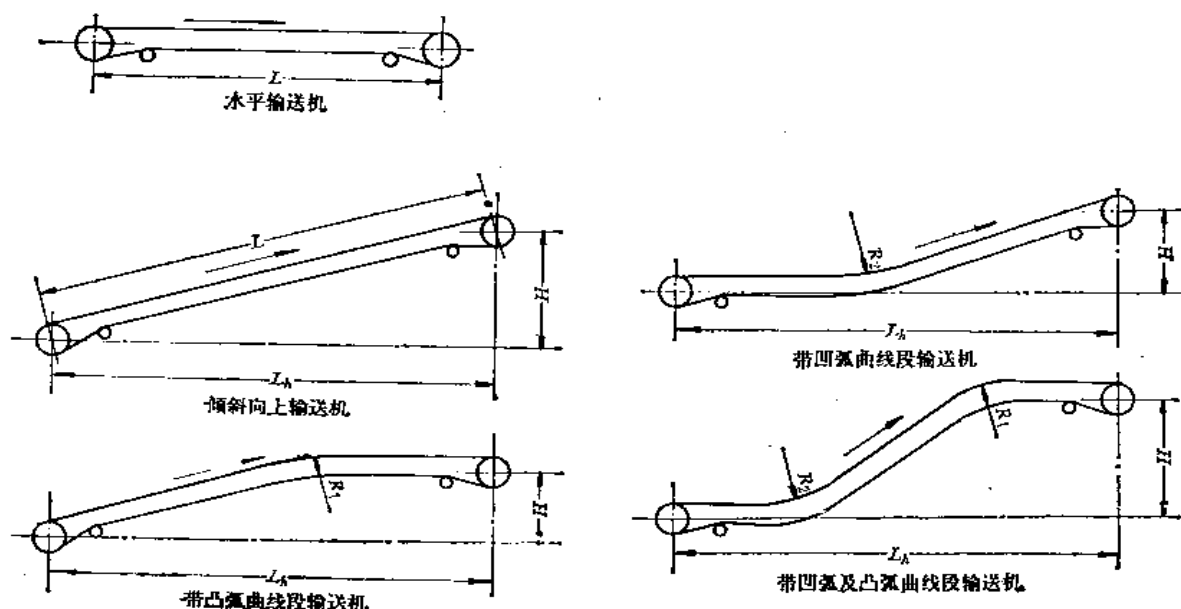


图 8-17 带式输送机的布置形式

输送机的倾斜角度随被运送物料与胶带间的摩擦系数、物料的堆积角而异。当倾斜向上输送块煤时，允许的最大倾角为 $18^\circ$ ；倾斜向上输送煤粉时，允许的最大倾角为 $21^\circ$ ；倾斜向上输送块状煤渣（破碎后）时，允许的最大倾角为 $22^\circ$ 。

应该指出：在曲线段内，不允许设置给料或卸料装置。给料点最好设在水平段或倾角较小的倾斜段上。各种卸料装置宜设在水平段。

## 二、部件的选用

### （一）输送带

输送带既是牵引件，又是承载件。常用的输送带具有普通型橡胶带和塑料带两种。

普通型橡胶带由覆盖胶（橡胶）和多层帆布制成，张力主要由帆布层承受。普通型橡胶带的帆布径向扯断强力为56公斤/厘米一层。覆盖胶的厚度取决于物料的特性，运送煤时一般选用上胶3毫米，下胶1.5毫米；运送煤渣时一般选用上胶4.5毫米，下胶1.5毫米。橡胶带接头推荐采用硫化接头，其接头强度可达橡胶带本身强度的85~90%。用卡子连接时，接头强度只有橡胶带本身强度的35~40%，它只适合于检修时间要求短的场所。橡胶带的安全系数 $m$ 值见表8-10。橡胶带每米自重 $q_0$ 值见表8-11。

橡胶带的安全系数  $m$

表 8-10

帆布层数 $Z$		3~4	5~8
$m$	硫化接头	8	9
	机械接头	10	11

橡胶带自重

表 8-11

帆布层数 $Z$	上胶+下胶厚度 (毫米)	带 宽 $B$ (毫米)		
		500	650	800
		$q_0$ (公斤/米)		
3	3+1.5	5.02	—	—
	4.5+1.5	5.88	—	—
4	3+1.5	5.82	7.57	9.31
	4.5+1.5	6.68	8.70	10.10
5	3+1.5	—	8.62	10.60
	4.5+1.5	—	9.73	11.98
6	3+1.5	—	—	11.80
	4.5+1.5	—	—	13.28

塑料带在耐磨和耐腐方面优于橡胶带，但在弹性和对气候的适应性方面不如橡胶带。塑料带有多层芯和整芯两种。多层芯塑料带和普通型橡胶带相似，其帆布径向扯断强力也为56公斤/厘米一层。整芯塑料带成本低质量好，整芯厚度目前有4毫米和5毫米两种。整芯塑料采用塑化接头时，安全系数 $m=9$ ；机械接头时，强度大大降低，应取安全系数 $m=18$ 。因此，整芯塑料带采用塑化接头极为必要。整芯塑料带的有关参数见表8-12。

整芯塑料带的参数

表 8-12

名称	带宽 (毫米)	总厚度 (毫米)	上塑料厚度 (毫米)	下塑料厚度 (毫米)	整芯厚 (毫米)	强度 (公斤/厘米)	每米带重 (公斤/米)
普通型	400	9	3	2	4	224	4
	500						5
	650	10			5	336	7.7
	800						9.5

### (二) 传动滚筒

传动滚筒是由铸铁铸成或钢板焊成，分为光面和胶面两种，胶面滚筒表面包有一层橡胶，增加了滚筒和胶带之间的摩擦力。在功率不大，环境温度小的情况下，可采用光面滚筒；在功率大，环境潮湿和易打滑的情况下，应采用胶面滚筒。

传动滚筒的直径取决于输送带的宽度及其挠性，各种带宽的传动滚筒直径见表8-13。

各种带宽的传动滚筒直径

表 8-13

B (毫米)	500	650	800
D (毫米)	500	500	500
		630	630
			800

普通型橡胶输送带采用硫化接头，多层芯塑料带采用塑化接头时，传动滚筒直径与帆布层数之比 $D/Z=125$ ，采用机械接头 $D/Z=100$ 。各种帆布层数对应的传动滚筒直径见表8-14。

各种帆布层数对应的传动滚筒直径

表 8-14

D (毫米)		500	630	800
Z	硫化接头	4	5	6
	机械接头	5	6	7~8

整芯塑料输送带传动滚筒直径的选取与同等强度的橡胶输送带相同。

### (三) 改向滚筒

输送带运行方向的改变，是利用改向滚筒或托辊来实现的。180°的改向滚筒一般用作尾部滚筒或垂直拉紧滚筒，90°的改向滚筒一般用作垂直拉紧装置上方的改向滚筒，小于45°的改向滚筒一般用作增面轮，以增大输送带与传动滚筒的包角。托辊改向一般用在曲线段。传动滚筒与改向滚筒直径的配套见表8-15。

### (四) 托辊

托辊的作用是支承输送带和带上的物料，减少输送带的下垂度，以保证运行平稳。

上托辊分槽形和平形两种，输送散状物料一般采用槽形托辊，以便增加输送能力；

传动滚筒与改向滚筒直径配套

表 8-15

B (毫米)	传动滚筒直径 (毫米)	≈180°改向滚筒 直径(毫米)	≈90°改向滚筒 直径(毫米)	<45°改向滚筒 直径(毫米)
500	500	400	320	320
650	500	400	400	320
	630	500	400	320
800	500	400	400	320
	630	500	400	320
	800	630	400	320

倾斜布置的输送机也采用槽形托辊，以防物料撒落；型式卸料器处一般用平形托辊。下托辊均采用平形托辊。为了防止输送带跑偏，可选用自动调心托辊，上分支每隔10组槽形托辊（或上平形托辊）设置一组槽形调心托辊（或上平形调心托辊），下分支每隔6~10组下平形托辊设置一组下平形调心托辊。在受料处，为了减少物料对输送带的冲击，应选用缓冲托辊。

托辊间距取上托辊为1.2米，下托辊为3米。受料处一般取上托辊间距的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ 。

凸弧段托辊间距可取水平段上托辊间距的 $\frac{1}{2}$ ，或按四等份布置该处的托辊。头部滚筒轴线

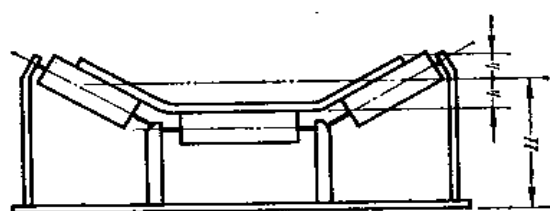


图 8-18 槽形托辊的布置

到第一组槽形托辊的间距可取为上托辊间距的1~1.3倍。尾部滚筒到第一组托辊的间距不小于上托辊间距，如果布置需要，此间距也可适当缩小。

槽形托辊应按输送带的理论高度H值布置（见图8-18）。不同带宽的H值见表8-16。

表 8-16

B (毫米)	500	650	800
H (毫米)	210	230	240

### (五) 拉紧装置

拉紧装置的作用是使输送带保持一定的张力，以便输送带和传动滚筒之间产生必要的摩擦力；同时限制输送带在托辊间的垂度，使输送机能正常运转。

拉紧装置分螺旋式、车式和垂直式三种。

螺旋式拉紧装置适用于长度较短（<80米）、功率较小的输送机上，按机长的1%选取拉紧行程，其拉紧行程有S=500毫米和S=800毫米两种。螺旋式拉紧装置的适用功率范围和许用张紧力（即上下两条输送带张力之和）见表8-17（表内功率范围是带速V=2米/秒，采用光面传动滚筒时的情况。不同带速下的适用功率应按比例增减，带速愈高，适用功率就愈大）。

表 8-17

B (毫米)	500	650	800
适用功率 (千瓦)	15.6	20.5	25.2
张紧力 (公斤)	1200	1800	2400

车式拉紧装置和垂直式拉紧装置适应于输送机长度较长,功率较大的情况。车式拉紧装置结构简单可靠,但在输送机尾部占地面积较大。垂直式拉紧装置的优点是利用了输送机走廊的空间,便于布置;其缺点是改向滚筒多,而且物料容易掉入输送带与拉紧滚筒之间而损坏输送带,特别是输送潮湿或粘性较大的物料时,由于清扫不净,这种现象更为严重。

#### (六) 清扫器

输送机在卸料后仍有少许的物料粘附在带面上,使胶带通过改向滚筒和下托辊时,产生剧烈的磨损并增加了运行阻力,因此要设置清扫器加以清除。

清扫器采用弹簧清扫器和空段清扫器两种。弹簧清扫器装于头部滚筒处,用以清扫卸料后仍粘附在输送带工作面上的物料。空段清扫器装于尾部滚筒前,用以清扫输送带非工作面的物料。

#### (七) 卸料装置

卸料装置采用犁式卸料器或卸料车。

犁式卸料器有气动和手动两种操纵型式。卸料方式又分右侧卸料、左侧卸料和双侧卸料三种。其优点是结构简单、成本低,缺点是对输送带磨损比较严重。因此,对较长的输送机,特别是输送块度大,磨损性大的物料不宜采用。气动犁式卸料器适用于有压缩空气的场所,以便实现自动化来进行多点卸料。选用犁式卸料器时应采用硫化接头,其带速不宜超过 2 米/秒。

TD75系列的卸料车能满足带负荷往复行走的要求,各种带宽的卸料车适用的最大橡胶带帆布层数 $Z$ 见表8-18。其带速一般不宜超过2.5米/秒。

表 8-18

B (毫米)		500	650	800
Z	硫化接头	4	5	6
	机械接头	4	5	6

#### (八) 制动装置

在倾斜布置的带式输送机中,为了防止满载停车时,发生倒转和物料下滑的现象,经对制动力矩的核算,视具体情况选用制动装置。TD75系列的制动装置设有带式逆止器、滚柱逆止器和液压电磁闸瓦制动器。工业锅炉房一般选用带式逆止器。

带式逆止器结构简单,适用于输送机倾角 $\leq 18^\circ$ 的上运情况。缺点是制动时先倒转一段,头部滚筒直径越大,倒转距离越长,造成给料处堵塞溢料也越严重。因此,对功率较大的输送机不宜采用带式逆止器。

### 三、设计计算

#### (一) 输送带宽度和长度的计算

##### 1. 输送带宽度的计算

$$B = \sqrt{\frac{Q}{k\gamma V c \xi}} \quad \text{米} \quad (8-5)$$

式中  $B$ ——输送带宽度，米；

$Q$ ——输送量，吨/时；

$V$ ——带速，米/秒（运煤和除渣推荐带速一般为0.8~1米/秒）；

$\gamma$ ——物料容重，吨/米<sup>3</sup>，（见表8-19）；

$k$ ——断面系数， $k$ 与物料的动堆积角 $\rho$ 及带宽 $B$ 有关， $\rho$ 见表8-19， $k$ 见表8-20；

$c$ ——倾角系数，见表8-21；

$\xi$ ——速度系数，当 $V \leq 1.6$ 米/秒时， $\xi = 1$ 。

表 8-19

物料名称	$\gamma$ (吨/米 <sup>3</sup> )	$\rho$
煤	0.8~1.0	30°
煤渣	0.6~0.9	35°

注：物料堆积比重和堆积角随物料水分、粒度等的不同而差异，正确值以实测为宜，本表供参考。

表 8-20

$\rho$ $k$ $B$	15°		20°		25°		30°		35°	
	槽形	平形	槽形	平形	槽形	平形	槽形	平形	槽形	平形
500	300	105	320	130	355	170	390	210	420	250
650										
800	335	115	360	145	400	190	435	230	470	270

表 8-21

输送机倾角 $\beta$	$\leq 6^\circ$	8°	10°	12°	14°	16°	18°	20°	22°	24°
$c$	1.0	0.96	0.94	0.92	0.90	0.88	0.85	0.81	0.76	0.74

根据输送量计算的输送带宽度 $B$ 值，还需用物料块度来校核。不同带宽推荐输送的物料最大块度见表8-22。如果带宽不能满足块度要求，可把带宽提高一级，但不能单从块度考虑而把带宽提高二级或二级以上，否则造成浪费。

输送散状物料时，各种带宽的输送量可参见表8-23。表中的输送量 $Q$ 值，是在 $\gamma=1$ 吨/米<sup>3</sup>， $c=1$ ， $\rho=30^\circ$ 时的计算值。

##### 2. 输送带全长的计算



表 8-22

B (毫米)		500	650	800
块 度 (毫米)	筛 分 过	100	130	180
	未 筛 分①	150	200	300

① 未筛分物料中最大块度不超过15%。

表 8-23

断面形式	V(米/秒)	B (毫米)		
		500	650	800
		Q (吨/时)		
槽 形	0.8	78	131	—
	1.0	97	164	278
	1.25	122	206	348
	1.6	156	264	445
	2.0	191	323	546
	2.5	232	391	661
平 形	0.8	41	67	118
	1.0	52	88	147
	1.25	66	110	184
	1.6	84	142	236
	2.0	103	174	289
	2.5	125	211	350

$$L_0 = 2L + \frac{\pi}{2}(D_1 + D_2) + An \quad \text{米} \quad (8-6)$$

式中  $L_0$ ——输送带全长，米； $L$ ——输送机头尾滚筒中心间展开长度，米； $D_1, D_2$ ——头尾滚筒直径，米； $n$ ——输送带接头数； $A$ ——输送带接头长度，米（见图8-19）；机械接头时： $A=0$ 硫化接头时： $A=(Z-1)b + B \operatorname{tg} 30^\circ$ 

(8-7)

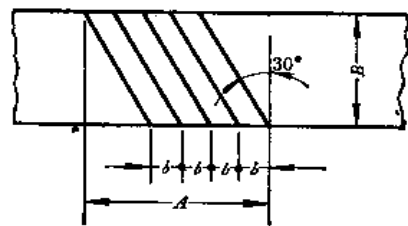
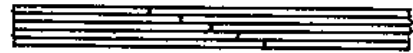
 $Z$ ——输送带帆布层数； $b$ ——硫化接头阶梯长度，一般取  $b=0.15$ 米； $B$ ——输送带宽度，米。

图 8-19 输送带接头示意图

电动卸料车所增加的输送带长度见表8-24。

垂直拉紧装置所增加的输送带长度，由输送机的安装图来决定。

## (二) 功率的简易计算

### 1. 传动滚筒轴功率的计算

$$N_0 = (K_1 L_0 V + K_2 L_0 Q \pm 0.00273 Q H) K_3 K_4 + \sum N' \quad \text{千瓦} \quad (8-8)$$

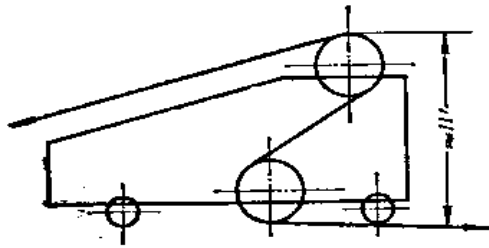


图 8-20

式中  $N_0$ ——传动滚筒轴功率，千瓦；  
 $L_h$ ——输送机水平投影长度，米；  
 $V$ ——带速，米/秒；  
 $Q$ ——输送量，吨/时；  
 $H$ ——输送机垂直提升高度，采用卸料车时应加上卸料车提升高度  $H'$ （见图8-20和表8-25），米；

$k_1$ ——空载运行功率系数， $k_1$ 与托辊阻力系数有关，托辊阻力系数见表8-26， $k_1$ 值见表8-27；

表 8-24

$B$ (毫米)	增加输送带长度 (米)
500	3.0
650	3.2
800	3.5

表 8-25

$B$ (毫米)	500	650	800
$H'$ (米)	1.7	1.8	1.96

表 8-26

工作条件	槽形托辊阻力系数 ( $\omega'$ )	平形托辊阻力系数 ( $\omega''$ )
清洁、干燥	0.020	0.018
少量尘埃，正常湿度	0.030	0.025
大量尘埃，湿度大	0.040	0.035

表 8-27

$\omega$	$B$ (毫米)		
	500	650	800
	$k_1$		
0.018	0.0061	0.0074	0.0100
0.020	0.0067	0.0082	0.0110
0.025	0.0084	0.0103	0.0137
0.030	0.0100	0.0124	0.0165
0.035	0.0117	0.0144	0.0192
0.040	0.0134	0.0165	0.0220

$k_2$ ——物料水平运行功率系数，见表8-28；

表 8-28

$\omega$	0.018	0.020	0.025	0.030	0.035	0.040
$k_2$	$4.91 \times 10^{-5}$	$5.45 \times 10^{-5}$	$6.82 \times 10^{-5}$	$8.17 \times 10^{-5}$	$9.55 \times 10^{-5}$	$10.89 \times 10^{-5}$

$k_3$ ——附加功率系数，见表8-29；

$k_4$ ——卸料车功率系数，当无卸料车时， $k_4=1$ ；当有卸料车时，对于光面滚筒

表 8-29

$\beta$	$L_n$ (米)								
	15	30	45	60	100	150	200	300	>300
0°	2.80	2.10	1.80	1.60	1.55	1.50	1.40	1.30	1.20
6°	1.70	1.40	1.30	1.25	1.25	1.20	1.20	1.15	1.15
12°	1.45	1.25	1.25	1.20	1.20	1.15	1.15	1.14	1.14
20°	1.30	1.20	1.15	1.15	1.15	1.13	1.13	1.10	1.10

注:  $k_2$ 是在考虑有一个空段清扫器, 一个弹簧清扫器及一个三米长的导料槽, 并考虑物料加速阻力的情况下求出的。

$k_4=1.16$ , 对于胶面滚筒  $k_4=1.11$ ,

$N'$ ——犁式卸料器及导料栏板长度超过 3 米时的附加功率, 见表 8-30;

表 8-30

带 宽 $B$ (毫米)		500	650	800
$N'$ (千瓦)	犁式卸料器	$0.3n$	$0.4n$	$0.5n$
	导料槽	$0.08L$	$0.08L$	$0.09L$

注: 表中  $n$  为犁式卸料器个数;  $L$  为超过 3 米长度的导料槽长度(米), 即  $L$  等于槽总长减 3 米。

±——当物料向上输送时取“+”值, 向下输送时取“-”值。

## 2. 电动机功率的计算

$$N = k \frac{N_0}{\eta} \quad \text{千瓦} \quad (8-9)$$

式中  $N$ ——电动机功率, 千瓦;

$k$ ——功率备用系数, 对于功率大于 5.5 千瓦的 JO<sub>2</sub> 型电动机  $k$  取 1.4, 其它电动机  $k$  均取 1.0;

$\eta$ ——总传动效率, 对于光面传动滚筒取  $\eta=0.88$ ; 对于胶面传动滚筒取  $\eta=0.90$ 。

### (三) 输送带最大张力和帆布层数的计算

#### 1. 输送带最大张力的计算

根据输送机布置情况, 按不打滑条件及保证承载段垂度条件, 分别求出带内最大张力  $S_{\max}$ , 以  $S_{\max}$  中最大值选取输送带。

(1) 按不打滑条件: 
$$S_{\max} = k_s \frac{N_0}{V} \quad \text{公斤} \quad (8-10)$$

(2) 按垂度条件:

水平输送时, 
$$S_{\max} = k_s \gamma + k_s N_0 \quad \text{公斤} \quad (8-11)$$

倾斜向上输送时, 
$$S_{\max} = k_s \gamma + k_s H + k_s N_0 \quad \text{公斤} \quad (8-12)$$

上述式中的 $k_s$ 、 $k_g$ 、 $k_7$ 和 $k_8$ 值分别见表8-31、表8-32和表8-33。

表 8-31

$k_s$		光 面 滚 筒		胶 面 漆 筒	
		环 境 干 燥	环 境 潮 湿	环 境 干 燥	环 境 潮 湿
包 角	$\alpha=200^\circ$	176	203	135	144
	$\alpha=180^\circ$	191	219	142	153

表 8-32

$B$	500	650	800
$k_g$	260	430	570
$k_7$	6.5	9.0	12.0

表 8-33

$V$ (米/秒)	0.8	1.0	1.25	1.6	2.0	2.5	3.15
$k_8$	128	102	82	64	51	41	33

## 2. 输送带帆布层数的计算

$$Z = \frac{S_{\max} m}{B[\sigma]} \quad (8-13)$$

式中  $Z$ ——帆布层数；

$S_{\max}$ ——输送带最大张力，公斤；

$m$ ——安全系数，见表8-10；

$B$ ——带宽，厘米；

$[\sigma]$ ——输送带径向扯断强力，普通型橡胶带和塑料带 $[\sigma]=56$ 公斤/厘米-层。

各种带宽和各种帆布层数的橡胶带，允许最大工作张力 $S_{\max}$ 见表8-34。

表 8-34

$Z$	$B$ (毫米)		
	500	650	800
	$S_{\max}$ (公斤)		
3	1050 (840)	—	—
4	1400 (1120)	1820 (1450)	2240 (1790)
5	—	2020 (1650)	2490 (2030)
6	—	—	2990 (2440)

注：括号内数值为机械接头时的允许张力。

#### (四) 拉紧装置重锤重量的计算

##### 1. 车式拉紧装置重锤重量的计算

$$G = 2.1 \left[ P \frac{1}{e^{\mu\alpha} - 1} + (q_0 + q'')\omega'' L_k - q_0 H \right] \quad \text{公斤} \quad (8-14)$$

式中  $G$ ——车式拉紧装置重锤重量, 公斤;

$P$ ——传动滚筒圆周力, 公斤;

$q_0$ ——输送带重量, 公斤/米;

$q''$ ——每米长度上, 下托辊转动部分重量, 公斤/米;

$$q'' = \frac{G''}{L_0'} \quad (8-15)$$

$G''$ ——每组下托辊转动部分重量, 公斤(见表8-35);

表 8-35

托 辊 形 式	B (毫米)		
	500	650	800
G'' (公斤)			
铸铁座平形托辊	8	10	12
冲压座平形托辊	7	9	11

$L_0'$ ——下托辊间距, 米;

$\omega''$ ——下托辊阻力系数;

$e^{\mu\alpha}$ ——其数值见表8-36。

##### 2. 垂直拉紧装置重锤重量的计算

$$G' = 2.1 \left[ P \frac{1}{e^{\mu\alpha} - 1} + (q_0 + q'')\omega'' L_0' - q_0 H' \right] \quad \text{公斤} \quad (8-16)$$

式中  $L_0'$  和  $H'$  见图8-21。

#### (五) 曲率半径的计算

##### 1. 凸弧段曲率半径 $R_1$ 的计算,

$$R_1 \geq 18B \quad \text{米} \quad (8-17)$$

##### 2. 凹弧段曲率半径 $R_2$ 的计算,

$$R_2 \geq \frac{S}{q_0} \quad \text{米} \quad (8-18)$$

式中  $S$ ——凹弧段输送带最大张力, 公斤。

$R_2$  的参考值如下:

$B=500、650$ 毫米时,  $R_2=80$ 米;

$B=800$ 毫米时,  $R_2=100$ 米。

#### (六) 几何尺寸的计算

##### 1. 带式输送机水平投影长度的计算(见图8-22)

计算公式:

$$L_k = H \operatorname{ctg} \beta + \frac{r_2 - r_1}{\sin \beta} \quad (8-19)$$

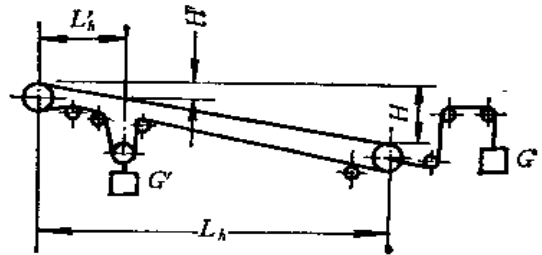


图 8-21 拉紧装置

表 8-36

传动滚筒情况及 $\mu$ 值	包 角 $\alpha$					
	180°	190°	200°	210°	240°	400°
	$e^{\mu\alpha}$					
光面滚筒, 环境潮湿 $\mu=0.2$	1.87	1.94	2.01	2.09	2.31	4.04
光面滚筒, 环境干燥 $\mu=0.25$	2.15	2.29	2.39	2.50	2.85	5.74
胶面滚筒, 环境潮湿 $\mu=0.85$	3.00	3.19	3.39	3.60	4.34	11.74
胶面滚筒, 环境干燥 $\mu=0.4$	3.52	3.78	4.04	4.35	5.35	16.40

## 2. 带弧段的带式输送机投影尺寸的计算 (见图8-23)

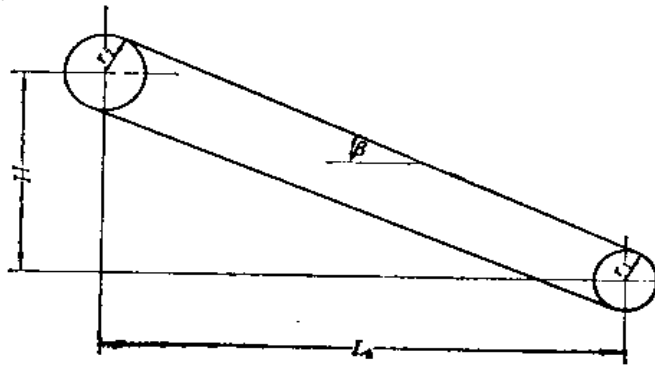


图 8-22

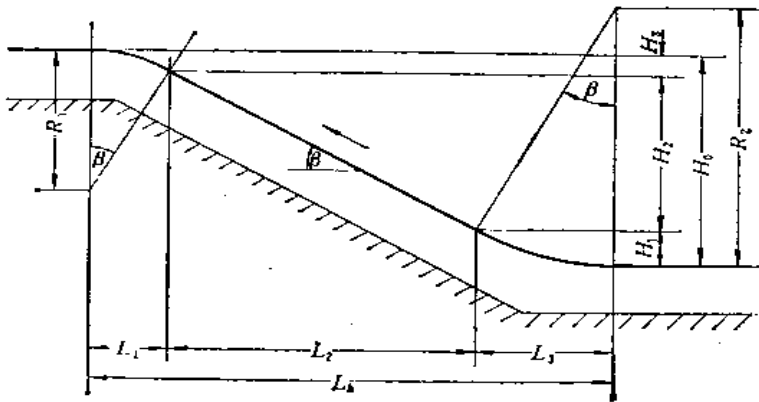


图 8-23

计算公式:

$$H_1 = R_2(1 - \cos\beta) \quad (8-20)$$

$$H_3 = R_1(1 - \cos\beta) \quad (8-21)$$

$$H_2 = H_0 - H_1 - H_3 \quad (8-22)$$

$$L_1 = R_1 \sin\beta \quad (8-23)$$

$$L_2 = H_2 \operatorname{ctg}\beta \quad (8-24)$$

$$L_3 = R_2 \sin\beta \quad (8-25)$$

$$L_h = L_1 + L_2 + L_3 \quad (8-26)$$

### 3. 凸弧段几何尺寸的计算 (见图8-24)

计算公式:

$$\hat{L} = \frac{2\pi R\beta}{360} \quad (8-27)$$

$$L_1 = R \operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \quad (8-28)$$

$$L_2 = L_1(1 + \cos\beta) \quad (8-29)$$

$$L_3 = (R-H) \operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \quad (8-30)$$

$$L_4 = L_3(1 + \cos\beta) \quad (8-31)$$

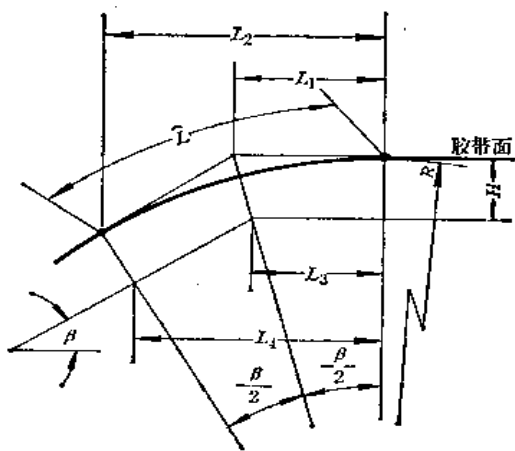


图 8-24

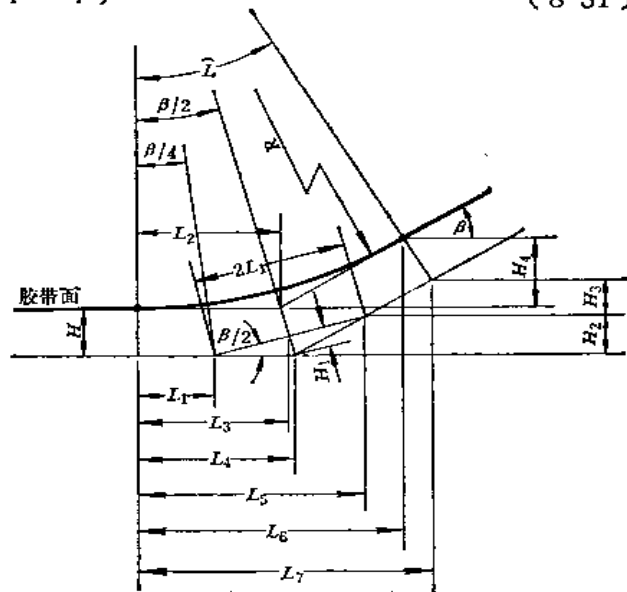


图 8-25

### 4. 凹弧段几何尺寸的计算 (见图8-25)

计算公式:

$$L_1 = (R+H) \operatorname{tg} \frac{\beta}{4} \quad (8-32)$$

$$L_2 = R \operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \quad (8-33)$$

$$L_3 = L_1 \left( 1 + \cos \frac{\beta}{2} \right) \quad (8-34)$$

$$L_4 = (R+H) \operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \quad (8-35)$$

$$L_5 = L_1 \left( 1 + 2 \cos \frac{\beta}{2} \right) \quad (8-36)$$

$$L_6 = L_2(1 + \cos\beta) \quad (8-37)$$

$$L_7 = L_4(1 + \cos\beta) \quad (8-38)$$

$$H_1 = \frac{L_4 - L_3}{\sin \frac{\beta}{2}} \quad (8-39)$$

$$H_2 = (L_6 - L_4) \operatorname{tg} \beta \quad (8-40)$$

$$H_3 = L_1 \sin \beta \quad (8-41)$$

$$H_4 = L_2 \sin \beta \quad (8-42)$$

5. 倾斜通廊的交接点标高的计算 (见图8-26)

计算公式:

$$\begin{aligned} Z_1 &= y_1 + x_1 + h_1 \\ &= y_1 + \frac{D_1}{2 \cos \beta} + L_1 \operatorname{tg} \beta - \frac{H}{\cos \beta} \end{aligned} \quad (8-43)$$

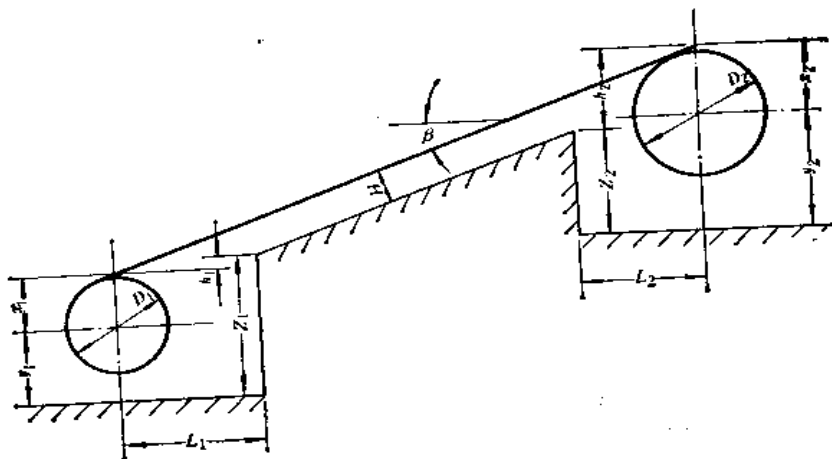


图 8-26

$$\begin{aligned} Z_2 &= y_2 + x_2 - h_2 \\ &= y_2 + \frac{D_2}{2 \cos \beta} - L_2 \operatorname{tg} \beta - \frac{H}{\cos \beta} \end{aligned} \quad (8-44)$$

6. 中间腿高度的计算 (见图8-27)

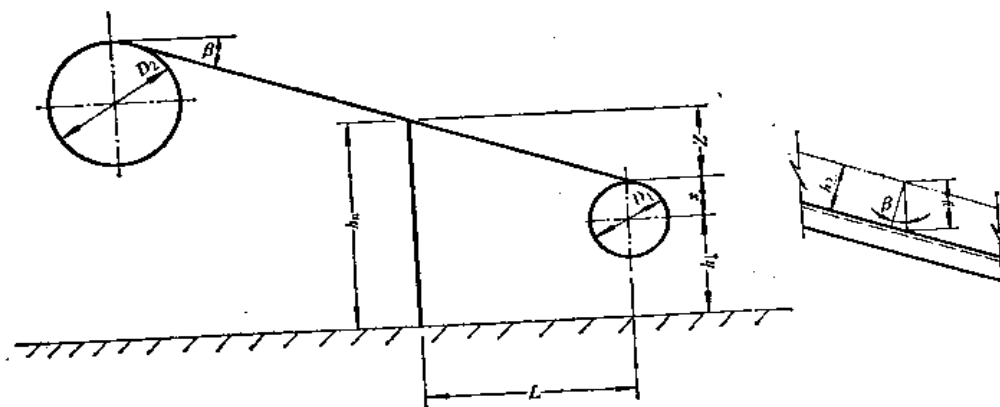


图 8-27

计算公式:

$$\begin{aligned} h_n &= h_1 + x + Z \\ &= h_1 + \frac{D_1}{2 \cos \beta} + L \operatorname{tg} \beta \end{aligned} \quad (8-45)$$

$$\begin{aligned} \text{中间腿高度} &= h_n - y - (5 \sim 10 \text{毫米}) \\ &= h_n - \frac{h_2}{\cos \beta} - (5 \sim 10 \text{毫米}) \end{aligned} \quad (8-46)$$



### 7. 输送机倾斜角度的计算 (见图8-28)

计算公式:

$$\beta = \operatorname{tg}^{-1} \frac{H}{L} + \sin^{-1} \left[ \frac{(D_2 - D_1) \sin \phi}{2H} \right] \quad (8-47)$$

$$\text{或 } \beta = \operatorname{tg}^{-1} \frac{H}{L} + \sin^{-1} \left[ \frac{(D_2 - D_1) \cos \phi}{2L} \right] \quad (8-48)$$

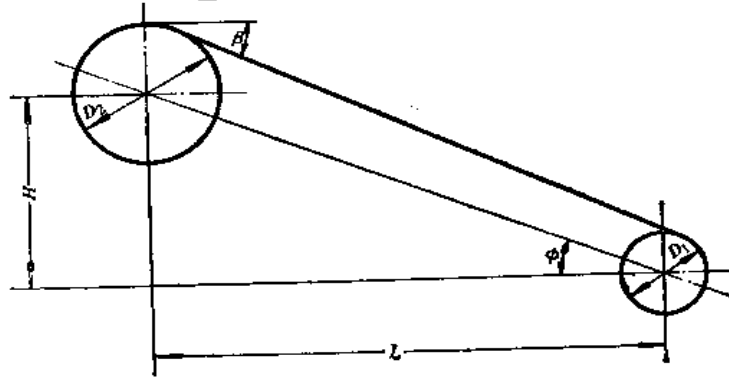


图 8-28

## 第五节 埋刮板输送机

### 一、概 述

埋刮板输送机是一种输送散状物料连续运输设备。它主要由头部驱动装置、尾部拉紧装置、中间壳体及刮板链条等部件所组成,如图8-29所示。在输送过程中,刮板链条埋于被输送物料之中,故称“埋刮板输送机”。

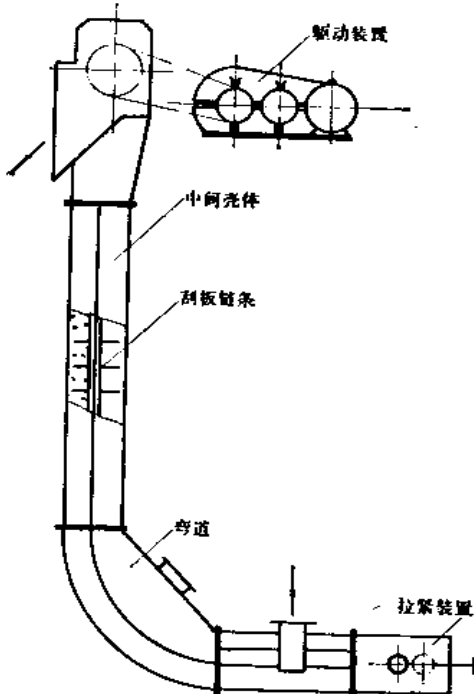


图 8-29 埋刮板输送机

其输送原理是:在水平输送时,物料受到刮板链条在运动方向的压力及物料自身重量的作用,使散状物料之间产生了内摩擦力,这种内摩擦力保证了料层之间的稳定状态,并足以克服物料在机槽中移动而产生的外摩擦力,使物料形成了连续整体的料流而被输送。在垂直输送时,物料受到刮板链条在运动方向的压力,即在料层中产生横方向的侧面压力,形成了物料的内摩擦力,同时由于下水平段的不断给料,下部物料在刮板链条连续运转的带动下,相继对上部物料产生推移力,这种内摩擦力和推移力足以克服物料在机槽中移动而产生的外摩擦力和物料自身的重量,使物料形成了连续整体的料流而被提升。

埋刮板输送机作为锅炉房的运煤除灰设备,其优点有:外形尺寸小,占地少,并且不需要胶带输送机用的运煤通廊,可节约土建投资;Z形埋刮板

输送机可同时解决垂直提升和水平输送，布置灵活且紧凑；物料在密闭的壳体里输送，可防止粉尘飞扬，有利于环境卫生。其缺点是：磨损较大，加工和安装的要求较严格，机壳中的物料不易卸净以及对物料的粒度有较严格的限制等。埋刮板输送机推荐的输送物料粒度见表8-37。

输送物料的粒度(毫米)

表 8-37

输送方式	硬度较低的物料		硬度较高的物料	
	适当的粒度	最大允许粒度 (不得超过10%)	适当的粒度	最大允许粒度 (不得超过10%)
水平输送	$< B/20$	$< B/10$	$< B/40$	$< B/20$
垂直输送	$< B/30$	$< B/15$	$< B/60$	$< B/30$

注,  $B$ 为输送机槽宽。

## 二、埋刮板输送机的主要技术参数

埋刮板输送机已有通用设计和定型产品，目前国内已有三种机型共12种规格，见图8-30和表8-38。湖北宜都运输机械厂等可为用户提供上述各种类型的埋刮板输送机。各种机型的埋刮板输送机的主要技术参数见表8-39、表8-40和表8-41。

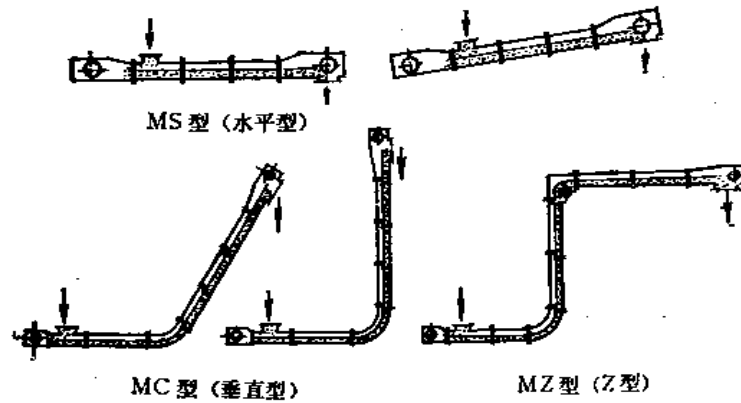


图 8-30 各种机型的埋刮板输送机

埋刮板输送机的型号是以输送物料的机槽宽度  $B$  来表示的，MS16表示机槽宽度为160毫米的水平型埋刮板输送机。图8-31所示为MS型埋刮板输送机水平中间段的横断面；图

表 8-38

机 型	型 号				
MS型	MS16	MS20	MS25	MS32	MS40
MC型	MC16	MC20	MC25	MC32	
MZ型	MZ16	MZ20	MZ25		

MS型埋刮板输送机主要技术参数

表 8-39

型 号	MS16		MS20		MS25		MS32		MS40		
机槽宽度 $B$ (毫米)	160		200		250		320		400		
机槽高度 $h$ (毫米)	160		200		250		320		360		
输 送 能 力 $Q$ (米 <sup>3</sup> /时)											
输 送 效 率 $\eta$	0.75~0.85		0.75~0.85		0.65~0.75		0.65~0.75		0.65~0.75		
链条速度 $v$ (米/秒)	0.16	11~13	17~20	23~27	—	—	—	—	—	—	
	0.20	14~16	22~24	29~34	48~55	67~78	—	—	—	—	
	0.25	17~20	27~31	37~42	60~69	84~97	—	—	—	—	
	0.32	22~25	35~39	47~54	77~88	108~124	—	—	—	—	
输 送 机 最 大 长 度 $L_0$ (米)											
型 号	刮 板 链 条				物 料 容 重 $\gamma$ (吨/米 <sup>3</sup> )						
	节 距 (毫米)	型 式	材 料	许 用 载 荷 (公斤)	0.2	0.5	0.8	1.0	1.2	1.5	1.8
MS16	100	DT	45	1500	80*	77	55	46	39	33	28
			45Mn <sub>2</sub>	1700	80*	80*	62	52	45	37	31
		GT	45	1500	80*	68	50	42	37	31	26
			45Mn <sub>2</sub>	1700	80*	77	56	48	42	35	30
MS20	125	DT	45	2300	80*	80*	56	46	40	33	28
			45Mn <sub>2</sub>	2600	80*	80*	63	53	45	37	31
		GT	45	2300	80*	71	51	43	37	31	27
			45Mn <sub>2</sub>	2600	80*	80*	58	49	42	35	30
MS25	160	DT	45	3100	80*	74	53	44	38	31	27
			45Mn <sub>2</sub>	3500	80*	80*	59	50	43	35	30
		GT	45	3100	80*	69	50	42	37	31	26
			45Mn <sub>2</sub>	3500	80*	78	57	48	41	34	30
MS32	200	BU <sub>1</sub>	45	2900×2	80*	68	51	44	39	32	28
			45Mn <sub>2</sub>	3300×2	80*	77	58	50	44	37	32
MS40			45	4400×2	80*	80*	61	51	45	37	32
			45Mn <sub>2</sub>	5000×2	80*	80*	69	59	51	42	36

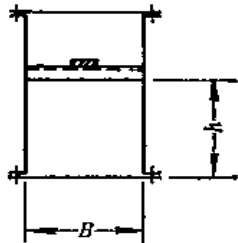


图 8-31 水平槽道断面  
 $B$ —机槽宽度;  $h$ —机槽高度

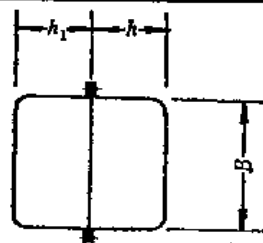


图 8-32 垂直槽道断面  
 $B$ —机槽宽度;  $h$ —承载段机槽高度;  $h_1$ —空载段机槽高度

8-32所示为MC型和MZ型埋刮板输送机垂直中间段的横断面。B和h均指内廓有效空间尺寸。

MC型埋刮板输送机主要技术参数

表 8-40

型 号		MC16	MC20	MC25	MC32							
垂直段机槽宽度B(毫米)		160	200	250	320							
垂直承载段机槽高度h(毫米)		120	130	160	200							
输 送 能 力 Q (米 <sup>3</sup> /时)												
输 送 效 率 η		0.55~0.90										
链 条 速 度	0.16	11	15	23	—							
φ	0.20	14	19	29	46							
(米/秒)	0.25	17	23	36	58							
	0.32	22	30	46	74							
输 送 机 最 大 高 度 H (米)												
型 号	水平部分长度(米)	刮 板 链 条				物 料 容 重 γ (吨/米 <sup>3</sup> )						
		节 距 (毫米)	型 式	材 料	许用载荷 (公斤)	0.2	0.5	0.8	1.0	1.2	1.5	1.8
MC16	5	100	DV <sub>1</sub>	45	1500	30*	30*	25	19	15	11	8
				45Mn <sub>2</sub>	1700	30*	30*	30*	24	19	14	10
			DO	45	1500	30*	30*	24	19	15	10	7
				45Mn <sub>2</sub>	1700	30*	30*	29	23	18	14	10
			GV <sub>1</sub>	45	1500	30*	30*	24	19	15	10	7
				45Mn <sub>2</sub>	1700	30*	30*	29	23	18	13	10
GO	45	1500	30*	30*	23	18	14	10	7			
			45Mn <sub>2</sub>	1700	30*	30*	28	22	18	13	10	
MC20	5	125	DV <sub>1</sub>	45	2300	30*	30*	30*	24	19	14	10
				45Mn <sub>2</sub>	2600	30*	30*	30*	28	23	17	13
			DO	45	2300	30*	30*	29	23	19	14	10
				45Mn <sub>2</sub>	2600	30*	30*	30*	28	22	17	13
			GV <sub>1</sub>	45	2300	30*	30*	28	22	18	13	10
				45Mn <sub>2</sub>	2600	30*	30*	30*	26	21	16	12
GO	45	2300	30*	30*	27	21	17	13	9			
			45Mn <sub>2</sub>	2600	30*	30*	30*	25	21	16	12	
MC25	5	160	DV <sub>1</sub>	45	3100	30*	30*	24	18	14	10	7
				45Mn <sub>2</sub>	3500	30*	30*	28	22	17	13	9
			DO	45	3100	30*	30*	23	18	14	10	7
				45Mn <sub>2</sub>	3500	30*	30*	27	21	17	12	9
			GV <sub>1</sub>	45	3100	30*	30*	23	18	14	10	7
				45Mn <sub>2</sub>	3500	30*	30*	27	21	17	13	9
GO	45	3100	30*	30*	22	17	14	10	7			
			45Mn <sub>2</sub>	3500	30*	30*	27	21	17	12	9	
MC32	6	200	BO	45	2900×2	30*	30*	21	16	12	9	6
				45Mn <sub>2</sub>	3300×2	30*	30*	25	20	16	11	8
			BO <sub>1</sub>	45	2900×2	30*	30*	20	16	12	9	6
				45Mn <sub>2</sub>	3300×2	30*	30*	25	19	15	11	8

MZ型埋刮板输送机主要技术参数

表 8-41

型 号		MZ16	MZ20	MZ25									
垂直段机槽宽度 $B$ (毫米)		160	200	250									
垂直承载段机槽高度 $h$ (毫米)		120	130	160									
输 送 能 力 $Q$ (米 <sup>3</sup> /时)													
输 送 效 率 $\eta$		0.55~0.90											
链 条 速 度 $v$ (米/秒)	0.16	11	15	—									
	0.20	14	19	29									
	0.25	17	23	36									
	0.32	22	30	46									
上 水 平 部 分 最 大 允 许 长 度 $L$ (米)													
型 号	下水平部分长度 (米)	垂直提升高度 (米)	刮 板 链 条				物 料 容 重 $\gamma$ (吨/米 <sup>3</sup> )						
			节 距 (毫米)	型 式	材 料	许用载荷 (公斤)	0.2	0.5	0.8	1.0	1.2	1.5	1.8
MZ16	5	20	100	DV <sub>1</sub>	45 45Mn <sub>2</sub>	2200	30*	30*	30*	17	8	—	—
						2500	30*	30*	30*	27	17	5	—
MZ20	5	20	125	DV <sub>1</sub>	45 45Mn <sub>2</sub>	2900	30*	30*	29	16	6	—	—
						3300	30*	30*	30*	26	14	—	—
MZ25	5	20	160	DV <sub>1</sub>	45 45Mn <sub>2</sub>	4400	30*	30*	27	12	—	—	—
						5000	30*	30*	30*	22	10	—	—

注: (1)表8-39、表8-40和表8-41中的数值是按下述物料参数计算的: 内摩擦角取 $\phi=45^\circ$ ,  $f_1=1$ , 外摩擦角取 $\phi_1=31^\circ$ ,  $f_2=0.6$ ; 动力系数 $\alpha=1$ ; 物料对机槽两侧的侧压系数 $\mu=0.59$ 。

(2)“\*”为选型控制值。

(3)MC型和MZ型埋刮板输送机的输送能力 $Q$ 值未计入输送效率。

### 三、刮板链条的型式及选用

刮板链条是由不同的刮板和不同的链条焊接而成,是埋刮板输送机的承载牵引构件。埋刮板输送机的物料输送,是在刮板链条的带动下,靠物料的内摩擦力和相互间的推移能力,克服外摩擦力来完成的。所以,刮板链条是埋刮板输送机的主要工作部件,与物料的输送效果有很大的关系。通用设计采用的刮板链条型式见图8-33。根据输送物料的特点和要求,可以选用恰当的刮板链条型式。

#### (一) 链条的选择

埋刮板输送机采用的链条有:模锻链(DL)、滚子链(GL)和双板链(BL)三种。工业锅炉房运煤一般宜用模锻链,它有结构简单、使用可靠和对物料适应性强等优点。

各种型号的埋刮板输送机均配有不同的链条,链条的链杆或链板都有45(调质)钢和45Mn<sub>2</sub>(调质)钢两种材料,故每种链条均有相对应的许用载荷,其值见表8-39~表8-41。

链条的选择除考虑被输送物料的性能(如粉尘状物料不宜采用滚子链,易产生浮链的物料应尽先采用滚子链)等因素外,主要应根据输送机链条的最大张力 $T$ 来进行选取,必须满足:

$$TF \leq [P] \quad (8-49)$$

式中  $T$ ——链条的最大张力,见张力计算,公斤;


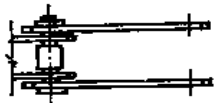
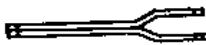


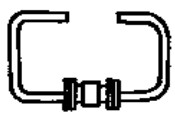

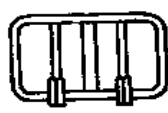
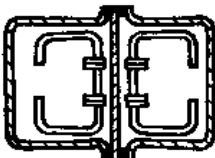
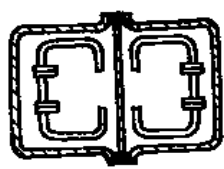
链 条 型 式		
模 锻 链 DL	滚 子 链 GL	双 板 链 BL
		
刮 板 型 式		
T 型	U <sub>1</sub> 型	
		
V <sub>1</sub> 型	O 型	O <sub>1</sub> 型
		
刮 板 内 外 向		
外 向	内 向	
		

图 8-33 刮板链条型式

[ $P$ ]——链条的许用载荷，见表8-39~表8-41，公斤；

$F$ ——链条的使用系数，

$$F = F_v \cdot F_L \cdot F_D$$

(8-50)

式中  $F_v$ ——速度系数，

当  $v < 0.32$  米/秒时， $F_v = 1.0$ ；

当  $0.32 < v < 0.5$  米/秒时， $F_v = 1.2$ ；

$F_L$ ——长度系数，

当  $L_0 < 50$  米时， $F_L = 1.0$ ；当  $L_0 > 50$  米时， $F_L = \frac{L_0}{50}$ ， $L_0$  为输送机总长度，

对采用MC型或MZ型时， $L_0$  应是各水平段加垂直段长度之总和；

$F_D$ ——物料性能系数，对于磨损性、腐蚀性和附着性较小的且易压缩的物料， $F_D$

$= 1.0$ ；对于磨损性、腐蚀性和附着性其中之一较大的，且不易压缩的物料，

$F_D = 1.1 \sim 1.2$ 。

## (二) 刮板的选择

刮板型式的选择主要根据输送物料的性能,同时也受到输送机本身结构的限制,其选择的一般方法是:

- 1.对于输送性能较好的一般物料,可选用结构较简单的刮板型式,如T型、V<sub>1</sub>型及O型;
- 2.对于悬浮性、流动性大的物料,为保证物料之间能产生足够的内摩擦力以克服外阻力和自重,应选用结构较复杂的刮板型式,如U<sub>1</sub>型或O<sub>1</sub>型;
- 3.粘附性较大的物料,应选用结构较简单的刮板型式,以减少在刮板表面的粘附而造成卸料和清扫的困难;
- 4.输送小块状物料时,可选用结构较简单的刮板型式;
- 5.输送比重大的物料和大的机槽宽度时,为保证刮板的强度和刚性,以防刮板变形或断裂,应选用有斜撑的刮板形式,如O<sub>1</sub>型;
- 6.当采用MZ型埋刮板输送机或采用带托轮的头部的MC型埋刮板输送机时,由于结构的特定要求,仅能采用V<sub>1</sub>型开口的刮板。

## (三) 刮板的内外向

埋刮板输送机的刮板布置有内向和外向两种型式,见图8-33。

在弯道处,外向刮板是链条和弯道衬板直接接触,而内向刮板是刮板和弯道衬板逐点接触,所以外向刮板运转较平稳,噪声小,但磨损较大。内向刮板在弯道处,刮板处于悬浮状态,扭矩较大,因此要特别注意刮板的刚性和焊接质量。

从物料的适应性方面看,对于密实性大和易碎的物料,宜采用内向刮板。对于煤和煤渣,一般采用内向刮板的较多。

从卸料来说,一般外向刮板较内向刮板好,但内向刮板比外向刮板容易安装刮板清扫装置。

V<sub>1</sub>型刮板可以有内外向布置,但O型刮板只适用于外向布置。

## 四、设计计算

### (一) 输送量的计算

$$Q=3600B \cdot h \cdot v \cdot \gamma \cdot \eta \quad (8-51)$$

- 式中  $Q$ ——计算输送量,必须使它大于或等于用户要求的最大输送量,吨/时;  
 $B$ ——机槽内壁宽,垂直输送时指垂直段的机槽内壁宽,米;  
 $h$ ——机槽内壁高,垂直输送时指垂直承载段的机槽内壁高,米;  
 $v$ ——刮板链条速度,当输送煤粉时可取0.16~0.2米/秒,当输送碎煤和煤渣时可取0.2~0.25米/秒;  
 $\gamma$ ——物料容重,吨/米<sup>3</sup>;  
 $\eta$ ——输送效率,当输送机水平布置时,其推荐值见表8-42,输送煤粉时应取小

表 8-42

机 型	MS16	MS20	MS25	MS32	MS40
输 送 效 率	0.75~0.80		0.65~0.70		

表 8-43

倾斜角 $\alpha$	$0^\circ \sim 2.5^\circ$	$2.5^\circ \sim 5^\circ$	$5^\circ \sim 7.5^\circ$	$7.5^\circ \sim 10^\circ$	$10^\circ \sim 12.5^\circ$	$12.5^\circ \sim 15^\circ$
倾斜系数 $k_0$	1.00	0.95	0.90	0.85	0.80	0.70

值, 输送碎煤和煤渣时可取大值; 当输送机倾斜布置时 ( $\alpha \leq 15^\circ$ ), 其输送效率按表8-42选取后还要乘上倾斜系数  $k_0$ ,  $k_0$  值见表8-43; 当输送机垂直布置时, 输送煤粉可取0.60~0.65, 输送碎煤和煤渣可取0.70~0.75。

## (二) 刮板链条张力的计算

### 1. MS型的刮板链条的张力计算 (见图8-34)

(1) 当  $0^\circ < \alpha \leq 15^\circ$  时:

$$T_1 = G(2.1f'L - 0.1H_0) + G_v \left\{ \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] L + H_0 \right\} \text{ 公斤} \quad (8-52)$$

$$T_2 = 0$$

(2) 当  $\alpha = 0^\circ$ ,  $f' = 0.5$  时:

$$T_1 = \left\{ 1.1G + G_v \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] \right\} L \text{ 公斤} \quad (8-53)$$

$$T_2 = 0$$

式中  $T_1$ ——刮板链条绕入头轮时的张力, 即刮板链条的最大张力, 公斤;

$T_2$ ——刮板链条绕出头轮时的张力, 公斤;

$G$ ——刮板链条每米的重量, 见表8-44, 公斤/米;

$G_v$ ——物料每米的重量, 公斤/米;

$$G_v = \frac{Q}{3.6v} \quad (8-54)$$

$Q$ ——计算输送量, 吨/时;

$v$ ——刮板链条速度, 米/秒;

$B$ ——机槽内壁宽, 米;

$H_0$ ——输送机高度, 米;

$h$ ——物料层高度, 米;

$f'$ ——输送物料时, 刮板链条与壳体的摩擦系数, 建议取  $f' = 0.5$ ;

$f$ ——物料的内摩擦系数,  $f = \tan \phi$ ;

$\phi$ ——物料的堆积角, 即物料的内摩擦角, 度;

$f_1$ ——物料的外摩擦系数, 即物料与壳体的摩擦系数,  $f_1 = \tan \phi_1$ ;

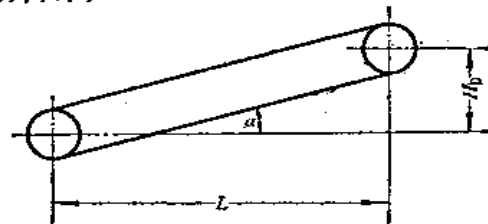


图 8-34

表 8-44

型 号	刮板链条每米重量 $G$ (公斤/米)		
	DT	GT	BU <sub>1</sub>
MS16	5.6	8.1	—
MS20	7.2	10.5	—
MS25	12.2	14.7	—
MS32	—	—	35.3
MS40	—	—	36.3



$\phi_1$ ——物料的外摩擦角，度；

$n$ ——物料对机槽两侧的侧压系数；

$$n = \frac{x}{1 + \sin \phi} \quad (8-55)$$

$x$ ——动力系数；

当  $v \leq 0.32$  米/秒时， $x=1.0$ ；当  $v > 0.32$  米/秒时， $x=1.5$ ；

$L$ ——输送机的水平投影长度，米。

## 2. MC型的刮板链条的张力计算（适用于外向刮板）

(1) 当  $60^\circ \leq \alpha < 90^\circ$  时（见图8-35）；

$$T_1 = G(3.2f'L_1E + f'L_2 + H_0) + G_0 \left\{ (1.7L_0E + 1.5L_1E + L_2) \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] + H_0k \right\} \text{公斤} \quad (8-56)$$

$$T_2 = G(H_0 - f'L_2) \text{公斤} \quad (8-57)$$

(2) 当  $\alpha = 90^\circ$ ， $f' = 0.5$  时（见图8-36）；

$$T_1 = G(3.5L_1 + H_0) + G_0 \left\{ (3.7L_0 + 3.3L_1) \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] + H_0k \right\} \text{公斤} \quad (8-58)$$

$$T_2 = GH_0 \text{公斤} \quad (8-59)$$

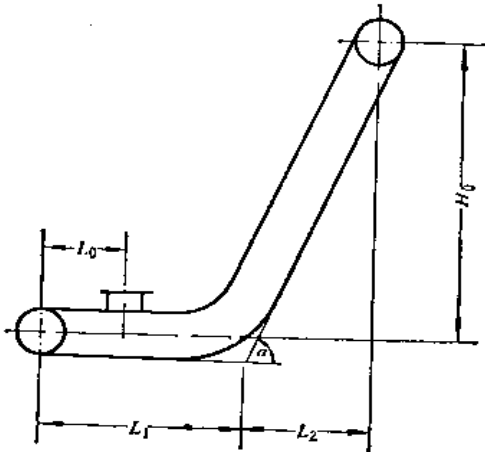


图 8-35

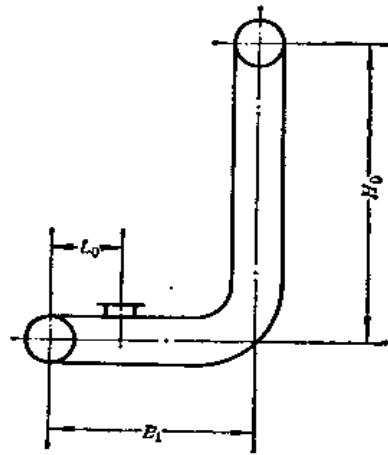


图 8-36

(3) 当采用带托轮的头部， $\alpha = 90^\circ$ ， $f' = 0.5$  时（见图8-37）；

$$T_1 = 1.1G(3.5L_1 + H_0) + 1.1G_0 \left\{ (3.7L_0 + 3.3L_1) \times \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] + H_0k \right\} \text{公斤} \quad (8-60)$$

$$T_2 = GH_0 \text{公斤} \quad (8-61)$$

式中  $B$ ——垂直段机槽内壁宽度，米；

$h$ ——垂直承载段机槽内壁高度，米；

$E$ ——弯道系数， $E = e^{f'\alpha}$ ， $e$ 为自然对数的底数， $e = 2.718$ ， $\alpha$ 为倾角，当  $f' = 0.5$  时， $E$ 值见表8-45；

$k$  —— 物料对机槽四壁的侧压系数，其值见表8-46；

$G$  —— 刮板链条每米重量，见表8-47；

$L_0$  —— 加料口中心至尾轮中心距离，当采用双侧加料时， $L_0=0$ ，米；  
 $L_1, L_2, H_0$  如图所示，米；式中其他符号意义同前。

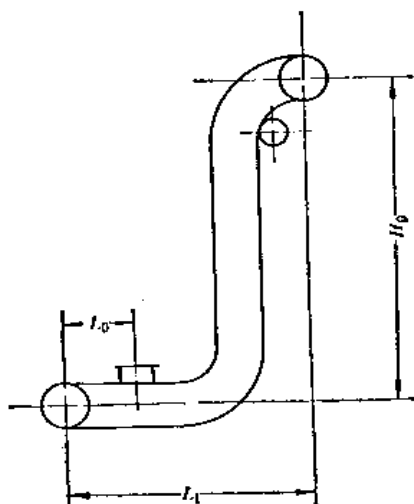


图 8-37

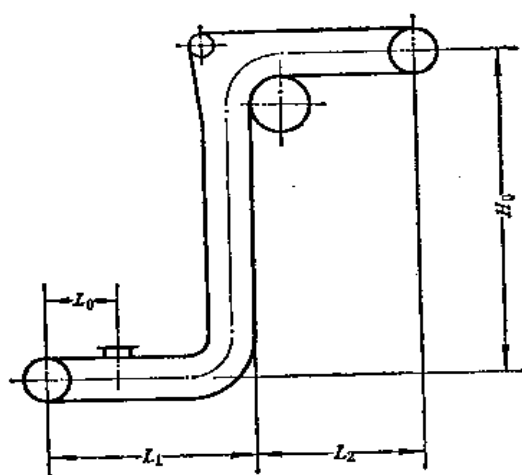


图 8-38

表 8-45

$\alpha$	45°	60°	75°	90°
$E$	1.5	1.7	1.9	2.2

表 8-46

型 号	MC16	MC20	MC25	MC32
$k$	1.9	2.1	2.3	2.7

表 8-47

型 号	刮板链条每米重量 (公斤/米)					
	DV <sub>1</sub>	DO	GV <sub>1</sub>	GO	BO	BO <sub>1</sub>
MC16	10.7	11.5	11.6	12.4	—	—
MC20	11.4	12.6	14.7	15.9	—	—
MC25	17.6	18.9	18.6	20.0	—	—
MC32	—	—	—	—	40.9	42.3

3. MZ型的刮板链条的张力计算 (适用于内向刮板,  $\alpha=90^\circ$ ) (见图8-38)

(1) 当  $H_0 > 1.1f'L_2$  时, 取  $f'=0.5$ , 则  $1.1f'L_2 \approx 0.6L_2$ , 亦即  $H_0 > 0.6L_2$  时:

$$T_1 = G(2.6L_1 + 0.5L_2 + 1.1H_0) + G_0 \left\{ [2.4(1.1L_0 + L_1) + L_2] \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] \right\}$$

$$+1.1H_0k\} \text{ 公斤} \quad (8-62)$$

$$T_2 = G(H_0 - 0.6L_2) \text{ 公斤} \quad (8-63)$$

(2) 当  $H_0 \leq 0.6L_2$  时:

$$T_1 = G(2.6L_1 + 2L_2 - 1.5H_0) + G_v \left\{ [2.4(1.1L_0 + L_1) + L_2] \left[ f + f_1 \left( \frac{nh}{B} \right) \right] + 1.1H_0k \right\} \text{ 公斤} \quad (8-64)$$

$$T_2 = 0$$

式中  $G$ ——刮板链条每米重量, 见表8-48;

$k$ ——物料对机槽四壁的侧压系数, 其值见表8-49;

表 8-48

型 号	MZ16	MZ20	MZ25
刮板链条每米重量(公斤/米)	12.7	15.1	18.4

表 8-49

型 号	MZ16	MZ20	MZ25	
$k$	粉尘状物料①	2.8	3.1	3.6
	其他物料	2.2	2.4	2.8

①物料粒度  $< 0.5$  毫米占80%以上的为粉尘状物料。

式中其他符号意义同前。

(三) 电机功率的计算

$$N = K_1 \frac{(T_1 - T_2)v}{102\eta_m} \text{ 千瓦} \quad (8-65)$$

式中  $N$ ——输送机所需的电机功率, 千瓦;

$T_1$ ——刮板链条绕入头轮时的张力, 公斤;

$T_2$ ——刮板链条绕出头轮时的张力, 公斤;

$v$ ——刮板链条速度, 米/秒;

$K_1$ ——备用系数,  $K_1 = 1.1 \sim 1.3$ ;

$\eta_m$ ——传动效率。

$$\eta_m = \eta_1 \eta_2 \quad (8-66)$$

$\eta_1$ ——减速器的传动效率, 对于JZQ型减速器的传动效率  $\eta_1 = 0.92 \sim 0.94$ ;

$\eta_2$ ——开式链传动的传动效率,  $\eta_2 = 0.85 \sim 0.90$ 。

## 第六节 单斗滑轨输送机

### 一、概 述

单斗滑轨输送机是由卷扬机牵引料斗沿钢轨滑行的间断运输设备。作为工业锅炉房的

运煤设备，它可以把地面上的煤通过料斗沿钢轨作垂直提升，并在煤仓间作水平运输，把料斗中的煤运到各个煤斗中去。通过限位开关和时间继电器等电器元件的控制，可以实现运行和装卸料的自动操作。料斗容积一般为  $0.5 \sim 1.0$  米<sup>3</sup>，可以作为中等容量的工业锅炉房的运煤设备。

## 二、输送量的计算

$$Q = 3600 \frac{\phi i \gamma}{\frac{2H}{v} + t_0} \text{ 吨/时} \quad (8-67)$$

式中  $Q$ ——单斗滑轨输送机的输送量，吨/时；  
 $\phi$ ——料斗的充满系数，可取  $\phi = 0.9$ ；  
 $i$ ——料斗容积，米<sup>3</sup>；  
 $\gamma$ ——煤的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；  
 $H$ ——包括提升高度及水平运输的距离，米；  
 $v$ ——料斗运行速度，米/秒；  
 $t_0$ ——包括装卸料及控制所耗的时间，在自动装卸料和自动控制的情况下， $t_0 = 15$ 秒，在自动装卸料和半自动控制的情况下， $t_0 = 25$ 秒；在用人工装料及半自动控制的情况下， $t_0 = 70$ 秒。

## 三、电动机功率的计算

$$N = \frac{K K_1 (G + G_0) v}{102 \eta} \text{ 千瓦} \quad (8-68)$$

式中  $N$ ——电动机的功率，千瓦；  
 $K$ ——富裕系数，可取  $K = 1.1$ ；  
 $K_1$ ——摩擦阻力系数，可取  $K_1 = 1.25$ （非专业厂单件生产时为  $1.3 \sim 1.35$ ）；  
 $G$ ——物料重量，公斤；  
 $G_0$ ——料斗本身重量，公斤；  
 $\eta$ ——卷扬机总效率，可取  $\eta = 0.8 \sim 0.85$ （非专业厂生产时为  $0.7 \sim 0.75$ ）。

## 四、钢丝绳的选择

钢丝绳的破断拉力按下式计算：

$$S = m(G + G_0) \text{ 公斤} \quad (8-69)$$

式中  $S$ ——钢丝绳的破断拉力，公斤；  
 $m$ ——安全系数，可取  $m = 6.5$ 。  
 根据  $S$  值可选择钢丝绳直径  $d$ 。

## 五、卷筒的计算

卷筒一般采用铸铁铸造，卷筒表面采用有嵌钢丝绳用的螺旋槽。

(一) 卷筒直径的确定 卷筒直径依钢丝绳直径和机械的工作类型来选取，见表8-50。

表 8-50

起重机械	滑轮或卷筒的最小直径		钢丝绳的最小安全系数
	悬臂式和建筑起重机	其他类型的起重机	
用手驱动 起重量在 1 吨以下	$D \geq 12d$	—	4
起重量大于 1 吨	$D \geq 16d$	$D \geq 18d$	4.5
机械驱动 轻工作类型	$D \geq 16d$	$D \geq 20d$	5
中工作类型	$D \geq 18d$	$D \geq 25d$	5.5
重工作类型	$D \geq 20d$	$D \geq 30d$	6

注:  $D$ ——卷筒或滑轮的直径;  
 $d$ ——钢丝绳直径。

(二) 卷筒壁厚的计算 铸铁卷筒的壁厚可依经验公式确定:

$$\delta \geq 0.02D + (6 \sim 10) \text{ 毫米} \quad (8-70)$$

式中  $\delta$ ——铸铁卷筒的壁厚, 毫米;

$D$ ——卷筒直径, 毫米。

铸铁卷筒的壁厚不应小于 10~12 毫米。

(三) 卷筒长度的计算 对于两边绕绳的卷筒, 其总长度包括两个有效长度  $L_0$ , 一个分离带宽度  $L_1$  和两个端头及固定钢丝绳用的宽度  $L_2$ , 见图 8-39。

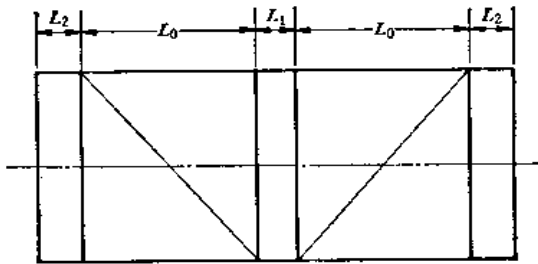


图 8-39 卷筒长度计算示意图

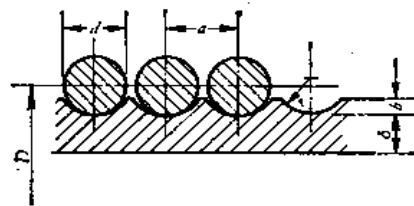


图 8-40 螺旋槽

1. 卷筒有效长度  $L_0$  的计算

$$L_0 = \frac{L_a}{\pi(D+d)} \text{ 毫米} \quad (8-71)$$

式中  $L$ ——绕在卷筒上的钢丝绳长度, 其中包括卷筒上两圈安全螺旋圈的钢丝绳长度, 毫米;

$D$ ——卷筒直径, 毫米;

$d$ ——钢丝绳直径, 毫米;

$a$ ——螺旋槽节距, 毫米(见图 8-40 和表 8-51)。

2. 卷筒分离带宽度  $L_1$  的计算(见图 8-41)

$$L_{1 \max} \leq A + 2h_{\min} \operatorname{tg} \alpha_{\max} \text{ 毫米} \quad (8-72)$$

$$L_{1 \min} \geq A - 2h_{\min} \operatorname{tg} \alpha_{\max} \text{ 毫米} \quad (8-73)$$

式中  $L_{1 \max}$ ——分离带的最大宽度, 毫米;

$L_{1 \min}$ ——分离带的最小宽度, 毫米;

$A$ ——两个滑轮的中心距，毫米；  
 $h_{\min}$ ——卷筒和滑轮之间的最小距离，毫米；  
 $\alpha_{\max}$ ——钢丝绳允许的最大偏角，对有螺旋槽的卷筒 $\alpha_{\max} \leq 6^\circ$ 。

螺旋槽尺寸表（毫米）

表 8-51

钢丝绳直径 $d$	$a$	$b$	$r$
6.2	8	2	4
8.7	11	3	5
11	13	3	7
13	15	4	8
15	17	5	9
19.5	22	5	11.5
24	27	6	13.5

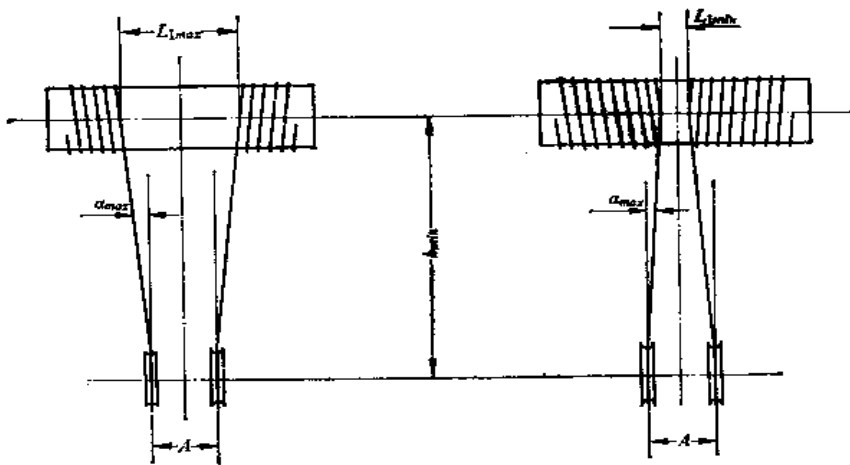


图 8-41 分离带宽度计算示意图

3. 卷筒两端宽度 $L_2$ 的确定 固定钢丝绳的宽度可取3个螺旋槽节距的宽度，卷筒边缘可取1个螺旋槽节距的宽度，即 $L_2 = 4a$ 。

## 六、钢丝绳的固定

钢丝绳的固定有多种形式，图8-42所示的是常用的一种形式，其结构简单，也便于检查。固定钢丝绳的压板尺寸和螺栓、螺母、弹簧垫圈等规格见表8-52。

固定钢丝绳用压板等规格（毫米）

表 8-52

钢丝绳直径 $d_k$	压 板				双头螺栓 $d \times L$	螺 母	弹簧垫圈 $d$
	$a$	$b$	$C$	$S$			
6.2	25	25	8	8	M 8 × 20	M8	8.5
8.7	35	35	10	11	M10 × 25	M10	10.5
11	40	40	12	13	M12 × 30	M12	12.5
13	45	45	16	15	M16 × 35	M16	17.0
15	50	50	18	17	M16 × 40	M16	17.0
19.5	70	55	20	22	M20 × 50	M20	21.0
24	80	60	25	27	M24 × 60	M24	25.0

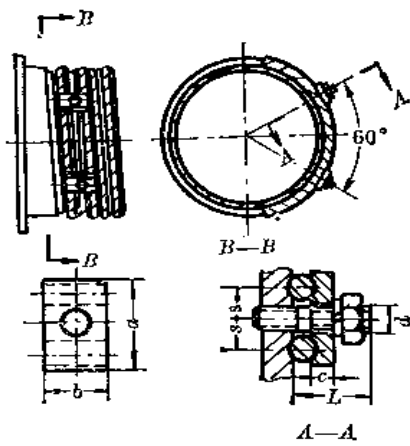


图 8-42 钢丝绳的固定

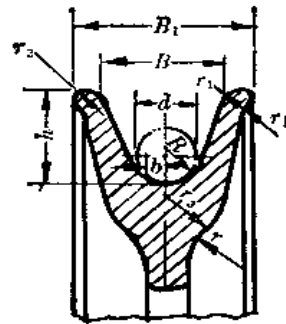


图 8-43 钢丝绳用滑轮槽

### 七、钢丝绳用滑轮

滑轮直径参见表8-50选取，滑轮槽部分尺寸见图8-43和表8-53。

钢丝绳用滑轮槽（毫米）

表 8-53

钢丝绳直径 $d$	$R$	$B$	$B_1$	$h$	$r$	$r_1$	$r_2$	$r_3$	$b$
自11~14	8	28	40	22	16	3	3	19	4
>14~18	10	34	50	28	20	3	3.5	23	6
>18~23	12.5	45	65	36	25	4	5.5	30	8
>23~28.5	15.5	55	80	45	30	6	7	35	10
>28.5~35	19.5	67	95	55	36	7.5	8.5	44	12
>35~43.5	24.5	85	120	70	50	9	11	56	12

## 第七节 刮板输送机

### 一、概 述

刮板输送机的结构型式，一般由链（单链或双链）、刮板、料槽、驱动装置及尾部拉紧装置等部分组成，见图8-44。在链上每隔一定的距离固定一块刮板，物料靠刮板的推动沿着料槽而被输送。也有的把链和刮板作成框链式的，框链本身既起到刮板推动物料的作用，又起到牵引链的作用，这种结构比较坚固，输送效率也较高。

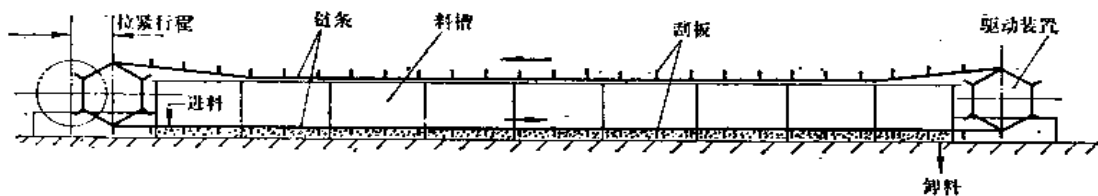


图 8-44 刮板输送机

刮板输送机可以作为工业锅炉房的运煤设备和除灰设备，由于它对温度条件不敏感，因而更多地用作机械化的除灰设备。刮板输送机可作水平布置，也可作倾斜布置，倾斜角一般取30°以下，随着倾斜角的增大，其输送量会大大降低。

### 二、生产率 的计算

$$Q = 3600bh\phi v\gamma C \text{ 吨/时} \quad (8-74)$$

- 式中  $Q$ ——刮板输送机的生产率，吨/时；  
 $b$ ——刮板宽度，米；  
 $h$ ——刮板高度，米；  
 $\phi$ ——充满系数，一般取0.8~0.85；  
 $v$ ——刮板运行速度，一般用到0.1~0.2米/秒左右；  
 $\gamma$ ——物料的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；  
 $C$ ——倾斜布置时生产率的降低系数，见表8-54。

C 值 表

表 8-54

物料的特性	系 数 C					
	输 送 机 倾 斜 角 (度)					
	0	10	20	30	35	40
松散性好	1	0.85	0.65	0.5	—	—
松散性不好	1	1.0	0.85	0.75	0.6	0.5

### 三、功率 的计算

由于物料加入量的变化，电动机的负荷也是变化的，决定电动机功率的时候，是以最大加料率和全长运输作为依据的。

在链轮轴上的功率，用于克服下列各种阻力所耗的功率：链板在料槽运行的摩擦阻力所耗的功率，即空载功率；物料在料槽运行时摩擦阻力所耗的功率，即物料的运行功率；物料被提升所耗的功率；尾部机构的摩擦阻力等所耗的功率。

#### (一) 空载功率的计算

假设输送机作倾斜 $\beta$ 角布置，见图8-45。

$$N_1 = \frac{P_1 v}{102} = \frac{2Lq_1 f_1 v \cos\beta}{102} \text{ 千瓦} \quad (8-75)$$

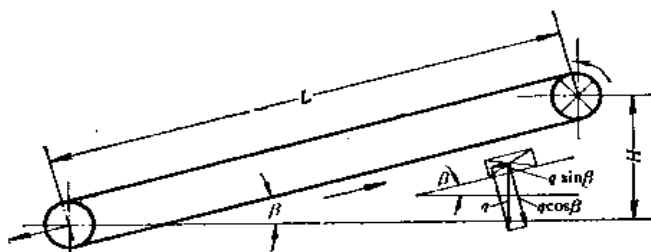


图 8-45 刮板输送机功率计算示意图



式中  $N_1$ ——空载功率, 千瓦;  
 $P_1$ ——链板运行时的摩擦阻力, 公斤;  
 $v$ ——链板运行速度, 米/秒;  
 $q_1$ ——链板每米的重量, 公斤/米;  
 $L$ ——刮板输送机的长度, 米;  
 $f_1$ ——链板对料槽的摩擦系数;  
 $\beta$ ——刮板运输机的倾斜角度。

(二) 物料运行功率的计算

$$N_2 = \frac{P_2 v}{102} = \frac{q_2 L f_2 v \cos \beta}{102} \quad \text{千瓦} \quad (8-76)$$

式中  $N_2$ ——物料的运行功率, 千瓦;  
 $P_2$ ——物料在料槽运行时的摩擦阻力, 公斤;  
 $q_2$ ——输送机单位长度的载重量, 公斤/米;

$$q_2 = \frac{Q}{3.6v} \quad \text{公斤/米} \quad (8-77)$$

$Q$ ——刮板输送机的生产率, 吨/时;  
 $v$ ——链板运行速度, 米/秒;  
 $f_2$ ——物料对料槽的摩擦系数。

(三) 提升物料的功率计算

$$N_3 = \frac{QH}{367} \quad \text{千瓦} \quad (8-78)$$

式中  $N_3$ ——提升物料所耗的功率, 千瓦;  
 $Q$ ——刮板输送机的生产率, 吨/时;  
 $H$ ——物料被提升的高度, 米。

(四) 电动机功率的计算

$$N = \frac{N_0}{\eta} = \frac{K(N_1 + N_2 + N_3)}{\eta} \quad \text{千瓦} \quad (8-79)$$

式中  $N$ ——电动机的功率, 千瓦;  
 $N_0$ ——链轮轴上的功率, 千瓦;  
 $\eta$ ——传动效率, 一般取每对链轮为0.92, 每对齿轮为0.95;  
 $K$ ——包括尾部机构的摩擦损失和其他未计入的摩擦损失的系数, 一般可取  $K = 1.1 \sim 1.2$ 。

四、链的破断拉力的计算

$$S = m S_{\max} = m(S_1 + S_0) \quad \text{公斤} \quad (8-80)$$

式中  $S$ ——链的破断拉力, 公斤;  
 $S_{\max}$ ——链的最大拉力, 公斤;  
 $m$ ——安全系数, 一般可取  $m = 6 \sim 8$ ;  
 $S_1$ ——链的有效拉力, 公斤;

$$S_1 = \frac{102N_0}{v} \text{ 公斤} \quad (8-81)$$

$S_0$ ——链轮空载侧链之拉力，一般为200~300公斤。  
 根据 $S$ 值可选择环形链直径 $d$ 。  
 在计算双链的强度时，每条链的负荷可按 $0.6S_{\max}$ 计算。

## 第八节 螺旋输送机

### 一、概 述

螺旋输送机是一种不带挠性牵引构件的连续输送设备。它由驱动装置、螺旋机本体、进料装置、出料装置等几部分组成，见图8-46。

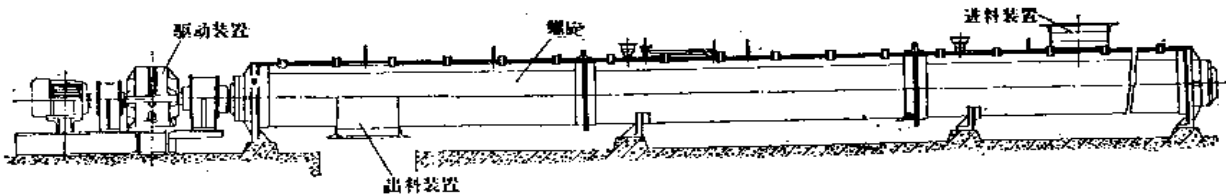


图 8-46 螺旋输送机

其作用原理，是利用旋转的螺旋将被输送的物料沿固定的机壳内推移而进行输送工作，好象是被持住不能旋转的螺母沿螺杆作平移运动一样。使物料不与螺旋一起旋转的力是物料的重量和机壳对于物料的摩擦力。

螺旋输送机的工作环境温度在 $-20 \sim +50^\circ\text{C}$ 之间，物料温度应低于 $+200^\circ\text{C}$ 。它只能单向输送物料，且不宜在输送过程中同时进行某些工艺操作，如混和、搅拌等。由于其有效流通断面较小，故不宜于输送大块物料。可以水平布置或倾斜角小于 $20^\circ$ 布置。

GX型螺旋输送机的直径从150毫米到600毫米，共有七种规格。长度从3米到70米，每隔半米一档，可以自由选择。以煤粉为例，其输送量见表8-55。

螺旋输送机输送量

表 8-55

螺旋直径 (毫米)	螺旋轴最大转数(转/分)	最大输送量(吨/时)
150	190	4.5
200	150	8.5
250	150	16.5
300	120	23.3
400	120	54.0
500	90	79.0
600	90	139.0

### 二、选型计算

根据输送量、输送长度、输送物料的特性和布置情况(见图8-47)，可以决定螺旋输

送机的螺旋直径、螺旋轴转数、驱动功率及驱动装置型号。

### (一) 螺旋直径的计算

$$D = K^{2.5} \sqrt{\frac{Q}{\psi \gamma C}} \quad \text{米} \quad (8-82)$$

式中  $D$ ——螺旋直径，米；  
 $Q$ ——输送量，吨/时；  
 $\psi$ ——物料的充填系数，见表8-56；  
 $\gamma$ ——物料的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；  
 $C$ ——螺旋输送机在倾斜工作时，输送量的校正系数，见表8-57；  
 $K$ ——表示物料综合特性的经验系数，见表8-56。

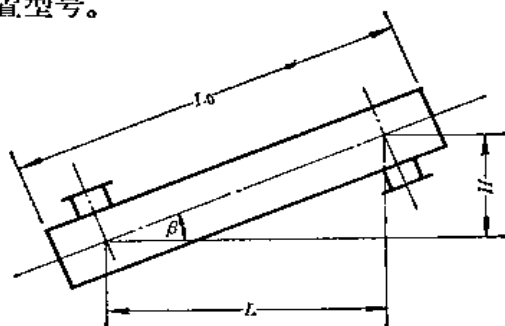


图 8-47 螺旋输送机的布置示意图

按上式计算的螺旋直径，应当圆整为标准螺旋直径，即  $D=150、200、250、300、400、500、600$ 毫米。

如果输送物料的块度较大时，螺旋直径还应当和物料的块度维持如下关系：

$$\text{对于分选物料} \quad D \geq (4 \sim 6) d_k \quad (8-83)$$

$$\text{对于一般物料} \quad D \geq (8 \sim 10) d_k \quad (8-84)$$

式中  $d_k$ ——被输送物料任何截面上的最大尺寸。

如果根据物料的块度，需选择较大的螺旋直径，则在维持输送量不变的情况下，可以选择较低的螺旋轴转数，以延长其使用寿命。

### (二) 螺旋轴转数的计算

螺旋轴转数是随螺旋机的输送量、螺旋直径、输送物料的特性而变化的，其目的在于保证一定输送量的条件下，不使物料受的切向力太大而被抛起，以致不能向前输送。螺旋轴的极限转数按下式计算：

$$n = \frac{A}{\sqrt{D}} \quad \text{转/分} \quad (8-85)$$

式中  $n$ ——螺旋轴的极限转数，转/分；

$D$ ——螺旋直径，米；

$A$ ——表示物料的综合特性系数，与  $K$  值相对应，见表8-56。

由上式计算的螺旋轴转数，应当圆整为螺旋输送机的标准转数，即  $n=20、30、35、45、60、75、90、120、150、190$ 转/分。

在圆整螺旋直径和螺旋轴转数时，都应该圆整到与它最相近的标准数值。圆整后的充填系数  $\psi$  势必与原来从表8-56中所取的数值不同，此时应按下式再校验其充填系数：

$$\psi = \frac{Q}{47 D^2 n \gamma C S} \quad (8-86)$$

式中  $S$ ——螺距，米；

实体螺旋面， $S=0.8D$

带式螺旋面， $S=D$

式中其他符号意义同前。

假如校验的  $\psi$  值仍在表8-56所推荐的范围内，则圆整得是适当的。圆整后的  $\psi$  值允许

系数 $\psi$ 、 $K$ 、 $A$ 值表

表 8-56

物料块度	物料的磨琢性	物料的举例	推荐的 $\psi$ 值	推荐的螺旋面型式	$K$	$A$
粉状	磨琢性	干炉粉	0.25~0.30	实体螺旋面	0.0565	35
粒状	无磨琢性 半磨琢性	泥煤	0.25~0.35	实体螺旋面	0.0490	50
粒状	磨琢性	炉渣	0.25~0.30	实体螺旋面	0.0600	30
块状 $\alpha < 60$ 毫米	无磨琢性 半磨琢性	煤	0.25~0.30	实体螺旋面	0.0537	40
块状 $\alpha < 60$ 毫米	磨琢性	干炉渣	0.20~0.25	实体螺旋面或带式螺旋面	0.0645	25
块状 $\alpha > 60$ 毫米	无磨琢性 半磨琢性	煤	0.20~0.25	实体螺旋面或带式螺旋面	0.0600	30

注：表中 $\alpha$ 为物料的平均块度。

输送量校正系数 $C$ 值

表 8-57

倾斜角 $\beta$	$0^\circ$	$\leq 5^\circ$	$\leq 10^\circ$	$\leq 15^\circ$	$\leq 20^\circ$
$C$	1.0	0.9	0.8	0.7	0.65

低于表列数值的下限，但不得高于表列数值的上限。

### (三) 螺旋输送机的功率计算

1. 螺旋轴上所需功率按下式计算：

$$N_0 = k \frac{Q(\omega_0 L \pm H)}{367} \quad \text{千瓦} \quad (8-87)$$

式中  $N_0$ ——螺旋轴上所需的功率，千瓦；

$k$ ——功率备用系数，取 $k=1.2\sim 1.4$ ；

$Q$ ——输送量，吨/时；

$\omega_0$ ——物料的阻力系数，

煤粉 $\omega_0=1.2$ ，

块煤 $\omega_0=2.5$ ，

炉渣 $\omega_0=4.0$ ；

$L$ ——螺旋输送机水平投影长度，米；

$H$ ——螺旋输送机垂直投影高度，米；向上输送取正号，向下输送取负号，水平输送取零。

2. 驱动装置的额定功率按下式计算：

$$N = \frac{N_0}{\eta} \quad \text{千瓦} \quad (8-88)$$

式中  $N$ ——驱动装置的额定功率，千瓦；

$\eta$ ——驱动装置的总效率，在选用JJ型或JZ型驱动装置时，可取 $\eta=0.94$ 。

(四) 驱动装置的选择 在选择驱动装置时应维持如下关系：

$$\frac{N_0}{n} \leq \left[ \frac{N}{n} \right] \quad (8-89)$$

$$P \leq [P] \quad (8-90)$$

此处  $P$  为当螺旋机不采用联轴器与驱动装置相联，而采用皮带、链条等传动时，在螺旋输送机的螺旋轴上所加的总作用力。

各种螺旋直径的螺旋输送机，其许用千瓦转速比  $\left[ \frac{N}{n} \right]$  及许用悬臂载荷  $[P]$  的数值见表8-58。

$\left[ \frac{N}{n} \right]$  及  $[P]$  的数值表 表 8-58

螺旋直径(毫米)	150	200	250	300	400	500	600
$\left[ \frac{N}{n} \right]$ (千瓦/转/分)	0.013	0.030	0.060	0.100	0.250	0.480	0.850
$[P]$ (公斤)	210	370	580	800	1500	2400	3500

## 第九节 负压气力除灰

### 一、概 述

负压气力除灰有真空泵系统和蒸汽喷射器系统两种。由于蒸汽喷射器结构简单，制造维护较方便，加上蒸汽供应又便利，因此蒸汽喷射器负压气力除灰系统常被采用，它的系统见图8-8。其工作原理是：将蒸汽通入蒸汽喷射器，由于蒸汽喷射的作用，灰渣管内形成了负压（真空），空气便由管道的始端吸入并在管道内形成了高速气流。当渣块经碎渣机破碎后进入渣管或细灰进入灰管时，灰渣便随气流进入旋风分离器，在旋风分离器内，灰渣速度降低，加上离心力作用而被分离出来掉入灰渣斗。空气及少量未分离尽的细灰由分离器排出，经蒸汽喷射器随蒸汽一道排入烟道或烟囱。

### 二、部 件 简 介

（一）碎渣机 其作用是破碎炉渣，使进入输渣管的渣块颗粒不超过25~30毫米，以利于气力输送。常用的碎渣机为三辊式，见图8-48，其电动机功率为4.5千瓦，生产率为6~12吨/时。

（二）吸入喷口 常用的有立式和水平式两种。前者用于除灰，见图8-49。后者则可除灰、除渣两用，见图8-50。

（三）旋风分离器 常用的本体直径为2000毫米，见图8-51。它不仅起分离灰渣的作用，还可贮存一定量的灰渣。入口处内壁有衬板，磨损后可更换。器顶有两个防爆门。分离出的空气由顶部排出。旋风分离器的效率可达98%左右。

（四）蒸汽喷射器 它是蒸汽喷射式负压气力除灰系统的关键设备，有单喷嘴式和六喷嘴式等种。图8-52是六喷嘴式蒸汽喷射器，其性能比单喷嘴式的要优越得多。根据实验，这种喷射器当进汽参数为11表压、320°C时，能产生的真空度为3400毫米水柱，汽耗量

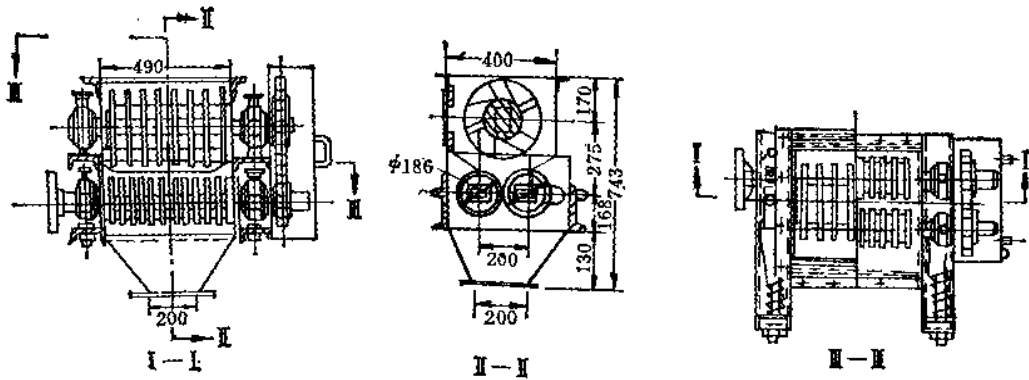


图 8-48 三辊式碎渣机

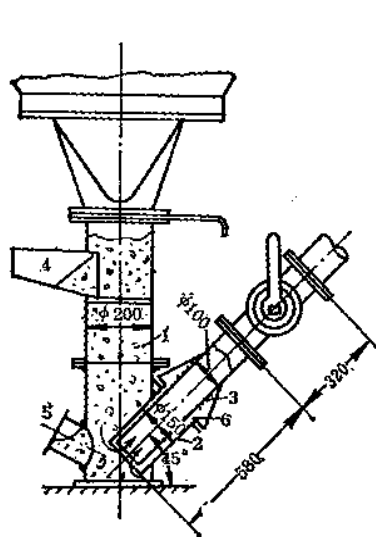


图 8-49 立式吸入喷嘴

1—放灰接管；2—出口接管；3—伸缩接管；4—手孔；  
5—手孔；6—空气入口

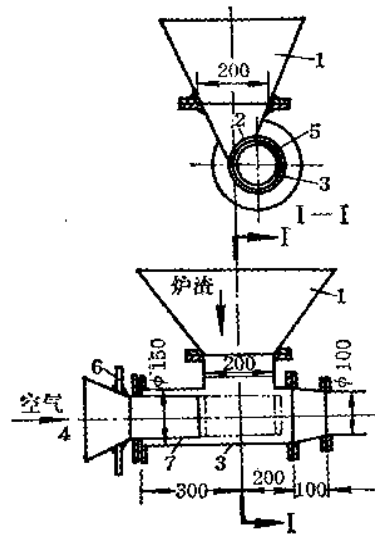


图 8-50 水平式吸入喷嘴

1—灰渣斗；2—灰渣入口；3—三通管；4—空气入口；  
5—扇形闸门；6—手柄；7—空气导管

为850公斤/时。

(五)管道和弯头 灰渣管通常采用厚壁铸铁管，以延长其使用年限，铸铁管的壁厚应 $\geq 9$ 毫米。弯头是最容易磨损的部件，常用的有带可卸板的铸铁弯头和带灰渣垫钢制弯头两种，见图8-53。带灰渣垫钢制弯头制造简单，检查和清理方便，缺点是阻力稍大些。

### 三、设计计算

(一)系统输送量的计算 在选择气力输送设备时，设备的最大小时输送量，应以每班产生的灰渣量在3~4小时内排除干净为前提，其余的4~5小时作为维护检修用。系统的最大小时输送量按下式计算：

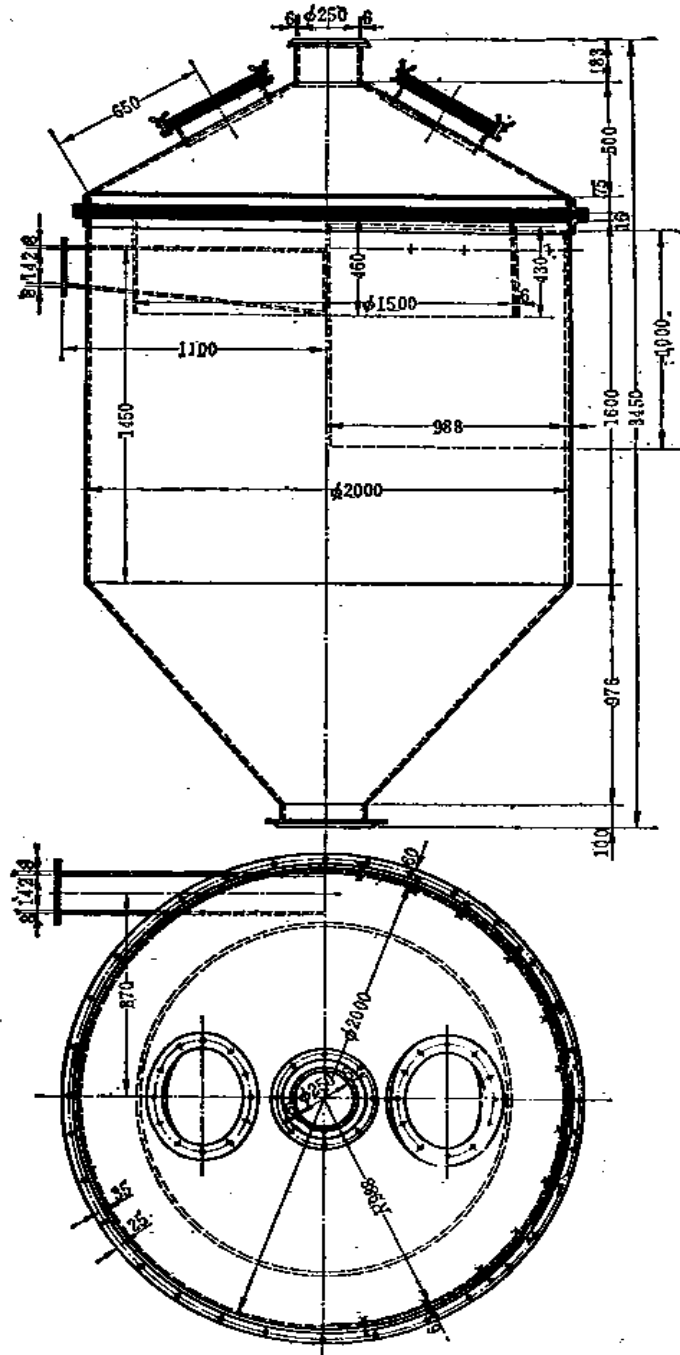


图 8-51 旋风分离器

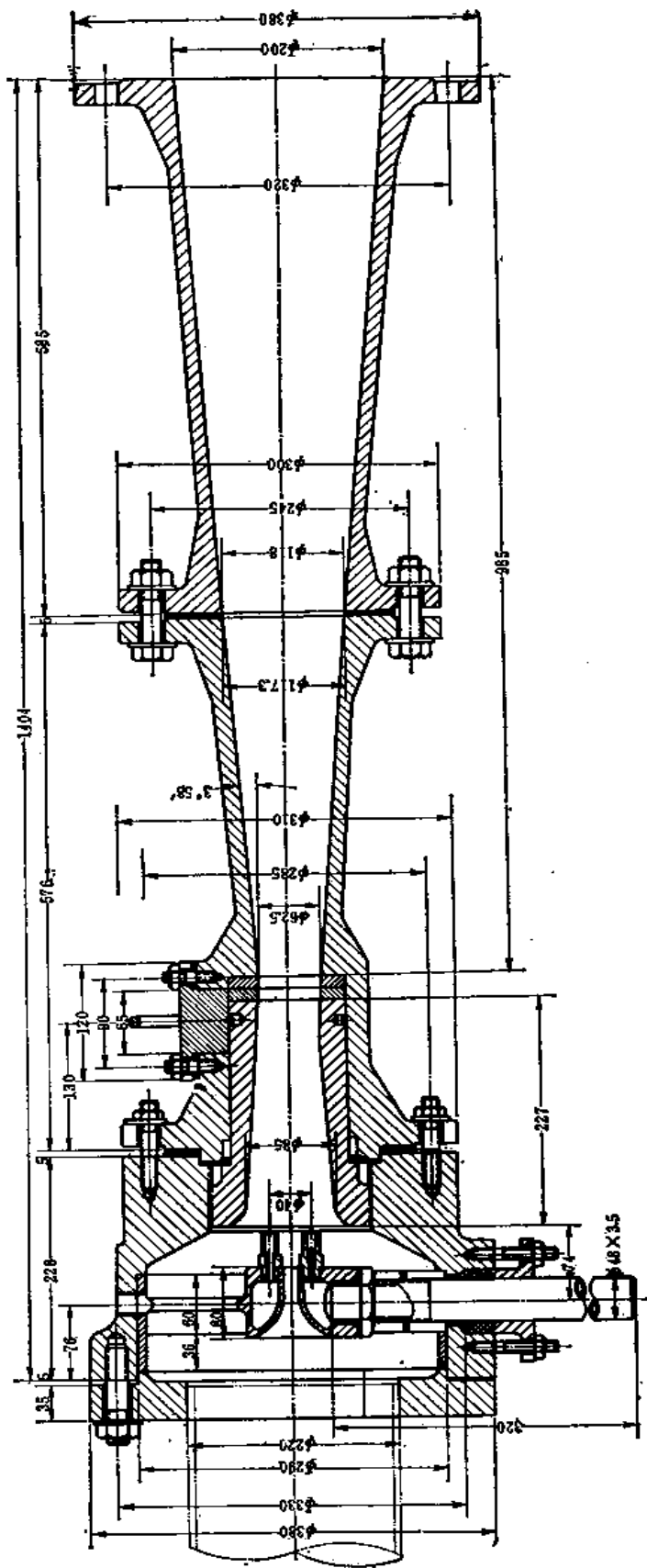


图 8-52 六喷嘴式蒸汽喷射器



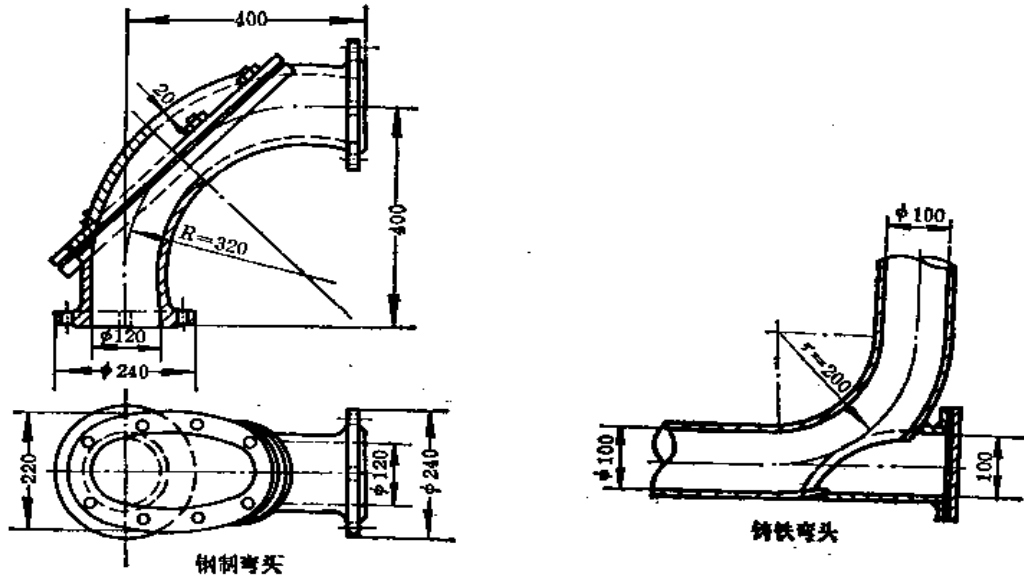


图 8-53 灰渣管弯头

$$G = \frac{8G_{A_2}}{m} \quad \text{公斤/时} \quad (8-91)$$

- 式中  $G$ ——系统的最大小时输送量，公斤/时；  
 $G_{A_2}$ ——锅炉满负荷运行时每小时产生的灰渣量，公斤/时；  
 $m$ ——气力除灰系统每班运行的时间，采用 3 ~ 4 小时。

(二) 灰渣浓度的计算

$$\mu = \frac{G}{G_K} \quad \text{公斤/公斤} \quad (8-92)$$

- 式中  $\mu$ ——灰渣浓度，公斤/公斤；  
 $G_K$ ——输送空气的重量，公斤/时；  
 一般灰和渣的浓度采用：灰为 8 ~ 15 公斤/公斤；渣为 3 ~ 7 公斤/公斤。

(三) 输送空气量的计算 输送空气量可根据采用的灰渣浓度来确定。

$$G_K = \frac{G}{\mu} \quad \text{公斤/时} \quad (8-93)$$

$$Q_0 = \frac{G_K}{\gamma_0} = \frac{G}{\mu \gamma_0} \quad \text{标准米}^3/\text{时} \quad (8-94)$$

- 式中  $Q_0$ ——输送空气的体积，标准米<sup>3</sup>/时；  
 $\gamma_0$ ——空气在标准状态下的容重，等于 1.293 公斤/标准米<sup>3</sup>。

(四) 空气和灰渣的混合物温度的计算

$$t = \frac{GC_{A_2}t_{A_2} + G_K C_K t_K}{GC_{A_2} + G_K C_K} \quad ^\circ\text{C} \quad (8-95)$$

- 式中  $t$ ——空气和灰渣的混合物温度， $^\circ\text{C}$ ；  
 $C_{A_2}$ ——灰渣比热，采用 0.18 大卡/公斤 $\cdot^\circ\text{C}$ ；  
 $t_{A_2}$ ——灰或渣的温度，渣的温度应根据渣在锅炉渣斗中的冷却程度来定，一般在渣斗处为 100 ~ 200 $^\circ\text{C}$ ；空气预热器和除尘器下部灰斗中的灰的温度，当排烟温度

为160~180°C时, 采用120°C;

$C_k$ ——空气比热, 采用0.24大卡/公斤·°C;

$t_k$ ——空气温度, 一般采用20°C。

(五) 管内空气的流速的计算 气力输送灰渣时, 在管道中必须保持的空气流速应根据灰渣的最大颗粒尺寸来选择。灰的最大颗粒尺寸一般不超过1毫米。气力输送渣时, 必须装设碎渣机, 经破碎后的渣块尺寸最大不超过25~30毫米。

悬浮的灰渣颗粒, 在自由状态下的沉降速度按下式计算:

$$V_{As} = \sqrt{\frac{4gd_{As}\gamma_{As}}{3\psi\gamma_k}} \text{ 米/秒} \quad (8-96a)$$

式中  $V_{As}$ ——灰渣在自由状态下的沉降速度, 米/秒;

$g$ ——重力加速度等于9.81米/秒<sup>2</sup>;

$d_{As}$ ——灰或渣的最大颗粒直径, 米;

$\gamma_{As}$ ——灰或渣的容重, 公斤/米<sup>3</sup>;

$\gamma_k$ ——空气在管道中工作温度时的容重, 公斤/米<sup>3</sup>;

$\psi$ ——阻力系数, 对于近似球体的灰粒 $\psi=0.4$ , 对于一般不呈球形的渣块 $\psi=0.64$ 。

上式适用于自由状态, 但在气力输送管道中, 因受管内条件的限制, 实际的沉降速度需按下式计算:

$$V'_{As} = V_{As} \left(1 - \frac{d_{As}}{D}\right) \text{ 米/秒} \quad (8-96b)$$

式中  $V'_{As}$ ——灰渣在管内实际的沉降速度, 米/秒;

$D$ ——灰渣管的内径, 米。

为了保证管内灰渣的稳定输送, 管内空气需要的最低流速应按下式计算:

$$V_{min} = 1.1V'_{As} = 1.1 \left(1 - \frac{d_{As}}{D}\right) \sqrt{\frac{4gd_{As}\gamma_{As}}{3\psi\gamma_k}} \quad (8-97)$$

输送灰渣的空气速度应等于或大于上式求得的数值。在系统始端的空气初速度, 一般采用下列数值: 输送灰约为5~6米/秒, 输送渣约为22~28米/秒。

(六) 灰渣管直径的计算

$$D = \sqrt{\frac{4Q_k}{3600\pi V_k}} \text{ 米} \quad (8-98)$$

式中  $D$ ——灰渣管直径, 米;

$Q_k$ ——工作温度下的空气量, 米<sup>3</sup>/时;

$V_k$ ——系统始端空气的初速度, 米/秒。

(七) 系统的阻力计算 常用的计算方法有两种: 一种是以平均的容重和速度代入阻力计算公式来计算; 另一种则是分别以系统的始端和末端的容重和速度代入阻力计算公式, 算出两个不同的阻力值, 最后取其平均值作为系统的阻力计算结果。不论采用哪种计算方法, 所分的段数愈多, 则理论计算愈接近于实际情况。为了减少计算工作量, 一般根据系统的实际情况分为数段计算即可。

1. 第一种计算方法:

(1) 空气在第一段灰渣管道始端的速度 $V_1$

$$V_1 = \frac{4(273+t)Q_0 P_0}{3600\pi D^2 P_1 T_0} \text{ 米/秒} \quad (8-99)$$

式中  $P_0$ ——空气在标准状态下的压力，等于760毫米汞柱；  
 $T_0$ ——空气在标准状态下的绝对温度，等于273°C；  
 $P_1$ ——空气的起始压力，可取为当地大气压，毫米汞柱。

(2) 空气在第一段灰渣管道始端的容重  $\gamma_1$

$$\gamma_1 = \frac{\gamma_0 P_1 T_0}{P_0 (273+t)} \text{ 公斤/米}^3 \quad (8-100)$$

(3) 假定第一段管道的阻力损失为  $H_1$  毫米水柱，则第一段管道末端的真空  $P_2$  为：

$$P_2 = P_1 - \frac{H_1}{13.6} \text{ 毫米汞柱} \quad (8-101)$$

(4) 空气在第一段管道末端的速度  $V_2$

$$V_2 = \frac{4(273+t)P_0 Q_0}{3600\pi D^2 P_2 T_0} \text{ 米/秒} \quad (8-102)$$

(5) 空气在第一段管道末端的容重  $\gamma_2$

$$\gamma_2 = \frac{\gamma_0 P_2 T_0}{P_0 (273+t)} \text{ 公斤/米}^3 \quad (8-103)$$

(6) 空气在第一段管道中的平均速度  $V_{1P}$  和平均容重  $\gamma_{1P}$

$$V_{1P} = \frac{V_1 + V_2}{2} \text{ 米/秒} \quad (8-104)$$

$$\gamma_{1P} = \frac{\gamma_1 + \gamma_2}{2} \text{ 公斤/米}^3 \quad (8-105)$$

将此平均速度和平均容重代入阻力计算公式，算出第一段管道的阻力，此阻力数值一般允许与假定的阻力  $H_1$  有1.5%的误差。如果算出的阻力数值与假定的阻力  $H_1$  相差较大时，则应重新假定  $H_1$  再进行计算，直至二者的误差在允许的范围为止。依照同样的方法可以算出第二段、第三段的阻力损失，直至系统计算完毕。

2. 第二种计算方法：先以系统始端的空气速度和容重为依据，代入阻力计算公式算出第一段管道的阻力，然后用下式计算第一段管道末端的空气速度和容重。

$$\gamma_2 = \frac{\gamma_1 \left( P_1 - \frac{H_1}{13.6} \right)}{P_1} \text{ 公斤/米}^3 \quad (8-106)$$

$$V_2 = \frac{V_1 \gamma_1}{\gamma_2} \text{ 米/秒} \quad (8-107)$$

式中  $\gamma_1$  和  $\gamma_2$  分别为第一段管道始端和末端的空气容重，公斤/米<sup>3</sup>；

$V_1$  和  $V_2$  分别为第一段管道始端和末端的空气速度，米/秒；

$H_1$ ——以始端参数为依据求得的第一段管道的阻力，毫米水柱；

$P_1$ ——当地大气压，毫米汞柱。

将求得的  $\gamma_2$  和  $V_2$  代入阻力计算公式，可得到另一个阻力值  $H_2$ ，则第一段管道的平均阻力  $H_{1P}$  为：

$$H_{1P} = \frac{H_1 + H_2}{2} \text{ 毫米水柱} \quad (8-108)$$

用同样的方法可计算第二段、第三段，直到系统计算完毕。

3. 阻力计算公式 灰渣管道和附件的阻力计算, 与纯空气的阻力计算方法一样, 只是在阻力系数中考虑了因输送灰渣而增加的附加阻力系数。

(1) 吸入喷口的压力损失  $\Delta P_s$

$$\Delta P_s = \xi_s \frac{V_s^2}{2g} \gamma_s \quad \text{毫米水柱} \quad (8-109)$$

式中  $V_s$ ——吸入口处的空气速度, 当空气温度为  $20^\circ\text{C}$  时, 按下式计算,

$$V_s = \frac{4Q_s P_s \times (273+20)}{3600 \times 273 \pi D_s^2 P_1} \quad \text{米/秒} \quad (8-110)$$

$D_s$ ——吸入口直径, 米;

$\gamma_s$ ——吸入口处的空气容重, 当空气温度为  $20^\circ\text{C}$  时, 按下式计算,

$$\gamma_s = \frac{273 \gamma_0 P_1}{(273+20) P_s} \quad \text{公斤/米}^3 \quad (8-111)$$

$\xi_s$ ——吸入口的阻力系数;

$$\xi_s = \frac{480000 + 82000\mu}{\text{Re}} \quad (8-112)$$

$$\text{雷诺数 Re} = \frac{V_s D_s}{\nu} \quad (8-113)$$

$\mu$ ——灰渣浓度, 公斤/公斤;

$\nu$ ——运动粘度, 它本来与压力、温度都有关系, 但对于一个大气压下的负压气力除灰系统, 运动粘度与压力的关系可按不变考虑, 其与温度的关系见表 8-59。

运 动 粘 度

表 8-59

温 度 ( $^\circ\text{C}$ )	0	10	20	40	60	80	100	120	140
$\nu \times 10^6$ (米 <sup>2</sup> /秒)	13.7	14.7	15.7	17.6	19.5	21.7	23.78	26.2	28.45

(2) 水平管道的压力损失  $\Delta P_s$

$$\Delta P_s = \lambda \frac{L_s}{D} \frac{V_p^2 \gamma_p}{2g} (1 + K_s \mu) \quad \text{毫米水柱} \quad (8-114)$$

式中  $L_s$ ——水平管道的长度, 米;

$D$ ——管道内径, 米;

$V_p$ ——空气的平均速度, 米/秒;

$\gamma_p$ ——空气的平均容重, 公斤/米<sup>3</sup>;

$\lambda$ ——摩擦系数, 在气力输送灰渣时, 空气与灰渣的混合物在管道中的流动均成紊流状态, 因此

$$\lambda = \left( \frac{0.55}{\lg \frac{\text{Re}}{8}} \right)^2 \quad (8-115)$$

$$\text{Re} = \frac{V_p D}{\nu} \quad (8-116)$$

$K_s$ ——附加系数,

$$K_s = A \frac{\lg(D^2 d_p) - 1.86}{1.15} \quad (8-117)$$

$A$ ——系数，对于渣等于0.42，对于灰等于0.3；

$d_p$ ——灰渣颗粒的平均直径，对于灰采用0.3~0.5毫米，对于渣采用4~6毫米。

(3) 垂直管道的压力损失  $\Delta P_s$ 。

$$\Delta P_s = \lambda \frac{L_s}{D} \frac{V_s^2 \gamma_p}{2g} (1 + K_s \mu) \quad \text{毫米水柱} \quad (8-118)$$

式中  $L_s$ ——垂直管道长度，米；

$K_s$ ——附加阻力系数，采用  $K_s = 1.1 K_{s0}$ 。

(4) 水平管道始端灰渣颗粒的加速压力损失  $\Delta P_i$ 。

$$\Delta P_i = (\xi_i + K_{i\mu}) \frac{V_i^2 \gamma_p}{2g} \quad \text{毫米水柱} \quad (8-119)$$

式中  $\xi_i$ ——阻力系数，等于0.55；

$K_{i\mu}$ ——附加系数，对于灰  $K_{i\mu} = 2.1$ ，对于渣  $K_{i\mu} = 1.14$ 。

此加速损失在水平管道每一个弯头后均需加以计算。上式适用于带灰渣垫的弯头，如系普通的金属弯头，则加速损失为上式计算值的一半。

(5) 灰渣管道弯头的压力损失  $\Delta P_w$ 。

$$\Delta P_w = \xi_w \frac{V_w^2 \gamma_p}{2g} (1 + K_w \mu) \quad \text{毫米水柱} \quad (8-120)$$

式中  $\xi_w = 0.5$ ；

$K_w = 2.3$ 。

(6) 由水平管段转到垂直管段的压力损失  $\Delta P_{s1}$ 。

$$\Delta P_{s1} = \xi_{s1} \frac{V_{s1}^2 \gamma_p}{2g} (1 + K_{s1\mu}) \quad \text{毫米水柱} \quad (8-121)$$

式中  $\xi_{s1} = 0.15$ ；

$K_{s1\mu} = 5$ 。

(7) 由垂直管段转到水平管段的压力损失  $\Delta P_{s2}$ 。

$$\Delta P_{s2} = \xi_{s2} \frac{V_{s2}^2 \gamma_p}{2g} (1 + K_{s2\mu}) \quad \text{毫米水柱} \quad (8-122)$$

式中  $\xi_{s2} = 0.15$ ；

$K_{s2\mu} = 2$ 。

(8) 提升灰渣颗粒的压力损失  $\Delta P_i$ 。

$$\Delta P_i = \mu \gamma_p H \quad \text{毫米水柱} \quad (8-123)$$

式中  $H$ ——灰渣的提升高度，米。

(9) 在旋风分离器中的压力损失  $\Delta P_f$ 。

$$\Delta P_f = \xi_f \frac{V_f^2 \gamma_f}{2g} \quad \text{毫米水柱} \quad (8-124)$$

式中  $\xi_f = 1.15$ ；

$V_f$ ——旋风分离器入口处空气的速度，米/秒；

$\gamma_f$ ——旋风分离器入口处空气的容重，公斤/米<sup>3</sup>。

(10) 其他附件等阻力 在气力除灰系统中的旋塞、三通、大小头等，一般为数不

多，可以不一一计算，为了对这部分未估计到的阻力加以考虑，以及使系统留有一定的富裕量，可以将计算出的系统总阻力增加10~15%来选择设备。

(11) 系统的总阻力 $\Sigma\Delta P$

$$\Sigma\Delta P = 1.1 \sim 1.15 (\Delta P_{\bullet} + \Delta P_{\text{f}} + \Delta P_{\text{e}} + \Delta P_{\text{f}} + \Delta P_{\text{w}} + \Delta P_{\text{v}} + \Delta P_{\text{v}} + \Delta P_{\text{v}} + \Delta P_{\text{v}}) \text{ 毫米水柱} \quad (8-125)$$

蒸汽喷射器工作时产生的真空应 $\geq \Sigma\Delta P$ 。

## 第十节 低压水力除灰

低压水力除灰的计算包括以下内容：确定排渣槽和冲灰器的运行方式；计算冲灰渣所需要的水量；灰渣沟的计算及灰渣池的计算等。

### 一、排渣槽和冲灰器运行方式的确定

排渣槽和冲灰器的运行方式，是指排渣槽和冲灰器的冲洗周期、冲洗时间和同时运行的个数等。其运行方式主要由排渣槽和冲灰器的出力来决定，同时也要考虑运行的方便，一般每班冲洗一、二次或三次。

(一) 排渣槽运行方式的确定

1. 每台锅炉排入每个排渣槽的渣量由下式决定：

$$G_z^0 = \frac{G_{\text{z}}}{a_{\text{z}}} \quad \text{吨/时} \quad (8-126)$$

式中  $G_z^0$ ——每台锅炉排入每个排渣槽的渣量，吨/时；

$G_{\text{z}}$ ——每台锅炉排出之最大渣量，吨/时；

$a_{\text{z}}$ ——每台锅炉的排渣槽数，个。

2. 排渣周期由下式决定：

$$T_z \leq \frac{\phi_z V_{\text{zs}} \gamma_z^{\text{z}}}{G_z^0} \quad \text{时} \quad (8-127)$$

式中  $\phi_z$ ——排渣槽的充满系数，一般为0.8；

$V_{\text{zs}}$ ——排渣槽的有效容积，米<sup>3</sup>/个；

$\gamma_z^{\text{z}}$ ——渣的堆积比重，可取0.85~1吨/米<sup>3</sup>；

$T_z$ ——排渣周期，一般选用2~ $\frac{2}{3}$ 、4、8小时。

3. 排渣冲洗时间由下式决定：

$$t_1^{\text{z}} = \frac{G_z^0 T_z}{G_{\text{zs}}} \quad \text{时} \quad (8-128)$$

式中  $t_1^{\text{z}}$ ——排渣冲洗时间，时；

$G_{\text{zs}}$ ——排渣槽出力，吨/时。

4. 同时冲洗排渣槽数由下式决定：

$$M_z > \frac{N_z (t_1^{\text{z}} + t_2^{\text{z}})}{T_z} \quad \text{个} \quad (8-129)$$

式中  $N_z$ ——全部排渣槽数，个；

$t_2^z$ ——辅助操作时间，指一个排渣槽冲完到另一个排渣槽开始之间所需要的走路及操作阀门等时间，一般取0.08小时；

$M_z$ ——同时冲洗排渣槽数，应将计算结果圆整为整数，个。

5. 一个周期内连续进行冲洗的排渣槽组数由下式决定：

$$n_z = \frac{N_z}{M_z} \quad \text{组} \quad (8-130)$$

6. 冲洗全部排渣槽需要的时间由下式决定：

$$\Sigma t^z = n_z(t_1^z + t_2^z) + t_3^z \quad \text{时} \quad (8-131)$$

式中  $t_3^z$ ——富裕时间，一般应不小于1小时。

全部冲洗时间不得大于排渣周期。

7. 单位时间内实际排入排渣设备的渣量由下式决定：

$$g_z = M_z G_{pz} \quad \text{吨/时} \quad (8-132)$$

(二) 冲灰器运行方式的确定

1. 每台锅炉排入每个灰斗的灰量由下式决定：

$$G_1^g = \frac{G_A}{a_A} \quad \text{吨/时} \quad (8-133)$$

式中  $G_1^g$ ——每台锅炉排入每个灰斗的灰量，吨/时；

$G_A$ ——每台锅炉排出的最大灰量，吨/时；

$a_A$ ——每台锅炉的灰斗数，个。

2. 冲灰周期由下式决定：

$$T_A \leq \frac{\phi_A V_{Ad} \gamma_A^d}{G_1^g} \quad \text{时} \quad (8-134)$$

式中  $\phi_A$ ——灰斗充满系数，一般为0.9；

$V_{Ad}$ ——灰斗的有效容积，按灰斗计算存灰容积的80%考虑（留20%的富裕量），米<sup>3</sup>/个；

$\gamma_A^d$ ——灰的堆积比重，可取0.6~0.7吨/米<sup>3</sup>；

$T_A$ ——冲灰周期，时。

3. 除灰冲洗时间由下式决定：

$$t_1^z = \frac{G_1^g T_A}{G_{ca}} \quad \text{时} \quad (8-135)$$

式中  $t_1^z$ ——冲洗时间，时；

$G_{ca}$ ——冲灰器的出力，吨/时。

4. 同时冲洗冲灰器个数由下式决定：

$$M_A > \frac{N_A(t_1^z + t_2^z)}{T_A} \quad \text{个} \quad (8-136)$$

式中  $N_A$ ——全部冲灰器数，个；

$t_2^z$ ——辅助操作时间，一般取0.08小时；

$M_A$ ——同时冲洗冲灰器的个数，应将计算结果圆整为整数，个。

5. 一个周期内连续进行冲洗的冲灰器的组数由下式决定：

$$n_A = \frac{N_A}{M_A} \quad \text{组} \quad (8-137)$$

6. 冲洗全部冲灰器需要的时间由下式决定:

$$\Sigma t^{\Delta} = n_{\Delta}(t_1^{\Delta} + t_2^{\Delta}) + t_3^{\Delta} \quad \text{时} \quad (8-138)$$

式中  $t_1^{\Delta}$ ——富裕时间, 一般不应小于1小时。

全部冲洗时间不得大于冲灰周期。

7. 单位时间内实际排入排灰设备的灰量由下式决定:

$$g_{\Delta} = M_{\Delta} G_{c\Delta} \quad \text{吨/时} \quad (8-139)$$

## 二、耗水量的计算

(一) 冲渣水量的计算 冲渣水量包括排渣槽的熄火喷嘴、冲渣喷嘴和渣沟内激流喷嘴三部分的排水量。

1. 熄火喷嘴的耗水量由下式决定:

$$Q_{\Delta} = nmf\rho\sqrt{2gH_{\Delta}} \times 3600 \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-140)$$

式中  $Q_{\Delta}$ ——熄火喷嘴的耗水量, 米<sup>3</sup>/时;

$n$ ——淋水头数, 个;

$m$ ——淋水头上开孔数, 个;

$f$ ——每个孔的截面积, 米<sup>2</sup>;

$\rho$ ——流量系数, 采用0.65;

$H_{\Delta}$ ——熄火水压, 一般采用15~20米水柱。

2. 冲渣(激流)喷嘴的耗水量由下式决定:

$$Q_{cz}(Q_j) = \rho f \sqrt{2gH_{cz}} \times 3600 \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-141)$$

式中  $Q_{cz}(Q_j)$ ——冲渣(激流)喷嘴的耗水量, 米<sup>3</sup>/时;

$\rho$ ——流量系数, 可按表8-60选用;

$f$ ——喷嘴最小截面积, 米<sup>2</sup>;

$H_{cz}$ ——冲洗水压头, 一般取30~80米水柱。

流量系数  $\rho$  值表

表 8-60

喷嘴直径(毫米)	8	10~16	18	20~22
流量系数 $\rho$	0.7	0.75	0.8	0.85

对于激流喷嘴, 直径一般取为10、12、14毫米。冲渣喷嘴根据排渣槽出力选定。若已知喷嘴直径和水压, 也可根据图8-54查出 $Q_{cz}$ 及 $Q_j$ 。

3. 排入排渣设备全部冲渣水量由下式决定:

$$Q_{\Delta}^{\Sigma} = (1-b)n_1 Q_{\Delta} + M_2 Q_{cz} + \Sigma Q_j \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-142)$$

式中  $Q_{\Delta}^{\Sigma}$ ——全部冲渣水量, 米<sup>3</sup>/时;

$b$ ——熄火水蒸发系数, 可取0.15~0.2;

$n_1$ ——运行锅炉台数, 台;

$\Sigma Q_j$ ——冲渣系统中运行的激流喷嘴的总耗水量, 米<sup>3</sup>/时。

(二) 冲灰水量的计算 冲灰水量包括冲灰器的排水量和灰沟中运行的激流喷嘴的排



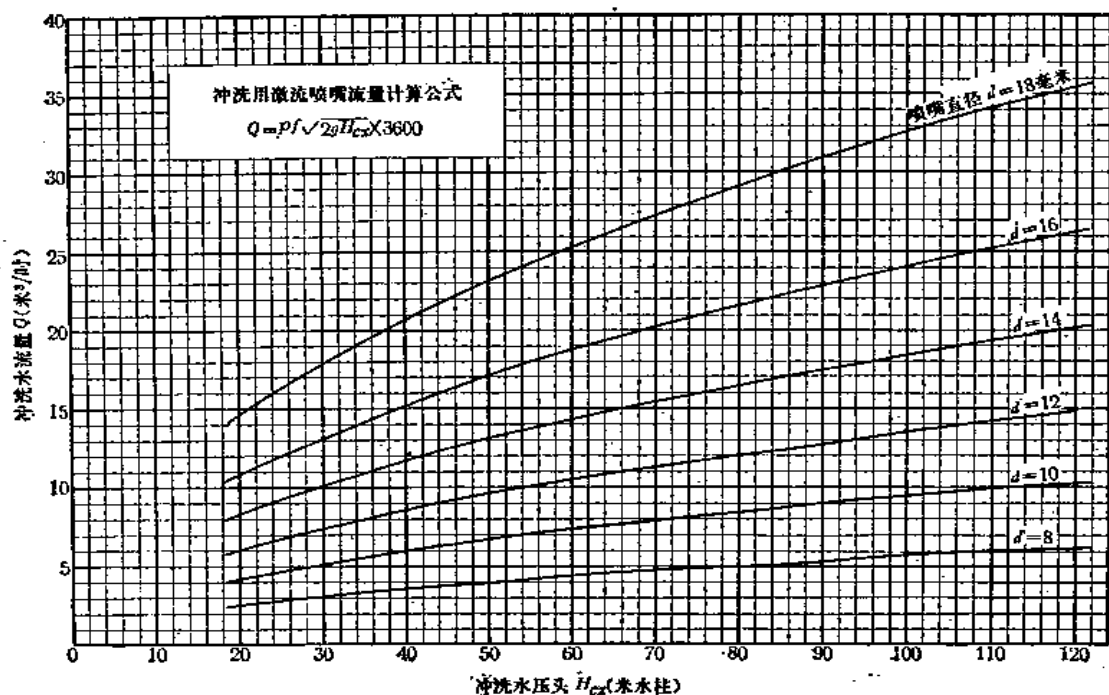


图 8-54 冲渣(激流)喷嘴耗水量计算曲线图

水量。当采用水膜除尘器时，还应将其排水量计入。

1. 水膜除尘器的排水量由下式决定：

$$Q_{sm} = (1-b)Q'_{sm} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-143)$$

式中  $Q_{sm}$ ——水膜除尘器的排水量，米<sup>3</sup>/时；

$b$ ——蒸发系数，可取0.15~0.2；

$Q'_{sm}$ ——水膜除尘器本体的耗水量，可按本体喷嘴直径和水压进行计算，米<sup>3</sup>/时。

2. 排入排灰设备全部冲灰水量由下式决定：

$$Q'_{ca} = M_A Q_{ca} + M_A Q_{sm} + \Sigma Q, \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-144)$$

式中  $Q'_{ca}$ ——全部冲灰水量，米<sup>3</sup>/时；

$M_A$ ——除尘器、冲灰器同时运行的个数；

$Q_{ca}$ ——冲灰器的耗水量，米<sup>3</sup>/时；

$\Sigma Q$ ——冲灰系统中运行激流喷嘴的总耗水量，米<sup>3</sup>/时。

### 三、灰(渣)沟的计算

(一) 灰(渣)沟的选择 灰(渣)沟的选择是根据灰(渣)水混合物流量及灰(渣)沟坡度而选定的。在粗略进行灰(渣)自流条件的核算时可查图8-55~图8-58(其镶板粗糙系数按玄武岩考虑)，应使流体深度不大于灰(渣)沟的镶板半径 $R_0$ 。

1. 灰(渣)沟坡度的选择

灰沟为1~1.5%；渣沟为2~2.5%。

2. 渣沟中混合物流量的计算

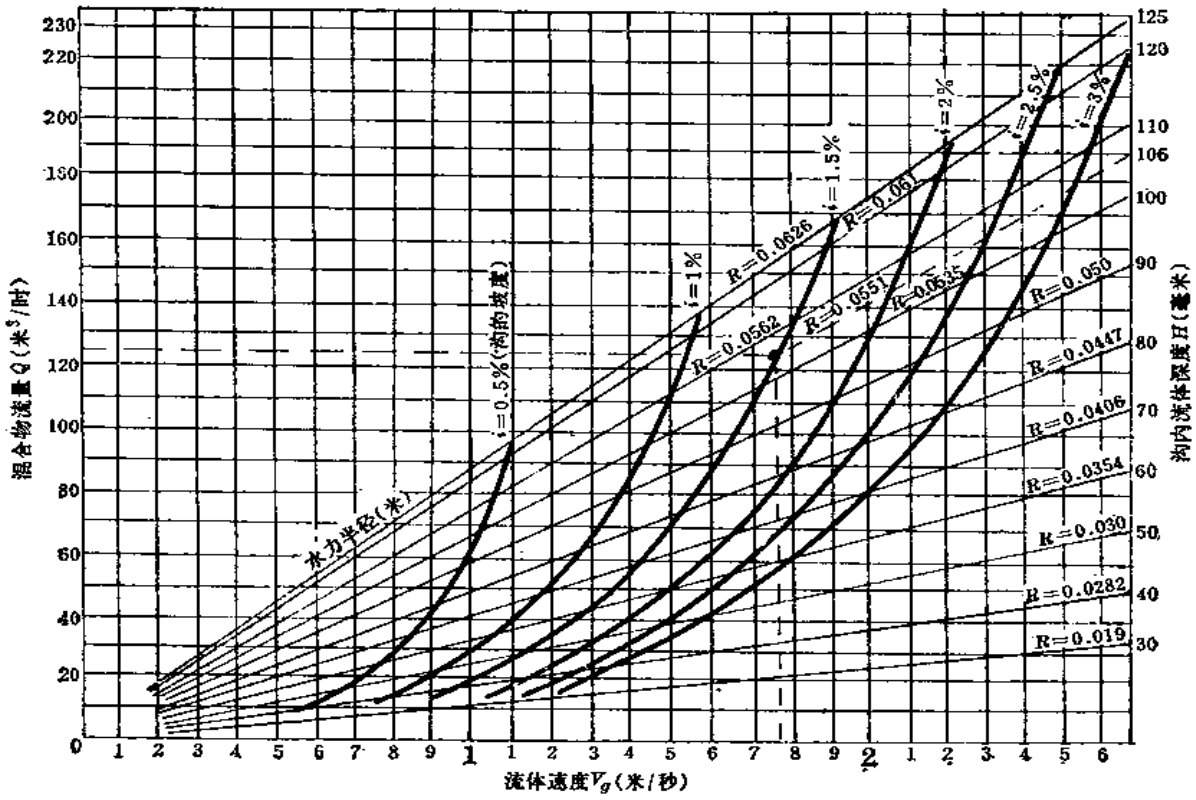


图 8-55 计算灰渣沟的线算图 (镶板的通称半径  $R_0=125$  毫米)

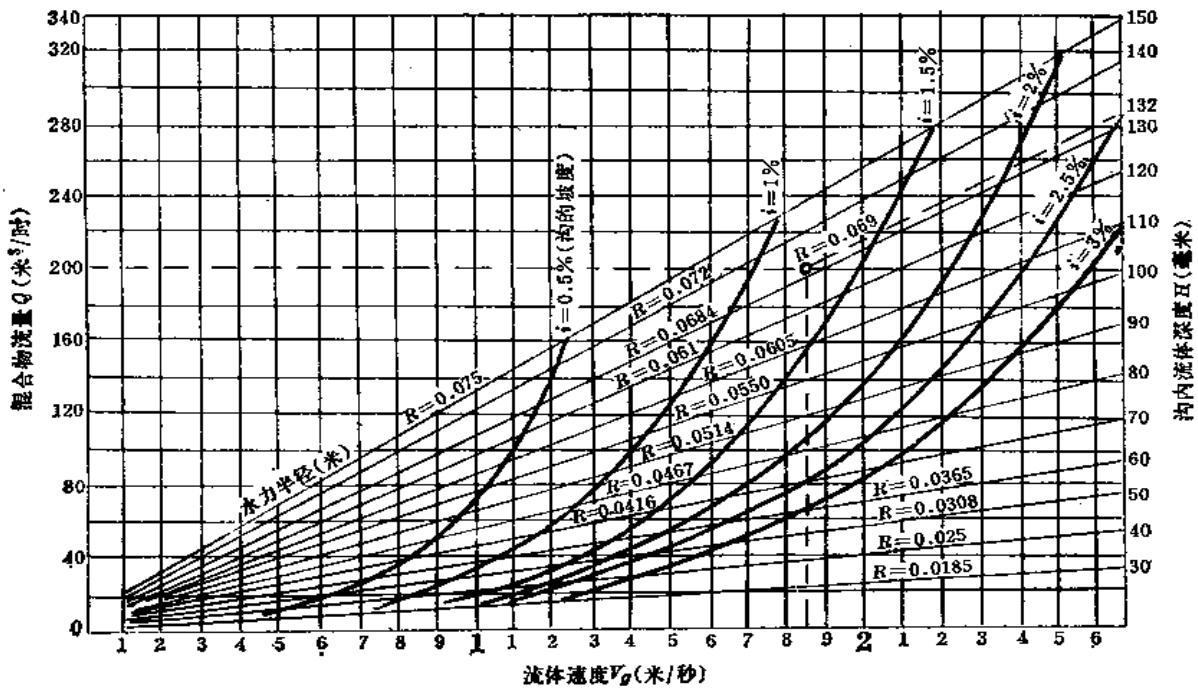


图 8-56 计算灰渣沟的线算图 (镶板的通称半径  $R_0=150$  毫米)

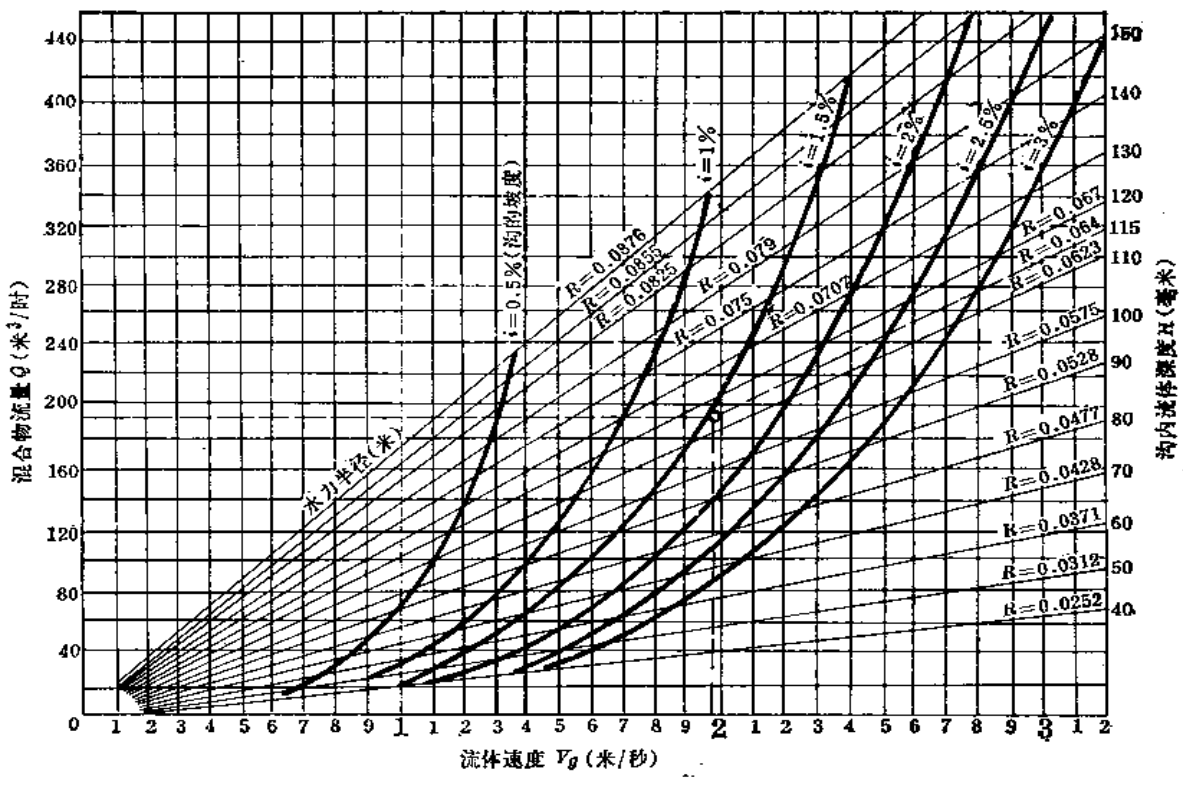


图 8-57 计算灰渣沟的线算图 (镶板的通称半径  $R_0=175$  毫米)

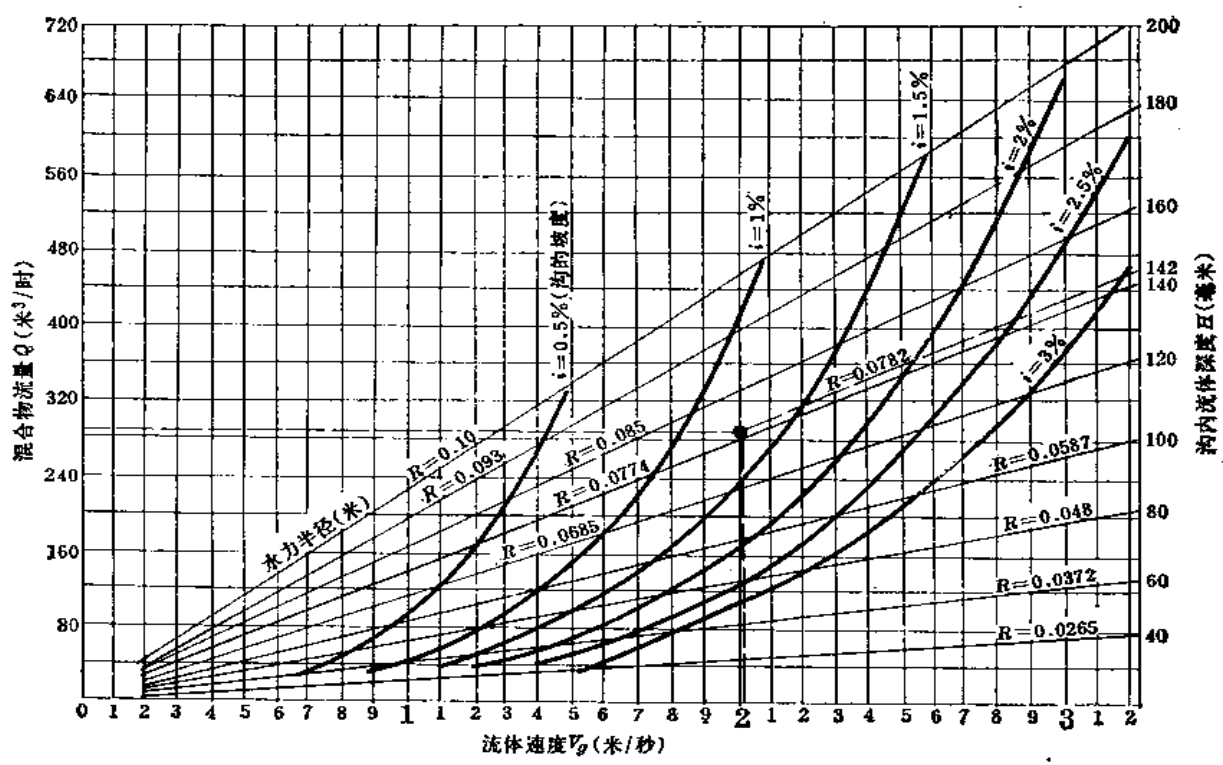


图 8-58 计算灰渣沟的线算图 (镶板的通称半径  $R_0=200$  毫米)

$$Q_{zs} = \frac{g_z}{\gamma_z} + Q_{zs}^i \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-145)$$

式中  $Q_{zs}$ ——渣沟中混合物的流量，米<sup>3</sup>/时；  
 $\gamma_z$ ——渣的真实比重，可取2.2~2.4吨/米<sup>3</sup>。

### 3. 灰沟中混合物流量的计算

$$Q_{as} = \frac{g_a}{\gamma_a} + Q_{as}^i \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-146)$$

式中  $Q_{as}$ ——灰沟中混合物的流量，米<sup>3</sup>/时；  
 $\gamma_a$ ——灰的真实比重，可取2.0~2.2吨/米<sup>3</sup>。

### 4. 灰渣总沟中混合物流量的计算

$$Q_{aszs} = Q_{zs} + Q_{as} + \Sigma Q_i \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-147)$$

式中  $Q_{aszs}$ ——灰渣总沟中混合物的流量，米<sup>3</sup>/时；  
 $\Sigma Q_i$ ——灰渣总沟中激流喷嘴总耗水量，米<sup>3</sup>/时。

当计算灰（渣）沟中混合物流量时，应使排灰（渣）设备出口的水灰（渣）比值满足下列数值的要求，若水量不足可用激流喷嘴的个数或直径来调整。

- 水灰混合物比值为7~10米<sup>3</sup>（水）/吨（灰）
- 水渣混合物比值为15~20米<sup>3</sup>（水）/吨（渣）
- 水灰渣混合物比值为10~15米<sup>3</sup>（水）/吨（灰渣）

### 5. 灰（渣）沟中混合物流速的选择

输送细灰时不小于1.2米/秒；输送固态炉渣时不小于1.6米/秒。

#### （二）灰（渣）沟自流条件核算

##### 1. 流体（混合物）面宽度 $a$ 的计算

$$a = 2\sqrt{R_0^2 - (R_0 - H)^2} \quad \text{米} \quad (8-148)$$

式中  $R_0$ ——灰（渣）沟镶板半径，米；  
 $H$ ——流体（混合物）深度，米。

##### 2. $R_0$ 与流体面间所形成的圆心角 $\phi_0$ 的计算

$$\phi_0 = 2\cos^{-1}\left(\frac{R_0 - H}{R_0}\right) \quad (8-149)$$

##### 3. 润湿周长 $L$ 的计算

$$L = \frac{\pi R_0 \phi_0}{180} \quad \text{米} \quad (8-150)$$

##### 4. 流体（混合物）断面积 $F$ 的计算

$$F = \frac{R_0(L - a) + aH}{2} \quad \text{米}^2 \quad (8-151)$$

##### 5. 水力半径 $R$ 的计算

$$R = \frac{F}{L} \quad \text{米} \quad (8-152)$$

##### 6. 流体（混合物）在灰（渣）沟中的流速 $V_g$ 的计算

$$V_g = \frac{1}{n} R^{2/3} i^{1/2} \quad \text{米/秒} \quad (8-153)$$

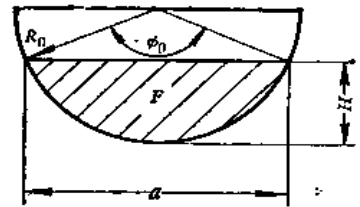


图 8-59 灰（渣）沟断面示意图

式中  $n$  ——灰(渣)沟镶板的粗糙系数, 玄武岩取0.01, 铸铁取0.013;  
 $i$  ——灰(渣)沟坡度。

在自流情况下, 核算结果 $V_s$ 不应小于下列数值:

- 输送细灰        1.2米/秒
- 输送固态炉渣   1.6米/秒

7. 在半径为 $R_s$ 的灰(渣)沟中混合物的流量 $Q'_{s.s.}$ 的计算

$$Q'_{s.s.} = 3600 F V_s \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (8-154)$$

核算结果 $Q'_{s.s.}$ 值应接近实际混合物流量。

#### 四、灰渣池尺寸的确定

灰渣池有圆形和长方形两种, 圆形的结构强度较高, 长方形的沉淀效果比较好, 一般采用长方形的居多。长方形的灰渣池一般分三格: 沉渣池、过滤池、清水池, 其三者之间的布置型式可参见图8-60和图8-61。

沉渣池的容积, 可按存放1~2昼夜的灰渣量来考虑, 其堆满系数一般取0.5~0.7, 灰渣层上面的水封层一般取300~500毫米。

对于层燃炉, 渣块比较大, 沉淀比较快, 沉渣池的长度一般取5~6米。对于煤粉炉, 渣块比较小, 沉淀比较慢, 沉渣池的长度一般不小于12~15米。沉渣

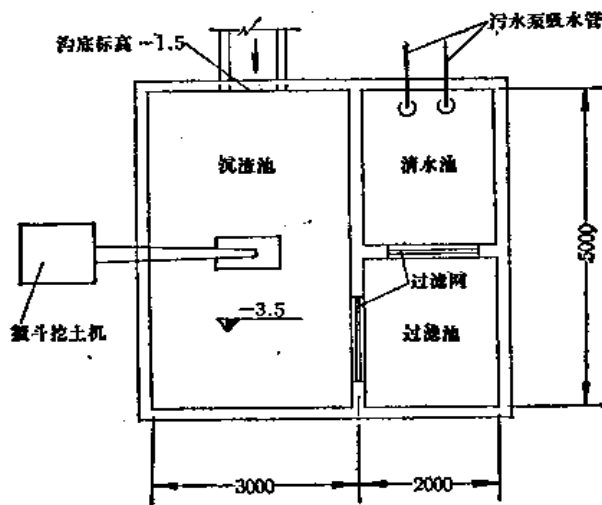


图 8-60 三台4吨/时层燃锅炉之灰渣池

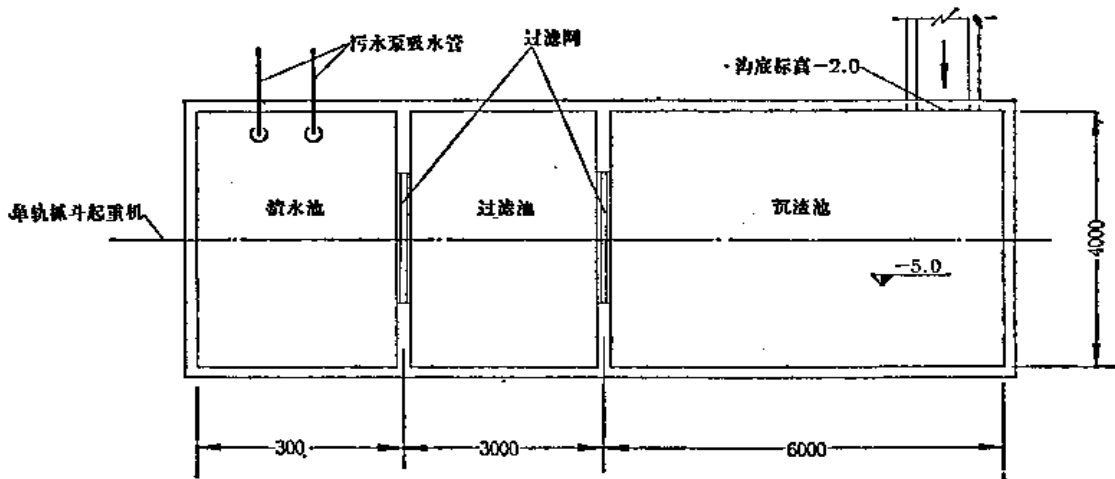


图 8-61 三台10吨/时层燃锅炉之灰渣池

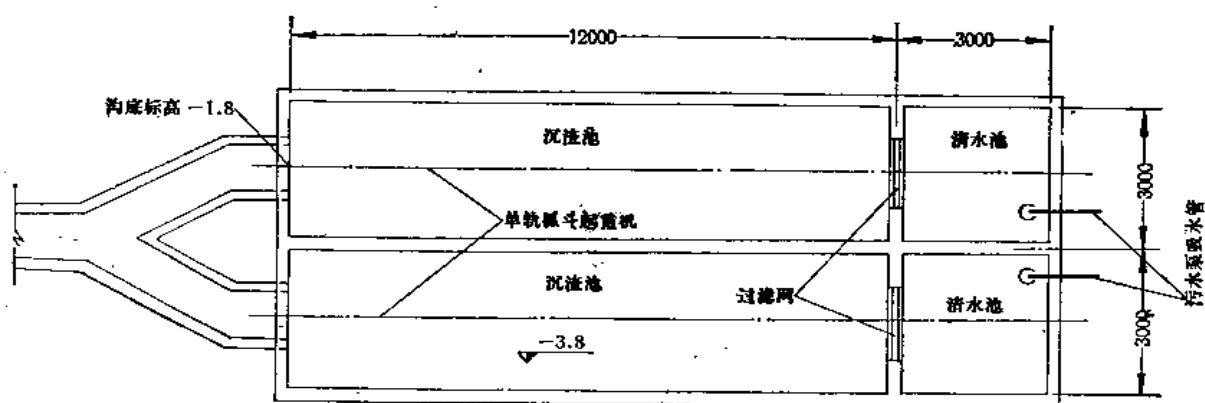


图 8-62 四台10吨/时煤粉炉之灰渣池

池的宽度，最小不应妨碍抓灰设备的运行工作。

过滤池和清水池的尺寸没有很严格的限制，一般能满足清灰工作方便就可以。

对于煤粉炉，一般应有两个沉渣池，一个运行，一个抓灰渣，见图8-62。

## 第十一节 其他设备的计算

### 一、多斗提升机的功率计算

垂直式多斗提升机的电动机功率，可按下列式计算：

$$N = \frac{1.2QH}{367\eta\eta_1} \quad \text{千瓦} \quad (8-155)$$

式中  $N$ ——电动机的功率，千瓦；

$Q$ ——提升机的输送量，吨/时；

$H$ ——物料被提升的高度，米；

$\eta$ ——传动效率，一般取0.7~0.8；

$\eta_1$ ——提升机效率，运大块物料时 $\eta_1=0.25\sim0.4$ ，带式提升机运粒状物料时 $\eta_1=0.4\sim0.6$ ；

1.2——储备系数。

### 二、桥式抓斗起重机生产率的计算

$$Q = \frac{60V\gamma}{2.5\left(\frac{H}{v_1} + \sum \frac{L}{v_2}\right)} \quad \text{吨/时} \quad (8-156)$$

式中  $Q$ ——桥式抓斗起重机的生产率，吨/时；

$V$ ——选用的抓斗容积，一般选用2.5米<sup>3</sup>；

$\gamma$ ——物料的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；

$H$ ——抓斗提升高度，米；

$\Sigma L$ ——抓斗在纵横方向水平移动距离，米；

$v_1$ ——抓斗提升速度，米/分；

$v_2$ ——抓斗在纵横方向水平移动速度，米/分。

### 三、履带式抓斗起重机生产率的计算

$$Q = \frac{3600V\gamma\phi}{1.1\left(t_1 + t_2 + \frac{2H}{v} + \frac{2\theta}{12.8}\right)} \quad \text{吨/时} \quad (8-157)$$

式中  $Q$ ——履带式抓斗起重机的生产率，吨/时；

$V$ ——抓斗容积，一般为1.5米<sup>3</sup>；

$\gamma$ ——物料的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；

$\phi$ ——充满系数，一般为0.7~0.8；

$t_1$ ——抓煤时间，一般为7~8秒；

$t_2$ ——放煤时间，一般为3~4秒；

$H$ ——提升高度，米；

$v$ ——提升速度，一般为0.5米/秒；

$\theta$ ——回转角度。

### 四、电动葫芦生产率的计算

$$Q = \frac{60V\gamma}{1.2\left(t_1 + t_2 + \frac{2H}{v_1} + \frac{2L}{v_2}\right)} \quad \text{吨/时} \quad (8-158)$$

式中  $Q$ ——电动葫芦的生产率，吨/时；

$V$ ——容器的容积，米<sup>3</sup>；

$\gamma$ ——物料的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>；

$t_1$ ——挂斗时间，取1~1.5分；

$t_2$ ——放斗及倾倒所需时间，取1~1.5分；

$H$ ——提升高度，米；

$v_1$ ——提升速度，米/分；

$L$ ——水平移动距离，米；

$v_2$ ——水平移动速度，米/分。

### 五、人工手推车生产率的计算

$$Q = \frac{60qP}{\frac{L}{v_1} + \frac{L}{v_2} + t_1 + t_2 + t_3 + t_4} \quad \text{吨/时} \quad (8-159)$$

式中  $Q$ ——一辆轻轨斗车的生产率，吨/时；

$q$ ——每车的装载量，吨；

$P$ ——有效时间利用系数，一般取0.6；

- $L$ ——运输距离，米；  
 $v_1$ ——重车行走速度，取50~54米/分；  
 $v_2$ ——空车行走速度，取60~72米/分（在100米运距内， $v_1$ 和 $v_2$ 采用较大值；100米以上运距， $v_1$ 和 $v_2$ 采用较小值）；  
 $t_1$ ——装车时间，分（见表8-61）；  
 $t_2$ ——停车时间，取0.5分；  
 $t_3$ ——卸车时间，取0.4~0.5分；  
 $t_4$ ——过秤时间，取1分。

表 8-61

装 车 人 数	0.6~0.8米 <sup>3</sup> 斗车	1米 <sup>3</sup> 斗车
2 人	3 分	5 分
3 人	1.5 分	3 分

### 六、固定煤筛的计算

固定式煤筛有结构简单、坚固耐用、制造容易和价格便宜等优点，因而在粗碎用的碎煤机前面以及破碎在层燃室燃烧的燃料中，固定式煤筛得到较广泛的应用。固定煤筛的筛分效率一般为50~60%，其安装倾斜角一般为40°~50°。固定煤筛的生产率可按下式计算：

$$Q = qFa \quad \text{吨/时} \quad (8-160)$$

式中  $Q$ ——固定煤筛的生产率，吨/时；

$F$ ——筛子面积，米<sup>2</sup>；一般取长度为宽度的2~3倍，其宽度不小于最大煤块的3倍；

$a$ ——筛缝宽度，毫米； $a$ 一般为要筛下的最大煤块的1.2~1.3倍；

$q$ ——面积为1米<sup>2</sup>，筛缝为1毫米的单位生产率，吨/米<sup>2</sup>·毫米·时；其数值见表8-62。

$q$  值

表 8-62

筛缝宽度 $a$ (毫米)	30	40	50	75
$q$ (吨/米 <sup>2</sup> ·毫米·时)	1.6	1.36	1.2	0.85

### 七、碎煤机生产率的计算

碎煤机前装有煤筛时，其生产率应按进入碎煤机需要破碎的煤量来选择。

$$Q_1 = Q \left( 1 - \eta \frac{D}{100} \right) \quad \text{吨/时} \quad (8-161)$$

式中  $Q_1$ ——碎煤机的生产率，吨/时；



$Q$ ——煤筛的生产率, 吨/时;  
 $\eta$ ——以小数点表示的煤筛筛分效率;  
 $\frac{D}{100}$ ——应被筛出来的煤的百分数。

### 八、煤斗的计算

炉前煤斗的储煤量, 与运煤作业班次及热负荷的性质有关。对于只在采暖期运行的锅炉房, 运煤作业为三班工作时, 不宜小于4小时的锅炉最大用煤量, 二班作业时, 不宜小于10小时的锅炉最大用煤量。全年运行的锅炉房, 不宜小于10小时的锅炉最大用煤量。

煤斗侧壁的倾斜角应根据煤的含水量来决定, 一般不应小于 $55^{\circ} \sim 65^{\circ}$ 。

煤斗的容积按下式计算(见图8-63):

$$V = \frac{H}{6} [(2a_1 + a_2)b_1 + (2a_2 + a_1)b_2] \text{米}^3 \quad (8-162)$$

式中  $V$ ——煤斗容积, 米<sup>3</sup>;

$H$ ——煤斗高度, 米;

$a_1, b_1$ ——煤斗上口尺寸, 米;

$a_2, b_2$ ——煤斗下口尺寸, 米。

煤场中的受煤斗, 其容积应满足运煤系统能连续工作, 一般要容纳煤场转运设备2~4次的加煤量, 见表8-63。受煤斗的上口应高出室外地面100~150毫米, 以防雨水进入。上口应设筛篦子, 筛格尺寸根据破碎设备最大进料粒度来决定。受煤斗下口尺寸根据给料设备的进口尺寸确定。其斗壁倾角, 钢制不小于 $55^{\circ}$ , 混凝土制不小于 $60^{\circ}$ 。受煤斗上方应设简易的防雨棚。

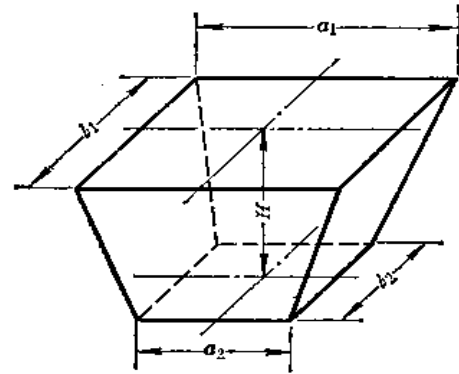


图 8-63 煤斗容积计算图

表 8-63

煤场转运设备	连续加煤次数	受煤斗容积(米 <sup>3</sup> )	上口尺寸(米)
装卸机	2~3	~3.5	2.5×2.5
桥式抓斗、龙门抓斗	2~3	~5.0	3×3

### 九、溜煤管的计算

溜煤管的倾斜角应根据煤的含水量来确定, 煤斗下面的溜煤管的倾斜角一般不应小于 $55^{\circ} \sim 65^{\circ}$ , 转卸用的溜煤管的倾斜角一般不应小于 $50^{\circ} \sim 60^{\circ}$ 。

(一) 溜煤管截面积的计算

$$F = \frac{Q}{3600v\phi} \text{米}^2 \quad (8-163)$$

式中  $F$ ——溜煤管的截面积, 米<sup>2</sup>;  
 $Q$ ——煤的输送量, 米<sup>3</sup>/时;  
 $v$ ——煤在溜煤管中的流动速度, 一般取  $v=2$ 米/秒;  
 $\phi$ ——充满系数, 一般取  $\phi=0.3\sim 0.35$ 。

(二) 溜煤管立体角的计算 (见图8-64)

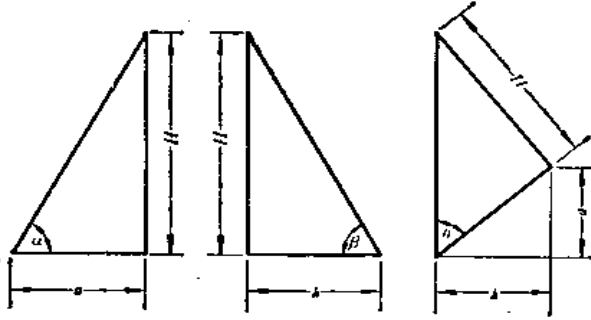


图 8-64 溜煤管立体角计算示意图

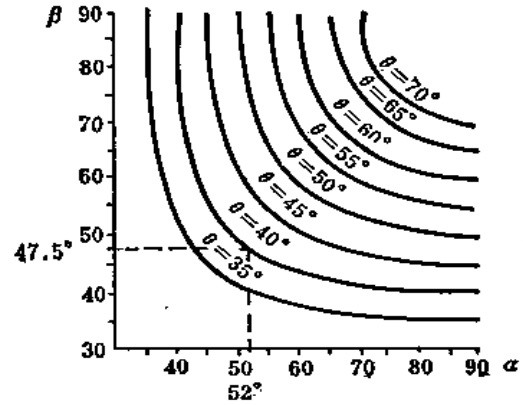


图 8-65 溜煤管立体角计算曲线图

$$\operatorname{tg} \theta = \sqrt{\frac{\operatorname{tg}^2 \alpha \cdot \operatorname{tg}^2 \beta}{\operatorname{tg}^2 \alpha + \operatorname{tg}^2 \beta}} \quad (8-164)$$

式中  $\theta$ ——溜煤管的立体角;  
 $\alpha$ ——溜煤管在正立面图的投影角;  
 $\beta$ ——溜煤管在侧面图的投影角。

溜煤管的立体角 $\theta$ 也可直接从图8-65中查得。

## 第十二节 提供土建专业的有关资料

### 一、桥式抓斗起重机的刹车推力

#### (一) 小车刹车水平推力

$$T_1 = \frac{Q+q}{20} \text{ 吨} \quad (8-165)$$

式中  $T_1$ ——小车刹车水平推力, 吨;  
 $Q$ ——抓取物料的重量, 吨;  
 $q$ ——抓斗本身的重量, 吨。

#### (二) 大车刹车水平推力

$$T_2 = 0.1nP \text{ 吨} \quad (8-166)$$

式中  $T_2$ ——大车刹车水平推力, 吨;  
 $n$ ——被制动的轮子数;  
 $P$ ——一个轮子的最大轮压, 吨。

## 二、煤场设备的静压力

(一) T<sub>1</sub>-54型推煤机的静压力约3.12吨/米<sup>2</sup>。

(二) ZQ-1501型履带抓煤机的静压力约为2.09吨/米<sup>2</sup>。

## 三、给煤机所承载煤斗中煤的重量

$$P \approx \frac{1}{3} F H \gamma \quad \text{吨} \quad (8-167)$$

式中  $P$ ——给煤机所承载煤斗中煤的重量，吨；  
 $F$ ——进口处法兰盘截面的净面积，米<sup>2</sup>；  
 $H$ ——煤柱高度，一般取2米；  
 $\gamma$ ——煤的堆积比重，吨/米<sup>3</sup>。

## 四、设备计算静荷载

$$P_j = P_0 K \quad \text{公斤} \quad (8-168)$$

式中  $P_j$ ——设备计算静荷载，公斤；  
 $P_0$ ——设备标准静荷载，设备标准铅直静荷载包括设备、附件和设备上所承载的物料重量等，公斤；  
 $K$ ——超载系数，见表8-64。

动力系数 $\varphi$ 和超载系数 $K$ 值

表 8-64

设备名称	动力系数 $\varphi$	超载系数 $K$	设备名称	动力系数 $\varphi$	超载系数 $K$
桥式抓斗起重机	1.4	1.1	胶带输送机	1.25	1.4
滚筒式碎煤机	3	1.1	刮板输送机	1.5	1.2
锤击式碎煤机	5~6	1.1	螺旋输送机	1.5	1.2
固定煤筛	—	1.5	皮带秤	1.25	1.2
电动葫芦	1.5	1.4	推煤机	2	1.2
斗式提升机	1.5	1.2	履带抓煤机	2	1.2

## 五、设备计算动荷载

$$P_j^d = P_0^d K^d \quad \text{公斤} \quad (8-169)$$

式中  $P_j^d$ ——设备计算动荷载，公斤；  
 $P_0^d$ ——设备标准动荷载，公斤；

$$P_0^d = \frac{Q \gamma \cdot n^2}{250} \quad \text{公斤} \quad (8-170)$$

$Q$ ——机械旋转部分的额定重量，或往复运动部件的额定重量。对于标准旋转机械， $Q$ 值为旋转部分总重，可按设备规格选用。若无转子重量资料时，可近似地采用设备总重的40%进行概算。对于J、JR、JS、JSQ系列的电动机，可按表8-65中的数值选用。

$\gamma$ ——旋转式机械旋转质量的标准偏心距，或往复式机械的偏心轮半径、曲柄半径、冲程的一半等，毫米；

表 8-65

每 分 钟 转 数	1500	1000	750	600
转 子 重 (公 斤 /千 瓦)	2.0	2.6	3.2	4.0

电动机的标准偏心距可按下列式计算:

$$r_0 = \frac{60}{20 + n_s} \text{ 毫米} \quad (8-171)$$

$n_s$ ——机械的每秒转数;

$K^D$ ——标准动荷载的超载系数, 与机械的运动性质有关, 可按下列规定选用:

对旋转运动机械,  $K^D = 4$ ;

对往复运动机械,  $K^D = 1.3$ 。

### 六、荷载的组合

如按第一种极限状态(即按强度计算)计算荷载时, 采用计算荷载来计算, 设备的计算荷载为设备计算静荷载 $P_s$ 与设备计算动荷载 $P^D$ 之和。

如按第二种极限状态(即按变形计算)计算荷载时, 采用标准荷载来计算, 设备的标准荷载为设备的标准静荷载 $P_s$ 与设备标准动荷载 $P^D$ 之和。

按强度计算还是按变形计算, 由土建专业决定。

### 七、计算荷载的简易算法

在下列情况可用增大静荷载的办法, 即将设备的额定总重乘以动力系数 $\varphi$ , 求得已考虑动力影响的设备标准荷载, 再乘以超载系数 $K$ 求得计算荷载:

1. 设备容量在20千瓦及以下的旋转运动机械,  $\varphi = 1.5$ ;
2. 设备容量在5千瓦及以下的往复运动机械,  $\varphi = 1.5$ ;
3. 复杂运动的机械及不能采用公式确定设备动荷载的机械, 如碎煤机等, 其动力系数 $\varphi$ 值见表8-64。

### 八、运煤系统建筑物的标准荷载及超载系数(见表8-66)

表 8-66

建 筑 物 名 称	标 准 荷 载 (吨/米 <sup>2</sup> )	超 载 系 数
煤 仓 间		
胶带输送机层楼板	0.4	1.4
胶带输送机头部楼板	1.0	1.4
碎煤机间		
胶带输送机层楼板	0.5	1.4
煤筛层楼板	0.5	1.4
碎煤机层楼板	1.0~2.0	1.4
运煤走廊		
运煤走廊楼板	0.4	1.2
转运站楼板	0.5~1.0	1.4

## 第九章 重油供应系统

### 第一节 燃料油的种类、用途及性质

#### 一、重油的种类及用途

重油亦称燃料油，是锅炉的一种液体燃料。

国产重油有20、60、100、200号重油及残渣油。

(一) 重油 国产重油(SYB1091—60)按80°C时的运动粘度分为20、60、100、200四个牌号。其质量指标如表9-1。

重油质量标准(SYB1091—60)

表 9-1

项 目	质 量 指 标				试 验 方 法
	20号	60号	100号	200号	
恩氏粘度(°E) 80°C 不大于 100°C 不大于	5.0 —	11.0 —	15.5 —	— 5.5—9.5	GB266—64
闪点(开口), (°C) 不低于	80	100	120	130	GB267—64
凝 点(°C) 不高于	15	20	25	36	GB510—65
灰 分(%) 不大于	0.3	0.3	0.3	0.3	GB503—65
水 分(%) 不大于	1.0	1.5	2.0	2.0	GB260—64
硫 含 量(%) 不大于	1.0	1.5	2.0	3.0	GB387—64
机械杂质(%) 不大于	1.5	2.0	2.5	2.5	GB511—65

20号重油用在较小喷嘴的燃烧炉上(喷油量30公斤/时以下)。60号用在中等喷嘴的船用蒸汽锅炉或工业用炉上，100号用在大型喷嘴的陆用炉或具有预热设备的炉上。200号用在与石油厂有直接管线送油的具有大型喷嘴的炉上。

(二) 残渣油 残渣油是石油炼制过程中塔底残油，是国产标准重油规格以外的重油。目前有些厂矿就使用这种油作锅炉燃料。

残渣油有减压渣油、裂化渣油以及混合渣油等。原油不同，残渣油的质量指标不同，同是一种原油，生产工艺不同，残渣油的质量指标也不同。所以各炼油厂所生产的残渣油的质量指标不一样，并且部分指标波动范围很大。因此，当使用残渣油作锅炉燃料时，应取得残渣油的粘度、闪点、凝点、水分以及硫含量等几个主要项目的质量指标值，以便采取相应的技术措施，满足残渣油贮存、运输以及雾化的要求。表9-2列出了几个炼油厂生产的残渣油质量指标，供设计参考。

表 9-2

残渣油质量指标

序号	残渣油类别	原油品种	恩氏粘度, °E <sub>1</sub> 不大于		比重 $d_4^{20}$	闪点 (°C) (开口) 不低于	凝固点 (°C) 不高于	灰分 (%) 不大于	水分 (%) 不大于	硫含量 (%) 不大于	机械杂质 (%) 不大于	残炭 (%)	发热量 (千卡/公斤)	备注
			100°C	80°C										
1	混合渣油	D	17.45~	26.39	0.925~ 0.9338	218~		0.0092~	无	0.214~	0.0108	10010~ 10030	减压渣油与热裂化渣油 混合	
			18.75			345		0.303						
2	减压渣油	D	16.75		0.9284	333	27	0.04		0.16		9222		
3	减压渣油	D	20.083		0.9146		27					11000		
4	混合渣油	D	12.04	26.39	0.9302	278	30	0.026	无	0.152	0.072	10001.6	减压渣油与热裂化渣油、 热裂化侧塔油、 热裂化抽出油=	
						80		0.3		1				1.5
						200		0.3		2				2.5
5	直馏渣油	D	16.41		0.9309	331	34	0.038		0.3	0.0067			
						170				0.24				
										0.77				
6	裂化渣油	S	2.33		0.9821	181	26			0.34	0.021		减压渣油与热裂化渣油 混合	
						90		0.02		痕迹				0.67~
						80		0.03~ 0.034		痕迹				0.82~ 0.062
7	减压渣油	D	14.65		0.9193	351	32					10056		
8	混合渣油	S	5~20		0.93~ 0.96	180~210	25~40	0.01~		0.9~1.2	0.1~0.2	9700~9900		
						250		0.1		0.152				
								0.88~ 0.893		0.0163				
9	减压渣油	D	15.1		0.9193	351	32					10056		

注: 1. 序号表示不同的炼油厂。  
2. 表中所示各项质量指标, 均为一次取样测定数值, 不是固定指标。  
3. 表中符号 D、S、D<sub>2</sub> 各代表不同种类的原油。

## 二、轻柴油的种类及用途

轻柴油作为锅炉启动点火燃料。

国产轻柴油的质量标准见表9-3、9-4。

轻柴油质量标准(GB252—64)

表 9-3

项 目	10号	0号	-10号	-20号	-35号	试 验 方 法
十六烷值 不小于	50	50	50	45	43	GB386—64
馏程:						GB255—64
50%馏出温度(°C) 不高于	300	300	300	300	300	
90%馏出温度(°C) 不高于	355	355	350	350	—	
95%馏出温度(°C) 不高于	365	365	—	—	350	
粘度(20°C)						
恩氏粘度(°E)	1.2~1.67	1.2~1.67	1.2~1.67	1.15~1.67	1.15~1.67	GB266—64
运动粘度(厘沲)	3.0~8.0	3.0~8.0	3.0~8.0	2.5~8.0	2.5~8.0	GB265—64
10%蒸余物残炭(%) 不大于	0.4	0.4	0.3	0.3	0.3	GB263—64
灰 分(%) 不大于	0.025	0.025	0.025	0.025	0.025	GB508—65
硫 含 量(%) 不大于	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	GB387—64
机械杂质(%)	无	无	无	无	无	GB511—65
水 分(%) 不大于	痕 迹	痕 迹	痕 迹	痕 迹	无	GB260—64
闪 点(闭口)(°C) 不低于	65	65	65	65	50	GB261—64
腐 蚀(铜片, 50°C, 3小时)	合 格	合 格	合 格	合 格	合 格	GB378—64
酸度(毫克KOH/100毫升) 不大于	10	10	10	10	10	GB258—64
凝 点(°C) 不高于	+10	0	-10	-20	-35	GB510—65
水溶性酸或碱	无	无	无	无	无	GB259—64
实际胶质(毫克/100毫升) 不大于	70	70	70	70	70	GB509—65

页岩轻柴油质量标准(SYB1073—62S)

表 9-4

项 目	0号	-10号	试 验 方 法
十六烷值 不小于	45	45	GB386—64
馏程:			GB255—64
300°C馏出量(%) 不小于	50	50	
干点(°C) 不高于	350	350	
粘度(20°C)			
恩氏粘度(°E)	1.15~1.48	1.15~1.48	GB266—64
运动粘度(厘沲)	2.5~6.0	2.5~6.0	GB265—64
10%蒸余物残炭(%) 不大于	0.6	0.5	GB263—64

续表

项 目		0号	-10号	试验方法
灰分(%)	不大于	0.025	0.025	GB508—65
硫含量(%)	不大于	0.5	0.5	GB387—64
机械杂质(%)		无	无	GB511—65
水分(%)	不大于	痕迹	痕迹	GB260—64
闪点(闭口)(°C)	不低于	65	65	GB261—64
腐蚀(铜片, 50°C, 3小时)		合格	合格	GB378—64
酸度(毫克KOH/100毫升)	不大于	10	10	GB258—64
凝点(°C)	不高于	0	-10	GB510—65
水溶性酸或碱		无	无	GB259—64

### 三、重油在使用上的主要特性

(一) 比重 同体积的油和水的重量之比称为比重。

单位体积液体的重量称为重度。因为水在4°C时的重度为1, 所以通常以4°C的水作为基准。油的比重常以 $d_4^t$ 表示, 即油温为 $t$ °C时对4°C水的比重。为了便于比较, 一般油的比重常用某规定温度下的比重来表示。我国常用的比重为20°C的油对4°C的水的比重, 用符号 $d_4^{20}$ 表示。

油的比重是随温度变化的。温度升高, 体积膨胀, 比重减小, 温度降低, 体积缩小, 比重增大。按下式可求得任一温度下的比重:

$$d_4^t = d_4^{20} - \alpha(t - 20) \quad (9-1)$$

式中  $d_4^t$ ——油在温度 $t$ °C时的比重;

$t$ ——油的温度, °C;

$\alpha$ ——温度校正值(即温度变化1°C时比重的变化值), 从表9-5查得。

温度校正值

表 9-5

比重 $d_4^{20}$	温度校正值 $\alpha$	比重 $d_4^{20}$	温度校正值 $\alpha$
0.8000~0.8099	0.000765	0.9000~0.9099	0.000633
0.8100~0.8199	0.000752	0.9100~0.9199	0.000620
0.8200~0.8299	0.000738	0.9200~0.9299	0.000607
0.8300~0.8399	0.000725	0.9300~0.9399	0.000594
0.8400~0.8499	0.000712	0.9400~0.9499	0.000581
0.8500~0.8599	0.000699	0.9500~0.9599	0.000568
0.8600~0.8699	0.000686	0.9600~0.9699	0.000555
0.8700~0.8799	0.000673	0.9700~0.9799	0.000542
0.8800~0.8899	0.000660	0.9800~0.9899	0.000529
0.8900~0.8999	0.000647	0.9900~1.0000	0.000518

比重是重油供应系统设计、计算过程中常用到的数据, 又是表示油中的水分和机械杂质沉淀难易程度的重要指标。比重越小, 油中的水分和机械杂质越容易沉淀; 比重越大, 越难沉淀。

(二) 粘度 粘度是评价粘性油品流动性的指标。它对重油的卸车、脱水、管线压力降以及在炉膛中的雾化质量有直接影响。

重油的粘度是随温度而变化的, 温度高粘度小, 温度低粘度大。根据重油的这一物理



特性，采用加热方法降低其粘度，满足贮运和雾化的需要。

粘度是液体受外力作用流动时，在液体分子间所呈现的内部摩擦力。其大小用动力粘度单位、运动粘度单位及恩氏粘度单位来表示。

1. 动力粘度 面积各为1平方厘米的两液体层，相距1厘米，以1厘米/秒的速度作相对运动时所产生的阻力，称为液体的动力粘度。单位为泊，因次为克/厘米·秒，1克/厘米·秒为1泊，百分之一泊为厘泊。在温度 $t^{\circ}\text{C}$ 时的动力粘度用符号 $\eta_t$ 表示。

2. 运动粘度 在同温度条件下，液体的动力粘度与其密度之比称为液体的运动粘度。其关系式为：

$$\nu_t = \frac{\eta_t}{\rho_t} \text{ 厘米}^2/\text{秒} \quad (9-2)$$

式中  $\nu_t$ ——液体在 $t^{\circ}\text{C}$ 时的运动粘度，厘米<sup>2</sup>/秒；  
 $\eta_t$ ——液体在 $t^{\circ}\text{C}$ 时的动力粘度，克/厘米·秒；  
 $\rho_t$ ——液体在 $t^{\circ}\text{C}$ 时的密度，克/厘米<sup>3</sup>。

运动粘度的单位为沱，因次为厘米<sup>2</sup>/秒，1厘米<sup>2</sup>/秒为1沱，百分之一沱为厘沱(毫米<sup>2</sup>/秒)。

3. 恩氏粘度 恩氏粘度又称条件粘度，即试油在某一温度下从恩氏粘度计流出200毫升所需时间，与蒸馏水在20 $^{\circ}\text{C}$ 时流出相同体积所需时间(秒)之比。恩氏粘度用符号 $^{\circ}\text{E}$ 表示，温度 $t^{\circ}\text{C}$ 时之恩氏粘度用 $^{\circ}\text{E}_t$ 表示。

恩氏粘度与运动粘度换算数值

表 9-6

恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)	恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)	恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)	恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)	恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)	恩氏粘度 ( $^{\circ}\text{E}$ )	运动粘度 (厘沱)
1.0	1.0	3.2	21.42	5.4	38.30	7.6	54.73	9.8	71.00	20.0	145.88
1.1	2.30	3.3	22.21	5.5	39.06	7.7	55.47	9.9	71.73	22.0	160.53
1.2	3.51	3.4	23.00	5.6	39.81	7.8	56.21	10.0	72.47	24.0	175.18
1.3	4.65	3.5	23.78	5.7	40.56	7.9	56.95	10.5	76.16	26.0	189.82
1.4	5.73	3.6	24.56	5.8	41.32	8.0	57.69	11.0	79.84	28.0	204.46
1.5	6.76	3.7	25.34	5.9	42.06	8.1	58.43	11.5	83.52	30.0	219.09
1.6	7.70	3.8	26.12	6.0	42.81	8.2	59.16	12.0	87.20	35.0	255.67
1.7	8.72	3.9	26.89	6.1	43.56	8.3	59.91	12.5	90.87	40.0	292.24
1.8	9.65	4.0	27.66	6.2	44.30	8.4	60.65	13.0	94.54	45.0	328.81
1.9	10.57	4.1	28.43	6.3	45.05	8.5	61.39	13.5	98.22	50.0	365.97
2.0	11.47	4.2	29.20	6.4	45.80	8.6	62.13	14.0	101.81	55.0	401.93
2.1	12.35	4.3	29.96	6.5	46.54	8.7	62.87	14.5	105.56	60.0	438.50
2.2	13.21	4.4	30.73	6.6	47.29	8.8	63.61	15.0	109.23	65.0	475.05
2.3	14.07	4.5	31.49	6.7	48.04	8.9	64.35	15.5	112.90	70.0	511.61
2.4	14.91	4.6	32.25	6.8	48.78	9.0	65.08	16.0	116.54	75.0	548.17
2.5	15.75	4.7	33.01	6.9	49.53	9.1	65.83	16.5	120.23	80.0	584.72
2.6	16.58	4.8	33.77	7.0	50.27	9.2	66.57	17.0	123.90	85.0	621.28
2.7	17.40	4.9	34.52	7.1	51.01	9.3	67.31	17.5	127.67	90.0	657.83
2.8	18.21	5.0	35.29	7.2	51.76	9.4	68.04	18.0	131.23	95.0	694.39
2.9	19.02	5.1	36.04	7.3	52.50	9.5	68.78	18.5	134.89	100.0	731.00
3.0	19.83	5.2	36.80	7.4	53.24	9.6	69.52	19.0	138.56		
3.1	20.63	5.3	37.55	7.5	53.98	9.7	70.26	19.5	142.22		

恩氏粘度与运动粘度的换算公式为:

$$\nu = \left( 0.0731 \text{ } ^\circ\text{E} - \frac{0.0631}{\text{ } ^\circ\text{E}} \right) 100 \text{ 厘沲} \quad (9-3)$$

式中  $\nu$ ——运动粘度, 厘沲;

$^\circ\text{E}$ ——恩氏粘度。

换算数值见表9-6。

图9-1、9-2为油品粘度与温度关系图。当已知某一牌号的重油在两不同温度点的粘度值时, 可在图中得出两个粘—温点, 过此两点连直线, 得该种牌号重油的一条粘—温线, 借助于这条粘—温线, 可查得任一粘度时之温度或任一温度时之粘度值。

(三) 闪点和自燃点 油的蒸汽与空气以一定的比例混合后, 可以形成一种爆炸性的混合气体, 这种混合气体在试验条件下, 遇到火焰产生短促闪火的最低温度称为闪点。

如果将油加热到一定的温度, 然后使之与空气接触, 不需引火, 油即因剧烈的氧化而产生火焰, 自行燃烧, 这就是油品的自燃。能发生自燃的最低温度称为自燃点。

重油和轻柴油的闪点见表9-1~9-4。

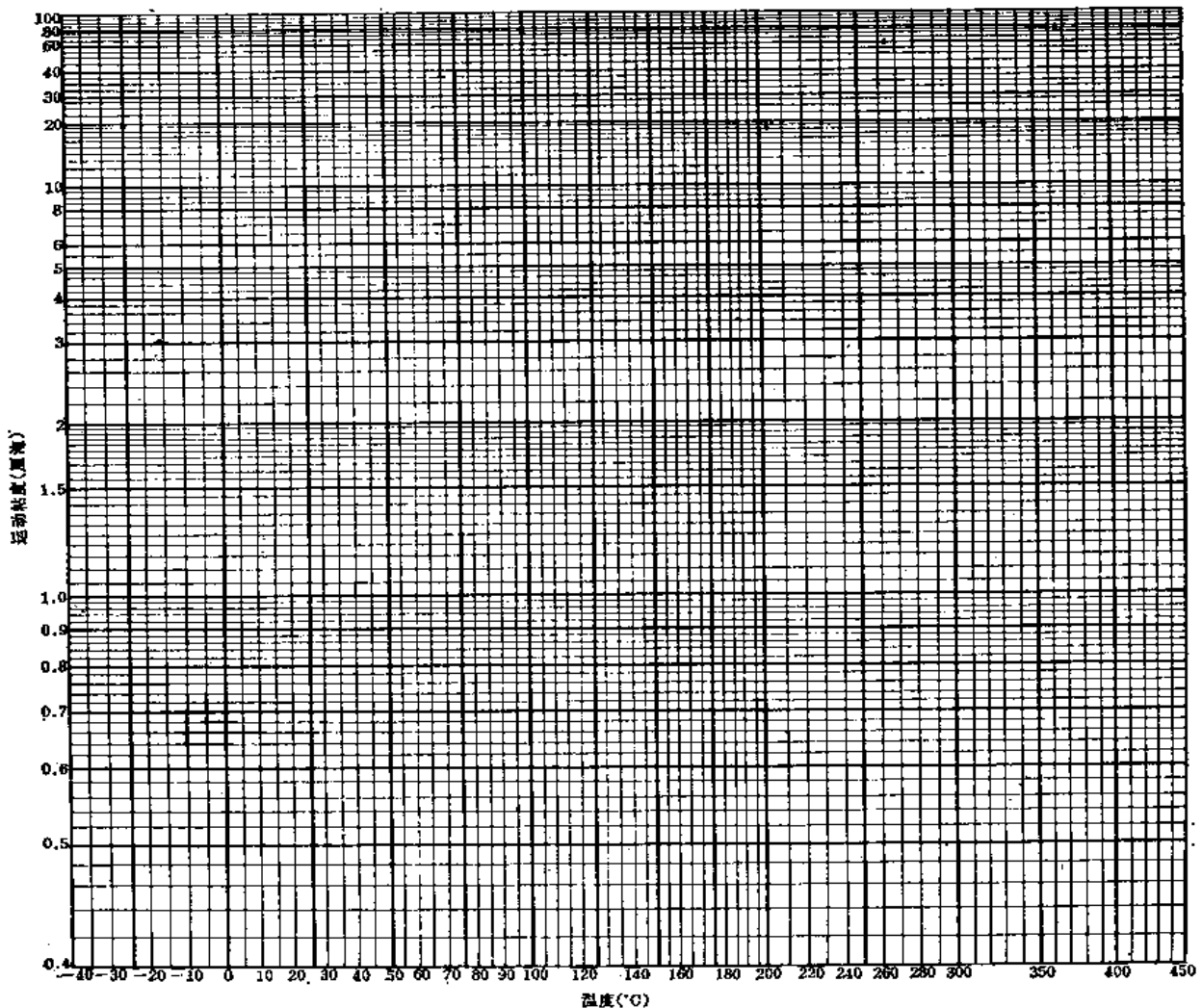


图 9-1 油品粘度与温度关系图(低粘度)

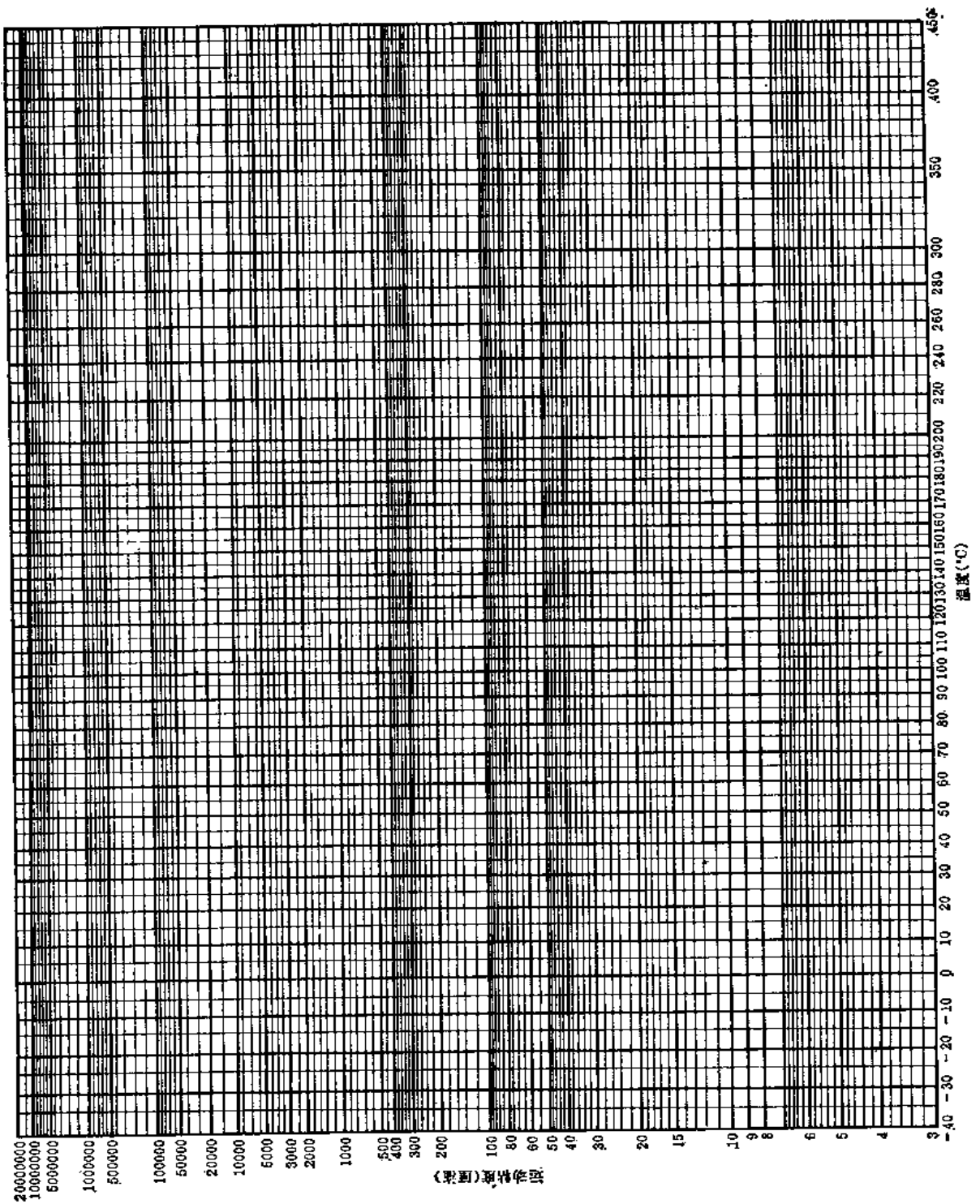


图 9-2 油品粘度与温度关系图 (高粘度)

重油的自燃点约为300~350°C。轻柴油的自燃点约为350~380°C。

闪点表示油品的易燃程度及其中含轻馏分的多少，是油品的一个重要的安全指标。也可用来判断重油在贮运过程中是否混入了汽油、煤油等轻质油料。在无压容器中（例如重油罐）加热重油时，其最高加热温度应低于闪点10°C。在压力容器或压力管道中，则不受此限。重油的自燃点比较高，在正常操作中不会自燃。轻柴油在贮运和雾化过程中均不需加热，在正常操作中也不会闪火和自燃。

**（四）凝固点** 油品在低温下失去流动性的原因之一是由于其中含蜡的影响。油中的固体蜡当温度适当时，可溶解于油中，但当油的温度低于固体蜡的溶解温度时，它就从油中析出，产生少量的细微结晶，使原来是透明的油品产生云雾状的混浊现象，此时的温度称为浊点。继续降低油的温度，则蜡的结晶逐渐长大，到结晶明显可辨时，此温度即称为结晶点（或冰点）。再进一步降温，则油中形成的大量结晶连结成网，构成结晶骨架，此骨架把当时处在液体状态的油包在其中，致使油品全部失去流动性，此时的温度称为凝固点。

凝固点是表示油品流动性的重要指标。凝固点的高低与重油中的蜡含量有关，蜡含量少，凝固点低；蜡含量多，凝固点高。当重油温度过低时，流动困难，甚至完全凝固。因此，重油在卸车、贮存和管道输送过程中，必须采取防凝措施，如卸车加热、罐内加热和保温、管线伴热保温等。

轻柴油在贮运过程中不考虑加热，而是按地区季节的变化，选用适宜的凝固点的轻柴油作锅炉启动点火燃料。

**（五）硫分** 重油中所含硫量占总油量的重量百分数称为硫分。

硫在重油中是一种有害物质。硫是一种发热量很低的可燃成分，它能降低燃料可燃质的平均发热量。更为有害的是造成锅炉受热面的低温腐蚀。重油燃烧后，烟气中总是含有水蒸汽的，特别是采用蒸汽雾化时，水蒸汽就更多。重油中的硫分经过氧化生成二氧化硫，受到再次氧化转变为三氧化硫，三氧化硫与水蒸汽化合生成硫酸，同时烟气中的三氧化硫还急剧地提高烟气的露点。这种烟气中的硫酸蒸汽在低于烟气露点的锅炉受热面（省煤器或空气预热器）上凝结成液态硫酸，使金属受到酸性腐蚀。生产实践证明，当使用硫分较高的重油时，须注意锅炉尾部受热面的低温腐蚀，亦可采取必要的技术措施，防止或减轻酸性腐蚀。

**（六）水分** 重油中的水分如果处理不当，会降低油的热值和燃烧效率，影响锅炉出力。当水在油中分布不均匀时，使燃烧不稳，甚至火焰中断，锅炉熄火。重油加热到一定温度后，其中的水分汽化，进入油泵，影响油泵的正常运行。特别是含硫重油中的水分，会造成锅炉受热面的低温腐蚀，水分越多，腐蚀越严重。因此，重油中的水分对锅炉和重油系统的正常运行有直接影响。

重油中的正常含水量为1~2%。油中水分的增加，主要是在贮运过程中由外界混入的，例如：重油卸车时往油中通蒸汽直接加热，蒸汽扫线后管线中积存凝结水，罐内加热器、炉前加热器以及扫线阀门漏汽等，都是油中水分增加的原因。因此，在设计和管理过程中，必须防止上述漏汽事故的发生，管线应有排水措施，油罐应设有脱水设施。

**（七）机械杂质** 炼油厂出厂的重油（包括残渣油）中所含机械杂质的重量百分数一

一般在2.5%以下。重油中机械杂质的增加是在贮运过程中由外界混入的，例如砂土以及纤维性物质等通过油罐车上部颈口，贮油罐人孔和亮孔以及卸油沟槽等进入油中。重油中含有机械杂质，将增加油泵的磨损，喷油嘴容易堵塞。因此，在设计和管理过程中，应防止外界机械杂质混入油中。一般在重油系统中安装过滤设施。

### (八) 热性质

1. 比热 一公斤油品温度升高1°C所需要的热量称为比热，以千卡/公斤·°C表示。

油的比热随比重增加而减小，随温度升高而增大。各种比重的油品在不同温度下的比热见图9-3。

#### 2. 热值

弹热值 试油在氧弹测热器中燃尽时所发生的热值称为弹热值。弹热值是总热值与净热值的测定基础。

总热值 从试油的弹热值中减去油在氧弹测热器中燃烧时二氧化硫变成硫酸及硫酸溶解于水时所放出的热量和由氮生成硝酸及硝酸溶解于水时所放出的热量。所得的热值为总热值。

净热值 从试油的总热值中减去油在氧弹测热器中燃烧时水分（包括含于油中的及燃烧时生成的水分）的蒸发热（即潜热），所得的热值为净热值。

净热值是重油在炉膛中燃烧时的有效热值，是决定炉膛热强度和重油消耗量的主要数据。重油（包括残渣油）的净热值一般为9200~11000千卡/公斤。

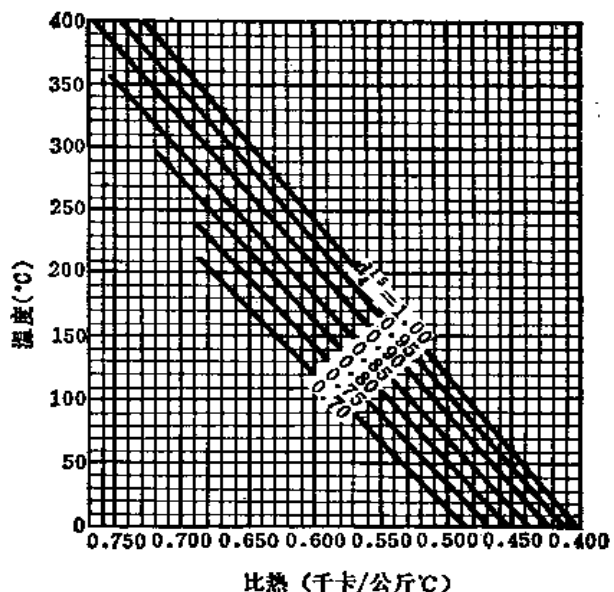


图 9-3 液体油品的比热与比重和温度的关系图

## 第二节 重油供应系统的组成

重油供应系统是燃油锅炉房的组成部分之一。它应能适应重油的理化特性，供给锅炉燃烧，保证锅炉的正常运行。

重油供应系统的组成：

### 一、按工艺流程划分

按工艺流程划分，重油供应系统的组成见图9-4。重油由铁路或公路运来后，用蒸汽将铁路油罐车或汽车油罐车中的重油加热，降低其粘度，自流或用泵卸入油库的贮油罐，或沿输油管线从工厂总油库来油注入日用油罐。重油在油库贮油罐或日用油罐内加热。油在贮油罐内贮存期间，升温沉淀水分和机械杂质，并将沉淀水排出罐外，防止水分进入锅炉，以保证锅炉的正常运行。油经过泵前过滤器进入供油泵，经供油泵升压送入炉前加热器加热，降低粘度，满足雾化的需要。再经炉前过滤器进入锅炉喷油嘴。

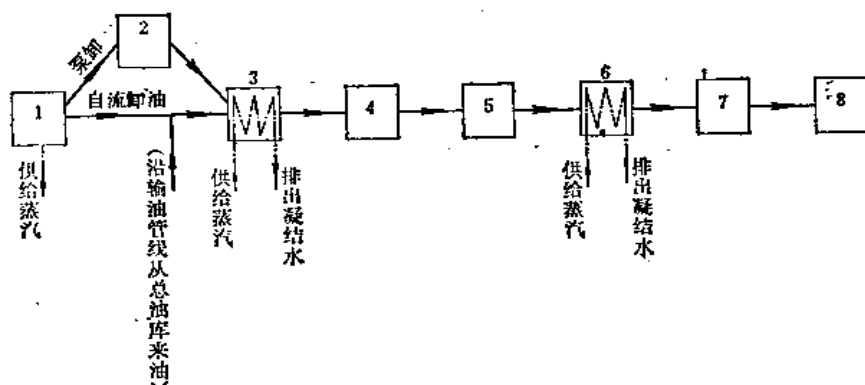


图 9-4 重油供应系统流程方块图

1—铁路油罐车或汽车油罐车；2—卸油泵；3—贮油罐或日用油罐；4—泵前过滤器；5—供油泵；6—炉前加热器；7—炉前过滤器；8—燃油锅炉

## 二、按建筑物和构筑物划分

按建筑物和构筑物划分，重油供应系统的组成与油的运输方式、厂矿的总平面布置、地质地形条件以及锅炉房规模的大小等有关。但一般都由卸油设施、贮油罐、油泵房、输油管道、日用油罐以及轻油系统等组成。图9-5、9-6、9-7、9-8为重油供应系统组成典型示例。

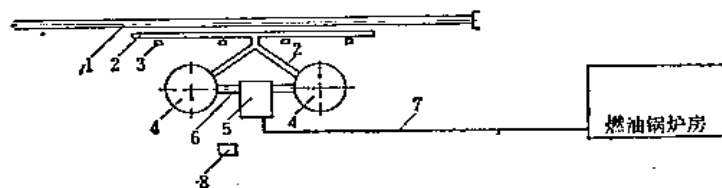


图 9-5 重油供应系统组成(一)示意图(地下式油库)

1—铁路专用线；2—自流卸油沟或卸油管；3—油罐车加热装置；4—地下式贮油罐；5—油泵房；6—人通行地沟；7—输油管道；8—污油处理池

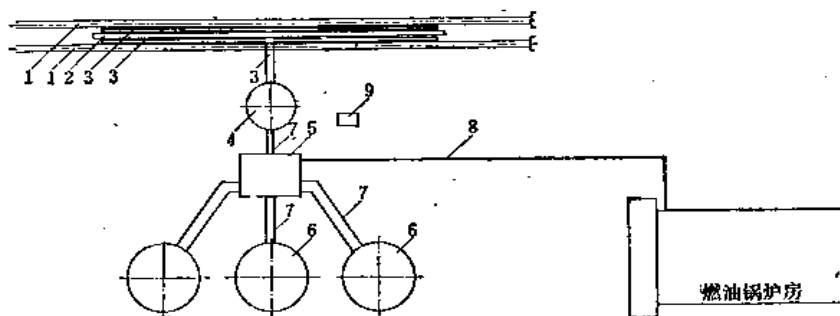


图 9-6 重油供应系统组成(二)示意图(半地下式油库)

1—铁路专用线；2—双侧式卸油栈桥和油罐车加热装置；3—自流卸油沟或卸油管；4—卸油罐；5—油泵房；6—半地下式贮油罐；7—人通行地沟；8—输油管道；9—污油处理池

图9-5为具有地下式油库的重油供应系统组成示意图。铁路油罐车中的重油，经加热后通过卸油沟或卸油管自流卸入贮油罐。用油泵房内的供油泵升压直接送给锅炉燃烧。

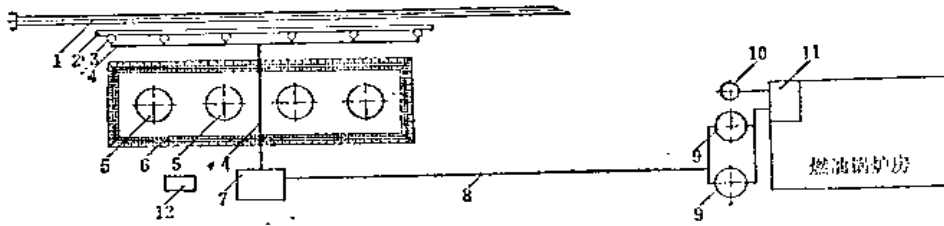


图 9-7 重油供应系统组成(三)示意图(地上式油库)

1—铁路专用线；2—卸油栈桥；3—油罐车加热和卸油装置；4—卸油管道；5—地上式贮油罐；6—油罐护堤；7—油泵房；8—输油管道；9—日用油罐；10—轻油罐；11—供油泵房；12—污油处理池。

图9-6为具有半地下式油库的重油供应系统组成示意图。铁路油罐车中的重油通过卸油沟或卸油管自流卸入卸油罐，再用油泵房内的输油泵转注于贮油罐中。用油泵房内的供油泵升压直接送给锅炉燃烧。

图 9-7 为具有地上式油库、日用油罐和轻油系统的重油供应系统组成示意图。贮油罐距离锅炉房较远，铁路油罐车中的重油，用油泵房内的油泵卸入贮油罐后，再转送到锅炉房的日用油罐中。用供油泵房内的供油泵从日用油罐抽出升压送给锅炉燃烧。

从图9-5、9-6、9-7中可以看出，卸油设施、贮油罐及油泵房等建筑物和构筑物的布置比较集中，一般习惯总称为重油库。

当贮油罐不能靠近铁路卸油作业线布置时，可将卸油设施与贮油罐分开布置，如图9-8所示。重油自铁路油罐车卸下后，用卸油泵房内的卸油泵输入贮油罐中。这时，卸油设施部分称为卸油区或卸油站，贮油罐和供油泵房部分称为油库区或简称为油库。

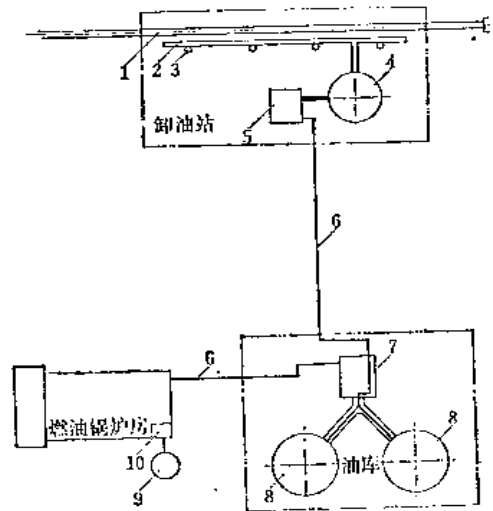


图 9-8 重油供应系统组成(四)示意图

1—铁路专用线；2—自流卸油沟或卸油管；3—油罐车加热装置；4—卸油罐；5—卸油泵房；6—输油管道；7—供油泵房；8—贮油罐；9—轻油罐；10—轻油泵房

### 第三节 重油库

#### 一、重油库的任务及其组成

重油库的任务是接收进厂的重油，顺利地将油品从运输容器卸入油库，安全地贮存油品，并满足一定贮油周期的要求以及供给锅炉房重油。

重油库通常由卸油设施、贮油罐、油泵房及管道等建筑物和构筑物组成。

#### 二、重油库的布置

(一) 油库的型式 按贮油罐建造型式的不同，有地下式油库、半地下式油库及地上式油库三种型式。

(二) 油库的位置及其与工厂企业的建筑物和构筑物之间的防火间距 油库宜布置在工厂区域内较低的地段, 并应尽可能靠近锅炉房。如果有两个以上油料用户, 应靠近油量较大的主要用户。当油料的厂外运输采用铁路运输进厂时, 应与厂区铁路专用线一并考虑, 合理布置, 力求节约建设资金和技术合理。

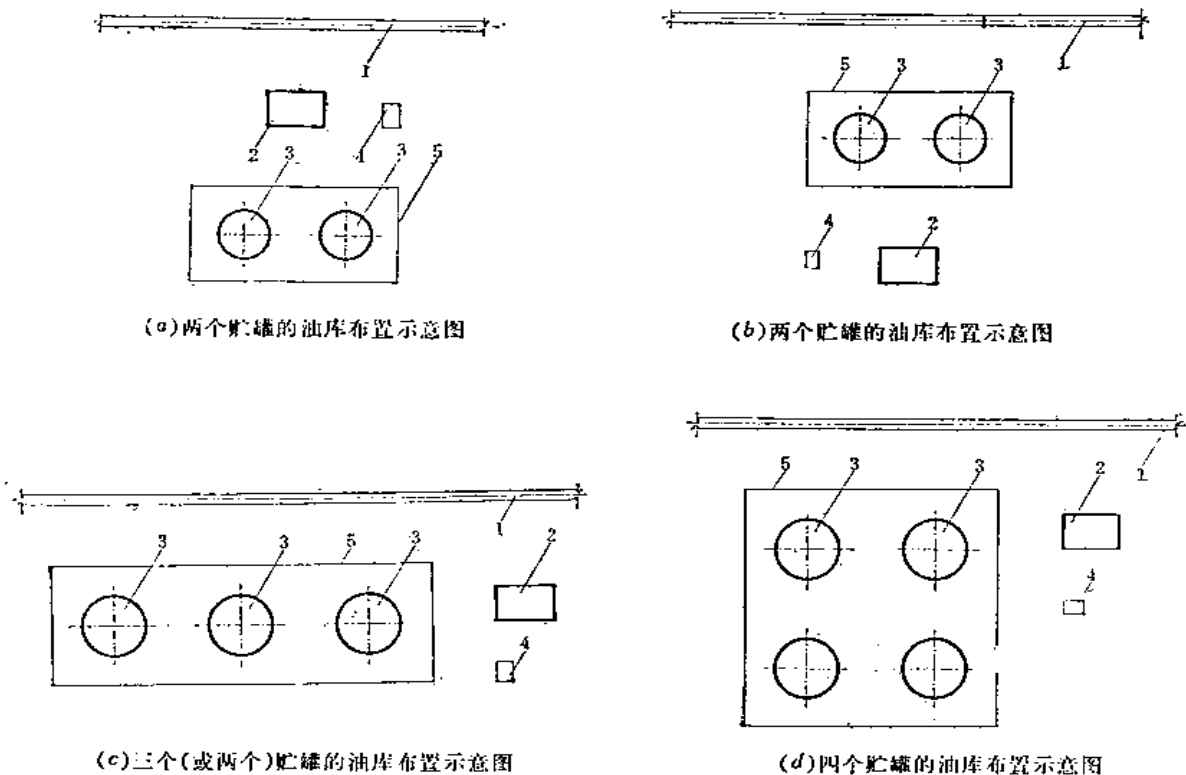
重油的闪点大于 $45^{\circ}\text{C}$ , 属于可燃液体。按火灾危险性的特征划分, 重油是闪点大于 $60^{\circ}\text{C}$ 的可燃液体, 其火灾危险性属于丙类, 重油库的建筑物和构筑物的耐火等级应不低于三级。

油库的建筑物和构筑物与工厂企业的建筑物和构筑物之间的防火间距及厂区内的重油贮罐的最大允许总贮油量, 应遵照国家有关建筑设计防火规范的规定。

(三) 油库建筑物和构筑物的布置、安全防火及消防 重油库的建筑物和构筑物的布置, 首先必须符合国家有关建筑设计防火规范中对油库建筑物和构筑物之间的防火间距的规定以及对贮油罐防护堤或防护墙的规定等。

在符合国家的建筑设计防火规范有关规定的前提下, 油库的建筑物和构筑物的布置, 应力求占地面积少、工艺流程合理、投资省以及便于操作管理。

图9-9、9-10、9-11为地上式、地下式及半地下式油库的几种基本布置方式的示意图。在确定油库的布置方案时, 应根据具体建库地段的位置、面积及地质地形等条件, 因地制宜, 合理选定。图9-12为地下式油库示例布置详图。



(a) 两个贮罐的油库布置示意图

(b) 两个贮罐的油库布置示意图

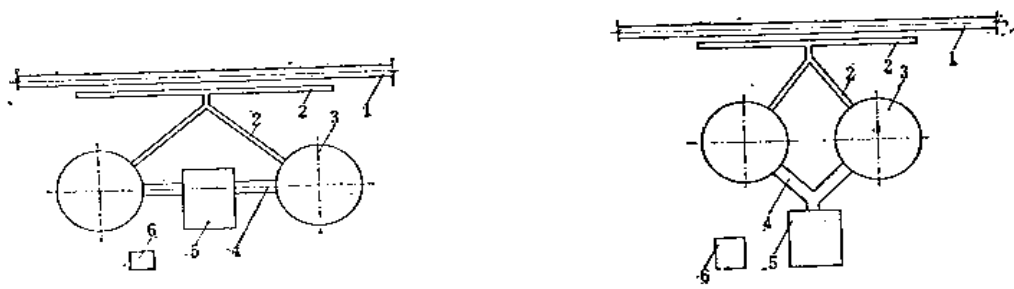
(c) 三个(或两个)贮罐的油库布置示意图

(d) 四个贮罐的油库布置示意图

图 9-9 地上式油库平面布置示意图

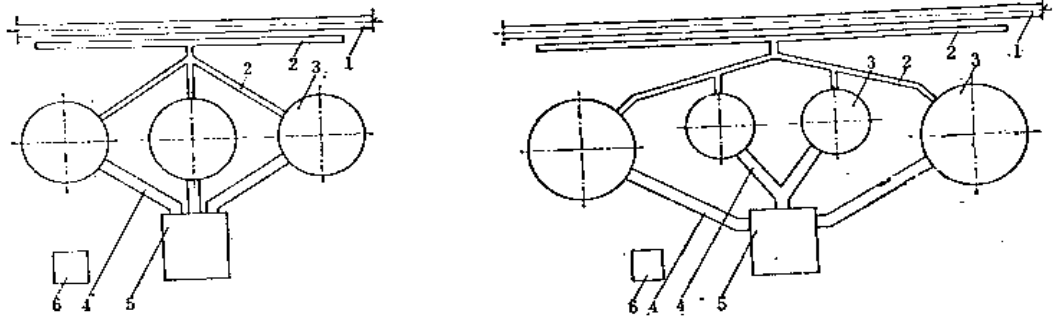
1—铁路专用线; 2—油泵房; 3—地上式贮油罐; 4—污油处理池; 5—防护墙(或防护土堤)





(a)两个贮罐的油库布置示意图

(b)两个贮罐的油库布置示意图



(c)三个贮罐的油库布置示意图

(d)四个贮罐的油库布置示意图

图 9-10 地下式油库平面布置示意图

1—铁路专用线;2—自流卸油沟(或卸油管道);3—地下式贮油罐;4—人通行地沟;5—油泵房;6—污油处理池

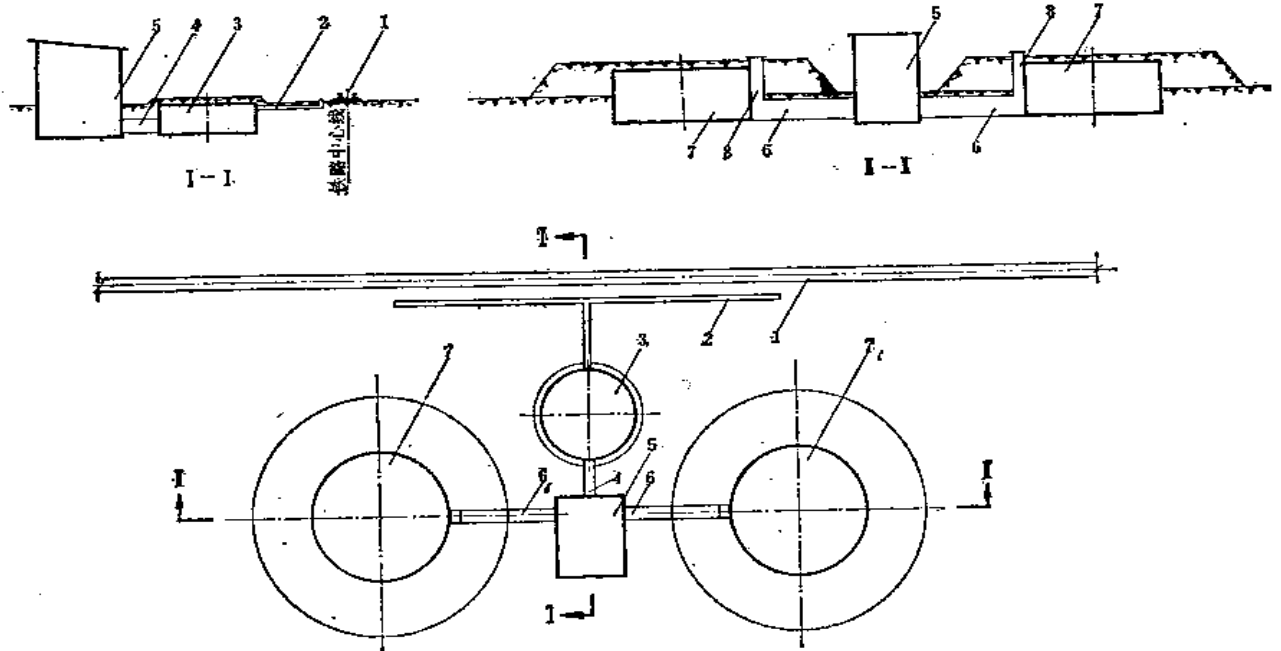


图 9-11 半地下式油库平面布置示意图

1—铁路专用线;2—自流卸油沟(或卸油管道);3—卸油罐;4—半通行地沟;5—油泵房;6—人通行地沟;  
7—半地下式贮油罐;8—竖风道

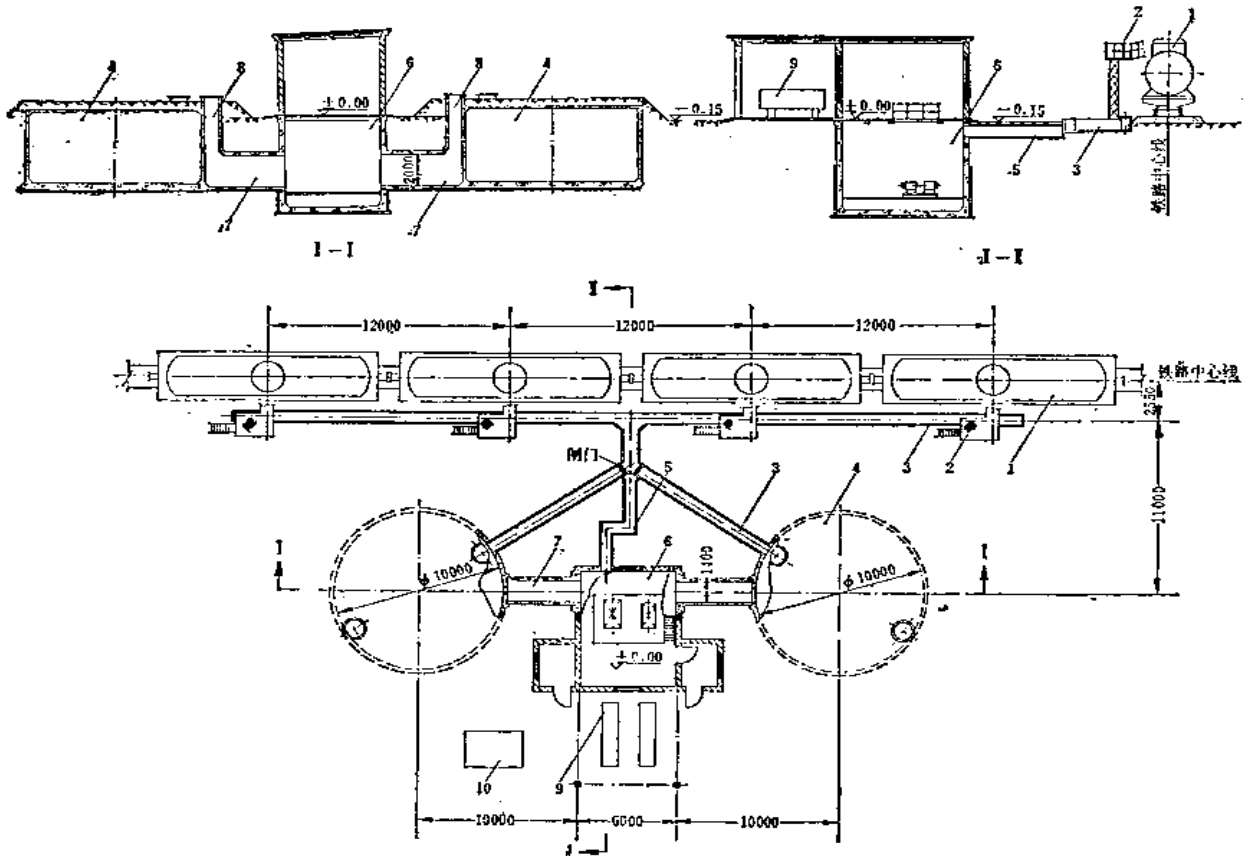


图 9-12 地下式油库布置详图

1—铁路油罐车；2—卸油操作平台；3—卸油沟；4—地下式贮油罐；5—管沟；6—油泵房；7—人通行地沟；  
8—竖风道；9—重油加热器；10—污油处理池

地上式重油贮罐应有避雷设施。

重油库的消防应符合专门规范的规定。

### 三、油库的容量及贮油罐的数量

合理地确定油库的容量，对于锅炉的正常连续运行和节约建设资金有密切关系。

油库的容量取决于油的消耗量和贮存周期。贮存周期应根据油源的远近及油源和运输的可靠性等因素决定。贮存周期过长，油库容量过大，则浪费建设资金；贮存周期过短，贮油量过小，重油不能得到及时供应时，会导致锅炉停止运行，影响生产。在考虑油库的贮存周期时，应与油料供应部门和运输主管部门取得联系，了解油源、运输距离和运输的可靠性，并本着勤俭建国的精神，合理确定。工业锅炉房的油库贮存周期，应遵照国家有关工业锅炉房设计规范的规定执行。油库的容量按下式计算：

$$V = \frac{NG}{30\gamma} \quad \text{米}^3 \quad (9-4)$$

式中  $V$ ——油库的计算容量，米<sup>3</sup>；

$G$ ——最大热负荷季节油的平均消耗量，吨/月；

$N$ ——贮存周期，天；

$\gamma$ ——重油的重度，吨/米<sup>3</sup>。

贮油罐的数量及单个贮油罐容量的关系式为:

$$n = \frac{V}{v} \text{ 个} \quad (9-5)$$

式中  $n$ ——贮油罐的数量, 个;  
 $V$ ——油库的计算容量, 米<sup>3</sup>;  
 $v$ ——单个贮油罐的计算容量, 米<sup>3</sup>。

在确定贮油罐的数量和单个贮油罐的容量时, 应使贮油罐的有效容积得到充分地合理利用。当从铁路油罐车卸油入库时, 单个贮油罐的有效容积, 应尽可能为单个铁路油罐车容量的倍数。目前国内所使用的铁路粘油专用罐车的容积多为50立方米和60立方米两种。单个贮油罐的容量应为50或60的倍数较为理想。

在决定贮油罐的数量时, 还必须了解贮油罐在使用过程中的操作业务内容, 即贮油罐所承担的任务。贮油罐在运行中的操作业务有:

1. 接收和保温贮存油品 重油自运输容器卸入贮油罐后, 在凝固点以上液态贮存油品。

2. 升温沉淀脱水 重油在供给锅炉房以前, 需将油中的水分排除。即将油品升温, 降低油品的粘度, 以利于油中水分的沉淀。油中的水分沉淀到油罐底部, 通过排水管排出罐外。

3. 供应 重油经沉淀脱水后, 从贮油罐中供给锅炉燃烧或输入锅炉房的日用油罐。

从贮油罐所承担的上述操作业务可知, 贮油罐的数量最好不少于三个, 其中: 一个作为接收或贮存油罐; 一个作为升温沉淀脱水的供应准备罐; 一个作为供应油罐。当油库的容量比较小, 例如在120立方米以下时, 在采用铁路油罐车运油入库的情况下, 贮油罐的数量应不少于两个, 其中: 一个作为接收、贮存和升温沉淀脱水的油罐; 另一个作为供应油罐。另外, 从油罐清渣或检修考虑, 贮油罐的数量一般也应不少于两个, 以便在一个罐清渣或检修时, 仍能不中断重油的供应, 保证锅炉的连续运行。

#### 四、油 泵 房

油泵房通常由油泵间、配电间、值班室、储藏室等组成。在油泵间内安装油泵、过滤器、阀门、管道、仪表等。

图9-13、9-14、9-15、9-16为油泵房布置示例。

对于地下式和半地下式油泵房, 为了便利操作和改善工人操作条件, 可将经常操作的阀门、仪表集中设置在零米标高地板面以上, 或通过操纵杆对经常操作的零米标高以下的个别阀门进行操纵(如图9-14)。

油泵间内放散有油品蒸汽, 室内温度一般较高。为改善操作条件, 可将油泵的操纵、控制系统和重油的温度、压力等热工仪表集中安装在值班室内, 操作人员在值班室内进行集中操纵, 并通过观察窗监视油泵的运行(如图9-16)。

重油过滤器可设置在室内(如图9-14、9-15)或室外(如图9-13)。在严寒地区宜在室内设置, 以利于操作。在我国南方地区, 可在室外棚下设置(如图9-13)。

重油加热器一般可设置在室外, 或全部置于棚下(如图9-14), 或半露天设置, 仅将其操作部分置于棚下(如图9-13)。在严寒地区宜将其操作阀门、仪表等设置在室内。

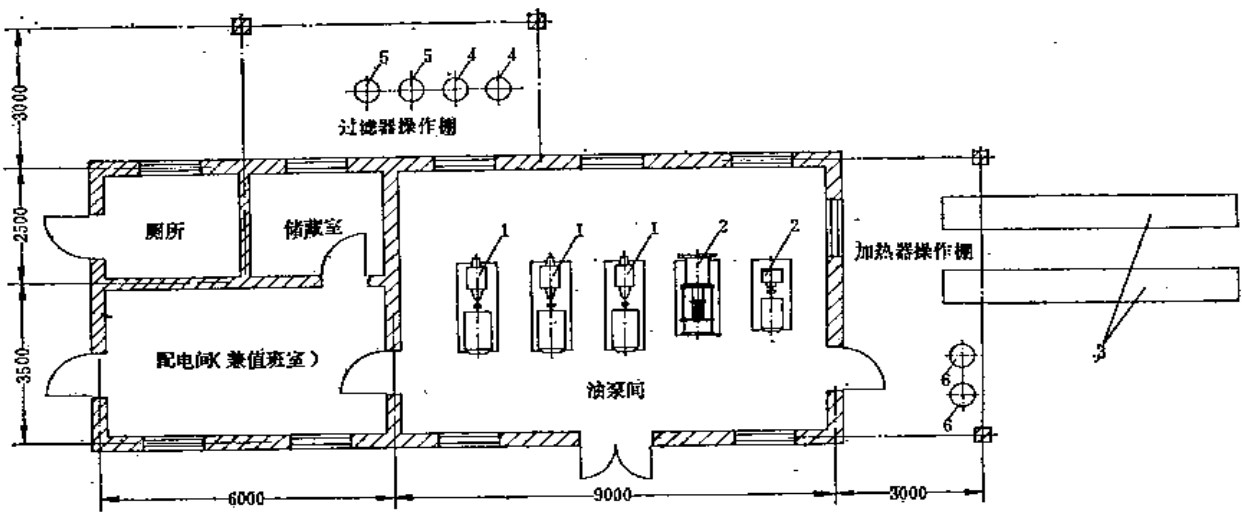


图 9-13 地上式油库泵房平面布置示例

1—卸油泵；2—供油泵；3—重油加热器；4—卸油泵前过滤器；5—供油泵前过滤器；6—炉前过滤器

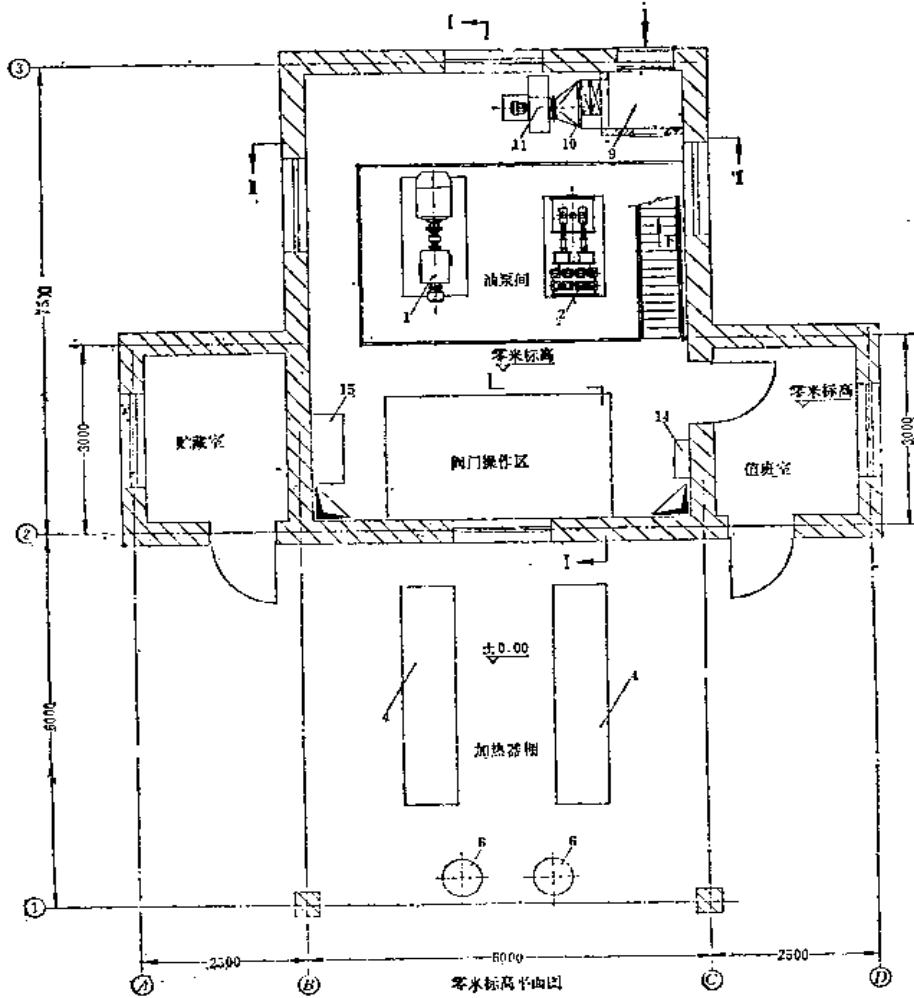
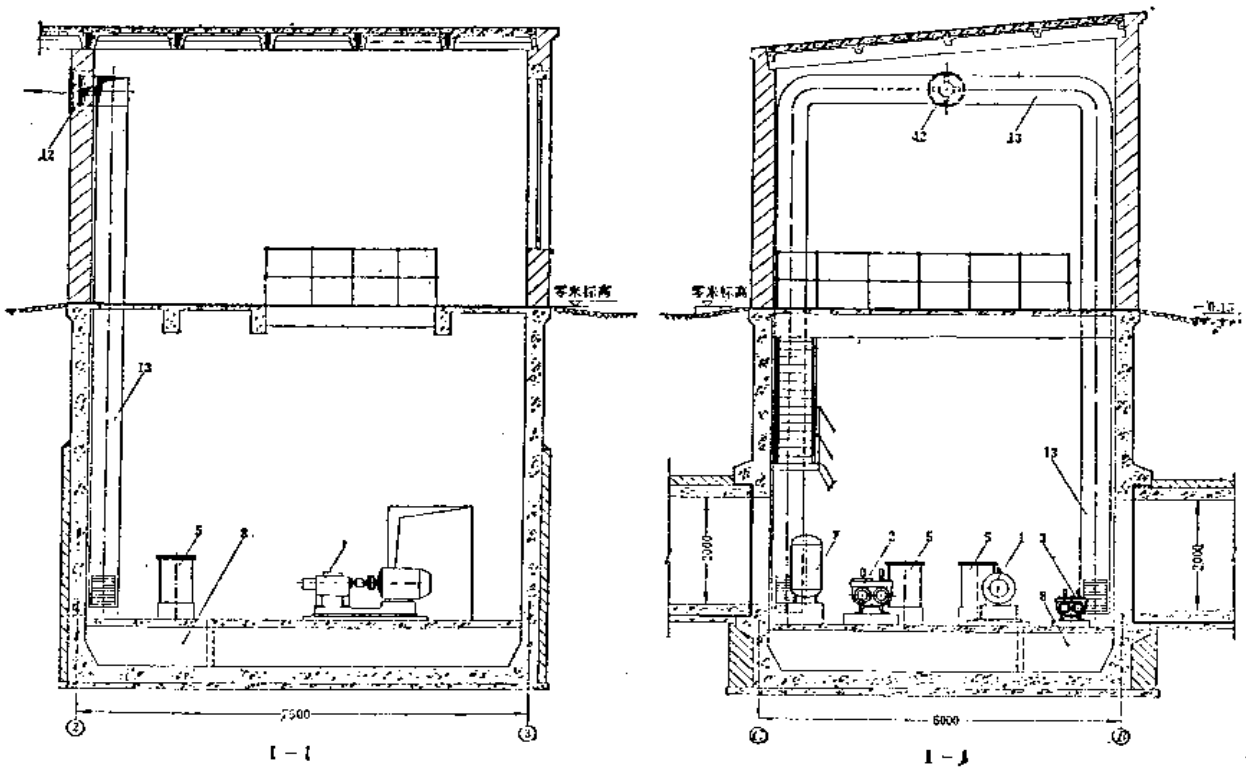
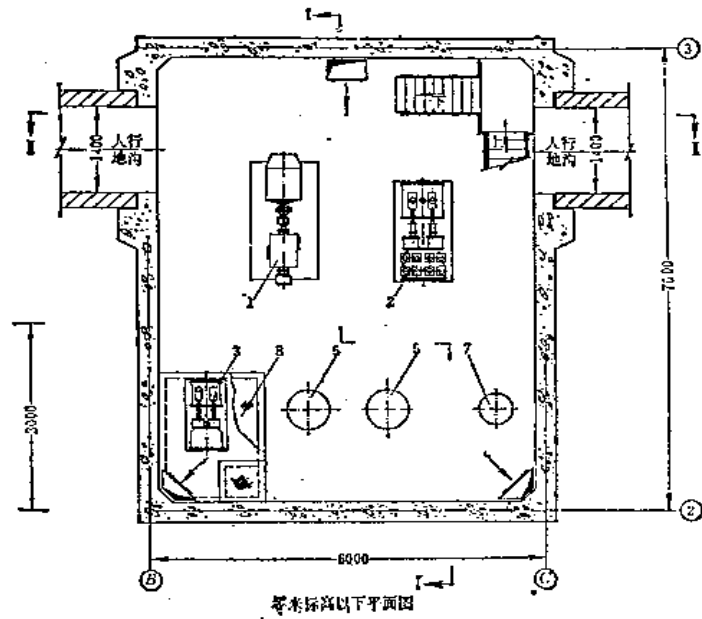


图 9-14 地下式或半地



1—齿轮油泵(供油泵); 2—蒸汽往复泵(供油泵); 3—蒸汽往复泵(污油泵); 4—重油加热器; 5—泵前过滤器; 6—炉前过滤器; 7—稳压罐; 8—污油池; 9—进风室; 10—散热器; 11—离心通风机; 12—轴流通风机; 13—通风管道; 14—热工仪表箱; 15—配电箱

下式油库泵房布置示例

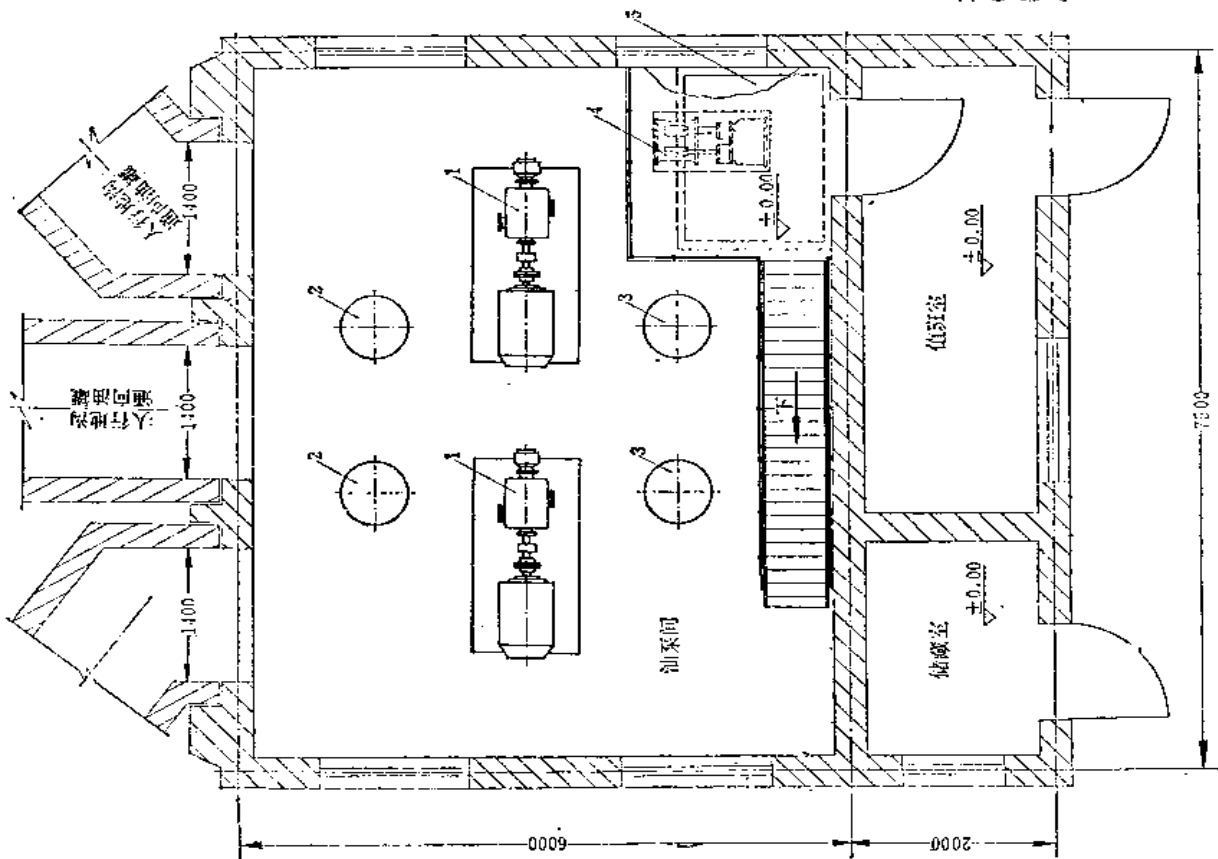


图 9-15 地下式或半地下式油库泵房平面布置示例

1—齿轮油泵或螺杆油泵(供油泵); 2—泵前过滤器; 3—炉前过滤器; 4—蒸汽往复泵(污油泵); 5—污油池

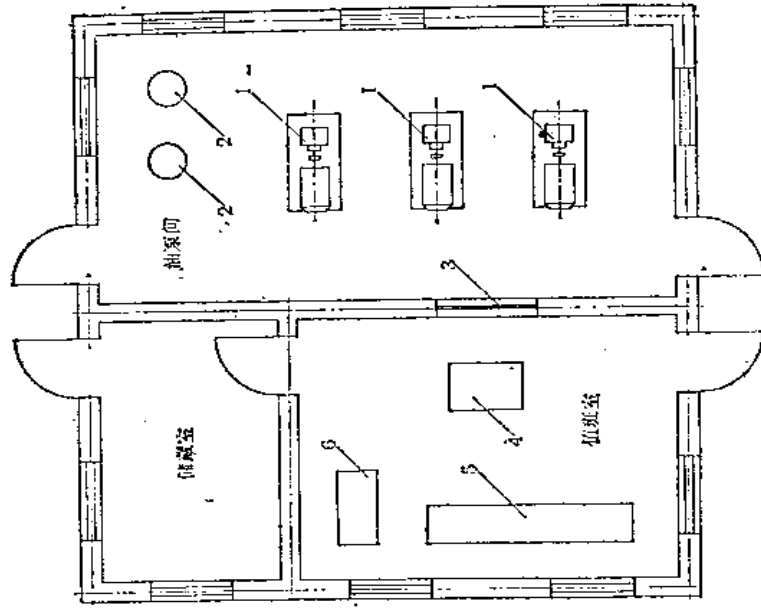


图 9-16 油泵房平面布置示例

1—供油泵; 2—泵前过滤器; 3—观察窗; 4—操纵控制盘; 5—仪表箱; 6—配电箱

符号说明表

符号号	名称
1	井道管
2	油池管
3	污水及污油管
4	污油管及回油管
5	蒸汽管
6	蒸汽水管
7	排水管
8	水管
9	井筒管
10	井筒管
11	截止阀
12	蝶阀
13	止回阀
14	截止阀
15	截止阀
16	截止阀
17	截止阀
18	截止阀
19	截止阀
20	变送器

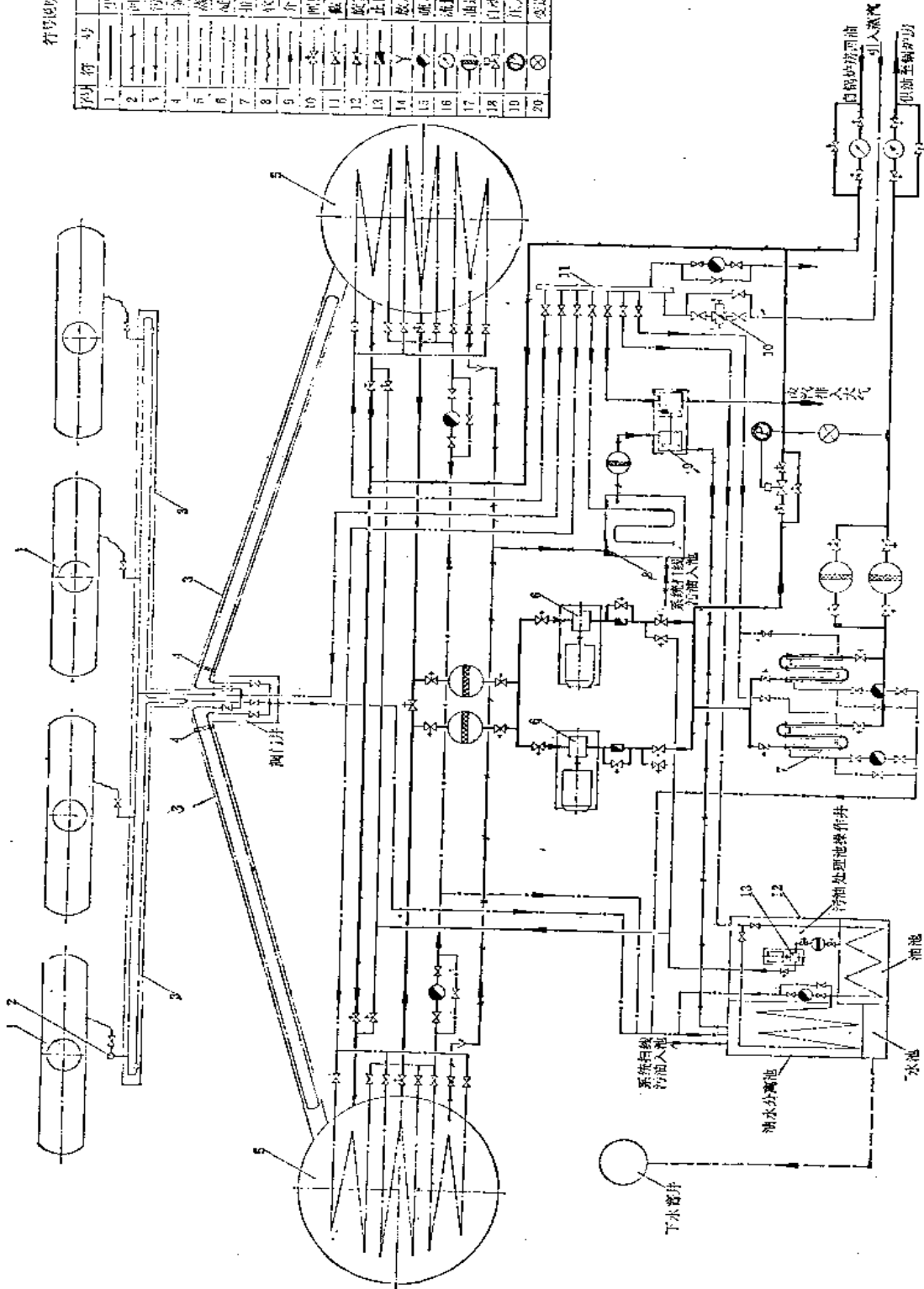


图 9-17 地下式油库流程系统图

1—铁路油罐车；2—上加热管；3—加热管；4—插板闸门；5—地下式贮油罐；6—供油泵（齿轮油泵或螺杆油泵）；7—套管式重油加热器；8—污油池；9—污油泵（蒸汽往复泵）；10—减压阀；11—分汽缸；12—污油处理池；13—输油泵（齿轮油泵）

注：扫线和低点放空系统及蒸汽伴随管在图中均未示出。

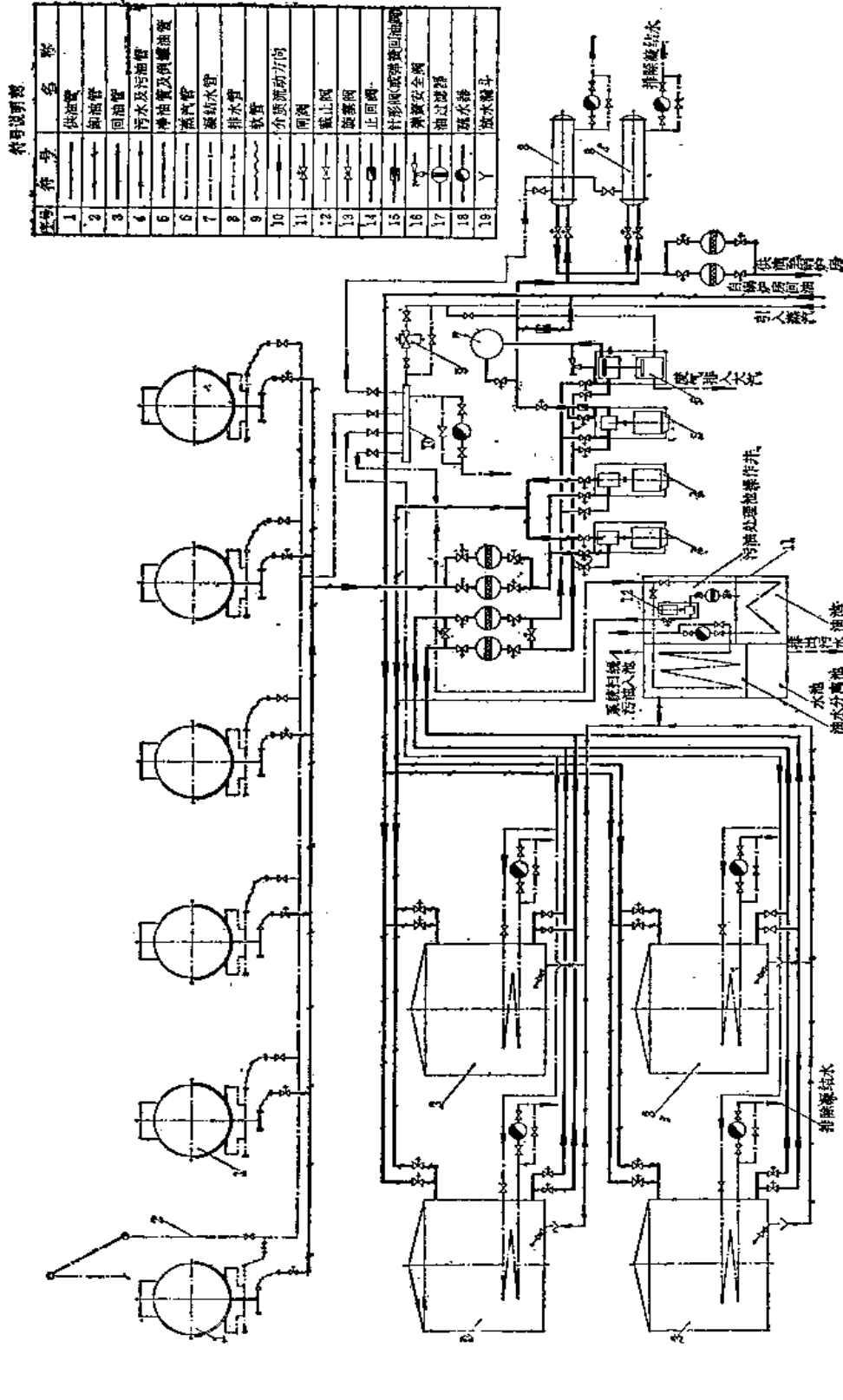


图 9-18 地上式油库流程图

1—铁路油罐车，2—上加热鹤管，3—地上式卸制贮油罐，4—卸油泵(离心油泵)，5—供油泵(螺杆油泵)，6—供油泵(蒸汽往复泵)，7—稳压罐，8—列管式重油加热器，9—减压阀，10—分汽缸，11—污油处理池，12—输油泵(齿轮油泵)

注：扫线和低点放空系统及蒸汽伴阻管在图中均未示出。



在油泵间有对人身健康有害的油品蒸汽，应考虑对这些有害气体的排除。

重油泵房属于热油泵房，在建筑设计上应按热作车间考虑，开设高侧窗或天窗，下部侧窗宜设计成低窗台、双面纵向对开式窗。在我国南方比较炎热地区，还可采用开敞式或半开敞式的建筑形式。

在油泵间内，冬季应维持室温 $14\sim 16^{\circ}\text{C}$ 。在一般情况下，设备和管道的散热量足以补偿建筑热损失，维持室内操作温度，因而一般可不设置采暖设施。其他辅助房间按一般标准采暖。

油泵间内夏季通风的主要任务是排除余热和有害气体。应尽量利用门、窗进行有组织的自然通风。

地下式和半地下式油泵间的地下部分，宜有送风、排风装置(如图9-14)，每小时换气次数应不少于10次。

油泵间内的设备和管道必须包以保温层，以减少散热损失和散入室内的热量。

在地下式和半地下式油库中，从油泵间至贮油罐之间设有人通行地沟，沟中除安装管道外，操作人员从油泵间进入罐边操纵油罐阀门。在人通行地沟靠贮油罐一端的上部开设竖风道(见图9-11、9-12)，必要时可将竖风道上盖打开，进行自然通风，同时还可供自然采光。

重油泵房按非防爆建筑设计。

## 五、重油库的工艺流程

油库的工艺系统应能完成下列主要操作业务：

1. 卸油 在给锅炉房正常供油的情况下，将进厂的运输容器中的重油卸入任一贮油罐。
2. 供油 连续供给锅炉重油，并满足喷油嘴雾化所需要的粘度和压力要求，保证锅炉正常运行。当锅炉房设有日用油罐时，定期地往日用油罐输送重油。
3. 油品转罐 将重油从一个贮罐转注入任一贮罐。
4. 沉淀脱水 贮油罐中的水分，经沉淀分离后排入污油池或污油处理池。
5. 扫线 用蒸汽对重油系统进行清扫。扫出之污油排入污油池或污油处理池，也可扫入贮油罐。
6. 处理污油 对污油进行沉淀脱水，处理后的重油送入任一贮油罐中。

图9-17、9-18为地下式油库流程系统图和地上式油库流程系统图。图中所示均为直接供给锅炉重油的油库流程系统。当锅炉房设有日用油罐和供油泵房时，油库的流程系统比较简单，没有供油泵、炉前重油加热器和回油管道，另设输油泵。

在设计油库管路系统时，应统一考虑并合理安排整个管路系统中各管段的坡向，防止在系统中形成低死点而积存油品和凝结水。

### 第四节 重油的运输和卸油设施

重油的运输方式有铁路油罐车运输、汽车油罐车运输、油船运输及管线输送四种。采用哪种运输方式应根据耗油量的大小、运输距离的远近以及厂矿企业所在地区的铁路、公

路、水路运输条件等因素合理确定。一般来说，当用油地点距离油源远时，采用铁路油罐车或油船运输；距离近时，采用汽车油罐车运输或管线输送。

本节重点介绍铁路油罐车运输及其卸油设施。

## 一、重油的铁路运输和卸油设施

### (一) 铁路油罐车

目前国内运输重油的铁路油罐车，主要有G<sub>12</sub>、G<sub>14</sub>和G<sub>17</sub>三种车型，此外还有少数G<sub>1</sub>、G<sub>3</sub>、G<sub>4</sub>等车型以及其它少量杂牌车。几种车型的技术规格及其主要尺寸见表9-7及图9-19。

粘油罐车技术规格及外形尺寸

表 9-7

型 号	容 积 (米 <sup>3</sup> )	最大宽×高 B×H (毫米)	钩舌内侧 距离L (毫米)	罐体直径 D (毫米)	罐体长度 l (毫米)	h (毫米)	结 构 特 点
G <sub>1</sub>	37	2760×4310	12490	2100	10940	1200	罐体外加保温层，下卸排油阀口径100毫米
G <sub>3</sub>	30.5	2740×4190	10316	2100	8956	1100	下卸排油阀口径100毫米
G <sub>4</sub>	37	2740×4310	12490	2100	10940	1200	罐体外加保温层，下卸排油阀口径100毫米
G <sub>12</sub>	52.5	2892×4638	11608	2600	10026	1079	双层底加热装置，下卸排油阀口径100毫米
G <sub>14</sub>	50	3104×4695	12082	2600	10070	1249	双层底加热装置，下卸排油阀口径100毫米
G <sub>17</sub>	62.09	2950×4470	11992	2300	10410	1070	双层底加热装置，下卸排油阀口径100毫米

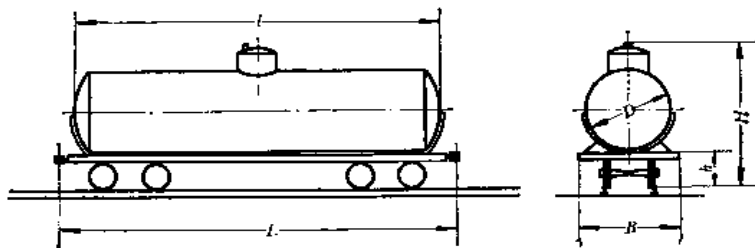


图 9-19 粘油罐车外形尺寸图

图9-20、9-21为国产G<sub>12</sub>、G<sub>17</sub>型粘油罐车结构图，其技术性能见表9-8。

1. G<sub>12</sub>、G<sub>17</sub>型粘油罐车加热装置 加热装置由加温套、加温管路、排汽帽及凝结水排出管组成。加温套位于罐体的下半部，见图9-20、9-21。加温管路位于罐车的底部，排汽帽及凝结水排出管位于加温套的两端。

将任一侧的加温管路接头与汽源连通，蒸汽经管路进入加温套，加热罐中之油品。同时进入下卸排油装置加热。

2. G<sub>12</sub>、G<sub>17</sub>型粘油罐车下卸排油装置 下卸排油装置由中心排油阀及其操纵装置、下卸排油管等组成。

当采用封闭式卸油系统（长管下卸）时，需将油库的卸油管道与侧排油阀连通。

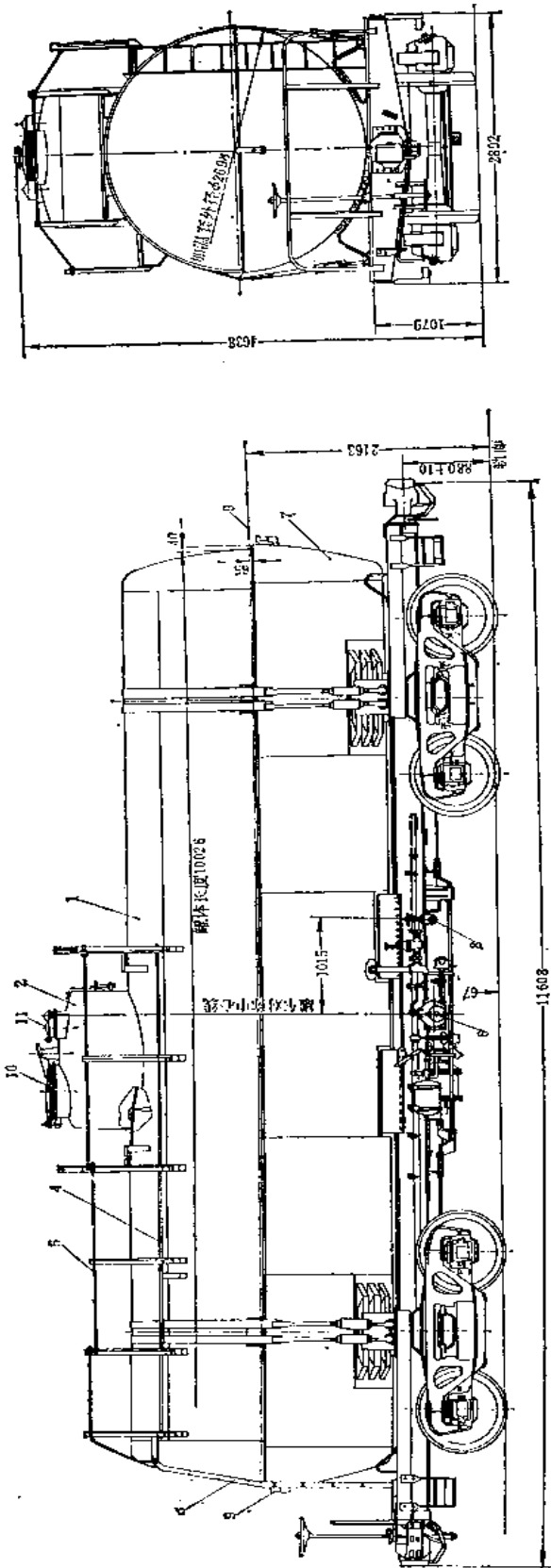


图 9-20 G<sub>2</sub>型粘油罐车外形图

1—罐体，2—空气包，3—梯子，4—平台，5—栏杆，6—下卸排油装置，7—加温套，8—加温管路，9—排汽帽 $1\frac{1}{2}''$ ，10—人孔，11—安全阀

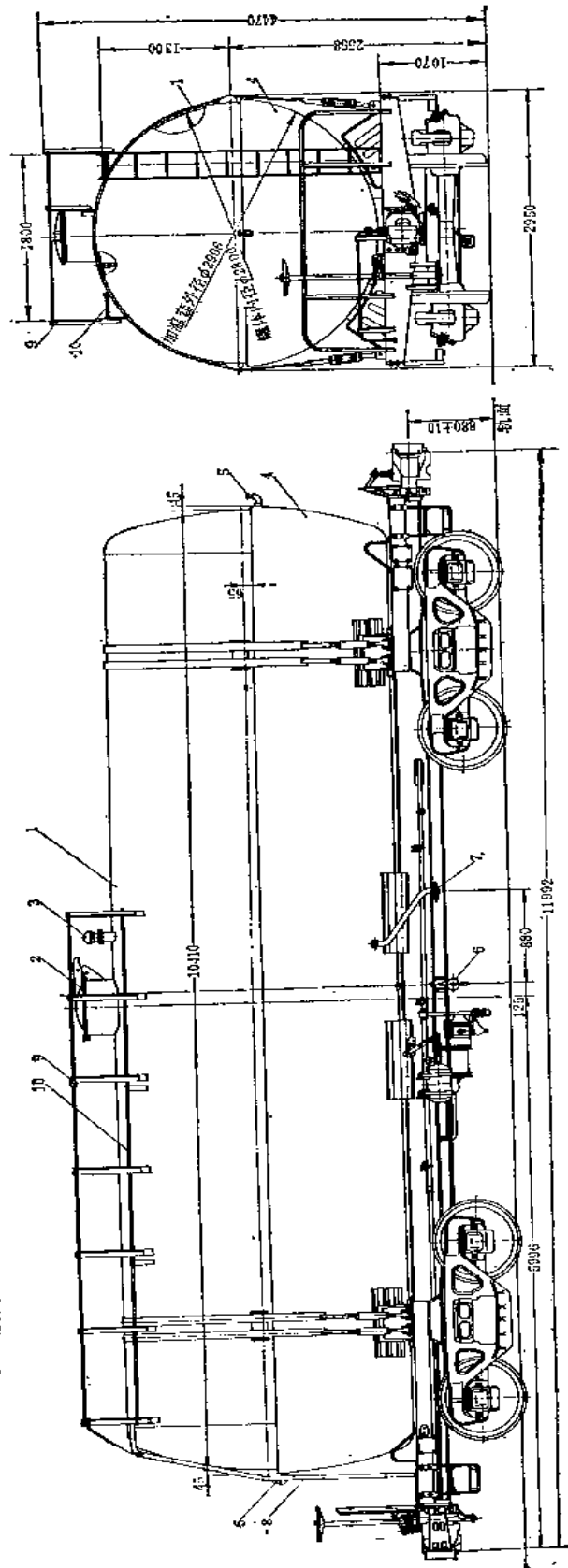


图 9-21 G<sub>1</sub>型粘油罐车外形图

1—罐体，2—人孔，3—安全阀，4—加温套，5—加温套排汽帽，6—下卸排油装置，7—加温管路，8—梯子，9—栏杆，10—平台

G<sub>12</sub>、G<sub>17</sub>型粘油罐车技术性能

表 9-8

序 号	项 目	G <sub>12</sub> 型粘油罐车	G <sub>17</sub> 型粘油罐车
1	罐车有效容积(米 <sup>3</sup> )	50	60
2	罐车总容积(米 <sup>3</sup> )	52.5	62.09
3	罐体长度(毫米)	10026	10410
4	罐体内径(毫米)	2600	2800
5	罐体壁厚(毫米)	9	8
6	罐体总重(包括加温套)(公斤)	~8780	8915
7	罐体最大工作压力(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	1.5	1.5
8	加温套最大工作压力(公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	1	1
9	加温套的受热面积(米 <sup>2</sup> )	37.5	
10	两侧下卸排油管直径(毫米)	100	100

目前国内使用的G<sub>17</sub>型粘油罐车的下卸排油装置，其与油库卸油管道连接的管接头有丝扣连接和插口连接两种形式。

### (二) 铁路卸油作业线

1. 线路 铁路卸油作业线一般有如下三种建筑方式：

(1) 当来油车次不频繁，一次进厂的油罐车数不多和卸车车位少，并且加热汽源可靠时，在南方地区，如不影响厂内其他运输车辆的通行，可利用厂内联络线（或调车线）作为卸油作业线。

(2) 将其他车间或仓库的装卸作业线的尽头线延长，作为卸油作业线。但车间或仓库的装卸作业不能影响油罐车的通行。

(3) 单独敷设卸油作业线——铁路专用线。当来油车次比较频繁或一次进厂的油罐车数比较多时，卸车占线时间较长，应单独敷设专用线。在寒冷地区，一般宜单独敷设专用线。

线路的卸油作业停车段，应设计成平道直线，停车段的长度应根据卸车车位数确定。如果是尽头式的停车段，还应将线路尽头延伸20米，以便甩车。

2. 限界 在铁路卸油作业线旁建筑卸油设施时，必须遵守国标(GB) 146—59《标准轨距铁路机车车辆限界和建筑接近限界分类及基本尺寸》中所规定的直线建筑接近限界(建限-1)，见图9-22。

### (三) 油罐车的卸车和卸油设施

1. 卸车车位数 卸车车位数即定位卸车的罐车数。卸车车位数应根据一次进厂的正常最大油罐车数量、厂内调车设备情况及油库贮油罐数和单个贮油罐容积等因素决定。

为提高油罐车的周转率，应尽快卸完一次进厂的全部罐车。对于一般机械工厂，重油的需要量不是太大，一次进厂的罐车数不会太多，工厂一般无自备调车设备，应尽可能一批卸完，即卸车车位数等于一次进厂的正常最大罐车数。如果厂矿企业自己有调车设备，一次进厂的罐车数又多，可考虑分批卸车，则卸车车位数为一次进厂的正常最大罐车数被卸车批数除所得之商。

一次进厂的罐车数与油库贮油罐的数量及单个贮油罐的容积有直接关系。一次进厂的总油量，应全部卸入并装满待装的空贮罐，以避免罐车积压。油库的贮油罐数量一般在两

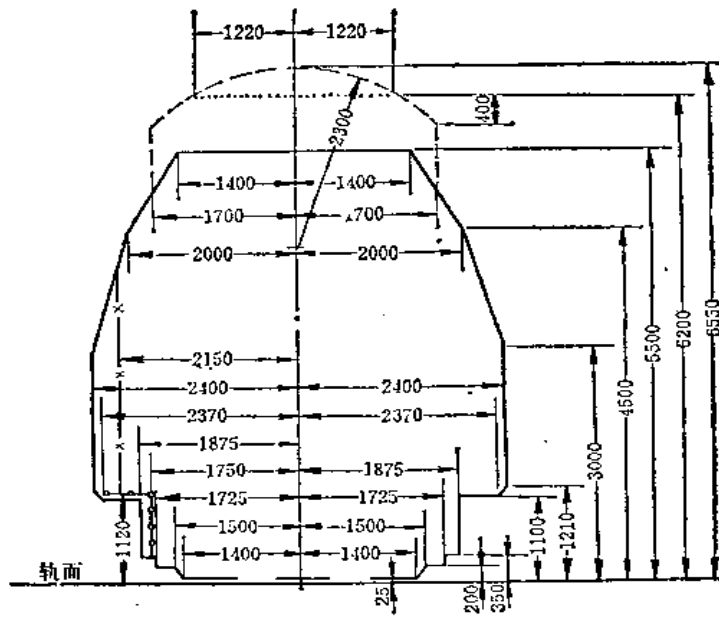


图 9-22 直线建筑接近限界图

- × — × — 信号机、水鹤的建筑接近限界，对道岔表示器、高柱信号表示器及路签(牌)接受机的非所属线一面亦适用此限界(正线不适用)。
- ○ — ○ — 站台建筑接近限界(正线不适用)。
- 各种建筑物的基本接近限界。
- ..... 适用于电力机车牵引的线路的跨线桥、天桥及雨棚等建筑物。
- ..... 电力机车牵引的线路的跨线桥在困难条件下的最小高度。

个以上。每个贮油罐分别轮换承担接收、沉淀脱水、供应等任务。当贮油罐数为两个时，其中一个保温贮存或升温沉淀脱水，作为贮存罐；另一个供给锅炉房重油，作为供应罐。当供应罐内的油消耗完以后，转换使用经过沉淀脱水的贮存罐作为供应罐，原供应罐即空罐待装。当贮油罐数量为三个时，其中一个作为供应罐；另外两个保温贮存和沉淀脱水，作为贮存罐，或一个沉淀脱水准备供应，一个空罐待装。当贮油罐数量在四个或四个以上时，正常情况下有两个或两个以上空罐待装。一般来说，正在沉淀脱水或沉淀脱水后准备供应的油罐和供应罐，不宜卸入油品。

当机车牵引能力所运载的最大罐车数大于所需的一次进厂正常最大罐车数时，卸车车位数一般可按表 9-9 中所列待装空罐数确定。

待装空罐数参考值 表 9-9

油库贮油罐数量	待装空罐数
2	1
3	1~2
4	2

注：待装空罐数与生产和运输的不均衡性以及计划管理等因素有关，表中所给之值为理想状况下的设计参考数值。

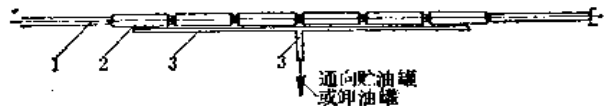


图 9-23 卸车车位单线布置示意图

1—铁路专用线；2—油罐车；3—卸油沟或卸油管

2. 卸车车位的布置 卸车车位的布置有单线布置(图9-23)和双线布置(图9-24)两种。当卸车车位数较少时，一般采取单线布置。当卸车车位数较多时，为了便于卸油集中操作和缩短卸油沟或卸油管路的长度，可采取双线布置。双线布置时，两排罐车卸油共用

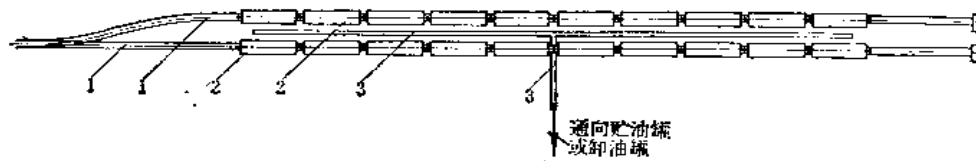


图 9-24 卸车车位双线布置示意图

1—铁路专用线；2—油罐车；3—卸油沟或卸油管

一条卸油沟或集油管，或分别敷设两条集油管。

3. 卸车方式及卸车装置 卸车方式取决于油罐车的结构型式。目前国内使用的粘油罐车主要是带有下部蒸汽加温套的粘油专用罐车。这种罐车的卸车方式，是利用蒸汽加温套间接加热罐内油品，加热后从下卸油口卸出，简称间接蒸汽加热下卸。此外，还有不带下部蒸汽加温套的下卸粘油罐车。对于这种罐车，需要从上部人孔通入蒸汽直接加热油品，从下卸油口卸出，简称直接蒸汽加热下卸。在实际生产过程中，还有个别罐车的下卸排油装置失灵（俗称瞎子车），需要采用从上部人孔卸油（上卸）的办法。

(1) 间接蒸汽加热下卸装置 图9-25、9-26为间接蒸汽加热下卸装置示意图。

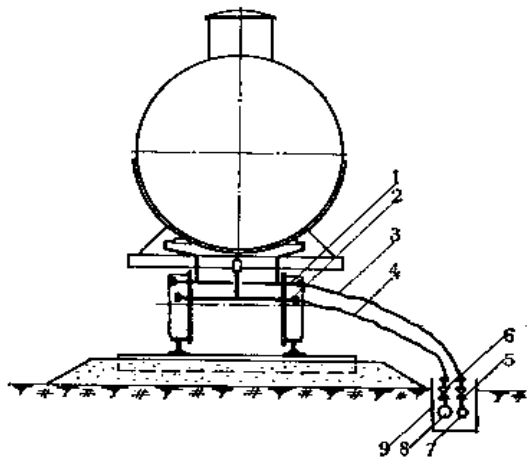


图 9-25 间接蒸汽加热下卸装置示意图  
(封闭式卸油系统)

1—蒸汽管；2—卸油管；3—蒸汽连通管(软管)；  
4—回转接头；5—蒸汽阀；6—油阀；7—蒸汽总管；8—集油管；9—管沟

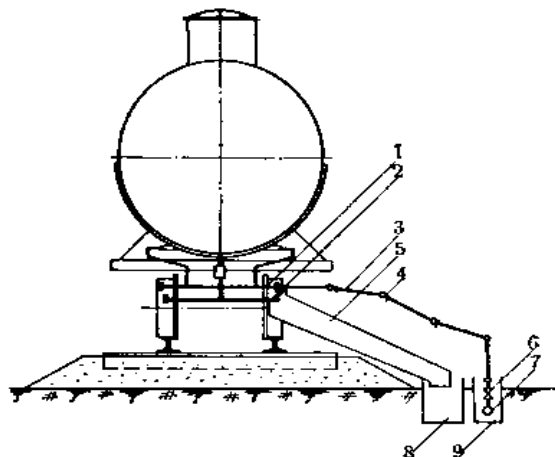


图 9-26 间接蒸汽加热下卸装置示意图  
(敞开式卸油系统)

1—蒸汽管；2—卸油管；3—蒸汽连通钢管；4—回转接头；5—导油槽；6—蒸汽阀；7—蒸汽总管；8—卸油沟；9—管沟

蒸汽连通管 连通汽源和油罐车的蒸汽连通管，可用橡胶软管（见图9-25）或中间带有回转接头的薄壁钢管（见图9-26），亦可采用金属软管。车型不同，蒸汽连通管与罐车的加温管路连接的接头结构尺寸也不同，详见动力设施燃油系统重复使用图集 CR310《卸油装置》。

导油槽及下卸油装置 从油罐车下卸油口导出油品，一般使用薄钢板制的导油槽（见图（9-26）或带有橡胶软管的下卸油装置。下卸油装置的结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR310《卸油装置》。

(2) 直接蒸汽加热装置 直接蒸汽加热即通过罐车上部人孔向油中喷射蒸汽，直接加热油品。图9-27即为这种加热装置——加热鹤管的一种结构型式图。蒸汽喷嘴10借手摇

卷扬机 2 放入罐车或提升，蒸汽通过喷嘴（图9-28）向油中喷射。阀门 6 及接管头 11 为间接蒸汽加热时使用。

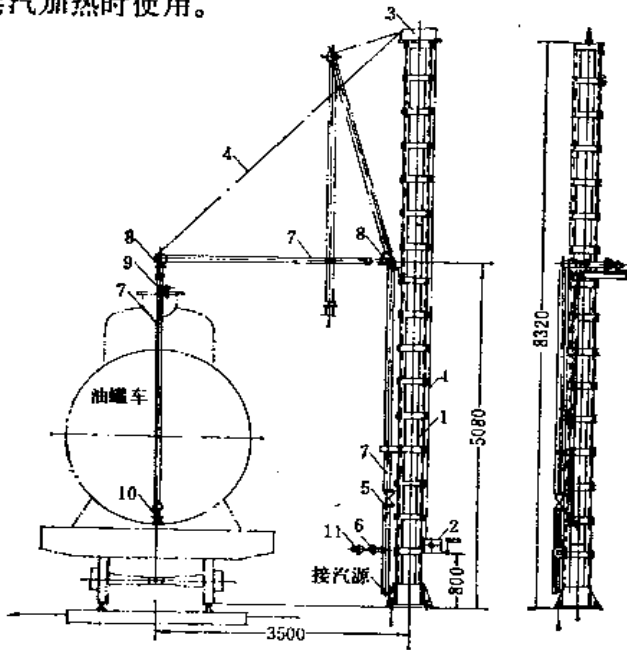


图 9-27 加热鹤管结构示意图

1—立柱；2—手摇卷扬机；3—滑轮座；4—钢丝绳；5—阀门 $D_080$ ；6—阀门 $D_050$ ；7—钢管 $2\frac{1}{2}''$ ；8—回转弯头；9—固定架；10—蒸汽喷嘴；11—接管头 $2''$

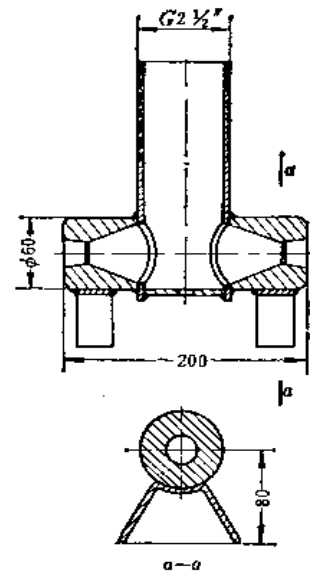


图 9-28 蒸汽喷嘴结构图

图9-29为带栈桥的加热鹤管结构示意图。吊桥 2 借手摇卷扬机 3 放下或提起。蒸汽喷嘴 11 借手摇卷扬机 3 放入罐车或提升。横梁 1 可向任一侧旋转，以适应卸车车位的变动，并可在加热完毕后将立管 8 和喷嘴 11 提升旋转停放在不影响车辆通行的适当位置。

(3) 卸车方式的确定 设计卸车装置时，应按间接蒸汽加热下卸设计，以适应  $G_{12}$ 、 $G_{14}$ 、 $G_{17}$  几种主要车型卸车的需要。目前国内仍有一部分不带下部蒸汽加温套的下卸粘油罐车，对于不能固定使用  $G_{12}$ 、 $G_{14}$ 、 $G_{17}$  型罐车的一般厂矿，要考虑有直接蒸汽加热的可能性。对于个别下卸排油装置失灵的瞎子车，设计中亦应予以适当的考虑。一般可考虑设置 1~2 个上加热鹤管和上卸油鹤管，或备有移动式卸油泵，并预留接管头，以便临时采取上卸措施。

4. 卸油栈桥 在进行卸车作业时，操作人员需要上下罐车，为便于操作，在卸车车位较多时，应设计卸油栈桥。

卸油栈桥有单侧式和双侧式两种。当卸车车位采取单线布置时，为单侧式卸油栈桥；采取双线布置时，为双侧式卸油栈桥。

栈桥上设有人通行吊桥及其操纵装置等。

各型罐车的外形尺寸不同，设计栈桥时，应根据各型罐车的直径和高度确定比较适中的栈桥高度，从铁轨面至栈桥面一般以 3.3~3.4 米为宜。单侧式卸油栈桥的宽度一般为 1~1.2 米，双侧式卸油栈桥一般为 1.2~1.5 米。栈桥的长度根据卸车车位数及卸车点的间距确定，即单侧式卸油栈桥时，

$$L \approx nl \text{ 米}$$

(9-6)

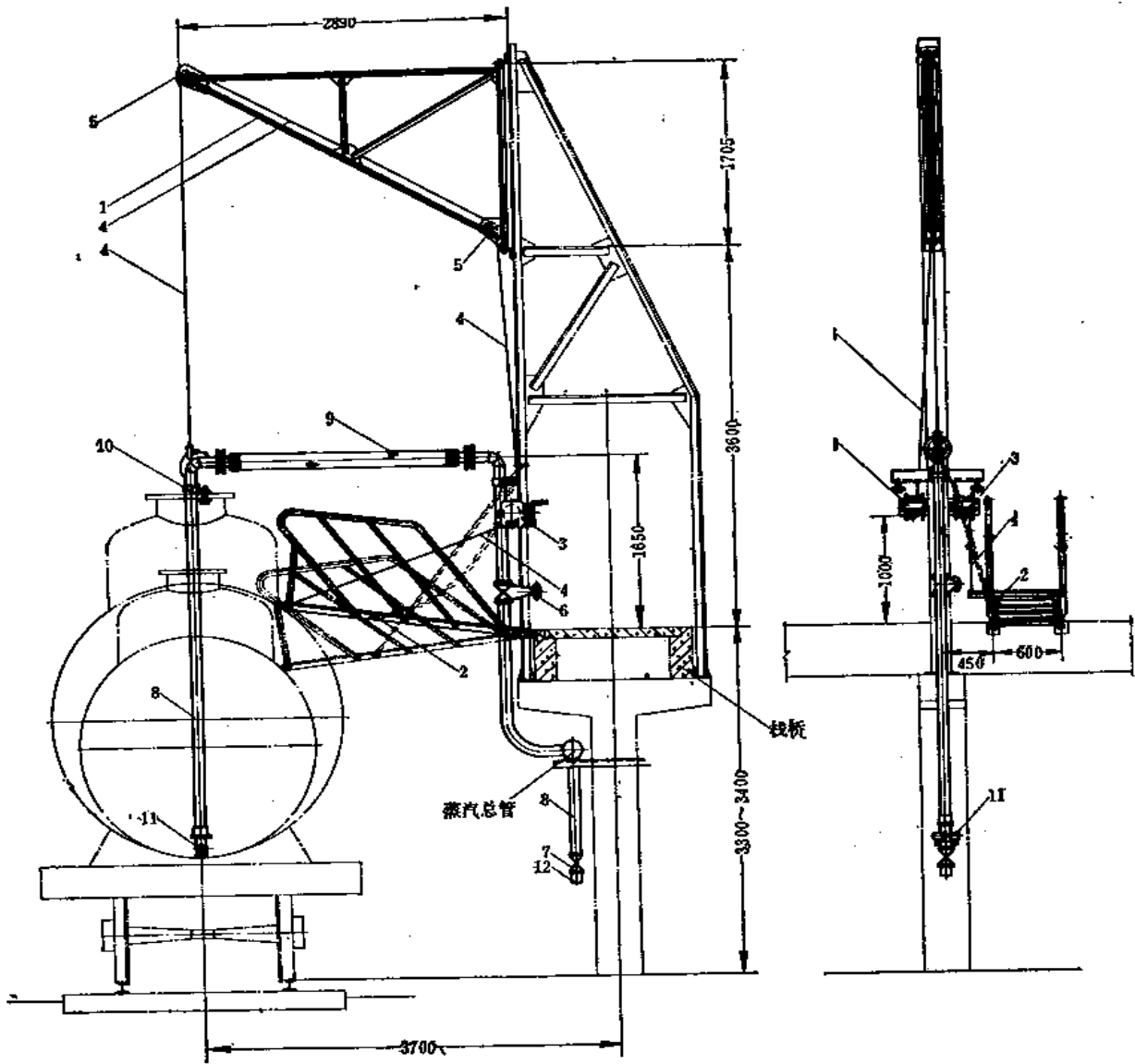


图 9-29 带栈桥的加热鹤管结构示意图

1—机架；2—吊桥；3—手摇卷扬机；4—钢丝绳；5—滑轮；6—阀门 $D_0.80$ ；7—阀门 $D_0.50$ ；8—钢管 $2\frac{1}{2}''$ ；  
9—软管；10—固定架；11—蒸汽喷嘴；12—接管头 $2''$

双侧式卸油栈桥时，

$$L \approx \frac{nl}{2} \text{ 米} \quad (9-7)$$

式中  $L$ ——栈桥长度，米；

$n$ ——卸车车位数，个；

$l$ ——卸车点的间距，米，一般取  $l = 12$  米。

卸油栈桥的耐火等级及其梯子的设置，应符合有关防火规范的规定。

当卸车车位数不多时，也可设计成单独的操作平台，如图9-32。

5. 卸油流程和卸油设施的布置 卸油流程首先与卸车方式有关。如前所述，卸车方式有上卸和下卸两种。



上卸仅用于个别下卸排油装置失灵的罐车卸油，可采用泵卸或虹吸自流卸油（图9-30）。

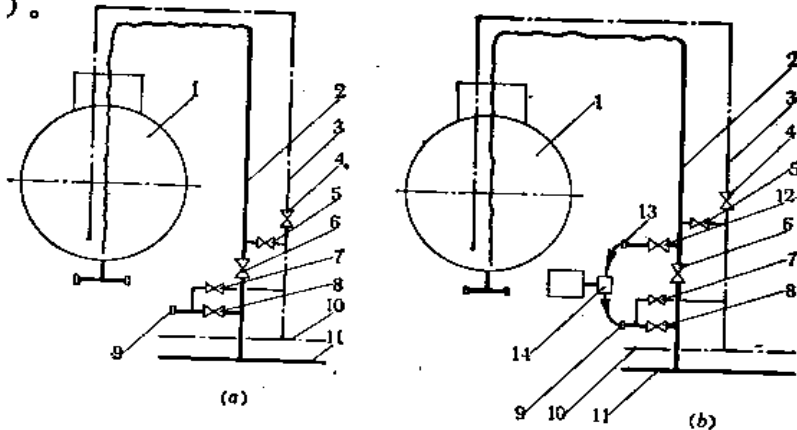


图 9-30 上卸油流程系统图

1—油罐车；2—上卸油鹤管；3—加热鹤管；4—蒸汽阀门；5—蒸汽阀门；6—上卸油阀门；7—蒸汽阀门；8—下卸油阀门；9—下卸油管接头；10—蒸汽干管；11—集油管；12—上卸油阀门；13—管接头；14—移动式泵

图9-30 a 为虹吸自流卸油系统图。首先打开蒸汽阀门 5，向卸油鹤管 2 内充蒸汽，然后将阀门 5 关闭。卸油鹤管 2 内的蒸汽冷凝，使鹤管内造成负压，罐车内的重油即被大气压力压入鹤管，直到上卸油阀门 6 为止。由于鹤管 2 内的油位（阀门 6 处）比罐车内的油位低，打开上卸油阀门 6 后，即产生虹吸，开始自流卸油。如因罐车内加热不均匀，致使块状油品堵住鹤管吸油口，还可将蒸汽阀门 5 打开，利用蒸汽反吹扫，然后再将阀门 5 关闭，进行虹吸卸油。下卸油管接头 9 用于与罐车下卸口连通，进行下卸。蒸汽阀门 7 作为下卸时反吹扫之用，即当块状油品将罐车下卸口堵塞时，打开阀门 7 进行反吹扫。

图9-30 b 为泵上卸系统图。在上卸油鹤管上安装上卸油阀门 12 和管接头 13。将移动式油泵与上卸油管接头 13 和下卸油管接头 9 连通，如同上述程序，使鹤管内造成负压，当鹤管内充油后，打开阀门 8 和 12，起动油泵卸油。

按卸车动力的不同划分，下卸有泵卸和自流下卸两种。

(1) 泵卸油系统 当不能利用位差自流卸油时，可采用油泵将油从油罐车卸入贮油罐。图9-31为泵卸油系统流程图。

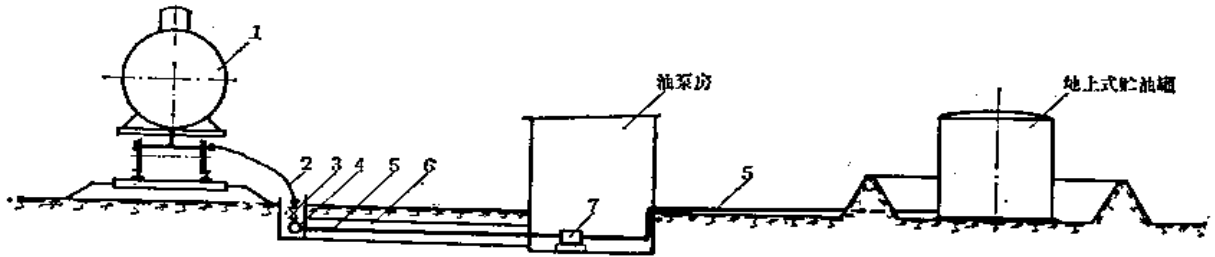


图 9-31 泵卸油系统流程图

1—铁路油罐车；2—卸油软管；3—阀门  $D_0.100$ ；4—集油管；5—输油管道；6—管沟；7—卸油泵

图9-32、9-33为泵卸油设施平面布置图。集油管和输油管敷设于地沟中或沿地面敷设，其坡度一般为0.005~0.01，坡向油泵房。

(2) 自流下卸系统 自流下卸是利用位差将油自流卸入贮油罐或卸油罐。自流下卸有短管下卸（敞开式）和长管下卸（封闭式）两种系统。

图9-34、9-35为短管下卸流程系统图。重油自油罐车下卸短管（即下卸排油装置）泄出，经导油槽、集油沟和导油沟流入地下式贮油罐或卸油罐。当铁路卸油作业线高出附近地面标高，并有足够的位差时，可将贮油罐建成半地下式，以减少土方量，即将导油沟位

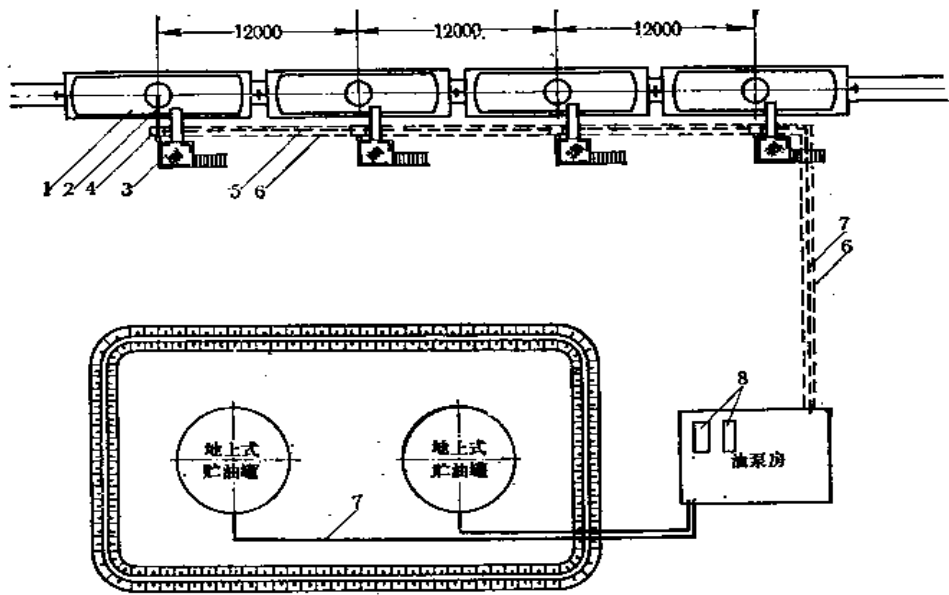


图 9-32 泵卸油设施平面布置图

1—铁路油罐车；2—加热鹤管；3—卸油操作平台；4—管沟口；5—集油管；6—管沟；7—输油管；8—卸油泵

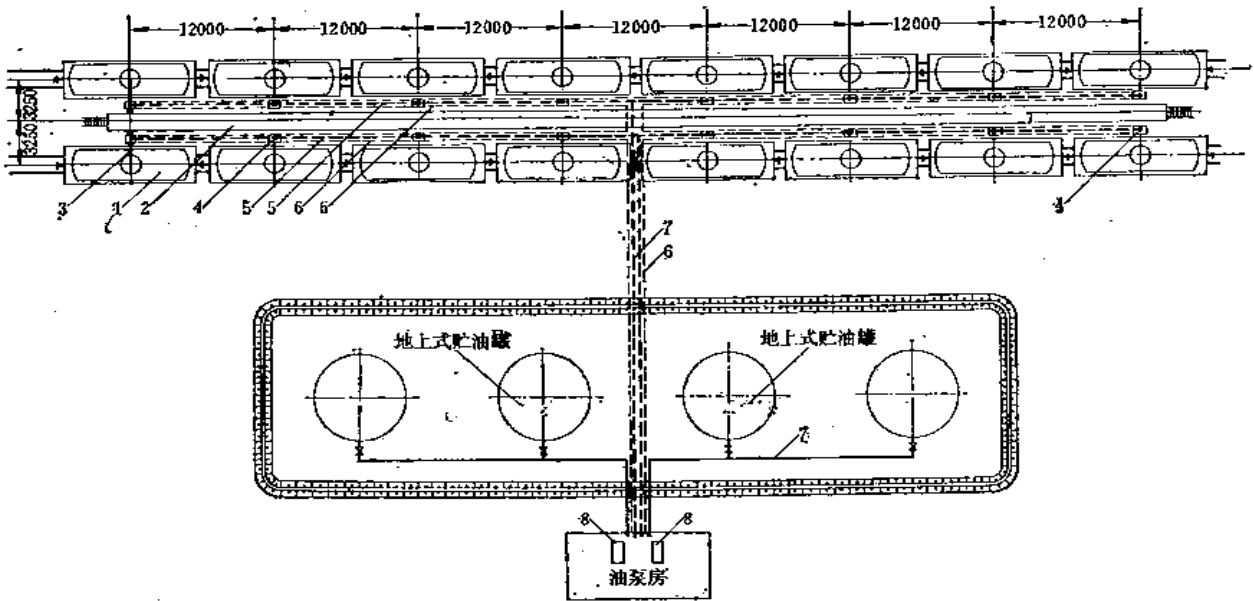


图 9-33 双侧泵卸油设施平面布置图

1—铁路油罐车；2—卸油栈桥；3—加热鹤管；4—管沟口；5—集油管；6—管沟；7—输油管；8—卸油泵

置局部填高建造油沟，油利用位差自流入半地下式贮油罐中。图9-36为其流程系统图。如果采用长管下卸（封闭式）时，可将导油管架空敷设。

图9-37、9-38为短管下卸（敞开式）设施平面布置图。其中，集油沟和导油沟一般用混凝土建造。其横截面可建成矩形或圆形，一般矩形较多。在每个卸车点设置集油沟口，接收经导油槽流出的油品。集油沟和导油沟的坡度一般为0.005~0.01，坡向贮油罐。通向每一贮油罐的导油沟均设有闸门，可控制向任一贮油罐中卸油。为使油沟保温，在集油

沟和导油沟内敷设1"~2"蒸汽伴随管。伴随管自集油沟端部引入，沿沟底顺坡敷设，在导油沟末端处设疏水器或设一排水阀门，在卸油时微开阀门排出凝结水。为了减少散热损失和防止柴草、砂土等杂质进入沟内，集油沟和导油沟宜建成暗沟。在每个集油沟口和阀门、疏水器等的操作井处设轻便的盖板，盖板应有适当的严密性，防止外界杂质进入沟内。集油沟和导油沟应采取必要的防水措施，并使沟顶高出地面150毫米。

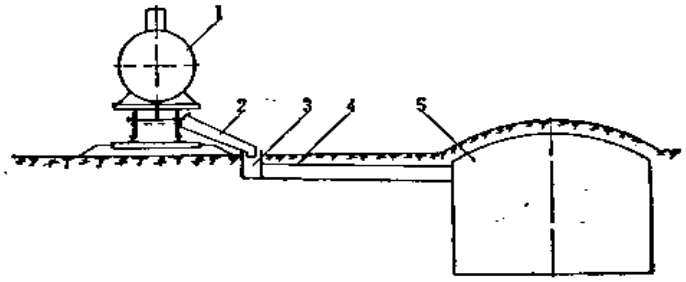


图 9-34 短管下卸（敞开式）流程系统图  
1—铁路油罐车；2—导油槽；3—集油沟；4—导油沟；5—地下式贮油罐或卸油罐

图9-39、9-40也属于短管下卸系统。其中，重油自流流入卸油罐（即零位油罐），再用输油泵转送入地上式或半地下式贮油罐。也可做成长管下卸（封闭式）系统，其流程参见图9-41、9-42。

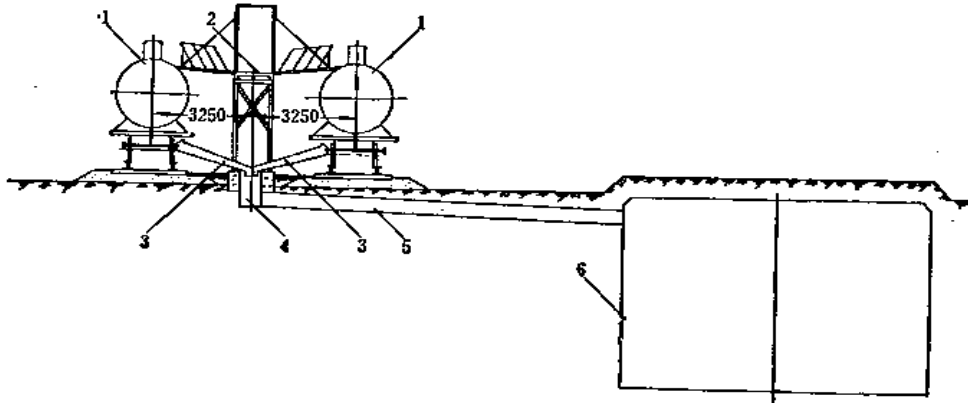


图 9-35 短管下卸（敞开式）流程（双侧）系统图  
1—铁路油罐车；2—卸油栈桥；3—导油槽；4—集油沟；5—导油沟；6—地下式贮油罐或卸油罐

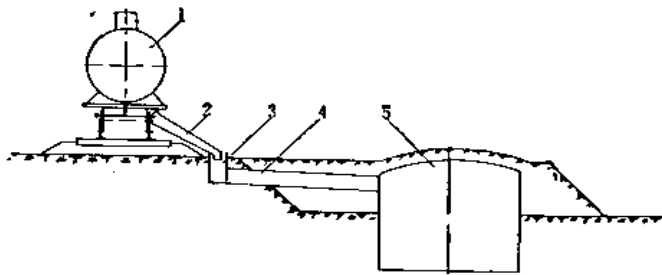


图 9-36 短管下卸（敞开式）流程系统图  
1—铁路油罐车；2—导油槽；3—集油沟；4—导油沟；5—半地下式贮油罐

在卸油栈桥旁侧敷设集油管，经导油管通向各贮油罐。在每一根导油管上装设阀门，可控制向任一贮油罐中卸油。每一个管沟口设有集油支管和阀门，用以连通各油罐车的下卸口。管沟口盖以轻便的盖板。集油管和导油管坡向贮油罐，坡度一般为0.005~0.01。沿集油管和导油管敷设蒸汽伴随管保温。

6. 卸油系统的选择 在确定卸油系统的设计方案时，首先应符合下述原则：

图9-41、9-42为长管下卸（封闭式）流程系统图。重油经卸油软管、集油管和导油管封闭系统自流卸入地下式贮油罐或卸油罐。

图9-43、9-44为长管下卸（封闭式）设施平面布置图。在卸油栈桥旁侧敷设集油管，经导油管通向各贮油罐。在每一根导油管上装设阀门，可控制向任一贮油罐中卸油。每一个管沟口设有集油支管和阀门，用以连通各油罐车的下卸口。管沟口盖以轻便的盖板。集油管和导油管坡向贮油罐，坡度一般为0.005~0.01。沿集油管和导油管敷设蒸汽伴随管保温。

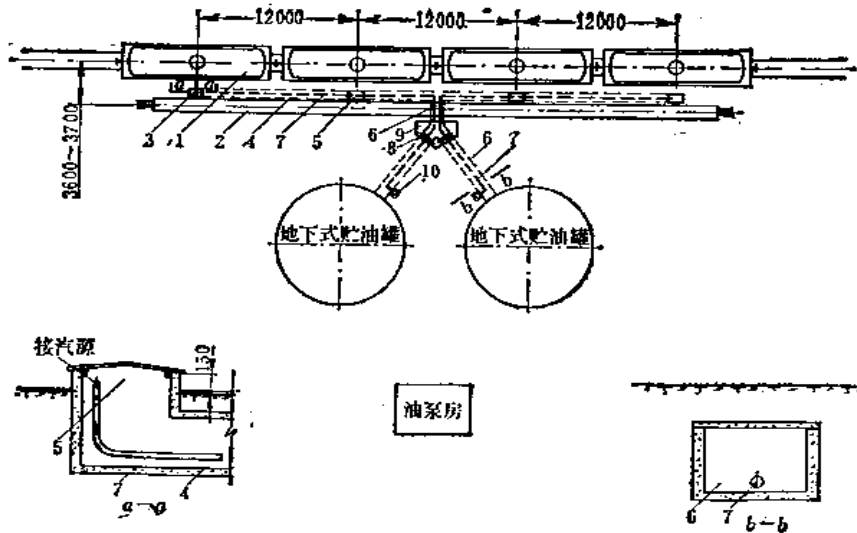


图 9-37 短管下卸（敞开式）设施平面布置图

1—铁路油罐车，2—卸油栈桥，3—加热鹤管，4—集油沟，5—集油沟口，6—导油沟，7—蒸汽伴随管，8—  
闸门，9—闸门操作井，10—疏水器及其操作井

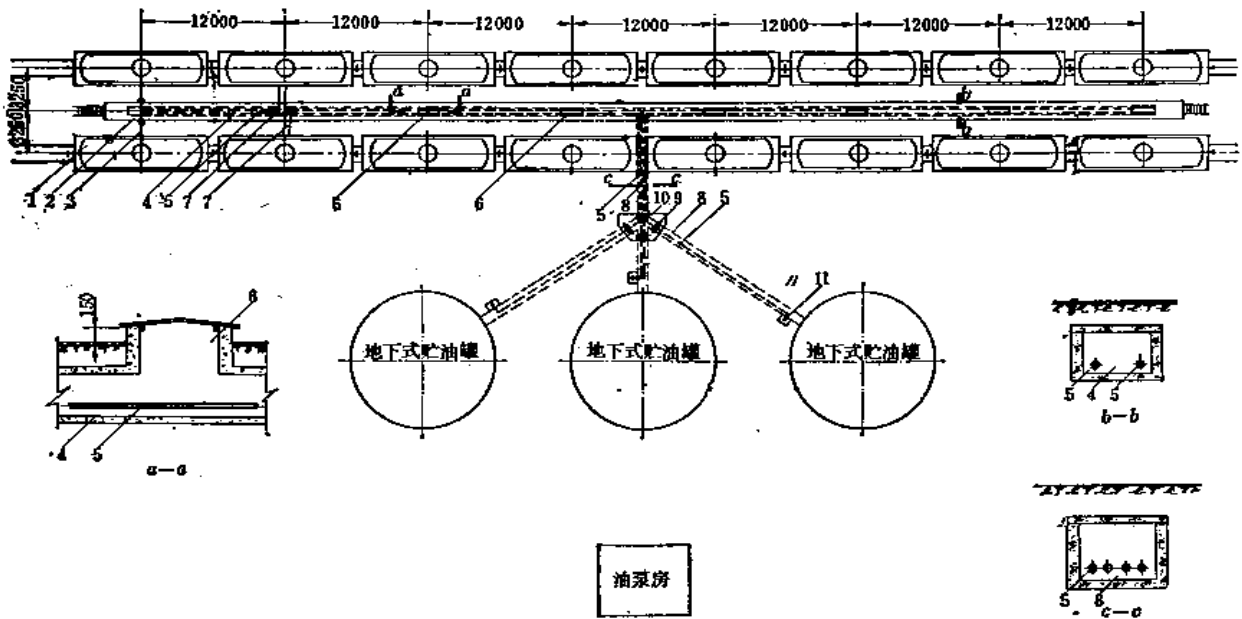


图 9-38 短管下卸（敞开式）设施（双侧）平面布置图

1—铁路油罐车，2—卸油栈桥，3—加热鹤管，4—集油沟，5—蒸汽伴随管，6—集油沟口，7—导油槽，8—  
导油沟，9—闸门，10—闸门操作井，11—疏水器及其操作井

(1) 在有足够位差可利用的情况下，应采用自流下卸方案，否则，采用泵卸方案。

(2) 在采用自流下卸方案时，对于闪点在 $120^{\circ}\text{C}$ 及 $120^{\circ}\text{C}$ 以下的油品，应采取长管下卸（封闭式）系统；对于闪点在 $120^{\circ}\text{C}$ 以上的油品，可以采用短管下卸（敞开式）系统。

此外，长管下卸和短管下卸各有其优缺点：

长管下卸（封闭式）系统的主要优点是密封性好，外界的机械杂质不易进入油系统，并能适应油品质量（闪点）的变化，特别是在目前国内作为锅炉燃料的重油质量指标（闪

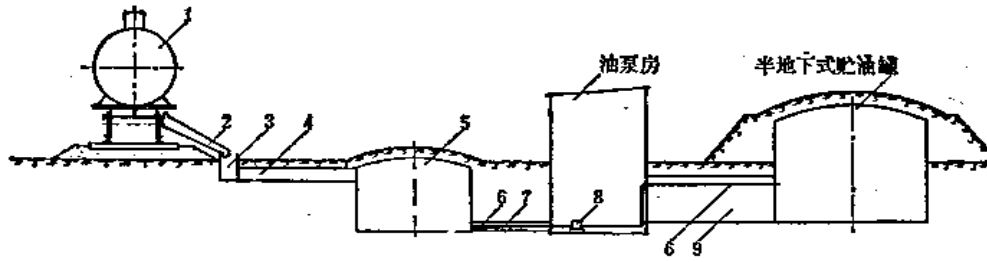


图 9-39 短管下卸(敞开式)流程(带卸油罐)系统图

1—铁路油罐车; 2—导油槽; 3—集油沟; 4—导油沟; 5—卸油罐; 6—输油管; 7—管沟; 8—输油泵; 9—人通行地沟

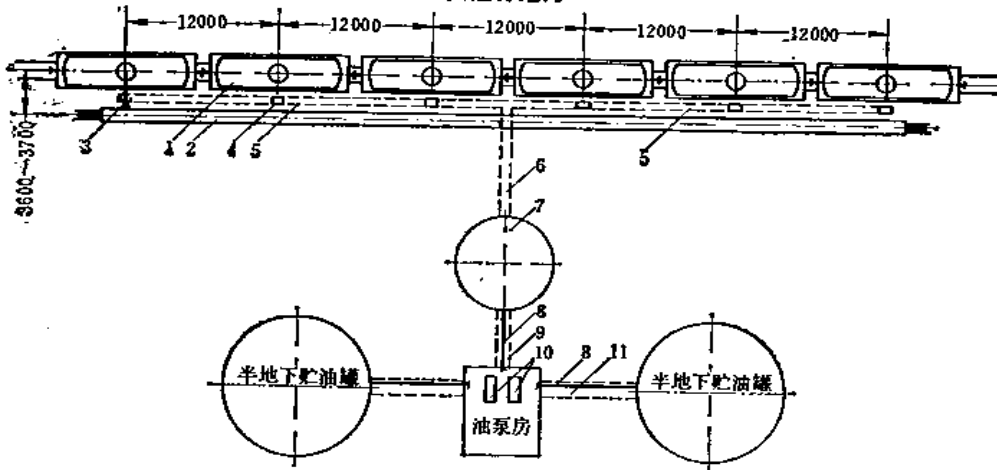


图 9-40 短管下卸(敞开式)设施(带卸油罐)平面布置图

1—铁路油罐车; 2—卸油栈桥; 3—加热鹤管; 4—集油沟口; 5—集油沟; 6—导油沟; 7—卸油罐; 8—输油管; 9—管沟; 10—输油泵; 11—人通行地沟

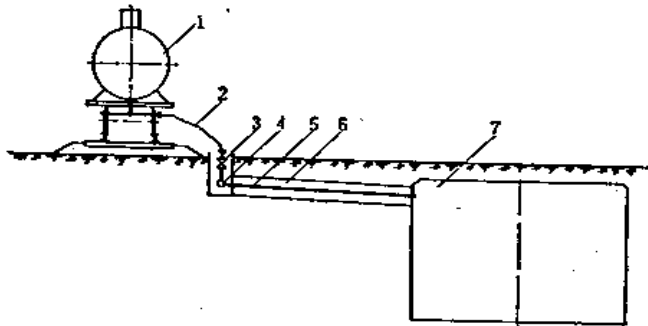
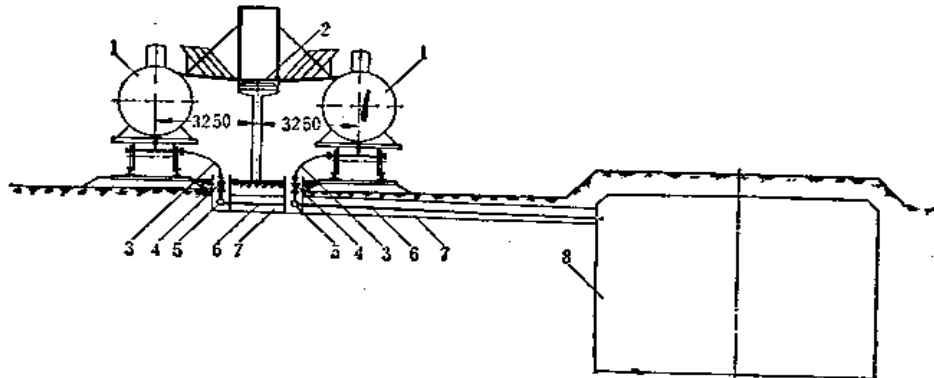


图 9-41 长管下卸(封闭式)流程系统图

1—铁路油罐车; 2—卸油软管; 3—阀门  $D=100$ ; 4—集油管; 5—导油管; 6—管沟; 7—地下式贮油罐或卸油罐

图 9-42 长管下卸(封闭式)流程(双侧)系统图

1—铁路油罐车; 2—卸油栈桥; 3—卸油软管; 4—阀门  $D=100$ ; 5—集油管; 6—导油管; 7—管沟; 8—地下式贮油罐或卸油罐



3-1-04  
第 3 章

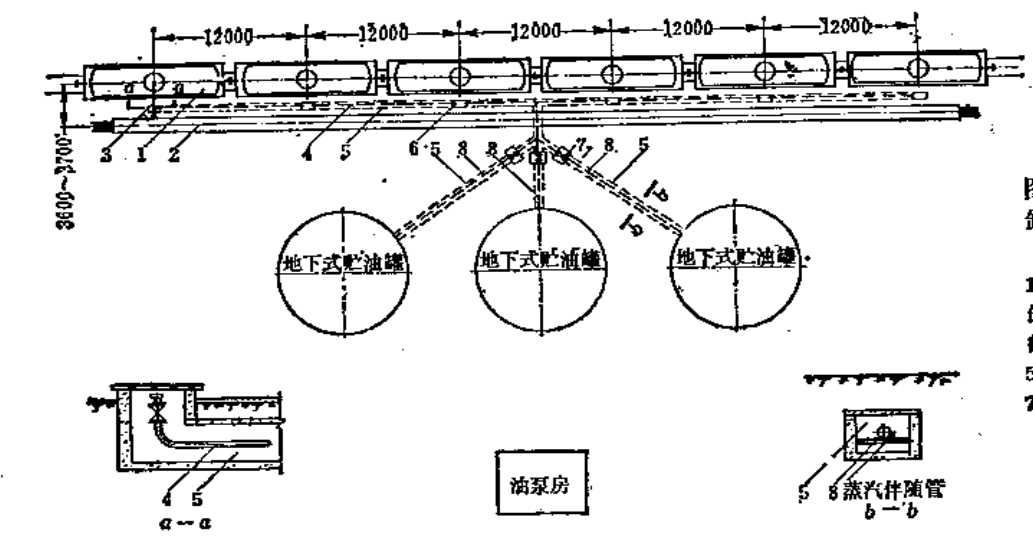


图 9-43 长管下卸(封闭式)设施平面布置图

- 1—铁路油罐车; 2—卸油栈桥; 3—加热鹤管; 4—集油管; 5—管沟; 6—管沟口; 7—阀门及其操作井; 8—导油管

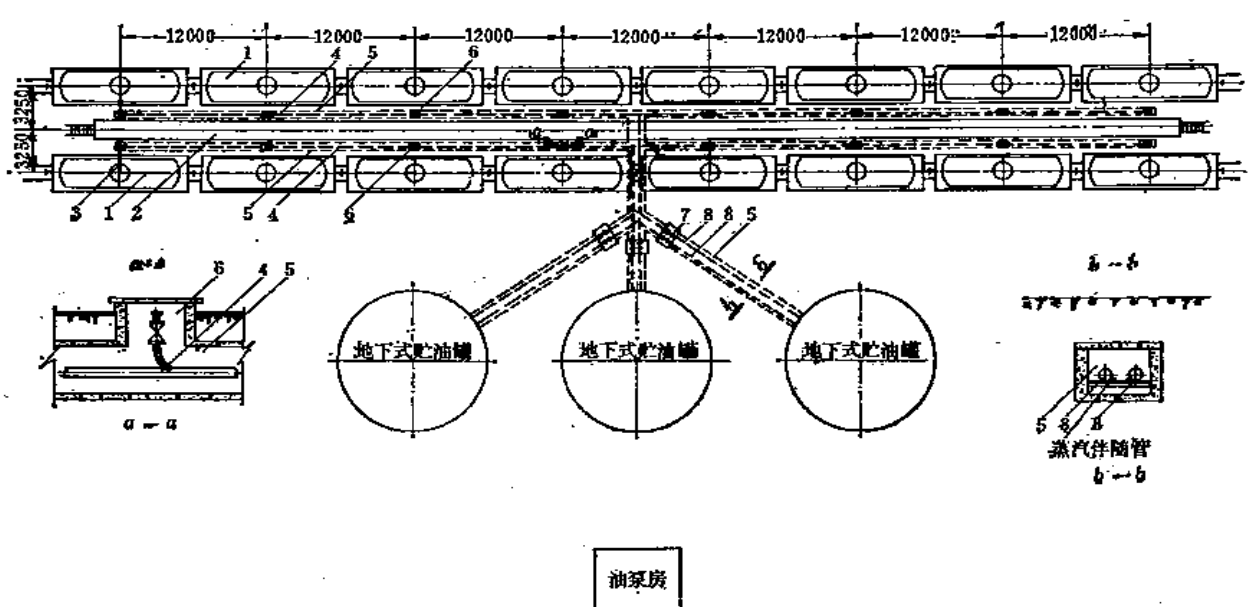


图 9-44 长管下卸(封闭式)设施(双侧)平面布置图

- 1—铁路油罐车; 2—卸油栈桥; 3—加热鹤管; 4—集油管; 5—管沟; 6—管沟口; 7—阀门及其操作井; 8—导油管

点)不稳的情况下,长管下卸系统更显出这一优点的优越性。但此系统需制备与各型油罐车的下卸口相连接的各种不同结构尺寸的管接头,卸车时接管操作比较麻烦。

短管下卸(敞开式)系统的主要优点是不受油罐车下卸口结构尺寸的限制,不需制备各种卸油管接头,卸油操作简便。但它的密封性差,外界机械杂质容易进入油系统,并需采取严格的防水措施。由于短管下卸是敞开式卸油系统,故不适用于闪点在 $120^{\circ}\text{C}$ 及 $120^{\circ}\text{C}$ 以下的油品,因此,适应油的质量(闪点)的变化就有局限性。

综合比较长管下卸和短管下卸系统的上述主要优缺点,目前一般宜选用长管下卸方案。

### 7. 卸油系统计算

(1) 短管(敞开式)自流下卸系统计算

A. 卸油时间 如图9-45所示, 重油自油罐车通过下卸短管卸空所需时间, 按下式计算:

$$t = \frac{4LD\sqrt{D}}{3\mu f\sqrt{2g}} \quad \text{秒} \quad (9-8)$$

式中  $t$  —— 一个油罐车自流卸空所需时间, 秒;  
 $L$  —— 油罐车的罐体长度, 米;  
 $D$  —— 油罐车的罐体内径, 米;  
 $f$  —— 下卸短管的截面积, 米<sup>2</sup>;  
 $g$  —— 重力加速度, 9.81米/秒<sup>2</sup>;  
 $\mu$  —— 流量系数, 根据油品的粘度, 从表9-10中查得。

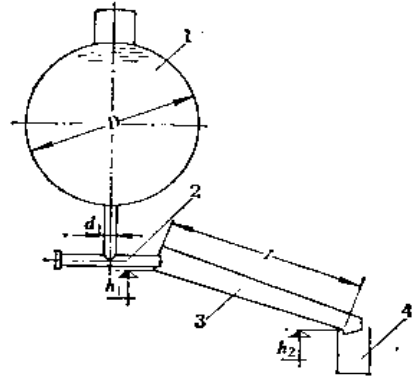


图 9-45 短管(敞开式)自流下卸示意图  
 1—油罐车; 2—下卸管; 3—导油槽; 4—集油沟

用内插法求 $\nu$ 和 $\mu$ 值的关系时, 可利用下列公式:

当 $\nu=0.1\sim 0.69$ 和 $\mu=0.61\sim 0.34$ 时

$$\mu + 0.458\nu = 0.656 \quad (9-9)$$

当 $\nu=0.69\sim 5.5$ 和 $\mu=0.34\sim 0.24$ 时

$$\mu + 0.0208\nu = 0.3544 \quad (9-10)$$

当 $\nu=5.5\sim 150$ 和 $\mu=0.24\sim 0.015$ 时

$$\mu + 0.00156\nu = 0.249 \quad (9-11)$$

几个油罐车或一个油罐列车卸油时, 其卸空时间总比一个油罐车卸空时间长, 这是因为卸油工人对油罐列车依次进行卸油操作(安放导油槽及打开卸油阀门等)的缘故。一个油罐列车卸空所需时间按下式计算:

$$T = t + \left( \frac{N}{n_0} - 1 \right) \Delta t \quad \text{秒} \quad (9-12)$$

式中  $T$  —— 油罐列车卸空所需时间, 秒;  
 $t$  —— 一个油罐车卸空所需时间, 秒;  
 $N$  —— 同时卸车的罐车数, 个;  
 $n_0$  —— 卸油小组同时进行卸油操作的罐车数, 个;

流量系数 $\mu$ 的数值

表 9-10

运动粘度 $\nu$ (厘米 <sup>2</sup> /秒)	流量系数 $\mu$	运动粘度 $\nu$ (厘米 <sup>2</sup> /秒)	流量系数 $\mu$
0.01~0.1	0.61	1	0.30
0.2	0.51	2	0.26
0.3	0.45	3	0.255
0.4	0.41	4	0.25
0.5	0.38	5	0.245
0.6	0.36	5.5	0.24
0.7	0.34	150	0.015
0.8	0.325		
0.9	0.31		

$\Delta t$ ——卸油工人对油罐列车依次进行卸油操作时，每两个罐车开始流卸错开的时间，秒。取决于卸油设施的技术状况和卸油工人的工作速度等，一般可取  $\Delta t=2\sim 5$ 分钟。

B. 导油槽的计算 如图9-45所示，重油经过导油槽从油罐车自流下卸，导油槽必须具有足够的流通截面积。导油槽的截面积按油品的最大瞬时流卸量  $q_{\max}$  计算。最大瞬时流卸量  $q_{\max}$  的计算公式为：

$$q_{\max} = \mu f \sqrt{2gD} \quad \text{米}^3/\text{秒} \quad (9-13)$$

式中  $q_{\max}$ ——一个油罐车自流下卸最大瞬时流卸量，米<sup>3</sup>/秒；

$\mu$ ——流量系数，从表9-10中查得；

$f$ ——下卸短管截面积，米<sup>2</sup>；

$g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>；

$D$ ——油罐车的罐体内径，米。

导油槽有圆形和矩形两种截面，其尺寸均根据液体的流态来决定。

圆形截面的导油槽是按液流充满截面积的50%计算的，其直径按下列公式计算：

在层流状态时

$$d = 1.7 \sqrt[4]{\frac{\nu q_{\max}}{i}} \quad \text{米} \quad (9-14)$$

在紊流状态时

$$d = 0.8 \sqrt[5]{\frac{\lambda q_{\max}^2}{i}} \quad \text{米} \quad (9-15)$$

式中  $d$ ——圆形导油槽直径，米；

$\nu$ ——油品在流卸温度下的粘度，沱（1沱 =  $1 \times 10^{-4}$ 米<sup>2</sup>/秒）；

$\lambda$ ——摩擦阻力系数，无因次。 $\lambda = 0.3164 \text{Re}^{-0.25}$ ；

$q_{\max}$ ——油罐车的最大瞬时流卸量，米<sup>3</sup>/秒；

$i$ ——导油槽的坡度。 $i = \frac{h_1 - h_2}{l'}$ ，其中  $h_1$  和  $h_2$  为导油槽两端的标高， $l'$  为导油槽

长度  $l$  的水平投影（见图9-45）。

矩形截面的导油槽宽度按下列公式计算：

在层流状态时

$$b = 0.79 \sqrt[4]{\frac{(1+4x^2)\nu q_{\max}}{x^3 i}} \quad \text{米} \quad (9-16)$$

在紊流状态时

$$b = \frac{2x+1}{6.6x} \sqrt[5]{\frac{\lambda q_{\max}^2}{i}} \quad \text{米} \quad (9-17)$$

式中  $b$ ——矩形导油槽的宽度，米；

$x$ ——导油槽的高度与宽度之比（ $x = \frac{h}{b}$ ），通常取  $x = \frac{h}{b} = 0.5 \sim 1$ 。

先假定流态，按上述公式计算导油槽的截面尺寸，然后按下式验算所假定的流态。

$$\text{Re} = \frac{Sq_{\max}}{\pi F \nu} \quad (9-18)$$

式中  $\text{Re}$ ——雷诺数，无因次；

$S$ ——导油槽截面润湿周边长度，米。对于圆形导油槽， $S$  为导油槽截面圆周长



的二分之一；

$F$ ——导油槽内液流的横截面积，米<sup>2</sup>。

油品自罐车流出后，温度会有所降低，粘度会随之增高，从而使导油槽的通过能力下降，因此导油槽的截面积需按上述计算结果加大25%。

C. 集油沟的计算 集油沟的截面积应按集油沟的最大排油量计算。集油沟的最大排油量为全部罐车同时流卸时各罐车的流卸量之和（如图9-46），其计算公式如下：

$$Q_{\max} = \frac{n}{2} \mu f \sqrt{2gD} \left\{ 1 + \sqrt{1 - \left[ \frac{\Delta t(n-1)}{t} \right]^{2/3}} \right\} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-19)$$

$$\text{或} \quad Q_{\max} = \frac{8}{3} \frac{nV}{\pi t} \left\{ 1 + \sqrt{1 - \left[ \frac{\Delta t(n-1)}{t} \right]^{2/3}} \right\} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-20)$$

式中  $Q_{\max}$ ——集油沟的最大排油量，米<sup>3</sup>/秒；

$V$ ——单个油罐车的容积，米<sup>3</sup>；

$n$ ——同时流卸的罐车数，个。

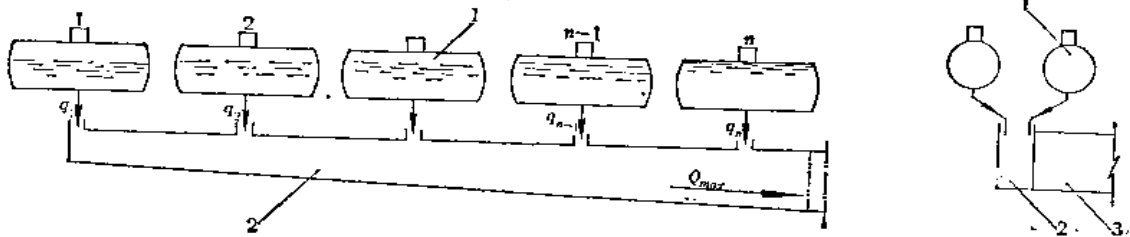


图 9-46 集油沟流量示意图

1—油罐车，2—集油沟，3—导油沟

利用计算导油槽的公式来计算集油沟的截面尺寸——圆形集油沟的直径或矩形集油沟的宽和高，计算时取集油沟的沟底坡度  $i = 0.005 \sim 0.01$ ，集油沟的高宽比  $x = \frac{h}{b} = 1 \sim 3$ 。

应当指出，当对全部卸车车位采取分批卸车以减少集中热负荷（蒸汽消耗量）时，集油沟的最大排油量仍应按全部卸车车位同时卸车计算。

D. 导油沟及导油管的计算

当集油沟和油罐（或卸油罐）之间采用矩形导油沟时，利用计算矩形导油槽的公式计算导油沟的截面尺寸，导油沟的最大排油量应为  $Q'_{\max}$ （见图9-47）。

当集油沟和油罐（或卸油罐）之间采用圆形截面的导油管时，导油管的直径按下式计算：

$$d = \sqrt[m]{\beta \frac{Q'_{\max} v^m}{\Delta h} l} \text{ 米} \quad (9-21)$$

式中  $d$ ——导油管直径，米；

$Q'_{\max}$ ——导油管的排油量，米<sup>3</sup>/秒；

$v$ ——油品的粘度，沱（1沱 =  $1 \times 10^{-4}$ 米<sup>2</sup>/秒）；

$l$ ——导油管的计算长度，米。为导油管长度与局部阻力当量长度之和；

$\Delta h$ ——导油管两端中心线的标高差，米，

$\Delta h = h_1 - h_2$ （见图9-47）；

$m$ 和 $\beta$ ——常数，无因次。

在层流状态时,  $m = 1$ ,  $\beta = \frac{128}{\pi g}$ 。

在紊流状态时,  $m = 0$ ,  $\beta = \frac{8\lambda}{\pi^2 g}$ 。

上述导油沟和导油管的排油量  $Q'_{max}$  当导油沟或导油管连接于集油沟中间(如图9-47)时,  $Q'_{max} = 2Q_{max}$ 。

为了使导油管不致成为卸油系统中的狭隘部位起见,可将导油管的直径增加15~20%。

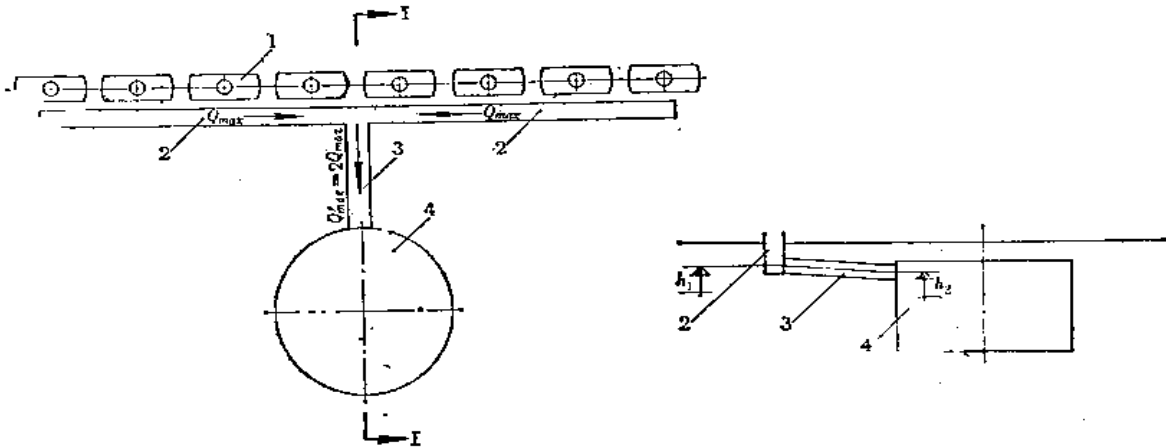


图 9-47 导油沟和导油管示意图

1—油罐车; 2—集油沟; 3—导油沟或导油管; 4—贮油罐或卸油罐

E. 卸油罐的计算 卸油罐亦称零位油罐, 其容积与输油泵的排量有关, 关系式如下:

$$V_0 = V_s - QT \quad \text{米}^3 \quad (9-22)$$

式中  $V_0$ ——卸油罐的容积, 米<sup>3</sup>;

$V_s$ ——全部卸车车位上的油罐车总容积, 米<sup>3</sup>;

$Q$ ——用于自卸油罐中输出油品的输油泵的总排油量, 米<sup>3</sup>/秒;

$T$ ——全部卸车车位上的油罐车卸空时间, 秒。按公式(9-12), 计算。

为了卸油罐不致溢出起见, 用于自卸油罐输出油品的输油泵应在油罐车的流卸时间  $T$  内输出容量为  $V_s - V_0$  的油品。因此, 输油泵的最低总排油量应为:

$$Q = \frac{V_s - V_0}{T} \quad \text{米}^3/\text{秒} \quad (9-23)$$

输油泵的总排油量和卸油罐的容积应选得适当。输油泵的总排油量过大, 卸油罐的容积过小, 则过渡容积太小, 操作不慎易造成油品溢出事故; 输油泵的总排油量过小, 卸油罐的容积就会过大, 油泵房也将随之加深, 这样, 不仅会增大土方工程量和投资, 而且也会造成操作上的不便。此外, 卸油罐一般应建在地下水位以上, 如果卸油罐容积过大, 这一点往往不易做到。卸油罐并非贮油容器, 而是卸油的过渡容器, 从经济观点来说, 卸油罐的容积过大是不合适的。在实际设计工作中, 应根据卸车车位上油罐车的总容积及建设地段的地质水文条件, 同时结合输油泵的选择来进行技术经济比较, 以求合理地选定卸油罐的容积。

输油泵的台数一般不宜少于两台。为了卸车的顺利进行，一般应设置备用输油泵。

(2) 长管(封闭式)自流下卸系统计算 长管自流下卸系统(图9-48)计算的任务

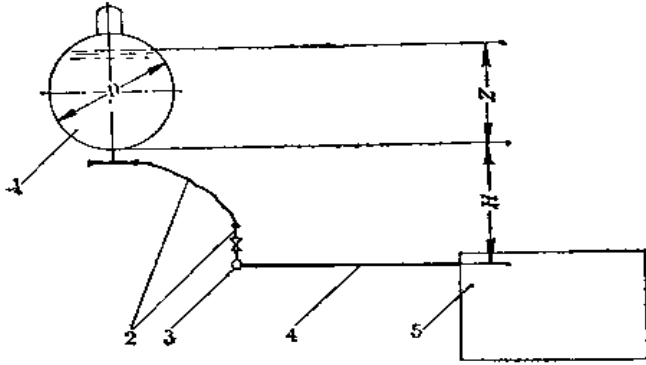


图 9-48 长管自流下卸原理系统示意图

1—铁路油罐车；2—卸油支管；3—集油管；4—导油管；5—地下式贮油罐或卸油罐

是计算卸油管道的直径，并应满足卸油时间的要求。

A. 单个油罐车的瞬时流卸量 长管自流下卸粘性油品时，油品在卸油管道中的流态，一般是层流。当全部卸车车位上的油罐车同时流卸时，在层流状态下，平均每个油罐车的瞬时平均流卸量按下列公式计算：

如图9-49a、b所示，导油管布置在集油管中间时：

$$q_0 = \frac{\pi g(Z+H)}{128\nu \left( \frac{l_1}{d_1^4} + \frac{nl_2}{4d_2^4} + \frac{nl_3}{d_3^4} \right)} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-24)$$

如图9-49c所示，卸车车位在两个和两个以上，并且导油管从集油管一端引出时：

$$q_0 = \frac{\pi g(Z+H)}{128\nu \left( \frac{l_1}{d_1^4} + \frac{nl_2}{4d_2^4} + \frac{nl_3}{d_3^4} \right)} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-25)$$

如图9-49d所示，卸车车位为两个，并且导油管布置在集油管中间时：

$$q_0 = \frac{\pi g(Z+H)}{128\nu \left( \frac{l_1}{d_1^4} + \frac{l_2}{d_2^4} + \frac{2l_3}{d_3^4} \right)} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-26)$$

如图9-49e所示，卸车车位为一个时：

$$q_0 = \frac{\pi g(Z+H)}{128\nu \frac{l_1}{d_1^4}} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-27)$$

以上式中  $q_0$ ——平均每一个油罐车的瞬时平均流卸量，米<sup>3</sup>/秒；

$Z$ ——油罐车内油位的可变高度，米。一般取  $Z = \frac{D}{2}$  ( $D$ 为油罐车罐体内径)；

$H$ ——油罐车罐底与导油管终端(管中心线)之间的标高差(见图9-48)，米；

$d_1$ ——卸油支管内径，米；

$d_2$ ——集油管内径，米；

$d_3$ ——导油管内径，米；

$l_1$ ——卸油支管的计算长度，米； $l_1$ 为包括卸油软管和旋转弯管在内的整个卸油支管的安装长度和局部阻力当量长度之和；

$l_2$ ——集油管的计算长度，米； $l_2$ 为集油管的安装长度和局部阻力当量长度之和；

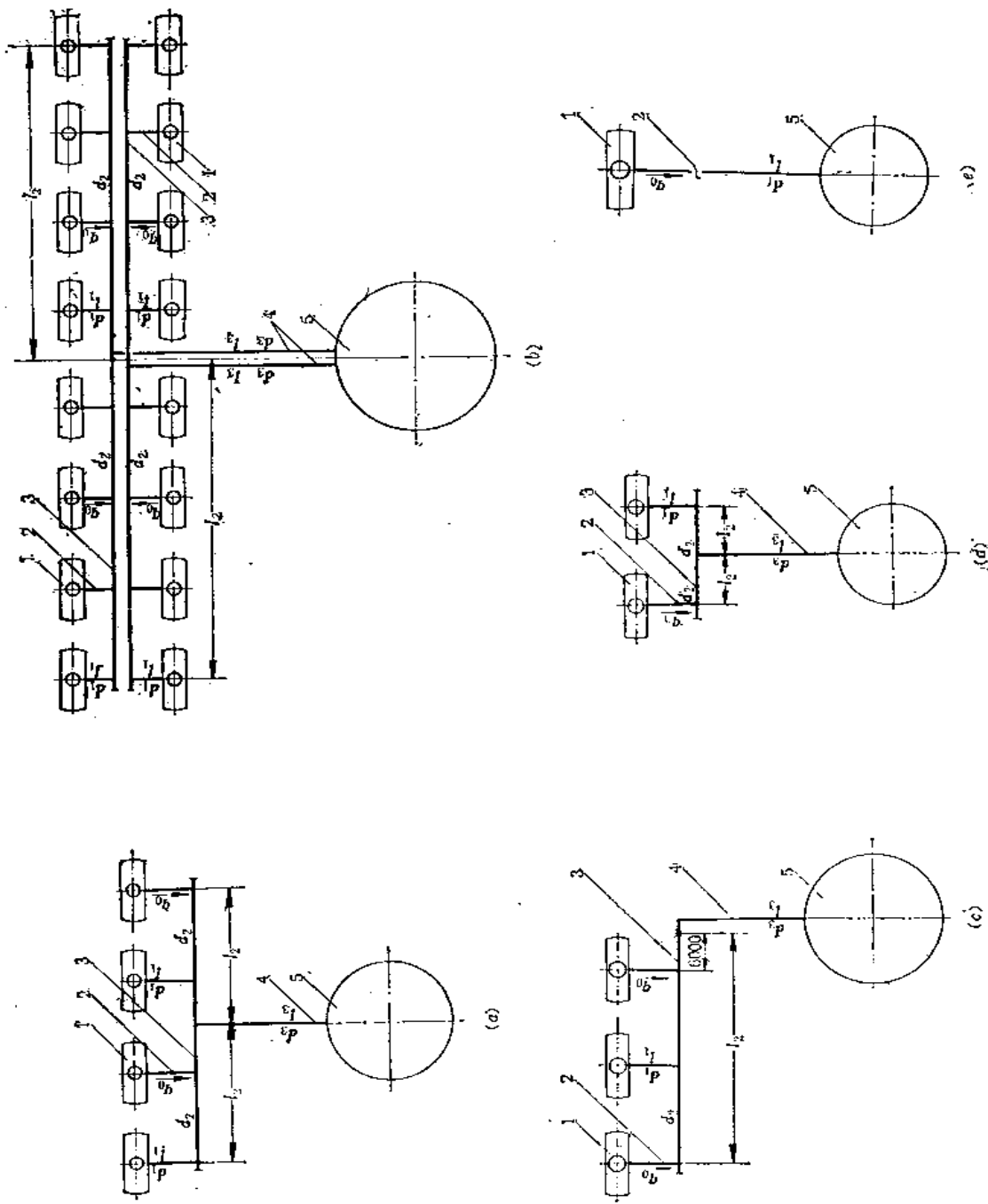


图 9-49 长管自流下卸系统布置示意图  
 1—铁路油罐车；2—卸油支管；3—集油管；4—导油管；5—地下式贮油罐或卸油罐

$l_3$ ——导油管的计算长度，米； $l_3$ 为导油管的安装长度和局部阻力当量长度之和；

$n$ ——卸车车位数，个；

$\nu$ ——油品在流卸温度下的粘度，沱（1沱= $1 \times 10^{-4}$ 米<sup>2</sup>/秒）；

$g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。

B. 卸油管道直径的计算 卸油管道包括卸油支管、集油管和导油管。卸油支管的直径一般等于油罐车下卸短管的直径，即 $d_1=100$ 毫米。集油管和导油管的直径根据卸车任务（卸油量和卸油时间）计算。由卸油量和卸油时间所决定的瞬时卸油量，即卸油管道的平均流卸量为：

$$Q \approx \frac{n'V}{T} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-28)$$

则集油管和导油管的直径按下式计算：

$$d = 1130 \sqrt{\frac{Q}{\nu}} \text{ 毫米} \quad (9-29)$$

或

$$d = 1130 \sqrt{\frac{n'V}{\nu T}} \text{ 毫米} \quad (9-30)$$

式中  $d$ ——集油管或导油管内径，毫米；

$Q$ ——集油管或导油管内油品的平均流量，米<sup>3</sup>/秒；

$n'$ ——与集油管或导油管内油品流量有关的卸车车位数，个；

$V$ ——单个油罐车的容积，米<sup>3</sup>；

$\nu$ ——油品在集油管或导油管中的平均流速，米/秒。一般取 $\nu=0.4 \sim 1.2$ 米/秒；

$T$ ——卸车流卸时间，秒。一般取 $T=1.5 \sim 3$ 小时，当卸车车位数较多时取较大值，卸车车位数较少时取较小值；粘度高时取较大值，粘度低时取较小值。

上述公式中之 $n'$ 值，对于导油管及图9-49 c 所示之集油管（导油管从集油管一端引出），

$$n' = n \quad (9-31)$$

对于图9-49 a、b、d 所示之集油管（导油管从集油管中间引出）

$$n' = \frac{n}{2} \quad (9-32)$$

C. 卸油管道的验算 卸油管道的验算包括卸油管道流卸能力的验算和卸油管道内油品流态的验算。

卸油管道流卸能力的验算 由公式（9-28）可知，根据卸车任务的要求，平均每一个油罐车的瞬时平均流卸量为：

$$q \approx \frac{Q}{n'} = \frac{V}{T} \text{ 米}^3/\text{秒} \quad (9-33)$$

设计所选取的卸油管道直径，应能满足卸车任务的要求，即在给定时间 $T$ 内卸完全部卸车车位上的油罐车。因此，应用公式（9-24）、（9-25）、（9-26）或（9-27）验算卸油管道的流卸能力，即应满足

$$q_0 \geq q \quad (9-34)$$

如果 $q_0 < q$ ，应重新选取较大直径的卸油管道或降低油品的卸车粘度。

卸油管道内油品流态的验算 卸油管道内油品的流态一般是层流。卸油管道流卸能力

的计算公式(9-24)、(9-25)、(9-26)及(9-27)为层流公式。对于计算选取的卸油支管、集油管和导油管直径,应按本章第七节公式(9-85)分别进行验算,验算管中油品的流态是否属于层流。当 $Re < 2300$ 时为层流,  $Re > 2300$ 时为紊流。验算时根据平均每一个油罐车的瞬时平均流卸量 $q_0$ 计算油品的流速,即:

$$v = \frac{4n'q_0}{\pi d^2} \text{ 米/秒} \quad (9-35)$$

式中  $v$ ——管道中油品的流速,米/秒;

$d$ ——管道内径,米;

$q_0$ ——平均一个罐车的瞬时平均流卸量,米<sup>3</sup>/秒。按公式(9-24)、(9-25)、(9-26)或(9-27)计算;

$n'$ ——与卸油支管、集油管和导油管内的流量有关的卸车车位数,个。对于卸油支管 $n' = 1$ ,对于集油管和导油管同前。

(3) 泵卸油系统计算 泵卸油系统计算的任务是确定卸油泵的总排油量和扬程以及计算输油管道的直径。本节主要介绍卸油泵总排油量的计算。关于油泵的扬程和输油管道直径的计算,以及卸油泵的台数,在本章第七节另有详细介绍。

卸油泵的总排油量按下式计算:

$$Q = \frac{nV}{\tau} \text{ 米}^3/\text{时} \quad (9-36)$$

式中  $Q$ ——卸油泵的总排油量,米<sup>3</sup>/时;

$V$ ——单个油罐车的容积,米<sup>3</sup>;

$n$ ——卸车车位数,个;

$\tau$ ——纯泵卸时间,时。

纯泵卸时间 $\tau$ 与罐车进厂停留时间有关,一般停留时间为4~8小时,即在4~8小时内应卸完全部卸车车位上的油罐车。在整个卸车时间4~8小时内,辅助作业时间一般为0.5~1小时,加热时间一般为1.5~3小时,其余为纯泵卸时间 $\tau = 2 \sim 4$ 小时。当卸车车位数较多时, $\tau$ 取较高值,较少时,取较低值。

在泵卸系统的计算中,应注意校验泵的吸入头,其值应不大于泵的允许吸入真空高度。

### 8. 卸油系统计算例题

例1 卸车车位数为8个,进厂的罐车为 $G_{17}$ 型粘油罐车,南京炼油厂残渣油(见图9-68),卸车的粘度为 $\nu_{70} = 7.5$ 沲。试计算短管自流下卸系统。

解 油罐车容积 $V = 60$ 米<sup>3</sup>,罐体内径 $D = 2.8$ 米,罐体长度 $L = 10.41$ 米,下卸短管直径为100毫米,短管截面积 $f = 0.00785$ 米<sup>2</sup>。

设计选用矩形导油槽、矩形集油沟和矩形导油沟。导油沟布置在集油沟的中间,则集油沟的同时流卸的罐车数 $n = 4$ 。

卸油小组同时进行卸油操作的罐车数 $n_0 = 2$ 。

#### a. 卸油时间计算

单个油罐车卸空所需时间按公式(9-8)计算:

$$t = \frac{4 \times 10.41 \times 2.8 \sqrt{2.8}}{3 \times 0.237 \times 0.00785 \sqrt{2 \times 9.81}} \\ = 7900 \text{秒}$$

8个油罐车卸空所需时间按公式(9-12)计算:

$$T = 7900 + \left( \frac{8}{2} - 1 \right) 210 \\ = 8530 \text{秒}$$

### b. 导油槽计算

单个油罐车的最大瞬时流卸量按公式(9-13)计算:

$$q_{\max} = 0.237 \times 0.00785 \sqrt{2 \times 9.81 \times 2.8} \\ = 0.01378 \text{米}^3/\text{秒}$$

取导油槽的高度与宽度之比  $x = 1$ 。导油槽的坡度为:

$$i = \frac{h_1 - h_2}{l'} = \frac{0.5}{2.5} = 0.2$$

假设导油槽中油品的流态为层流, 则导油槽的宽度按公式(9-16)计算:

$$b = 0.79 \sqrt[4]{\frac{(1+4 \times 1^2) 7.5 \times 10^{-4} \times 0.01378}{1^3 \times 0.2}} \\ = 0.1 \text{米}$$

导油槽的高度为:

$$h = bx = 0.1 \times 1 = 0.1 \text{米}$$

验算油品在导油槽中的流态。按公式(9-18), 雷诺数为:

$$\text{Re} = \frac{(0.1+0.1+0.1) 0.01378}{3.14 \times 0.1 \times 0.1 \times 7.5 \times 10^{-4}} \\ = 175.5 < 2300$$

证明导油槽中油品的流态是层流。

导油槽的宽和高按导油槽截面积加大25%选取, 则:

$$b = h = \sqrt{0.1^2 + 0.1^2 \times 0.25} = 0.112 \text{米}$$

设计选定导油槽的宽和高为  $b = h = 0.12 \text{米}$ 。

### c. 集油沟计算

集油沟的最大排油量按公式(9-20)计算:

$$Q_{\max} = \frac{8}{3} \frac{4 \times 60}{3.14 \times 7900} \left\{ 1 + \sqrt{1 - \left[ \frac{210(4-1)}{7900} \right]^{2/3}} \right\} \\ = 0.049 \text{米}^3/\text{秒}$$

取集油沟的坡度  $i = 0.008$ , 集油沟的高度与宽度之比  $x = \frac{h}{b} = 1$ 。假设集油沟中油品的流态为层流, 则集油沟的宽度按公式(9-16)计算:

$$b = 0.79 \sqrt[4]{\frac{(1+4 \times 1^2) 7.5 \times 10^{-4} \times 0.049}{1^3 \times 0.008}} \\ = 0.307 \text{米}$$

集油沟的高度为:

$$h = bx = 0.307 \times 1 = 0.307 \text{米}$$

验算油品在集油沟中的流态。按公式(9-18), 雷诺数为:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{(0.307 + 0.307 + 0.307)0.049}{3.14 \times 0.307 \times 0.307 \times 7.5 \times 10^{-4}} \\ &= 203 < 2300 \end{aligned}$$

证明集油沟中油品的流态是层流。

集油沟的宽和高按集油沟截面积加大25%选取, 则:

$$b = h = \sqrt{0.307^2 + 0.307^2 \times 0.25} = 0.344 \text{米}$$

设计选定集油沟的宽和高为  $b = h = 0.40$ 米。

d. 导油沟计算

导油沟的最大排油量为:

$$Q'_{\max} = 2Q_{\max} = 2 \times 0.049 = 0.098 \text{米}^3/\text{秒}$$

取导油沟的坡度  $i = 0.008$ , 导油沟的高度与宽度之比  $x = \frac{h}{b} = 1$ 。假设导油沟中油品的流态为层流, 则导油沟的宽度按公式(9-16)计算:

$$\begin{aligned} b &= 0.79 \sqrt[4]{\frac{(1 + 4 \times 1^2)7.5 \times 10^{-4} \times 0.098}{1^3 \times 0.008}} \\ &= 0.367 \text{米} \end{aligned}$$

导油沟的高度为:

$$h = bx = 0.367 \times 1 = 0.367 \text{米}$$

验算油品在导油沟中的流态。按公式(9-18), 雷诺数为:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{(0.367 + 0.367 + 0.367)0.098}{3.14 \times 0.367 \times 0.367 \times 7.5 \times 10^{-4}} \\ &= 340 < 2300 \end{aligned}$$

证明导油沟中油品的流态是层流。

导油沟的宽和高按导油沟截面积加大25%选取, 则:

$$b = h = \sqrt{0.367^2 + 0.367^2 \times 0.25} = 0.411 \text{米}$$

设计选定导油沟的宽和高为  $b = h = 0.45$ 米。

e. 卸油罐容积和输油泵排油量的确定

油品自油罐车自流卸入卸油罐, 再用输油泵输入贮油罐。选取卸油罐的容积  $V_0 = 200$ 米<sup>3</sup>, 则输油泵的总排油量按公式(9-23)计算:

$$Q = \frac{60 \times 8 - 200}{8530} = 0.0328 \text{米}^3/\text{秒} = 118 \text{米}^3/\text{时}$$

设计选用的输油泵总排油量应不小于118米<sup>3</sup>/时。

**例 2** 卸车车位数为8个, 进厂的罐车为G<sub>17</sub>型粘油罐车, 上海炼油厂残渣油, 其粘度为5.7°E<sub>100</sub> ( $\nu_{100} = 40$ 厘沲)。试计算长管自流下卸系统。

**解** 上述残渣油的粘度较低, 考虑到残渣油质量的变化, 确定按粘度为20°E<sub>100</sub>的残渣油设计卸油管道, 以便在油的粘度变高时仍能满足卸车任务的要求。按平行线推算法(见图9-68中粘—温线5), 确定20°E<sub>100</sub>残渣油的卸车粘度为 $\nu_{75} = 5$ 沲。

油罐车容积  $V = 60$ 立方米, 罐体内径  $D = 2.8$ 米。



油罐车（卸车车位）数  $n = 8$ 。导油管布置在集油管的中间。油罐车底与导油管终端的标高差  $H = 3$  米。

给定流卸时间  $T = 2.5$  小时（保证在 4~8 小时内卸全部罐车）。

a. 卸油支管 确定卸油支管的直径等于油罐车下卸短管直径，即  $d_1 = 100$  毫米。

b. 集油管计算 与集油管内油品的流量有关的油罐车数  $n' = \frac{n}{2} = \frac{8}{2} = 4$ 。按公式 (9-28)，集油管的流卸量为：

$$Q = \frac{4 \times 60}{9000} = 0.0267 \text{ 米}^3/\text{秒}$$

取集油管中油品流速  $v = 0.4$  米/秒，则集油管直径按公式 (9-29) 计算：

$$d = 1130 \sqrt{\frac{0.0267}{0.4}} = 292 \text{ 毫米}$$

选取集油管直径  $d_2 = 315$  毫米（ $\phi 325 \times 5$  无缝钢管）。

c. 导油管计算 与导油管内油品的流量有关的油罐车数  $n' = n = 8$ 。按公式 (9-28)，导油管中的流卸量为：

$$Q = \frac{8 \times 60}{9000} = 0.0534 \text{ 米}^3/\text{秒}$$

取导油管中油品流速  $v = 0.7$  米/秒，则导油管直径按公式 (9-29) 计算：

$$d = 1130 \sqrt{\frac{0.0534}{0.7}} = 312 \text{ 毫米}$$

选取导油管直径  $d_3 = 367$  毫米（ $\phi 377 \times 5$  无缝钢管）。

d. 卸油管道的验算 根据卸车任务的要求，平均每一个罐车的瞬时平均流卸量按公式 (9-33) 计算为：

$$q \approx \frac{60}{9000} = 0.00667 \text{ 米}^3/\text{秒}$$

分别计算卸油支管、集油管和导油管的计算长度得： $l_1 = 25$  米； $l_2 = 110$  米； $l_3 = 40$  米。

根据所选取的卸油管道直径，平均每一个油罐车的瞬时平均流卸量按公式 (9-24) 计算为：

$$q_0 = \frac{3.14 \times 9.81 (1.4 + 3)}{128 \times 5 \times 10^{-4} \left( \frac{25}{0.1^4} + \frac{8 \times 110}{4 \times 0.315^4} + \frac{8 \times 40}{0.367^4} \right)}$$

$$= 0.0073 \text{ 米}^3/\text{秒}$$

由上述计算可知  $q_0 > q$ 。

按公式 (9-35)，卸油管道内油品的流速为：卸油支管：

$$v = \frac{4 \times 1 \times 0.0073}{0.1^3 \pi} = 0.93 \text{ 米/秒}$$

集油管：

$$v = \frac{4 \times 4 \times 0.0073}{0.315^3 \pi} = 0.375 \text{ 米/秒}$$

导油管：

$$v = \frac{4 \times 8 \times 0.0073}{0.367^3 \pi} = 0.553 \text{ 米/秒}$$

按公式 (9-85)，雷诺数为：

卸油支管:

$$Re = \frac{0.93 \times 100}{500} \cdot 1000 = 186 < 2300$$

集油管:

$$Re = \frac{0.375 \times 315}{500} \cdot 1000 = 236 < 2300$$

导油管:

$$Re = \frac{0.553 \times 367}{500} \cdot 1000 = 406 < 2300$$

证明油品在卸油支管、集油管和导油管中的流态均为层流。

根据上述验算,证明计算选取的卸油管道直径,能满足卸车任务的要求,即可在给定卸车流卸时间2.5小时内卸完全部卸车车位上的油罐车。

## 二、重油的公路运输及管线输送

重油的公路运输有汽车油罐车运输和装桶汽车运输两种方式。由于重油的粘度大,从桶中倒出油品时需要加热,操作比较麻烦,故一般很少采用装桶运输。

当厂矿企业距离油源不远,可采用汽车油罐车运输或管线输送。

当厂矿企业距离油源远时,需要采用铁路油罐车运输。但由于某种特殊原因,铁路专用线不能引进厂矿区内,只能在距离厂矿区有一定距离的地点建设铁路装卸站场或企业所属仓库区,而在铁路装卸站场或仓库区内建设重油库,接收铁路油罐车运来的重油。在这种情况下,从铁路装卸站场或仓库区内的重油库到厂矿区内的重油库或锅炉房日用油罐之间的运输,可采用汽车油罐车运输或管线输送。

汽车油罐车运输或管线输送的方案选择,应根据运输量的大小和运输距离的远近,从基本建设投资、经常维护管理费用以及技术上的合理性等几方面进行技术经济比较,确定合理的设计方案。

## 第五节 油罐及其附属设备

### 一、油罐的分类

按建造材料划分,贮存重油的油罐分为金属油罐和非金属油罐两大类。

(一)金属油罐 按结构形式分,常用的金属油罐有立式圆柱形和卧式圆柱形两种型式。

立式圆柱形油罐适于建造较大容量的,由60立方米到数千立方米或更大。油罐一般在现场焊制,作为地上式贮油罐。

按罐顶结构形式的不同,立式圆柱形油罐又有桁架顶油罐、无力矩顶油罐及拱顶油罐等。一般都采用拱顶油罐作为重油的贮罐。拱顶油罐的结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·1《拱顶钢油罐及盘梯》。

卧式圆柱形油罐每单位容量的钢材需用量比立式圆柱形油罐每单位容量的钢材需用量大,因此,这种结构形式的油罐容量一般都比较小,一般最大到几十立方米。由于容量小,外形尺寸不大,便于铁路和公路运输,故可在特定的加工厂制造,运往安装现场。卧式圆柱形油罐的结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR314《卧式金属油罐及附件》。

(二) **非金属油罐** 按建造材料和结构的不同, 非金属油罐有整体式(现浇)钢筋混凝土罐、装配式预应力(绕丝)钢筋混凝土罐、砖壁罐及预应力(绕丝)砖壁罐等。这些非金属油罐在国内都有应用。

非金属罐可建成圆柱形或矩形, 适于地下式或半地下式。它的主要优点是可以因地制宜, 就地取材, 比金属油罐节省钢材。

按建造型式的不同, 油罐分为地上式、地下式及半地下式三种型式。

(一) **地上式油罐** 一般都采用金属建造地上式油罐。需用钢材较多。但比地下式和半地下式油罐的施工土方量少, 建设速度较快。在经常性维修管理方面具有地下式和半地下式油罐所没有的许多优点, 主要是便于检查渗漏和修理, 罐底清渣方便。

(二) **地下式油罐** 油罐内最高油位低于附近地面(距油罐壁4米范围内的地面)最低标高0.2米者, 为地下式油罐。

一般都采用非金属材料建造地下式油罐。可以节省钢材。在安全和隐蔽方面具有其独特的优点。

非金属地下式油罐的主要缺点是检查渗漏和修理不便, 而其使用效果与施工质量有密切关系, 施工质量不好, 容易渗漏。因此, 建造地下式油罐时, 应特别注意施工质量。由于油罐埋于地下, 罐底清渣需从顶部运出, 因此清渣不便。

设计和建造地下式油罐时, 必须了解建设地区的地下水情况。一般应将油罐建在地下水位以上, 否则必须采取防水措施。

(三) **半地下式油罐** 油罐底埋入地下深度不小于罐高的一半, 并且罐内的油面不高于附近地面最低标高2米者, 为半地下式油罐。

如因地下水位较高, 或因地质条件所限, 不能将油罐全部埋入地下时, 可建成半地下式油罐, 将油罐的地上部分覆土。半地下式油罐具有与地下式油罐相同的主要优缺点。

在设计时, 应根据油罐容量的大小、数量的多少、地质地形条件、材料供应情况、施工技术力量以及其他特殊要求等因素, 进行技术经济和安全比较, 确定符合多快好省的建设方案。

## 二、油罐的附属设备及附件

为了完成重油的接收、贮存、供应以及日常维护管理等作业, 重油罐必须安装有必要的设备、附件。

(一) **梯子和栏杆** 对于地上立式油罐, 为了自油罐顶部采取油样, 检修罐顶和油罐顶部附属部件以及从顶部亮孔观测罐内油位等, 必须安装固定的盘梯或直梯。对于地下式及半地下式油罐, 为了操作人员自油罐顶部人孔进入油罐检查维修及进行清渣工作, 必须设有固定直梯。

地上立式金属油罐的高度在5米以上时, 一般宜采用盘梯, 5米以下时可采用直梯。地上立式金属油罐顶部的周围边缘应装有1米高的栏杆, 以利于操作人员在罐顶上安全操作。

地上立式金属油罐盘梯的结构详见动力设施燃油系统重复使用图集 CR311·1《拱顶钢油罐及盘梯》。

地下式及半地下式油罐的固定直梯见图9-50。

(二) **出渣孔和放水管** 出渣孔亦称清扫孔, 供油罐清渣之用。

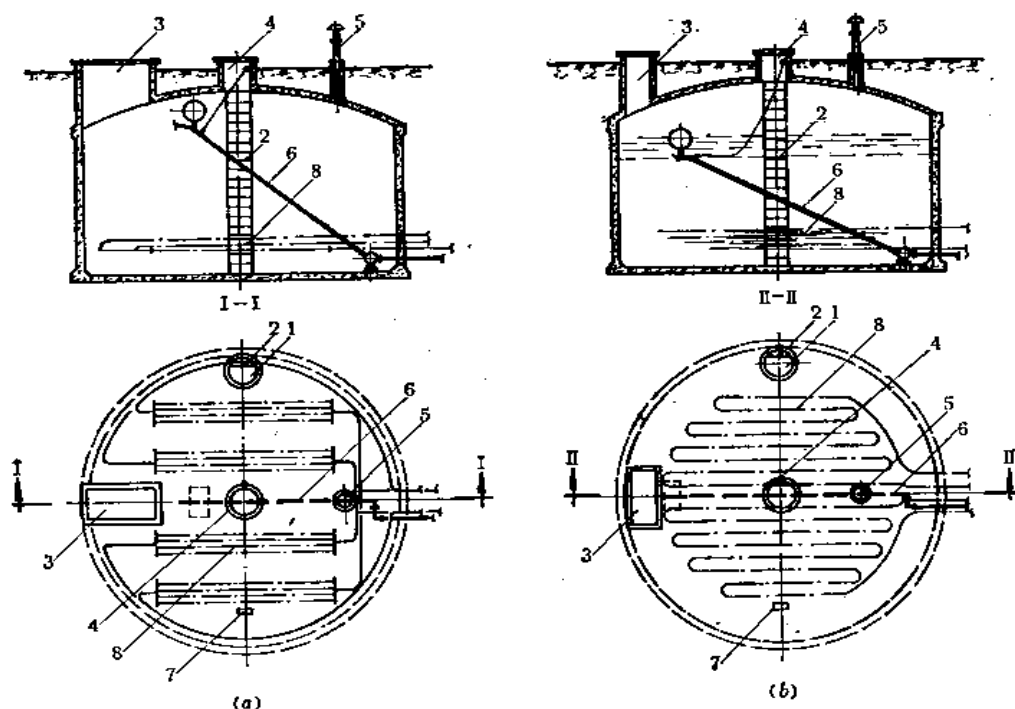


图 9-50 地下式及半地下式油罐上部及内部附属设备布置示意图

1—人孔；2—直梯；3—出渣孔；4—亮孔；5—通气管；6—升降管；7—油位计；8—加热器

地上立式金属油罐都应设置出渣孔，出渣孔位于油罐底部，以便于出渣。地下式及半地下式油罐，当容积比较大时，可在油罐顶部专门设置出渣孔（图9-50），其位置应视油罐内加热器和升降管的布置情况，设置于油罐底部有足够运渣通道和停放运渣容器的空地所对应的正上方，以便于运渣和出渣容器的拖动和升降。出渣孔的大小应根据出渣容器的尺寸决定。较大容量的及大型的地下式及半地下式油罐，出渣量大，可采取手推车运渣，以便于罐内和罐外水平运输。出渣时临时搭三角架，将装渣手推车提升到罐外，这样可以提高出渣速度，因此，出渣孔的尺寸应能满足手推车通过出渣孔升降的需要，一般不宜

小于800×1500毫米。小容量的地下式及半地下式油罐出渣量小，可采用手提桶运渣，出渣孔的尺寸一般可为500~600毫米。

出渣孔和放水管的布置、选用及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

为了尽量减少在油罐壁上开孔，将油罐放水管安装在出渣孔盖上。油罐内的水分经沉淀后通过放水管排入漏斗流入污油处理池（图9-51），以利于操作人员观察放水情况，当见有重油排出时，应及时关闭放水阀门，然后用蒸汽吹扫排水管道，

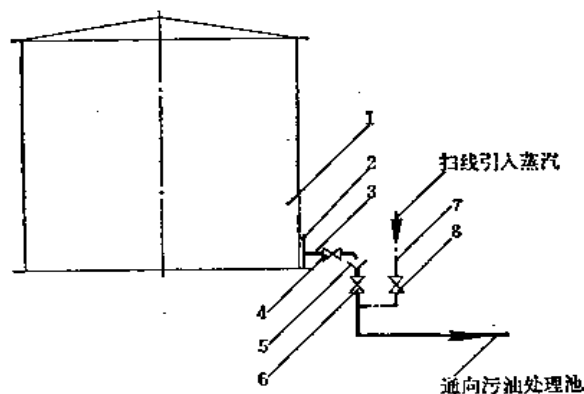


图 9-51 地上立式金属油罐放水系统图

1—地上立式金属油罐；2—清扫孔盖；3—放水管；4—放水阀门；5—漏斗；6—排水管道及其阀门；7—蒸汽管道；8—蒸汽阀门

将管中的重油扫入污油处理池。

地下式及半地下式油罐的放水管单独设置（图9-52）。油罐内的水分经沉淀后通过放水管道直接排入油泵房内的污油池，在放水管道的末端观察放水情况，当见有重油排出时，及时关闭放水阀门6，然后关闭放水阀门4，此时，再打开放水阀门6，用蒸汽吹扫放水管道，将管中的重油扫入污油池。

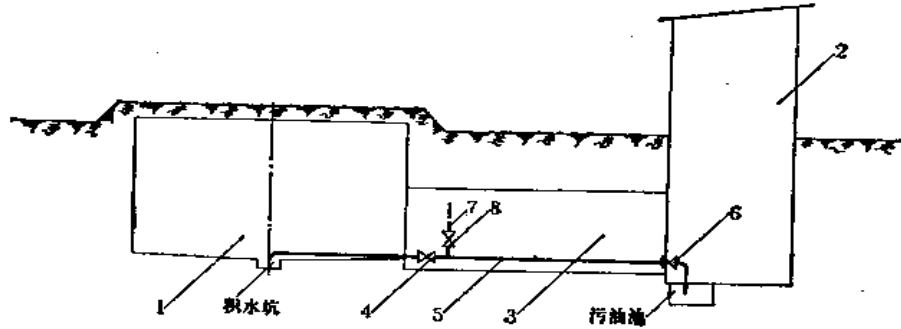


图 9-52 地下式及半地下式油罐放水系统图

1—地下式或半地下式油罐，2—油泵房，3—人通行地沟，4—放水阀门，5—放水管道，6—放水阀门，7—蒸汽管道，8—蒸汽阀门

（三）人孔 人孔供操作人员进出油罐之用。地上立式金属油罐的人孔位于罐壁的下部，直径一般为500~600毫米。人孔的数量根据油罐大小决定。人孔的布置、选用及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

地下式及半地下式油罐的人孔设于油罐的顶部边缘处（图9-50），以便于设置梯子。人孔直径一般为600~800毫米。当油罐直径较大时，人孔的数量应不少于两个。地下式及半地下式油罐的人孔除供操作人员进出油罐以外，还供从罐内提取油样以及测量油位高度等之用。人孔盖以轻便的盖板，此盖板应能防止雨水和风砂进入罐内。

（四）亮孔 油罐的亮孔也称透光孔。供罐内检修、出渣时自然采光，同时还可供罐内通风以及观察升降管工作情况等之用。孔的直径一般为500~800毫米。非金属油罐的亮孔也可做成方形或矩形的，孔的位置应处于升降管的正上方罐顶上，以便通过亮孔用钢丝绳（备用）提升或降落升降管（图9-50）。地上立式金属油罐的亮孔应靠近梯子，以便于操作。人孔和出渣孔也起亮孔的作用，不论是地上式或地下式、半地下式油罐，考虑亮孔的位置时，应连同入孔和出渣孔一并考虑，要合理布置，必要时应增加亮孔的数量。小直径的地下式和半地下式油罐，可利用入孔和出渣孔作为亮孔，不专设亮孔，但必须设置升降管的提升装置，或通过入孔、出渣孔提升降落和观察升降管的工作情况。地下式和半地下式油罐的亮孔盖以轻便的盖板，并应有防水和防风砂的措施。

地上立式金属油罐的亮孔布置、选用及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

（五）量油口 地上立式金属油罐的量油口应安装在油罐的顶部，靠近平台，并处于无加热器的空地的正上方。通过量油口用人工来测量罐内油位以及提取油样。地下式及半地下式非金属油罐一般不专设量油口，而是利用入孔来测量罐内油位和提取油样。量油口的布置、选用及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR

311·2《拱顶钢油罐附件》。

(六) 通气管 通气管安装在油罐的顶部，它是作为油罐进出油品时罐内与罐外大气连通的呼吸通道。重油属于不易挥发的重质油品，因此油罐通过通气管与罐外大气自由连通。通气管应有铜丝网和防止雨水、机械杂质进入油罐的措施。通气管的布置、选用及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

(七) 油位计 油位计用于测量并指示罐内油位高度，以便掌握重油收发和贮存的数量。地上立式金属油罐一般均应装设油位计，以使操作管理人员能在地面上直接观察到罐内油位的高度。地上立式钢油罐油位计的布置及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

地下式及半地下式油罐的油位计见图9-53、9-54。图9-53为钟型油位计，它的工作原

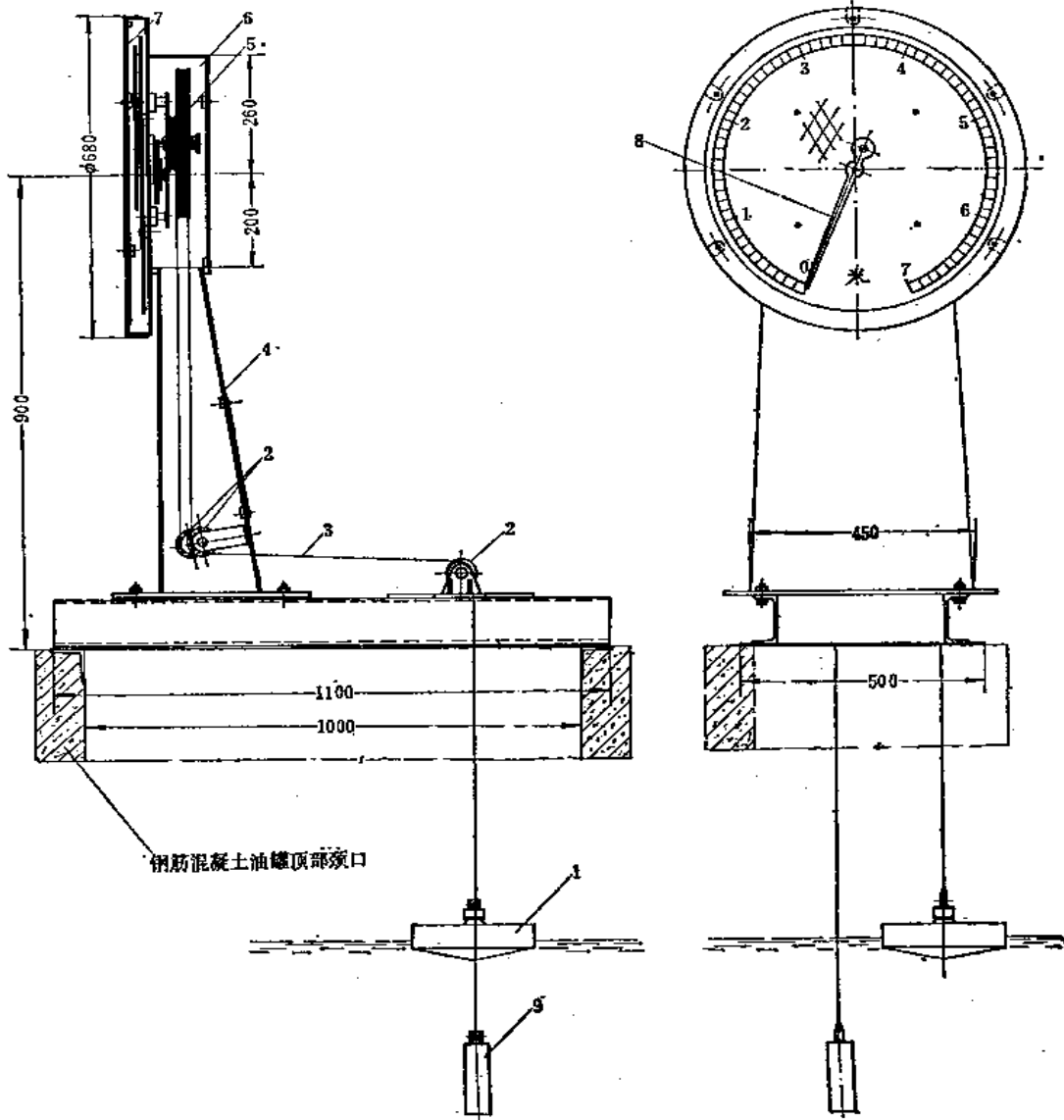


图 9-53 机械式钟型油位计结构示意图

1—浮子，2—滑轮，3—钢丝绳，4—支架，5—齿轮组，6—齿轮箱，7—仪表盘，8—指针，9—平衡锤

理是：浮子随油位上下移动时，通过滑轮和齿轮组带动指针指示油位高度，操作管理人员则在罐顶上观察罐内的油位高度。这种油位计主要适用于地下式及半地下式油罐。图9-54为浮子式油位计。这种油位计，操作管理人员可在地面上观察到罐内油位的高度，它主要适用于半地下式油罐。

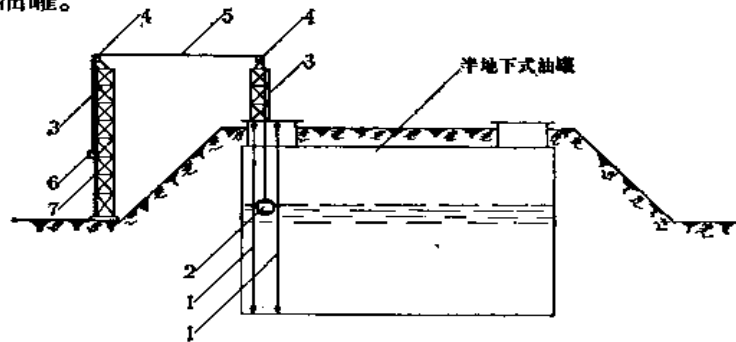


图 9-54 浮子式油位计结构示意图

1—导向钢丝，2—浮子，3—钢架，4—滑轮，5—钢丝绳，6—配重，7—标尺

地下式及半地下式油罐全埋或半埋于地下，操作管理人员上下罐顶比地上式油罐方便，因此，也可不设油位计，直接通过油罐顶部人孔用测尺人工测量油位。

**（八）进出油管及升降管** 为了执行油罐的收发任务，油罐上装有进出油管。

地上立式金属油罐的进油管一般从油罐的上部引入，并伸入油罐底部，一般距罐底1~2米左右，管端开口，使油品水平方向流出（图9-55），避免油品从上部向下冲击，以减少静电的产生和防止搅动油罐底部的沉渣和水分。进油管上部应开小孔（图9-55），以防止罐内油品顺进油管虹吸倒流。

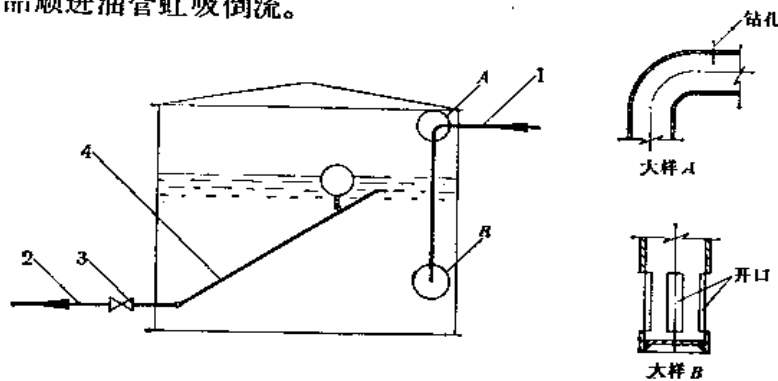


图 9-55 地上立式金属油罐进出油管示意图

1—进油管，2—出油管，3—出油阀门，4—升降管

地上立式金属油罐的出油管位于油罐底部，距罐底一般为300~500毫米（图9-55）。往锅炉房供油时为了从油罐上部吸取经过沉淀脱水的较干净的油品，可在出油管上设升降管（图9-55）。升降管的结构见图9-56。升降管由浮筒1、升降管3及回转接头4等组成。升降管端部的吸油口随浮筒上下移动，并处于油面以下，与油面保持一定距离。当罐内油位变化时，吸油管口随之变动，从油品上层吸取较纯净的油品供锅炉燃烧。当发生出油管或出油阀门破裂等事故时，还可将升降管提升到油面以上，防止油品外流。

升降管及其提升装置的布置见图9-57、9-58。

在正常工作情况下，升降管借浮筒的浮力升起，借自重降落。在升降管的端部装有保

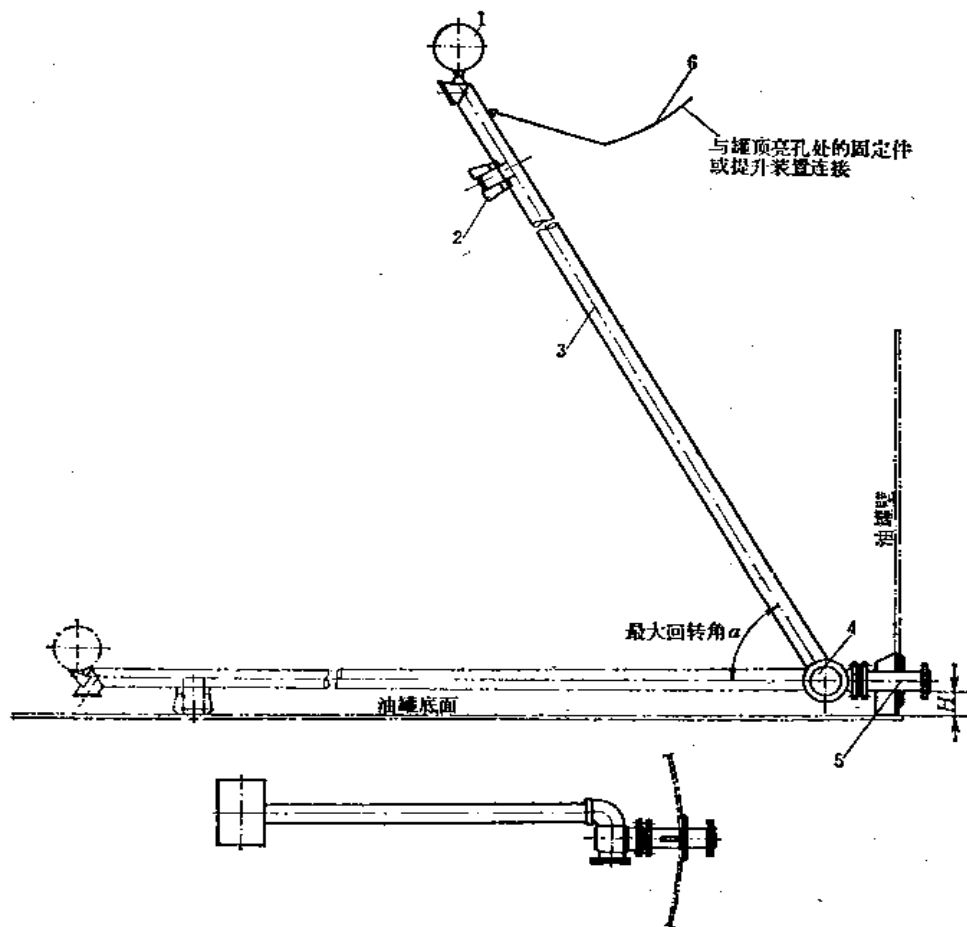


图 9-56 升降管结构示意图

1—浮筒；2—支架；3—升降管；4—回转接头；5—出油管；6—保险绳

险绳，连于亮孔壁上，以备当浮筒失灵时人工将升降管提升和降落（图9-50、9-57），或在罐顶上安装手摇卷扬机（图9-58）提升和降落升降管。为了减轻提升的重量，升降管应用铝管或薄壁钢管制造。升降管最大回转角 $\alpha$ 进入摩擦角时，即不能以自重降落，因此，最大回转角 $\alpha$ 一般应不大于 $70^\circ$ 。

在国内生产实践中，由于浮筒有可能失灵，有些工厂在地上金属油罐上不装升降管，而是安装高、低两个出油口（图9-59），运行的实践证明，这样做也能满足锅炉运行对重油质量的要求。

在设计和布置油罐的进出油管道时，必须考虑管道的热补偿。如图9-60 a 之布置方式，由于管道热应力的影响，将对油罐产生很大的推力，有的可达几十吨，这样大的推力，将使油罐和出油阀门受到破坏。因此，不论是金属油罐或非金属油罐，必须合理地考虑进出油管道的热补偿，如图9-60 b 或图9-60 c 所示，在出油管上设置一段波纹管。为了提高出油管路的安全程度，防止由于管道弹性力的影响而使出油阀门破裂，出油阀门宜采用铸钢阀门。

**（九）加热器** 重油属于凝固点高和粘度高的油品，对于油罐内的重油必须进行加热。加热的目的有三：一是防止重油凝固，在罐内保持液态贮存；二是重油在贮罐内需要



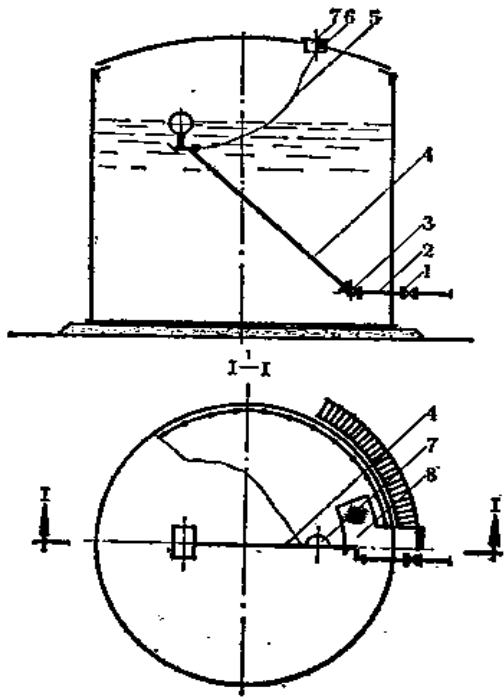


图 9-57 地上立式金属油罐升降管及其提升装置布置图

1—出油阀门, 2—出油管; 3—回转接头, 4—升降管, 5—保险绳, 6—保险绳固定环, 7—亮孔, 8—平台

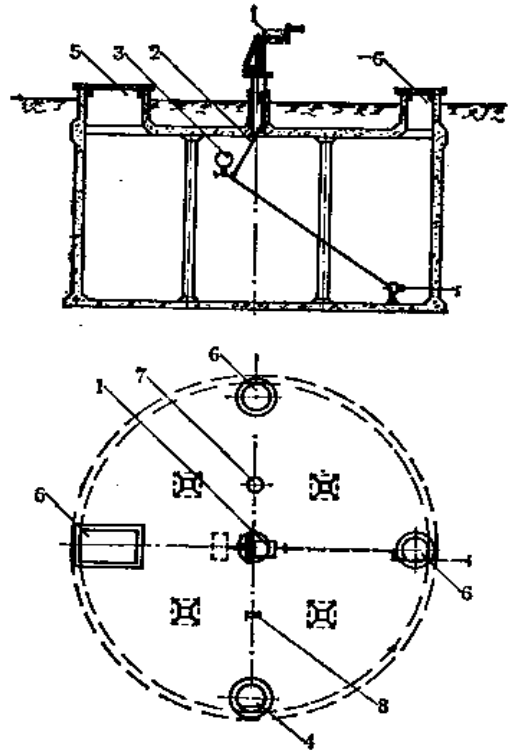


图 9-58 较大容量的地下式及半地下式油罐附属设备布置图

1—手摇卷扬机, 2—保险绳, 3—升降管, 4—人孔, 5—出渣孔, 6—亮孔, 7—通气管, 8—油位计

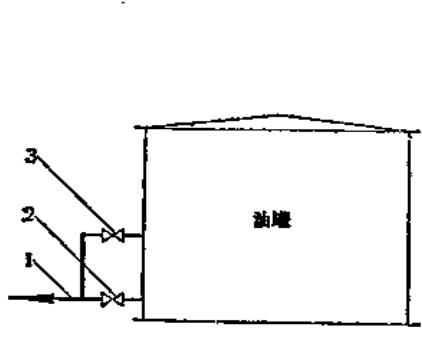


图 9-59 地上立式金属油罐高低油位出油管示意图

1—出油管, 2—低油位出油阀, 3—高油位出油阀

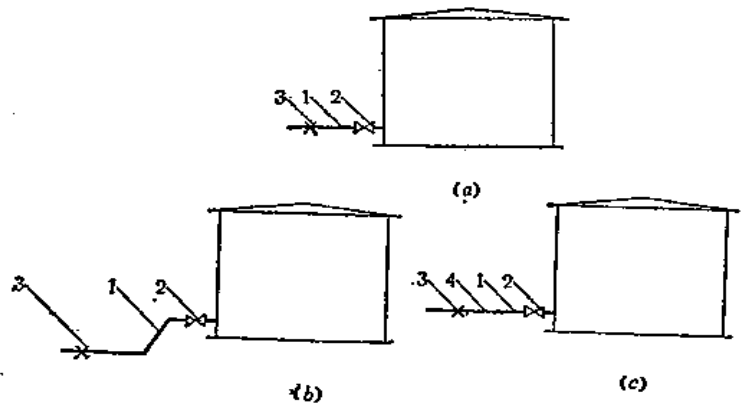


图 9-60 油罐出油管布置示意图

1—出油管, 2—出油阀门, 3—固定点, 4—波纹管

沉淀脱水, 必须将重油加热到沉淀脱水所需要的适宜粘度所对应的温度; 三是重油自油罐沿管道输出时, 需要有适宜的流动性。

罐内重油的加热方法有全面加热和局部加热两种。恒温液态贮存和沉淀脱水时的加

热，必须采用全面加热，即沿油罐的整个水平断面均匀地进行加热。加热器位于油罐的下部，沿油罐水平断面上均匀分布，使整个油罐内的重油全部被加热。对于周转油库，如果需要在短时间内将罐内油品全部发出，也应采用全面加热。当自油罐中输出油品，瞬时输出量不大时，可采用局部加热，即在出油管口附近局部集中布置一组加热器，使油造成必要的流动性。这种局部加热法比较经济，散热损失小，起动快，特别适用于大型油罐。在工业锅炉房的重油库内，单个贮油罐的容量一般不是太大，故一般都按全面加热法设计。

按加热器结构形式的不同，有盘管式加热器（图9-61、9-62）和排管式加热器（图9-63、9-64）。

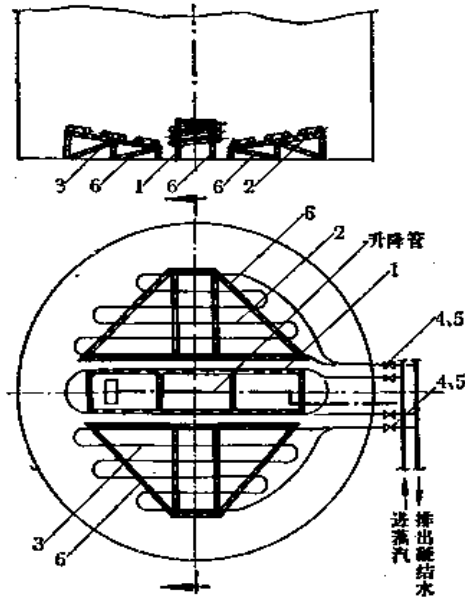


图 9-61 盘管式加热器（三组）示意图

1—中间加热器组；2—右加热器组；3—左加热器组；  
4—蒸汽管阀门（上）；5—凝结水管阀门（下）；6—  
支架

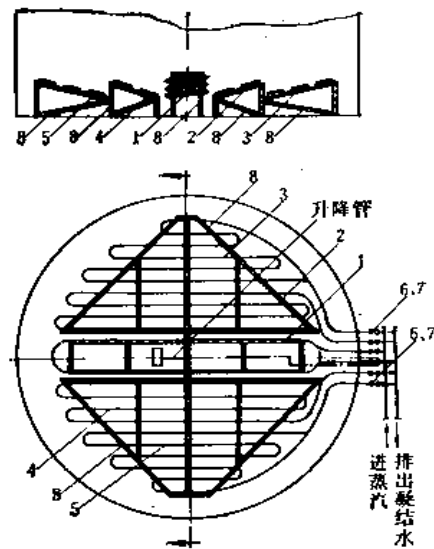


图 9-62 盘管式加热器（五组）示意图

1—中间加热器组；2—中右加热器组；3—右加热器组；  
4—中左加热器组；5—左加热器组；6—蒸汽管阀门（上）；  
7—凝结水管阀门（下）；8—支架

盘管式加热器的主要优点是加热器的组装焊接接头较少，因此密封可靠性较好。其主要缺点是热效应较差，罐内清渣操作不便。排管式加热器的主要优点是热效应较高。此外，排管式加热器可在罐外焊制，通过人孔运入罐内组装，施工安装比较方便，罐底有可供清渣运渣的通道，因此罐内清渣操作比较方便。但排管式加热器的焊接接头较多，焊接质量不好就容易造成泄漏，因此要求焊接质量高。综合比较盘管式加热器和排管式加热器的优缺点，仍以排管式加热器较好，一般宜选用排管式加热器。排管式加热器的选用、布置及其结构详见动力设施燃油系统重复使用图集CR311《油罐及附件》及CR311·2《拱顶钢油罐附件》。

整个加热器应根据油罐的大小分成若干组，在罐内对称布置。每组加热器单独设置阀门引入蒸汽和排出凝结水，当加热器局部损坏时不至于全部停止加热。此外，还可根据不同的加热工艺的要求以及季节和油品粘度的变化，决定加热器投入工作的组数，调整加热温度。

重油在罐内贮存过程中，罐底逐渐形成一层沉淀渣层。因此，加热器的安装高度不宜

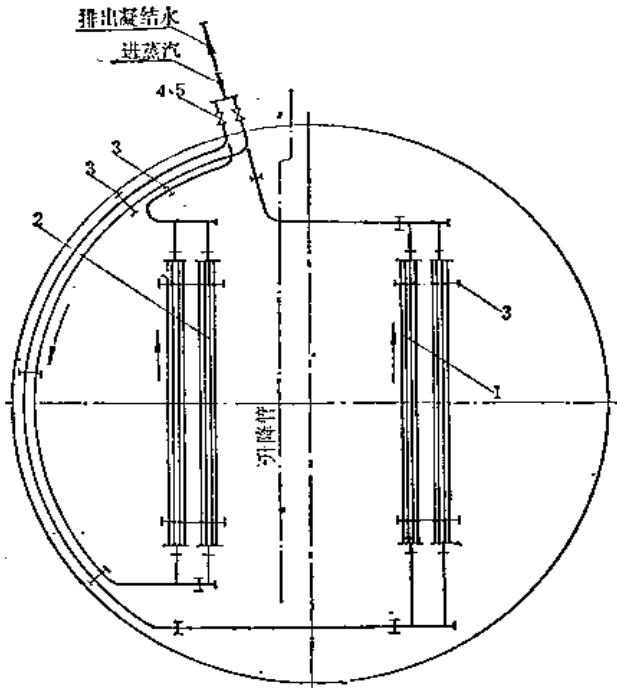


图 9-63 排管式加热器(二组)示意图

1—右加热器组; 2—左加热器组; 3—支架; 4—蒸汽管阀门(上); 5—凝结水管阀门(下)

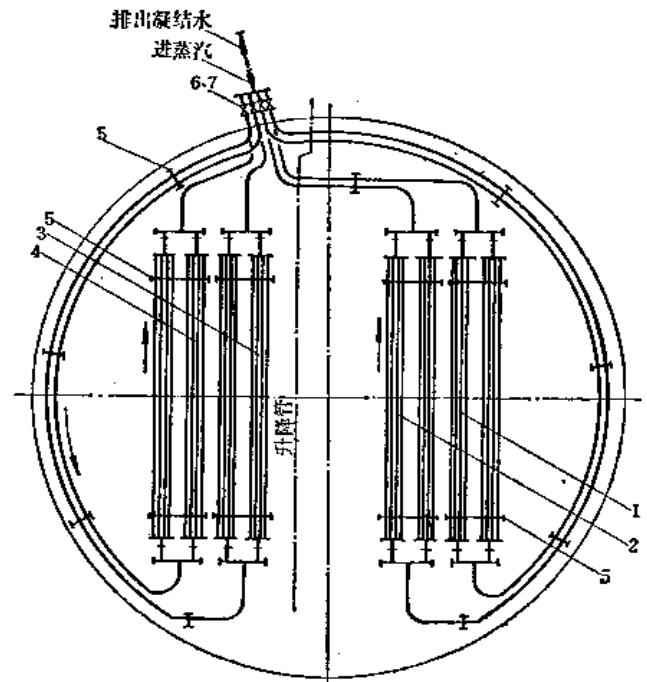


图 9-64 排管式加热器(四组)示意图

1—右加热器组; 2—右中加热器组; 3—左中加热器组; 4—左加热器组; 5—支架; 6—蒸汽管阀门(上); 7—凝结水管阀门(下)

过低,以防渣层将加热器埋没,影响传热效率。不论是排管式加热器或盘管式加热器,其安装高度一般为300~600毫米。

(十)油罐的保温 为了减少散热损失,地上立式金属油罐的罐壁应包保温层。保温层的结构及其选择详见动力设施燃油系统重复使用图集CR316·1《油罐保温》。

## 第六节 重油在容器中的加热

### 一、加热的目的

重油在容器中的加热,包括运输容器中的加热和贮存容器中的加热。本节主要介绍铁路油罐车中的加热和油罐中的加热。

在铁路油罐车中加热的目的是为了降低重油的粘度,使其具有一定的流动性,以便于自油罐车中自流或用泵卸出。

在贮油罐中加热重油的目的有:

1. 维持油品温度在凝固点以上至少5~10°C,以便于在贮油罐中贮存。
2. 通过加热使油品达到适宜的粘度,以便沉淀脱水。
3. 使重油达到适宜的粘度,以便于用油泵输出。

### 二、热 源

加热油品的热源有水蒸汽、热水、电能等。

利用电能加热重油，要求严格地操作管理，因为温度过高会使重油发生焦化，并有发生火灾的危险。

热水的热焓量低，仅为饱和水蒸汽的热焓量的 $1/5\sim 1/6$ ，因而加热器比较庞大，故很少采用。只有生产中有废热水可利用时，用来加热重油才是适宜的。

水蒸汽是目前普遍采用的热源，便于输送，热焓量高，放热系数较大，使用也比较安全，控制和调节都比较简便。用于加热重油的水蒸汽，应为低压蒸汽，压力一般为 $4\sim 8$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>，不宜过高。因为蒸汽温度过高，会使重油产生析碳。特别在贮油罐中用排管式或盘管式加热器加热重油时，析碳沉积于加热器管壁上并逐渐增厚，将大大降低传热效率。

### 三、加热方法

重油在贮油罐中加热的方法，通常采用排管式或盘管式加热器间接加热。

重油在铁路油罐车中加热的方法，有间接加热法和直接加热法两种。

(一) 蒸汽加温套间接加热法 目前国内使用的 $G_{12}$ 、 $G_{11}$ 、 $G_{17}$ 等几种主要车型，都是采用加温套间接加热法。如图9-65所示，蒸汽进入加温套后，经罐壁传导热能加热油品。油品被加热后，自下卸口泄出。

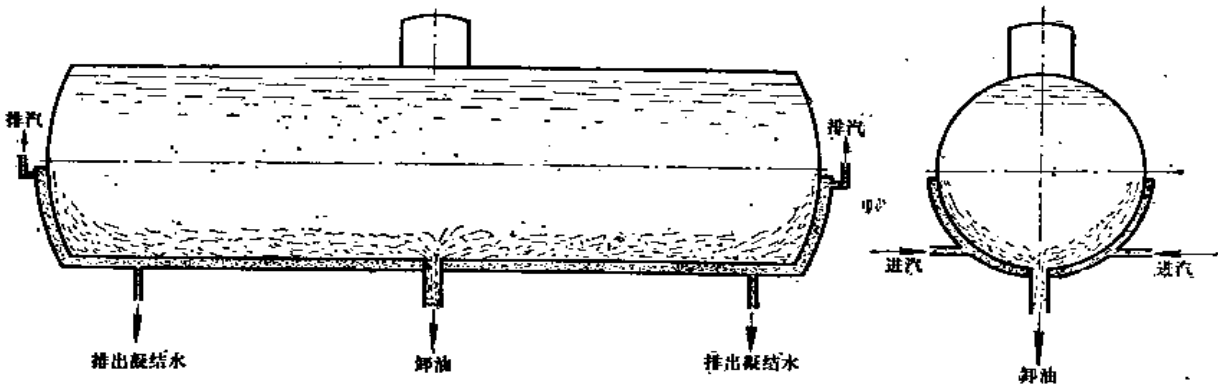


图 9-65 蒸汽加温套间接加热示意图

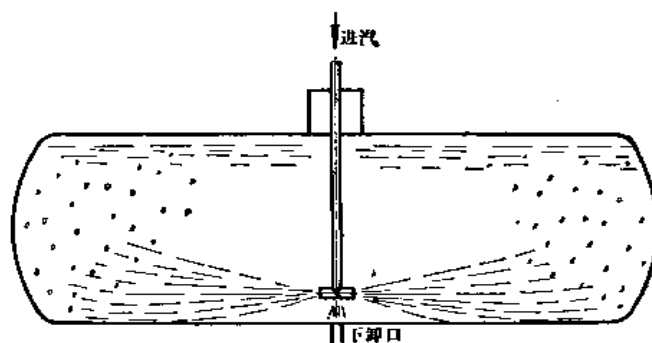


图 9-66 蒸汽喷嘴直接加热示意图

这种加热法的主要优点是蒸汽与油不直接接触，因此油中不会侵入水分。

(二) 蒸汽直接加热法 蒸汽直接加热法有喷嘴直接加热和多孔管直接加热两种。生产实践证明，采用喷嘴直接加热比多孔管直接加热效率高。如图9-66所示，蒸汽喷嘴位于

罐车内中心线以下靠近罐车底，与罐车纵向中心线平行放置。蒸汽通过喷嘴时流速增高，从而加强了油品的对流，使蒸汽更充分地放出热量，达到迅速地加热油品和减少油中水分增加的目的。在喷嘴短管的下部有一个小孔，作为向下喷射蒸汽之用。小孔开在下部，便于将喷嘴插入油中，同时，可直接加热下卸口附近的油品，以加速油品的下卸。

这种加热方法，热效率较高。适用于不带蒸汽加温套的罐车加热。

#### 四、重油的加热初温和加热终温

为了计算重油加热所需蒸汽量和加热器的加热面积，必须知道重油的加热初温和加热终温。

(一) 加热初温 重油的加热初温即重油开始加热时的温度。由于影响重油加热初温的因素很多，所以加热初温的计算和确定只能是近似的。

1. 铁路油罐车中油品的加热初温 铁路油罐车中油品的加热初温就是油品在炼油厂热态装车，经途中冷却到达卸车地点时的温度。此温度，最低也不会低于油品的凝固点。在一般工程计算中，当卸车车位数不多时，可取油品的凝固点作为油品卸车时的加热初温，进行粗略计算。

2. 油罐中油品的加热初温 在贮油罐中油品的加热初温，应根据加热目的来确定。

当罐内油品升温沉淀脱水时，一般在油品自铁路油罐车卸入贮油罐后，即应加热升温，此时油品的加热初温可近似地取油罐车的卸油温度。

当罐内油品自液态贮存状态加热到油泵输送温度时，油品的加热初温最低为油品凝固点以上 $5\sim 10^{\circ}\text{C}$ 。

(二) 加热终温 重油在敞开式容器中的加热终温取决于工艺过程。加热温度范围，最低温度必须高于重油凝固点至少 $5\sim 10^{\circ}\text{C}$ ，最高温度必须低于重油闪点至少 $10^{\circ}\text{C}$ 。

重油的加热终温应根据不同的工艺过程所要求的粘度确定。

1. 自流卸油时的粘度 自铁路油罐车自流卸油时，重油的粘度主要取决于卸油时间，一般卸油的粘度为 $40\sim 100^{\circ}\text{E}$ 。

2. 泵输油时的粘度 用泵卸油和输送时，重油的粘度取决于泵的类型、吸入条件（即吸上真空高度）以及排出管道的合理的压力降。

离心泵输送重油的粘度范围见图9-67。

往复泵输送重油的粘度范围见图9-67。一般宜控制在 $80^{\circ}\text{E}$ 以下。

螺杆泵输送重油的粘度范围为 $1.5^{\circ}\sim 80^{\circ}\text{E}$ 。齿轮泵输送重油的粘度范围在 $200^{\circ}\text{E}$ 以

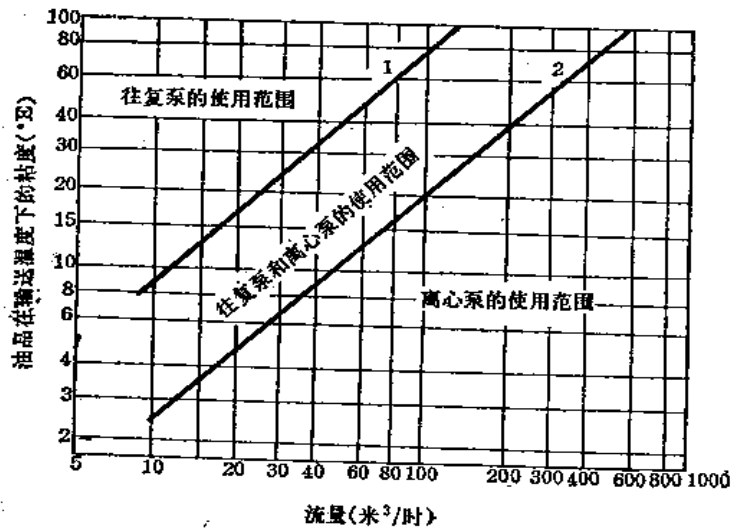


图 9-67 离心泵和往复泵输送重油的粘度范围

1—离心泵的极限范围（在直线1上泵输油的效率仅为输水时的45%），  
2—离心泵的建议使用范围（在直线2上泵输油的效率为输水时的70%）

下。目前国内生产的各种型号的螺杆泵和齿轮泵所要求的粘度范围，有的较宽，有的较窄，所要求的适宜工作粘度也有差异，应根据设计选用的泵型所要求的粘度来确定油的输送粘度。

油泵输送温度下的重油粘度，除应符合泵本身对粘度的要求外，还应使泵有合理的吸入高度和技术经济合理的管线压力降。粘度过高，泵的吸入特性恶化，管线压力降亦大，所需的扬程高，功率大。粘度过低，重油加热的温度高，热耗量大。因此，应根据具体的工艺过程，具体地分析确定重油的输送粘度。

3. 沉淀脱水时的粘度 重油在贮油罐中沉淀脱水所要求的最适宜的粘度为 1 沲（运动粘度）。

在确定了所需要的重油粘度值以后，便可借助于油品粘度与温度关系图 9-1、9-2 查得

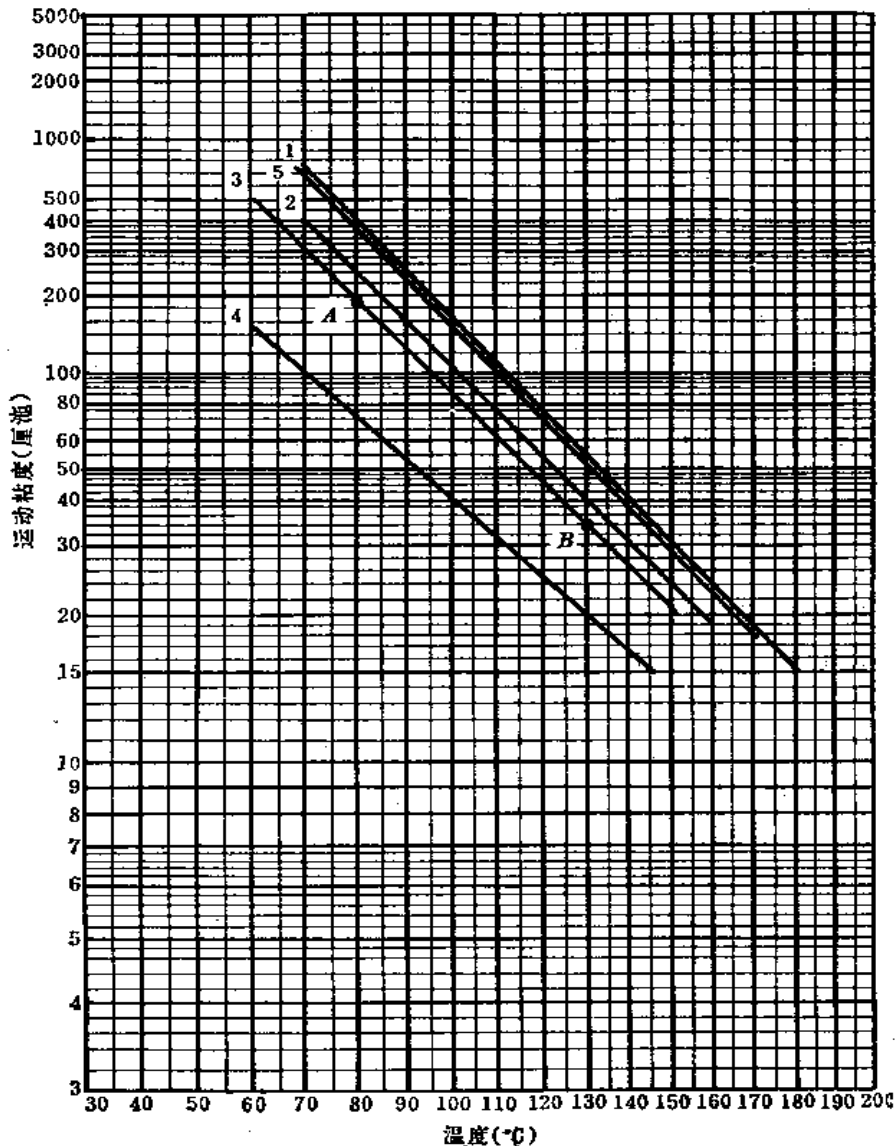


图 9-68 油品粘度与温度关系图

1—南京炼油厂残渣油；2—石油七厂残渣油；3—上海炼油厂残渣油；4—上海炼油厂残渣油；  
5—20°E<sub>100</sub>残渣油

重油的加热温度。例如：已知上海炼油厂生产的残渣油，80°C时的粘度为 26.39°E（运动粘度为192.76厘沲），130°C时的粘度为 4.81°E（运动粘度为 33.85 厘沲），根据上述已知的两点温度的粘度值，在油品粘度与温度关系图（举例见图9-68）中得出两点A和B，过两点连直线，得出该残渣油的一条粘—温线，借助这条粘—温线，可查得任一粘度时之温度。

为了利用粘度与温度关系图求得重油的加热温度，必须向炼油厂索取重油的两点温度的粘度数据，以便绘制重油的粘—温线，做出精确计算。当不能取得上述数据时，可根据重油的一点温度的粘度值，在粘度与温度关系图上得出一点，过此点引一条平行于另一已知的重油粘—温线，进行粗略计算。这种粗略推算方法，基本上能满足一般工程设计的需要。在图9-68中给出了几个炼油厂所生产的重油（残渣油）粘—温线，可供参考。

由于目前国内大部分炼油厂所生产的重油是残渣油，质量指标不稳定。因此，在进行设计计算时，应考虑到重油质量（粘度）的变化，必要时应采取较高的粘度值（一般取20°E<sub>100</sub>）作为推算加热温度的基础粘度，以便使加热器能满足粘度变化时加热的需要和有足够的加热热源。

在油罐中加热重油时，为了防止罐内油品发生剧烈的起泡现象和冒罐事故，加热温度应不超过90°C，最高不能超过95°C。

（三）油罐内加热重油的计算温度的选取 在进行贮油罐中的油品加热计算时，一般宜按重油沉淀脱水选取计算温度，即取重油卸车的温度作为加热初温，取油品粘度为1沲时所对应的温度作为加热终温。

由于重油在日用油罐中贮存的时间短，所以在日用油罐中一般只维持油品温度，不考虑升温。自贮油罐输出的油品粘度，应满足输油泵或供油泵的运行要求，日用油罐中的油品温度为供油泵所要求的适宜工作粘度所对应的温度。

## 五、加热升温时间

重油在容器中的加热时间，即重油从初温 $t_1$ 加热到终温 $t_2$ 所需时间（升温时间）。为了简化计算，重油在容器中加热的计算时间，可按经验数据选取。

1. 重油在铁路油罐车中的加热时间 重油在铁路油罐车中的加热时间，与罐车进厂停留时间、油品的粘度以及卸车时的气温等因素有关。

重油在油罐中升温时间选用

表 9-11

序 号	应 用 条 件	升温时间 $\tau$ (时)
1	(1) $t_2 - t_1 \leq 25^\circ\text{C}$ (2) 油罐容积 $\leq 1000\text{米}^3$ (3) 操作周期 $\geq 60$ 小时	$\geq 24$
2	(1) $t_2 - t_1 = 25 \sim 30^\circ\text{C}$ (2) 油罐容积 = 2000 ~ 3000 $\text{米}^3$ (3) 操作周期 $\geq 100$ 小时	$\geq 36$
3	(1) $t_2 - t_1 > 25^\circ\text{C}$ (2) 油罐容积 $\geq 5000\text{米}^3$ (3) 操作周期 $\geq 150$ 小时	$\geq 48$

目前国内对于罐车进厂停留时间尚无统一的规定。但设计应考虑尽快卸完进厂的罐车，加快罐车的周转。一般应在4~8小时内卸完一次进厂的全部罐车，其中加热时间为1.5~3小时。上述加热时间，当油品粘度较高、气温较低（如严寒地区）时，应取较高值；当油品粘度较低、气温较高时，应取较低值。设计时应根据具体条件选定。

2. 重油在油罐中的加热升温时间 重油在油罐中的加热升温时间，与加热终温和初温的温度差、油罐容积以及油罐的操作周期等有关，见表9-11。选用时，应以油罐的操作周期为首要条件，并参考其它两项条件。重油贮罐的操作周期，即从油罐开始贮油到开始输出供给锅炉房用油时为止这一段时间，与油库的贮存周期、单个油罐的容量有密切关系，在正常情况下，一般都大于150小时，为了不使罐内加热器过于庞大，一般宜取升温时间 $\tau \geq 48$ 小时。

## 六、重油加热所需的热量计算

重油在油罐中加热和在铁路油罐车中蒸汽直接加热所需的热量按下式计算：

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad \text{千卡/时} \quad (9-37)$$

式中  $Q$ ——重油加热所需的总热量，千卡/时；

$Q_1$ ——油品升温所需热量，千卡/时；

$Q_2$ ——加热时由于散热损失的热量，千卡/时；

$Q_3$ ——加热油品时容器本身升温所消耗的热量，千卡/时。一般工程计算可忽略不计。

油品升温所需热量按下式计算：

$$Q_1 = 1000\gamma_v V [C_v(t_2 - t_1) + aB] / \tau \quad \text{千卡/时} \quad (9-38)$$

式中  $\gamma_v$ ——油品在平均温度 $\frac{t_1 + t_2}{2}$ 时的重度，吨/米<sup>3</sup>；

$V$ ——容器内最大装油容积，米<sup>3</sup>；

$C_v$ ——油品在平均温度 $\frac{t_1 + t_2}{2}$ 时的比热，千卡/公斤·°C。可从图9-3中查得；

$t_2$ ——油品加热终温，°C；

$t_1$ ——油品加热初温，°C；

$a$ ——重油中石蜡的含量，%。当不能取得石蜡含量的原始资料时，可取 $a = 5\%$ 进行粗略计算；

$B$ ——石蜡的熔解潜热，千卡/公斤。当加热铁路油罐车中的重油时，根据重油凝固点按表9-12选取。当加热油罐中的重油时，取 $B = 0$ ；

$\tau$ ——加热升温时间，时。

加热时由于散热损失的热量，按下式计算：

$$Q_2 = q_D + q_B + q_{D1} \quad \text{千卡/时} \quad (9-39)$$

式中  $q_D$ ——经罐顶散失的热量，千卡/时；

$q_B$ ——经罐壁散失的热量，千卡/时；

$q_{D1}$ ——经罐底散失的热量，千卡/时。

经罐顶散失的热量按下式计算：



石蜡熔解潜热热值

表 9-12

油品凝固点(°C)	B(千卡/公斤)	油品凝固点(°C)	B(千卡/公斤)
0	49	35	53
5	50	40	53.5
10	50.5	45	54
15	51	50	54.5
20	52	55	54.7
25	52.3	60	54.9
30	52.5	65	55

$$q_D = K_D F_D (t_v - t_o) \quad \text{千卡/时} \quad (9-40)$$

式中  $K_D$ ——油品经罐顶向空气的传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。按表9-13选取,

$F_D$ ——罐顶的表面积, 米<sup>2</sup>。对于铁路油罐车和卧式油罐, 取  $F_D = 0$ ;

$t_v$ ——油品的平均温度, °C;

$t_o$ ——周围介质的温度, °C。

传热系数选用

表 9-13

传热系数	选 用 条 件		数 据
$K_D$	地上金属油罐	无保温层	2千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
	地下非金属油罐	罐顶覆土	1千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
$K_B$	地上金属油罐、铁路油罐车	无保温层	4~7千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
		有保温层	2~3千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
	地下非金属油罐	埋 地	0.2千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
$K_{D1}$	地上金属油罐	无特殊保温层	0.3千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C
	地下非金属油罐	无特殊保温层	0.1~0.12千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C

注。表中之传热系数  $K_B$ , 当无保温层的地上金属油罐安装在室内时, 取较低值, 安装在室外时, 取较高值。铁路油罐车取较高值。

经罐壁散失的热量按下式计算:

$$q_B = K_B F_B (t_v - t_o) \quad \text{千卡/时} \quad (9-41)$$

式中  $K_B$ ——油品经罐壁向空气的传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C, 按表9-13选取,

$F_B$ ——罐壁的表面积, 米<sup>2</sup>。对于铁路油罐车和卧式油罐, 按罐体的全部表面积计算。

经罐底散失的热量按下式计算:

$$q_{D1} = K_{D1} F_{D1} (t_v - t_o) \quad \text{千卡/时} \quad (9-42)$$

式中  $K_{D1}$ ——油品经罐底向土壤的传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。按表9-13选取,

$F_{D1}$ ——罐底的面积, 米<sup>2</sup>。对于铁路油罐车和卧式油罐, 取  $F_{D1} = 0$ 。

将公式(9-40)、(9-41)及(9-42)代入公式(9-39)得立式油罐散热损失的热量计算公式:

$$Q_2 = (K_D F_D + K_B F_B + K_{D1} F_{D1}) (t_v - t_o) \quad \text{千卡/时} \quad (9-43)$$

将公式(9-40)、(9-41)及(9-42)整理后得铁路油罐车和卧式油罐散热损失的热量计算公式:

$$Q_2 = K_B F_B (t_y - t_o) \quad \text{千卡/时} \quad (9-44)$$

上述公式中周围介质的温度,对于地上式油罐和铁路油罐车来说,取

$$t_o = T_L \cdot ^\circ\text{C} \quad (9-45)$$

式中  $T_L$ ——最冷月份平均气温,  $^\circ\text{C}$ 。

对于地下式或半地下式油罐来说,取

$$t_o = T_t \cdot ^\circ\text{C} \quad (9-46)$$

式中  $T_t$ ——油罐埋入地区土壤的平均温度,  $^\circ\text{C}$ 。

随着大气温度的变化,土壤温度也有昼夜和旬、月的变化。昼夜气温的变化,仅仅影响深度在0.5米以内的土壤温度。在更深处的土壤温度,只受旬、月大气温度变化的影响。油罐的平均埋地深度一般都大于0.5米,所以土壤的平均温度按最冷月份的平均温度选取。设计时,可向有关气象部门收集气温、地温资料。表9-14为东北某地不同深度的月平均土壤温度,供参考。

东北某地不同深度的月平均土壤温度

表 9-14

深度 (米)	月											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	平均土壤温度 ( $^\circ\text{C}$ )											
0	-13.5	-11.9	0.6	10.4	21.0	25.7	28.9	26.9	20.5	10.3	-4.2	-12
0.2	-6.2	-5.6	-0.9	4.6	13.5	19.2	23	23.3	17.8	10.4	2.8	-3.4
0.4	-3.2	-4.4	-2.3	1.1	8.9	15.9	20.6	22	18.3	11.9	5.2	0.1
0.8	-0.7	-1.8	-0.8	0	7	13.6	17.8	19.6	17.6	13.1	7.9	2.8
1.6	4.1	2.4	1.9	1.8	4.6	10.1	14.2	16.4	16.5	14.4	11.0	7.4
3.2	8.5	6.8	5.5	4.7	4.5	5.8	8.0	10.5	12.0	12.3	11.6	10.2

油品的平均温度  $t_y$ , 在贮油罐中加热重油时, 取

$$t_y = \frac{t_1 + t_2}{2} \cdot ^\circ\text{C} \quad (9-47)$$

在铁路油罐车中加热重油时, 取

$$t_y = \frac{2}{3} t_2 + \frac{1}{3} t_1 \cdot ^\circ\text{C} \quad (9-48)$$

### 七、油罐内的重油加热器计算

当加热重油所需的总热量  $Q$  为已知时, 油罐内重油加热器的加热面积可按式计算:

$$F = \frac{1.25Q\varphi}{K_q(t_b - t_y)} \text{米}^2 \quad (9-49)$$

式中  $F$ ——加热器的加热面积,  $\text{米}^2$ ;

$Q$ ——加热重油所需总热量, 千卡/时;

$\varphi$ ——蒸汽凝结水的过冷系数。取决于重油的加热终温  $t_2$ , 由表9-15中查得;

$t_b$ ——蒸汽饱和温度,  $^\circ\text{C}$ ;

$t_y$ ——油品的平均温度,  $^\circ\text{C}$ 。按公式(9-47)计算;

$K_q$ ——加热器内蒸汽向油品的总传热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时· $^\circ\text{C}$ 。

蒸汽冷凝水的过冷系数  $\varphi$  值

表 9-15

重油加热终温 $t_2$ (°C)	蒸 汽 压 力 (表压)				
	2	3	4	5	6
	$\varphi$				
40	1.02	1.05	1.06	1.08	1.09
50	1.03	1.05	1.07	1.09	1.10
60	1.03	1.06	1.08	1.10	1.11
70	1.04	1.08	1.08	1.10	1.12
80	1.05	1.07	1.09	1.11	1.13
90	1.06	1.08	1.10	1.12	1.13

蒸汽向油品的总传热系数  $K_q$  按下式计算:

$$K_q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + R} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (9-50)$$

式中  $R$ ——影响传热效果的补充热阻, 米<sup>2</sup>·时·°C/千卡。可从表 9-16 中选取, 一般取  $R=0.002$ ;

$\alpha$ ——从加热器外壁到油品的放热系数, 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

补 充 热 阻  $R$  值

表 9-16

序 号	应 用 条 件	$R$ (米 <sup>2</sup> ·时·°C/千卡)
1	(1) 油品洁净, 且不易在加热器管上结垢	0.001
	(2) 加热器管较新, 无锈	
	(3) 6 个绝对压力以上的蒸汽	
2	(1) 油品不很洁净, 油品温度较高, 易结垢	0.002
	(2) 加热器管较旧	
	(3) 3~6 个绝对压力的蒸汽	
3	(1) 油品不洁净, 易结垢	0.003
	(2) 加热器管锈较多	
	(3) 3 个绝对压力以下的蒸汽	

从加热器外壁到油品的放热系数  $\alpha$ , 按下式计算:

$$\text{当 } \frac{d^3(t_b - t_y)}{\nu} \geq 0.03 \text{ 时,}$$

$$\alpha = A_1 \sqrt[3]{\frac{t_b - t_y}{\nu}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (9-51)$$

$$\text{当 } \frac{d^3(t_b - t_y)}{\nu} < 0.03 \text{ 时,}$$

$$\alpha = A_2 \sqrt[4]{\frac{t_b - t_y}{d\nu}} \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (9-52)$$

式中  $t_b$ ——蒸汽饱和温度, °C;

$t_v$ ——油品平均温度，°C。按公式(9-47)计算；

$d$ ——加热器管子的外径，米；

$\nu$ ——在油品平均温度和蒸汽饱和温度的算术平均温度  $\frac{t_v+t_b}{2}$  下，油品的运动粘度，沲；

$A_1, A_2$ ——系数。可从表9-17中查得。

系数  $A_1, A_2$  数值

表 9-17

油品重度 $\gamma_{20}$ (吨/米 <sup>3</sup> )	$A_1$	$A_2$	油品重度 $\gamma_{20}$ (吨/米 <sup>3</sup> )	$A_1$	$A_2$
0.885	15.7	11.2	0.945	14.3	10.3
0.890	15.6	11.2	0.950	14.2	10.3
0.895	15.4	11.1	0.955	14.0	10.2
0.900	15.3	11.0	0.960	13.9	10.1
0.905	15.2	10.9	0.965	13.8	10.0
0.910	15.1	10.9	0.970	13.7	10.0
0.915	15.0	10.8	0.975	13.6	9.9
0.920	14.8	10.7	0.980	13.5	9.8
0.925	14.7	10.6	0.985	13.4	9.7
0.930	14.6	10.6	0.990	13.2	9.7
0.935	14.5	10.5	0.995	13.1	9.6
0.940	14.4	10.4	1.000	13.0	9.5

注：本表根据  $A_1=36-23\gamma_{20}$  及  $A_2=24.5-15\gamma_{20}$  计算所得。

为了简化计算，加热器内蒸汽向油品的总传热系数可取经验数值  $K_q=50\sim70$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

当加热器的加热面积已知后，即可按下式计算加热器管子的全长

$$L = \frac{F}{\pi d} \text{ 米} \quad (9-53)$$

式中  $L$ ——加热器管子的全长，米；  
 $F$ ——加热器的加热面积，米<sup>2</sup>；  
 $d$ ——加热器管子外径，米。

### 八、蒸汽消耗量计算

在贮油罐中加热重油时的蒸汽消耗量，按下式计算：

$$G = \frac{Q}{i'' - i'} \text{ 公斤/时} \quad (9-54)$$

式中  $G$ ——蒸汽消耗量，公斤/时；  
 $Q$ ——重油加热所需的总热量，千卡/时；  
 $i''$ ——加热器入口处的蒸汽热焓，千卡/公斤；  
 $i'$ ——冷凝水热焓，千卡/公斤；

在铁路油罐车中用蒸汽直接加热法加热重油时的蒸汽消耗量，按下式计算：

$$G = \frac{Q}{\Delta i} \text{ 公斤/时} \quad (9-55)$$

式中  $\Delta i$ ——蒸汽热焓与凝结水热焓之差，千卡/公斤。凝结水热焓之值等于重油加热终温  $t_2$  值。一般取  $\Delta i = 550$  千卡/公斤。

实际运行的粘油罐车，绝大部分是带有双层底加热装置（加温套）的专用粘油罐车，采用间接加热法加热。由于一部分罐车的加温套直接与大气自由相通，蒸汽消耗量很难准确计算。表9-18为原油冬季卸车蒸汽消耗量的实测数据，可供参考。由于重油的粘度比原油的粘度大，重油卸车的蒸汽消耗量应比表中所列数值略有增加。

原油冬季卸车加热蒸汽平均消耗量经验数据

表 9-18

地 区	哈 尔 滨	抚 顺	大 连	南 京	长 沙
蒸汽消耗量(公斤/时)	800	540	460	300	400

注：表中所列为一个罐车加热时的蒸汽消耗量。

## 九、重油在贮油罐内加热计算例题

### (一) 已知数据

1. 油品性质 假设使用上海炼油厂残渣油。

油品粘度 80°C时之粘度为26.39°E，130°C时之粘度为4.81°E。绘制粘—温线见图9-68 AB线。

油品比重  $d_{4}^{20} = 0.93$ 。

油的蜡含量取  $\alpha = 5\%$ 。

油的凝固点为30°C，从表9-12查得石蜡溶解潜热  $B = 52.5$  千卡/公斤。

2. 贮油罐型式及尺寸 采用500米<sup>3</sup>地上式金属拱顶油罐。

油罐直径9.13米，高度9.23米。

罐顶表面积  $F_D = 66.5$  米<sup>2</sup>，罐壁表面积  $F_B = 264$  米<sup>2</sup>，罐底表面积  $F_{D_1} = 65.4$  米<sup>2</sup>。

罐壁包保温层，罐顶不包保温层。

3. 气象条件 最冷月份平均气温  $t_0 = -7$ °C。

4. 油品操作条件 油品在铁路油罐车中加热到70°C卸入贮油罐，即取油品在贮油罐中加热初温  $t_1 = 70$ °C。

油品加热终温为沉淀脱水的适宜粘度1沲时所对应的温度，从图9-68中之粘—温线 AB 查得  $t_2 = 95$ °C。

油品在贮油罐中升温时间，取  $\tau = 72$  小时。

5. 蒸汽参数 加热用的蒸汽压力为4公斤力/厘米<sup>2</sup>。

蒸汽饱和温度  $t_s = 142.9$ °C。

蒸汽热焓  $i'' = 653.9$  千卡/公斤。

凝结水热焓  $i' = 143.7$  千卡/公斤。

### (二) 计算油罐内加热器的加热面积和蒸汽消耗量

1. 油品升温所需热量

$$\text{油品的平均温度 } t_s = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{95 + 70}{2} = 82.5^\circ\text{C}.$$

油品在平均温度82.5°C时的重度为0.9吨/米<sup>3</sup>。

油品在平均温度82.5°C时的比热，从图9-3中查得 $C_p=0.49$ 千卡/公斤·°C。

油品升温所需热量按公式(9-38)计算：

$$Q_1 = 1000 \times 0.9 \times 500 [0.49(95-70) + 0.05 \times 52.5] / 72 \\ = 93000 \text{ 千卡/时}$$

2. 油品加热时散失的热量 油品加热时散失的热量按公式(9-43)计算：

$$Q_2 = (2 \times 66.5 + 3 \times 264 + 0.3 \times 65.4)(82.5 + 7) \\ = 84500 \text{ 千卡/时}$$

3. 油品加热所需总热量 油品加热所需总热量按公式(9-37)计算：

$$Q = 93000 + 84500 \\ = 177500 \text{ 千卡/时}$$

4. 罐内加热器计算

油品平均温度和蒸汽温度的算术平均温度为：

$$\frac{82.5 + 142.9}{2} = 112.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

由图9-68中粘—温线AB查得112.7°C时油品的粘度为0.57沲。选取加热器管子外径 $d=57$ 毫米。则：

$$\frac{d^3(t_b - t_y)}{\nu} = \frac{0.57^3(142.9 - 82.5)}{0.57} \\ = 19.6 > 0.03$$

从加热器外壁到油品的放热系数 $\alpha$ ，按公式(9-51)计算：

$$\alpha = 14.6 \sqrt[3]{\frac{142.9 - 82.5}{0.57}} \\ = 69 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

蒸汽向油品的总传热系数 $K_o$ ，按公式(9-50)计算：

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{69} + 0.002} \\ = 60.6 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

加热器的加热面积按公式(9-49)计算：

$$F = \frac{1.25 \times 177500 \times 1.1}{60.6(142.9 - 82.5)} \\ = 66.7 \text{ 米}^2$$

5. 蒸汽消耗量 油品加热时的蒸汽消耗量按公式(9-54)计算：

$$G = \frac{177500}{653.9 - 143.7} \\ = 348 \text{ 公斤/时}$$

以上计算例题中，油品粘度较高，按理想沉淀脱水粘度计算所需的油品加热终温，已达最高允许温度值(95°C)，这是在实际操作中应力求避免的温度。在实际工程计算中，应适当降低加热终温，延长沉淀脱水时间，以防止发生油罐冒顶事故。

## 第七节 油泵的选用及输油管线的的水力计算

### 一、油泵的选型

泵的种类繁多，用于输送重油的泵有往复泵、离心泵、齿轮泵和螺杆泵。

按油泵在重油系统中的用途的不同，分为卸油泵、输油泵和供油泵。

(一) 卸油泵 卸油泵用于自铁路油罐车、汽车油罐车等运输容器卸出油品，输入贮油罐。一般要求流量大，扬程低。可以选用蒸汽往复泵、离心泵或齿轮泵、螺杆泵作卸油泵。这几种泵在国内生产实践中都有应用。

(二) 输油泵 输油泵用于沿输油管线输送油品。例如从一个油库或油罐通过管线转入另一个油库或油罐（例如日用油罐）。蒸汽往复泵、离心泵、齿轮泵或螺杆泵都可作为输油泵。

(三) 供油泵 供油泵用于往锅炉中直接供应一定压力的燃料油。一般要求流量小压力高，并且油压稳定。供油泵的工作特点是工作时间长，连续运转。因此，采用离心泵作供油泵时，由于重油的粘度大，泵的效率降低，油泵经常在低效率状况下运行，经济上不合理。故在中小型锅炉房中，一般不选用离心泵作供油泵。蒸汽往复泵适宜于小流量高扬程运行，可以作供油泵用。但在泵的出口处需装稳压器，消除压力脉动现象，以满足锅炉对油压稳定性的要求。用齿轮泵和螺杆泵作供油泵，在技术和经济方面都具有很多优点，因此，它们是比较理想的供油泵，在生产实践中得到了广泛的应用。

### 二、油泵的台数和流量

油泵的台数和流量应根据油泵的用途具体分析确定。

(一) 卸油泵 卸油泵的流量在本章第四节已有计算和论述。卸油泵一般应不少于两台。当卸油量比较大，卸车比较频繁时，为保证卸车的顺利进行，除卸油泵工作台数外，尚应设置备用泵一台。

(二) 输油泵 输油泵的台数和流量应根据输油量、油泵使用的灵活性以及输油管线的技术经济合理性等因素综合分析确定。专门用于输油的泵，一般可不设备用，但应不少于两台，以便当一台损坏检修时，仍能进行输油作业。当输油泵和卸油泵同安装于一个泵房内时，在卸车不频繁的情况下，可与卸油泵合用，不专设输油泵。

(三) 供油泵 供油泵总流量的选定，详见本章第十节。

供油泵集中布置时，其工作台数和单台泵的流量，应根据锅炉的台数和单台锅炉的最大耗油量，考虑锅炉房热负荷变化时油泵使用的灵活性和动力消耗的经济合理性，合理确定。避免泵的流量大而锅炉油耗少，造成动力的浪费。为了连续不断地供给锅炉重油，从油源方面保证锅炉的连续运行，必须设置备用供油泵。

### 三、油泵的热备用

重油的凝点高，在常温下就会凝固。因此，当采用齿轮泵、螺杆泵和离心泵等由电动机带动的泵作备用泵时，必须是热备用，否则，泵壳内的重油粘度过高，甚至凝固，油泵起

动时会造成电动机过载或油泵损坏。

图9-69为油泵的热备用系统图。在泵的排出管上安装止回阀3及其旁通小口径回流阀6。

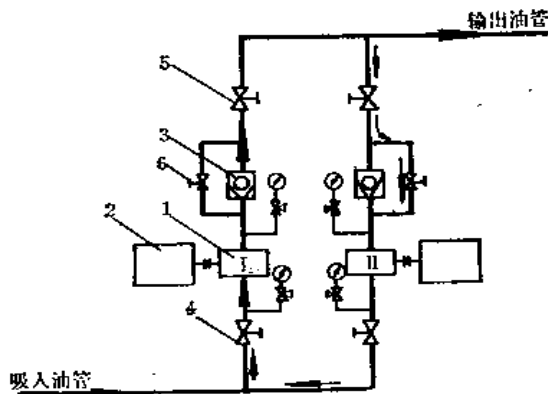


图 9-69 油泵热备用安装系统图

1—油泵；2—电动机；3—止回阀；4—进油管阀门；5—排出管阀门；6—旁通回流阀

6。假设泵 I 工作，泵 II 备用。打开备用泵 II 的进出管阀门 4 和 5，微开回流阀 6，压力油管内的热油经回流阀流入泵壳内，再进入工作泵 I 的进油管，造成备用泵壳内热油循环，在泵 II 处于备用的过程中，始终使少量热油流经泵内流道，处于热备用状态（此时备用泵缓慢逆转）。一旦工作泵发生故障，备用泵很快就可投入运转，在备用泵投入工作以前，应先关闭回流阀 6。

从图9-69可以看出，凡两台以上油泵并联时，在每台泵的排出管上必须安装止

回阀，以防止大量压力油倒流，便于油泵的转换。

#### 四、油泵的扬程

油泵的扬程按下式计算：

$$H = \frac{10(P_2 - P_1)}{\gamma} + h_2 - h_1 + \Delta h_1 + \Delta h_2 + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \quad \text{米油柱} \quad (9-56)$$

式中  $H$ ——油泵的扬程，米油柱；

$P_1$ ——吸入罐内液面上的压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>。当吸入罐内为自由大气压时， $P_1 = 0$ ；

$P_2$ ——排出液面上的压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>。当排出液面为自由大气压时， $P_2 = 0$ ，当供给锅炉燃料油时， $P_2$ 为锅炉喷油嘴要求的油压；

$h_1$ ——吸入几何高度（罐内最低吸取油位与泵中心轴线的垂直距离），米。当最低吸取油位与泵中心轴线在同一水平面时（图9-70a）， $h_1 = 0$ ，当最低吸取油位低于泵中心轴线时（图9-70b）， $h_1$ 为负值；高于泵中心轴线时（图9-70c）， $h_1$ 为正值；

$h_2$ ——排出几何高度（最高排出油位与泵中心轴线的垂直距离，见图9-70），米。当最高排出油位高于泵中心轴线时， $h_2$ 为正值，低于泵中心轴线时， $h_2$ 为负值；

$\Delta h_1$ ——吸入管道的摩擦阻力，米油柱；

$\Delta h_2$ ——排出管道的摩擦阻力，米油柱；

$v_1$ ——油泵吸入口油品平均流速，米/秒；

$v_2$ ——油泵排出口油品平均流速，米/秒；

$\gamma$ ——油品的重度，公斤/升；

$g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。



上述公式中之速度头差  $\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}$  值很小，在一般工程计算中可忽略不计。

考虑到输油管线安装和理论计算上的误差和油品管线摩擦阻力的变化，以及由于油泵转子（对齿轮泵和螺杆泵而言）磨损所造成的压力降等因素，为确保油泵能满足输油的要求，设计所选用的油泵扬程，当输送轻柴油时，应加大不小于10%的富裕量，当输送重油时，应加大10~20%的富裕量。

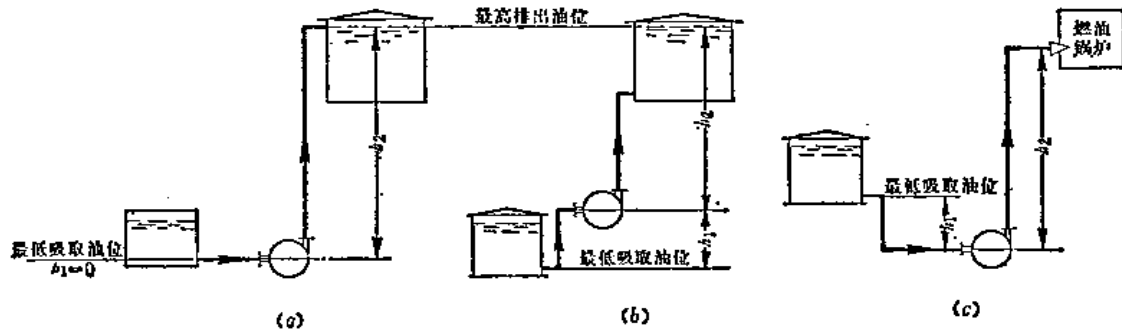


图 9-70 油泵扬程示意图

由于重油的粘度高，为确保油泵正常运行，应尽量缩短吸入管线的长度，力求减少吸入管线的沿程摩擦阻力。特别是离心泵输送粘性油品时，吸入高度急剧降低。在工程设计中，当选用离心泵或齿轮泵、螺杆泵时，为便于油泵的启动，一般应尽量使油泵中心线低于最低吸取油位，以利用位差自动灌泵。

## 五、离心泵输送粘性油品时的特性换算

### （一）离心泵输送粘性油品时的特性变化及注意事项

泵制造厂所提供的离心泵的特性，通常都是常温（0~40℃）清水特性。当用离心泵输送粘性油品时，由于油品的粘度比水的粘度大，使泵的流量和扬程降低，泵的效率剧烈地下降，轴功率增大。液体粘度愈大，这一现象愈显著。

因此，当选用离心泵输送粘性油品时，必须注意下述各点：

1. 在输送温度下，油品的粘度在3°E以下时，用离心泵输送是经济合理的，当油品粘度大于1~3°E时，泵的效率开始下降，粘度大于1.4~6°E时，扬程开始下降，粘度大于2~10°E时，流量开始降低。因此，一般当粘度大于3°E时，必须根据油品的粘度对泵的清水平特性进行换算。

2. 为了提高泵的效率，应尽可能选用比转数较高的离心泵输送粘性油品，因为比转数过低，泵的效率低。但比转数也不宜过高，过高，则要求泵的级数多，制造起来就复杂了。一般宜选用比转数为85~100的离心泵输送粘性油品。

3. 液体粘度对离心泵的特性的影响主要取决于雷诺数。雷诺数愈小，输送粘性液体的特性与输水特性的差别愈大。

在输送相同的粘性液体的情况下，大流量的泵（吸入管径较大的泵）比几台小流量泵的雷诺数大，粘度对大流量泵的特性的影响比较小。

高转数泵的雷诺数比低转数泵的雷诺数大，当输送粘性液体时，高转数泵的Q-II特

性下降比低转数泵少。

因此，从粘度对离心泵特性的影响角度来比较，选用大流量和高转数的离心泵输送粘性油品，比较有利。

4. 输水时效率较高的泵在输送粘性油品时效率也高，应尽可能选用效率较高的离心泵输送粘性油品。

5. 离心泵所需要的汽蚀余量随液体粘度的增大而增加，使泵的吸入能力变坏。因此，当泵的进口压力小于大气压力（泵的中心轴线比吸取油位高）时，必须注意泵的汽蚀特性的恶化，并根据油品的粘度修正泵所需要的汽蚀余量。在选用离心泵的结构形式时，应尽可能采用双吸式泵和蜗壳泵，因为这些泵的吸入条件较好，水力损失较少。

6. 用于输送粘性油品的离心泵，最好选用无驼峰陡降特性的泵，以利于克服管线阻力。

### （二）离心泵输送粘性油品时的特性换算

目前，离心泵输送粘性液体时的特性换算方法较多，这里仅介绍几种常用的特性换算的修正系数法。

在进行离心泵的特性换算时，利用下列修正系数：

#### 1. 流量修正系数

$$K_q = \frac{Q_y}{Q_s} \quad (9-57)$$

式中  $K_q$ ——流量修正系数，无因次；

$Q_y$ ——输油时泵的流量，米<sup>3</sup>/时或米<sup>3</sup>/分；

$Q_s$ ——输水时泵的流量，米<sup>3</sup>/时或米<sup>3</sup>/分。

#### 2. 扬程修正系数

$$K_H = \frac{H_y}{H_s} \quad (9-58)$$

式中  $K_H$ ——扬程修正系数，无因次；

$H_y$ ——输油时泵的扬程，米液柱；

$H_s$ ——输水时泵的扬程，米液柱。

#### 3. 效率修正系数

$$K_\eta = \frac{\eta_y}{\eta_s} \quad (9-59)$$

式中  $K_\eta$ ——效率修正系数，无因次；

$\eta_y$ ——输油时泵的效率，无因次；

$\eta_s$ ——输水时泵的效率，无因次。

#### 4. 汽蚀余量修正系数及汽蚀余量、允许吸上真空高度、几何安装高度

$$K_{\Delta h} = \frac{\Delta h_{\text{临界}y}}{\Delta h_{\text{临界}s}} \quad (9-60)$$

式中  $K_{\Delta h}$ ——汽蚀余量修正系数，无因次；

$\Delta h_{\text{临界}y}$ ——输油时泵的汽蚀余量临界值，米液柱；

$\Delta h_{\text{临界}s}$ ——输水时泵的汽蚀余量临界值，米液柱。

泵制造厂所给出的汽蚀余量为输水时的允许汽蚀余量。允许汽蚀余量由保证泵正常工作没有汽蚀（或者有不大的对于泵还是安全的汽蚀）的汽蚀余量最小值（即临界值） $\Delta h_{\text{临界}s}$ 来确定，按下式计算：

$$\Delta h_{\text{允许}} = \Delta h_{\text{临界}} + 0.3 \text{ 米液柱} \quad (9-61)$$

式中  $\Delta h_{\text{允许}}$ ——输水时泵的允许汽蚀余量（由泵制造厂给出），米液柱；  
 $\Delta h_{\text{临界}}$ ——输水时泵的汽蚀余量临界值（由泵制造厂通过汽蚀试验确定），米液柱。

在进行汽蚀特性换算时，应根据已知的允许汽蚀余量  $\Delta h_{\text{允许}}$ ，按公式（9-61）计算出汽蚀余量临界值  $\Delta h_{\text{临界}}$ ，即：

$$\Delta h_{\text{临界}} = \Delta h_{\text{允许}} - 0.3 \text{ 米液柱} \quad (9-62)$$

然后再根据已查得的汽蚀余量修正系数  $K_{\Delta h}$ ，按公式（9-60）计算输油时的汽蚀余量临界值  $\Delta h_{\text{临界y}}$ 。当输油时的汽蚀余量临界值  $\Delta h_{\text{临界y}}$  已知后，按下式计算输油时的允许汽蚀余量：

$$\Delta h_{\text{允许y}} = \Delta h_{\text{临界y}} + C \quad (9-63)$$

式中  $\Delta h_{\text{允许y}}$ ——输油时泵的允许汽蚀余量，米液柱；  
 $C$ ——富余量，米液柱。为保证泵的正常运转，一般取  $C=0.6\sim 0.9$ 米液柱。

在离心泵的产品样本中，往往给出泵吸水时的允许吸上真空高度（大气压为760毫米水银柱和水温为20°C标准状况下的数值）。泵的允许吸上真空高度与允许汽蚀余量的关系式为：

$$\Delta h_{\text{允许}} = 10.09 + \frac{v_1^2}{2g} - H_{\text{允许}} \text{ 米液柱} \quad (9-64)$$

式中  $\Delta h_{\text{允许}}$ ——泵输水时的允许汽蚀余量，米液柱；  
 $v_1$ ——泵入口处液体的平均流速，米/秒；  
 $H_{\text{允许}}$ ——泵输水时的允许吸上真空高度，米液柱；  
 $g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。

利用上式即可由泵样本中给出的允许吸上真空高度计算出泵的允许汽蚀余量  $\Delta h_{\text{允许}}$ ，再按公式（9-62）计算出汽蚀余量临界值  $\Delta h_{\text{临界}}$ ，以此来进行汽蚀特性的换算。

泵的允许吸上真空高度还与大气压力（泵安装的海拔高度）有关。离心泵输油时的允许吸上真空高度按下式计算（重油的蒸汽压忽略不计）：

$$H_{\text{允许y}} = \frac{H_{\text{气}}}{d_1^t} + \frac{v_1^2}{2g} - \Delta h_{\text{允许y}} \text{ 米液柱} \quad (9-65)$$

式中  $H_{\text{允许y}}$ ——泵输油时的允许吸上真空高度，米液柱；  
 $H_{\text{气}}$ ——大气压力（根据海拔高度由表9-19中查得），米水柱；  
 $d_1^t$ ——输送温度  $t$ °C下油品的比重；

大气压力与海拔高度关系表

表 9-19

海拔高度 (米)	大气压力 $H_{\text{气}}$ (米水柱)	海拔高度 (米)	大气压力 $H_{\text{气}}$ (米水柱)
0	10.3	1200	8.9
200	10.0	1400	8.7
400	9.8	1600	8.5
600	9.6	1800	8.25
800	9.3	2000	8.0
1000	9.1	3000	7.2

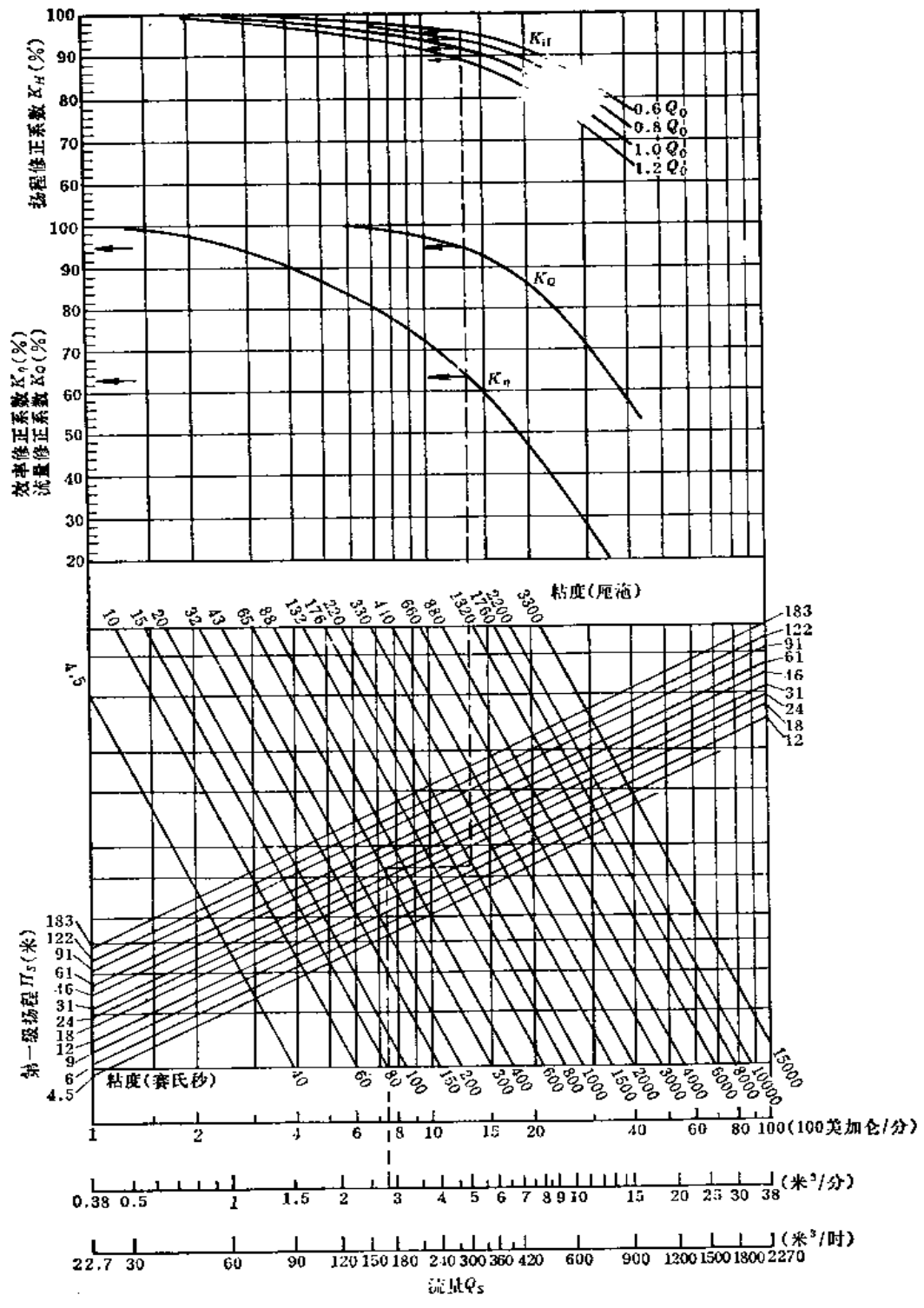


图 9-71 美国水力学会的修正系数计算图(大流量泵)

注: 使用计算图时, 图中之第一级扬程可按单级扬程计算。

- $v_1$ ——泵入口处油品的平均流速，米/秒；
- $\Delta h_{\text{汽蚀}}$ ——泵输油时的允许汽蚀余量，米液柱；
- $g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。

在确定离心泵的几何安装高度（从泵轴线到最低吸取油位的垂直距离）时，应注意不能将泵的允许吸上真空高度当作泵的几何安装高度。泵的几何安装高度按下式计算：

$$H_{\text{几何}} = H_{\text{汽蚀}} - \Delta h_1 \quad \text{米} \quad (9-66)$$

式中  $H_{\text{几何}}$ ——泵的几何安装高度，米；

$\Delta h_1$ ——吸入管道的摩擦阻力，米液柱。

在进行离心泵的特性换算时，需要求出上述各修正系数值。常用的几种修正系数计算方法有美国水力学会的修正系数图解法、美国英格索兰特公司的修正系数图解法和苏联石油机械设计研究院的修正系数图解法等。

1. 美国水力学会的修正系数图解法 图9-71为美国水力学会的修正系数计算图。只要知道离心泵的性能参数（清水特性）就可以求出修正系数  $K_Q$ 、 $K_H$  和  $K_\eta$ ，而且非额定工况（非最高效率点）也能求解（ $0.6Q_0 < Q < 1.2Q_0$ ）。此法具有使用方便，换算范围广的特点。

此计算图不适用于混流泵和轴流泵，同时，使用计算图时，不能采用外推延伸法求解。

**例1** 试将图9-72所示的单级离心泵清水特性换算成输送粘度为220厘沱的油品的特性。

**解** 首先将输水时的流量  $0.6Q_0$ 、 $0.8Q_0$ 、 $Q_0$ 、 $1.2Q_0$  及与各流量点对应的扬程  $H_s$  和效率  $\eta_s$  之值列于表9-20中。然后根据额定流量（最高效率点流量） $Q_0 = 2.84$  米<sup>3</sup>/分在图9-71中查取流量、扬程及效率修正系数。如图9-71中虚线所示，自额定流量（最高效率点流量） $Q_0 = 2.84$  米<sup>3</sup>/分作垂线与  $H_s = 30.5$  米扬程斜线相交，各自交点引水平线与  $\nu = 220$  厘沱粘度斜线相交，再自交点向上引垂线与各修正系数曲线相交，各自交点引水平线与纵坐标轴线相交，即得修正系数  $K_Q$ 、 $K_H$ 、 $K_\eta$  之值，并将各值列于表9-20中。此时必须注意在非额定工况时只修正扬程，而流量修正系数和效率修正系数采用额定工况下的修正系数值。

查得修正系数  $K_Q$ 、 $K_H$ 、 $K_\eta$  值后，按公式（9-57）、（9-58）、（9-59）计算得出输油时的流量  $Q_v$ 、扬程  $H_v$  及效率  $\eta_v$  之值，并列于表9-20中。根据这些数值可在图9-72中画出换算后的离心泵输油特性曲线。

离心泵输油时的轴功率按下式计算：

$$N_v = \frac{Q_v H_v \gamma}{367 \eta_v} \quad \text{千瓦} \quad (9-67)$$

式中  $N_v$ ——输油时泵的轴功率，千瓦；

$Q_v$ ——输油时的流量，米<sup>3</sup>/时；

$H_v$ ——输油时的扬程，米液柱；

$\eta_v$ ——输油时的效率，%；

$\gamma$ ——输送温度下油品的重度，吨/米<sup>3</sup>。

各点计算结果列于表9-20中。根据计算结果可在图9-72中画出换算后的  $Q-N$  曲线。

所选配的电动机功率按下式计算：

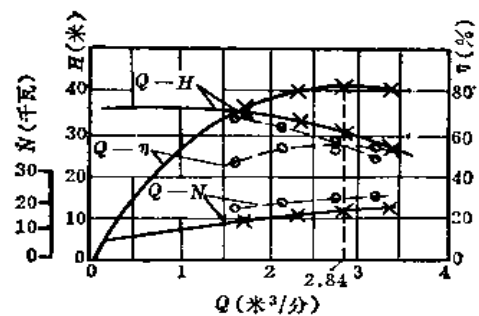


图 9-72 离心泵特性换算示例图

——输水特性；---输油特性

换 算 示 例

表 9-20

项 目	单 位	0.6Q <sub>0</sub>	0.8Q <sub>0</sub>	Q <sub>0</sub>	1.2Q <sub>0</sub>
输水时流量Q <sub>0</sub>	米 <sup>3</sup> /分	1.70	2.27	2.84	3.40
扬程H <sub>0</sub>	米	34.3	33.0	30.5	26.2
效率η <sub>0</sub>	%	72.5	80	82	79.5
油品粘度ν	厘 沲	220			
修正系数: 流量K <sub>Q</sub>	—	0.95	0.95	0.95	0.95
扬程K <sub>H</sub>	—	0.96	0.94	0.92	0.89
效率K <sub>η</sub>	—	0.635	0.635	0.635	0.635
输油时流量Q <sub>0</sub>	米 <sup>3</sup> /分	1.62	2.16	2.70	3.23
扬程H <sub>0</sub>	米	32.9	31.0	28.0	23.3
效率η <sub>0</sub>	%	46.0	50.8	52.1	50.5
油品重度γ	公斤/升	0.95			
输油时轴功率N <sub>0</sub>	千 瓦	17.9	20.4	22.4	23.1

$$N = N_0 K \text{ 千瓦}$$

( 9-68 )

式中 N——选配的电动机功率, 千瓦;

K——功率安全系数。推荐如下:

当  $N_0 < 22$  千瓦时, 取  $K = 1.25$ ;

$N_0 = 22 \sim 75$  千瓦时, 取  $K = 1.15$ ;

$N_0 > 75$  千瓦时, 取  $K = 1.10$ 。

### 2. 美国英格索兰特公司的修正系数图解法

图9-73为美国英格索兰特公司的修正系数计算图。该图用于小流量离心泵的特性换算, 用来补充图9-71, 其用法与图9-71相同。

3. 苏联石油机械设计研究院的修正系数图解法 图9-74为苏联石油机械设计研究院的修正系数计算图。当所输送的液体粘度不大时, 其计算结果与实际接近, 但不如图9-71方便, 精确度也不如图9-71。当粘度较大时, 修正系数值偏低。但此法中的汽蚀特性换算是其他方法中所没有的。

例 2 已知  $D_2 = 280$  毫米,  $b_2 = 16$  毫米,  $Q = 200$  米<sup>3</sup>/时,  $\nu = 1.3$  厘米<sup>2</sup>/秒, 求各修正系数值。

解 按图9-74中所示的使用方法, 求得:  $K_Q = 0.96$ ,  $K_H = 0.975$ ,  $K_\eta = 0.78$ ,  $K_{\Delta i} = 1.47$ 。

使用计算图9-74时, 流量Q必须取额定流量值(即最高效率点时的流量)。

## 六、输油管线的水力计算

输油管线水力计算的任务, 通常是根据已知的流量计算管道直径和管线压力降, 以便

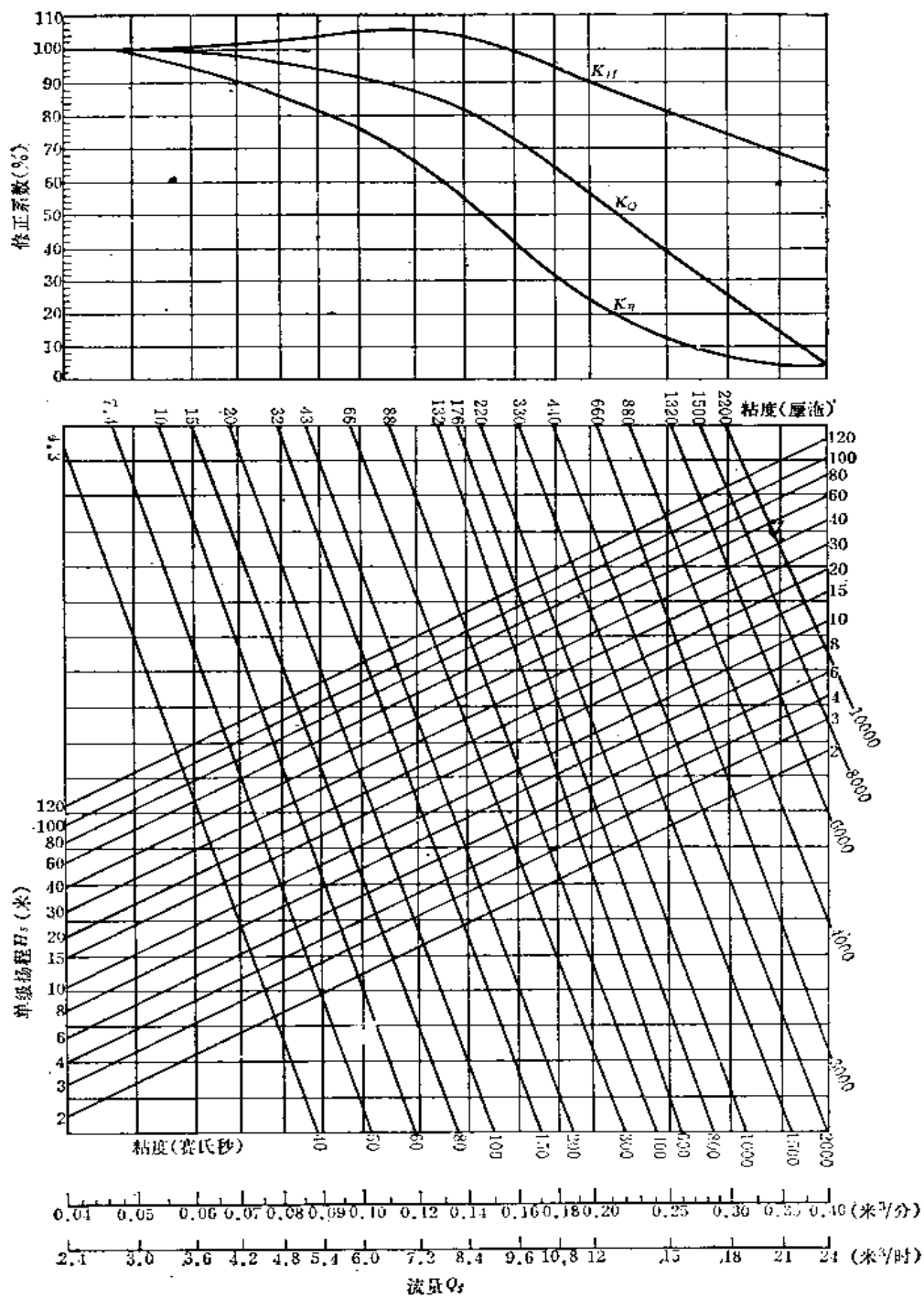


图 9-73 美国英格索兰特的修正系数计算图 (小流量泵)

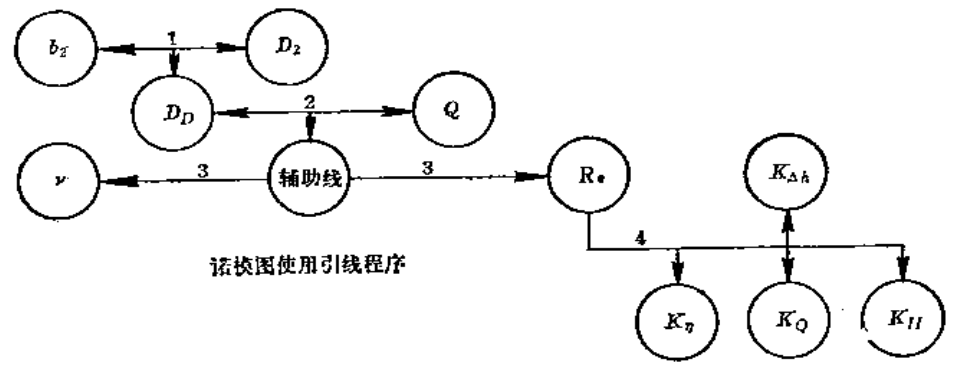
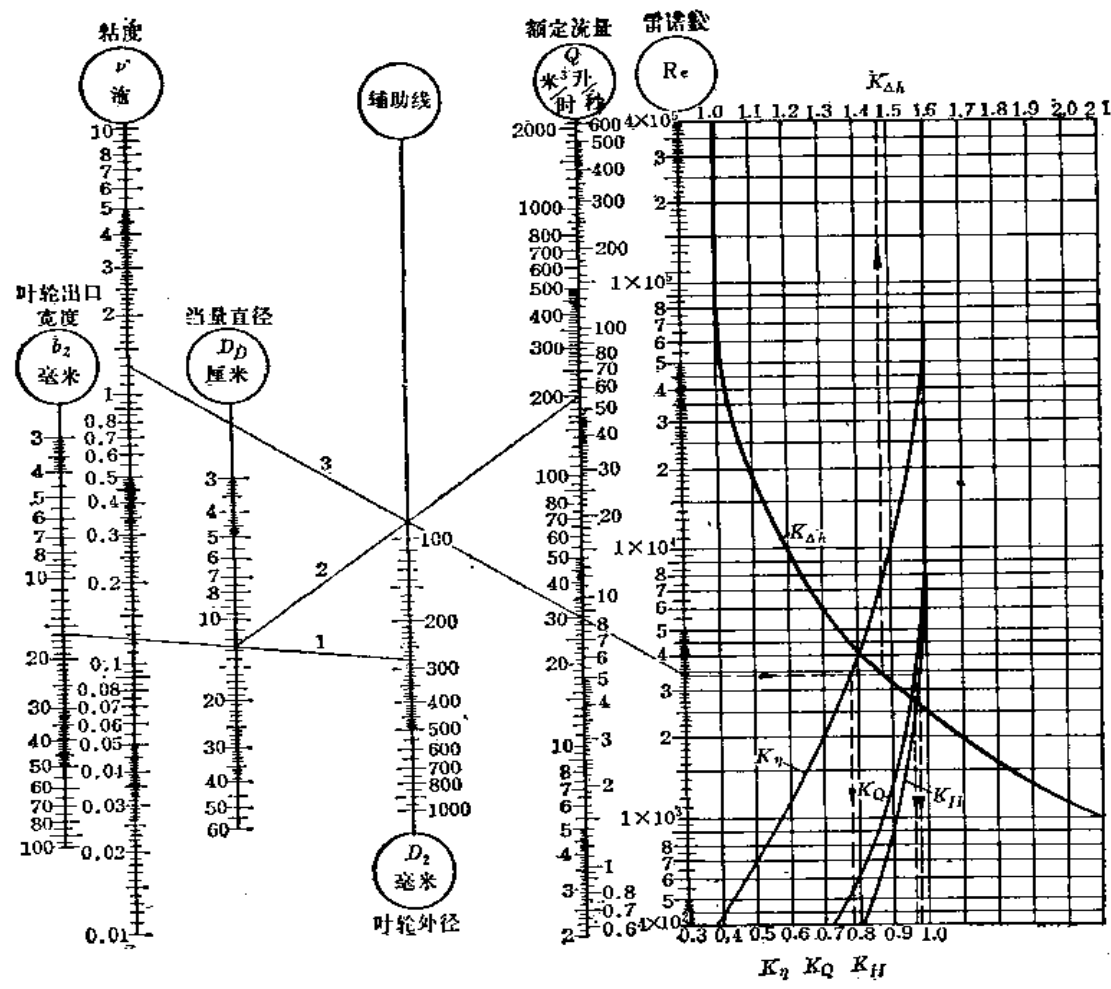


图 9-74 苏联石油机械设计研究院的修正系数计算图



合理地选择油泵和原动机。

(一) 管径的计算 根据已知的管内油品流量, 按下式计算管道直径:

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{Q}{v}} \quad \text{毫米} \quad (9-69)$$

或 
$$d = 18.8 \sqrt{\frac{G}{v\gamma}} \quad \text{毫米} \quad (9-70)$$

式中  $d$ ——管道内径, 毫米;

$Q$ ——管道内油品的容积流量, 米<sup>3</sup>/时;

$G$ ——管道内油品的重量流量, 吨/时;

$v$ ——管道内油品的平均流速, 米/秒;

$\gamma$ ——油品的重度, 吨/米<sup>3</sup>。

合理地选取管道内油品的流速, 对节省钢材和建设资金以及管道的正常运行有现实意义。流速过低, 将增加耗钢量和建设资金, 而且油中的沥青胶质和碳化物容易析出并产生沉淀, 日积月累, 致使管道的流通截面积逐渐缩小, 甚至堵塞管道, 特别是经过二次加热器加热后的重油管道, 应控制流速在0.7米/秒以上。流速过高, 增大了管线压力降, 从而增加了动力消耗。而对于油泵的吸入管段, 流速过高, 会使油泵产生抽空现象, 这不仅会降低油泵的效率, 还会造成泵体内零部件的损坏。一般常用的流速, 可根据油品的粘度按表9-21选取。

常用流速选取

表 9-21

油 品 粘 度		平 均 流 速 (米/秒)	
恩氏粘度(°E)	运动粘度(厘沲)	泵 吸 入 管	泵 压 出 管
1~2	1~11.5	≤1.5	≤2.5
2~4	11.5~27.7	≤1.3	≤2.0
4~10	27.7~72.5	≤1.2	≤1.5
10~20	72.5~145.9	≤1.1	≤1.2
20~60	145.9~438.5	≤1.0	≤1.1
60~120	438.5~877.0	≤0.8	≤1.0

油品重量与容积的换算见图9-75。可根据已知的油品重度, 由重量流量换算成容积流量, 或由容积流量换算成重量流量。当重量流量(或容积流量)值大于图中数值时, 将已知的重量流量值除以因数10、100, 用所得之商查容积流量, 再以同一因数乘以所查得的容积流量, 所得之积即为所求的容积流量值。例如: 已知油品的重度为0.875吨/米<sup>3</sup>, 重量流量为71.5吨/时。如图9-75所示, 从纵座标7.15( $\frac{71.5}{10}=7.15$ )点引水平线与0.875重度线交于一点, 过交点引垂线与横座标交于一点8.17, 则容积流量为8.17×10=81.7米<sup>3</sup>/时。

为了简化计算, 表9-22中给出了流量、流速及管径的关系换算。可根据已知的容积流量和所选取的流速, 查得所需的管径。

按公式(9-69)、(9-70)计算或查表9-22所得的结果, 确定设计所选用的管道规格。然后再根据所确定的管道规格(管道内径)和已知的容积流量按下式计算油品的流速:

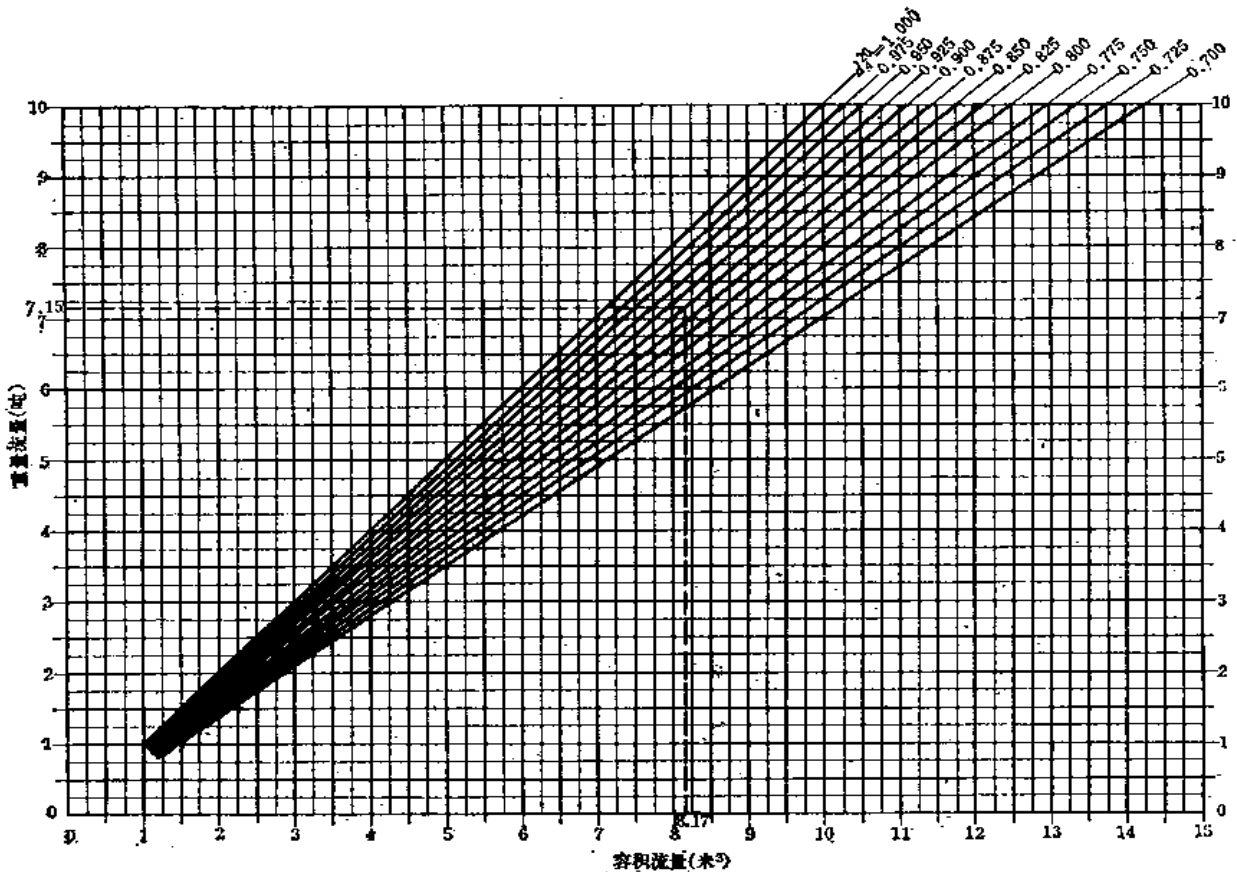


图 9-75 油品重量与容积换算图

$$v = 353.7 \frac{Q}{d^2} \quad \text{米/秒} \quad (9-71)$$

或 
$$v = 353.7 \frac{G}{d^2 \gamma} \quad \text{米/秒} \quad (9-72)$$

式中符号与公式(9-69)、(9-70)相同。

为了简化计算,可根据已确定的管道规格(内径)和已知的容积流量,从表9-22中查得油品的流速。根据这一流速值计算管线压力降。

(二) 管线压力降的计算 管线压力降即油品在管道内流动时由于沿程摩擦阻力而引起的压力降。压力降的数值等于克服油品在管道内流动时沿程的摩擦阻力值,包括直管段的摩擦阻力和管件、附件的局部阻力两部分。

1. 直管段的摩擦阻力 油品流经圆截面直管段时,由于克服摩擦阻力所引起的压力降,按下列水力学公式计算:

$$\Delta h_1 = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g} 1000 \quad \text{米油柱} \quad (9-73)$$

式中  $\Delta h_1$ ——直管段的压力降,米油柱;  
 $\lambda$ ——摩擦阻力系数,无因次;  
 $l$ ——直管长度,米;  
 $d$ ——管道内径,毫米;

流量、流速及管径的关系换算

表 9-22

流量 (米 <sup>3</sup> / 时)	管 径 (毫米)												
	$D_{,25}$	$D_{,40}$	$D_{,50}$	$D_{,65}$	$D_{,80}$	$D_{,100}$	$D_{,125}$	$D_{,150}$	$D_{,200}$	$D_{,250}$	$D_{,300}$	$D_{,350}$	$D_{,400}$
	$\Phi 27$	$\Phi 39$	$\Phi 50$	$\Phi 66$	$\Phi 82$	$\Phi 100$	$\Phi 125$	$\Phi 149$	$\Phi 207$	$\Phi 259$	$\Phi 309$	$\Phi 357$	$\Phi 406$
	流 速 (米/秒)												
1	0.486												
1.1	0.535												
1.3	0.631												
1.5	0.730												
1.7	0.827	0.398											
2.0	0.970	0.466											
2.3	1.15	0.538											
2.5	1.22	0.584											
2.7	1.31	0.630											
3.0	1.46	0.700	0.425										
3.3	1.60	0.770	0.468										
3.5	1.70	0.818	0.496										
3.7	1.80	0.865	0.526										
4.0	1.94	0.934	0.567										
4.5	2.19	1.05	0.638										
5.0	2.43	1.17	0.710	0.407									
5.5	2.68	1.29	0.781	0.448									
6.0	2.92	1.40	0.852	0.489									
6.5	3.15	1.51	0.920	0.527									
7.0		1.64	0.995	0.571									
7.5		1.75	1.06	0.608	0.394								
8.0		1.86	1.13	0.649	0.421								
8.5		1.98	1.21	0.690	0.447								
9.0		2.10	1.28	0.731	0.474								
10		2.34	1.42	0.813	0.527	0.354							
13		3.03	1.84	1.06	0.684	0.460							
15			2.13	1.22	0.790	0.53							
18			2.55	1.46	0.950	0.64	0.407						
20			2.83	1.62	1.05	0.71	0.451						
25			3.55	2.03	1.31	0.89	0.565	0.400					
30				2.44	1.58	1.06	0.678	0.479					
35				2.85	1.84	1.24	0.791	0.560					
40				3.25	2.10	1.42	0.903	0.638					
45					2.37	1.60	1.02	0.718					
50					2.64	1.77	1.13	0.800	0.414				
55					2.90	1.95	1.25	0.880	0.456				
60					3.17	2.13	1.36	0.960	0.498				
65						2.30	1.46	1.03	0.535				
70						2.49	1.59	1.12	0.580				
75						2.65	1.68	1.20	0.619	0.396			
80						2.83	1.80	1.28	0.661	0.422			
85						3.01	1.92	1.36	0.703	0.450			

续表

流量 (米 <sup>3</sup> /时)	管 径 (毫米)												
	$D_o 25$	$D_o 40$	$D_o 50$	$D_o 65$	$D_o 80$	$D_o 100$	$D_o 125$	$D_o 150$	$D_o 200$	$D_o 250$	$D_o 300$	$D_o 350$	$D_o 400$
	$\Phi 27$	$\Phi 39$	$\Phi 50$	$\Phi 66$	$\Phi 82$	$\Phi 100$	$\Phi 125$	$\Phi 149$	$\Phi 207$	$\Phi 259$	$\Phi 309$	$\Phi 357$	$\Phi 406$
	流 速 (米/秒)												
90						3.18	2.03	1.44	0.745	0.475			
95							2.15	1.52	0.786	0.500			
100							2.26	1.60	0.828	0.530	0.370		
110							2.49	1.76	0.910	0.580	0.410		
120							2.71	1.92	0.994	0.635	0.445		
130							2.94	2.08	1.075	0.685	0.480		
140								2.24	1.19	0.740	0.519		
150								2.40	1.24	0.793	0.555	0.417	
160								2.56	1.32	0.847	0.594	0.445	
170								2.72	1.41	0.900	0.630	0.473	
180								2.88	1.49	0.950	0.667	0.500	
190								3.03	1.57	1.00	0.704	0.528	0.408
200								3.19	1.65	1.06	0.740	0.555	0.429
210									1.74	1.11	0.780	0.584	0.451
220									1.82	1.16	0.815	0.611	0.473
230									1.91	1.20	0.854	0.640	0.495
240									1.99	1.25	0.890	0.667	0.516
250									2.07	1.32	0.928	0.695	0.538
260									2.15	1.37	0.962	0.722	0.558
270									2.23	1.43	1.00	0.750	0.580
280									2.32	1.48	1.04	0.778	0.602
290									2.40	1.53	1.07	0.805	0.623
300									2.48	1.58	1.11	0.834	0.645
320									2.65	1.69	1.19	0.889	0.687
350									2.90	1.85	1.30	0.973	0.753
380									3.14	2.01	1.41	1.06	0.816
400										2.12	1.48	1.11	0.860
420										2.22	1.56	1.17	0.903
450										2.38	1.67	1.25	0.968
480										2.54	1.78	1.33	1.03
500										2.65	1.86	1.39	1.08
550										2.91	2.04	1.53	1.19
600										3.18	2.23	1.67	1.29
650											2.41	1.81	1.40
700											2.59	1.94	1.50
750											2.78	2.08	1.61
800											2.96	2.22	1.72

注：表中： $D_o$ ——管道公称直径；  
 $\Phi$ ——管道内径。

$v$ ——油品平均流速，米/秒；  
 $g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>。

2. 局部阻力 油品流经管件（弯头、三通、热补偿器等）及附件（阀门、过滤器、油量表等）时，由于克服局部阻力所引起的压力降按下式计算：

$$\Delta h_2 = \Sigma \xi \frac{v^2}{2g} \quad \text{米油柱} \quad (9-74)$$

式中  $\Delta h_2$ ——由于克服局部阻力所引起的压力降，米油柱；  
 $\Sigma \xi$ ——所计算的管线上局部阻力系数之总和，无因次；  
 $v$ 、 $g$ ——与公式(9-73)同。

局部阻力系数 $\xi$ 与 $\lambda$ 、 $l_D$ 、 $d$ 的关系式如下：

$$\xi = \lambda \frac{l_D}{d} 1000 \quad (9-75)$$

或 
$$\Sigma \xi = \lambda \frac{\Sigma l_D}{d} 1000 \quad (9-76)$$

式中  $l_D$ ——局部阻力当量长度，米；  
 $\lambda$ 、 $d$ ——与公式(9-73)同。

将上式之 $\Sigma \xi$ 值代入公式(9-74)，得局部阻力所引起的压力降的又一计算公式：

$$\Delta h_2 = \lambda \frac{\Sigma l_D}{d} \frac{v^2}{2g} 1000 \quad \text{米油柱} \quad (9-77)$$

式中  $\Sigma l_D$ ——所计算的管线上局部阻力当量长度之总和，米。

将公式(9-77)与公式(9-73)加以比较，可以看出，由于局部阻力所引起的压力降的计算公式(9-77)与计算直管段压力降的水力学基本公式(9-73)相同，油品流经管件及附件所产生的压力降，用通过相当于 $\Sigma l_D$ 长的直管段的压力降来表示。在实际工作中经常应用这一公式，因为在一般工程计算中，很少需要单独计算局部阻力，而是求出所计算的管线中全部管件及附件的局部阻力当量长度之总和值 $\Sigma l_D$ ，以便计算管线沿程的压力降。

在紊流过程中当 $\lambda=0.022$ 时的局部阻力系数 $\xi_0$ 见表9-24。在紊流过程中 $\lambda \neq 0.022$ 时的局部阻力系数，按下式计算：

$$\xi = \xi_0 \frac{\lambda}{0.022} \quad (9-78)$$

在层流和不稳定流( $Re < 3000$ )时的局部阻力系数，按下式计算：

$$\xi = \varphi \xi_0 \quad (9-79)$$

上述式中  $\xi$ ——局部阻力系数，无因次；

$\varphi$ ——修正系数，无因次。与雷诺数 $Re$ 有关，按表9-23查得；

修正系数 $\varphi$ 值

表 9-23

Re	2800	2600	2400	2200	2000	1800	1600	1400	1200	1000	800	600	400	200
$\varphi$	1.98	2.12	2.26	2.48	2.90	2.95	3.04	3.12	3.22	3.31	3.37	3.53	3.81	4.20

$\xi_0$ ——在紊流过程中 $\lambda=0.022$ 时的局部阻力系数，无因次。见表9-24；

$\lambda$ ——摩擦阻力系数，无因次。

摩擦阻力系数 $\lambda=0.022$ 时的局部阻力当量长度 $l_D$ 见表9-24。当 $\lambda \neq 0.022$ 时的局部阻

力当量长度，按下式计算：

$$l_D = \frac{\xi}{1000\lambda} d \quad \text{米} \quad (9-80)$$

或

$$\Sigma l_D = \frac{\Sigma \xi}{1000\lambda} d \quad \text{米} \quad (9-81)$$

式中  $l_D$ ——局部阻力当量长度，米；

$\Sigma l_D$ ——局部阻力当量长度之总和，米；

$\xi$ ——局部阻力系数，无因次。按公式(9-78)、(9-79)计算；

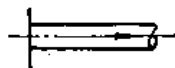
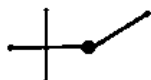




$\Sigma \xi$ ——局部阻力系数之总和，无因次；

$\lambda$ ——摩擦阻力系数，无因次；

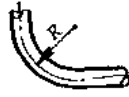
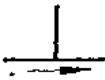


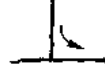
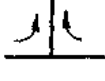




$d$ ——管道内径，毫米。

3. 管线压力降 油品沿管线输送时的压力降为克服直管段的摩擦阻力  $\Delta h_1$  和局部阻力  $\Delta h_2$  之和，即：

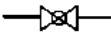
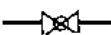










当  $\lambda=0.022$  时局部阻力系数  $\xi_0$  及当量长度与管径的比值  $\frac{l_{D0}}{d}$  表 9-24

序号	管件或附件名称	图 示	$\frac{l_{D0}}{d}$	$\xi_0$
1	油罐出口		23	0.50
2	带起落管的油罐出口		100	2.20
3	45° 焊接弯头		14	0.30
4	90° 单折焊接弯头		60	1.30
5	90° 双折焊接弯头		30	0.65
6	弯管弯头 ( $R=3d$ )		23	0.50

续表



序 号	管 件 或 附 件 名 称	图 示	$\frac{l_{D_0}}{d}$	$\xi_0$
7	弯管弯头( $R=4d$ )		18	0.35
8	三通(通过)		2	0.04
9	三通(分流)		4.5	0.10
10	三通(合流)		18	0.40
11	三通(转弯)		60	1.30
12	三通(转弯)		40	0.90
13	三通(转弯合流)		136	3.00
14	闸阀(各种直径)		23	0.50
15	截止阀 $D_015$		740	16.00
16	截止阀 $D_020$		460	10.00
17	截止阀 $D_025 \sim D_040$		410	9.00
18	截止阀 $D_050$ 及 $D_050$ 以上		320	7.00

续表

序 号	管 件 或 附 件 名 称	图 示	$\frac{l_{D0}}{d}$	$\xi_0$
19	旋塞阀 $D_015$		180	4.00
20	旋塞阀 $D_020 \sim D_040$		90	2.00
21	旋塞阀 $D_050$ 及 $D_050$ 以上		23	0.50
22	止回阀(升降式)		360	8.00
23	止回阀(旋启式)		82	1.80
24	底阀 $D_040$		190	4.10
25	底阀 $D_050$		210	4.60
26	底阀 $D_080$		280	6.00
27	带网底阀 $D_050$		160	3.50
28	填料函式补偿器		23	0.50
29	波纹式补偿器		14	0.30
30	U形补偿器		90	2.00



续表

序 号	管 件 或 附 件 名 称	图 示	$\frac{l_{D0}}{d}$	$\xi_0$
31	油量表		460~690	10~15
32	重油单网过滤器(未脏的)		100	2.20

$$\Delta h = \Delta h_1 + \Delta h_2 \text{ 米油柱} \quad (9-82)$$

将公式(9-73)、(9-77)代入上式得:

$$\Delta h = \lambda \frac{l + \sum l_D}{d} \frac{v^2}{2g} 1000 \text{ 米油柱} \quad (9-83)$$

或

$$\Delta h = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2g} 1000 \text{ 米油柱} \quad (9-84)$$

式中  $\Delta h$ ——管线压力降, 米油柱;

$L$ ——管线的计算长度, 米。  $L = l + \sum l_D$ ; 其余符号同公式(9-73)、(9-77)。

4. 摩擦阻力系数 $\lambda$  按照公式(9-83)或(9-84)计算管线压力降时, 关键在于正确地决定摩擦阻力系数 $\lambda$ 。摩擦阻力系数 $\lambda$ 与油品的流动状态(即雷诺数 $Re$ )和管壁的粗糙度有关。

油品的流动状态以雷诺数 $Re$ 表示, 它由油品的流速、粘度及管径所决定, 计算公式如下:

$$Re = \frac{vd}{\nu} \cdot 1000 \quad (9-85)$$

式中  $Re$ ——雷诺数, 无因次;

$v$ ——油品的平均流速, 米/秒;

$d$ ——管道内径, 毫米;

$\nu$ ——油品的运动粘度, 毫米<sup>2</sup>/秒(厘沲)。

重油在输送过程中必须具有一定的流动性, 通常将重油加热, 降低其粘度。因此, 沿管道输送的重油属于热油品。热油在沿管道输送过程中, 温度会有所变化, 因而粘度随之也有变化。设输油管始端的重油温度为 $t_1$ , 输送终端的重油温度为 $t_2$ , 则雷诺数 $Re$ 的计算公式(9-85)中的重油粘度 $\nu$ 应取平均温度 $\frac{t_1+t_2}{2}$ 时之粘度值。鉴于重油输送管道采取平行蒸汽伴随管伴热, 重油沿管道输送时, 温度一般不会降低。即使由于蒸汽伴随管汽源不足或其他原因致使油温略有降低, 可在计算油泵的扬程时考虑一定的附加量(富裕量)。为了简化计算, 可取所计算的输油管道始端的油品温度所对应的粘度值作为公式(9-85)中的计算粘度, 这能够满足一般工程计算的需要。

雷诺数 $Re$ 可由图9-76查得。

**例 3** 已知油品流速为1.5米/秒, 管道内径为100毫米, 油品粘度为20毫米<sup>2</sup>/秒, 求雷诺数 $Re$ 。

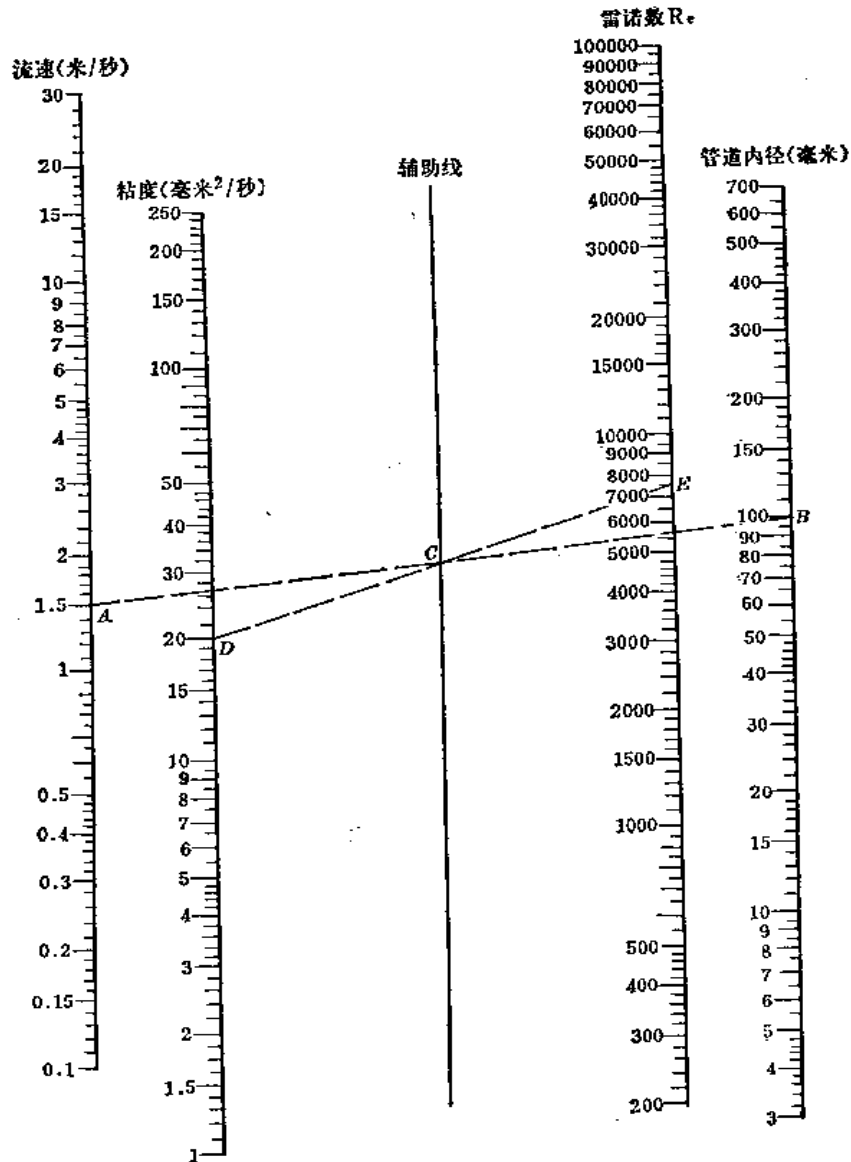


图 9-76 雷诺数计算图

**解** 通过流速1.5米/秒点A和管道内径100毫米点B连直线，交辅助线于C点，再过C点和粘度20毫米<sup>2</sup>/秒点D连直线，交Re轴于E点，E点所对应的数值即为雷诺数值，即 $Re=7500$ 。

输油管道在使用过程中，由于内壁生锈及沉淀物的产生，管道内壁的粗糙度随之增加。所谓管壁的粗糙度，就是管壁内表面上高低不平的程度。管道内表面凸出部分的平均高度称为绝对粗糙度，以 $e$ 表示。绝对粗糙度和管道内半径 $r$ 的比值称为相对粗糙度，以 $\varepsilon$ 表示：

$$\varepsilon = \frac{e}{r} \quad (9-86)$$

或

$$\varepsilon = \frac{2e}{d} \quad (9-87)$$

管道的绝对粗糙度  $e$  值 表 9-25

管子种类	$e$ (毫米)
新的无缝钢管	0.05~0.15
轻度腐蚀的无缝钢管	0.2~0.3
新铸铁管	0.3
旧铜管	0.5~2.0

式中  $\varepsilon$ ——管道的相对粗糙度，无因次；  
 $e$ ——管道的绝对粗糙度，毫米；  
 $r$ ——管道内半径，毫米；  
 $d$ ——管道内径，毫米。

管道的绝对粗糙度  $e$  见表9-25。在计算时，一般应按旧的钢管考虑。

根据雷诺数  $Re$  值的大小，油品在圆管中的流态，划分为若干流态区。各流态范围

相应有不同的摩擦阻力系数  $\lambda$  的计算公式。

当雷诺数  $Re \leq 2000$  时，流态是层流。摩擦阻力系数  $\lambda$  是  $Re$  的函数，而与管道的粗糙度无关，其计算公式为：

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (9-88)$$

当  $2000 < Re < 3000$  时，流态是不稳定流，即从层流到紊流的过渡区。在这一过渡区范围内，层流和紊流都能发生。摩擦阻力系数  $\lambda$  按紊流公式 (9-90) 计算，以便求出  $\lambda$  的最大值。

当  $Re > 3000$  时，流态是紊流。液流产生涡旋。只是贴近管壁的一层液流仍为层流，这一层液流即所谓边界层。边界层的厚度决定于雷诺数  $Re$ ， $Re$  愈小，边界层的厚度愈大，反之则愈小。在紊流范围内，凡具有工程粗糙度的管道，根据边界层厚度的不同，分为水力光滑管和水力粗糙管，或称为光滑摩擦和粗糙摩擦。如果边界层的厚度大于管道内壁所有粗糙凸出部分，此时粗糙度对摩擦阻力系数没有影响，这叫做水力光滑管或光滑摩擦。光滑摩擦的临界雷诺数  $Re_1$  为：

$$Re_1 = \frac{59.7}{\frac{e}{d}} \quad (9-89)$$

在紊流过程中的光滑摩擦区  $3000 < Re < Re_1$  范围内，摩擦阻力系数  $\lambda$  是  $Re$  的函数，与管道的粗糙度无关，其计算公式为：

当  $3000 < Re < 10^5$  时，

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \quad (9-90)$$

当  $Re > 10^5$  时，

$$\lambda = \frac{1}{(1.8 \lg Re - 1.5)^2} \quad (9-91)$$

当雷诺数增加到  $Re_1 < Re < Re_2$  时，管壁粗糙凸起的一部分露在边界层以外，粗糙度对摩擦阻力系数就有了影响，这一流态范围称为过渡区，或混合摩擦区。在这一流态区内，摩擦阻力系数  $\lambda$  是雷诺数  $Re$  和管壁粗糙度二者的函数，其计算公式为：

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[ \frac{6.8}{Re} + \left( \frac{e}{3.7d} \right)^{1.11} \right] \quad (9-92)$$

上述混合摩擦区的雷诺数上限临界值  $Re_2$  按下式计算：

$$Re_2 = \frac{665 - 765 \lg e}{e} \quad (9-93)$$

摩擦阻力系数 $\lambda$ 计算公式

表 9-26

流 态	流 态 范 围	计 算 公 式	
层 流	$Re \leq 2000$	$\lambda = \frac{64}{Re}$	
不 稳 定 流	$2000 < Re < 3000$	$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$	
紊 流	光滑摩擦区	$3000 < Re < 10^5$ (即 $3000 < Re < Re_1$ )	$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$
		$Re > 10^5$ (即 $3000 < Re < Re_1$ )	$\lambda = \frac{1}{(1.8 \lg Re - 1.5)^2}$
	混合摩擦区 (过渡区)	$Re_1 < Re < Re_2$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[ \frac{6.8}{Re} + \left( \frac{e}{3.7d} \right)^{1.11} \right]$
	粗糙摩擦区 (阻力平方区)	$Re > Re_2$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 + 2 \lg \left( \frac{d}{2e} \right)$

随着紊流程度(雷诺数)的继续增加,即 $Re > Re_2$ 时,边界层的厚度减小至小于管壁的绝对粗糙度,粗糙凸起部分几乎全部露出边界层。此时,摩擦阻力系数 $\lambda$ 只决定于管壁的粗糙度,消耗于摩擦的能量,与流动速度的平方成正比。这一流态范围称为阻力平方区,或粗糙摩擦区。在这一流态区内,摩擦阻力系数 $\lambda$ 是管壁粗糙度的函数,其计算公式为:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 + 2 \lg \left( \frac{d}{2e} \right) \quad (9-94)$$

综上所述,将摩擦阻力系数 $\lambda$ 的计算公式列于表9-26,以便于选用。

在计算摩擦阻力系数 $\lambda$ 时,首先计算雷诺数 $Re$ 值,以便确定流态。如果流态是属于紊流,还需算出临界雷诺数 $Re_1$ 和 $Re_2$ ,然后根据已知的 $Re$ 值确定流态范围,按表9-26确定相应流态范围的公式进行计算。

为了简化计算,紊流时之摩擦阻力系数 $\lambda$ 值,可根据已知的雷诺数 $Re$ 和管壁特性 $\frac{d}{e}$ 从图9-77查得。

5. 管线压力降计算图 图9-78~9-92为管线压力降计算图。借助于该图,可根据已知的管径、流量和油品的运动粘度直接查得管线压力降。

**例 4** 已知流量为39米<sup>3</sup>/时,选用 $\phi 108 \times 4$ 无缝钢管,管线的计算长度为175米,油品的运动粘度为25毫米<sup>2</sup>/秒,求管线压力降。

**解** 从 $D_0 100$ 管线压力降计算图9-83中横座标25毫米<sup>2</sup>/秒粘度点 $A$ 引垂线,交39米<sup>3</sup>/时流量线于 $B$ 点,过 $B$ 点引水平线,交纵座标于 $C$ 点,与 $C$ 点相对应的压力降值3.5米油柱,为内径102毫米长100米管线的压力降,并由查图可知,流态为紊流。对于 $\phi 108 \times 4$ 的管道,其内径为100毫米,将所查得的内径为102毫米管线压力降值乘以紊流时之校正系数 $K$ ,所得之积即为 $\phi 108 \times 4$ 的管道每100米长的管线压力降。则计算长度为175米, $\phi 108 \times 4$ 的管线压力降为:

$$\begin{aligned} \Delta h &= 3.5 \times 1.75K \\ &= 3.5 \times 1.75 \times 1.1 \\ &= 6.74 \text{米油柱} \end{aligned}$$

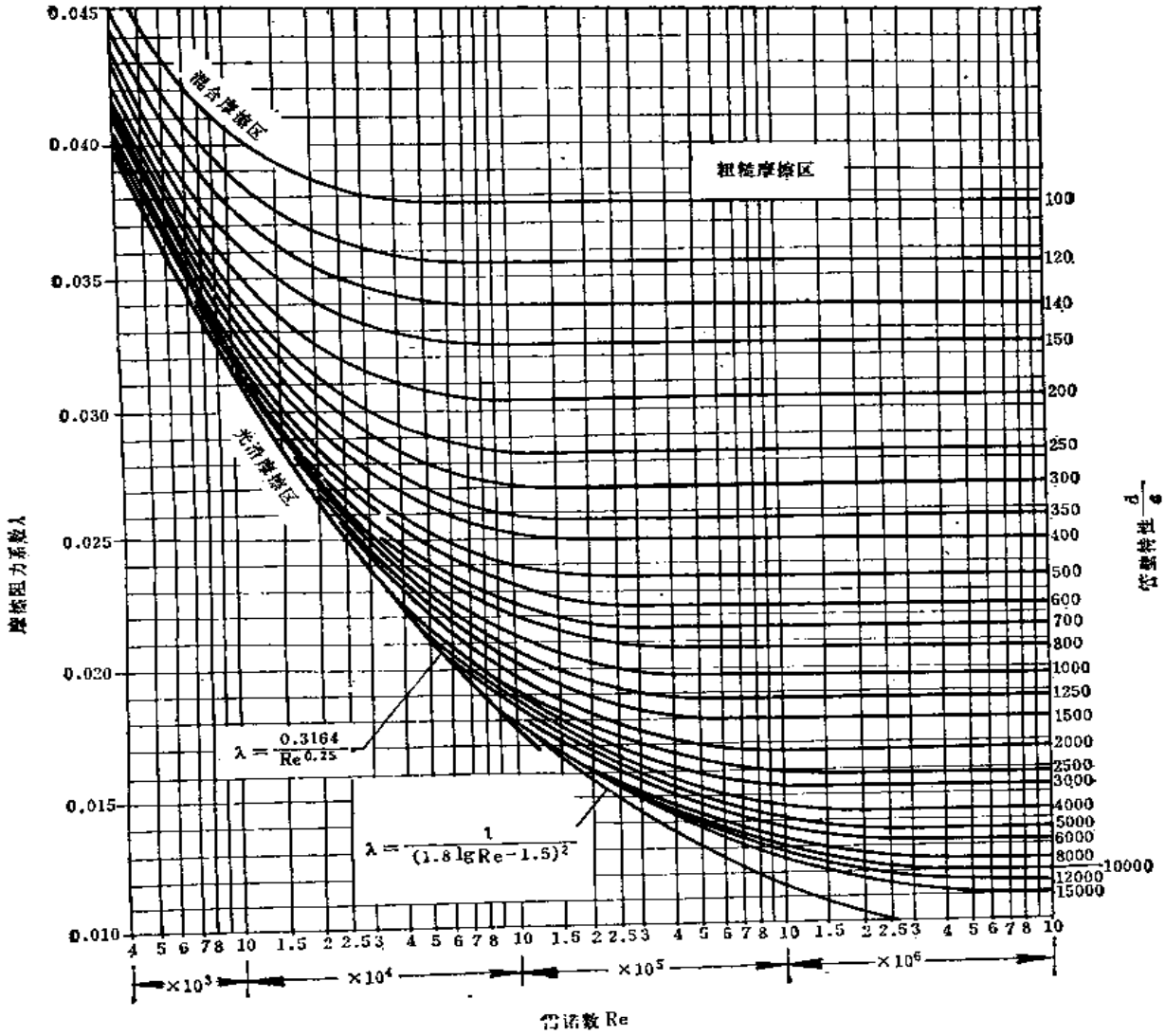


图 9-77 紊流时之摩擦阻力系数与雷诺数和管壁特性的关系图

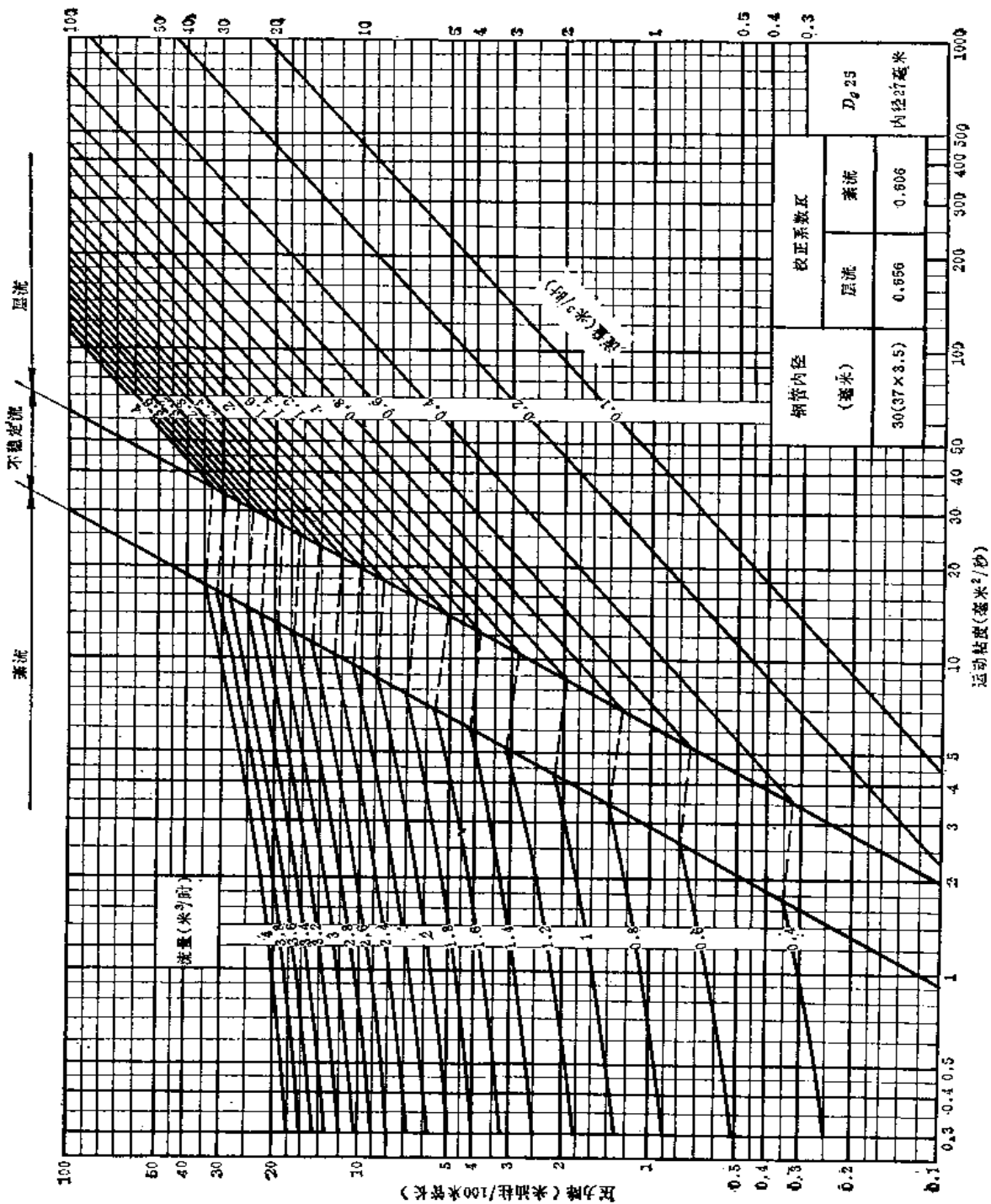


图 9-78 D<sub>25</sub>管线压力降计算图

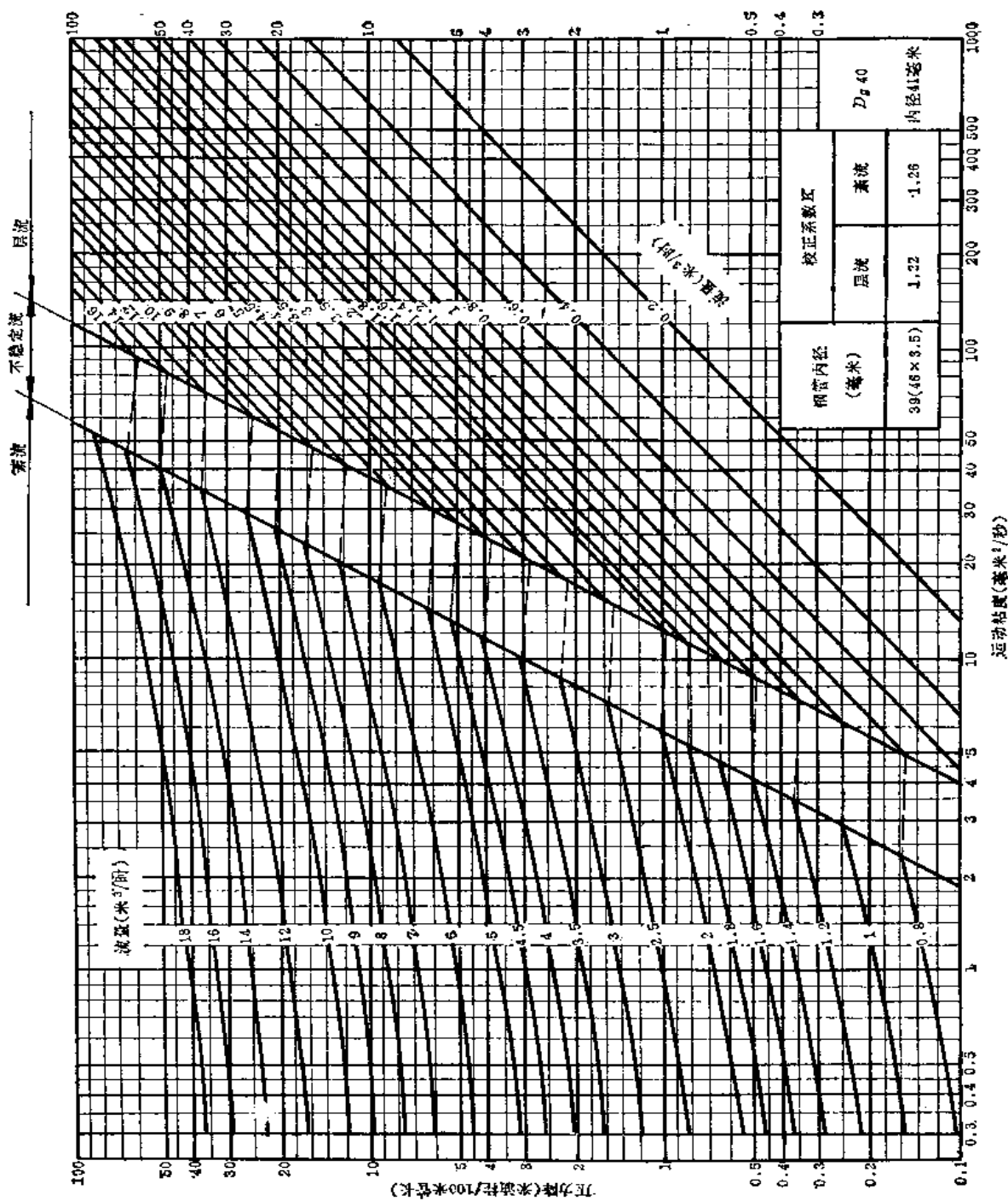


图 9-79 D<sub>40</sub>管线压力降计算图

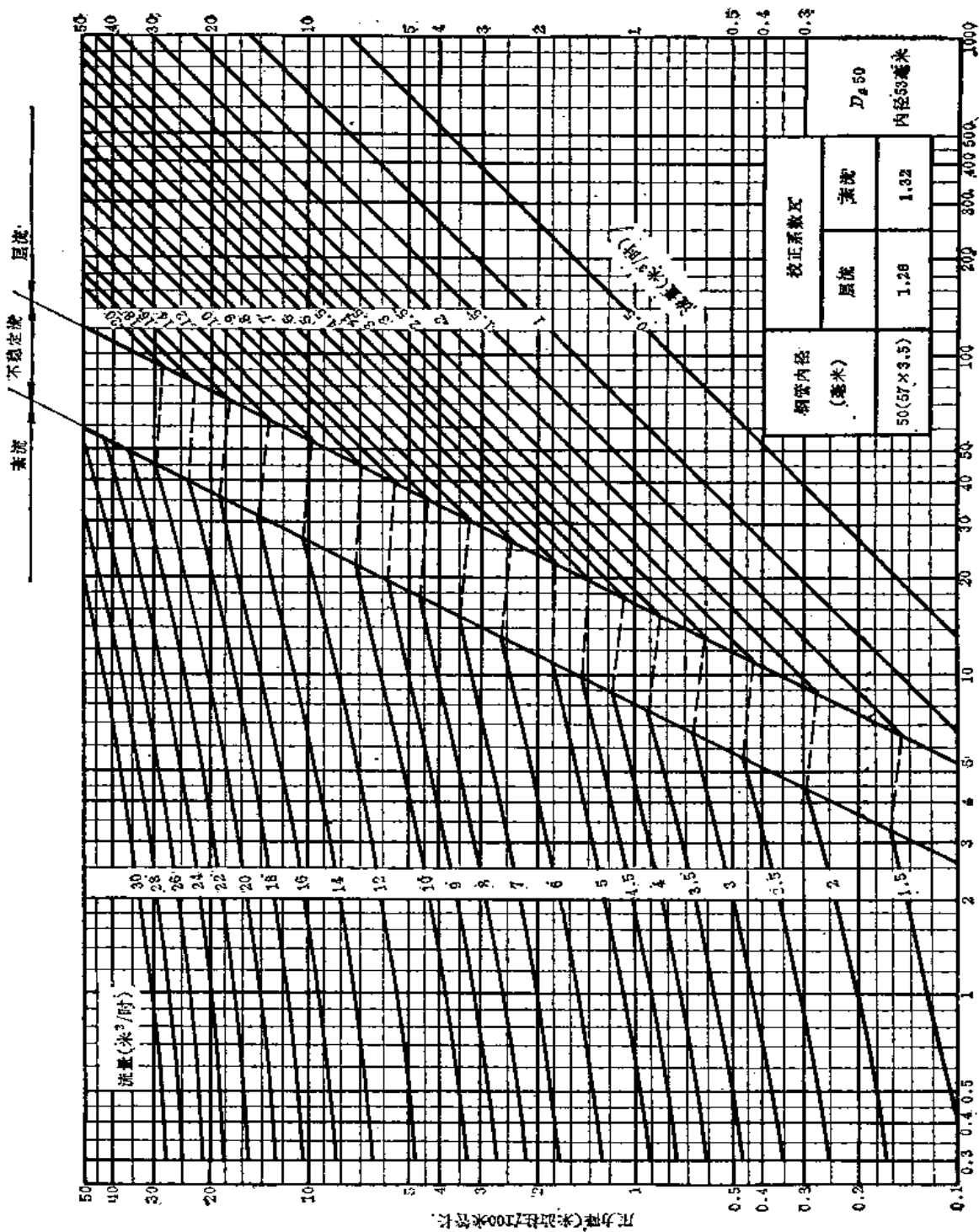


图 9-80 D<sub>50</sub>管线压力降计算图



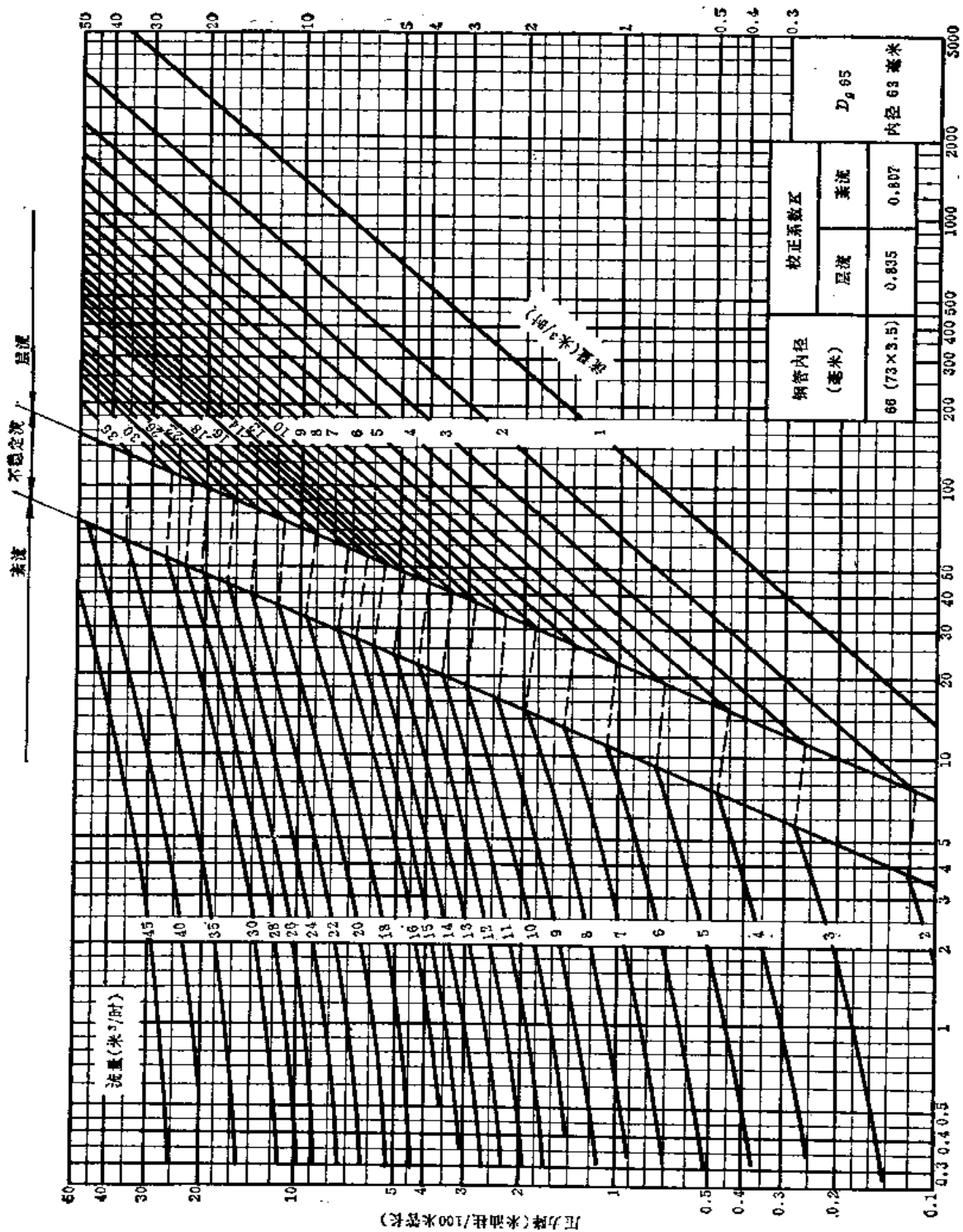


图 9-81 D<sub>165</sub>管綫压力降计算图

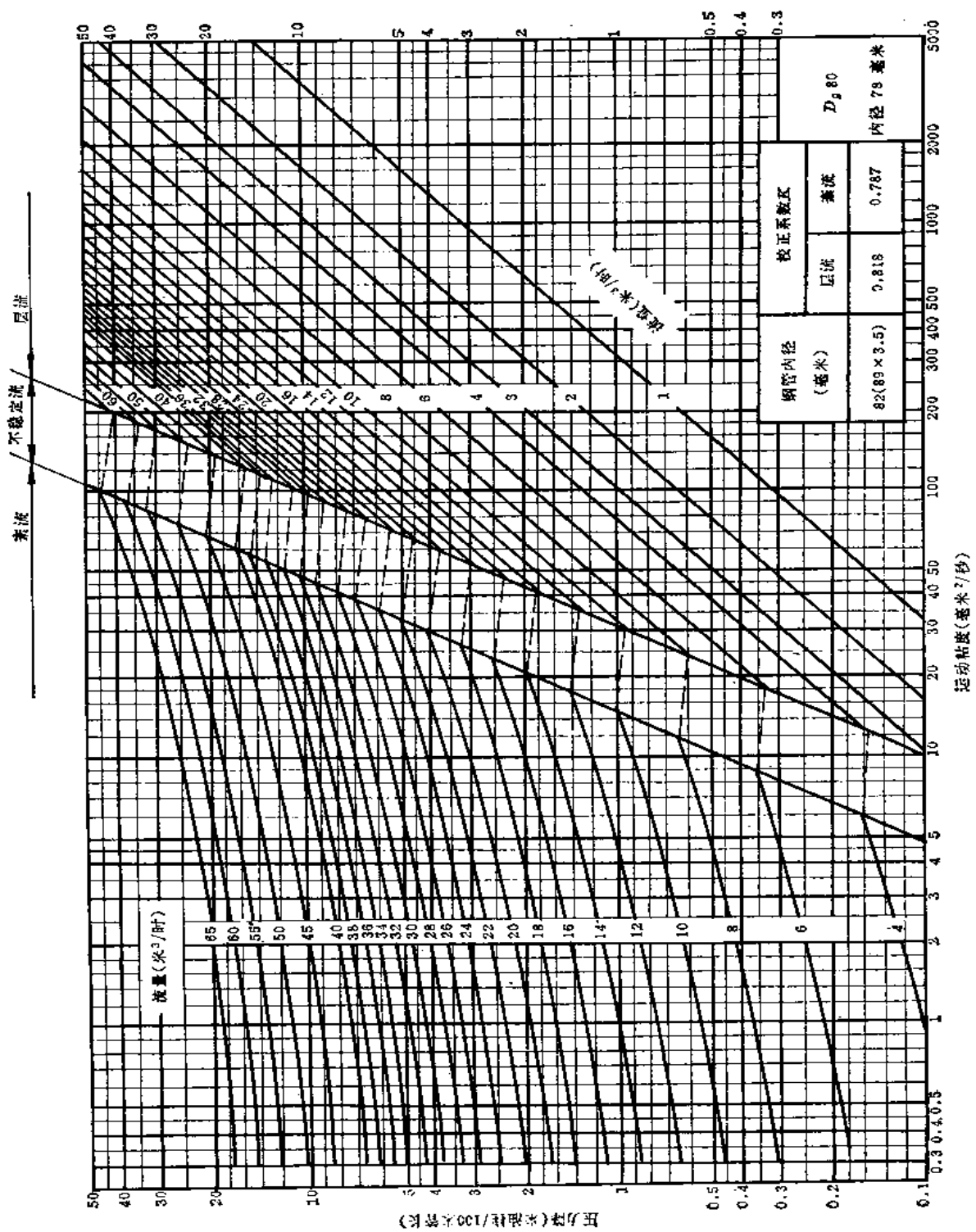


图 9-82  $D_{80}$  管线压力降计算图

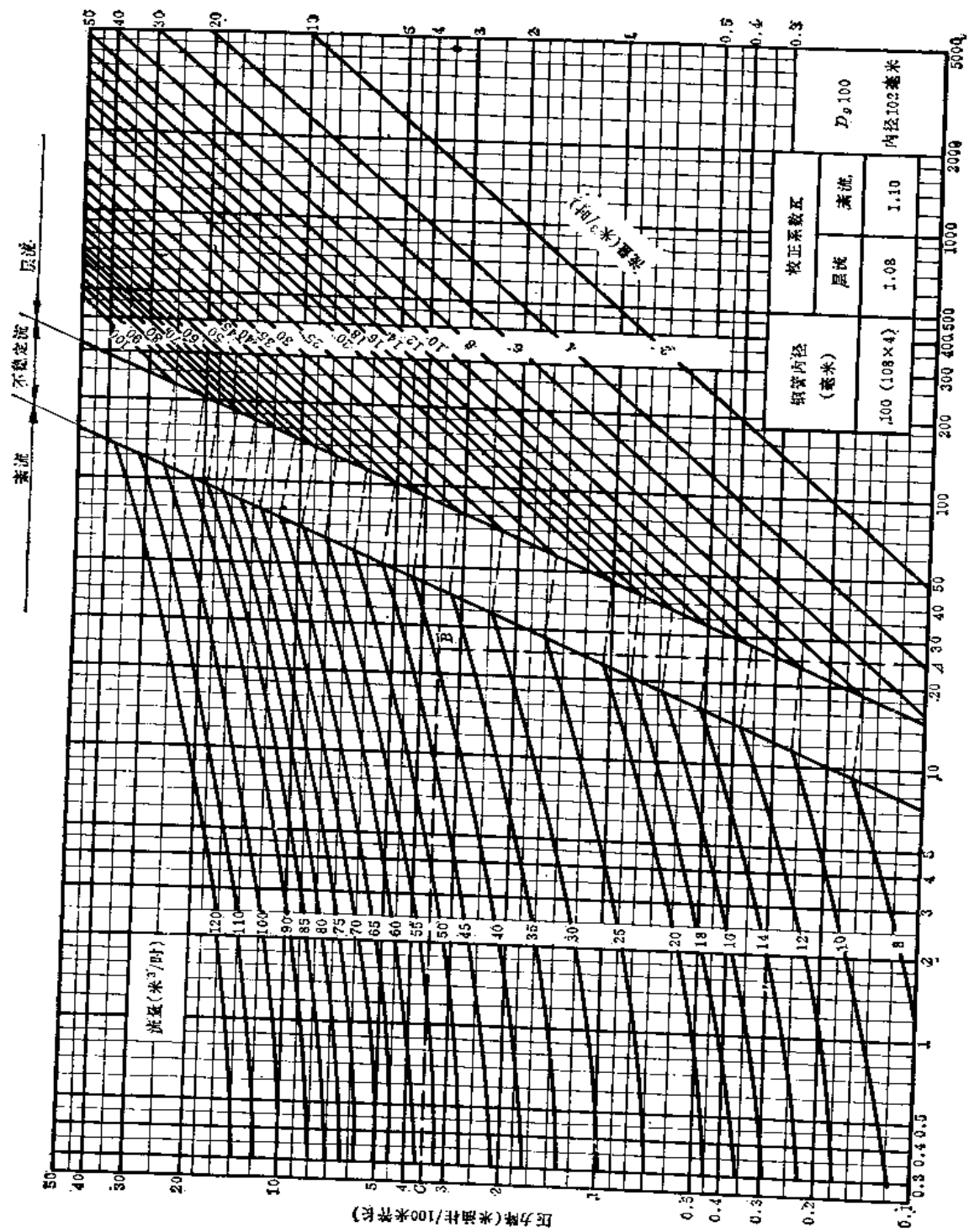


图 9-83 D<sub>100</sub>管线压力降计算图

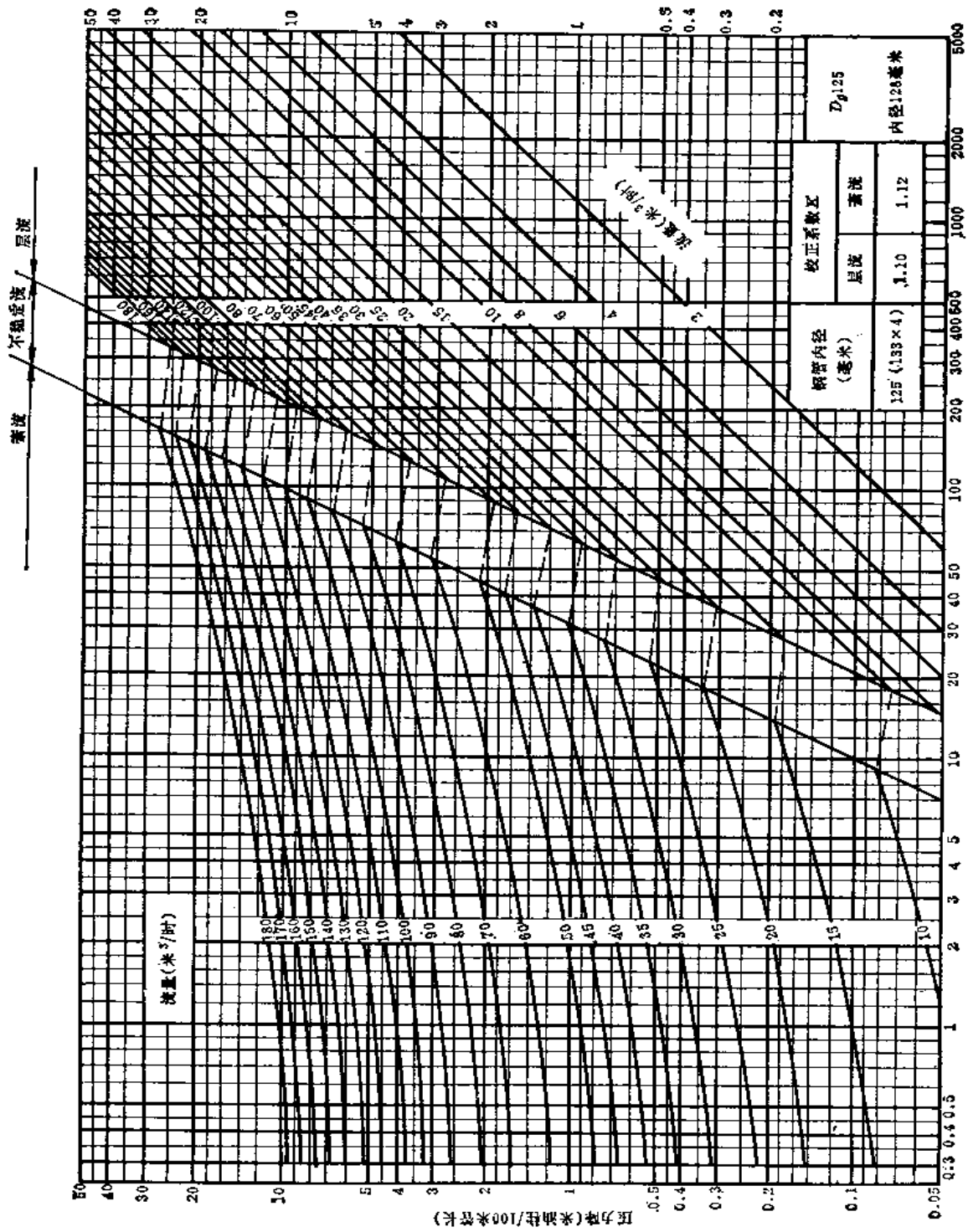


图 9-84  $D_p 125$  管线压力降计算图

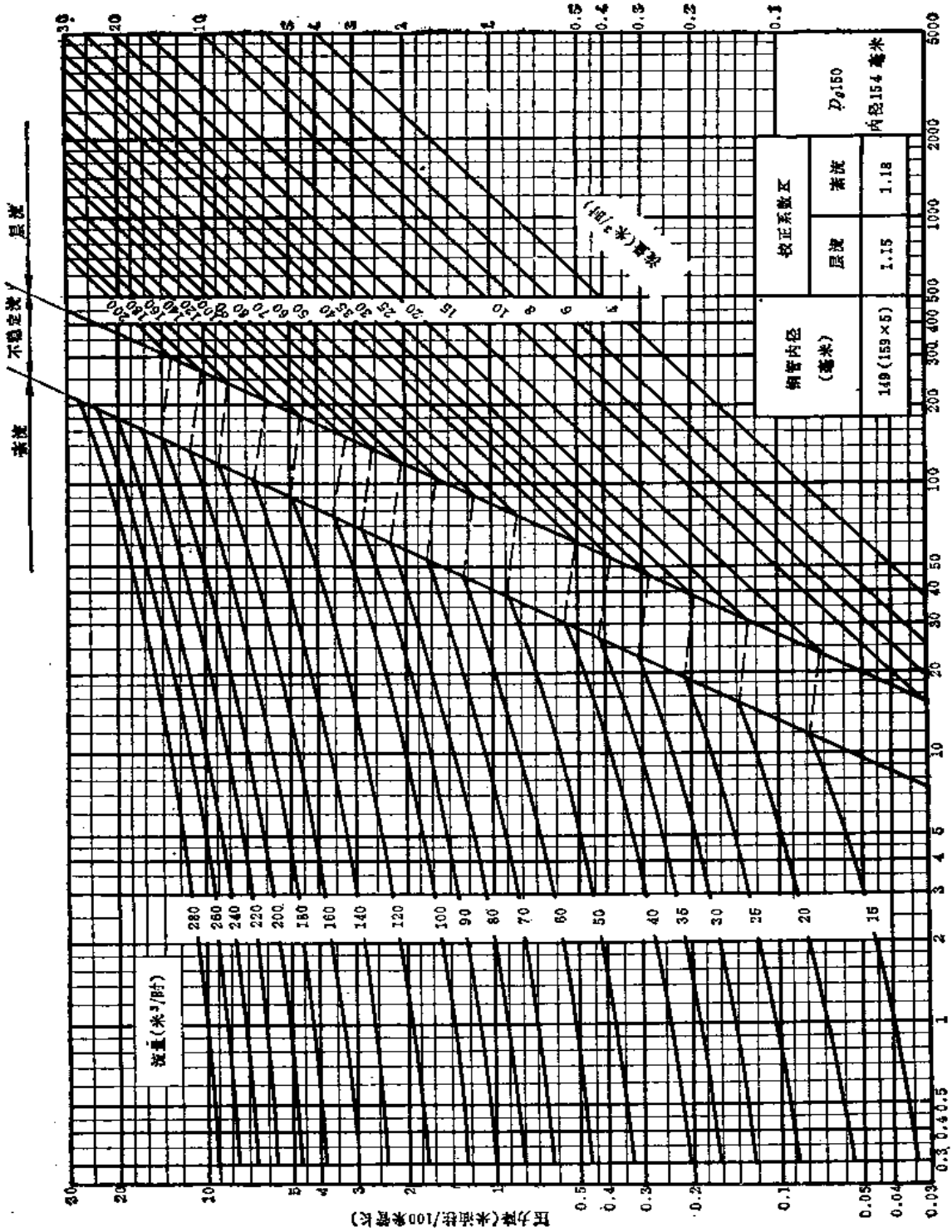


图 9-85 D<sub>150</sub>管綫压力降計算圖

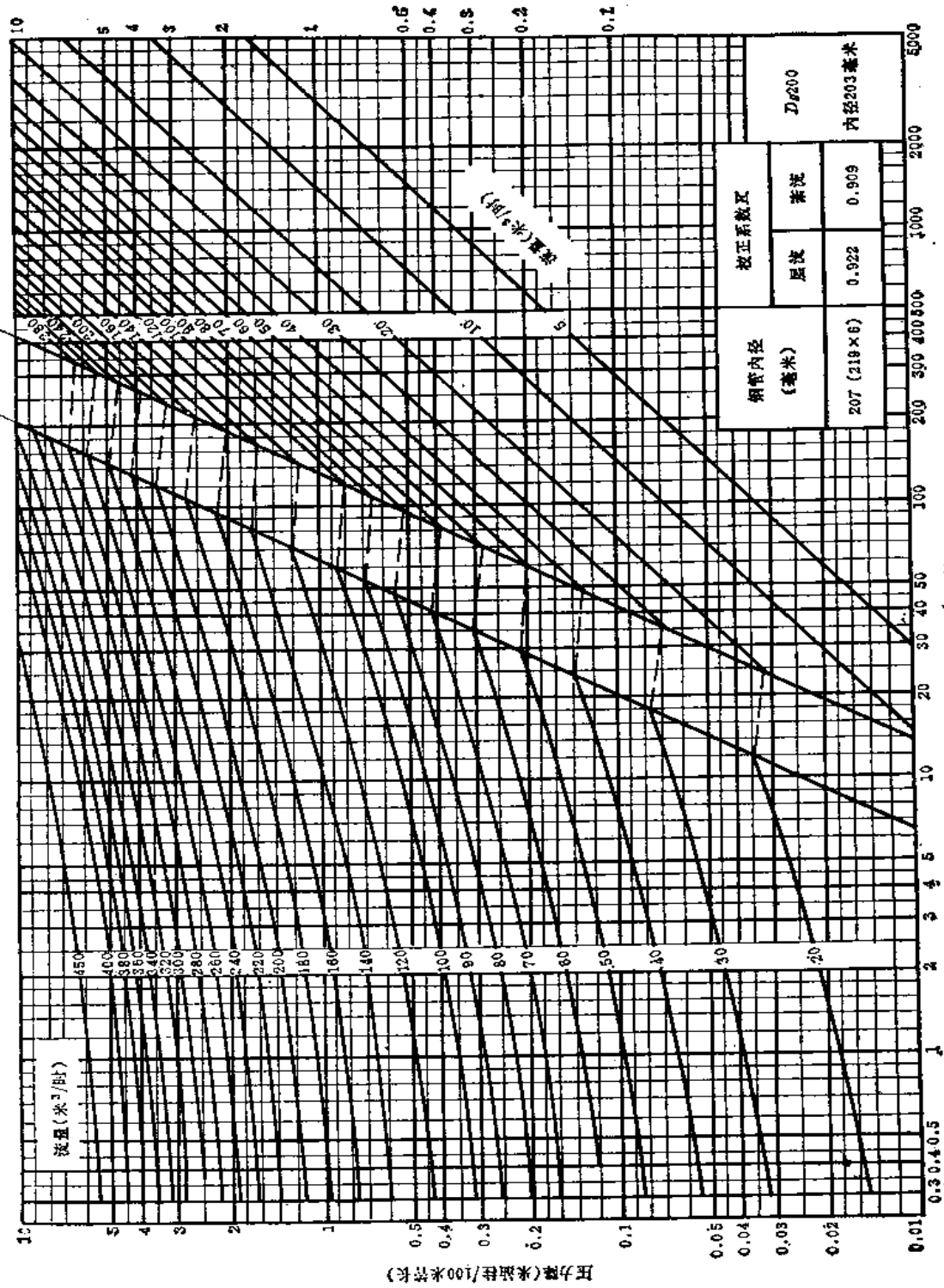


图 9-86 D<sub>200</sub>管线压力降计算图

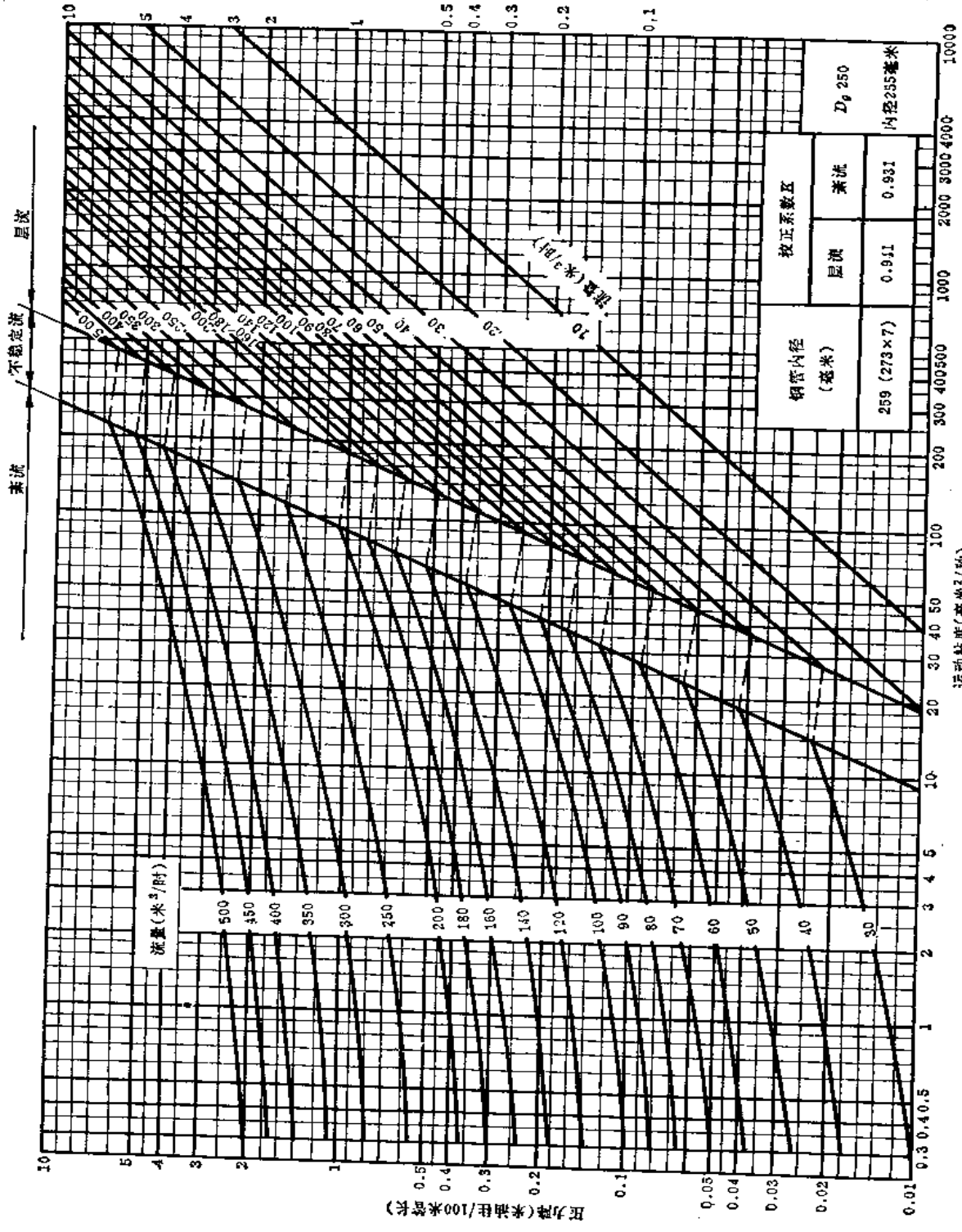


图 9-87  $D_{250}$ 管沿线压力降计算图

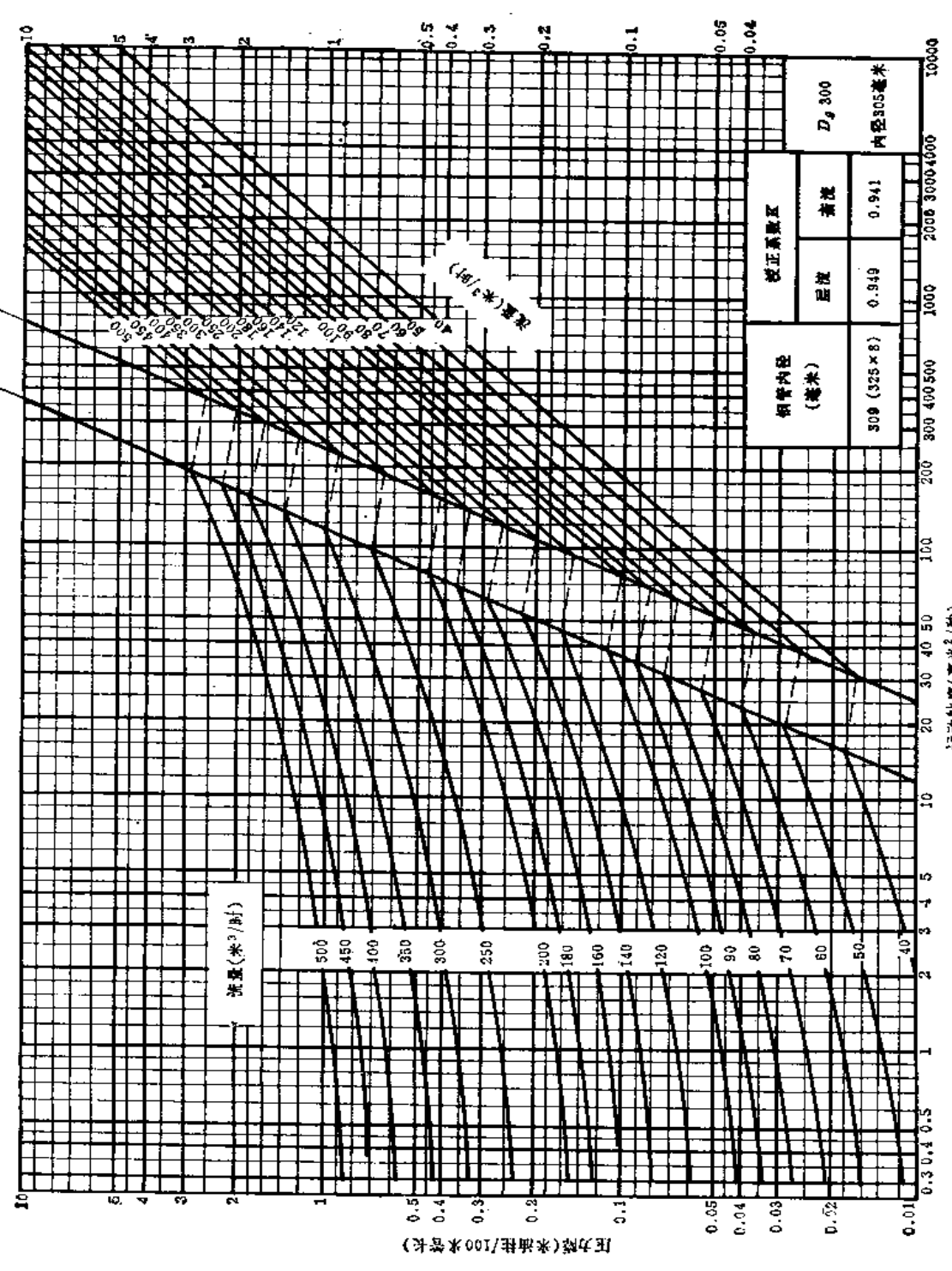


图 9-88 D<sub>300</sub>管线压力降计算图



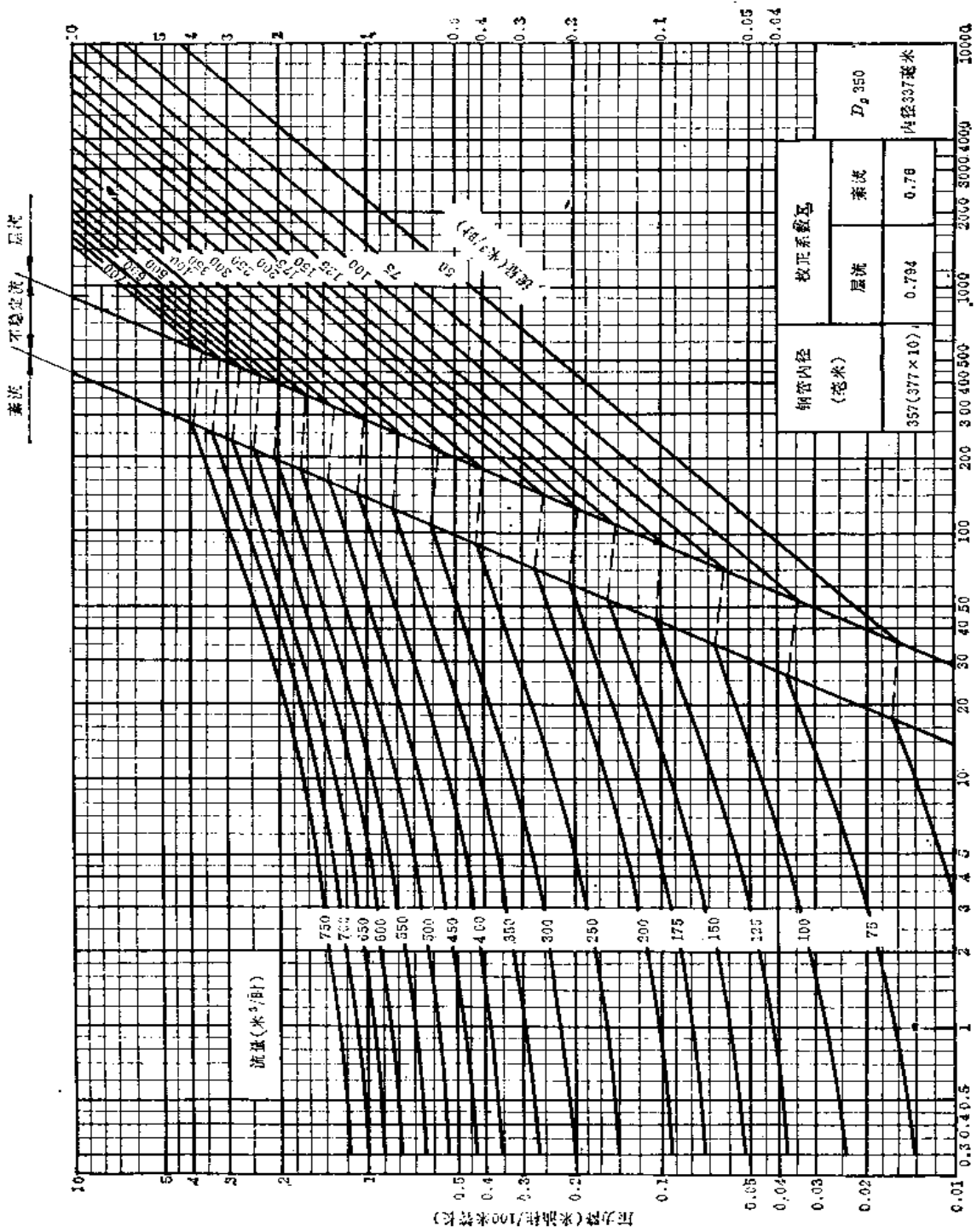


图 9-89  $D_350$  管线压力降计算图

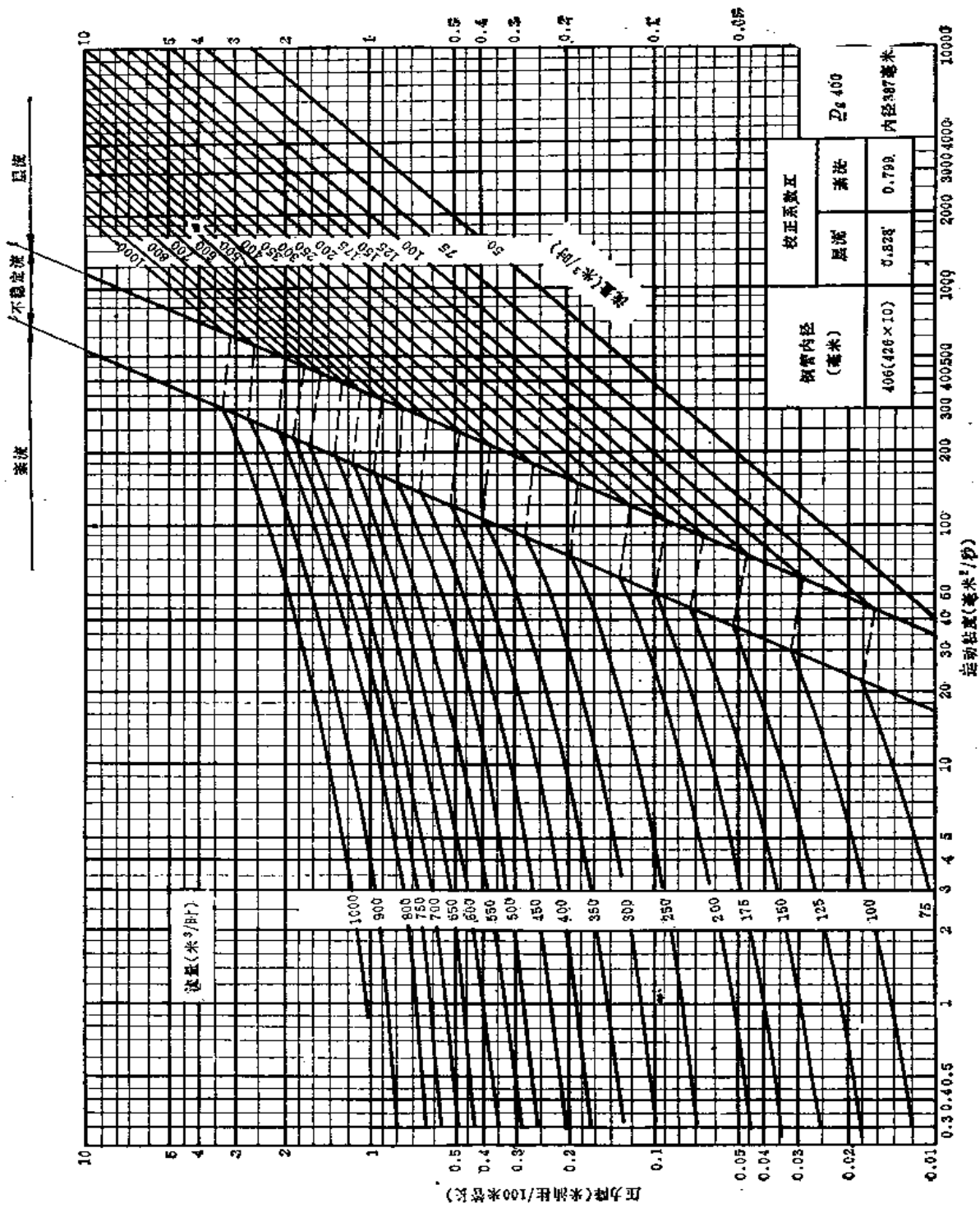


图 9-90 D<sub>6400</sub> 管线压力降计算图

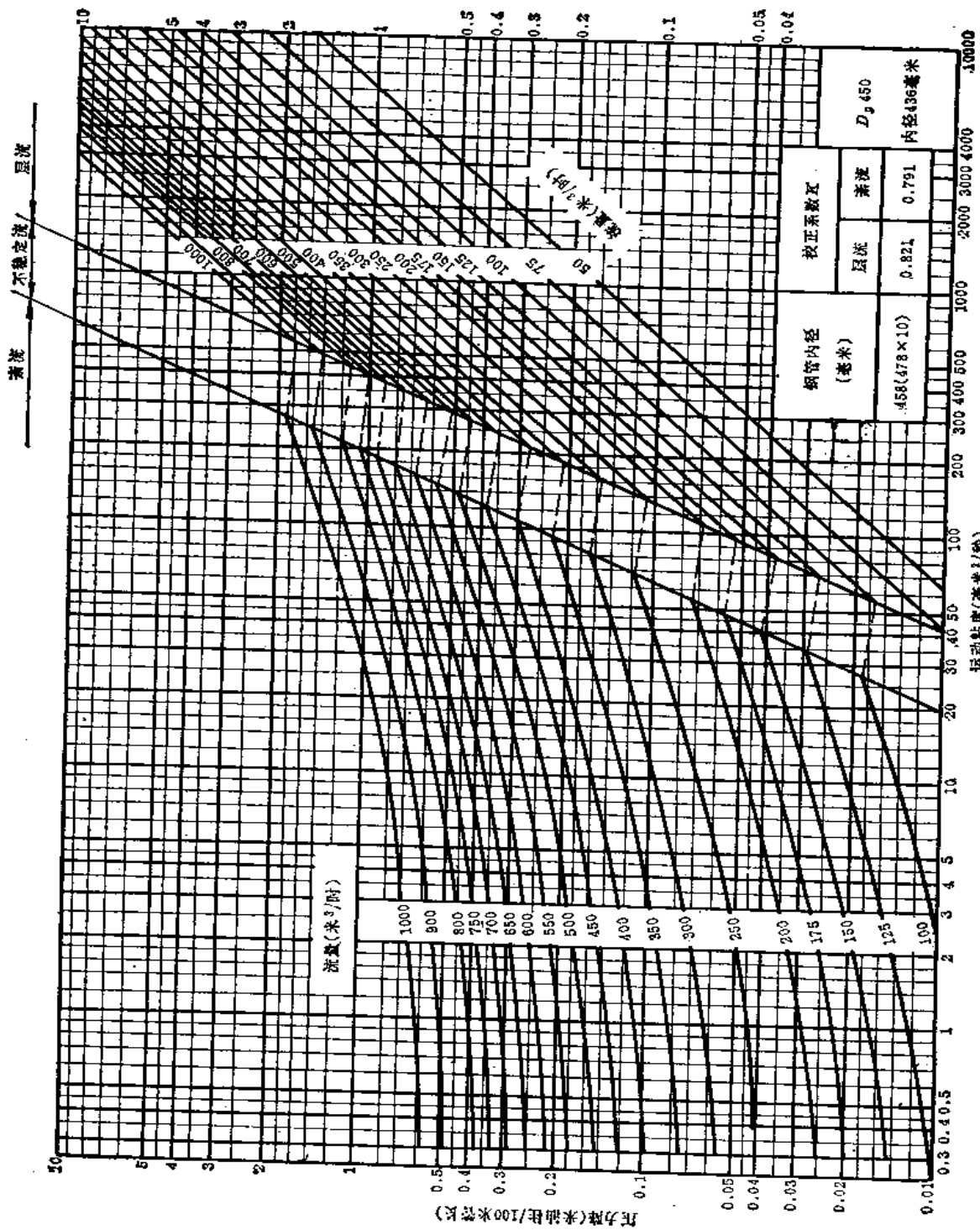
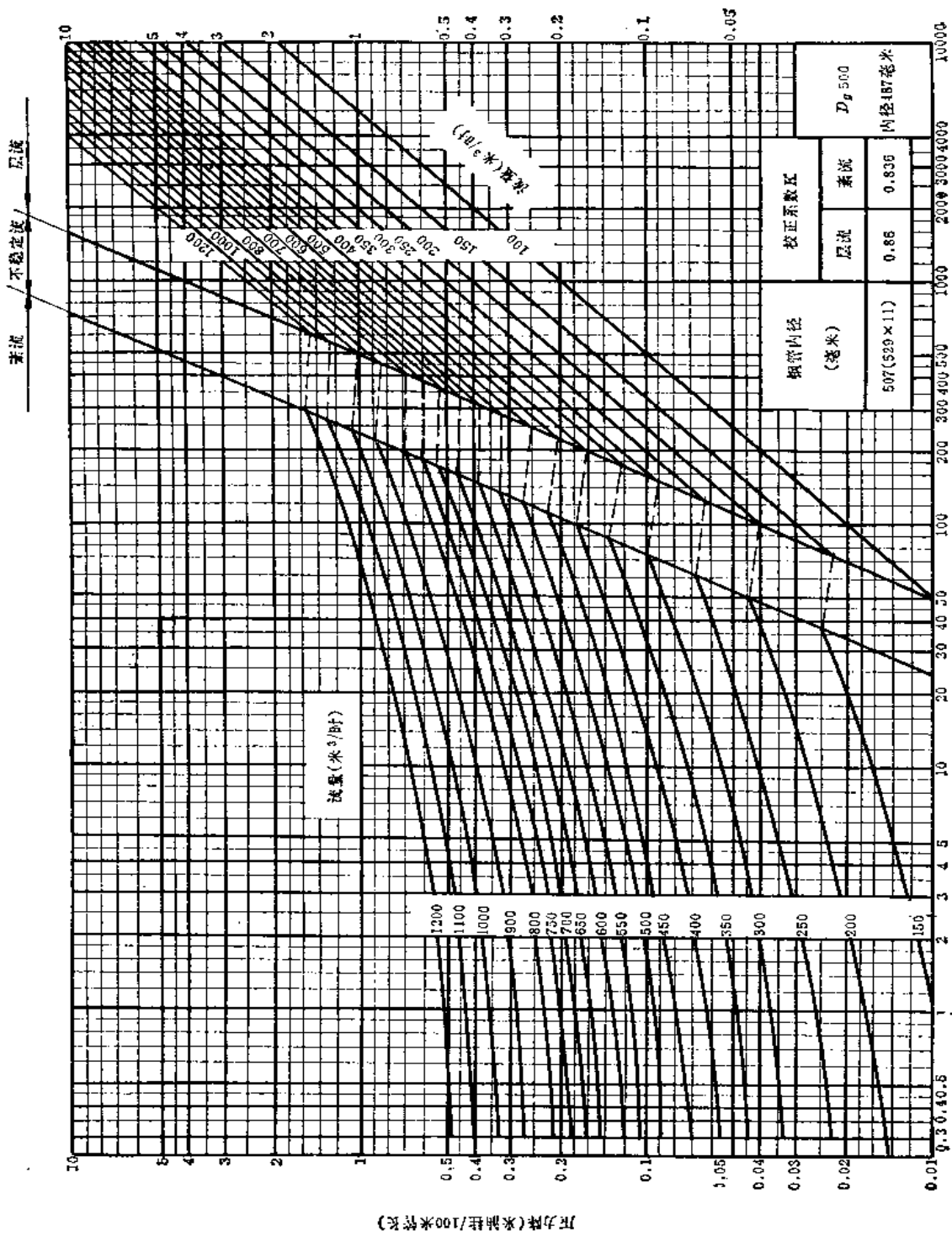


图 9-91 D<sub>p</sub>450 管线压力降计算图



运动粘度(毫米<sup>2</sup>/秒)

图 9-92 D<sub>g</sub>500管线的压力降计算图

## 第八节 油 过 滤 器

### 一、过滤器的种类及其作用

1. 过滤器按安装位置划分, 有泵前过滤器和炉前过滤器两种。

(1) 泵前过滤器 安装在油泵吸入管上的过滤器叫泵前过滤器。其作用是在油品进入泵体以前过滤油中的机械杂质, 减少油泵的磨损, 延长油泵的使用寿命。

(2) 炉前过滤器 安装在锅炉喷油嘴前的过滤器叫炉前过滤器。其作用是在油品进入喷油嘴以前过滤油中的机械杂质和在重油加热过程中产生的碳渣等, 防止喷油嘴被堵塞。从炉前过滤器的作用可知, 炉前过滤器必须安装在炉前加热器和喷油嘴之间, 可以在锅炉房内靠近喷油嘴安装, 也可以靠近炉前加热器安装。

2. 按结构形式划分过滤器的种类, 最常见的有网式过滤器和片状式过滤器。网式过滤器又有各种不同的结构形式。

(1) 普通网式过滤器

图9-93、9-94为普通网式过滤器。这种过滤器结构简单, 容易制造, 但清洗时需取出滤框。

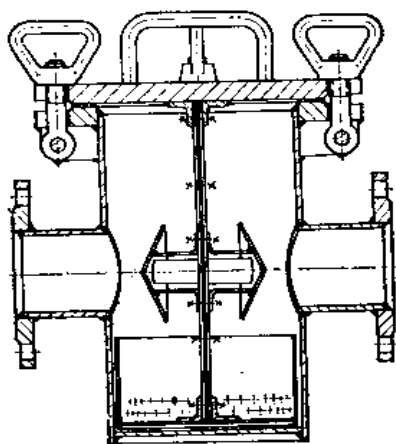


图 9-93 直通网式过滤器

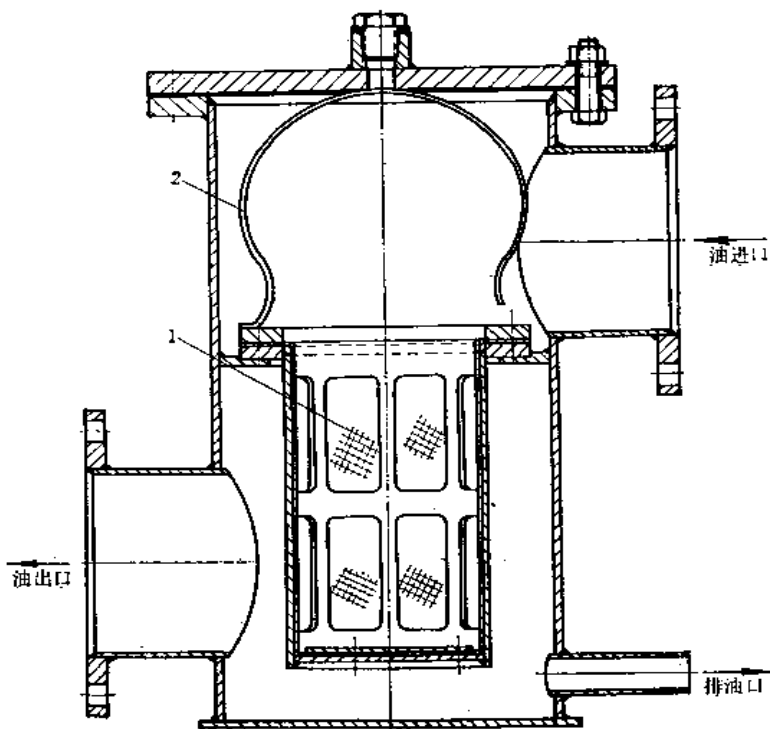


图 9-94 带弹簧压条的网式过滤器

1—过滤框; 2—弹簧压条

普通网式过滤器按滤网规格划分有粗过滤器、中过滤器和细过滤器。过滤器的系列、结构及其参数详见动力设施燃油系统重复使用图集CR312·1《粗燃油过滤器》、CR312·2《中燃油过滤器》及CR312·3《细燃油过滤器》。

(2) 带吹扫管的网式过滤器 图9-95为带吹扫管的网式过滤器。过滤器体为焊接结构, 容易制造, 滤网的清洗工作比较简便。体内有蒸汽吹扫管, 管上布满小孔, 通入蒸汽后即可将滤网上的机械杂质吹除, 杂质从排污口吹出后排入污油池。但有一部分附着于滤

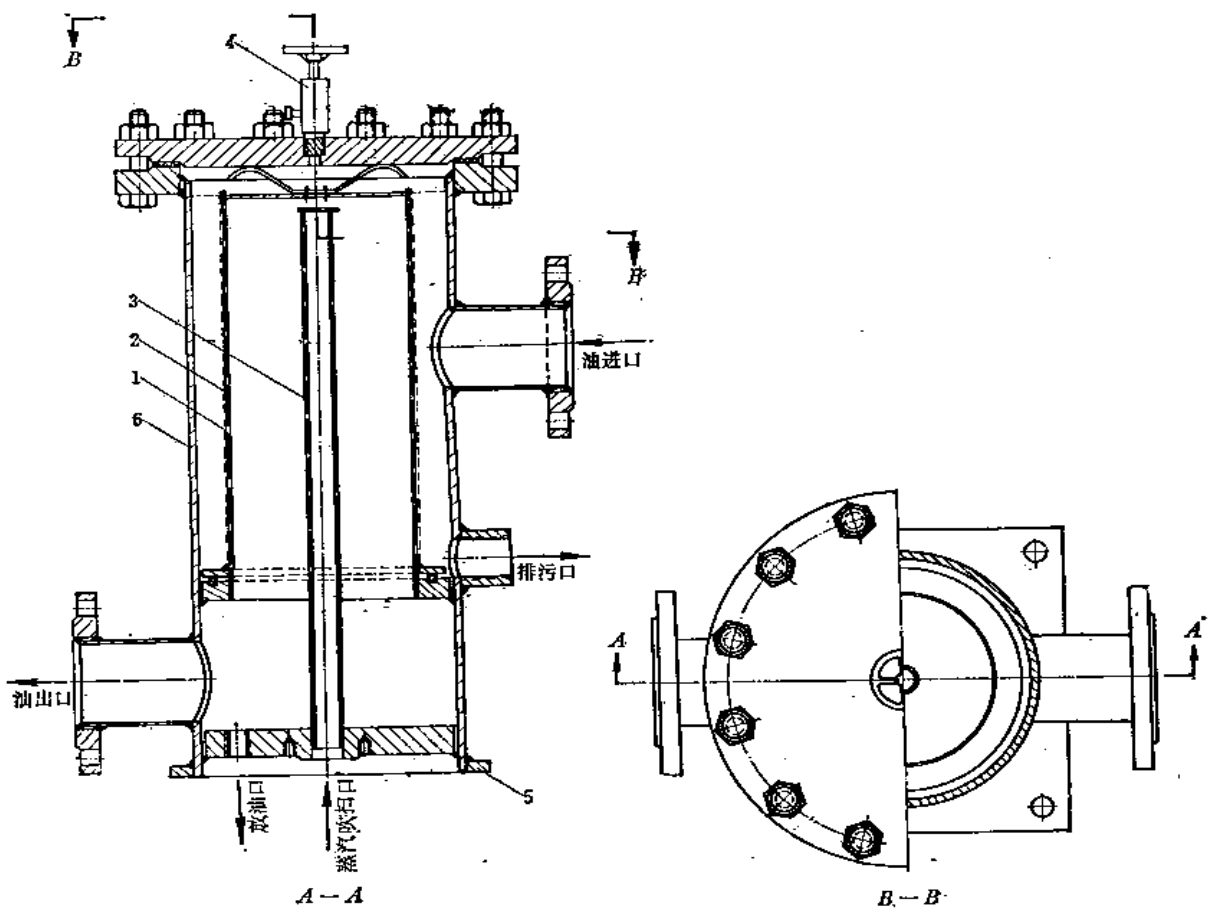


图 9-95 带吹扫管的网式过滤器

1—滤网；2—网框；3—吹扫管；4—放气阀；5—底座；6—器体

网上的纤维性机械杂质不易全部吹除掉，必要时仍需取出滤网清洗。

(3) 片状式过滤器 片状式过滤器的主要特点是可在过滤器工作过程中清除机械杂质。特别适合于要求不间断地精细过滤油品的场合，不需另设置备用过滤器。过滤器的结构较为复杂，制造精度要求较高。

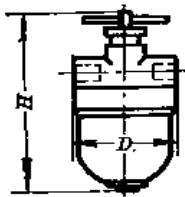


图 9-96 片状式过滤器外形尺寸图

在重油供应系统中，片状式过滤器多作为炉前过滤器使用。天津液压件厂生产的片状式过滤器，口径小，工作压力高，适宜于作炉前过滤器。其技术性能及尺寸见表9-27及图9-96。

上述几种过滤器，在国内生产实践中都有应用。由于网式过滤器的结构比较简单，容易制造，费用低廉，所以应用得较多。

## 二、滤网规格的选用

过滤器的滤网规格选用得是否合理，直接关系到重油系统和锅炉的正常运行。过滤器的滤网规格，即网孔的粗细度，应根据油泵或喷油嘴的类型及其结构特点确定。目前关于滤网规格的选用，尚无统一的标准，为了便于设计选用，推荐滤网规格的选用如表9-28，

片状式过滤器技术性能及外形尺寸

表 9-27

型 号	工作 压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	输 油 量 (升/分)				尺 寸 (毫米)			备 注
		间 隙 (毫米)				滤 油 杯 高	H (高)	D (直径)	
		0.08	0.12	0.2	0.3				
Γ41-11	50	7	10	12	15	40	160	80	天 津 液 压 件 厂 生 产
Γ41-12		11	15	19	27	60	180	80	
Γ41-13		19	25	35		80	200	80	
Γ41-21		8	12	18		40	125	90	
Γ41-22		18	25	35		80	165	90	
Γ41-23		25	35	50		120	205	90	
Γ41-24		35	50	70		160	265	90	
Γ41-41		18	25	35		60	210	110	
Γ41-42		25	35	50		80	230	110	
Γ41-43		35	50	70		120	260	110	
Γ41-44		50	70	100		160	310	110	

滤 网 规 格 选 用

表 9-28

使 用 条 件		滤 网 规 格 (孔/厘米 <sup>2</sup> )
泵 前	螺杆泵、齿轮泵	≥400
	离心泵、蒸汽往复泵	64~144
炉 前	机械雾化喷油嘴	≥400
	蒸汽雾化喷油嘴、低压空气雾化喷油嘴、旋转式喷油嘴	144~256

供参考。

### 三、网式过滤器的备用

1. 当过滤器为连续性工作时，必须设置备用过滤器。例如炉前过滤器和供油泵前过滤器一般都设置两个，其中一个工作，一个清洗备用，两个交替使用。

2. 当过滤器为间断性工作时，一般可不设置备用过滤器。例如用离心泵或蒸汽往复泵作卸油泵和输油泵时，卸油和输油均为间断性作业，泵对滤网规格的要求又不是很高，滤网也不易堵塞，因此，一般只设置一个过滤器，不要备用。

3. 虽然过滤器为间断性工作，但如油中的机械杂质较多或由于选用齿轮泵或螺杆泵而滤网较细，易造成滤网堵塞，为防止滤网堵塞影响作业的顺利进行，也应设置备用过滤器。

图9-97、9-98为过滤器安装系统图。在过滤器的入口和出口处应安装压力表、真空表或压力真空表，以便借助于过滤器前后的压力差鉴别滤网的脏污程度，便于及时清洗。对

3-104

于单个过滤器，应装旁通阀（如图9-98所示），以便在滤网被堵塞清洗时，油品可暂时通过旁通阀使作业继续进行。

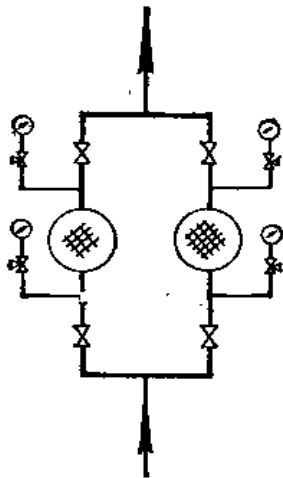


图 9-97 两个过滤器的安装系统图

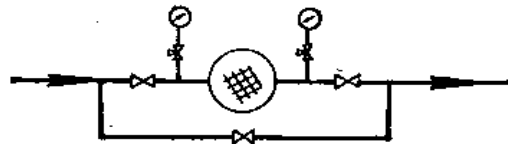


图 9-98 单个过滤器的安装系统图

## 第九节 炉前重油加热器

### 一、加热的目的

如本章第六节所述，重油在油罐中最高加热温度不许超过 $95^{\circ}\text{C}$ 。为了满足锅炉喷油嘴雾化的需要，重油在进入喷油嘴以前需降低其粘度，因此，必须经过第二次加热。这种第二次加热所用的换热器叫做炉前加热器或二次加热器，通常简称重油加热器。

炉前加热器可在每台锅炉的喷油嘴前分散布置，也可在集中供油泵出口处集中布置，应连同供油及回油系统一并考虑，合理确定。

### 二、加热器的类型

一般常用的加热器有列管式（或称管壳式）和套管式两种。

（一）列管式加热器 列管式加热器有直管束和U形管两种结构形式。U形管列管式加热器用机械清扫比较困难，目前采用的不多。直管束列管式加热器管程内的介质为重油，便于清扫。壳程内即管间的介质为蒸汽。这种加热器的优点是结构紧凑，外形尺寸小，因而安装占地面积小，每单位换热面所耗金属量较少。但结构比较复杂，加工制造要求条件较高，必须在具有一定加工条件的工厂加工制造。

列管式加热器有立式和卧式两种形式。加热器检修时需取出管束，因此，对于立式列管加热器，应有起吊设备，或考虑有设置临时三脚架起吊的可能性，加热器上部的建筑物要有足够的起吊高度。对于卧式列管加热器，则不需起吊，维护检修和清扫都比较方便，但应留出必要的空地，以便抽出管束。设计一般宜选用卧式列管加热器。

（二）套管式加热器 套管式加热器管程内的介质为重油，便于清扫。管间的介质为蒸汽。管程的管子规格一般采用 $D_0 25\sim 50$ 的无缝钢管，套管采用 $D_0 50\sim 100$ 的无缝钢管。每根换热管元件长度一般为 $3\sim 6$ 米左右。换热面积按换热管外径计算。单台加热器由多

3-105



根据换热管元件组装而成。各换热管元件之间的连接弯管处，应装有法兰连接，以便于拆卸清扫。

套管式加热器的优点是结构简单，便于制造，一般施工安装现场均能自制。但外形尺寸较大，每单位换热面所耗金属量较多。由于它容易制造，清扫方便，所以在生产中应用较多。

套管式加热器的系列、结构及其参数详见动力设施燃油系统重复使用图集CR313《燃油加热器》。

### 三、加热器的热力计算

(一) 加热器的热负荷计算 加热器的热负荷按下式计算：

$$Q = V \gamma C_p (t_{y''} - t_{y'}) \quad \text{千卡/时} \quad (9-95)$$

式中  $Q$ ——加热器的热负荷，即油品由  $t_{y'}$  °C 加热到  $t_{y''}$  °C 所需热量，千卡/时；

$V$ ——通过加热器的油品的容积流量，米<sup>3</sup>/时；

$\gamma$ ——油品的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$C_p$ ——油品的平均比热，千卡/公斤·°C。按油的平均温度  $\frac{t_{y'} + t_{y''}}{2}$  从图9-3中查得；

$t_{y'}$ ——油品加热初温，°C；

$t_{y''}$ ——油品加热终温，°C，根据锅炉喷油嘴所要求的粘度确定。

(二) 加热器的总换热面积的计算 加热器的总换热面积按下式计算：

$$F_s = \frac{Q}{K \Delta t_p} \quad \text{米}^2 \quad (9-96)$$

式中  $F_s$ ——总换热面积，米<sup>2</sup>；

$Q$ ——加热器的热负荷，千卡/时；

$K$ ——传热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；

$\Delta t_p$ ——热源和被加热介质间的对数平均温度差，°C。

热源和被加热介质间的对数平均温度差  $\Delta t_p$  按下式计算：

$$\Delta t_p = \frac{\Delta t_a - \Delta t_s}{\ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_s}} \quad \text{°C} \quad (9-97)$$

式中  $\Delta t_a$ ——最大温度差，°C；

$\Delta t_s$ ——最小温度差，°C。

当  $\frac{\Delta t_a}{\Delta t_s} \leq 2$  时，平均温度差  $\Delta t_p$  可用算术平均值代替对数平均值，即：

$$\Delta t_p = \frac{\Delta t_a + \Delta t_s}{2} \quad \text{°C} \quad (9-98)$$

最大温度差  $\Delta t_a$  和最小温度差  $\Delta t_s$  与介质的流动方向有关。如图9-99所示 介质为逆流的套管式加热器和直管束列管式加热器，其最大和最小温度差为：

$$\Delta t_a = t_{b''} - t_{y'} \quad \text{°C} \quad (9-99)$$

$$\Delta t_s = t_{b'} - t_{y''} \quad \text{°C} \quad (9-100)$$

式中  $t_{b'}$ ——蒸汽（饱和）或热水入口温度，°C；

$t_{b''}$ ——蒸汽凝结水或热水出口温度，°C；

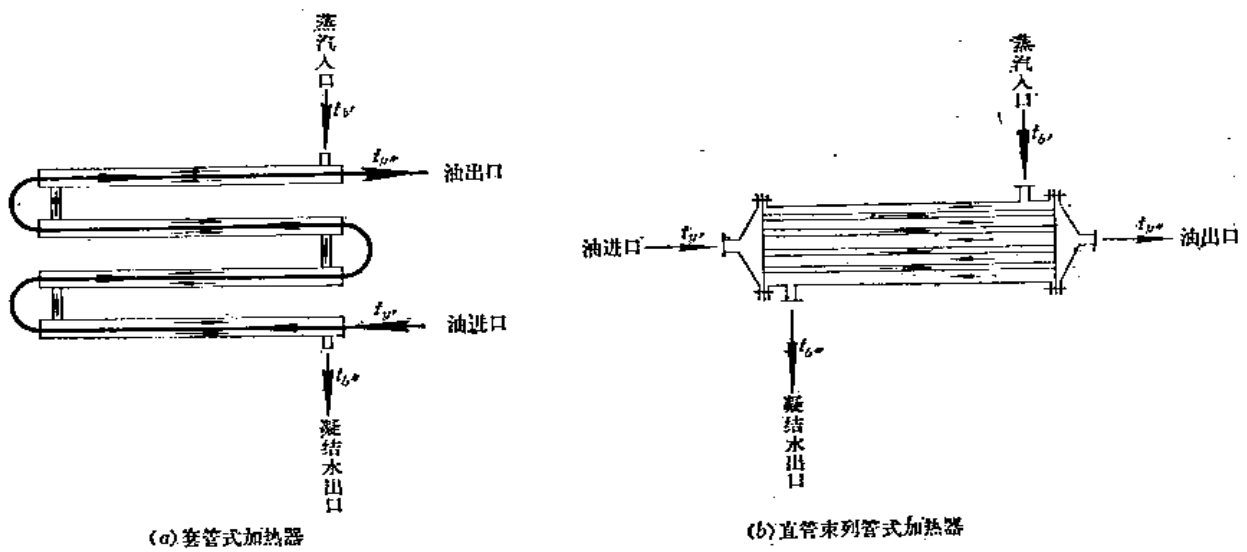


图 9-99 加热器内介质流动方向（逆流）示意图

$t_{y'}$ ——油品入口温度， $^{\circ}\text{C}$ ；  
 $t_{y''}$ ——油品出口温度， $^{\circ}\text{C}$ 。

除逆流的换热器以外，还经常采用重复交流的换热器，图9-100所示带有折流板的直管束列管式加热器和U形管列管式加热器即属于这种换热器。求这种换热器的平均温度差需进行很复杂的数学演算，当热介质为热水（蒸汽除外）时，通常利用校正系数 $\epsilon_{\Delta t}$ 对 $\Delta t_{p\text{逆流}}$ 值进行校正，即：

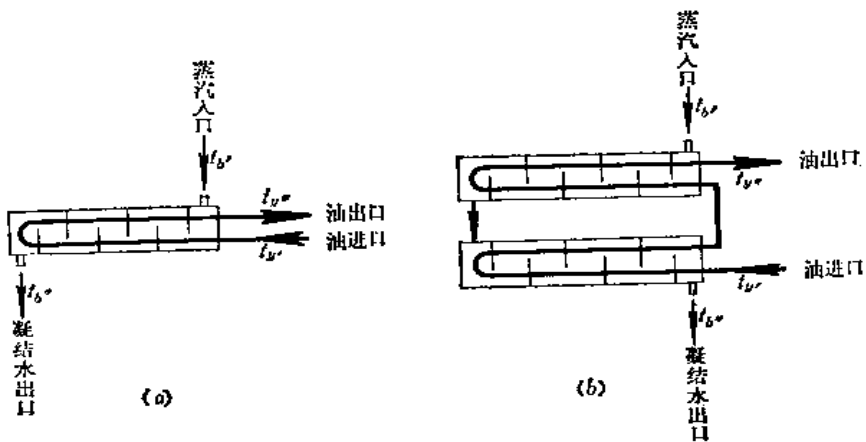


图 9-100 重复交流换热器介质流动方向示意图

$$\Delta t_p = \epsilon_{\Delta t} \Delta t_{p\text{逆流}} \quad (9-101)$$

式中  $\Delta t_{p\text{逆流}}$ ——逆流时换热器的平均温度差， $^{\circ}\text{C}$ ；

$\epsilon_{\Delta t}$ ——校正系数，它是两个无量纲量  $P$  和  $R$  的函数，由图9-101中查得。图中：

$$P = \frac{t_{y''} - t_{y'}}{t_{b'} - t_{y'}};$$

$$R = \frac{t_{b'} - t_{b''}}{t_{y''} - t_{y'}}$$

为了简化计算,对数平均温度差 $\Delta t_p$ 可根据最大和最小温度差值从第六章图6-33中查得。当最大和最小温度差 $\Delta t_a$ 、 $\Delta t_b$ 之值不在该图中所示范围内时,各值可乘以因数0.5、2、10、100等,并以同一因数除以所查得的对数平均温度差,所得之商即为所求之对数平均温度差值。

在计算换热面积时,应该特别注意的是目前国内大部分炼油厂所生产的重油都是残渣油,而残渣油的质量指标不稳定,因此,计算时应考虑到残渣油粘度的变化,必要时应取较高的计算粘度值,以便在油品粘度变高时,使加热器仍能满足加热的需要。

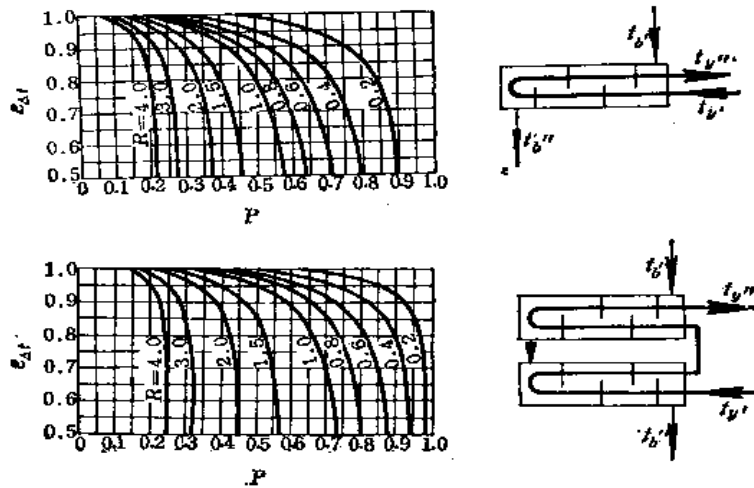


图 9-101 决定 $\epsilon_{\Delta t}$ 的辅助图

(三) 传热系数 $K$ 值的选取 影响加热器的传热系数 $K$ 值的因素较多,油品在加热器管程内的流速是影响 $K$ 值的主要因素之一。加热器的运行实践证明:流速低则 $K$ 值小;流速高则 $K$ 值大。图9-102为某厂11米<sup>2</sup>套管式加热器的传热系数与油品流速的关系图。从图中可以看出,加热器的传热系数随着油品流速的增加而有显著的增大。另一方面,重油在加热过程中析出沥青胶质和碳化物,倘若重油的流速过低,油中的沥青胶质和碳化物容易产生沉淀,这些沉淀附着于换热管内壁上形成积污就会降低传热效率。积污的产生还增加了加热器的清扫次数和缩短了加热器的运行周期,因此,不论是套管式加热器或列管式加热器,重油在加热器管程内的流速都不宜过低。此时,应注意由于油品流速的增高而阻力相应地增大,这是不可忽视的一部分压力损失。设计时应选取适当的计算参数,片面地追求过高的传热系数或过低的水力摩擦阻力都是不合适的。套管式加热器管程内重油的流速,一般宜为1~1.5米/秒,最小应不低于0.7米/秒,列管式加热器管程内重油的流速,宜不低于0.5米/秒。

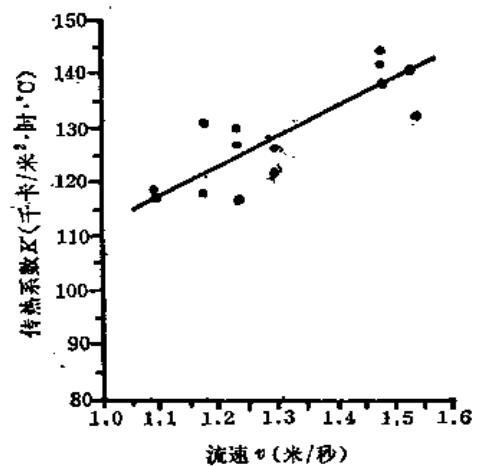


图 9-102 某厂11米<sup>2</sup>套管式加热器的传热系数与重油流速的关系图

为了减少重油在加热过程中析碳和沉淀的生成,以提高传热效率,作为加热热源的饱和水蒸汽压力不宜过高,一般为4~8公斤力/厘米<sup>2</sup>。

由于重油在加热器内结垢，将降低传热效率，因此设计所选用的传热系数应为：

$$K = K' \eta \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C} \quad (9-102)$$

式中  $K'$ ——理论传热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。一般取  $K' = 120 \sim 150$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C（指光管加热器，管程内无扭杆），当重油在管程内的流速较高时取较大值，流速较低时取较小值；

$\eta$ ——积垢影响系数。 $\eta = 0.65 \sim 0.85$ 。重油质量较好时取较高值，质量较差时取较低值，一般取  $\eta = 0.65 \sim 0.7$ 。

在一般工程计算中，采取  $K = 90 \sim 100$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C。

（四）蒸汽消耗量的计算 用加热器加热油品时的蒸汽消耗量按下式计算：

$$G = \frac{Q}{(i'' - i') \eta} \quad \text{公斤/时} \quad (9-103)$$

式中  $G$ ——蒸汽消耗量，公斤/时；

$Q$ ——加热器的热负荷，千卡/时，按公式（9-95）计算；

$i''$ ——加热蒸汽进口热焓，千卡/公斤；

$i'$ ——凝结水热焓，千卡/公斤；

$\eta$ ——加热器的热效率，一般取  $\eta = 0.97 \sim 0.98$ 。

为了减少热损耗，加热器外表面应包保温层。

#### 四、加热器的台数和单台加热器的换热面积

加热器的台数与其布置方式有关。

当采取分散方式布置时，一般在每台锅炉的喷油嘴前设置一台加热器。

当采取集中方式布置时，加热器的台数应根据锅炉的台数、单台锅炉的需油量和考虑锅炉热负荷变化时对加热器使用的灵活性，并连同供油泵的供油量和回油调节系统等一并考虑，一般为1~2台。单台加热器的换热面积为：

$$F = \frac{F_z}{n} \quad \text{米}^2 \quad (9-104)$$

式中  $n$ ——加热器的台数，台；

$F_z$ ——加热器的总换热面积，米<sup>2</sup>；

$F$ ——单台加热器的换热面积，米<sup>2</sup>。

当锅炉房热负荷随季节的不同而变化并能在低负荷时期对加热器进行轮换维护检修时，可不另设备用加热器，否则，应设备用加热器一台。对全年恒负荷连续运行的锅炉房必须设置备用加热器，以便在加热器清扫或检修时仍能供给锅炉一定粘度的重油，保证锅炉的连续正常运行。

#### 五、加热器的阻力计算

（一）列管式加热器的阻力计算 重油通过列管式加热器的阻力（即压力降）为沿管程的摩擦阻力及器内局部阻力之和。其计算公式如下：

$$\Delta H = \left( \frac{\lambda L}{d} + \sum \zeta \right) \frac{v^2}{2g} f \times 1000 \quad \text{米油柱} \quad (9-105)$$

式中  $\Delta H$ ——重油通过加热器的阻力，米油柱；

- $\lambda$ ——摩擦阻力系数，无因次。其计算方法详见本章第七节；
- $L$ ——重油流经的管程总长，米。 $L=lnN$ ，其中： $l$ 为加热器的管束长度； $n$ 为加热器的管程数； $N$ 为串联的加热器数；
- $d$ ——换热管内径，毫米；
- $\Sigma\zeta$ ——加热器内局部阻力系数之总和，无因次。加热器内的各局部阻力系数见第六章表6-25；
- $v$ ——重油在管程内的流速，米/秒；
- $g$ ——重力加速度，9.81米/秒<sup>2</sup>；
- $f$ ——换热管内积污系数。对于 $\phi 25 \times 2.5$ 的管子，推荐取 $f=1.4$ 。

蒸汽通过管间（壳程）的阻力计算详见第六章第四节中换热器的阻力计算。

（二）套管式加热器的阻力计算 重油通过套管式加热器的阻力等于通过管程流动时的压力降。根据套管式加热器的结构特点，其计算方法与管线压力降的计算方法相同，见本章第七节。

## 六、加热器计算例题

已知数据

1. 锅炉房对供油的要求 锅炉房的额定耗油量为4200公斤/时。锅炉喷油嘴为带回油的机械雾化喷嘴，额定回油量为额定出力的25%，要求油的雾化粘度为4°E。

2. 油品的性质 假设使用上海炼油厂的残渣油，其粘度在80°C时为26.39°E，在130°C时为4.81°E。绘制粘—温线见图9-68 AB线。油的比重 $d_{40}^{20}=0.93$ 。

（一）选定计算参数

1. 油品加热初温 采用螺杆油泵作供油泵，其适宜工作粘度（即油品粘度）为20°E（运动粘度145.88厘沲），从图9-68中粘—温线 AB 查得油品在贮油罐中应加热到86°C时输出，即油品加热初温 $t_1'=86^\circ\text{C}$ 。

2. 油品加热终温 从图9-68中粘—温线 AB 查得粘度4°E所对应的温度为139°C，即油品加热终温 $t_2'=139^\circ\text{C}$ 。

3. 蒸汽参数 采用5公斤力/厘米<sup>2</sup>的蒸汽。

蒸汽饱和温度为151.1°C。

蒸汽热焓 $i''=656.3$ 千卡/公斤。

凝结水热焓 $i'=151.1$ 千卡/公斤。

（二）加热器的热负荷计算

通过加热器的油量为：

$$4200 \times 1.25 = 5250 \text{ 公斤/时}$$

油品的平均温度为：

$$\frac{86 + 139}{2} = 112.5^\circ\text{C}$$

油品在平均温度112.5°C时的比热从图9-3中查得 $G_p=0.51$ 千卡/公斤·°C。

加热器的热负荷按公式（9-95）计算：

$$Q = 5250 \times 0.51 (139 - 86)$$

$$=141750 \text{ 千卡/时}$$

### (三) 加热器的换热面积计算

设计选用套管式加热器

最大温度差按公式(9-99)计算:

$$\Delta t_o = 151.1 - 86 = 65.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

最小温度差按公式(9-100)计算:

$$\begin{aligned} \Delta t_o &= 151.1 - 139 \\ &= 12.1 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

则:

$$\frac{\Delta t_o}{\Delta t_o} = \frac{65.1}{12.1} = 5.37 > 2$$

平均温度差  $\Delta t_p$  按公式(9-97)计算:

$$\begin{aligned} \Delta t_p &= \frac{65.1 - 12.1}{\ln \frac{65.1}{12.1}} \\ &= \frac{53}{\ln 5.38} \\ &= \frac{53}{1.68} \\ &= 31.55 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

油品在平均温度  $112.5^\circ\text{C}$  时的重度为  $0.875 \text{ 吨/米}^3$ , 则油品通过加热器的平均容积流量为:

$$\frac{5.25}{0.875} = 6 \text{ 米}^3/\text{时}$$

选取套管式加热器的换热管直径(即管程的管子规格)为  $\phi 45 \times 3$ , 则从表9-22中可查得油品在管程内的流速为  $1.4 \text{ 米/秒}$ 。

取理论传热系数  $K' = 140 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ ,  $\eta = 0.70$ 。传热系数  $K$  按公式(9-102)计算:  $K = 140 \times 0.70 = 98 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ 。

加热器的总换热面积按公式(9-96)计算:

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{141750}{98 \times 31.55} \\ &= 45.8 \text{ 米}^2 \end{aligned}$$

考虑加热器使用的灵活性, 设计选用两台加热器串联工作。每台加热器的换热面积为:

$$F = \frac{45.8}{2} = 22.9 \text{ 米}^2$$

### (四) 蒸汽消耗量计算

蒸汽消耗量按公式(9-103)计算:

$$\begin{aligned} G &= \frac{141750}{(656.3 - 151.1)0.97} \\ &= 290 \text{ 公斤/时。} \end{aligned}$$

## 第十节 锅炉房油系统

### 一、日用重油罐和供油泵房

当重油库距离锅炉房较远时，可在锅炉房设置日用重油罐（或重油箱）和供油泵房。重油库和日用重油罐之间可采用管道输送或汽车油罐车运输。重油自重油库输入日用油罐，从日用油罐直接供给锅炉燃烧。

日用油罐的总容量一般应不大于锅炉房一昼夜的需用量。日用油罐一般宜设置两个：一个接收来油，一个供油，或当一个罐清渣或检修时仍有一个罐能保证重油的连续供应。

日用油罐可设置在锅炉房内，但其容量应符合有关规范的规定。日用油罐应设置在单独的房间内并用耐火极限不低于1.5小时的非燃烧体结构与其它部分隔开，同时还应有直接向外的出口。在锅炉房外还应设地下事故油罐，日用油罐与事故油罐之间的管线上应设置阀门。事故油罐的容量应符合国家有关防火规范的规定。

当日用油罐的容量大于国家有关设计规范所规定的容量时，应将日用油罐设置在锅炉房外，可采用地上式、地下式或半地下式布置。日用油罐与锅炉房及其他建、构筑物之间的防火间距，应符合国家有关防火规范的规定。日用油罐的其他有关安全设施亦应遵照国家有关防火规范的规定设计。

由于日用油罐的贮存周期很短，来不及进行沉淀脱水作业，因此，重油应在油库的贮油罐内沉淀脱水，然后输入日用油罐。日用油罐一般不考虑脱水设施。

除脱水设施外，日用油罐的其他附属设备及附件与贮油罐相同，详见本章第五节。

供油泵可在每台锅炉的侧面单机组配套布置或在锅炉房的辅助间——供油泵房内集中布置，锅炉在两台以上时，一般宜采取集中布置。供油泵房也可设置在锅炉房外与室外日用油罐一起单独布置。供油泵房与锅炉房及其他建筑物之间的防火间距，应符合国家有关防火规范的规定。

重油加热器可布置在锅炉房内，在非严寒地区亦可布置在锅炉房外，但应有适当的防护措施。不论布置在室内或室外，加热器均应包保温层。

日用油罐和供油泵房的布置示例见图9-7及图13-57。

### 二、油管路系统















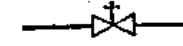

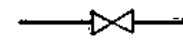

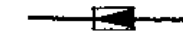



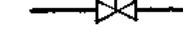




锅炉房油管路系统主要包括有收油和供油两部分。图9-103~9-107为锅炉房油管路系统图。图中符号说明见表9-29。

（一）收油 接收自重油库运来的重油并向任一日用油罐中灌注即为收油。图9-103、9-104、9-105为沿输油管道往日用油罐中输油的系统示例图。如采用汽车油罐车运输，则应在油泵房内设卸油泵，以便将重油从汽车油罐车卸下输入地上式或半地下式日用油罐或采用下部自流或者上部虹吸卸入地下式日用油罐。当采用泵卸时，卸油泵应不少于两台，其中一台工作，一台备用。

当锅炉房没有日用油罐而从重油库直接给锅炉供油时，从重油库沿供油管道送来的一定压力的重油直接进入锅炉房供油管道系统，如图9-106、9-107。

图9-103~9-109符号说明

表 9-29

序号	符 号	名 称	序号	符 号	名 称
1		供油管	15		油过滤器
2		回油管	16		双联油过滤器
3		自重油库输进重油管	17		疏水器
4		蒸汽管	18		油量表
5		凝结水管	19		测 点
6		软管	20		压力表
7		介质流动方向	21		压力真空表
8		闸 阀	22		水银温度计
9		截止阀	23		电阻温度计
10		针形阀(手动调节阀)	24		变 送 器
11		止回阀	25		压力调节器
12		电磁阀	26		就地安装仪表
13		旋塞阀	27		集中控制安装仪表
14		自动调节阀			



(二) 供油 重油在日用油罐中加热到供油泵所要求的适宜粘度所对应的温度后, 即可用供油泵给锅炉供油。重油经油泵升压通过二次加热器——炉前加热器加热后, 进入喷嘴雾化燃烧。

炉前重油加热器可在供油总管上集中布置(如图9-103、9-104、9-105), 亦可在每台锅炉的供油支管上分散布置(如图106、9-107)。分散布置时, 一般每台锅炉设置一个加热器, 除特殊情况外, 一般不设备用台分。而采取集中布置, 则可以集中考虑加热器的备用台分和检修、清扫时加热器使用的灵活性, 对于保证锅炉的连续运行比分散布置有利, 因此, 一般宜采取集中布置。但当热回油量较大, 致使罐内油温逐渐升高而可能超过供油泵所允许的最高工作温度甚至会导致重油冒罐时, 采取分散布置就有其独特的优点。

供油管网由供油管和回油管所组成。油泵输出的重油一部分送入锅炉燃烧, 另一部分流回油罐。回油主要起调节油量和油压的作用, 通过回油, 使整个供油管网形成循环系统, 以防止管道堵塞。供油管的根数应根据锅炉运行的要求确定, 对于全年连续运行的锅炉房, 应采用双管(如图9-106、9-107), 对于间断运行或临时有其它燃料(例如燃气)来源的锅炉房, 一般采用单管(如图9-103、9-104、9-105)。回油管一般采用单管(如图9-106), 当有特殊要求时, 也可采用双管(如图9-107)。

### 三、油量、油压的调节系统和供油泵的流量

(一) 油量、油压的调节系统 供油泵输出的重油经炉前加热器加热后, 一部分送入炉膛燃烧, 另一部分沿循环回油管路流回油罐。供油泵的理想流量应为锅炉房额定出力时的耗油量 $q_1+q_2+q_3$ 和循环回油管路的回油量 $Q_{H2}$ 之和(见图9-108、9-109)。但这种理想状况是不容易实现的, 因为实际上不容易选到理想流量的泵。一般设计所选用的供油泵的流量都偏大, 即油泵的流量 $Q$ 大于供油量 $Q_0$ , 因而循环回油管路的回油量 $Q_{H2}$ 就要增大。另一方面, 当锅炉热负荷减少时, 耗油量降低, 循环回油管路的回油量也要增大。沿循环回油管路流回油罐的重油是经过二次加热器加热的高温油, 有的可达 $130\sim 140^{\circ}\text{C}$ 。高温油不断地流回油罐, 会使罐内油温逐渐升高。为了防止罐内油温超过油泵所允许的最高工作温度和由于油温过高而发生重油冒罐事故, 在二次加热器以前安装一次回油调节阀和回油管路(如图9-108、9-109所示), 使一部分重油 $Q_{H1}$ 在未经二次加热以前低温状态下流回油罐, 借以调节供油量 $Q_0$ 和回油量 $Q_{H2}$ , 控制高温油回流量 $Q_{H2}$ 在适当的范围。一次回油调节阀可采用自动(电动或气动)调节阀(图9-109及图9-103、9-105)、手动针形阀(图9-108及图9-104)或弹簧式回流阀。

在循环回油管路上还应安装二次回油调节阀, 即主调节阀(如图9-108、9-109所示), 以调节供给锅炉的油量和油压。主调节阀可采用自动(电动或气动)调节阀(图9-109及图9-103、9-105、9-107)或手动针形阀(图9-108及图9-104、9-106), 安装在循环回油总管上(图9-108及图9-103、9-104、9-106), 或安装在每台锅炉的回油支管上(图9-109及图9-105、9-107)。除主调节阀外, 在每台锅炉的喷嘴前(指不带回油的喷嘴)或喷嘴后(指带回油的喷嘴)还应安装针形阀。此处之针形阀主要作为辅助调节之用。

当重油从油库直接供给锅炉燃烧时, 一次回油调节阀应安装在油库泵房内(见图9-17、9-18)。

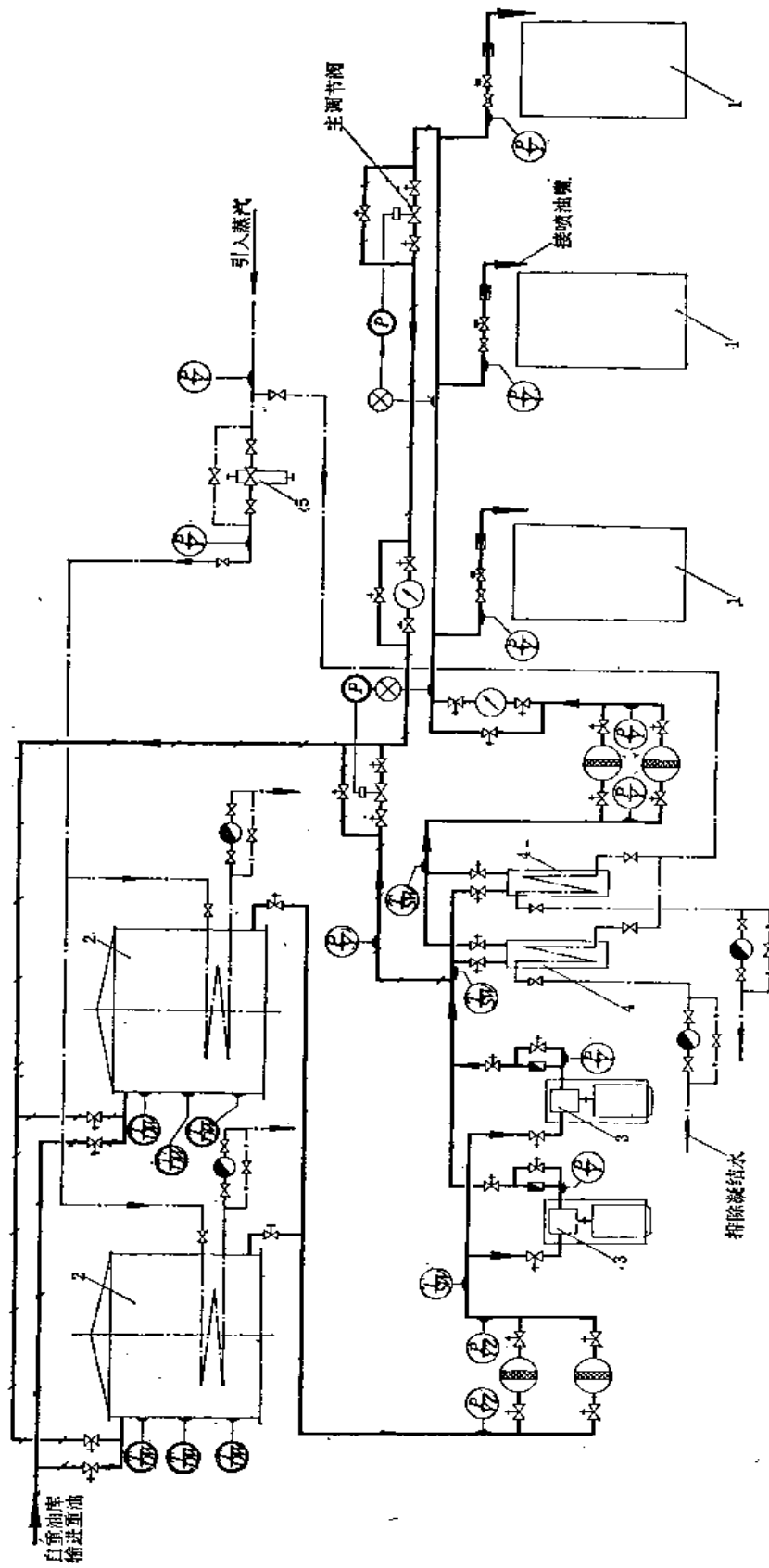


图 9-103 三台6.5吨/时锅炉房油管路系统图

1—SGS6.5-8型燃油锅炉；2—地上式日用油罐；3—供油泵；4—炉前重油加热器；5—减压阀

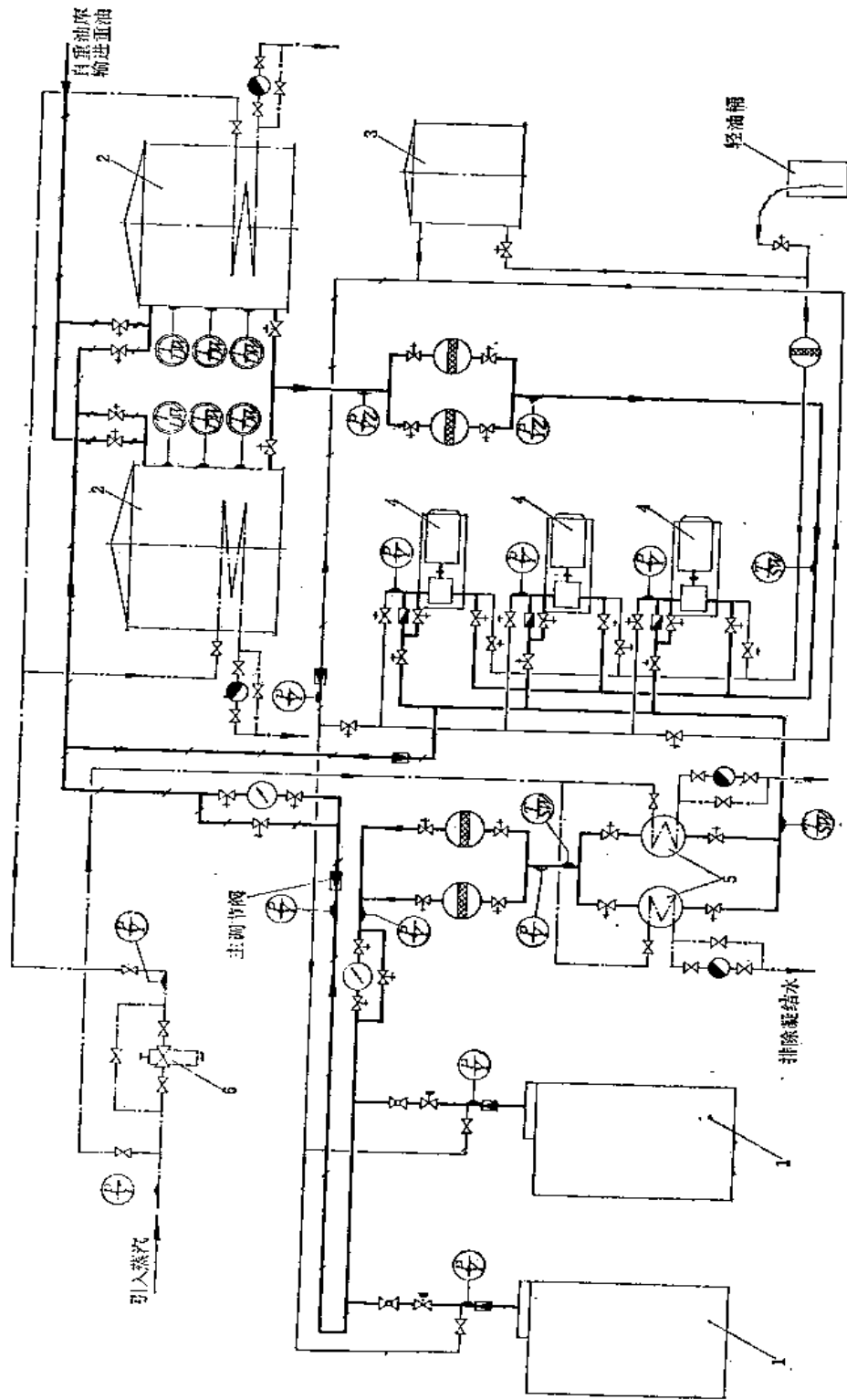


图 9-104 二台10吨/时锅炉房油管路系统图

1—10吨/时燃油锅炉；2—地上式日用油罐；3—地上式轻油罐；4—供油泵；5—炉前重油加热器；6—减压阀

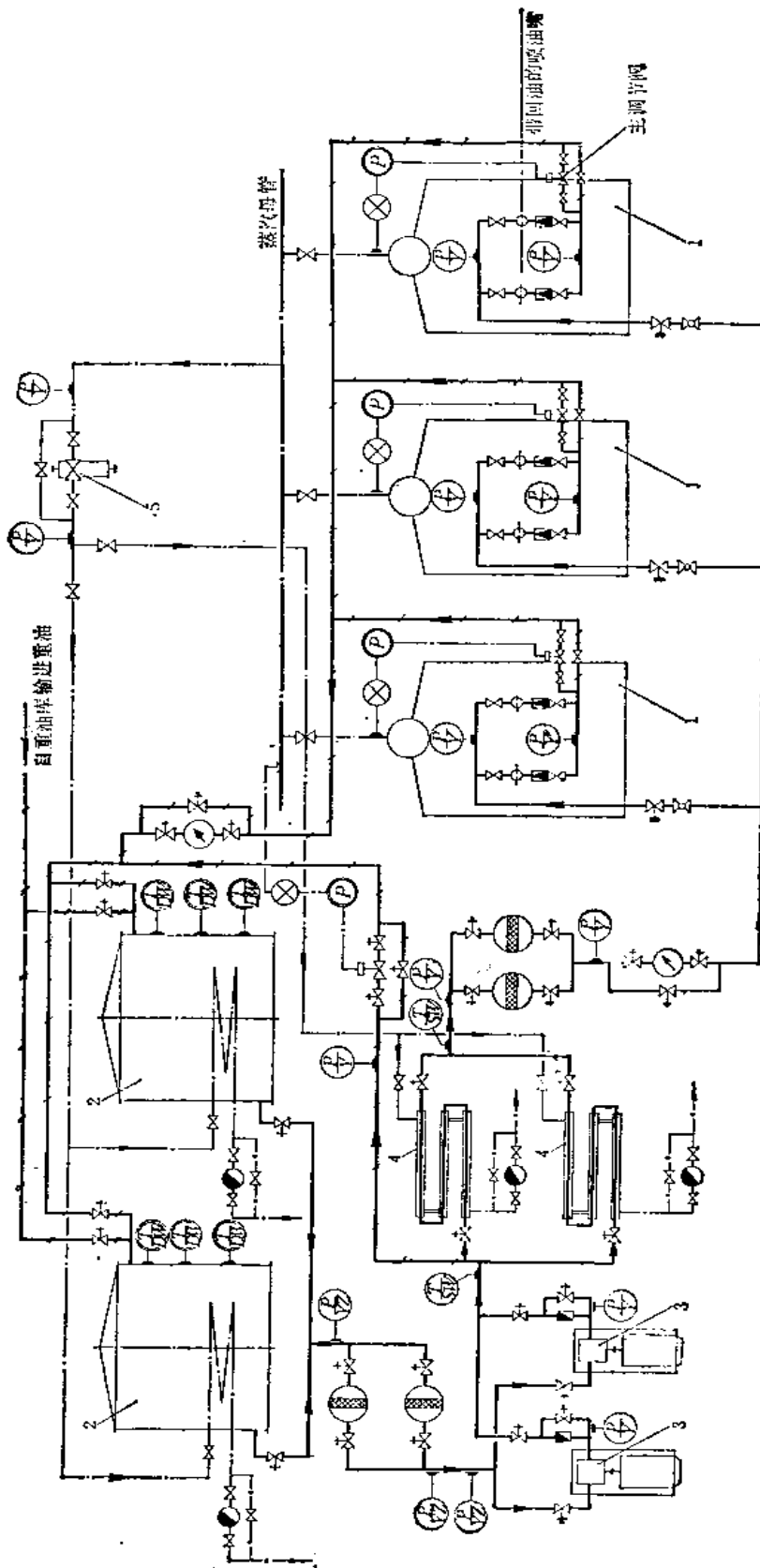


图 9-105 三台20吨/时锅炉房油管路系统图

1—SZY20-13/250型燃油锅炉，2—地上式日用油罐，3—供油泵，4—炉前重油加热器，5—减压阀

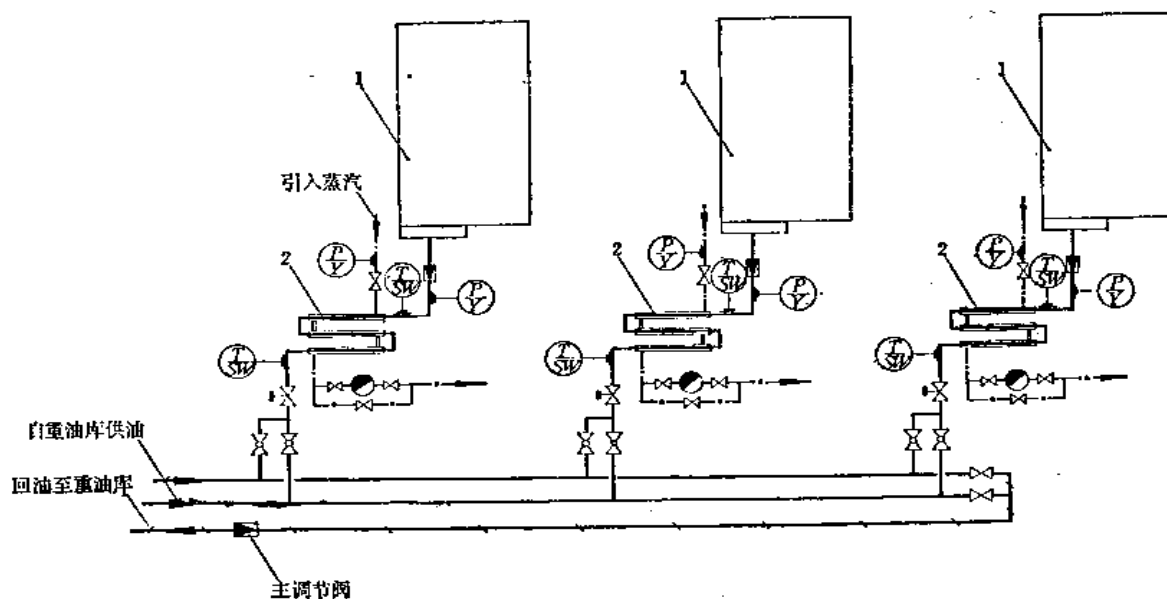


图 9-106 没有日用油罐的锅炉房油管路系统图

1—燃油锅炉；2—炉前重油加热器

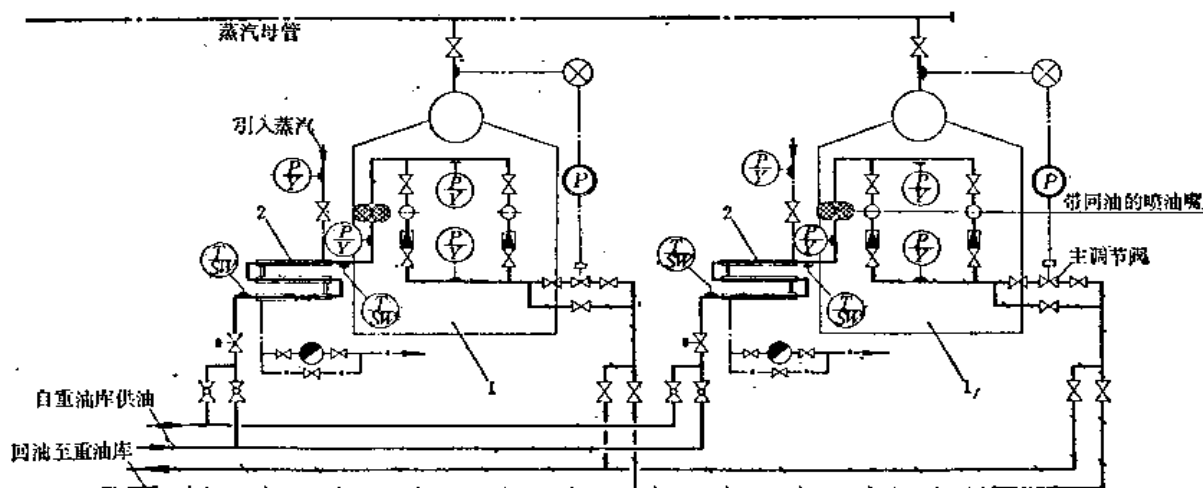


图 9-107 没有日用油罐的锅炉房油管路系统图

1—燃油锅炉；2—炉前重油加热器

**（二）供油泵的流量** 供油泵的流量与锅炉房的额定出力、锅炉台数、锅炉房的热负荷的变化幅度及喷油嘴的型式等有关。

如前面所述，供油泵的流量  $Q$  应不小于锅炉房额定出力时的耗油量和回油量  $Q_{H2}$  之和，以图9-108、9-109为例，即  $Q \geq q_1 + q_2 + q_3 + Q_{H2}$ 。锅炉房额定出力时的耗油量为已知数，故求供油泵的流量就在于合理确定回油量  $Q_{H2}$ 。回油量不宜过大或过小，回量大固然对油量、油压的调节有利，但过大，不仅会加速罐内重油的温升（如前所述），而且还会增加动力消耗，造成油泵经常性的不经济运行。回油量过小又会影晌调节阀的灵敏度和重油在回油管中的流速，回油量小，则流速低，流速过低，重油中的沥青胶质和碳化物

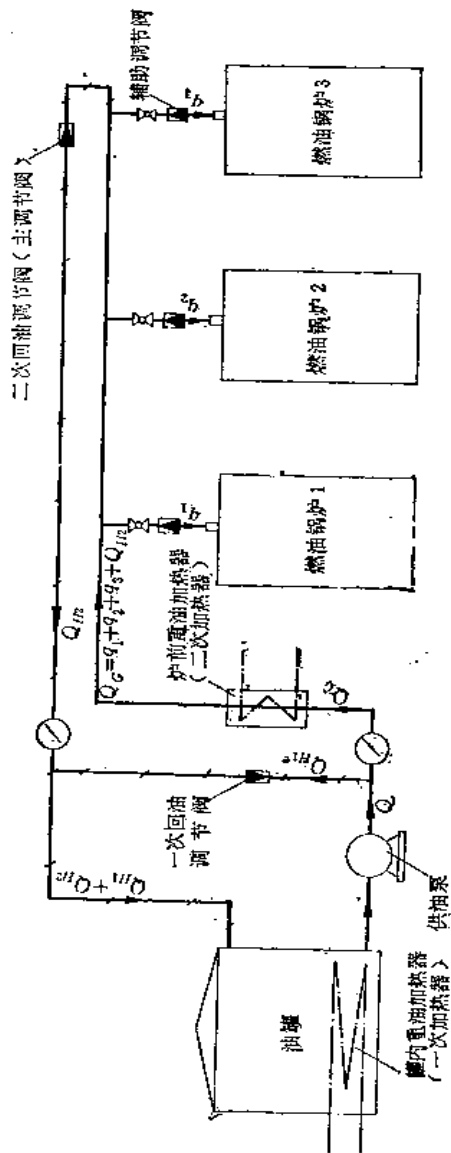


图 9-108 油量、油压调节系统示意图

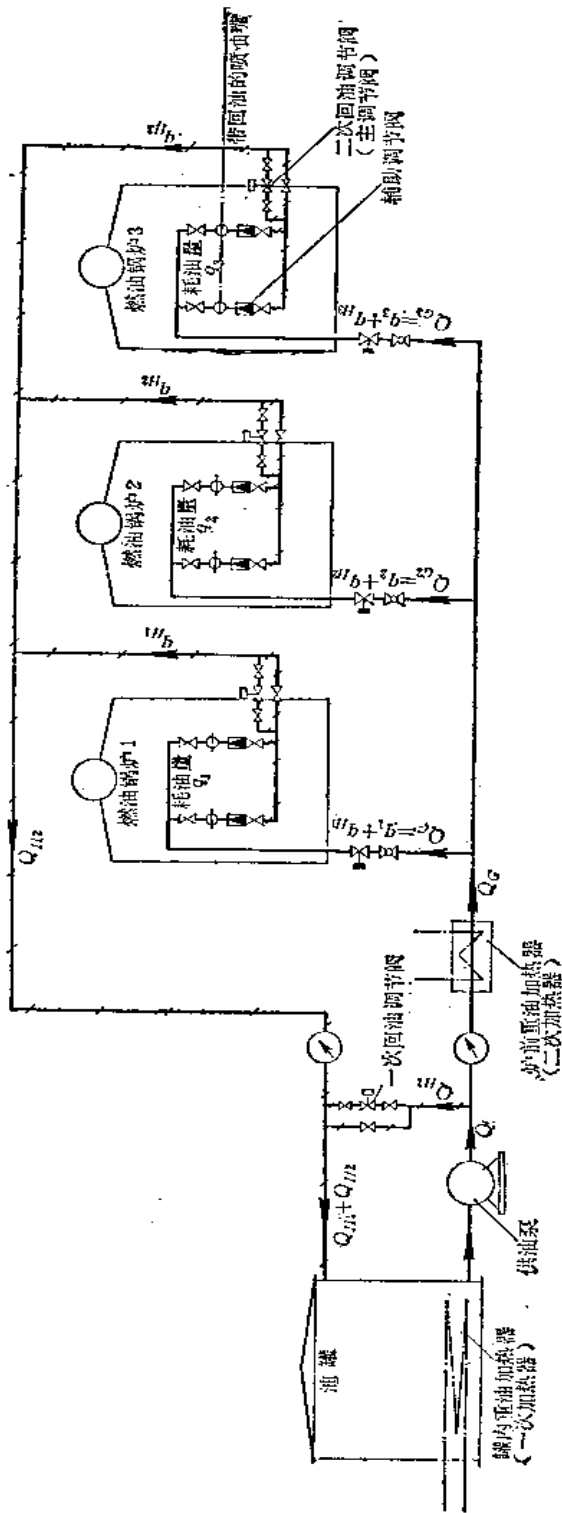


图 9-109 油量、油压调节系统示意图

容易析出并沉积于管壁，使管道的流通截面积逐渐缩小，日久甚至堵塞管道。因此，在确定回油量  $Q_{H_2}$  时，应力求使供油泵的动力消耗最省和保证重油系统的安全运行，并要做到：在锅炉热负荷变化时回油量  $Q_{H_2}$  应处于主调节阀的节流范围以内，即：锅炉在额定出力时（耗油量最大）回油量最小，调节阀的开度处于其节流范围的下限或趋近于节流范围的下限；锅炉出力变化到最小时回油量最大，调节阀的开度处于其节流范围的上限或趋近于节流范围的上限。同时应使重油在回油管中的流速不要过低，结合选取适当的回油管直径尽量控制重油的流速在1米/秒以上，最低不宜低于0.7米/秒。为保证在锅炉热负荷变化时油泵和回油管的安全运行和节省动力消耗，除利用一次回油调节阀调节供油量  $Q_0$  和回油量  $Q_{H_2}$  外，还可选用小流量多台泵并联工作，以适应锅炉房热负荷变化时流量调节的需要。特别是在锅炉房额定出力较大，热负荷变化幅度也大的情况下，选用小流量泵并联工作尤有必要。

对于带回油的喷油嘴的回油量  $Q_{H_2}$ ，可根据喷油嘴的额定回油量确定，并合理地选用调节阀和回油管直径。喷油嘴的额定回油量，由锅炉制造厂提出，一般为喷油嘴额定出力的15~50%。

#### 四、轻油系统

在锅炉冷炉点火起动没有加热重油所需的热源时，需设计轻油系统，用轻柴油作为启动点火用的辅助燃料。轻柴油的凝固点和粘度较低，不需预热即可供给锅炉雾化燃烧。

轻油系统由轻油罐（或油箱）、轻油泵和轻油管路等组成。

轻油罐一般设置一个，其容量应根据点火间隔时间和频繁程度来决定。当点火频繁时（例如锅炉一班运行，每天都需冷炉点火），轻油罐的容量一般可按7天的用量计算。当点火间隔时间较长时，轻油罐的容量应不小于一次启动点火的用量，即从轻油点燃开始，到锅炉送汽将重油加热到雾化所需要的温度和重油系统投入运行将重油点燃为止所需要的轻油量。

轻柴油可用油桶或汽车油罐车从工厂总油库运来并用轻油泵卸入轻油罐，或敷设轻油管道自总油库直接输入轻油罐。

轻油罐可设置在锅炉房内，用耐火极限不低于1.5小时的非燃烧体结构与其它部分隔开，并应设有直接向外的出口。在锅炉房外还应设置事故油罐，以便将室内轻油罐中的油品排出室外。事故油罐的容量应不小于轻油罐的容量。轻油罐也可布置在锅炉房外，其与锅炉房及其它建、构筑物之间的防火间距，应符合国家有关防火规范的规定。

轻油泵主要用来给锅炉供油和从油桶、油罐车上卸油。目前，一般多采用齿轮泵或螺杆泵作轻油泵。轻油泵与重油供应泵一起布置在供油泵房内或布置在锅炉房的其他辅助间内。

轻油罐和轻油泵的布置示例见图9-7、9-8，轻油管道系统示例见图9-104。

#### 五、喷油嘴

常用的喷油嘴有机械雾化喷嘴、蒸汽雾化喷嘴、蒸汽——机械雾化喷嘴、低压空气雾化喷嘴及旋转式喷嘴。

### (一) 各型喷油嘴的主要特点

1. 机械雾化喷嘴 机械雾化喷嘴是利用高压油通过切向槽和旋流室使油流产生强烈旋转, 再经雾化片喷孔旋流高速喷出, 使油液受到破碎而雾化, 并形成空心锥体。这种喷嘴的雾化粒度较粗, 但油雾密度分布较理想, 火焰短粗。

机械雾化喷嘴有不带回油的机械雾化喷嘴和带回油的机械雾化喷嘴。不带回油的机械雾化喷嘴结构简单, 但出力调节范围窄, 其调节比为1:2。带回油的机械雾化喷嘴结构比前者稍复杂, 但出力调节范围较宽, 其调节比为1:3~1:5。带回油的机械雾化喷嘴的回油量, 一般为喷嘴额定出力的15~50%。

机械雾化喷嘴的结构比较简单, 但对它的加工精度和管理要求较高, 如管理不善, 容易结焦堵塞, 特别是小喷嘴更易堵塞。它的突出优点是: 由于不需外加雾化剂, 因而能量消耗最少, 经常运行费用最省; 在运行中无噪声。因此, 得到了比较广泛的应用。

2. 蒸汽雾化喷嘴 蒸汽雾化喷嘴是利用蒸汽压力以高速冲击油流, 使油液破碎而雾化。这种喷嘴的雾化粒度较细, 火焰狭长。

这种喷嘴的结构最简单, 不易堵塞, 出力调节范围宽, 其调节比为1:6~1:10。

蒸汽雾化喷嘴的主要缺点是用于雾化的能量消耗比其它各型喷嘴都大, 经常运行费用高, 运行中噪声大。

3. 蒸汽—机械雾化喷嘴 蒸汽—机械雾化喷嘴是利用蒸汽和机械的双重作用使重油雾化。它具有与蒸汽雾化喷嘴相同的主要优缺点。此外, 用于雾化的能量消耗比蒸汽雾化喷嘴低, 但仍比其他型喷嘴的能量消耗高。噪声比蒸汽雾化喷嘴低。

4. 低压空气雾化喷嘴 低压空气雾化喷嘴是利用鼓风机送出的低压空气雾化重油。这种喷嘴的雾化质量较好, 全部或几乎全部空气都参加雾化; 火焰较短, 适用于小型锅炉。

这种喷嘴的结构比较简单, 出力调节范围较宽, 其调节比为1:5; 用于雾化的能量消耗较低, 经常运行费用较少; 运行中略有噪声。

5. 旋转式喷嘴 旋转式喷嘴是使重油随着高速旋转的杯一起旋转, 油在离心力的作用下雾化。它的雾化粒度较粗, 火焰较短, 易于控制, 适用于中小型锅炉。

这种喷嘴的结构比其它各型喷嘴都复杂, 出力调节比为1:4; 用于雾化的能量消耗较低, 经常运行费用较少, 但制造费用高, 运行中略有噪声。

(二) 喷油嘴的主要参数 喷油嘴所要求的重油粘度、油压、雾化剂压力及雾化剂消耗量等参数, 应根据锅炉所选用的喷油嘴确定。各型喷嘴一般的参数值见表9-30。

各类型喷油嘴特性参数

表 9-30

喷油嘴型式	喷油嘴出力 (公斤/时)	油 压 (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	重油雾化 粘 度 (°E)	雾化剂压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )		雾化剂消耗量	
				蒸 汽	空 气	蒸 汽 (公斤/ 公斤油)	空 气 (标准米 <sup>3</sup> / 公斤油)
机械雾化喷嘴	<500	12~18	3~4				
机械雾化喷嘴	500~2000	20~25	3~4				
蒸汽雾化喷嘴	10~6000	1~5	6~15	2~7		0.4~0.6	
蒸汽—机械雾化喷嘴	10~6000	8~10	4~6	9~11		0.1~0.15	
低压空气雾化喷嘴	2~800	0.5~2.5	3.5~7		0.05~0.2		11~13
旋转式喷嘴	10~1000	2~4	2.5~8				



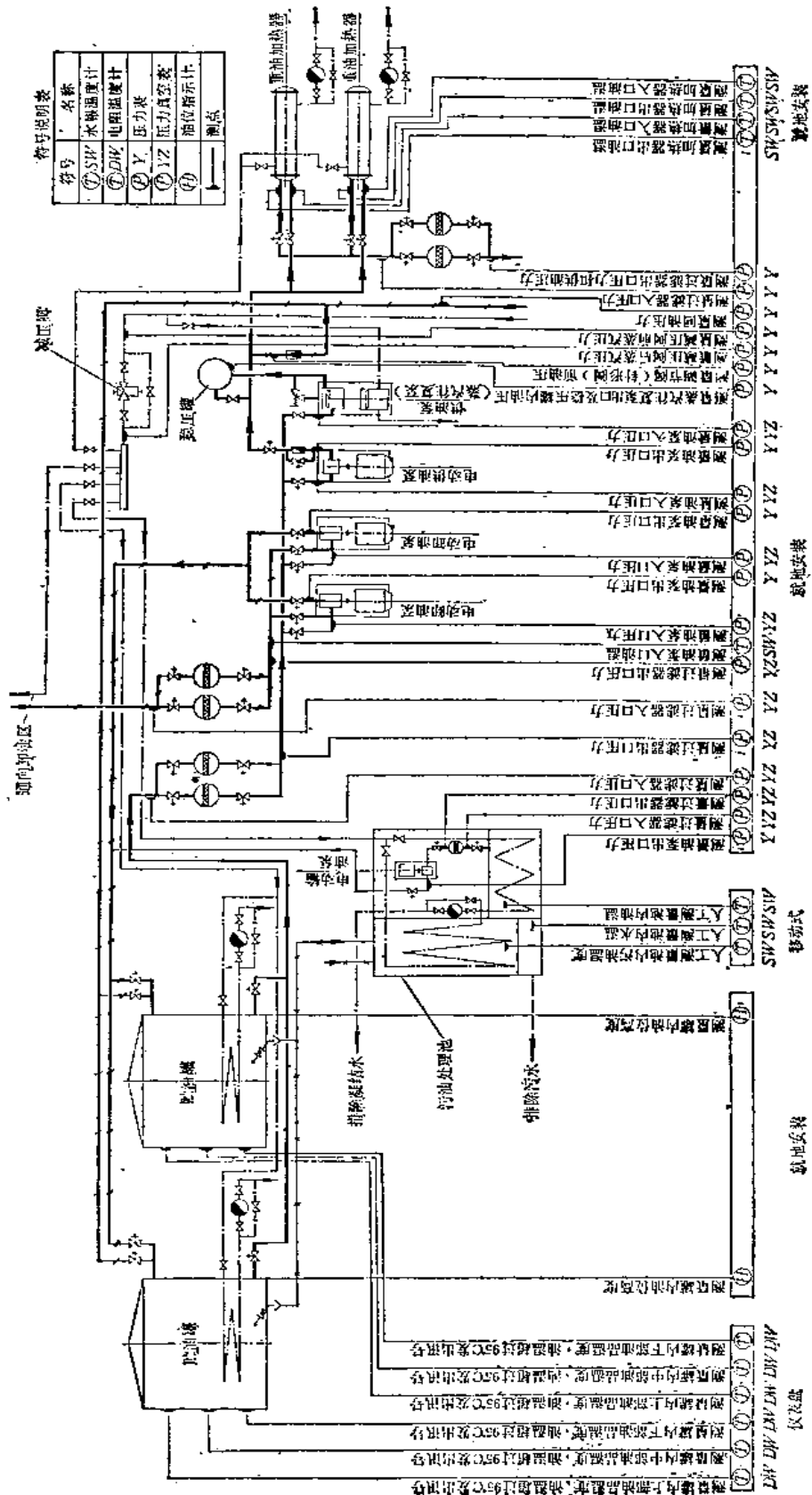


图 9-110 地上式油库热工测量和控制系统示意图

## 第十一节 重油供应系统的热工测量和安全保护

热工测量和控制系统是保证重油系统正常运行的重要组成部分。测量和控制的参数主要有压力、温度和油量。各种测量和控制仪表的安装位置，应根据各测点的不同作用，分别确定在测点就地安装或集中于仪表盘集中监视。重油供应系统的热工测量和控制系统见图9-110及图9-103~9-107。

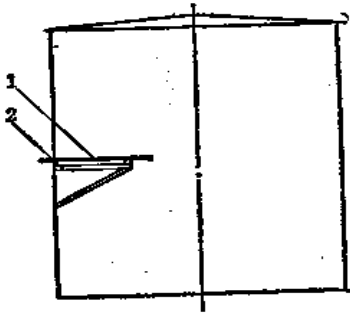


图 9-111 地上式金属油罐温包或感温元件安装示意图  
1—温包或感温元件；2—托架

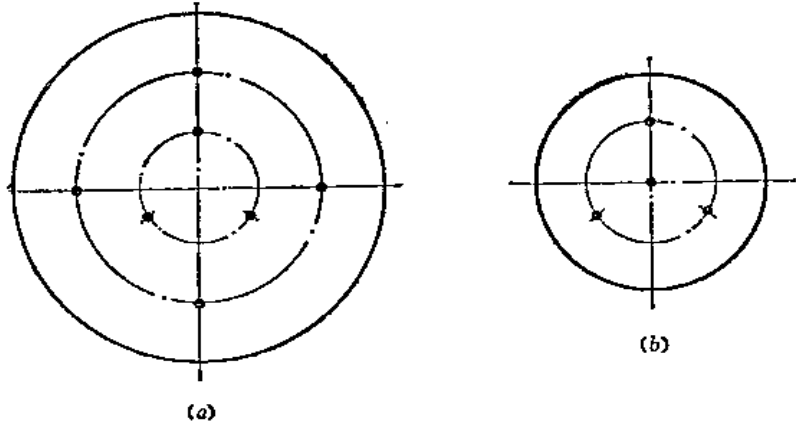


图 9-112 地下式油罐温度计平面布置示意图

### 一、测量仪表

(一) 温度测量仪表 常用的温度计有水银温度计、压力式温度计和热电阻温度计。水银温度计结构简单，价格便宜，使用方便，广泛用于就地测量重油的温度。

压力式温度计结构简单，坚固耐用，常用于远距离测量罐内及二次加热器进出口重油的温度，以便于集中监视。压力式温度计有压力式指示温度计和电接点压力式温度计。电接点压力式温度计可在油温达到给定值时发出讯号。

热电阻温度计由热电阻和显示仪表两部分组成。其中几个热电阻可通过一个显示仪表，这样便于集中监视管理。热电阻温度计具有测量距离远，温度反映快的优点，但价格较贵，在重油系统中常用于测量罐内的重油温度。

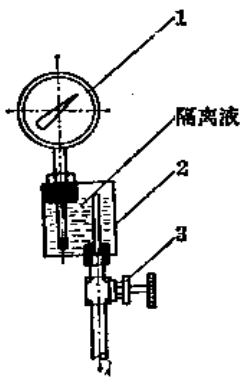


图 9-113 压力表隔离器示意图  
1—弹簧管压力表；2—隔离器；  
3—阀门

当用压力式温度计或热电阻温度计测量地上式金属油罐内的重油温度时，把温包或感温元件从罐壁插入罐内并放在托架上（如图9-111所示），以防止温包或感温元件在粘性油品油位下降时随之下垂折坏。

当用压力式温度计或热电阻温度计测量地下式非金属油罐内的重油温度时，温包或感温元件从罐顶插入罐内。几个温度计在罐顶均匀分布（如图9-112所示），温包或感温元件插入罐内不同深度，以测量不同深度的油温。温度计的数量可根据油罐的大小决定。

(二) 压力测量仪表 常用的压力测量仪表为弹性式压力计。弹性式压力计有普通弹簧管压力计和膜片压力计两种。

普通弹簧管压力计主要用于直接测量轻油的压力。测量粘性油品（如重油）的压力，应选用膜片压力计。当选用普通弹簧管压力计测量重油压力时，必须安装隔离器（如图9-113所示）。安装隔离器的普通弹簧管压力计比较耐用，结构也简单，因此应用较多。

（三）流量测量仪表 为控制回油量和有利于计划管理，宜在供油总管和回油总管上安装测量重油的瞬时流量和累计流量的流量计。

测量重油流量的流量计有涡轮流量计、孔板流量计及靶式流量计等。鞍山市仪表元件六厂生产的LYD型电子流量计（靶式流量计）和天津市东方红仪表厂、丹东仪表厂生产的QBL型气动靶式流量计，是测量粘性热油的比较理想的流量计。

## 二、重油供应系统的安全保护

在每台锅炉的供油支管上应安装手动快速切断阀（旋塞）和电磁阀。电磁阀与鼓引风机连锁，当鼓引风机跳闸时，电磁阀自动关闭并同时发出讯号。电磁阀的关闭，及时地切断了向炉膛供油的油源。若电磁阀发生故障，则用人工关闭快速切断阀，以切断油源。

每台燃油锅炉的熄火保护装置，应与电磁阀连锁，以便及时切断油源，停止向炉膛供油。

## 第十二节 重油管道的的设计和敷设要点

在重油供应系统中，主要有重油和蒸汽两种介质的管道。本节主要介绍重油管道的设计和敷设要点，有关蒸汽管道的敷设要求和设计计算，详见第七章。

### 一、管道的敷设方式

室外重油管道可以采取架空（高支架）、管墩（低支架）或管沟方式敷设，应根据地形、地下水位、地质条件、管线长度以及重油系统的流程要求等因素来确定技术经济合理的设计方案。

室内重油管道可采取架空敷设或地沟敷设。为便于检修，应尽量采用架空敷设。

当管道跨越人行道上时，管底或桁架底距路面不得低于2.2米；当跨越汽车道路上时，不得低于4.5米；当跨越铁路时，应遵守国标(GB)146—59《标准轨距铁路机车车辆限界和建筑接近限界分类及基本尺寸》中所规定的直线建筑接近限界（建限—1），详见图9-22。为节约投资，室外重油管道应尽量与其他热力管道共用支架敷设或沿大直径的蒸汽管道敷设。

### 二、管道的连接

重油管道一般为无缝钢管，其连接方法有焊接和法兰连接两种。除与设备、附件等连接处或由于安装和拆卸检修的需要采用法兰连接外，应尽量采用焊接连接。

### 三、管道的布置

管道、管件和阀门等的布置应便于设备及其本身的安装、操作和维护检修。

管道的布置应避免死油段，应能在扫线时将所有油管道扫到，同时应避免U形，防止

蒸汽扫线后聚积的凝结水不能排出。

#### 四、管道的扫线和放空措施

(一) 重油管道的扫线 重油管道的扫线就是把重油从管道中扫出。对于间歇运行的管道，当它在停止运行时，管内的重油也停止流动，这时为防止重油凝固仍继续通以蒸汽伴热加温，由于油温有可能逐渐升高，将加速油中沥青胶质和碳化物的析出，这些析出物沉积于管壁以致焦结，将逐渐缩小管道的流通截面甚至将管道完全堵塞，因此，对于较长时间停止运行的重油管道，如卸油管道、备用油管道以及其他定期使用的油管道等都需要进行扫线作业。对于经常运行的重油管道，在检修时也须将重油扫出，因此，在重油系统中所有油管道都须有扫线措施并防止“死油段”的存在。所谓“死油段”即油品不流动，扫线时又扫不到的油管段，此处最易发生油品凝固。

由于蒸汽容易取得，所以一般都采用蒸汽扫线。也可用压缩空气扫线。

扫线用的引汽管的连接方式有固定连接和活动连接两种。图9-114a为活动连接。活动连接即扫线时用软管将蒸汽管与油管连通，不吹扫时将其卸开以切断通路。这种连接方式操作比较麻烦，但不会发生油、汽窜通的事故，适用于吹扫次数不频繁的管道。图9-114b为固定连接，这里，为防止重油进入蒸汽管道，安装了一个止回阀。图9-114c亦为固定连接，此处安装的检验阀，也是为了防止重油进入蒸汽管道而对阀门进行严密检查的装置。这种固定连接方式，扫线操作方便，适用于吹扫比较频繁的管道。

重油管道与蒸汽管道的连接位置，即扫线引汽管的布置，应按照不留死油段的原则，在整个重油系统的设计过程中统一规划，最好顺坡吹扫。

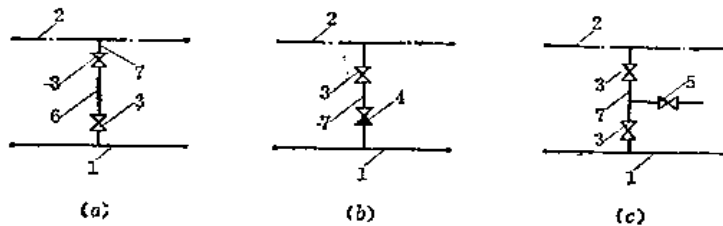


图 9-114 扫线引汽管的连接图

1—重油管道；2—蒸汽管道；3—阀门；4—止回阀；5—检验阀；6—软管；7—扫线引汽管

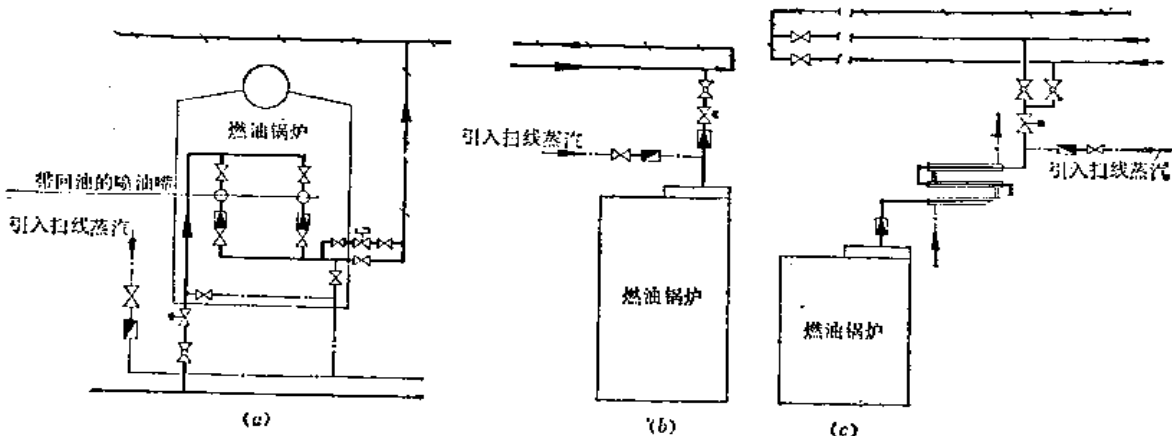


图 9-115 炉前油支管的扫线引汽管连接图

扫线时管中的油品可扫入污油池、贮油罐或临时接油的油桶中。为便于集中处理污油，一般应尽量将油扫入污油池。当扫入贮油罐时，为利于大量蒸汽排出罐外，避免搅动罐内油品和冒罐事故，油品应从罐顶进入。对锅炉房内的重油管道进行扫线时，一般应避免扫入日用油罐。当锅炉停止运行时，亦可将供油和回油支管内的重油扫入炉膛烧掉，其扫线引汽管的连接见图9-115。

在有轻油系统的情况下，当重油管道停用又暂时没有汽源可供伴热保温时，可在锅炉熄火以前用轻油运行一段时间（一般约5分钟），利用轻油的运行将管中的重油压入炉膛烧掉，这种扫线方法叫做轻油扫线。

表9-31为扫线引汽管直径的选用表，适用于扫线蒸汽压力为7~10公斤力/厘米<sup>2</sup>，供设计参考。当扫线蒸汽压力低于或高于表中数值时，可根据具体情况将表中引汽管直径作适当调整。

扫线引汽管直径选用表

表 9-31

重油管道公称直径 $D_0$ (毫米)	扫线引汽管公称直径 $D_1$ (毫米)		扫线蒸汽压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )
	重油管道长度 $\leq 100$ 米	重油管道长度 $> 100$ 米	
$\leq 80$	25	25	7~10
100~200	25	40	
$> 200$	40	50	

(二) 重油管道的坡度和放空的措施 为了排出重油管道中的油品和蒸汽扫线后出现的凝结水以及蒸汽管道中的凝结水，室内外重油管道和蒸汽管道必须具有一定的坡度，坡向低排放点。低排放点的位置应根据油罐、油泵房、污油池等建、构筑物的平面布置和竖向布置以及管道长度、地形等因素确定。重油管道的坡度一般应不小于0.004，在特殊情况时应不小于0.002；蒸汽管道一般应不小于0.002。当管道在地沟内敷设时，沟底应有不小于0.002的坡度，以便于排除渗入沟内的地下水或地表水。

管道的低排放点必须设有放空短管或放空阀。重油管道的低排放点，一般可设置放空短管，管端用法兰盖螺栓封堵。当排放比较频繁时，宜设置放空阀，并最好通过放空管道引向污油池。重油管道低点放空措施见图9-116。对于蒸汽管道，一般应设置疏水装置或低点放空阀。

放空管的直径一般可按表9-32选取。

放空管直径选用表

表 9-32

重油或蒸汽管道公称直径 $D_0$ (毫米)	放空管公称直径 $D_1$ (毫米)	
	蒸汽放空管	重油放空管
$\leq 80$	25	40
100~150	40	50
200~250	50	80
300~350	80	100

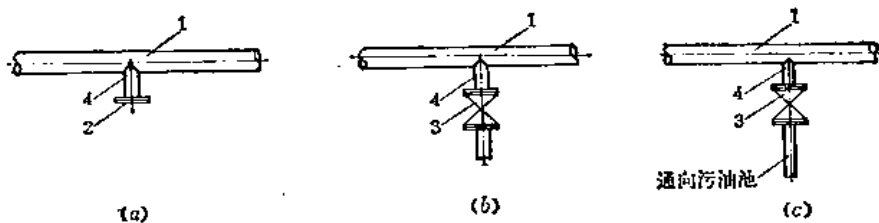


图 9-116 重油管道低点放空措施图  
1—重油管道；2—法兰盖；3—放空阀；4—放空管

(三) 污油处理池 污油处理池一般是重油系统中不可缺少的构筑物，用以接收重油管道扫线时排出的污油、管道放空时排出的重油以及用蒸汽吹扫过滤器时排出的污油和贮油罐沉淀脱水时放出的污水（可能带有油分）。在污油处理池中沉淀脱水，然后将重油回收送入油罐。

对于地上式油库，应尽可能利用地形和油罐、管道等的高差，使污油处理池处于最低位置，以利于自流排放。对于地下式或半地下式油库，贮油罐底和油泵房地面以及油泵房内的部分重油管道，一般都比污油处理池低。为了贮油罐脱水和油管道放空时的自流排放，可在油泵房内设一小容量的混凝土污油池，接收污水和污油，用蒸汽将池内污油加热，再用专用污油泵转送入污油处理池沉淀脱水。

污油处理池一般应布置在油库区内，以便于集中操作管理。当油库距离锅炉房较远时，可在锅炉房外另设污油处理池。

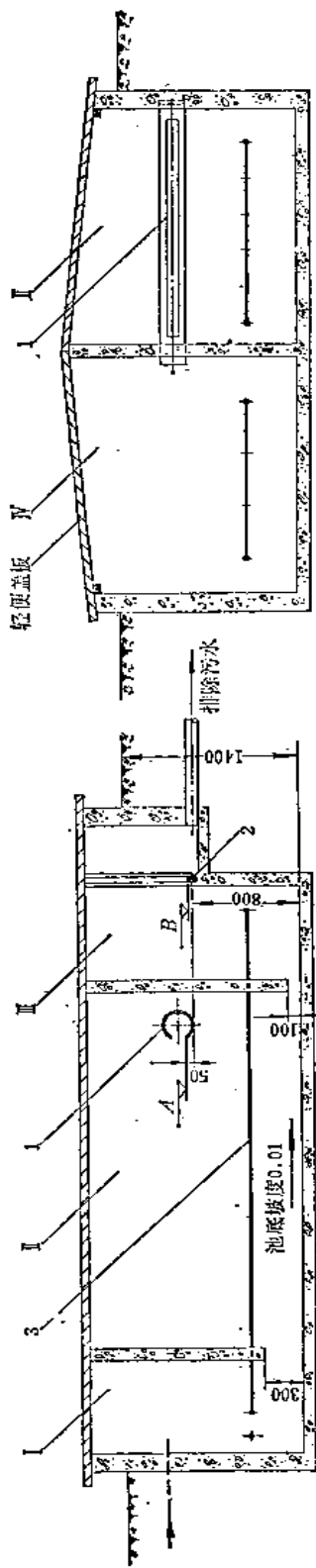
图9-117为污油处理池的构造示意图。

污油池 I 和油水分离池 II 用隔墙隔开，下部连通，以防止进入污油池 I 的液流和汽流搅动油水分离池 II 中的油、水，影响油、水的分离。污油和水进入污油池 I 后，通过隔墙下部通道平稳地进入油水分离池 II 中，利用加热器 3 加热到适当的温度，油水逐渐分离，即重油因比重小而上浮，水分因比重大而下沉。由于污油和水继续流入污油池 I，使油水分离池 II 中的油位逐渐上升，当油位超过导油管 1 的槽口下边缘标高 A 时，重油即流入导油管，通过导油管流入油池 IV。而沉于油水分离池下部的水分，经油水分离池 II 和水池 III 之间的隔墙下部通道流入水池 III，当水池 III 中的水位超过闸板 2 的标高 B 时，水流经闸板进入污水排出管排出。导油管 1 的槽口下边缘标高 A 比闸板 2 的标高 B 略高，闸板 2 的标高 B 可以根据实际操作的需要调整（更换闸板，改变闸板高度），以达到自流排放油、水的目的。经导油管 1 流入油池 IV 中的重油，用输油泵送入贮油罐。

自贮油罐加热器排出的蒸汽凝结水，最好引入污油处理池，这样，可防止由于加热器破裂而导致重油进入下水系统，还可充分利用蒸汽凝结水的热焓加热污油处理池内的污油。

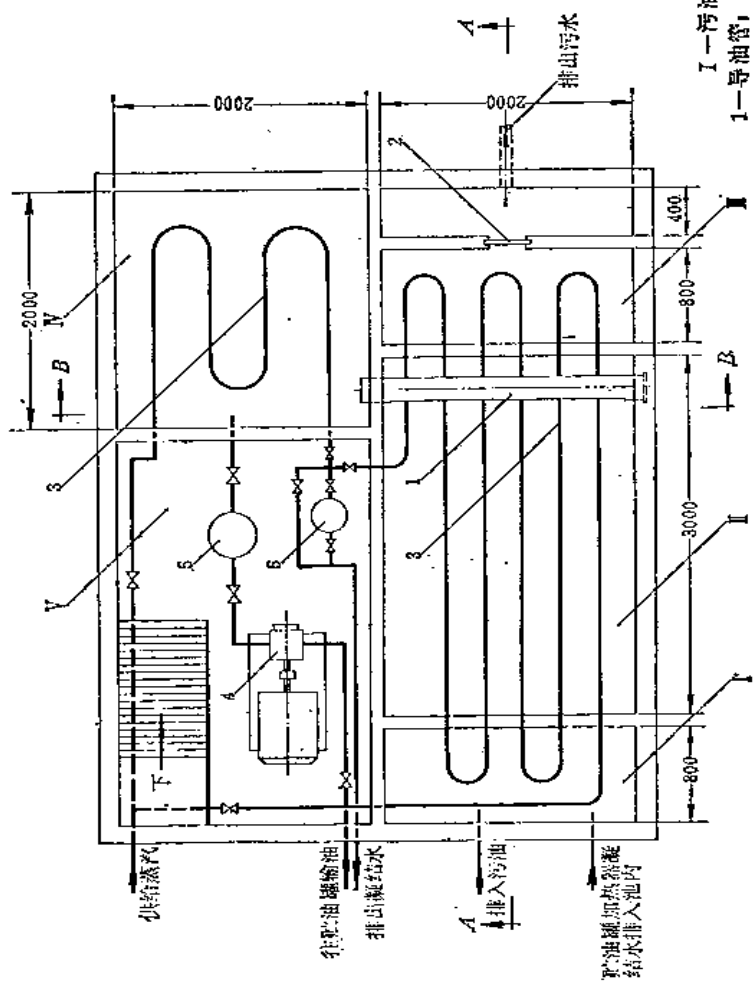
### 五、重油管道的伴热保温

重油的粘度大，凝固点高，在沿管道输送过程中或管中的重油停止流动时，由于散热损失而使油温逐渐降低，粘度增大，从而增加动力的消耗或可能使油泵电动机过载，如不采取措施则可能产生油品凝固，输油作业不能进行的后果。为了不使重油温度降低，保持重油必要的流动性，必须在沿管道输送过程中采取保温措施。在工业锅炉房的重油供应系

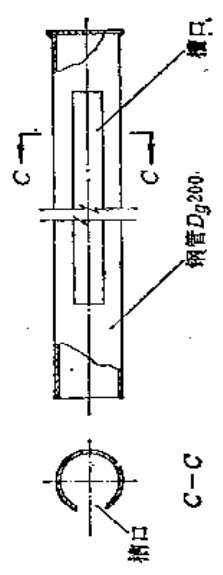


B-B

A-A



平面图



导油管大样图

图 9-117 污油处理池示意图

- I—污油池, II—油水分离池, III—水池, IV—油池, V—泵室
- 1—导油管, 2—闸板, 3—加热器, 4—输油泵, 5—油过滤器, 6—疏水器

统中，除将重油管道包保温层以外，还采取伴热保温。

按热源的不同，重油管道的伴热有蒸汽管伴热和电热带伴热两种。在国内生产实践中，普遍采用蒸汽管伴热。

蒸汽管伴热有三种方式：（1）内套管伴热；（2）外套管伴热；（3）平行蒸汽伴随管伴热。

（一）内套管伴热 内套管伴热即在重油管道内装 $\phi 10\sim 15$ 的无缝钢管或铜管作为蒸汽伴随管。蒸汽伴随管必须设有热补偿器，防止蒸汽伴随管由于热膨胀而破裂。

内套管伴热的热效率较高，但施工安装比较麻烦，蒸汽伴随管漏汽不易发现，检修比较困难，一旦漏汽，则会造成油、汽窜通事故。因此，内套管伴热应用不多。

（二）外套管伴热 外套管伴热即在重油管道外安装蒸汽套管伴随。为了便于检查重油管道焊缝和防止油、汽窜通事故，可将油管焊缝和弯头露在蒸汽套管外面，套管与套管之间用管子连通。连通管的管底与套管底取平，以利于排除套管中之凝结水，如图9-118所示。

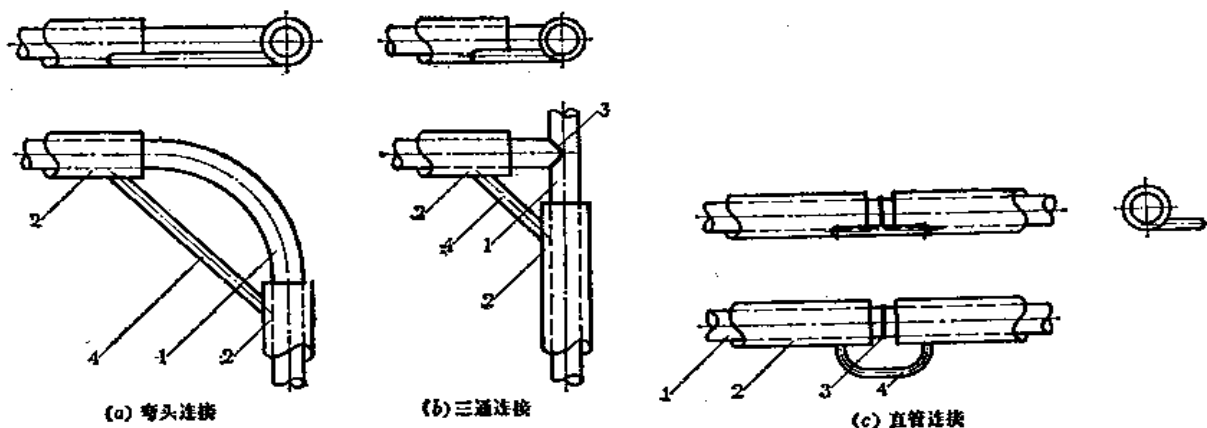


图 9-118 外套管伴热安装示意图

1—重油管道；2—蒸汽套管；3—油管道焊缝；4—蒸汽连通管

外套管伴热的热效率较高，不仅能起重油的保温作用，还可使重油升温，但消耗钢材较多。因此，不适用于较大直径的重油管道。在工业锅炉房重油供应系统中，外套管伴热并未得到普遍应用，只是在炉前小直径的供油支管上有用的，生产实践证明效果很好。

（三）平行蒸汽伴随管伴热 平行蒸汽伴随管伴热即在重油管道下方平行敷设小直径的蒸汽伴随管，并包在同一保温层内，如图9-119所示。此种伴热方式的热效率虽然不如内套管伴热和外套管伴热，但施工检修方便，不会发生油、汽窜通事故。因此，这种伴热方式在国内得到了比较广泛的应用。

蒸汽伴随管达一定长度（见表9-33）即需排除管内的凝结水并重新引入蒸汽，如图9-120所示。凝结水通过疏水器排除，或装一放水阀门定期放水，在必要时（例如冬季）也可使放水阀门处于微启状态（有少量蒸汽冒出）不断地向外疏水。为了防止蒸汽管道中的凝结水进入伴随管，伴随管必须从蒸汽管道的上方引出。

伴随管的直径及根数根据最冷月平均气温、重油管直径及重油的操作温度和凝固点确定，详见表9-34。



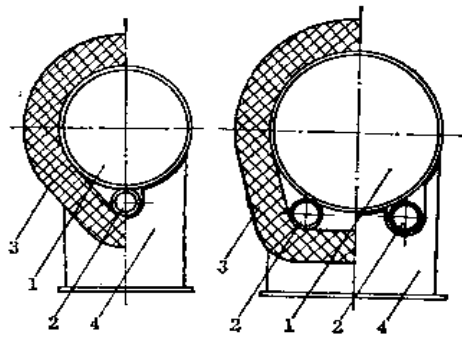


图 9-119 蒸汽伴随管安装位置图  
1—重油管；2—蒸汽伴随管；3—保温层；  
4—管道支架

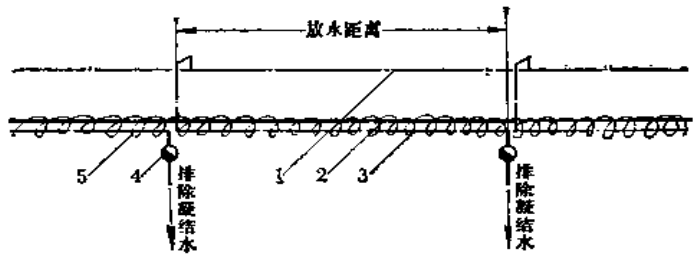


图 9-120 蒸汽伴随管系统示意图  
1—蒸汽管道；2—重油管道；3—蒸汽伴随管；4—疏水器；5—保温层

蒸汽伴随管放水距离选取表

表 9-33

伴热管公称直径 (毫米)	蒸汽压力 (5~9 公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	
	放水距离 (米)	蒸汽耗量 (公斤/时)
$D_o20$	250~300	30~40
$D_o25$	≤350	20~50

蒸汽伴随管直径及根数选用表

表 9-34

重油操作温度 (°C)	重油管直径 (毫米)					重油的凝固点 (°C)
	≤100	150~200	250~300	>350		
	伴随管根数×直径 (毫米)					
$30 < t < 90$	1×20	1×20	1×20	2×20		≤40
≥90	1×20	1×20	2×20	2×20		>40
最冷月平均气温在 0 °C 左右						
$30 < t < 90$	1×25	1×25	1×25	2×25		≤40
≥90	1×25	1×25	2×25	2×25		>40
最冷月平均气温在 -10 °C 左右						
$30 < t < 90$	1×25	2×25	2×25	2×25		≤40
≥90	1×25	2×25	2×25	2×25		>40
最冷月平均气温在 -20 °C 左右						
$30 < t < 90$	1×25	2×25	2×25	2×25		≤40
≥90	1×25	2×25	2×25	2×25		>40

当供油管 and 回油管共同包扎在同一保温层内时，采用单伴热管伴热保温。其保温结构和保温层厚度均参考单伴热管保温结构选用。

常用的保温材料见表9-35。

油管伴热管保温层厚度见表9-36~9-42。

常用保温材料表

表 9-35

序号	材料名称	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	抗压强度 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	导热系数 $\lambda$ (千卡/米·时·°C)	耐热温度 (°C)
1	硅藻土制件	$\leq 450$	$\geq 4$	$0.09 + 0.00018t_p$	$\leq 800$
2	矿渣棉制品	150~200*		$0.043 + 0.00017t_p$	$\leq 350$
3	玻璃纤维制品	130~160*		$0.037 + 0.00015t_p$	$\leq 350$
4	水泥蛭石制件	$\leq 500$	3~6	$0.08 + 0.00021t_p$	$\leq 800$
5	水泥珍珠岩制件	$\approx 350$	$\geq 4$	$0.05 + 0.00022t_p$	$\leq 650$
6	超细玻璃棉制品	40~60*		$0.026 + 0.0002t_p$	$\leq 400$

注：1.  $t_p$ 是指保温材料工作时的平均温度。

2. \*是指施工后容重。

油管单伴热管保温材料工程量计算见表9-43~9-45。

油管伴热保温辅助材料用量见表9-46。

油管单伴热管保温结构断面型式见示意图9-121。

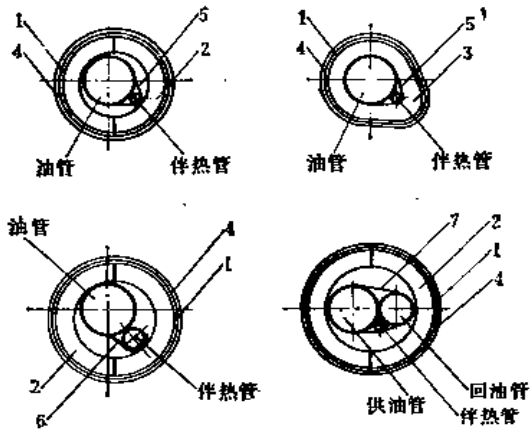


图 9-121 油管单伴热管保温结构断面型式示意图

1—防潮层；2—保温瓦；3—棉毡；4—保护层；5—镀锌铁丝；6— $\phi 6$ 圆钢管卡；7— $20 \times 20$ 镀锌铁丝网

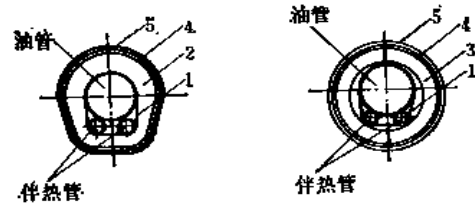


图 9-122 油管双伴热管保温结构断面型式示意图

1— $20 \times 20$ 镀锌铁丝网；2—棉毡；3—保温瓦；4—防潮层；5—保护层

油管双伴热管保温结构断面型式见示意图9-122。

油管伴热保温结构及施工说明详见动力设施燃油系统重复使用图集 CR316·2《油管保温》。

## 六、重油管道的机械计算及其他

重油管道的机械计算包括管道的强度计算、管道的热补偿计算等。

管道的强度计算详见第七章。

重油管道的正常工作温度为油的温度，比蒸汽温度低，但是当用蒸汽扫线时，管道的温度升高。因此，重油管道的热补偿，应按扫线蒸汽温度计算。热补偿的设计和计算详见第七章。

油管单件热保温层厚度选取表 (最冷月平均气温 0°C)

油管 公称直径 (毫米)	伴热管 公称直径 (毫米)		硅藻土制品		水泥蛭石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)
25	30	0.13	30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.10	30	0.11
32	30	0.13	30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.10	30	0.11
40	30	0.14	30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.11	30	0.12
50	30	0.14	30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.11	30	0.12
65	30	0.17	30	0.17	30	0.17	30	0.13	30	0.08	30	0.12	30	0.13
80	30	0.17	30	0.17	30	0.17	30	0.13	30	0.08	30	0.12	30	0.13
100	40	0.17	40	0.17	30	0.17	30	0.15	30	0.09	30	0.13	30	0.15
125	40	0.17	40	0.17	30	0.17	30	0.15	30	0.09	30	0.13	30	0.15
150	50	0.15	50	0.15	40	0.15	40	0.12	30	0.10	30	0.14	40	0.12
200	80	0.13	80	0.13	50	0.13	50	0.11	30	0.10	40	0.11	50	0.11

注 1. 本表保温层厚度适用于最冷月平均气温 0°C 地区。

2. 本表伴热介质计算温度为 151°C。

表 9-37

油管单伴热管保温层厚度选取表 (最冷月平均气温  $-10^{\circ}\text{C}$ )

油 管 公称直径 (毫米)	伴热管 公称直径 (毫米)	建筑土制品		水泥碎石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)
25	25	30	0.16	30	0.16	30	0.14	30	0.10	30	0.12	30	0.14
32	25	30	0.16	30	0.16	30	0.14	30	0.10	30	0.12	30	0.14
40	25	30	0.17	30	0.17	30	0.15	30	0.11	30	0.13	30	0.15
50	25	30	0.17	30	0.17	30	0.15	30	0.11	30	0.13	30	0.15
65	25	30	0.19	30	0.19	30	0.16	30	0.12	30	0.14	30	0.16
80	25	30	0.19	30	0.19	30	0.15	30	0.12	30	0.14	30	0.16
100	25	30	0.21	30	0.21	30	0.18	30	0.13	30	0.15	30	0.18
125	25	30	0.21	30	0.21	30	0.18	30	0.13	30	0.15	30	0.18
150	25	40	0.20	40	0.20	30	0.18	30	0.13	30	0.15	30	0.18
200	25	70	0.16	70	0.16	50	0.15	30	0.14	30	0.14	50	0.15

注: 1.表中保温层厚度适用于最冷月平均气温  $-10^{\circ}\text{C}$  地区。

2.本表伴热介质计算温度为  $151^{\circ}\text{C}$ 。

表 9-38 油管单伴热保温层厚度选取表 (最冷月平均气温 -20°C)

油 管 公称直径 (毫米)	伴 热 管 公称直径 (毫米)	硅藻土制品		水泥蛭石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)
25	25	30	0.23	30	0.23	30	0.18	30	0.12	30	0.15	30	0.18
32	25	30	0.24	30	0.24	30	0.19	30	0.13	30	0.16	30	0.19
40	25	30	0.24	30	0.24	30	0.19	30	0.13	30	0.16	30	0.19
50	25	30	0.25	30	0.25	30	0.20	30	0.14	30	0.17	30	0.20
65	25	30	0.25	30	0.25	30	0.20	30	0.14	30	0.17	30	0.20
80	25	30	0.26	30	0.26	30	0.21	30	0.15	30	0.18	30	0.21
100	25	40	0.24	40	0.24	30	0.21	30	0.15	30	0.18	30	0.21

注: 1. 表中保温层厚度适用于最冷月平均气温 -20°C 地区。  
2. 本表伴热介质计算温度为151°C。

油管单伴热管保温层厚度选择表 (室内架空管道和地沟内管道)

油 管 公称直径 (毫米)	伴 热 管 公称直径 (毫米)	硅藻土制品		水泥蛭石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚 度 (毫米)	伴热管 耗 汽 量 (公斤/ 时·米)
25	20	30	0.12	30	0.12	30	0.10	30	0.05	30	0.08	30	0.10
		30	0.11	30	0.11	30	0.09	30	0.04	30	0.07	30	0.09
32	20	30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.09	30	0.11
		30	0.12	30	0.12	30	0.10	30	0.05	30	0.08	30	0.10
40	20	30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.09	30	0.11
		30	0.12	30	0.12	30	0.10	30	0.05	30	0.08	30	0.10
50	20	30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.10	30	0.12
		30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.09	30	0.11
65	20	30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.10	30	0.12
		30	0.13	30	0.13	30	0.11	30	0.06	30	0.09	30	0.11
80	20	30	0.15	30	0.15	30	0.13	30	0.08	30	0.11	30	0.13
		30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.10	30	0.12
100	20	40	0.15	30	0.15	30	0.13	30	0.08	30	0.11	30	0.13
		30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.10	30	0.12
125	20	40	0.15	30	0.15	30	0.13	30	0.08	30	0.11	30	0.13
		30	0.14	30	0.14	30	0.12	30	0.07	30	0.10	30	0.12
150	20	50	0.14	40	0.14	30	0.12	30	0.08	30	0.11	30	0.13
		40	0.13	40	0.13	30	0.11	30	0.09	30	0.10	30	0.12
200	20	50	0.14	50	0.14	40	0.12	30	0.10	40	0.11	40	0.12
		40	0.13	40	0.13	30	0.11	30	0.09	30	0.10	30	0.11

注: 1.表中保温层厚度栏内分子为室内架空管道保温层厚度,分母为地沟内的管道保温层厚度。

2.本表伴热介质计算温度为151°C。

3.本表计算室内空气温度: 4°C,地沟内空气温度: 40°C。

油管双伴热管保温层厚度选取表 (最冷月平均气温 0°C 及 -10°C)

油管 公称直径 (毫米)	伴热管 公称直径 (毫米) 根数	硅藻土制品		水泥蛭石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)
250	$\frac{20}{2}$	60	0.28	60	0.28	40	0.24	30	0.20	30	0.22	40	0.24
300	$\frac{20}{2}$	70	0.27	70	0.27	50	0.23	30	0.20	30	0.22	50	0.23
350	$\frac{20}{2}$	80	0.26	80	0.26	50	0.23	30	0.20	40	0.21	50	0.23
400	$\frac{20}{2}$	100	0.25	100	0.25	60	0.22	40	0.18	50	0.20	60	0.22

上表适用于最冷月平均气温 0°C 地区

250	$\frac{25}{2}$	50	0.36	50	0.36	40	0.30	30	0.24	30	0.27	40	0.30
300	$\frac{25}{2}$	60	0.34	60	0.34	40	0.30	30	0.24	30	0.27	40	0.30
350	$\frac{25}{2}$	70	0.33	70	0.33	50	0.28	30	0.26	40	0.26	50	0.28
400	$\frac{25}{2}$	90	0.31	90	0.31	60	0.27	30	0.26	40	0.26	60	0.27

下表适用于最冷月平均气温 -10°C 地区

注: 本表伴热介质计算温度为 151°C。

油管双伴热管保温层厚度选择表 (最冷月平均气温 -20°C)

表 9-41

油管 公称直径 (毫米)	伴热管 公称直径 ( $\frac{\text{毫米}}{\text{根数}}$ )	硅藻土制品		水泥蛭石制品		水泥珍珠岩制品		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管 耗汽量 (公斤/ 时·米)
150	$\frac{25}{2}$	30	0.46	30	0.46	30	0.34	30	0.24	30	0.27	30	0.34
200	$\frac{25}{2}$	40	0.40	40	0.40	30	0.34	30	0.24	30	0.28	30	0.34
250	$\frac{25}{2}$	60	0.34	60	0.34	40	0.30	30	0.20	30	0.28	40	0.30
300	$\frac{25}{2}$	70	0.34	70	0.34	40	0.31	30	0.26	40	0.27	40	0.31
350	$\frac{25}{2}$	80	0.33	80	0.33	50	0.30	30	0.27	50	0.26	50	0.30
400	$\frac{25}{2}$	100	0.31	100	0.31	60	0.29	30	0.27	50	0.26	60	0.29

注: 1. 表中保温层厚度适用于最冷月平均气温 -20°C 地区。

2. 本表伴热介质计算温度为 151°C。



油管双伴热管保温层厚度选录表（地沟内管道和室内架空管道）

表 9-42

油管 公称直径 (毫米)	伴热管 公称直径 (毫米) ( $\frac{\text{毫米}}{\text{根数}}$ )	硅藻土制件		水泥蛭石制件		水泥珍珠岩制件		超细玻璃棉制品		玻璃纤维制品		矿渣棉制品	
		保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)	保温层 厚度 (毫米)	伴热管耗汽量 (公斤/时·米)
250	$\frac{20}{2}$	30	0.28	30	0.28	30	0.20	30	0.18	30	0.19	30	0.20
300	$\frac{20}{2}$	30	0.28	30	0.28	30	0.20	30	0.18	30	0.19	30	0.20
350	$\frac{20}{2}$	40	0.23	40	0.23	30	0.22	30	0.20	30	0.21	30	0.22
400	$\frac{20}{2}$	50	0.23	50	0.23	30	0.22	30	0.20	30	0.21	30	0.22

上表适用于地沟内管道保温层厚度

250	$\frac{20}{2}$	40	0.30	40	0.30	30	0.24	30	0.21	30	0.23	30	0.24
300	$\frac{20}{2}$	40	0.30	40	0.30	30	0.24	30	0.21	30	0.23	30	0.24
350	$\frac{20}{2}$	50	0.25	50	0.25	40	0.24	30	0.23	40	0.21	40	0.24
400	$\frac{20}{2}$	60	0.25	60	0.25	40	0.24	30	0.23	40	0.21	40	0.24

下表适用于室内架空管道保温层厚度

- 注：1. 本表伴热介质计算温度，151°C。  
 2. 本表计算室内空气温度，4°C。  
 3. 本表计算地沟内空气温度，40°C。

油管伴热保温材料工程量计算表

表 9-43

保温层 厚度 (毫米)	油管外径 伴热管外径 (毫米)	$\frac{32}{25}$	$\frac{38}{25}$	$\frac{45}{25}$	$\frac{57}{25}$	$\frac{73}{25}$	$\frac{89}{25}$	$\frac{108}{25}$	$\frac{133}{25}$	$\frac{159}{25}$	$\frac{219}{25}$
30	39.88	$\frac{1.14}{1.14}$	$\frac{41.76}{1.23}$	$\frac{43.96}{1.33}$	$\frac{47.73}{1.51}$	$\frac{52.75}{1.75}$	$\frac{57.78}{1.99}$	$\frac{63.74}{2.27}$	$\frac{71.60}{2.64}$	$\frac{79.76}{3.03}$	$\frac{98.60}{3.93}$
		$\frac{46.16}{1.57}$	$\frac{48.04}{1.67}$	$\frac{52.04}{1.80}$	$\frac{54.01}{2.02}$	$\frac{59.03}{2.31}$	$\frac{64.06}{2.60}$	$\frac{70.02}{2.94}$	$\frac{77.87}{3.39}$	$\frac{86.04}{3.86}$	$\frac{104.88}{4.94}$
60	52.44	$\frac{2.06}{2.06}$	$\frac{54.92}{2.19}$	$\frac{56.52}{2.34}$	$\frac{60.29}{2.59}$	$\frac{65.31}{2.93}$	$\frac{70.34}{3.27}$	$\frac{75.30}{3.67}$	$\frac{84.15}{4.20}$	$\frac{92.32}{4.75}$	$\frac{111.16}{6.02}$
		$\frac{53.72}{2.62}$	$\frac{60.60}{2.76}$	$\frac{62.80}{2.93}$	$\frac{66.57}{3.22}$	$\frac{71.59}{3.61}$	$\frac{76.62}{4.00}$	$\frac{82.58}{4.47}$	$\frac{90.43}{5.07}$	$\frac{98.60}{5.71}$	$\frac{117.44}{7.17}$
70	65.00	$\frac{3.23}{3.23}$	$\frac{66.88}{3.40}$	$\frac{69.08}{3.59}$	$\frac{72.85}{3.92}$	$\frac{77.87}{4.36}$	$\frac{82.90}{4.80}$	$\frac{88.86}{5.32}$	$\frac{96.71}{6.01}$	$\frac{104.88}{6.72}$	$\frac{123.72}{8.87}$
		$\frac{71.28}{3.92}$	$\frac{73.16}{4.10}$	$\frac{75.36}{4.32}$	$\frac{79.13}{4.68}$	$\frac{84.15}{5.17}$	$\frac{89.18}{5.66}$	$\frac{95.14}{6.24}$	$\frac{102.99}{7.01}$	$\frac{111.16}{7.80}$	$\frac{130.00}{9.64}$
90	77.56	$\frac{4.66}{4.66}$	$\frac{79.44}{4.86}$	$\frac{81.64}{5.10}$	$\frac{85.41}{5.50}$	$\frac{90.43}{6.04}$	$\frac{95.46}{6.58}$	$\frac{101.42}{7.23}$	$\frac{109.27}{8.07}$	$\frac{117.44}{8.95}$	$\frac{136.28}{10.97}$
		$\frac{83.84}{5.47}$	$\frac{85.72}{5.69}$	$\frac{87.92}{5.95}$	$\frac{91.69}{6.39}$	$\frac{96.71}{6.98}$	$\frac{101.74}{7.57}$	$\frac{107.70}{8.27}$	$\frac{115.55}{9.19}$	$\frac{123.72}{10.15}$	$\frac{142.56}{12.37}$

注：1. 本表所列数据以管长100米为单位，在计算保温材料体积和面积时，已将管子直径加大10毫米。

2. 当采用沥青油毡、铁皮作为保护层时，每100米管子另加15%的裕量。

3. 当采用玻璃布作为保护层时，每100米管子另加10%的裕量。

4. 表中分子—表面积，分母—体积。

表 9-44

油管单件热管保温材料工程量计算表

保温层 厚度 (毫米)	油管外径 伴热管外径 (毫米)		$\frac{32}{32}$	$\frac{38}{32}$	$\frac{45}{32}$	$\frac{57}{32}$	$\frac{73}{32}$	$\frac{89}{32}$	$\frac{108}{32}$	$\frac{133}{32}$	$\frac{159}{32}$	$\frac{219}{32}$
	$\frac{32}{32}$	$\frac{32}{32}$										
30	$\frac{42.08}{1.25}$	$\frac{43.96}{1.35}$	$\frac{46.16}{1.46}$	$\frac{49.93}{1.65}$	$\frac{54.95}{1.91}$	$\frac{59.97}{2.17}$	$\frac{65.94}{2.47}$	$\frac{73.79}{2.87}$	$\frac{81.95}{3.28}$	$\frac{100.79}{4.24}$		
40	$\frac{48.36}{1.70}$	$\frac{50.24}{1.82}$	$\frac{52.44}{1.95}$	$\frac{56.21}{2.18}$	$\frac{61.23}{2.49}$	$\frac{66.25}{2.80}$	$\frac{72.22}{3.16}$	$\frac{80.07}{3.64}$	$\frac{88.23}{4.13}$	$\frac{107.07}{5.28}$		
50	$\frac{54.64}{2.22}$	$\frac{56.52}{2.35}$	$\frac{58.72}{2.51}$	$\frac{62.49}{2.77}$	$\frac{67.51}{3.13}$	$\frac{72.54}{3.50}$	$\frac{78.50}{3.91}$	$\frac{86.35}{4.47}$	$\frac{94.52}{5.05}$	$\frac{113.36}{6.38}$		
60	$\frac{60.92}{2.79}$	$\frac{62.80}{2.95}$	$\frac{65.00}{3.13}$	$\frac{68.77}{3.43}$	$\frac{73.79}{3.84}$	$\frac{78.82}{4.25}$	$\frac{84.73}{4.73}$	$\frac{92.63}{5.36}$	$\frac{100.80}{6.02}$	$\frac{119.64}{7.55}$		
70	$\frac{67.20}{3.43}$	$\frac{69.08}{3.61}$	$\frac{71.28}{3.81}$	$\frac{75.05}{4.15}$	$\frac{80.07}{4.61}$	$\frac{85.10}{5.07}$	$\frac{91.06}{5.61}$	$\frac{98.91}{6.82}$	$\frac{107.08}{7.05}$	$\frac{125.92}{8.78}$		
80	$\frac{73.48}{4.14}$	$\frac{75.36}{4.33}$	$\frac{77.56}{4.55}$	$\frac{81.33}{4.93}$	$\frac{86.35}{5.44}$	$\frac{91.37}{5.96}$	$\frac{97.34}{6.55}$	$\frac{105.20}{7.34}$	$\frac{113.35}{8.16}$	$\frac{132.19}{10.07}$		
90	$\frac{79.76}{4.90}$	$\frac{81.64}{5.21}$	$\frac{83.84}{5.36}$	$\frac{87.61}{5.78}$	$\frac{92.63}{6.33}$	$\frac{97.66}{6.90}$	$\frac{103.62}{7.55}$	$\frac{111.47}{8.43}$	$\frac{119.64}{9.33}$	$\frac{138.48}{11.42}$		
100	$\frac{86.04}{5.73}$	$\frac{87.92}{5.96}$	$\frac{90.12}{6.23}$	$\frac{93.89}{6.68}$	$\frac{98.91}{7.29}$	$\frac{103.94}{7.91}$	$\frac{109.90}{8.62}$	$\frac{117.75}{9.57}$	$\frac{125.92}{10.56}$	$\frac{144.76}{12.83}$		

注：1. 本表所列数据以管长100米为单位，在计算保温材料体积和面积时，已将管子直径加大10毫米。

2. 当采用沥青油毡、铁皮作为保护层时，每100米管子应另加15%的裕量。

3. 当采用玻璃布作为保护层时，每100米管子应另加10%的裕量。

4. 表中分子一表面积，分母一体积。

表 9-45

油管双伴热管保温材料工程量计算表

油管外径 伴热管外径 (毫米)	$\frac{273}{25} \times \frac{2}{2}$	$\frac{325}{25} \times \frac{2}{2}$	$\frac{377}{25} \times \frac{2}{2}$	$\frac{426}{25} \times \frac{2}{2}$	$\frac{159}{32} \times \frac{2}{2}$	$\frac{219}{32} \times \frac{2}{2}$	$\frac{273}{32} \times \frac{2}{2}$	$\frac{325}{32} \times \frac{2}{2}$	$\frac{377}{32} \times \frac{2}{2}$	$\frac{426}{32} \times \frac{2}{2}$
保温层 厚度 (毫米)										
30	$\frac{115.55}{4.68}$	$\frac{131.88}{5.46}$	$\frac{148.21}{6.23}$	$\frac{163.59}{6.88}$	$\frac{81.95}{3.20}$	$\frac{100.79}{4.16}$	$\frac{117.75}{5.03}$	$\frac{134.08}{5.86}$	$\frac{150.41}{6.69}$	$\frac{165.79}{7.48}$
40	$\frac{121.83}{5.87}$	$\frac{138.16}{6.81}$	$\frac{154.49}{7.75}$	$\frac{169.88}{8.63}$	$\frac{88.23}{4.05}$	$\frac{107.07}{5.20}$	$\frac{124.03}{6.24}$	$\frac{140.36}{7.23}$	$\frac{156.69}{8.23}$	$\frac{172.07}{9.17}$
50	$\frac{128.11}{7.12}$	$\frac{144.44}{8.22}$	$\frac{160.77}{9.32}$	$\frac{176.15}{10.36}$	$\frac{94.52}{4.97}$	$\frac{118.35}{6.31}$	$\frac{130.31}{7.51}$	$\frac{146.64}{8.67}$	$\frac{162.97}{9.83}$	$\frac{178.35}{10.92}$
60	$\frac{134.39}{8.43}$	$\frac{150.72}{9.69}$	$\frac{167.05}{10.96}$	$\frac{182.43}{12.15}$	$\frac{100.79}{5.94}$	$\frac{119.64}{7.47}$	$\frac{136.59}{8.84}$	$\frac{152.92}{10.17}$	$\frac{169.25}{11.49}$	$\frac{184.63}{12.73}$
70	$\frac{140.67}{9.81}$	$\frac{157.00}{11.24}$	$\frac{173.33}{12.66}$	$\frac{188.72}{14.01}$	$\frac{107.07}{6.98}$	$\frac{125.92}{8.70}$	$\frac{142.87}{10.24}$	$\frac{159.20}{11.73}$	$\frac{175.53}{13.21}$	$\frac{190.91}{14.61}$
80	$\frac{146.95}{11.24}$	$\frac{163.28}{12.84}$	$\frac{179.61}{14.43}$	$\frac{194.99}{16.93}$	$\frac{113.35}{8.09}$	$\frac{132.19}{9.99}$	$\frac{149.15}{11.70}$	$\frac{165.48}{13.35}$	$\frac{181.81}{15.00}$	$\frac{197.19}{16.55}$
90	$\frac{153.23}{12.75}$	$\frac{169.56}{14.50}$	$\frac{185.89}{16.26}$	$\frac{201.27}{17.91}$	$\frac{119.63}{9.25}$	$\frac{138.47}{11.34}$	$\frac{155.43}{13.22}$	$\frac{171.76}{15.04}$	$\frac{188.09}{16.85}$	$\frac{203.47}{18.56}$
100	$\frac{159.51}{14.31}$	$\frac{175.84}{16.23}$	$\frac{192.17}{18.15}$	$\frac{207.55}{19.95}$	$\frac{125.92}{10.48}$	$\frac{144.75}{12.76}$	$\frac{161.71}{14.81}$	$\frac{178.04}{16.78}$	$\frac{194.37}{18.76}$	$\frac{209.75}{20.62}$

注: 1. 本表所列数据以管长100米为单位, 在计算保温材料体积和面积时, 已将管子直径加大10毫米。

2. 当采用沥青油毡、铁皮作为保护层时, 每100米管子应另加15%的裕量。

3. 当采用玻璃布作为保护层时, 每100米管子应另加10%的裕量。

4. 表中分子—表面积, 分母—体积。

油管保温辅助材料用量表

表 9-46

材 料 名 称		规 格	单 位	数 量	备 注
玻 璃 布 保 护 层	石油沥青	10号、30号	公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	6.0	
	粉面石油沥青油毡	350号	米 <sup>2</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	1.4	
	中碱玻璃布	120C、130A、130B	米 <sup>2</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	1.4	
	镀锌铁丝	16号(Φ1.6)	公斤/100米管长	0.4	
铁 皮 保 护 层	镀锌铁皮	0.5毫米	米 <sup>2</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	1.4	
	半圆头自攻螺钉	GB8341 66 M4×12	公斤/100米管长	1.13	
石 棉 水 泥 保 护 层	石棉水泥	$D_0 \leq 100$ 10毫米厚 $D_0 \geq 150$ 15毫米厚	米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	0.012 0.018	
	六角形镀锌铁丝网	25×25	米 <sup>3</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	1.4	
捆 扎 镀 锌 铁 丝	14号(Φ2)		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	0.67	
	16号(Φ1.6)		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	0.4	
	18号(Φ1.2)		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	0.25	
捆扎镀锌铁丝网	20×20		米 <sup>2</sup> /米 <sup>2</sup> 保温层	1.2	
立管托板	δ=4毫米钢板		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	1.2	
伴热管用卡子 Φ6 圆 钢	一根 $D_0$ 20-25伴热管		公斤/100米管长	1.0	
	二根 $D_0$ 20-25伴热管		公斤/100米管长	2.0	
勾缝用胶泥			公斤/立方米	60	
冷底子油	汽 油		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	2.8	
	4号沥青		公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	1.2	
醇酸磁漆			公斤/米 <sup>2</sup> 保温层	0.22	

名 称	损耗附加量(%)
玻璃棉制品	15
珍珠岩、硅藻土、蛭石制品	20
自攻螺钉、铁皮、铁丝	15
玻璃布、油毡纸	10
沥青玛蹄脂、沥青、油漆	10

辅助材料用量表中的数量未加损耗量。

# 第十章 变压式蓄热器

## 第一节 概 述

什么是蓄热器？顾名思义，就是储蓄热能的一种设备，也有叫蓄压器的。在工业企业中，在有的火力发电厂中，或在有的科研机构中，其对热能的需要往往不是非常均衡的，而是波动的。因此锅炉的负荷亦必须随着波动，时大时小，有的还很剧烈。由于各类用热设备特性不同，出现高峰负荷的频率也不一样，有的以分秒计，有的以小时计。究其原因，如下所述：

1. 用热设备是周期地运行，单独消费的。如在造纸工厂制纸浆时的木材煮沸处理。
2. 用热设备是不规则地运行，单独消费的。如锻工车间的锻锤。
3. 不可预测的运行。

由于上述原因，负荷变动就不可避免，但是现代的锅炉为了经济节约，水容量已越来越小，对负荷的变动适应性很小，即所谓是一种敏感的锅炉。于是随着负荷变动的加剧，锅炉效率必然降低，如图10-1所示，是水管锅炉在均匀的负荷与变动的负荷时与锅炉效率的关系。当负荷不变，各种锅炉的效率在蒸发率为15~25公斤/米<sup>2</sup>·时的范围内效率最高。负荷变动时则效率变低。为了适应工厂热负荷的变动，有时尚需设置备用锅炉以保证不间断供汽，但无论是热备用或冷备用都会增加额外的燃料消耗，降低锅炉设备运行的经济性。在某些情况下，尚需保持多台锅炉于运行状态，以满足高峰负荷的需要，这样也会降低锅炉设备运行的经济性。所以为了减小热损失和不经济的锅炉运行，装设蓄热器就会起很大的作用，蓄热器在低负荷时，能将多余的热能吸收贮存，等负荷上升时再放出使用。

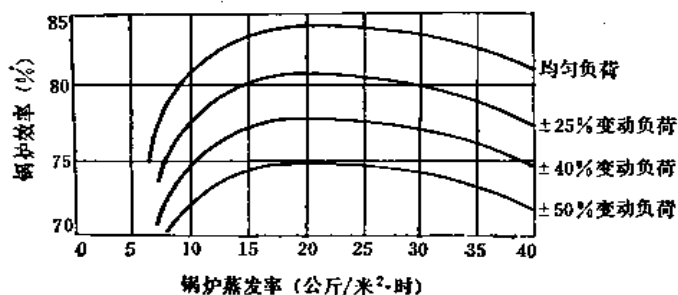


图 10-1 锅炉负荷变化与效率关系

由于负荷变动频繁，锅炉时而猛烧，时而压火，还会引起锅炉运行上的不安全。当锅炉负荷突然上升时，汽压急剧下降，水位上升，可引起汽水共腾现象，俗称“吊水”。当锅炉负荷突然下降时，锅炉又处于超压状态，可使安全阀跳开。锅炉负荷时大时小，由于热膨胀的影响，也容易对锅炉各部带来损伤。

锅炉负荷变动频繁，还会影响工厂产品的生产。例如锅炉发生汽水共腾现象，蒸汽湿

度增大,大量水分带入银锤,可造成停锤事故。在精糖工厂真空结晶缸若水份过多,也可影响砂糖品质。在化学纤维厂,当锅炉压力骤降,使蒸煮锅内的压力大于锅炉供汽压力,浆液倒灌,将具有腐蚀性的浆液带入锅炉,会造成锅炉设备的腐蚀。在印染厂,吹入染槽内的蒸汽干度及压力不稳定,使染液浓度变化,也会影响印染质量。

又因锅炉负荷变动频繁,司炉的操作就会变得复杂起来,劳动强度大大增强,必然要增加锅炉房的运行操作人员。

锅炉时而猛烧,时而压火,不仅热效率降低,而且由于燃烧的不完全,就要冒黑烟,影响环境卫生。

综上所述,都说明了锅炉负荷的波动带来很多害处,要想消除弊害,则利用蓄热器是一种有效的方法。蓄热器因能贮存热能,并放出热能,可以使锅炉负荷平稳。改善运行状态,提高经济性和安全性。蓄热器的作用,归纳起来,大致如下:

1.当高低峰负荷出现时,蓄热器能自动地产生或吸收蒸汽,没有象启动备用锅炉或调整锅炉燃烧那样的麻烦。

2.使锅炉负荷平稳,可以减小锅炉容量,或减少锅炉台数,节约基建投资。

3.使锅炉热效率提高,节约燃料,一般可节省2~15%。

4.减轻司炉劳动强度,减少运行操作人员,使司炉有更多的余力来关心改进燃烧方法,安全检查。

5.使供汽压力稳定,干度稳定,防止汽水共腾现象,有利于提高产品质量。

6.使锅炉燃烧强度保持恒定,防止发生黑烟及 $\text{NO}_x$ ,有利于环境保护。

7.使锅炉燃烧强度保持恒定,锅炉本体及砖砌物膨胀收缩减轻,有利于锅炉保养及维修。

8.当锅炉发生事故突然停炉时,蒸汽用户可有较多时间作应急处理。

9.当工厂在夜间或休息日要用少量蒸汽时,可以不烧锅炉而以蓄热器的蒸汽供应之。

由于蓄热器有上述优点,所以在日本和欧美,不仅在一般工业企业中,如采矿、冶金、化工、机械、纺织、印染、食品、酿造、造纸等部门中已得到应用,成为一种节能和提高经济性的设备,并且它已跨进原子能电站、太阳能电站和航天技术的应用领域内,成为重要的设备之一。在我国也开始受到重视和应用。

蓄热器在实际应用时,必先研究工厂工艺的特点。根据不同的供热对象,选用蓄热器的种类并决定其大小。但必须指出,蓄热器只能平衡不均匀负荷,它本身不能产生热能,因此当锅炉房的安装总容量不足以满足平均负荷时,就应增设锅炉。

## 第二节 蓄热器的种类、原理、系统及计算

### 一、蓄热器的种类

蓄热器的分类方法有几种,有以压力变化情况来分的,可分为变压式蓄热器和定压式蓄热器。

变压式蓄热器又有两种:直接储存蒸汽的储汽器;储存热水和小部分蒸汽的变压式蒸汽蓄热器,简称变压式蓄热器。

定压式蓄热器又有给水蓄热器和暖水蓄热器。

也有以蓄热器供应能量的方式来分的：

蒸汽蓄热器：蓄热器之储存能量由蒸汽携带以供应生产需要。

给水蓄热器：蓄热器之储存能量由给水携带进入锅炉。

暖水蓄热器：蓄热器之储存能量由热水携带以供应生产需要。

也有以蓄热器的构造形式来分的，如立式蓄热器、卧式蓄热器等。

本章只讲变压式蒸汽蓄热器，因为这种蓄热器目前应用最广泛。

## 二、蓄热器的原理

在负荷减少时，将多余的蒸汽吹入密闭容器中的水中，使蒸汽与水完全接触，使其保持有充分的热能，同时要容器中的水尽量均一地进行着这种作用。这样贮存起来的饱和压力下的热水的热能，于锅炉产汽量不足时补充之，以缓和负荷变动。

容器内上部蒸汽空间的蒸汽量是很少的，作用不大。根据变压原理，蓄热器即使从外部一点不加热量，也能对应于一定状态，产生大量的蒸汽。即当负荷增加时，蓄热器中的压力下降，器中的热水就蒸发，产生蒸汽。当蒸汽引入容器的水中时，压力升高，就是蓄热器充热。反之，蒸汽取出时，压力降低，就是蓄热器放热。这样容器内的压力是变动的，所以叫变压式蓄热器。

当压力较高时，对应于此饱和压力下的水的热焓，较压力较低时为大，因此就产生了差值。此差值就使水蒸发。差值越大，也就是充热压力与放热压力之差越大。能产生的蒸汽量也越大。

例如，一蓄热器的水容量为20米<sup>3</sup>，充热压力为12公斤力/厘米<sup>2</sup>。放热压力为4公斤力/厘米<sup>2</sup>，这之间蓄热器可产生1540公斤蒸汽。若将放热压力提高到6公斤力/厘米<sup>2</sup>，就只产生1040公斤，约为4公斤力/厘米<sup>2</sup>时的2/3。

## 三、蓄热器的管道系统

大致可分为并联和串联两种。

(一) 并联系统 如图10-2所示，为并联系统，A是高压管，B是低压管，两管均与锅炉供汽管相连。当A管内蒸汽过剩时，就按箭头方向流入蓄热器，保持A管内压力一定。B管也与锅炉供汽管相连，自锅炉供应蒸汽，当蒸汽不足时，就自动地从蓄热器补充蒸汽。这种系统，采用者很多。

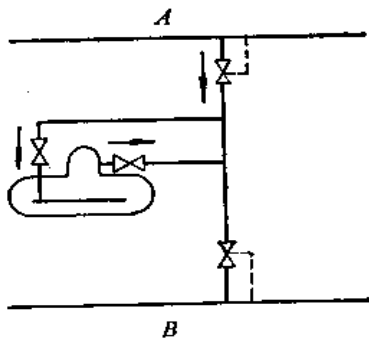


图 10-2 并联系统

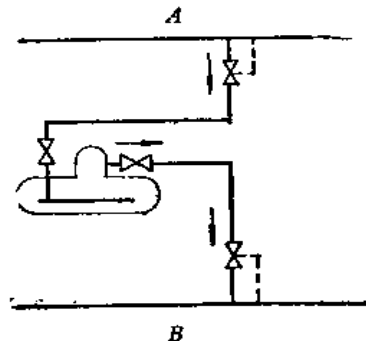


图 10-3 串联系统



(二) 串联系统 图10-3是串联系统,  $A$ 为高压管,  $B$ 为低压管。自锅炉来的高压蒸汽送至 $A$ 管, 过剩的部分送到蓄热器贮存,  $B$ 管只输送自蓄热器的蒸汽。

图10-4是一个纸浆厂的100米<sup>3</sup>变压式蓄热器管道系统图的实例, 属于并联系统。其作用原理如下:

锅炉房来的蒸汽, 一部分去高压汽管, 其余必须经过蓄热器系统, 然后以 $P_3$ 的压力输出。 $P_1$ 为12公斤力/厘米<sup>2</sup>,  $P_3$ 为3.5公斤力/厘米<sup>2</sup>,  $P_2$ 则在 $P_1$ 和 $P_3$ 之间变动。图中,  $V_1$ 、 $V_2$ 为气动调节阀,  $Y$ 为减压阀,  $Z$ 为闸阀,  $H$ 为止回阀。蒸汽的流程, 有以下几种情况:

1. 进汽量和出汽量相等, 蒸汽通过 $V_1$ 阀后, 直接到 $V_2$ 阀输出。
2. 进汽量小于出汽量, 蒸汽通过 $V_1$ 阀后, 直接到 $V_2$ 阀输出, 因汽量不够, 尚需有部分自蓄热器补充。

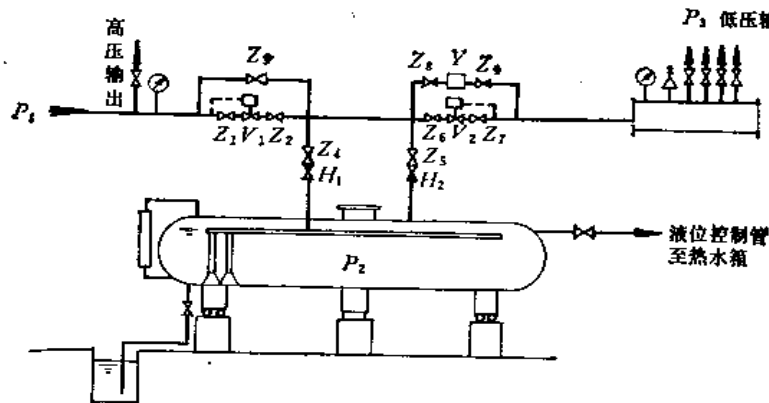


图 10-4 100米<sup>3</sup>变压式蓄热器管道系统图

3. 进汽量大于出汽量, 蒸汽通过 $V_1$ 阀后, 有部分去蓄热器贮存。
4. 出汽量为零, 蒸汽通过 $V_1$ 阀后, 全部去蓄热器贮存。
5. 进汽量为零, 出汽量全部由蓄热器来满足。

$V_1$ 阀的作用, 是保持锅炉进汽压力 $P_1$ 稳定, 当 $P_1 > 12$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>时,  $V_1$ 阀开启,  $P_1$ 增加越大,  $V_1$ 开启越大。反之,  $P_1 < 12$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>时,  $V_1$ 阀就关小, 甚至完全关闭。这样, 锅炉压力也就稳定了。

$V_2$ 阀的作用, 是保持低压出汽压力 $P_3$ 稳定。当低压用汽量增大时,  $P_3$ 开始下跌,  $V_2$ 阀开大。反之, 当低压用汽量减小时,  $V_2$ 阀就关小, 使 $P_3$ 始终保持在3.5公斤力/厘米<sup>2</sup>。

$V_1$ 有旁通阀 $Z_3$ ,  $V_2$ 的旁通是减压阀 $Y$ 。两者的作用, 是当设备启动时, 或 $V_1$ 、 $V_2$ 阀调试时, 或发生故障时应用。

#### 四、蓄热器的蓄热量

变压式蓄热器是利用水的蓄热能力, 因为水的蓄热能力大的缘故。在某压力下1公斤蒸汽的热焓比同一压力下1公斤饱和水的热焓大, 但水的重度要比蒸汽的重度大很多, 所以每单位容积水之热焓要比蒸汽大。例如, 压力5公斤力/厘米<sup>2</sup>之干饱和蒸汽热焓是656.1千卡/公斤, 饱和水热焓是152千卡/公斤。重度前者是2.62公斤/米<sup>3</sup>, 后者是917公斤/米<sup>3</sup>。每1米<sup>3</sup>能贮存的热量, 蒸汽为 $656.1 \times 2.62 = 1720$ 千卡/米<sup>3</sup> 水为 $152 \times 917 = 139000$ 千卡/

米<sup>3</sup>，约为80倍。所以蓄热器要以水的形式来蓄热。

在饱和温度下单位容积的水，每降低1公斤力/厘米<sup>2</sup>时产生的蒸汽量因压力而异。如图10-5所示，为压力下降1公斤力/厘米<sup>2</sup>时，在不同压力下，1米<sup>3</sup>饱和水的产汽量。

由图可知，压力越高，产生的蒸汽量越少。例如在压力20公斤力/厘米<sup>2</sup>时，降低1公斤力/厘米<sup>2</sup>的产汽量仅5公斤/米<sup>3</sup>；而在3公斤力/厘米<sup>2</sup>时，产汽量约为21公斤/米<sup>3</sup>。由此可知，蓄热器使用蒸汽压力越低越有效果。

表10-1是蓄热量表，在一定的压差下，每1米<sup>3</sup>热水所产生的蒸汽量。压差越大，蓄热器所产生的蒸汽就越多，也就是蓄热量越大。表的上面是蓄热器的充热压力，左面是放热压力，两者相交的栏内是每1米<sup>3</sup>热水所产生的蒸汽量。例如，一蓄热器从16公斤力/厘米<sup>2</sup>降至4公斤力/厘米<sup>2</sup>，可查得蒸汽产生量为91公斤/米<sup>3</sup>。反之，蓄热器若从4公斤力/厘米<sup>2</sup>升压到16公斤力/厘米<sup>2</sup>，其蓄热量亦为91公斤/米<sup>3</sup>。

图10-6是蓄热量线图，不过，单位是绝对压力。从上例，若取充热压力为17公斤力/厘米<sup>2</sup>放热压力为5公斤力/厘米<sup>2</sup>（绝对），也可得蒸汽产生量91公斤/米<sup>3</sup>。

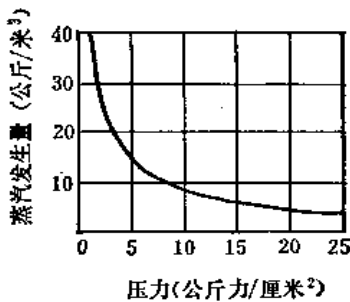


图 10-5 压力与蒸汽发生量

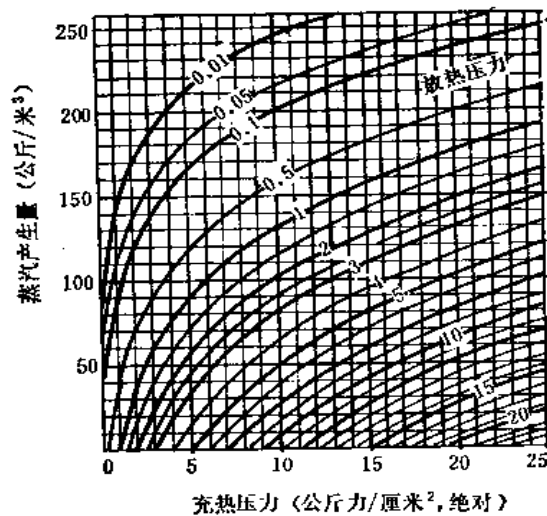


图 10-6 蓄热量线图

另外，单位水容积的蓄热量，也可以用近似法计算，此法在工程上已足够精确。

根据热平衡原理：

原有充热水的热量 = 产生蒸汽热量 + 剩余水热量。

设1公斤 $P_1$ 的饱和水。降到 $P_2$ 时产生蒸汽 $g$ 公斤，则

$$i_1' = g \left( \frac{i_1' + i_2'}{2} \right) + (1-g)i_2'$$

$$\therefore g = \frac{i_1' - i_2'}{\left( \frac{i_1' + i_2'}{2} \right) - i_2'} \quad \text{公斤/公斤}$$

式中  $i_1'$ ,  $i_2'$  ——  $P_1$ ,  $P_2$ 时饱和蒸汽热焓，千卡/公斤；

$i_1$ ,  $i_2$  ——  $P_1$ ,  $P_2$ 时饱和水热焓，千卡/公斤。

单位水容积蓄热量 $g_v$ ：

$$g_v = g \gamma_1' = \frac{i_1' - i_2'}{\left( \frac{i_1' + i_2'}{2} \right) - i_2'} \times \gamma_1' \quad \text{公斤/米}^3 \quad (10-1)$$

蓄热量 (公斤/米<sup>3</sup>)

表 10-1

蓄热器充热压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	7	8	9	10	12	14	15	16	18	20	22	24	
蓄热器放热压力 (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	2	66	74	81	87	99	110	115	119	127	136	143	149
	3	48	57	65	71	84	95	99	104	113	121	127	134
	4	33	42	50	57	69	81	86	91	100	108	116	122
	5	22	31	39	46	59	70	76	80	90	97	106	112
	6			28	34	47	59	65	69	78	87	95	102
	7					38	50	56	61	70	78	86	92
	8						43	47	53	63	71	78	84
	9								44	55	63	70	76
	10									47	56	64	70
	11										49	57	63
	12										43	50	56

注：表内为表压。

式中  $\gamma'_i$ ——压力  $p_i$  时饱和水重度，公斤/米<sup>3</sup>。

例如，有一蓄热器，充热压力  $p_1=12$  公斤力/厘米<sup>2</sup>（绝对），放热压力  $p_2=2$  公斤力/厘米<sup>2</sup>（绝对），由蒸汽表可求得：

$$\begin{aligned} i'_1 &= 189.7 \text{ 千卡/公斤}, & i'_2 &= 664.8 \text{ 千卡/公斤}, \\ v'_1 &= 0.00114 \text{ 米}^3/\text{公斤}, & i_2 &= 119.9 \text{ 千卡/公斤}, \\ i_2 &= 646 \text{ 千卡/公斤}. \end{aligned}$$

$$\therefore g_s = \frac{189.7 - 119.9}{\left(\frac{664.8 + 646}{2}\right) - 119.9} \times \frac{1}{0.00114} = 114 \text{ 公斤/米}^3$$

### 五、蓄热器的必需蓄热量

欲求蓄热器的水容积，必先知道蓄热器的必需蓄热量。必需蓄热量是根据用户的热负荷曲线及锅炉房实际生产能力分析计算。由于蓄热器使用场合不同或用户负荷变化的性质不同，必需蓄热量的计算有不同的方法，目前有四种方法。

（一）积分曲线法 首先是根据用户的综合负荷曲线求出平均负荷线，然后根据变动负荷曲线与平均负荷线间的变化差值进行积分，可得出积分曲线，积分曲线上最高点和最低点间的绝对值，即为蓄热器的必需蓄热量。

平均负荷的计算方法（见图10-7），先算出负荷曲线下方与时间轴线间的面积，然后除以横坐标上总的时间  $t_0$ ，即为负荷曲线的平均负荷  $D_1$ 。负荷曲线  $D=f(t)$  的平均负荷为：

$$D_1 = \frac{\int_0^{t_0} f(t) dt}{t_0} \quad \text{公斤/时} \quad (10-2)$$

负荷曲线  $D=f(t)$  的函数性质一般不易知道，故曲线面积  $\int f(t)dt$  可采用面积仪或近似面积分割法求得。

必需蓄热量的积分曲线为：

$$G = \int_0^t (D - D_1) dt \quad \text{公斤(蒸汽)} \quad (10-3)$$

积分曲线的绘制：以时间  $t$  为横座标，以必需蓄热量  $G$  为纵座标，积分曲线在每个时间的纵座标等于负荷曲线与平均负荷  $D_1$  线之间对应于该时间的纵座标左向的所有面积之和。平均负荷  $D_1$  线下方的面积为蓄热器储存热量用“+”表示， $D_1$  线上方的面积为蓄热器放出热量用“-”表示。

在求  $G$  时，不必求积分曲线上所有的点，而选择负荷曲线与平均负荷线相交的几点即可。图10-7所示为积分曲线的简化求法，线的纵座标可按下面的方法求出：

- |            |                         |        |
|------------|-------------------------|--------|
| 在 $t_1$ 时， | $G = a$                 | 公斤(蒸汽) |
| 在 $t_2$ 时， | $G = a - b$             | 公斤(蒸汽) |
| 在 $t_3$ 时， | $G = a - b + c$         | 公斤(蒸汽) |
| 在 $t_4$ 时， | $G = a - b + c - d$     | 公斤(蒸汽) |
| 在 $t_5$ 时， | $G = a - b + c - d + e$ | 公斤(蒸汽) |

上式中  $a, b, c, d, e$  为蓄热器的蓄热和放热面积，当积分曲线的求法正确时， $t_5$  时的纵座标应为 0，即曲线封闭。积分曲线上最高点和最低点间的差值  $G_0$ ，即为蓄热器的必需蓄热量。

积分曲线法是必需蓄热量计算的基本方法，下面其余三种方法实际上都是从这种方法发展而来。按这种方法计算时，锅炉应以平均负荷  $D_1$  选用和运行。

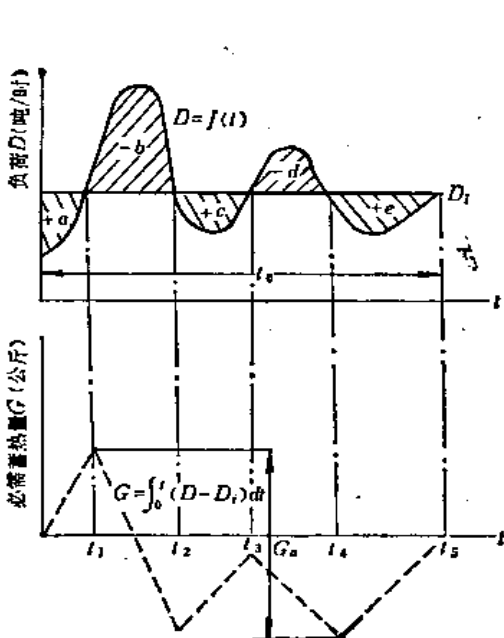


图 10-7 积分曲线法

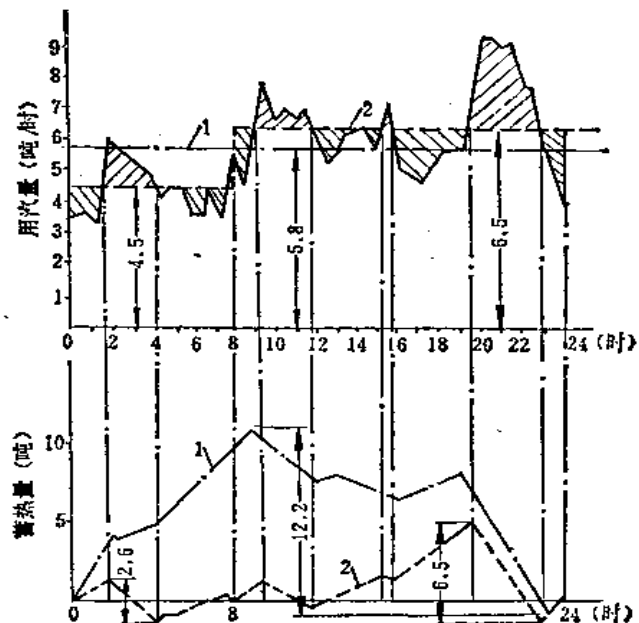


图 10-8 分段积分曲线法

(二) 分段积分曲线法 有些蒸汽用户的负荷变化, 在一昼夜内, 某段时间平均用汽量小, 而另一段时间内平均用汽量又大, 对于这类负荷, 如果仍以昼夜作为平衡周期计算, 则蓄热器的必需蓄热量较大, 使蓄热器投资增加, 如果采用分段积分曲线法, 则蓄热器的必需蓄热量就减小。

就是根据负荷变化的特点, 分成几段或按工作班次作为负荷平衡周期。分别用积分曲线法计算各段平均负荷和必需蓄热量。取其最大者为蓄热器的必需蓄热量, 锅炉安装容量应按最大段平均负荷选用, 平均负荷较小的各段可采取调整锅炉台数解决之。

例如, 某锅炉房安装有4吨/时、2吨/时、1吨/时的锅炉各一台, 其用户耗汽量变化较大, 见图10-8, 最小负荷为3.4吨/时, 最大负荷达9.2吨/时。锅炉房的总安装容量为7吨/时, 即使全部投入运行, 也不能满足最大负荷的需要。所以必须增设锅炉或安装蓄热器, 今采取安装蓄热器的方案。蓄热器的必需蓄热量是多少? 今以积分曲线法和分段积分曲线法作比较:

1. 以一昼夜作为平衡周期计算,  $D_1=5.8$ 吨/时。这时, 以4吨/时和2吨/时锅炉运行, 1吨/时锅炉备用。计算结果, 必需蓄热量为12.2吨(蒸汽)。见图10-8中的曲线1。

2. 以分段积分曲线法计算。如曲线2, 分为二段。第一段0~8时,  $D_1=4.5$ 吨/时, 这时以4吨/时和1吨/时锅炉运行, 2吨/时锅炉热备用, 蓄热器的必需蓄热量为2.6吨(蒸汽)。第二段8~24时,  $D_1=6.5$ 吨/时, 这时三台锅炉投入运行。蓄热器的必需蓄热量为6.5吨(蒸汽)。

由此可见, 采用分段积分曲线法时的必需蓄热量大约只为积分曲线法的一半。

(三) 高峰负荷算法 是以用汽设备在高峰负荷最大持续时间内的用汽量为计算依据, 减去锅炉在同一时间内产生的汽量, 即为蓄热器的必需蓄热量, 这种计算多用于突然产生高峰负荷的用户, 如锻锤、水压机等。

$$G=(D_{\max}-D_g)\times\frac{t}{60} \quad \text{公斤(蒸汽)} \quad (10-4)$$

式中  $D_{\max}$ ——用汽设备的最大耗汽量, 公斤/时;

$D_g$ ——锅炉额定蒸发量, 公斤/时;

$t$ ——高峰负荷持续时间, 分。

(四) 充热时间算法 废汽蓄热器要吸收一定时间内的全部废汽, 因此可以用充热时间作为指标进行计算。如废汽平均排出量为 $D_1$ 公斤/时, 充热时间为 $t$ 分钟, 则必需蓄热量为

$$G=\frac{D_1 t}{60} \quad \text{公斤(蒸汽)} \quad (10-5)$$

## 六、蓄热器的热效率

蓄热器的热效率很高, 一般均在98%以上。蓄热器的热损失, 主要是蓄热器外表表面积向周围空气的散热损失。除此以外, 尚有漏汽损失及排污放水损失等, 但与前者相比可以略去不计。

散热损失 $Q_a$ 按下式计算:

$$Q_a=Fa(t_1-t_2) \quad \text{千卡/时} \quad (10-6)$$

式中  $F$ ——蓄热器外表表面积, 米<sup>2</sup>;

$\alpha$ ——蓄热器外表向空气之放热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时·°C，一般 $\alpha=10$ ；  
 $t_1, t_2$ ——蓄热器表面及周围空气之温度，°C，一般 $t_1=40^\circ\text{C}$ ， $t_2$ =周围温度。  
 蓄热器在一个充热放热周期内的热损失与蓄热量之比，称为蓄热器的散热损失系数 $q_0$ ：

$$q_0 = \frac{Q_0 \tau}{Q_s} \quad (10-7)$$

式中  $\tau$ ——蓄热器一个充热放热周期的时间，时；

$Q_0$ ——蓄热器的蓄热量，千卡。

于是，蓄热器的热效率 $\eta$ 为：

$$\eta = 1 - q_0 \quad (10-8)$$

从上式可知，蓄热器每昼夜内放热和充热次数越多，即 $\tau$ 越小，则其热效率越大。这就是说，蓄热器的热效率和其利用程度有密切关系。

### 七、蓄热器的容积计算

因蓄热器的金属部分和汽空间部分的蓄热能力大大小于水容积部分，可以忽略不计。变压式蓄热器的容积 $V$ ，按下式计算：

$$V = \frac{G}{g_s \eta \varphi} \text{米}^3 \quad (10-9)$$

式中  $G$ ——蓄热器的必需蓄热量，公斤（蒸汽）；

$g_s$ ——单位水容积蓄热量，公斤/米<sup>3</sup>；

$\eta$ ——蓄热器热效率，以小数表示，一般可取0.98~0.99；

$\varphi$ ——充水系数，一般为0.5~0.9。

充水系数是蓄热器的水容积和蓄热器的几何容积的比值。由于变压式蓄热器要从水中蒸发出汽，所以为了保证蒸汽干度，避免汽水共腾，需要一定的蒸汽空间，限制蒸发强度和压降速度。充水系数大，蓄热器体积小，重量轻，制造成本低，但蒸汽干度不易保证。反之，充水系数小，蒸汽干度虽好，但成本增高。

除了计算在开始放热时的水的容积外，尚须计算放热終了后的水容积，因为蒸汽喷嘴必须装在最低水位之下。蓄热器放热过程中的重量平衡公式为：

$$V_2 \gamma'_2 = V_1 \gamma'_1 - V_1 g_s$$

由此得

$$V_2 = \frac{V_1 \gamma'_1 - V_1 g_s}{\gamma'_2} \text{米}^3 \quad (10-10)$$

式中  $V_1, V_2$ ——蓄热器充热后及放热后的水容积，米<sup>3</sup>；

$\gamma'_1, \gamma'_2$ ——充热后及放热后的水的重度，公斤/米<sup>3</sup>；

$g_s$ ——单位水容积蓄热量，公斤/米<sup>3</sup>。

变压式蓄热器只能产生饱和蒸汽，但充热可以用饱和蒸汽或过热蒸汽。在用过热蒸汽充热时，一公斤充热过热蒸汽的汽化热加上过热的热量，必定大于放热时一公斤饱和蒸汽的汽化热。所以发生一公斤饱和蒸汽所需要的过热蒸汽量，就不到一公斤。当蓄热器经过一个充热放热的循环以后，进入蓄热器的蒸汽重量少于它所放出的量，于是蓄热器的水位逐渐降低，这时就需要向蓄热器补水。

当用饱和蒸汽充热时,和上述现象正好相反。汽压增加时汽化热减少。充热压力 $P_1$ 大于放热平均压力 $P_{vj} = \frac{P_1 + P_2}{2}$ , 所以为了产生一公斤压力为 $P_{vj}$ 的蒸汽, 就需要向蓄热器送入大于一公斤的压力为 $P_1$ 的蒸汽。由于送入蒸汽量大于送出蒸汽量, 蓄热器在经过一个充热放热的循环以后, 水位会逐渐升高, 这时就需要从蓄热器放水。

实际上在放热时, 产生一公斤蒸汽所需的热量 $k_0$ 近似地为:

$$k_0 = i'_{vj} + r_{vj} - i'_2 \quad \text{千卡/公斤} \quad (10-11)$$

式中  $i'_{vj} = \frac{i'_1 + i'_2}{2}$  ——饱和水平均热焓, 千卡/公斤;

$r_{vj} = \frac{r_1 + r_2}{2}$  ——平均汽化热, 千卡/公斤。

角码 1, 2 分别表示充热 $P_1$ , 放热 $P_2$ 时的状态。

当用压力 $P_1$ 的干饱和蒸汽充热时, 从一公斤充热的蒸汽中, 利用来把蓄热器中水加热的热量 $k_1$ :

$$k_1 = i'_1 + r_1 - i'_{vj} < k_0 \quad \text{千卡/公斤} \quad (10-12)$$

因此为了放出一公斤蒸汽, 必须供给 $\frac{k_0}{k_1}$ 公斤的蒸汽, 在一个充热放热循环过程中, 蓄热器的增加水量 $\bar{W}$ :

$$\begin{aligned} \bar{W} &= G \left( \frac{k_0}{k_1} - 1 \right) = G \left( \frac{i'_{vj} + r_{vj} - i'_2}{i'_1 + r_1 - i'_{vj}} - 1 \right) \\ &= G \left( \frac{r_{vj} - r_1}{i'_1 - i'_{vj}} \right) \quad \text{公斤} \end{aligned} \quad (10-13)$$

式中  $i'_1$  —— $P_1$ 时的蒸汽焓, 千卡/公斤。

当用湿饱和蒸汽充热时, 这个水量将大于 $\bar{W}$ , 因为一公斤的湿蒸汽热焓, 小于同压力下干饱和蒸汽热焓。

当用过热蒸汽充热时,

$$k_1 = i'_1 + r_1 + i_g - i'_{vj} > k_0 \quad \text{千卡} \quad (10-14)$$

在一个充热放热过程中, 蓄热器中减少的水量为 $\bar{W}_1$

$$\begin{aligned} \bar{W}_1 &= G \left( 1 - \frac{k_0}{k_1} \right) = G \left( 1 - \frac{i'_{vj} + r_{vj} - i'_2}{i'_1 + r_1 + i_g - i'_{vj}} \right) \\ &= G \left( \frac{r_1 + i_g - r_{vj}}{i'_1 + i_g - i'_{vj}} \right) \quad \text{公斤} \end{aligned} \quad (10-15)$$

式中  $i_g$  ——蒸汽过热量, 千卡/公斤。

由于蓄热器散热损失的影响, 有部分蒸汽凝结成水。当用饱和蒸汽充热时, 蓄热器中水量增加更多。当用过热蒸汽充热时, 补充水量则可减少。

前面已说明了充水系数与蒸汽干度的关系。有时为了满足生产工艺上的要求, 对蓄热器产生的蒸汽, 要求一定的干度。因此当确定充水系数以后, 应核算蒸汽空间高度和蒸发强度。

蒸汽空间高度就是蓄热器内水面至蒸汽引出装置间之垂直高度。当蓄热器内水蒸发时, 会带出水滴。一定的蒸汽速度, 只能带走一定大小的水滴, 更大的水滴在飞到一定高度

后, 因自重而又落回水中。所以保持一定的蒸汽空间高度, 可以维持蒸汽一定的干度。据国外有关资料, 要获得98%的蒸汽干度, 这个距离要300毫米。太高也是不必要的, 因为再增加蒸汽空间的高度, 不能进一步降低蒸汽带水量(即减少蒸汽能带动的细小水滴量)。

蒸汽湿度与蒸发强度有关, 在一定的蒸发强度以下可得较低的蒸汽湿度, 超过此强度则蒸汽湿度增加很多, 见图10-9。此限度称临界负荷。

蓄热器的设计不应超过许可的蒸发强度。蒸发强度有容积强度和重量强度, 其计算公式如下:

$$R_1 = \frac{Dv^v}{V^v} \quad \text{米}^3/\text{米}^3 \cdot \text{时} \quad (10-16)$$

$$R_2 = \frac{D}{V^v} \quad \text{公斤}/\text{米}^3 \cdot \text{时} \quad (10-17)$$

式中  $R_1$ ——容积强度, 米<sup>3</sup>/米<sup>3</sup>·时;  
 $R_2$ ——重量强度, 公斤/米<sup>3</sup>·时;  
 $D$ ——蓄热器高峰负荷时的蒸发量, 公斤/时;  
 $v^v$ ——蒸汽比容, 米<sup>3</sup>/公斤;  
 $V^v$ ——蓄热器汽空间容积, 米<sup>3</sup>。

许可的蒸发强度, 与放热压力有关, 见图10-10。

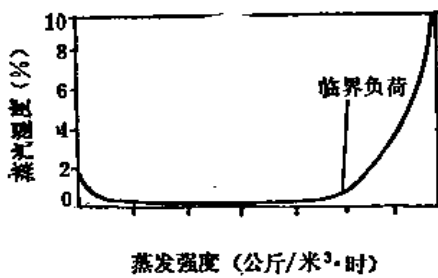


图 10-9 蒸汽湿度和蒸发强度的关系  
 注: 本图只表示定性关系。

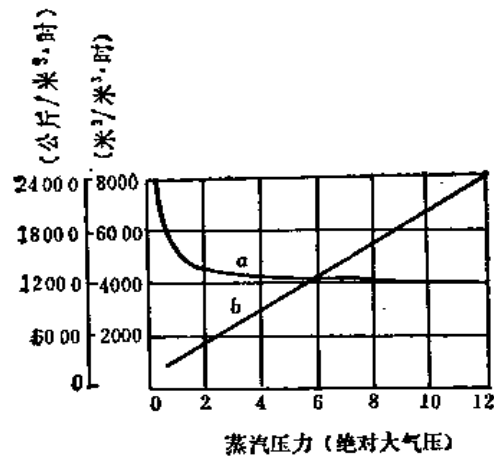
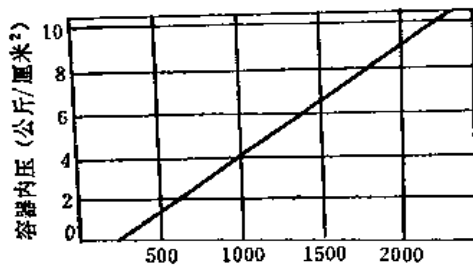


图 10-10 许可蒸发强度和压力的关系  
 a—许可容积强度; b—许可重量强度

由图10-10可知, 当压力增加时, 许可容积强度减少, 这是因为水蒸汽重度增加而水的重度减小, 使水和蒸汽分离较难。压力增加时, 许可重量强度加大, 是因为蒸汽重度增大之故。在设计时, 因蒸汽空间利用的不均匀性, 有死角存在, 所以减少了汽水分离的有效容积, 设计数值不应超过图10-10上数值的40~50%。



水面每1米<sup>2</sup>的蒸发强度 (公斤/米<sup>2</sup>·时)  
 图 10-11 表面许可蒸发强度

罗茨博士通过试验, 指出了表面蒸发强度  $R_s$ , 不超过图10-11上的数值。



$$R_3 = \frac{D}{A} \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时} \quad (10-18)$$

式中  $A$ ——蓄热器内水的蒸发面积，米<sup>2</sup>。其余符号同前。

一般，如采取 $\varphi < 0.8$ ，蒸汽空间高度不小于300毫米，则蒸发强度不会超过许可的数值。如欲获得较高的蒸汽干度，可考虑装汽水分离装置。

### 第三节 蓄热器的构造及附件

#### 一、概 述

蓄热器的结构型式一般有卧式和立式两种，卧式蓄热器蒸发面积大，高度低，安装检修方便，但占地面积大。由于蒸汽蓄热器要求有较大的蒸发面积，所以用卧式的较多，给水蓄热器则用立式的较多。

蓄热器的构造如图10-12所示，由壳体部分、内部装置、固定装置及附件等组成。壳体部分包括筒体、封头、集汽包及人孔等；内部装置包括蒸汽分配管、换流管、喷嘴和汽水分离器等；固定装置包括固定支座和活动支座；附件包括压力表、水位表、安全阀和止回阀等。

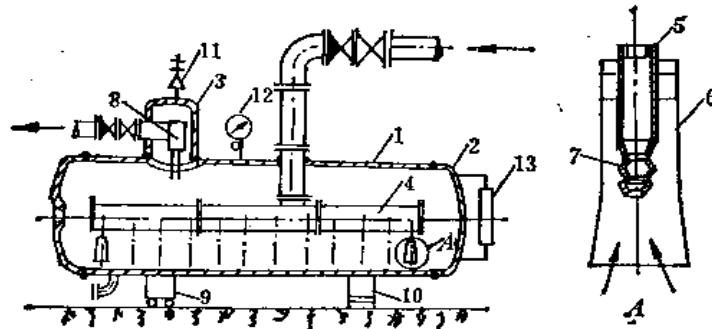


图 10-12 卧式蓄热器

1—筒体；2—封头；3—集汽包；4—蒸汽分配总管；5—蒸汽分配支管；6—换流管；7—喷嘴；8—汽水分离器；9—活动支座；10—固定支座；11—安全阀；12—压力表；13—水位表

蓄热器的壳体部分是贮藏能量的受压容器。在充热状态时，器内充满50~90%的水。为了减少散热损失，其外壁应敷设保温层。

蓄热器内部装置的喷嘴和换流器是充热过程中将充入热能与容器内贮水良好混合的重要部件。外面蒸汽引入至蒸汽分配总管，进入各蒸汽分配支管，通过喷嘴向上喷射的作用，使换流管的下部形成真空，因而把水从箭头所示方向吸入换流管中（见图10-12），可保证蒸汽与水良好混合，很好而均匀地把水加热。在降低压力时所产生的蒸汽（即放热过程），从蓄热器通过汽水分离器送往用户。蒸汽从蓄热器出来会带有不少水，汽水分离器的作用可把水份从蒸汽中分离出来，从而保证用户所需要的蒸汽品质。

蓄热器的附件是为了蓄热器本体的安全及控制运行参数而设置的。安全阀的作用是在超过蓄热器工作压力情况下，将多余的蒸汽排入大气。蒸汽压力和水位是运行当中的重要参数，可以通过蒸汽压力表和水位表进行观察和测量，由手动或自动进行控制。

蓄热器是充水容器，重量较大，应有良好的支承。同时，蓄热器又是热介质容器，在设计固定装置时应考虑蓄热器有伸缩的可能，所以一般一端设固定支座，另一端则设活动支座。

## 二、壳体部分

蓄热器的壳体部分是蓄热器的主体，是一个有较大容积的贮水器，是贮藏能量的受压容器，在设计时应保持一定容积的条件下，使金属用量省，表面积尽量小，以求节省投资和减少散热量。一般情况下，蓄热器的径长比大致在1:4或1:5左右。

### (一) 封头的选择及定型尺寸

蓄热器用封头有以下三种形式——半球形封头、椭圆形封头及扁圆形封头。半球形封头受力情况最好，在壁厚相同的条件下，它比其他形状的封头可承受较高的内压力，但半球形封头占的空间较大。扁圆形封头，在子午线的断面上，它由两个共轭圆弧构成，使生产过程变得简单，但其受力情况不好，目前已经基本不用了。椭圆形封头，曲率半径变化比较均匀缓和，受力情况比扁圆形封头好，金属耗量比半球形封头省。

为了使封头便于制造及造价尽可能节省，在设计时应尽可能选择国内各制造厂已有的压模，这样就可以利用水压机等机械来制造，避免人工敲制。表10-2和表10-3分别列出了国内某厂椭圆形无孔封头和有孔封头的标准。

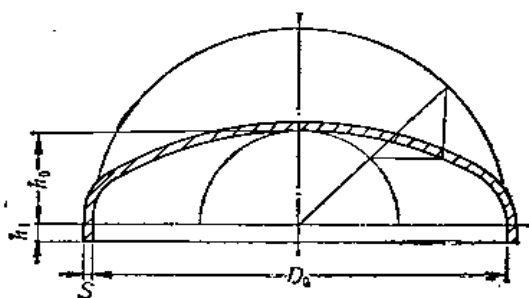


图 10-13 椭圆形无孔封头

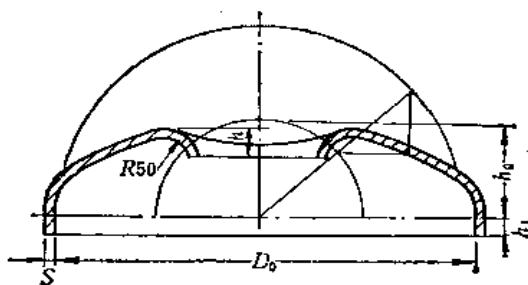


图 10-14 椭圆形有孔封头

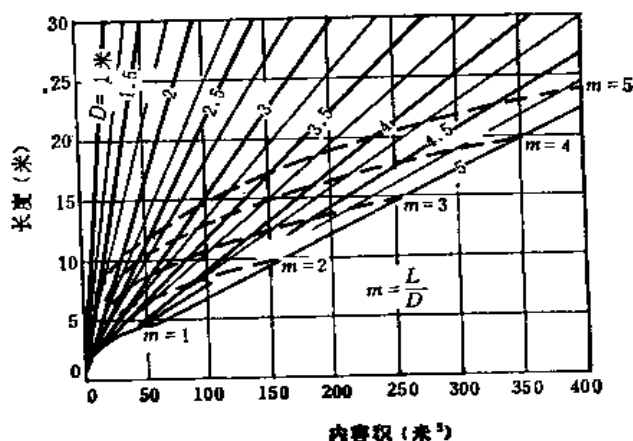


图 10-15 半球形封头蓄热器容积

椭圆形无孔封头标准 (单位: 毫米)

表 10-2

$D_0$	600	700	800	900	1000	1200	1400	1500	1600	1800	2000	
$h_0$	150	175	200	225	250	300	350	375	400	450	500	
$h_1$	$S$	展开直径 $D$ 毫米 / 理论重量 $Q$ 公斤										
25	6	$\frac{754}{21}$	$\frac{872}{28}$									
	8	$\frac{757}{28}$	$\frac{874}{38}$									
40	10	$\frac{782}{38}$	$\frac{900}{50}$	$\frac{1018}{64}$	$\frac{1135}{80}$	$\frac{1254}{97}$	$\frac{1490}{137}$					
	12	$\frac{784}{45}$	$\frac{903}{60}$	$\frac{1021}{77}$	$\frac{1139}{96}$	$\frac{1257}{117}$	$\frac{1492}{165}$	$\frac{1727}{221}$	$\frac{1846}{252}$			
50	14			$\frac{1023}{90}$	$\frac{1141}{112}$	$\frac{1259}{137}$	$\frac{1494}{193}$	$\frac{1730}{258}$	$\frac{1847}{295}$	$\frac{1965}{333}$	$\frac{2200}{418}$	$\frac{2435}{512}$
	16			$\frac{1025}{104}$	$\frac{1143}{129}$	$\frac{1261}{157}$	$\frac{1497}{221}$	$\frac{1732}{296}$	$\frac{1850}{337}$	$\frac{1968}{382}$	$\frac{2203}{479}$	$\frac{2438}{586}$
60	18			$\frac{1028}{117}$	$\frac{1146}{146}$	$\frac{1264}{177}$	$\frac{1499}{249}$	$\frac{1734}{334}$	$\frac{1852}{380}$	$\frac{1970}{431}$	$\frac{2205}{540}$	$\frac{2440}{661}$
	20			$\frac{1046}{135}$	$\frac{1164}{167}$	$\frac{1282}{203}$	$\frac{1518}{284}$	$\frac{1753}{379}$	$\frac{1873}{432}$	$\frac{1989}{488}$	$\frac{2224}{610}$	$\frac{2459}{746}$
75	22			$\frac{1048}{149}$	$\frac{1168}{184}$	$\frac{1284}{224}$	$\frac{1520}{314}$	$\frac{1755}{418}$	$\frac{1875}{476}$	$\frac{1991}{538}$	$\frac{2228}{672}$	$\frac{2464}{822}$
	24			$\frac{1052}{178}$	$\frac{1172}{220}$	$\frac{1289}{266}$	$\frac{1521}{358}$	$\frac{1758}{497}$	$\frac{1878}{542}$	$\frac{1996}{638}$	$\frac{2232}{798}$	$\frac{2466}{975}$
90	28					$\frac{1291}{288}$	$\frac{1527}{402}$	$\frac{1762}{537}$	$\frac{1880}{610}$	$\frac{1998}{689}$	$\frac{2234}{861}$	$\frac{2469}{1052}$
	30					$\frac{1294}{309}$	$\frac{1530}{433}$	$\frac{1765}{576}$	$\frac{1884}{655}$	$\frac{2000}{740}$	$\frac{2236}{924}$	$\frac{2472}{1129}$
120	36								$\frac{1910}{808}$	$\frac{2027}{909}$	$\frac{2263}{1233}$	$\frac{2498}{1381}$
	40								$\frac{1914}{900}$	$\frac{2030}{1015}$	$\frac{2366}{1361}$	$\frac{2503}{1538}$

附注: 1. 本标准用于锅炉蒸汽参数  $P \leq 39$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 的汽包封头;  
2. 材料: 20g。

## (二) 容积和表面积计算

### 1. 半球形封头蓄热器

半球形封头蓄热器的容积  $V$  可按下列公式计算

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \left( L - \frac{D}{3} \right) \text{ 米}^3 \quad (10-19)$$

式中  $D$ ——蓄热器内直径, 米;  
 $L$ ——蓄热器总长度, 米。

半球形封头蓄热器的容积也可按图10-15查取。表面积可按图10-16查取。根据蒸汽蓄热器工作原理, 容器内应有一定的蒸发面和汽空间, 在一定的充水系数下, 蓄热器(卧

椭圆形有孔封头标准 (单位: 毫米)

表 10-3

$D_o$		600	700	800	900	1000	1200	1400	1500	1600	1800	2000	
$h_o$		150	175	200	225	250	300	350	375	400	450	500	
$h_i$	$h$	展开直径 $D$ 毫米 / 理论重量 $Q$ 公斤											
40	85	10	$\frac{782}{35}$	$\frac{900}{47}$	$\frac{1018}{61}$	$\frac{1136}{77}$	$\frac{1254}{94}$	$\frac{1490}{134}$					
		12	$\frac{784}{41}$	$\frac{903}{56}$	$\frac{1021}{73}$	$\frac{1139}{92}$	$\frac{1257}{113}$	$\frac{1492}{161}$	$\frac{1727}{217}$	$\frac{1846}{248}$			
		14			$\frac{1023}{85}$	$\frac{1141}{107}$	$\frac{1259}{132}$	$\frac{1494}{188}$	$\frac{1730}{253}$	$\frac{1847}{290}$	$\frac{1965}{328}$	$\frac{2200}{413}$	$\frac{2435}{506}$
		16			$\frac{1025}{97}$	$\frac{1143}{123}$	$\frac{1261}{151}$	$\frac{1497}{215}$	$\frac{1732}{290}$	$\frac{1850}{331}$	$\frac{1968}{375}$	$\frac{2203}{473}$	$\frac{2438}{580}$
		18			$\frac{1028}{109}$	$\frac{1146}{139}$	$\frac{1264}{169}$	$\frac{1499}{242}$	$\frac{1734}{326}$	$\frac{1852}{373}$	$\frac{1970}{422}$	$\frac{2205}{533}$	$\frac{2440}{652}$
		20			$\frac{1046}{129}$	$\frac{1164}{161}$	$\frac{1282}{196}$	$\frac{1518}{277}$	$\frac{1753}{373}$	$\frac{1873}{425}$	$\frac{1989}{481}$	$\frac{2224}{603}$	$\frac{2459}{741}$
50	95	22			$\frac{1048}{142}$	$\frac{1166}{176}$	$\frac{1284}{215}$	$\frac{1520}{305}$	$\frac{1755}{409}$	$\frac{1875}{467}$	$\frac{1991}{528}$	$\frac{2226}{663}$	$\frac{2464}{815}$
		24			$\frac{1052}{162}$	$\frac{1172}{201}$	$\frac{1289}{246}$	$\frac{1521}{348}$	$\frac{1758}{467}$	$\frac{1878}{533}$	$\frac{1996}{603}$	$\frac{2232}{757}$	$\frac{2466}{928}$
		28					$\frac{1291}{276}$	$\frac{1527}{391}$	$\frac{1762}{525}$	$\frac{1880}{598}$	$\frac{1998}{675}$	$\frac{2234}{848}$	$\frac{2469}{1040}$
		30					$\frac{1294}{297}$	$\frac{1530}{418}$	$\frac{1765}{562}$	$\frac{1884}{641}$	$\frac{2000}{726}$	$\frac{2236}{910}$	$\frac{2472}{1113}$
		32					$\frac{1536}{466}$	$\frac{1767}{616}$		$\frac{2002}{791}$	$\frac{2238}{988}$	$\frac{2474}{1207}$	
		38*							$\frac{1773}{736}$		$\frac{2010}{916}$	$\frac{2246}{1181}$	$\frac{2480}{1442}$
60	110	42*							$\frac{1916}{928}$	$\frac{2032}{1046}$	$\frac{2267}{1308}$	$\frac{2504}{1600}$	
		46*							$\frac{1920}{1019}$	$\frac{2036}{1146}$	$\frac{2271}{1437}$	$\frac{2508}{1759}$	

附注: 1. 本标准用于锅炉蒸汽参数  $P \leq 39$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 的汽包封头;  
 2. 材料: 20g;  
 3. 人孔板边高度  $h$  在短轴方向测量。有人孔加强圈时焊后加工。

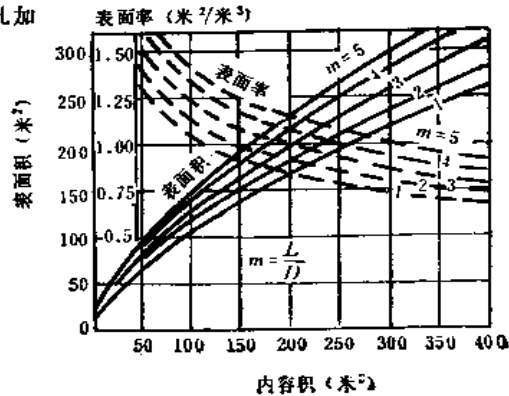


图 10-16 半球形封头蓄热器表面积

式) 内的水位高度可按图10-17查得。

## 2. 椭圆形封头蓄热器

椭圆形封头容积计算如下(见图10-18):

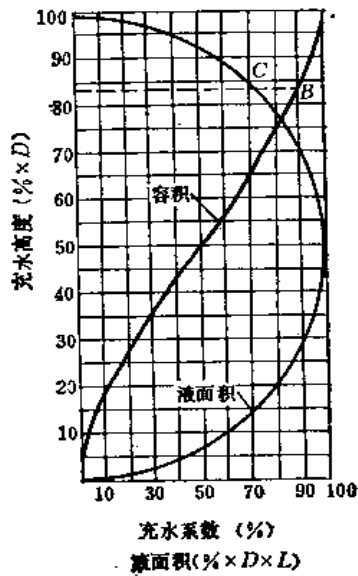


图 10-17 半球形封头卧式蓄热器充水高度

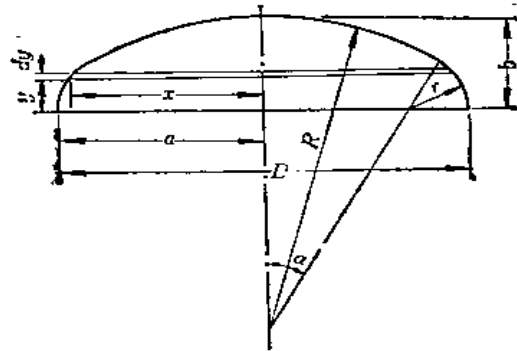
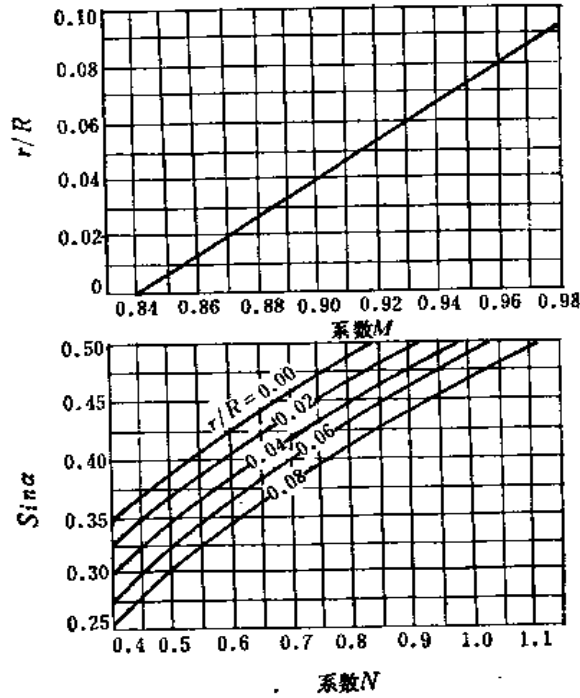


图 10-18 椭圆形封头计算

本图适用于  $R = D, F = MR^2$



本图适用于一般情况,  $F = NR^2$

图 10-19 椭圆形封头表面积

椭圆形的方程式为  $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1$ , 对于长短轴比为2:1的椭圆形封头  $a=2b$ , 则  $x^2 = 4(b^2 - y^2)$ 。

容积微分式为  $dV = \pi x^2 dy$

$$\text{积分 } V = \int_0^b \pi x^2 dy = 4\pi \int_0^b (b^2 - y^2) dy = \frac{8}{3} \pi b^3 = \frac{\pi}{3} a^3 = \frac{\pi}{24} D^3$$

$$\text{两个椭圆封头的容积为 } 2 \times \frac{\pi}{24} D^3 = \frac{\pi D^3}{12}$$

蓄热器总容积

$$V = \frac{\pi D^2}{4} (L - 2b) + \frac{\pi D^3}{12} = \frac{\pi D^2}{4} \left( L - \frac{D}{6} \right) \text{ 米}^3 \quad (10-20)$$

式中  $D$ ——蓄热器内直径, 米;

$L$ ——蓄热器总长度, 米。

椭圆形封头的表面积可根据图10-19查取, 图中  $F$  为封头表面积 (米<sup>2</sup>), 其他尺寸参见图10-18。

例如: 按热工计算需要蓄热器容积为150米<sup>3</sup>, 采用直径3.5米, 查图10-15可知长度为17米,  $L/D=4.86$ ; 由容积150米<sup>3</sup>及  $L/D=4.86$ 查图10-16可知表面积为180米<sup>2</sup>; 设这个蓄热器的充水系数为0.9, 从图10-17横坐标90%点上引交容积曲线于  $B$  点, 由纵坐标找到充水高度为  $84\% \times D = 0.84 \times 3.5 = 2.94$ 米, 此横虚线交液面曲线于  $C$  点, 由  $C$  点下引交横坐标于73%, 可知其液面积为  $0.73 \times 3.5 \times 17 = 43.46$ 米<sup>2</sup>。

### 三、内部装置

#### (一) 蒸汽分配管

蒸汽引入管进入蓄热器后, 沿筒体长度方向布置蒸汽分配总管, 在总管下面沿筒体长度方向均匀布置蒸汽分配支管, 在支管下面安装喷嘴和换流管。蒸汽分配支管的数量取决于喷嘴的数量, 是根据充入蒸汽能量的多少来决定的。对于较大直径的蓄热器, 为了更充分更均匀地充热, 一般应沿水平方向平行布置两根蒸汽分配总管, 两排喷嘴, 见图10-20。为了防止充热过程中的振动和冲击, 蒸汽分配管应有良好的支承。

#### (二) 喷嘴和换流管

##### 1. 喷嘴和换流管的型式

蒸汽蓄热器常用的喷嘴和换流管的型式有两种, 见图10-21和图10-22。图10-21使用的喷嘴结构型式, 是在蒸汽分配支管的末端装有两只喷嘴盘, 每个喷嘴盘上装有4个喷嘴, 喷嘴与喷嘴盘采用丝扣连接, 换流管采用渐缩渐扩形, 效果较好, 但制造较为复杂。根据用户反映, 喷嘴与喷嘴盘采用丝扣连接, 喷嘴经常发现脱落, 可能是由于充热过程中振动所致。

图10-22使用的喷嘴结构型式, 是在蒸汽分配支管的末端焊喷头, 在喷头的斜上方焊喷嘴, 喷嘴最小通径为5毫米。这种型式的喷嘴和换流管加工制造都较为简便, 喷嘴也不会脱落, 也能满足使用要求。

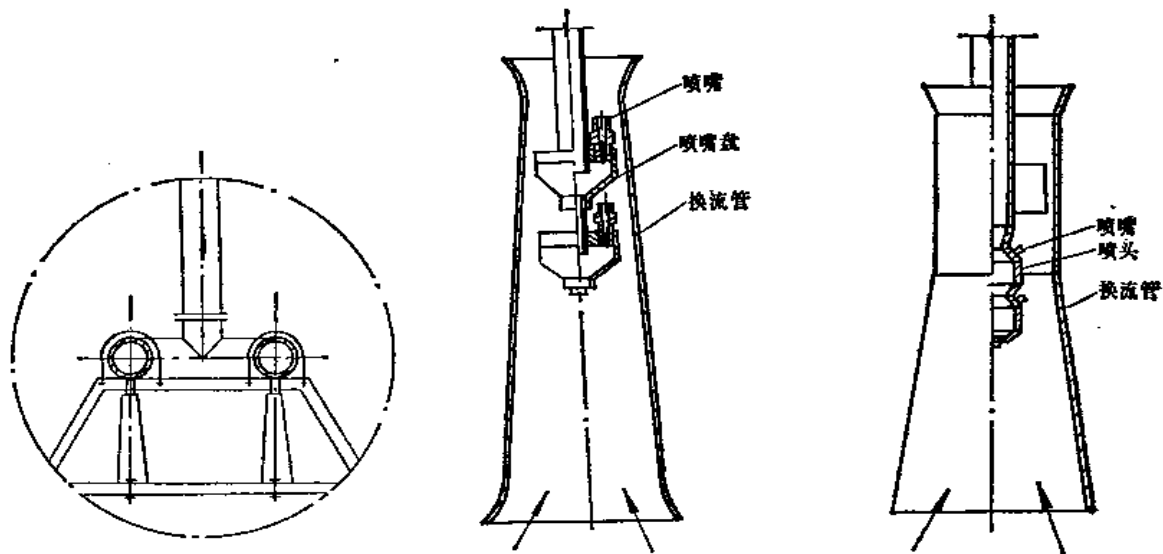


图 10-20 蒸汽分配管的布置 图 10-21 蒸汽蓄热器喷嘴之一 图 10-22 蒸汽蓄热器喷嘴之二

废汽蓄热器常用的喷嘴也有两种型式，见图10-23和图10-24。图10-23所示的喷嘴是一种简易喷嘴，在蒸汽分配支管的下端出口处加装阻流板，废汽喷向阻流板后折向环形间隙喷出与水混合，阻力较小，结构简单。但汽水混合较慢，加热不够均匀，汽流冲击挡板可能发生振动。

图10-24所示的喷嘴带有换流管，在蒸汽分配支管的下端装有挡板，废汽喷出后碰到挡板形成扁平的股流与水混合，从换流管上部扩大口处流出，此时汽水混合物不再与浮在水表面的油质接触，浮于水表面上层的油质可借排油管放泄。

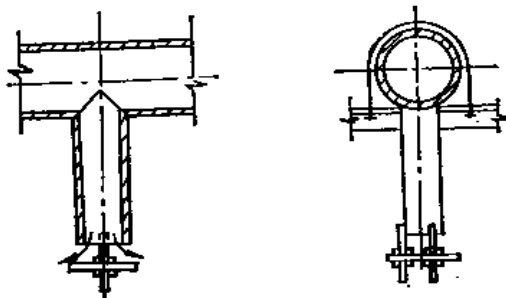


图 10-23 废汽蓄热器喷嘴之一

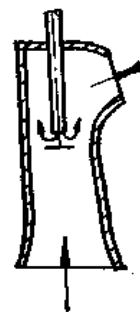


图 10-24 废汽蓄热器喷嘴之二

## 2. 喷嘴数量的计算

喷嘴数量的计算是根据单位时间内充入蓄热器的蒸汽量来决定的。对于一定直径的喷嘴，当需要充入蓄热器的蒸汽量越多，则需要的喷嘴数量也越多。蓄热器的充热过程是比较复杂的，充入蒸汽的压力和蓄热器内的压力是根据用户不同的用热情况而变化的，因此充入蒸汽在喷嘴内的流速也是不稳定的。根据日本前田利春的建议，在一般充热压力为14公斤力/厘米<sup>2</sup>时，蒸汽在喷出口处的流速可采用50米/秒，喷嘴面积的收缩系数采用0.5。

例如：喷嘴最小通径为10毫米，5个换流管内有40个喷嘴，当充热压力为14公斤力/厘米<sup>2</sup>时，每个换流管的蒸汽充入量 $G$ 为：

$$G = 40 \times \frac{\pi}{4} d^2 \times 0.5 \times v \times 3600 \times \frac{1}{\gamma}$$

$$= 40 \times \frac{\pi}{4} \left( \frac{10}{1000} \right)^2 \times 0.5 \times 50 \times 3600 \times \frac{1}{0.1434}$$

$$= 1.98 \text{ 吨/时。}$$

### (三) 汽水分离器

蒸汽带水问题，除了通过保持一定的汽空间高度，控制压降速度等措施外，有时还靠设置汽水分离器，以达到用户对蒸汽干度的要求。见图10-25、图10-26。

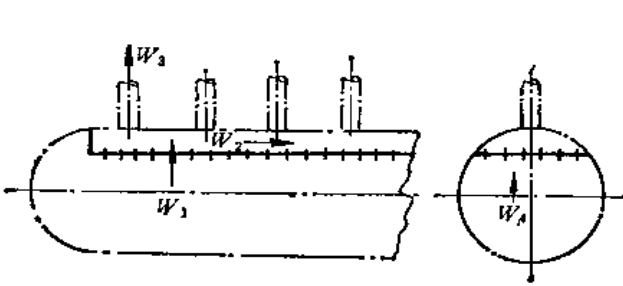


图 10-25 均汽板分离器

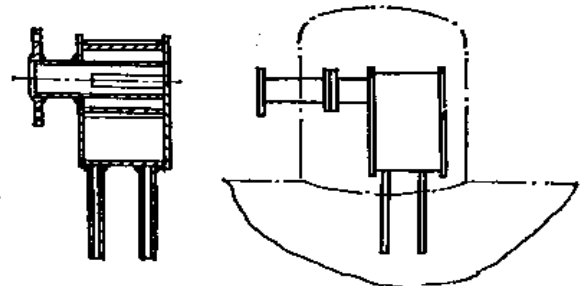


图 10-26 旋风分离器

#### 1. 均汽板分离器

(1) 作用原理：利用孔板的节流作用使蒸汽沿汽包的长度、宽度均匀分布，防止蒸汽负荷局部集中，因而能有效的利用空间，降低蒸汽上升速度，有利于重力分离。另外，均汽板还能阻挡住一些小水滴，起到一定的细分离作用。

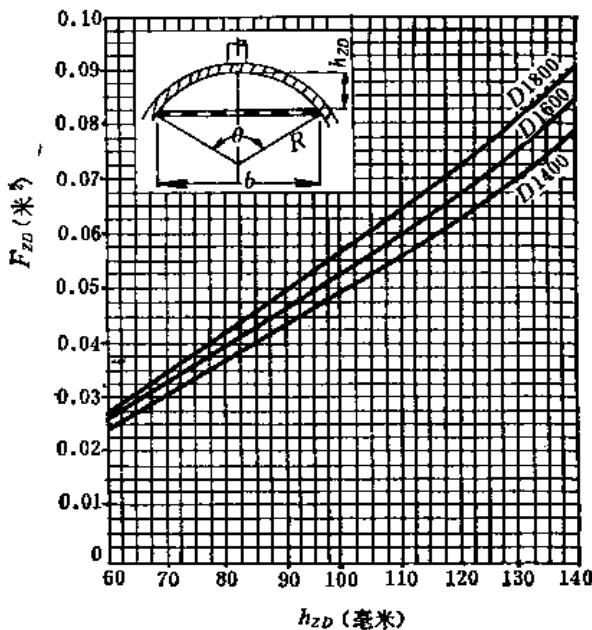


图 10-27 均汽板上部纵向通道面积  $F_{zd}$  的计算曲线

$$b = 2R \sin \theta / 2$$

$$F_{zd} = \frac{1}{2} R^2 \theta - \frac{1}{2} b \sqrt{R^2 - \left( \frac{b}{2} \right)^2}$$

(2) 设计数据：

A. 穿孔速度  $W_1$ ，对于中压取 8~12 米/秒；对于高压取 6~8 米/秒。选用均汽板穿孔速度时，应该核算均汽板阻力  $\Delta P_{zD}$ ，以不超过 300 公斤力/米<sup>2</sup> 为限。

B. 均汽板上部通道高度  $h_{zd}$  按均汽板上部最大纵向速度  $W_2 < \frac{1}{2} W_1$  的关系来确定  $h_{zd}$ 。

$$W_2 = \frac{D v''}{3.6 \times 2n F_{zd}} \text{ 米/秒} \quad (10-21)$$

式中  $D$ ——通过均汽板的蒸汽流量，吨/时；

$F_{zd}$ ——均汽板上部的纵向通道面积，米<sup>2</sup>；

$n$ ——饱和蒸汽引出管的根数；

$v''$ ——饱和蒸汽比容，米<sup>3</sup>/公斤。



如果只有一根或二根饱和蒸汽引出管，布置于蒸汽板的两端，则式(10-21)如下：

$$W_2 = \frac{Dv^n}{3.6nF_{2D}} \quad \text{米/秒} \quad (10-22)$$

如 $W_2$ 已定，则可求 $F_{2D}$ 。由 $F_{2D}$ 和蓄热器筒体内径 $D$ 查图10-27即可得出 $h_{2D}$ 。

C. 饱和蒸汽引出管入口速度 $W_3$ ，其值应小于或等于 $0.7W_1$ ，以防止在管口附近出现大量蒸汽抽出现象，从而破坏均汽板的正常工作。

若 $W_3$ 很大，不能满足 $W_3 \leq 0.7W_1$ 的规定，则可在引出管口下面加一盲板(见图10-28)，蒸汽由盲板四边流进蒸汽引出管，使盲板的入口速度 $W_5 \leq 0.7W_1$ 即可(也可用对着蒸汽引出管口处的均汽板不开孔的办法来代替盲板)。

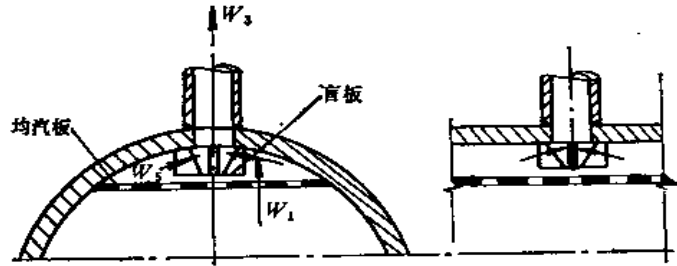


图 10-28 盲板安装示意图

D. 均汽板前的流速 $W_4$ ，其值不能太大，对于中压应小于0.5米/秒，高压小于0.3米/秒。

E. 均匀开孔的孔数计算

$$n_{K0} = 355 \times 10^3 \times \frac{Dv^n}{W_1 d_{K0}^2} \quad (10-23)$$

式中  $d_{K0}$ ——开孔的孔径，毫米。

$d_{K0}$ 不应小于5毫米，以防堵塞。孔间距应不大于50毫米。

F. 不均匀开孔的计算 当饱和蒸汽引出管数目很少，相邻两管的距离很大时，如采用均匀开孔，往往因 $W_2$ 较大而不能同时满足 $W_2 \leq \frac{1}{2}W_1$ 及 $\Delta P_{100} < 300$ 公斤力/米<sup>2</sup>的要求。

如要降低 $W_2$ ，则均汽板要向下移，要占据较大的汽空间，在这种情况下，可以采用不均匀开孔的均汽板。所谓不均匀开孔这里是指孔间距不同，而每一排的孔径和孔数(也就是开孔面积)是相同的。不均匀开孔的孔间距可按表10-4的计算步骤求出(计算中假设沿均汽板全长蒸汽负荷是均匀分布的)。

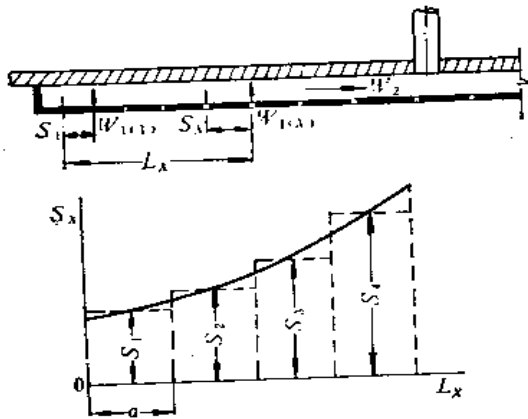


图 10-29 不均匀开孔均汽板的孔间距与长度的关系曲线

可假定不同的 $L_x$ 值代入上式求出相应的 $S_x$ 值，然后检查最大纵向流速 $W_2^{max}$ 与最大穿孔速度 $W_1^{max}$ 是否符合 $W_2^{max} \leq \frac{1}{2}W_1^{max}$ 的关系，如果相符或接近，则计

算完成，否则要重新选定 $W_1$ ，再进行计算。最后绘出如图10-29所示的 $L_x-S_x$ 曲线。考虑制造的方便，按选定的均汽板宽度 $a$ 把曲线分为数等分，以每一等分中的平均孔距作为该块均汽板的开孔间距。一般 $a$ 取250~300毫米。 $a$ 愈小，则开孔情况与计算结果愈接近。

不均匀开孔计算程序

表 10-4

序号	名称	符号	单位	计算公式	备注
1	通过均汽板的蒸汽流量	$D$	吨/时	已知	
2	均汽板长度	$L_J$	米	结构尺寸	
3	单位长度均汽板的负荷强度	$q_J$	公斤/米·秒	$\frac{D}{3.6L_J}$	沿均汽板全长 $q_J$ 应为常数
4	孔径	$d_{K0}$	米	选定	
5	每排孔的总面积	$F_{K0}$	米 <sup>2</sup>	$n_{K0} \frac{\pi}{4} d_{K0}^2$	$n_{K0}$ 为选定的每排孔数
6	最边上一排孔中蒸汽流速	$W'_1$	米/秒	选定, 一般为4~6米/秒	
7	开始孔间距	$S_1$	米	$\frac{F_{K0} W'_1 \gamma''}{q_J}$	$\gamma''$ 为蒸汽重度公斤/米 <sup>3</sup>
8	均汽板上部纵向通道截面	$F_{ZD}$	米 <sup>2</sup>	查图10-27	
9	与第一排孔相距为 $L_x$ 处的孔间距	$S_x$	米	$\sqrt{S_1^2 + 1.5 \left( \frac{F_{K0}}{F_{ZD}} \right)^2 L_x^2}$	$L_x$ 为假定值

### (3) 结构尺寸及布置方式

A. 孔板用3~4毫米钢板制成, 如均汽板比较宽, 则应装加固筋。

B. 每块均汽板的大小, 以能拿入人孔为限, 相邻两块均汽板间应留有1~2毫米的安装间隙, 计算穿孔速度 $W'_1$ 时应包括此间隙。

C. 在满足设计要求的前提下, 均汽板应尽量布置得高些, 以增加汽空间的有效分离高度。

### 2. 旋风分离器

图10-26所示的旋风分离器是用钢板卷成蜗壳型, 一端封住, 另一端与出汽管相连接。其作用原理: 蒸汽由水平切线方向进入后, 进行急速旋转, 产生离心力, 水滴因离心力作用被分离出来甩在壁上, 由下部排水管流入蓄热器水空间。

在设计旋风分离器时, 不仅要使水分能从蒸汽中分离出来, 而且要保证分离出来的水分在它再接触蒸汽前排走, 故在汽水分离器下部引出排水管至蓄热器盛水空间。但是由于蓄热器蒸汽空间汽压与汽水分离器处压力的差数大于水柱的压力 $H$ , 不但不能排除分离出来的水分, 反而把蓄热器水空间的水吸入到汽水分离器中去。

排水管高度 $H$ 由下式决定:

$$H = \frac{w_1^2 \gamma''}{2g} + \frac{(1+\xi) \times 10^3}{\gamma'} + Z \quad \text{毫米} \quad (10-24)$$

式中  $w_1$ ——汽水分离器通路中蒸汽的速度, 米/秒;  
 $\gamma''$ ——蒸汽的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;  
 $\gamma'$ ——饱和水的重度, 公斤/米<sup>3</sup>;  
 $\xi$ ——通路的损失系数, 可取0.2;  
 $g$ ——重力加速度,  $g = 9.81$ 米/秒<sup>2</sup>;  
 $Z$ ——水经过排水管时的摩擦损失, 毫米水柱。

排水管中水的流速 $w_2$ 的计算:

$$w_2 = \varphi \sqrt{2gZ} \quad \text{米/秒} \quad (10-25)$$

式中  $\varphi$ ——系数, 约等于0.65。

汽水分离器分离出的水量 $V$ 的计算:

$$V = \frac{D(1-x)}{\gamma' \times 3600} \quad \text{米}^3/\text{秒} \quad (10-26)$$

式中  $D$ ——蓄热器高峰负荷时放出的蒸汽量, 公斤/时;

$x$ ——蒸汽干度。

排水管直径 $d$ 的计算:

$$d = 113 \sqrt{V/w_2} \quad \text{厘米} \quad (10-27)$$

#### 四、固定装置及附件

##### (一) 固定装置

固定装置摘编自一机部和燃化部的部标准(JB1167—73), 此标准适用于钢制卧式容器用的鞍式支座, 见图10-30及图10-31。其基本参数和尺寸见表10-5。

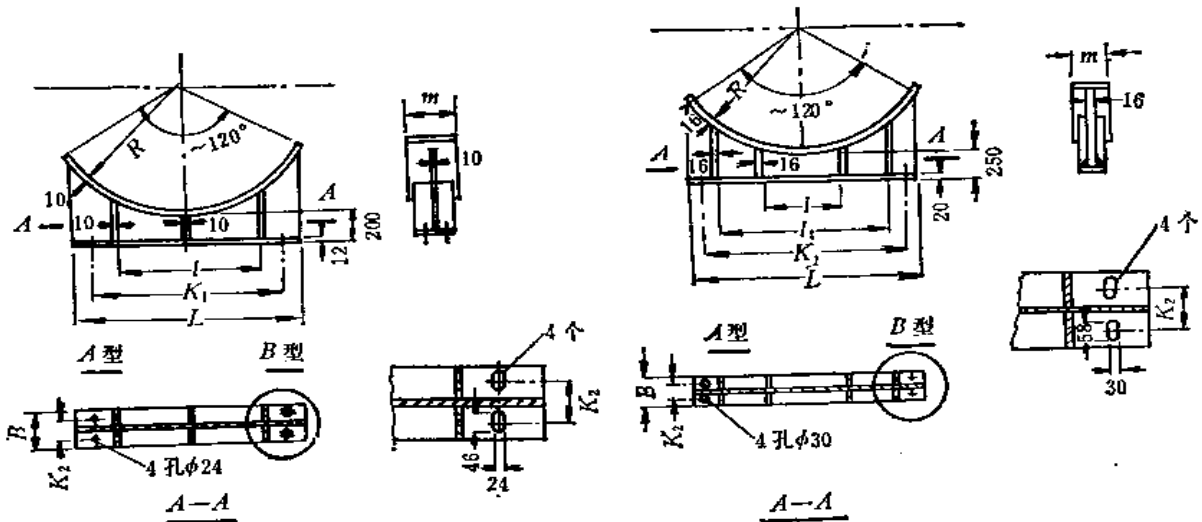


图 10-30 鞍式支座 ( $D_0$ 1300~2200)

图 10-31 鞍式支座 ( $D_0$ 2300~3600)

鞍座材料采用A3F。鞍座垫板的材料如需改变, 应在图样中注明。

全部焊缝腰高均等于0.8倍较薄板的厚度。

垫板与容器筒体应良好贴合, 当公称直径 $D_0 \leq 1500$ 毫米时, 最大间隙 $\leq 2$ 毫米, 当 $D_0 > 1500$ 毫米时, 最大间隙 $\leq 3$ 毫米。

活动鞍座的地脚螺栓采用两个螺母, 第一个螺母拧紧后倒退一圈, 然后用第二个螺母锁紧, 以便鞍座能在基础面上自由滑动。

如有特殊需要, 鞍座高度允许改变, 其允许负荷及重量由设计者自行计算。

标记示例:

公称直径 $D_0$ 2200毫米, A型鞍座, 标记为:

钢制卧式容器用鞍式支座基本参数及尺寸表

表 10-5

序号	公称直径 $D_0$ (毫米)	支座的允许 负 (吨)	尺 寸 (毫米)							重 量 (公斤)
			$L$	$B$	$l$	$l_1$	$K_1$	$K_2$	$m$	
1	(1300)	86.5	1180	250	740	—	970	140	300	102
2	1400	86.5	1280	250	800	—	1050	140	300	114
3	(1500)	86.5	1250	250	870	—	1120	140	300	121
4	1600	86.5	1430	250	920	—	1180	140	300	128
5	(1700)	86.5	1520	250	970	—	1260	140	300	135
6	1800	86.5	1600	250	1040	—	1330	140	300	142
7	(1900)	86.5	1690	250	1120	—	1420	140	300	149
8	2000	86.5	1780	250	1180	—	1490	140	300	159
9	(2100)	86.5	1860	250	1260	—	1570	140	300	168
10	2200	86.5	1970	250	1370	—	1680	140	300	179
11	(2300)	169	2060	250	700	1500	1800	140	300	339
12	2400	169	2140	250	750	1600	1890	140	300	353
13	2600	169	2320	300	800	1800	2080	160	350	420
14	2800	169	2500	300	850	1950	2240	160	350	453
15	3000	169	2670	300	900	2150	2430	160	350	508
16	3200	169	2840	300	950	2300	2590	160	350	525
17	3400	169	3000	300	1000	2450	2740	160	350	551
18	3600	169	3200	300	1050	2600	2920	160	350	590

注：(1)带括号的公称直径尽量不采用；

(2)图中尺寸 $R$ ，无加强板时为筒体外半径；有加强板时为筒体外半径加上加强板厚度；

(3)鞍座分A、B两种型式，A型为固定鞍座，B型为活动鞍座，两种鞍座除地脚螺栓孔不同外，其余均相同。

支座 $D_02200A$  JB1167-73

公称直径 $D_02200$ 毫米，B型鞍座，标记为：

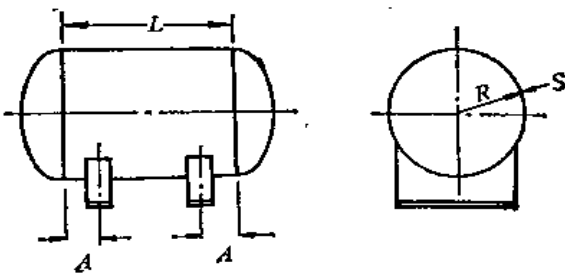
支座 $D_02200B$  JB1167-73

鞍座高度 $h$ 如需改变，其改变后的数值应在标记中加括号注明，例如：

支座 $D_02200A(h=×××)$

JB1167-73

采用双鞍座时，鞍座位置推荐为(见图10-32)：



- (1)  $A \leq 0.2L$
- (2)  $A/R \leq 0.5$

图 10-32 鞍座位置

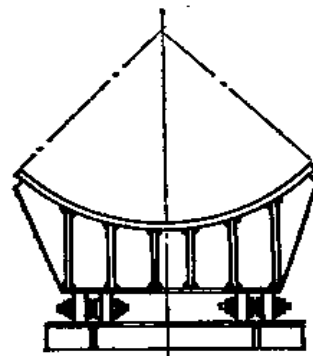


图 10-33 滚动支座

一般首先应满足第(1)款要求。

筒体在支座作用下的应力验算，由设计者自作。

蓄热器内的介质温度比较高，热膨胀量比较大，其活动支座一般采用滚动支座（见图10-33）。

## （二）附件

蓄热器的附件有安全阀、水位表及其它热工仪表等，安全阀的选用及计算，可按照锅炉的有关规定。但近来有些蓄热器上已不装安全阀，理由是锅炉上已装，而蓄热器的蒸汽压力是不可能超过锅炉蒸汽压力的。热工仪表见下述。

# 第四节 蓄热器的热工控制

## 一、概 述

蓄热器运行时，需要观察测量的参数有：压力和水位。一般情况下，采用就地安装的一次仪表。就地观察，就地操作。对于装有多台蓄热器的蓄热站房或要求较高时，亦可将测量仪表集中安装于测量控制间，蓄热器的操作亦可集中引至控制间遥控，以便于集中观察和控制各蓄热器的运行。

蓄热器运行中的充热、放热过程应采用自动调节。由于运行过程汽源及用户的压力参数不断变化，因此，蓄热器的充热、放热过程也不断变化，这种变化十分频繁，以致用人工操作时，往往跟不上这种变化的速度，不仅操作人员劳动强度大，而且往往影响蓄热器的正常运行，使蓄热器不能充分发挥作用，造成设计的失败。所以充热、放热过程的自动调节对蓄热器的运行非常重要。蓄热器充热、放热过程自动调节的冲量是充汽、放汽压力，因此，蓄热器充热、放热过程的自动调节实质上是以压力为调整对象的自动调节系统。

蓄热器运行过程水位高度的变化比较缓慢，因此，一般采用人工方式就地操作或遥控，对于要求自动化程度较高的场合，也可以设计成自动控制系统。

## 二、蓄热器的热工测量

### （一）压力测量

蓄热器的压力测量主要是测量来自锅炉的蒸汽母管压力，蓄热器本身的压力以及低压分汽缸的压力，多采用弹簧压力表，见图10-34。

### （二）水位测量

蓄热器水位测量可用玻璃水位计，亦可以用远距离水位计引到集中控制间。

## 三、蓄热器的自动调节

如前所述，蓄热器的自动调节，主要是维持锅炉蒸汽母管和低压分汽缸的压力恒定（见图10-34）。当锅炉产汽量大于高压用户用汽量与低压用户用汽量之和时，用不了的蒸汽就进入蓄热器中贮存起来。反之，当锅炉产汽量小于高、低压用户用汽量之和时，蓄热器内贮存的蒸汽便放出来补充（此时，高压用户用汽量当然不能大于锅炉产汽量）。图中， $V_1$ 、 $V_2$ 为调节阀，当低压用汽负荷未变，而高压用汽量增大时，锅炉母管压力会下降，此时， $V_1$ 阀就自动关小，以维持锅炉母管压力不变，同时A管段压力下降，止回阀

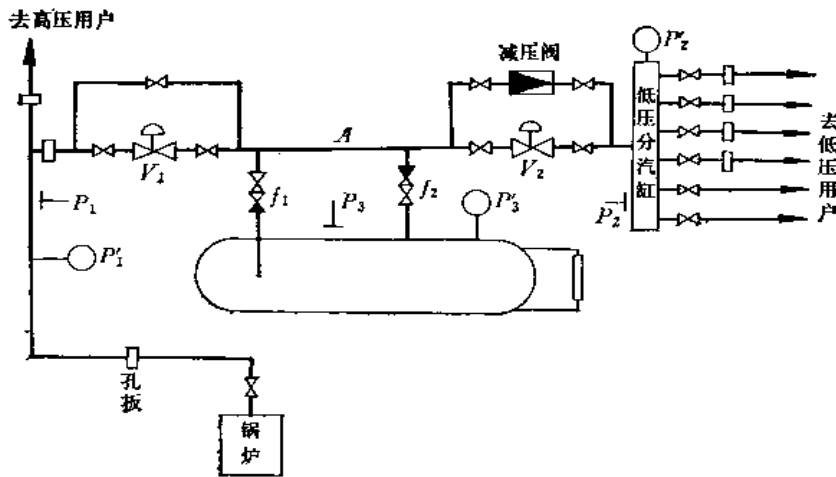


图 10-34 蓄热器热工控制系统图

$P_1, P_2$ —调节系统压力测点, 经压力变送器, 送至调节器;  $P_3$ —蓄热器压力测点, 经压力变送器送至指示记录仪;  $P_1', P_2', P_3'$ —就地指示压力表;  $V_1, V_2$ —调节阀;  $f_1, f_2$ —止回阀

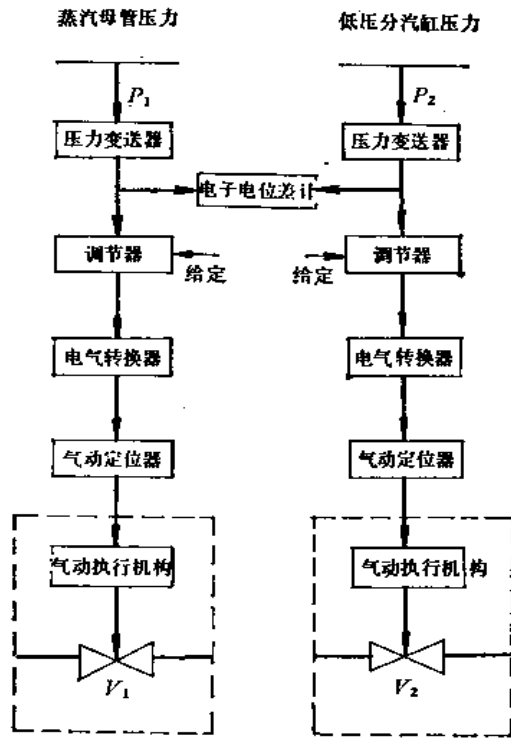


图 10-35 蓄热器自动调节系统方块原理图

$f_2$  自行打开, 蓄热器内贮存的蒸汽就放出来供低压用汽之不足。当低压用汽负荷不变, 而高压用汽量减少时, 锅炉母管压力上升, 此时,  $V_1$  阀就自动开大, 以维持锅炉母管压力不变, 同时,  $A$  管段压力上升, 止回阀  $f_1$  打开,  $f_2$  关闭, 多余的蒸汽进入蓄热器贮存, 以维持低压用汽压力不变。同样, 当低压用汽量增减时,  $V_2$  阀也随着开大或关小, 以维持低压分汽缸的压力稳定。

图10-35是自动调节系统的方块原理图, 该调节系统由两个互相独立的单回路压力定值自动调节系统构成, 被调对象分别为锅炉蒸汽母管和低压分汽缸, 被调量分别为相应的压力  $P_1, P_2$ 。

### 第五节 蓄热器设计计算示例

在一般工程设计中, 变压式蓄热器应用较多。因此, 下面列举两个变压式蓄热器供汽系统设计计算示例供设计参考。

**例题一** 某人造纤维厂某车间用汽的工艺负荷曲线如图10-36所示, 最大负荷  $D_{max} =$

6.4吨/时，最小负荷 $D_{\min}=0.75$ 吨/时，平均负荷 $D_a=3.56$ 吨/时。

### 1. 供汽方案比较

负荷曲线分析：车间用汽是周期性波动的，波动周期 $t=4.5$ 小时。最大负荷与平均负荷之差为2.84吨/时，超过平均负荷80%。最大负荷的持续时间为0.7小时。

根据这种负荷的特点，供汽方案可有如下两种：

(1) 锅炉直接供汽方案 按最大负荷，并考虑锅炉房自用汽及管道热损失系数12%，选用压力13公斤力/厘米<sup>2</sup>，蒸发量4吨/时的锅炉两台。

(2) 蓄热器供汽方案 按平均负荷，并考虑锅炉房自用汽及管道热损失系数12%，选用压力13公斤力/厘米<sup>2</sup>，蒸发量2吨/时的锅炉两台及变压式蓄热器一台，蓄热器露天布置。

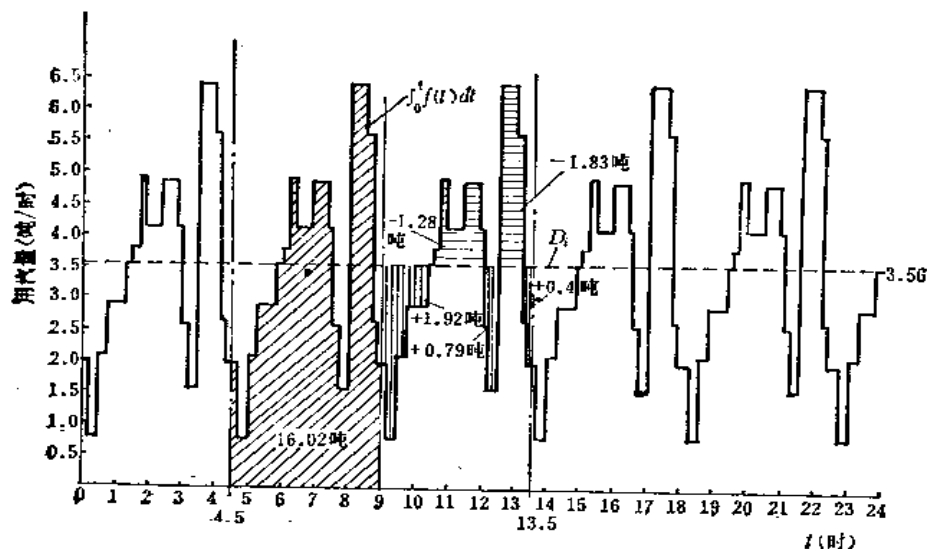


图 10-36 某车间日用汽负荷曲线

两个供汽方案主要设备费比较见表10-6。

表 10-6

设备名称	锅炉直接供汽方案				蓄热器供汽方案			
	型号	台数	单台价格(元)	合计(元)	型号	台数	单台价格(元)	合计(元)
锅炉	KZL4-13	2	58000	116000	KZL2-13	2	41000	82000
蓄热器						1	25000	25000
	总计			116000	总计			107000

注：表中锅炉价格包括鼓风机、引风机、给水泵等配套设备。

从表10-6看出，采用蓄热器供汽方案可节省主要设备费用。并且两台2吨/时锅炉的锅炉房建筑面积比两台4吨/时锅炉房建筑面积要少。因此，总的来说，采用蓄热器供汽方案可节省基建投资。蓄热器供汽方案的更主要优点是避免了锅炉赶火和低负荷运行工况，可降低运行费用和节省燃料。

## 2. 平均负荷及蓄热器的必需蓄热量计算

蓄热器的必需蓄热量计算采用积分曲线法。由于车间用汽是周期性变化的，所以蓄热器平均负荷只需按一个周期进行计算。

(1) 平均负荷计算：如图10-36中4.5时到9时的一个周期，其总用汽量为  $\int_{4.5}^9 f(t) dt = 16.02$  吨，即打有斜线部分的阴影面积。平均用汽量根据公式(10-2)为：

$$D_i = \frac{\int_0^i f(t) dt}{t_0} = \frac{16.02}{4.5} = 3.56 \text{ 吨/时}$$

(2) 必需蓄热量计算：根据公式(10-3)，以时间为横座标，以必需蓄热量为纵座标，绘制积分曲线。如图10-36中9时到13.5时这个周期，平均负荷  $D_i$  线下方的面积（竖线阴影部分）表示蓄热器蓄存的热量（蒸汽）， $D_i$  线上方的面积（横线阴影部分）表示蓄热器放出的热量（蒸汽）。积分曲线的纵座标简化求法如下：

在  $t = 9$  点钟时，蓄热量  $G = 0$ ；

在  $t = 10.4$  点钟时，蓄热量  $G = 1.92$  吨（蒸汽）；

在  $t = 12$  点钟时，蓄热量  $G = 1.92 - 1.28 = 0.64$  吨（蒸汽）；

在  $t = 12.5$  点钟时，蓄热量  $G = 1.92 - 1.28 + 0.79 = 1.43$  吨（蒸汽）；

在  $t = 13.2$  点钟时，蓄热量  $G = 1.92 - 1.28 + 0.79 - 1.83 = -0.4$  吨（蒸汽）；

在  $t = 13.5$  点钟时，蓄热量  $G = 1.92 - 1.28 + 0.79 - 1.83 + 0.4 = 0$ 。

简化积分曲线如图10-37所示。必需蓄热量为：

$$G = 1.92 - (-0.40) = 2.32 \text{ 吨（蒸汽）}$$

## 3. 蓄热器工作压力的确定

锅炉按额定工作压力  $P_0 = 13$  公斤力/厘米<sup>2</sup> 运行，考虑锅炉至蓄热器的管道压力降  $\Delta P_1 = 0.5$  公斤力/厘米<sup>2</sup>，则蓄热器的充热压力为：

$$P_1 = P_0 - \Delta P_1 = 13 - 0.5 = 12.5 \text{ 公斤力/厘米}^2$$

车间低压汽用户要求压力  $P_0 = 3$  公斤力/厘米<sup>2</sup>，考虑蓄热器出口至用汽设备的管道压力降  $\Delta P_2 = 0.5$  公斤力/厘米<sup>2</sup>，则蓄热器的放热终压为：

$$P_2 = P_0 + \Delta P_2 = 3 + 0.5 = 3.5 \text{ 公斤力/厘米}^2$$

蓄热器的压力变动为12.5至3.5公斤

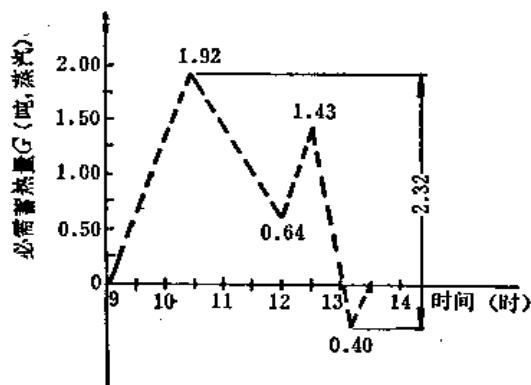


图 10-37 必需蓄热量计算

力/厘米<sup>2</sup>，总压降为9公斤力/厘米<sup>2</sup>。

## 4. 蓄热器容积计算

(1) 单位水容积蓄热量计算 根据公式(10-1)，从13.5降到4.5绝对大气压时的单位水容积蓄热量为：



$$g_s = \frac{i'_1 - i'_2}{\left(\frac{i'_1 + i'_2}{2}\right) - i'_2} \times \gamma'_1 = \frac{195.5 - 148.1}{\left(\frac{665.9 + 665.2}{2}\right) - 148.1} \times \frac{1}{0.001145}$$

$$= 80.7 \text{ 公斤蒸汽/米}^3$$

(2) 蓄热器容积计算 采取蓄热器热效率 $\eta=0.99$ , 假定蓄热器充水系数 $\varphi=0.85$  (需用蒸发强度及蒸汽空间高度来校核)。

根据公式(10-9), 蓄热器计算容积为:

$$V = \frac{G}{g_s \eta \varphi} = \frac{2320}{80.7 \times 0.99 \times 0.85} = 34 \text{ 米}^3$$

(3) 蓄热器充水系数的校核

A. 容汽空间蒸发强度

蓄热器内上部的汽空间容积为:

$$V'' = (1 - \varphi)V = (1 - 0.85) \times 34 = 5.1 \text{ 米}^3$$

从前述已知条件, 可知最大负荷 $D_{\max}=6.4$ 吨/时, 平均负荷 $D_1=3.56$ 吨/时, 故蓄热器的最大放汽量为:

$$D = D_{\max} - D_1 = 6.4 - 3.56 = 2.84 \text{ 吨/时}$$

因为假定锅炉按平均负荷运行。

(A) 重量蒸发强度 根据公式(10-17), 蓄热器汽空间的重量强度为:

$$R_2 = \frac{D}{V''} = \frac{2840}{5.1} = 556.8 \text{ 公斤/米}^3 \cdot \text{时}$$

查图10-10, 4.5绝对大气压时的许可重量强度(考虑汽容积有效利用系数0.5)为:

$$R'_2 = 10000 \times 0.5 = 5000 \text{ 公斤/米}^3 \cdot \text{时}$$

$$\therefore R_2 < R'_2 \text{ 合格}$$

(B) 容积蒸发强度 由蒸汽性质表查得, 当4.5绝对大气压时,  $v''=0.4215$ 米<sup>3</sup>/公斤, 代入公式(10-16)得:

$$R_1 = \frac{Dv''}{V''} = \frac{2840 \times 0.4215}{5.1} = 234 \text{ 米}^3/\text{米}^3 \cdot \text{时}$$

再查图10-10, 4.5绝对大气压时的许可容积强度(考虑汽容积的有效利用系数为0.5)为:

$$R'_1 = 4300 \times 0.5 = 2150 \text{ 米}^3/\text{米}^3 \cdot \text{时}$$

$$\therefore R_1 < R'_1 \text{ 合格}$$

B. 表面蒸发强度 取蓄热器内径为2000毫米, 容积为34米<sup>3</sup>, 充水系数为0.85, 水容积为:

$$34 \times 0.85 = 28.9 \text{ 米}^3$$

因蓄热器单位长度的容积为:

$$\pi \times 1^2 \times 1 = 3.14 \text{ 米}^3/\text{米}$$

$\varphi=0.85$ 时的水容积为:

$$3.14 \times 0.85 = 2.669 \text{ 米}^3$$

故蓄热器的当量长度为:

$$\frac{28.9}{2.669} = 10.8 \text{ 米}$$

根据图10-17, 查得当充水系数为0.85时, 蒸发面积约为最大蒸发面积(充水系数0.5时)的78%, 所以蒸发面积为:

$$A = 0.78 \times 2 \times 10.8 = 16.8 \text{ 米}^2$$

表面蒸发强度为:

$$R_s = \frac{D}{A} = \frac{2840}{16.8} = 169 \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时}$$

再查图10-11许可表面蒸发强度为:

$$R'_s = 800 \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时}$$

$$\therefore R_s < R'_s \text{ 合格}$$

C. 蒸汽空间高度 按图10-17, 可查得蓄热器之充水高度为:

$$H = 0.78 \times 2 = 1.56 \text{ 米}$$

则蓄热器内蒸汽空间高度为:

$$h = 2 - 1.56 = 0.44 \text{ 米}$$

$$\therefore h > 300 \text{ 毫米 合格}$$

根据上述的校核计算,  $\varphi = 0.85$ 是合适的。

**例题二** 设某抽真空设备一套, 采用蒸汽喷射泵抽真空。瞬时耗汽量为100公斤/秒, 蒸汽压力不低于11公斤力/厘米<sup>2</sup>, 蒸汽干度不低于98%。蒸汽喷射泵一次工作时间为5分钟, 平均每一个月工作1~2次。设计蒸汽供应系统。

### 1. 拟定供汽方案

蒸汽喷射泵耗汽量100公斤/秒, 合360吨/时。很明显, 如果采用锅炉直接供汽, 锅炉房的出力应不小于360吨/时, 这样的锅炉房是很大的, 这样大的锅炉房平均每月运行1~2次, 每次工作时间才5分钟, 在运行上是十分困难的, 并且由于锅炉房利用率很低, 还造成设备和人力的浪费。因此, 宜采用蓄热器供汽方案。

### 2. 锅炉的选定

应选用中压锅炉向蓄热器充热。蒸汽喷射泵工作一次需要蒸汽30吨, 要求的锅炉出力并不大, 如若选用1吨/时的中压锅炉, 向蓄热器充热时间才30小时, 但目前国内尚无比较理想的小吨位的中压锅炉。为了加快工程建设, 根据国内中压锅炉生产情况, 选用额定出力10吨/时, 工作压力50公斤力/厘米<sup>2</sup>的中压锅炉一台。

首先自锅炉向蓄热器充热。在锅炉蒸汽出口管上安装气动薄膜调压阀(阀前调节)  $F_1$ , 使锅炉按额定压力50公斤

### 3. 蓄热器供汽管路系统

蓄热器供汽管路系统如图10-38所示。首先自锅炉向蓄热器充热。在锅炉蒸汽出口管上安装气动薄膜调压阀(阀前调节)  $F_1$ , 使锅炉按额定压力50公斤

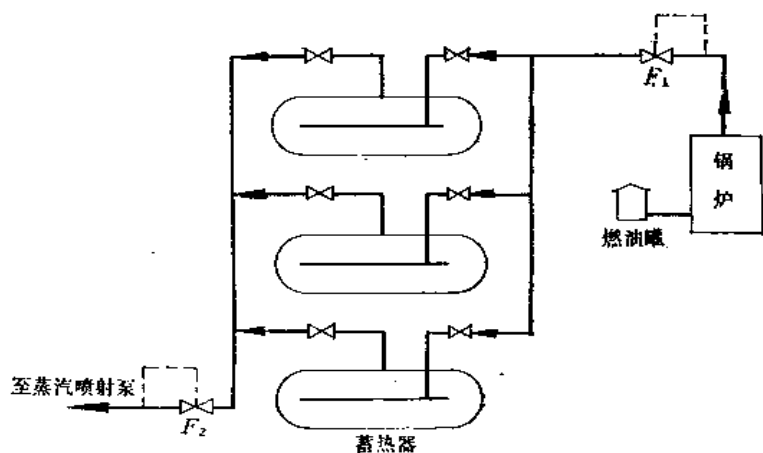


图 10-38 蓄热器供汽管路系统

力/厘米<sup>2</sup>运行。蓄热器充热完毕后,自蓄热器经调压阀 $F_2$ 向蒸汽喷射泵供汽。调节阀 $F_2$ 采用气动薄膜调压阀(阀后调节),控制用汽压力不低于11公斤力/厘米<sup>2</sup>,并保持供汽压力稳定。

#### 4. 蓄热器工作压力的确定

锅炉按额定工作压力 $P_0=50$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>运行,考虑锅炉至蓄热器之间的管道压力降 $\Delta P_1=1$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>,则蓄热器的充热压力为:

$$P_1 = P_0 - \Delta P_1 = 50 - 1 = 49 \text{ 公斤力/厘米}^2。$$

蒸汽喷射泵要求蒸汽压力 $P_0$ 不低于11公斤力/厘米<sup>2</sup>,考虑蓄热器出口至蒸汽喷射泵入口之间的管道压力降 $\Delta P_2=1$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>,则蓄热器的放热终压为:

$$P_2 = P_0 + \Delta P_2 = 11 + 1 = 12 \text{ 公斤力/厘米}^2。$$

蓄热器的压力变动为49至12公斤力/厘米<sup>2</sup>(表压),总压降为 $49 - 12 = 37$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>。

#### 5. 蓄热器容积计算

(1) 单位水容积蓄热能量计算:根据公式(10-1),从50降到13绝对大气压时的单位水容积蓄热量为:

$$g_s = \frac{i_1' - i_2'}{\left(\frac{i_1' + i_2'}{2}\right) - i_2'} \times v_1' = \frac{274.3 - 193.6}{\left(\frac{667.6 + 665.1}{2}\right) - 193.6} \times 779.66$$

$$= 133 \text{ 公斤蒸汽/米}^3$$

(2) 蓄热器容积计算:蒸汽喷射泵工作时间为5分钟,在此期间内锅炉才产汽833公斤,在计算必需的蓄热容量时,这一部分热量忽略不计,因此必需的蓄热容量 $G$ 等于蒸汽喷射泵在整个工作时间内所消耗的汽量,即 $G=30$ 吨。

采取蓄热器热效率 $\eta=0.99$ ,为了更好地保证蒸汽干度,假定蓄热器充水系数 $\varphi=0.80$ (需用蒸汽空间高度来校核)。

根据公式(10-9),蓄热器计算容积为:

$$V = \frac{G}{g_s \eta \varphi} = \frac{30000}{133 \times 0.99 \times 0.8} = 285 \text{ 米}^3$$

为了保证汽源可靠,考虑留有富裕量及制造运输等情况,设计确定采用单个容积为100米<sup>3</sup>的蓄热器三台。

(3) 充水系数 $\varphi$ 校核计算:

根据蓄热器结构设计,蓄热器内径2.8米,两端为圆形封头。

已知充水系数 $\varphi=0.80$ ,由图10-17可查得蓄热器内充水高度为:

$$H = 0.74 D = 0.74 \times 2.8 = 2.07 \text{ 米}$$

则蓄热器内蒸汽空间高度为:

$$h = 2.8 - 2.07 = 0.73 \text{ 米}$$

由上述计算可知 $h > 300$ 毫米,故本计算中所假定的充水系数 $\varphi=0.80$ 是允许的。

蒸发强度核算从略。

# 第十一章 热工检测和控制

## 第一节 概 述

为了保证锅炉的安全、经济运行，锅炉房内必须装设一定数量和类型的热工检测和控制仪表。随着节能工作日益被人们重视，仪表的装设也日趋完善。热工检测和控制仪表是一门专门的学科，有着自己极为丰富的专业内容，本手册不可能将这方面的知识全面地介绍给读者，在设计锅炉房时，这部分设计内容一般由仪表专业设计人员进行设计。本手册只是从锅炉房工艺的角度，提出对仪表类型、安装地点和安装方式的要求，以便设计锅炉房时参考。同时，还将介绍一些锅炉房专用仪表，以便设计中选用。此外，还将介绍一些仪表盘配置方式及仪表间布置位置，以便设计中考虑。

工业锅炉房工艺系统通常包括下述三个部分：锅炉本体、水处理及给水系统、燃料系统。在设计锅炉房仪表时，一般应将各系统的工艺流程原理系统图提供给仪表设计人员，并应提出各测点测量参数的具体要求。同时，还应提供锅炉房工艺设备及管道布置图纸，并标明各测点在图纸上的具体位置，以便仪表专业设计人员进行设计。

蒸发量为6吨/时以下的蒸汽锅炉房（或产热量为360万千卡/时以下的水热锅炉房）一般为单层布置。除了随锅炉配套供应的电气仪表盘外，其他仪表通常就地布置。对于大容量的工业锅炉房，一般主厂房为双层布置，辅助厂房有时为三层布置，为了方便操作运行，除就地设置仪表，以便锅炉及各设备调试时使用外，还应将一些主要仪表集中布置在仪表间的仪表盘上，以便司炉工在仪表间集中操作和监督锅炉的运行。此时，水处理系统、给水系统和燃料系统的仪表也可集中布置在仪表盘上，做成就地、集中两种设置，以便各单机的调试和集中管理运行。

锅炉房装设的热工检测仪表中，有些仪表是为了锅炉安全运行必须装设的，如下列各测点的仪表：

1. 蒸汽锅炉锅筒的蒸汽压力；
2. 蒸汽锅炉锅筒的水位；
3. 蒸汽锅炉锅筒进口给水压力；
4. 空气预热器进口的空气温度；
5. 蒸汽过热器出口的蒸汽压力和温度；
6. 沸腾式省煤器的进口水温和水压，非沸腾式省煤器的进出口水温和水压；
7. 热水锅炉出口水温和水压，当有两个以上并联环路时，各环路的出水温度；
8. 燃油锅炉燃烧器前的油温和油压；带中间回油燃烧器的回油油压；蒸汽雾化燃烧器前的蒸汽压力；空气雾化燃烧器前的空气压力；炉后或尾部受热面的烟气温度。

有些仪表是为了操作人员了解锅炉运行情况而必须装设的，如下列各测点的仪表：

1. 蒸汽锅炉房蒸汽母管及送往用户供汽管道的蒸汽压力；

2. 蒸汽锅炉给水管道调节阀前的给水压力、生水压力、软化设备前后水压、除氧设备的压力和温度；

3. 各水箱的液位；

4. 锅炉鼓风机出口风压，空气预热器出口风压及热空气温度，各风室风压；

5. 炉膛出口、省煤器前后、空气预热器后、引风机后、除尘器后的烟气压力和温度；

6. 软水的硬度报警。

有些仪表是为了锅炉经济运行及经济核算而装设的，如下列各测点的仪表：

1. 蒸汽锅炉的蒸汽流量及送往用户的蒸汽流量；

2. 蒸汽锅炉的给水流量；

3. 热水锅炉的产热量及送往用户的热水热量；

4. 水处理系统的水量；

5. 燃煤锅炉的皮带秤和链条炉排锅炉的煤量计；

6. 燃油锅炉的油量。

锅炉房还应装设表明下列情况的信号：

1. 额定蒸发量大于或等于2吨/时的蒸汽锅炉，其锅筒水位过低和过高，信号应能区分高低水位；

2. 额定蒸发量小于2吨/时但装有给水自动调节装置的锅炉，其锅筒水位过低和过高，信号应能区分高低水位；

3. 热水系统的循环水泵停止运行；

4. 热水系统中高位膨胀水箱和蒸汽、氮气加压膨胀水箱的水位过低；

5. 燃油锅炉的风机停止运行；

6. 燃油锅炉熄火；

7. 燃油锅炉房的贮油罐和中间油箱的油温过高；

8. 自动保护系统动作。

锅炉房应装设下列自动调节仪表：

1. 蒸发量大于4吨/时的蒸汽锅炉，应装设自动给水调节器；

2. 蒸发量大于6吨/时的链条炉排燃煤锅炉，推荐装设燃烧过程自动调节装置；

3. 燃油锅炉宜装设燃烧过程自动调节装置；

4. 热力除氧器应装设水位和蒸汽压力自动调节装置；

5. 燃煤锅炉的引风机与鼓风机之间，应有电气联锁；

6. 连续机械化运煤系统中，各运煤机械之间应有电气联锁，连续机械化排渣除灰渣系统中，各排除灰渣机械之间应有电气联锁；

7. 当风机布置在司炉不便操作的地点时，宜装设风机进风门的运距离操作装置；

8. 燃油锅炉的引风机、鼓风机、燃料自动快速切断阀之间，应按下列要求进行电气联锁；

(1) 当引风机处于停止状态时，鼓风机处于停止状态，自动快速切断阀处于关闭状态；

(2) 当鼓风机处于停止状态时，自动快速切断阀处于关闭状态；

(3) 当鼓风机处于运行状态时，引风机处于运行状态；

链条炉排工业锅炉仪器仪表自控装备表

表 11-1

锅炉参数			检 测		调 节		报警和保护		顺控及其他		
出力	压 力	温 度	1		2		3		4		
1~2 吨/时	4~16 公斤力/ 厘米 <sup>2</sup>	饱 和	必 备	锅筒水位, 蒸汽压力, 给水压力, 排烟温度(可就地安装)	必 备	位式给水自控。其他辅机配开关控制	必 备	水位过低、报警过高指示, 报警和位保护, 蒸汽超压指示和保护	推 荐 选 用	鼓 风、引 风 机 和 炉 排 启 停 顺 控 和 联 锁	
			推 荐 选 用	给水流量积算, 煤量积算, 排烟含氧量测定	推 荐 选 用	燃烧位式自控	备				
4 吨/时	7~25 公斤力/ 厘米 <sup>2</sup>	饱 和	必 备	锅筒水位, 蒸汽压力, 给水压力, 排烟温度, 省煤器进出口水温, 炉膛负压(可就地安装)	必 备	位式或连续给水自控。其他辅机配开关控制	必 备	水位过低、报警过高指示, 报警和位保护, 蒸汽超压指示和保护	推 荐 选 用	如“调节”用推荐档, 应风门开度指示和炉排转速指示	
			推 荐 选 用	蒸汽流量指示积算, 煤量积算, 排烟含氧量测定	推 荐 选 用	鼓风、引风风门挡板遥控和炉排无级调速。燃烧自动控制	备				
6~10 吨/时	7~25 公斤力/ 厘米 <sup>2</sup>	饱 和	必 备	锅筒水位, 蒸汽压力, 给水压力, 给水流量积算, 省煤器进出口水温, 蒸汽流量指示积算, 排烟温度, 炉膛负压, 除尘器进出口负压	必 备	连续给水自控。鼓风、引风风门挡板遥控。炉排无级调速	必 备	水位过低、报警过高指示, 报警和位保护, 蒸汽超压指示和保护, 增加炉排事故停转灯光指示和报警	必 备	鼓 风、引 风 风 门 开 度 指 示 和 炉 排 转 速 指 示	
			推 荐 选 用	炉膛出口烟温, 煤量指示积算, 排烟含氧量测定	推 荐 选 用	燃烧自动控制	备				
		过 热	必 备	增加过热蒸汽温度指示, 其余同上“必备”栏	必 备	增加减温水调节阀遥控, 其余同上“必备”栏	必 备	过热蒸汽温度过高、过低指示和报警。和饱和蒸汽“必备”栏	推 荐 选 用	推 荐 选 用	增加减温水 阀位指示
			推 荐 选 用	同上“推荐选用”栏	推 荐 选 用	同上“推荐选用”栏	备				
20~35 吨/时	10~25 公斤力/ 厘米 <sup>2</sup>	饱 和	必 备	锅筒水位, 蒸汽压力, 给水流量指示积算, 蒸汽流量指示积算、记录, 省煤器进出口水温, 排烟温度, 空气预热器出口风温, 省煤器进出口负压, 炉膛负压, 除尘器前后负压, 一次风压	必 备	连续给水自控。鼓风、引风风门挡板采用无级调速遥控	必 备	水位过低、报警过高指示, 报警和位保护, 蒸汽超压指示和保护, 炉排事故停转灯光指示和报警	必 备	鼓 风、引 风 风 门 开 度 指 示 和 炉 排 转 速 指 示	
			推 荐 选 用	炉膛出口烟温, 对流管束烟温, 煤量指示积算, 排烟含氧量或二氧化碳量测定	推 荐 选 用	燃烧自动控制	备				
		过 热	必 备	同饱和“必备”栏。增加过热蒸汽温度指示、记录	必 备	同上“必备”栏	必 备	同上“必备”栏	推 荐 选 用	推 荐 选 用	鼓 风、引 风 风 门 开 度 指 示 和 炉 排 转 速 指 示 增加减温水 阀位指示
			推 荐 选 用	同上“推荐选用”栏	推 荐 选 用	同上“推荐选用”栏	备				

(4) 当自动快速切断阀处于开启状态时, 鼓风机和引风机处于运行状态。

9. 燃油锅炉应装设电气点火装置和熄火自动保护装置, 并应尽量实现点火的程序控制。

目前, 工业锅炉产品以链条炉排锅炉使用得最为广泛。机械部电工总局批准的“链条炉排工业锅炉仪器仪表自控装备表”(1982年7月)见表11-1, 设计锅炉房仪表时可以参照。

本章主要介绍燃煤锅炉热工检测和控制方面的有关内容。除了锅炉房专用仪表外, 对其他仪表的工作原理、产品型号、规格等详细资料, 本手册不予介绍。

## 第二节 热 工 检 测

### 一、水 位 测 量

锅炉房中需要测量水位的测点有蒸汽锅炉上锅筒水位, 给水箱、凝结水箱、补给水箱、软水箱水位以及反洗水箱水位等。

#### (一) 上锅筒水位

蒸汽锅炉上锅筒水位是极为重要的测量参数。水位过高会影响汽水分离效果, 使蒸汽带水过多, 并将影响锅炉蒸发量, 降低锅炉出力; 水位太高以致上锅筒满水时, 将会造成满水事故。上锅筒水位过低, 会造成上锅筒缺水, 引起锅筒材质变化, 造成锅炉局部变形; 严重缺水时有可能造成烧干锅事故, 甚至引起锅炉爆炸。因此, 每台锅炉至少应装设两个彼此独立的水位表, 以保证对上锅筒水位的监督, 但蒸发量小于或等于0.2吨/时的蒸汽锅炉, 可以只装设一个水位表。测量上锅筒水位的仪表应动作灵敏、可靠, 水位表的位置应使司炉便于观察。常用上锅筒水位测量仪表有:

1. 玻璃水位计 玻璃水位计有玻璃管水位计和玻璃板水位计两种, 一般随锅炉配套供应。玻璃管水位计应有安全防护装置。蒸发量小于6吨/时的快装锅炉, 其锅筒位置不高, 司炉工在炉前观察方便并清晰, 一般采用玻璃管水位计即可满足要求。目前, 玻璃板水位计有《双色水位计》产品, 水位计中蒸汽空间呈红色, 水空间呈绿色, 分界线很明显, 设计中可以选用。

2. 低水位计 当蒸汽锅炉的水位表距离操作地面大于6米时, 应加装低水位计。低水位计有封闭液体型和浮球型两种, 一般随锅炉配套供应。

3. 差压计 当锅炉本体的仪表集中布置在仪表盘上时, 上锅筒水位可用差压计引至仪表盘。一般采用膜式差压计, 其刻度要求“0”在中间, 例如+250—0—250毫米水柱。为减少锅炉水温变化对水位测量的影响, 差压计必须配套采用平衡容器, 并与差压计一起订货。

目前, 用于锅炉水位远距离指示的仪表品种较多, 如杭州余杭南湖无线电厂生产的DXC型液位远距离指示仪中压力式产品可用于锅筒水位指示; DFC型液位指示报警仪的压力式产品可用于锅筒水位指示和最高最低水位报警。液位显示方式有三种:

DXC-101 发光二极管灯显示

DXC-102 电灯显示

DXC-103 荧光管模拟液位显示

DFC-101 发光二极管模拟显示, 正常水位为兰色或绿色, 最高水位以上或最低水位以下为红色, 极限最高、最低水位时发出声光信号报警。

DFC-102 灯光显示

DFC-103 荧光管模拟显示

指示仪亦有三种型式: 盘装式, 台式, 墙挂式。设计时可以任意选用。

为确保蒸汽锅炉的安全运行, 当水位表集中布置在仪表间时, 也应装设两个独立的水位表, 以防止某个仪表失灵引起锅炉的运行事故。此时, 上锅筒仍应就地安装玻璃水位计, 司炉工应经常巡视就地水位表与仪表间水位表反映的水位是否一致, 若有故障应及时排除。

### (二) 给水箱、凝结水箱、补给水箱、软水箱的水位

热力除氧器带的除氧水箱, 生产厂出厂时带有玻璃管水位计, 并设置有浮球液位计, 可以发出最高和最低水位的电信号。设计中可将此信号引至仪表盘, 做成高低水位的指示报警。如果需要了解水箱水位的连续变化, 则可改用电报式液位显示器或差压计等其他仪表。

其他水箱的水位显示一般应装设玻璃管水位计, 其安装要求可参考动力设施国家标准图集R101。如果需要将这些水箱的水位反映在仪表盘上, 则可采用舌簧管式或电极式液位显示器等仪表。舌簧管式可显示最高、最低和中间液面的位置, 价格较廉; 电极式亦属于位式显示, 但它的电极极点较多, 基本上可连续反映水位的变化, 价格较舌簧管式贵。杭州余杭南湖无线电厂生产的DXC、DFC型仪表, 其开式产品可用于各水箱的水位显示。

### (三) 反洗水箱的水位

离子交换器运行中, 为了节水、节盐, 可将正洗过程的后一部分水送至反洗水箱, 作为下一次反洗水使用。反洗水箱要求设置在一定的高度, 为了不使水箱中的水溢出, 同时为了保证有足够的反洗水量, 水处理工需要了解反洗水箱的水位情况。设计中可采用浮子机械接点的方法, 也可采用舌簧管或电极式液位显示仪表。

## 二、温度的测量

锅炉房中需要测量温度的介质主要有: 水的温度、烟气的温度、空气的温度和炉膛的温度。

### (一) 水的温度

1. 锅炉房各水箱温度的测量及管道中水温的测量一般采用工业用水银温度计。其刻度及型式应按照实际情况选用, 其安装要求可见动力设施国家标准图 R902。

2. 省煤器前后水温的测量一般在省煤器进出口集管上就地安装水银温度计。如果需要仪表盘上反映上述参数时, 可采用铂热电阻测温元件, 将指示仪表——比率计装在仪表盘上。

3. 热水锅炉的出水温度测量一般就地安装压力式温度计, 由锅炉厂配套供应。设计中也将热水锅炉的进水温度引至炉前, 此温度测量亦选用压力式温度计。如果需要将上述温度参数引至仪表间, 亦可采用热电阻——比率计。

4. 热力除氧器的运行温度测量一般产品配套供应压力式温度计, 亦可采用热电阻——



比率计将参数反映在仪表盘上。

#### (二) 烟气的温度

炉膛出口, 省煤器前后, 空气预热器后, 引风机后, 除尘器后的烟气温度多用热电偶做测温元件, 其指示仪表——高温毫伏计安装在仪表盘上。小型锅炉对上述参数多不测量, 仅于锅炉出口安装水银温度计测量炉后烟温。

#### (三) 空气的温度

当锅炉装有空气预热器时, 其出口的热空气温度测量可用工业用水银温度计, 亦可采用铂热电阻——比率计将参数反映在仪表盘上。

#### (四) 炉膛温度

工业锅炉房一般对炉膛温度不设置固定的测温元件, 只是在锅炉调整试验时, 采用光学高温计临时测量。

### 三、压 力 测 量

锅炉房中需要测量压力的测点有: 蒸汽锅炉出口蒸汽压力, 送往蒸汽用户的蒸汽压力, 蒸汽泵蒸汽管道阀前压力, 蒸汽减压阀前后压力, 水处理系统及给水系统的水压, 热水锅炉进出口水压, 鼓风系统的空气压力, 引风系统的烟气压力及炉膛压力等。

#### (一) 蒸汽压力

蒸汽压力的测量可采用弹簧管压力表, 其安装要求可见动力设施国家标准图集R901。蒸汽锅炉炉前就地安装的压力表通常由锅炉制造厂配套供应。锅炉房中各设备如热力除氧器, 连续排污膨胀箱的压力表, 均由生产厂随设备配套供应。就地安装的压水表应选用不带边的, 仪表盘上安装的压力表可选用远传压力表, 其动圈式指示仪表应安装在仪表盘上。压力表表盘直径应根据安装位置的高低, 由设计选定。

#### (二) 水的压力

水压测量仪表一般亦选用弹簧管压力表。热水锅炉出口水压, 省煤器进出口水压, 蒸汽锅炉进口水压等参数若需引至仪表盘时, 可采用远传压力表, 并将动圈式指示仪表安装在仪表盘上。

#### (三) 鼓风系统的空气压力

锅炉一次风机出口风压, 二次风机出口风压及炉排下各风室的风压, 就地测量可选用U形压力计或多管压力计, 仪表盘上集中安装时可选用膜盒式压力计显示。

#### (四) 引风系统的烟气压力

炉膛出口, 省煤器后, 空气预热器后, 引风机后及除尘器后的烟气压力, 就地测量可用U形压力计或膜式压力计, 仪表盘上集中安装时可选用膜式压力计显示。

(五) 炉膛负压 一般采用膜式压力计显示。

### 四、流 量 的 测 量

锅炉房中需要测量流量的测点有: 蒸汽的流量, 锅炉给水的流量, 水处理系统原水及软水的流量等。

#### (一) 蒸汽流量

工业锅炉房中, 蒸汽流量的测点通常有: 每台锅炉的主蒸汽管, 送往蒸汽用户的蒸汽

管，送往热力除氧器的蒸汽管等。设计中应根据各工程对经济核算的不同要求，选定必要的测点。

蒸汽流量的测量通常采用节流式差压法，其一次测量元件为孔板，指示仪表为差压计。节流孔板是根据给定的蒸汽压力参数选配的，如果蒸汽的工作压力与给定的蒸汽压力不一致，计量就产生误差。可用数学关系式来说明：当 $P \leq 12$ 公斤力/厘米<sup>2</sup>时，饱和蒸汽流过孔板在孔板前后产生的压差 $\Delta P$ 由流体力学可得出下列关系式：

$$\Delta P = \left( \frac{G}{0.01251aed^2} \right)^2 \frac{1}{0.49P + 0.654} \quad \text{公斤力/厘米}^2 \quad (11-1)$$

式中  $\Delta P$ ——孔板前后产生的压差，公斤力/厘米<sup>2</sup>；

$G$ ——蒸汽流量，公斤/时；

$a$ ——流量系数；

$\epsilon$ ——流体压缩系数；

$d$ ——孔板开孔直径，厘米；

$P$ ——蒸汽压力，公斤力/厘米<sup>2</sup>。

从公式(11-1)中可以得知，孔板两端压差不仅是流量 $G$ 的函数，而且是压力 $P$ 的函数。当蒸汽流量相同时，压力 $P$ 值的变化也会影响 $\Delta P$ 值，从而产生测量误差。这种误差当锅炉工作压力与孔板给定压力差值越大时，其误差也越大。工业锅炉房的蒸汽压力一般波动较大，因此，很难稳定在给定值上，此时，孔板流量计指示的蒸汽流量，并非真实数据。要想知道瞬间流量和累积流量的实际数值，就必须对指示流量进行压力修正。一般需装设记录式压力表，通过计算方能获得真实数据。

目前，国内已有压力补偿式蒸汽流量计产品，具有连续压力自动补偿功能，设计中可以选用。其工作原理如下：由公式(11-1)可得：

$$G = 0.01251aed^2 \sqrt{\Delta P (0.49P + 0.654)} \quad \text{公斤/时} \quad (11-2)$$

式中符号意义同前。

根据检测出的差压 $\Delta P$ 和压力 $P$ 两个参数，按公式(11-2)运算后，即可取得流量 $G$ 的数值，其原理方块图见图11-1。

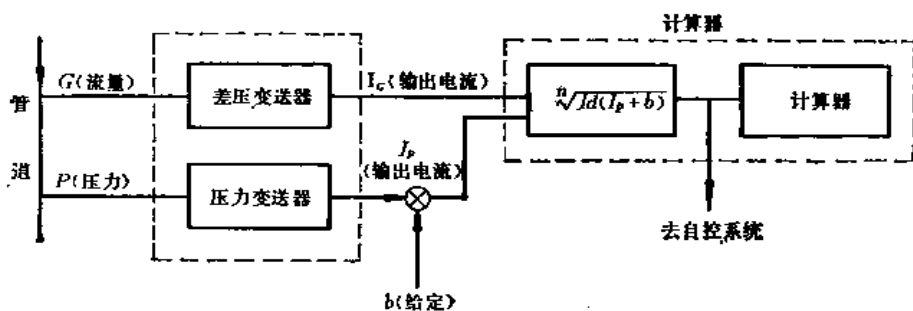


图 11-1 压力补偿式蒸汽流量计原理方块图

## (二) 锅炉给水流量

一般可采用节流压差法。一次元件为孔板，指示仪表可采用膜式差压计。用节流法测得的给水流量，随给水温度的变化，亦将产生误差。因此，为测得准确的给水流量值，应对水温进行补偿。

(三) 锅炉房总用水量及各软水设备的原水消耗量和软水出力  
一般采用翼轮式流量计进行测量。

### 五、热水热量指示积算仪表

热水热量的测量，如热水锅炉的产热量，热交换器生产热水的产热量，各热水用户的耗热量等，是节能计量中的重要测量参数。上海大华仪表厂生产的 NRS-01 型热水热量指示积算仪，可以直接指示热水流量和输出热量的瞬时数值，并具有累计输出热量的功能，该仪表的主要用途如下：

1. 可以和国家标准 GB80 规定的热水锅炉系列配套，指示和计量热水锅炉的产热量。
  2. 可以计量热交换器生产热水的热量。
  3. 可以在集中供热中心的热网系统中，计量输送给各用户的热量和各用户的耗热量。
- 本仪表的电路原理方框图见图 11-2。

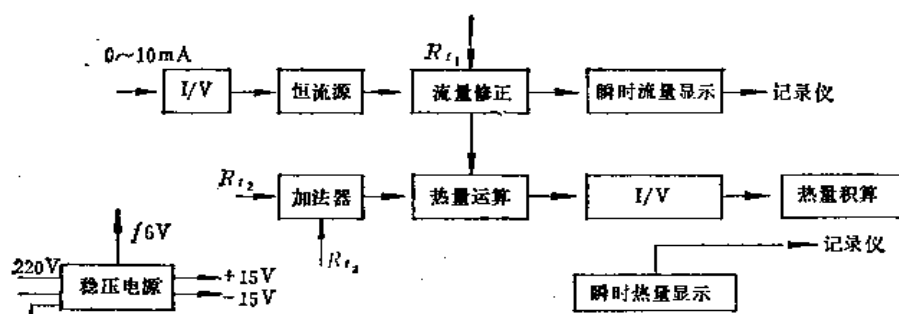


图 11-2 NRS-01 型热水热量指示积算仪电路原理方框图

$R_{11}$ 、 $R_{12}$ —装在出水管道上的双芯铂电阻， $R_{13}$ —装在回水管道上的单芯铂电阻

热水锅炉安装热水热量表的示意图见图 11-3。

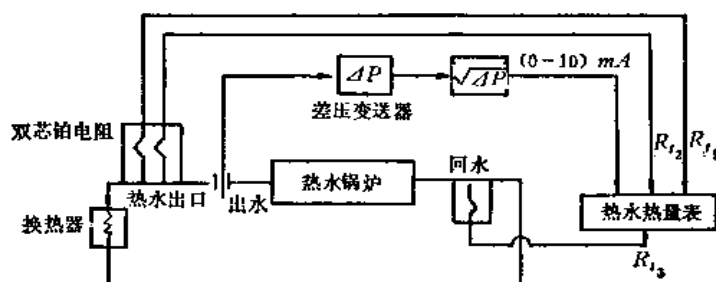


图 11-3 热水锅炉安装热水热量表示意图

热水热量指示积算仪是利用热水的质量流量和热水出水、回水焓差的乘积进行测定的。节流孔板测得流量差压信号，根据出水温度进行修正后，得到热水质量流量的信号，由电流表显示出瞬时流量的大小。出水和回水的焓差无法直接测量，本仪表通过出水、回水温度的差值，近似反映焓差值，然后将流量和温差相乘，得出相应的热量信号，并用电流表显示。累计热量则是用数字显示的。如上所述，仪表的瞬时流量和瞬时热量都是用 0~100% 刻度的毫安表显示的，而其累计热量又是用字数显示的，因此，表中显示的流量及热量数值，必须进行换算，确定毫安表满刻度时代表的流量和热量值和热量表每个字代

表的热量数值后,方可知道仪表显示的实际流量和热量数值。

本仪表主要技术特性如下:

- 1.基本误差  $\pm 1\%$ ;
- 2.运算误差  $\pm 0.8\%$ ;
- 3.积算误差  $\pm 0.5\%$ ;
- 4.显示数  $0\sim 999.999$ ;
- 5.测量范围 出水温度 $70^{\circ}\text{C}\sim 160^{\circ}\text{C}$   
回水温度 $30^{\circ}\text{C}\sim 100^{\circ}\text{C}$   
最小温差 $10^{\circ}\text{C}$ ;
- 6.工作条件 温度 $-10^{\circ}\text{C}\sim +40^{\circ}\text{C}$   
相对湿度 $5\sim 95\%$ ;
- 7.电源  $220\text{V}\sim 50\text{Hz}$ 。

使用本仪表应注意,由于测量参数系直流信号,所以,信号中不应有交流干扰,否则将影响仪表的正常工作。

## 六、锅炉给水硬度报警仪

锅炉给水硬度报警仪是用来监督和控制锅炉软化水的硬度或钠离子交换器软化水失效

的报警仪器,该仪器通过甘汞电极和钙离子选择电极来监测水的硬度。仪器由电极池和仪表两部分组成,电极池固定架内安放钙电极及甘汞电极,并可让被监测的水流过。电极池放在钠离子交换器附近,从软化水出口引水至电极池,钙电极放在电极池进水口处,甘汞电极放在电极池出水口处。电极池中水的流速以水不溢出池口为准,可通过进水阀及出水端皮管长度进行调节。两根电极接至报警仪,其示意图见图11-4。报警仪可根据锅炉给水硬度标准或按指定的要求数值,调节给出正确的报警范围,该仪器的测量和报警范围为 $0.015\sim 200$ 毫克当量/升。

本仪器系由上海工业锅炉研究所研制,由上海风华无线电厂批量生产,设计中可以选用。

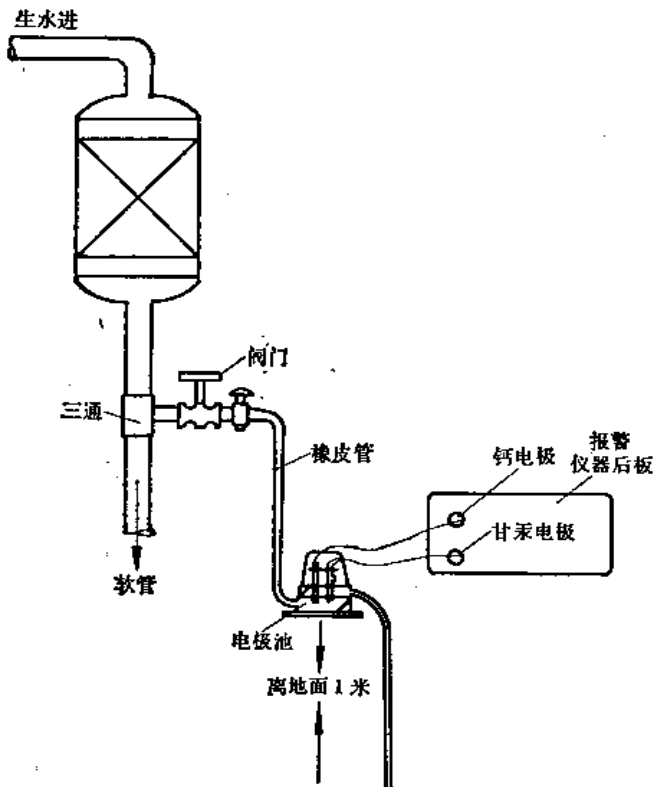


图 11-4 锅炉给水硬度报警仪示意图

## 七、煤量的测量

皮带运煤的锅炉房,总耗煤量的

计量可用皮带秤。皮带秤的构造有机械皮带秤和电子皮带秤两种。机械皮带秤较为简单，但其准确性差，检修也较困难。电子皮带秤则稳定性差，电气线路较为复杂，易产生故障。目前机械皮带秤已逐步被电子皮带秤代替。另一种计量锅炉房总耗煤量的方法是地秤，但地秤占地面积大，计量较为烦琐，一般多不采用。

目前广泛使用的链条炉排工业锅炉，其单台锅炉煤耗量的计量可采用煤量计。煤量计的构造有机械式及电远传式之分，其工作原理均系基于体积法测量，即根据炉排转速及煤层厚度，计量出炉排上通过煤的体积，再根据单位体积煤的重量，即可计算出炉排上通过煤的重量。目前国内煤量计的产品大致有以下三种：

(一) 上海机床电镀厂生产的MB81-3型煤耗计量表

本表属于机械结构，该表固定在加煤机轴上，有两处与链条炉排相连接，一处是表轴与炉排主轴相连，炉排主轴转动时，即能通过接头带动表轴转动。另一处是表内指示煤层厚度的钢丝与煤闸板开度指针相连接，煤闸板实际开度与表中煤层厚度分度刻度相对应，煤闸板上下移动时，表上指针亦随之移动。其安装示意图见图11-5。本仪表的工作原理见图11-6。炉排主轴转动，带动异型齿轮转动。煤层高度的变化改变滑动小齿轮和异型齿轮啮合的位置，其位置的移动与煤闸板开度同步动作，同时决定了异型齿轮和滑动小齿轮啮合的齿数。异型齿轮的转速和异型齿轮与滑动小齿轮啮合齿数决定了滑动小齿轮的转速，通过齿轮组带动计数器。因此，计数器显示的字数即反映了炉排转速和煤层厚度的对应关系。亦即煤耗量的字数。此字数乘上标准系数即可得出耗煤量。标准系数可用实测法求得，即将秤量过的一定数量的煤，送入炉排，记录该煤全部送入炉排表走的字数，即可得出每个字数代表的耗煤量，即标准系数。如此反复试验多次，取平均值，即可得出较为准确的标准系数值。

标准系数(公斤/字) =

$$\frac{\text{耗煤量(公斤)}}{\text{字数(字)}} \quad (11-3)$$

MB81-3型煤耗计量表的主要技术特性：

1. 煤层厚度分度值 5.5~20厘米

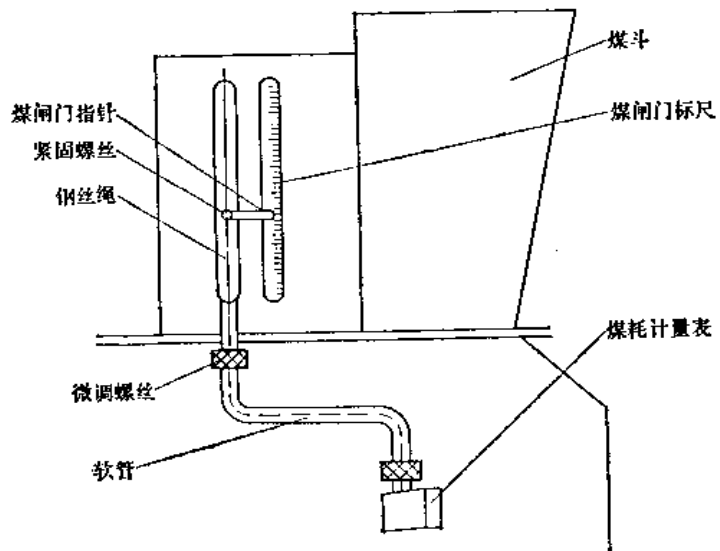


图 11-5 MB81-3型煤耗计量表安装示意图

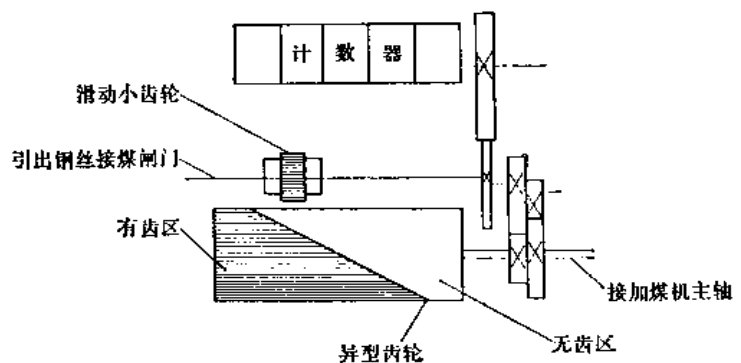


图 11-6 MB81-3型煤耗计量表工作原理示意图

2. 煤层厚度适用范围 6~20厘米

3. 工作环境温度 -10~+55°C

4. 工作环境相对湿度 <80%

5. 精度 5%

6. 安装方式 直接连接式

7. 显示形式 直接读数, 示值读数范围为0~99999, 小数由个位数右侧刻度线表示, 数字全部走完, 能自动复位到零。

### (二) 天津自动化仪表厂生产的DXM-02型煤量计

本计是采用光电计数原理设计成的远传煤计量仪表。该煤量计包括检测头和显示器两部分, 显示器内装有电源、计数器、线路板等, 检测头内装有光电计数装置、孔板、连接轴及相应的线路板, 右侧装有红、白相间的高度指示灯及标高板和十档波段开关。检测头安装在锅炉本体上, 检测头的轴与炉排主轴相连, 并必须保持同心, 随炉排的转动, 带动检测头中光电计数装置, 使光电计数装置产生电脉冲信号。煤闸板的可调功能是通过从检测头不同圆周上取得电信号的多少来实现的, 当煤闸板调至某一高度时, 同时将检测头右侧的波段开关调到对应高度指示灯亮, 此时光电计数器中所对应的灯亦亮, 炉排转动时, 带动孔板, 取得电信号。电脉冲信号使显示器中电磁计数器计数, 显示出煤耗的字数, 通过简单计算, 即可得出煤耗量。其计算方法如下:

$$A = KB \text{ 吨} \quad (11-4)$$

式中  $A$ ——煤的重量, 吨;

$B$ ——计数器显示的字数;

$K$ ——每个字代表的煤的重量, 吨/字。

$K$ 值的确定可用实测法, 其方法同上。

显示器可安装在需要的位置, 当有仪表间时, 可安装在仪表盘上, 远传显示。

DXM-02型煤量计的安装示意图11-7

DXM-02型煤量计主要技术特性如下:

使用煤层厚度最厚170毫米, 最薄80毫米, 调节间隔为10毫米

环境温度要求 -10~+55°C

相对湿度 <85%

环境振动 振幅<0.1毫米(双振幅), 频率<25Hz

电源 220V~±10%, 50Hz±1Hz

杭州余杭南湖无线电厂生产的MB型煤耗量积算仪也是采用光电计数原理设计的, 按不同的显示方式, 其产品有

MB-101 半导体数码管显示

MB-102 荧光数码管显示

MB-103 六位机械电磁计数

积算表有盘装式、台式、墙挂式三种, 可在设计时任意选用。

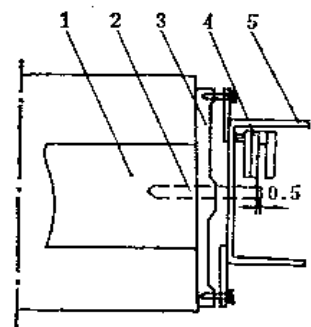


图 11-7 DXM-02型煤量计安装示意图

1—链条主轴; 2—连接轴; 3—锅炉本体; 4—灯架; 5—检测头

### (三) 济南仪表厂生产的GMX-1型煤耗计

本计是远传煤耗计的另一种型式，该仪表主要由发讯器、积算计、可调塔轮组成。发讯器固定在炉排主轴的导轨上，其结构示意见图11-8。

炉排主轴上装有驱动销，炉排主轴转动时，驱动销即驱动安装在发讯器上的齿盘转动。可调塔轮固定在煤闸板主轴的蜗轮端面上，并通过钢丝绳将塔轮与发讯器上的闸轮盘相连，其安装示意见图11-9。

工作原理如下：

图11-8中的 $K_A$ 固定在发讯器内，为发讯的起始位置， $K_B$ 安装在闸轮盘上，煤闸板蜗轮转动时，通过钢丝绳带动闸轮盘转动，使 $K_A$ 与 $K_B$ 处于相应的角度， $K_A$ 与 $K_B$ 夹角的满刻度为 $360^\circ$ ，煤闸板全闭时， $K_B$ 处于 $0^\circ$ 位置，煤闸板开启至一定位置时， $K_A$ 、 $K_B$ 即形成一定的夹角，此夹角即反映煤闸板开度的百分数。当炉排转动时，齿盘亦转动，带动齿盘上采样销转动，并先后拨动 $K_A$ 与 $K_B$ ，齿盘每转动一齿时，即可脉冲计数一次，但电路设计使该脉冲信号只有在 $K_A$ 与 $K_B$ 之间才发送至积算计，进行计数，在 $K_B$ 至 $K_A$ 段中，电路切断，齿盘照转，但不计数。当煤闸板全开时，炉排主轴转动一周，计数50个字。如此，计数之脉冲即反映了炉排转速与煤闸板开度两个参数，亦即反映了炉排上进煤量的体积。每个字代表的煤耗量数亦由现场实测标定，其方法同上。

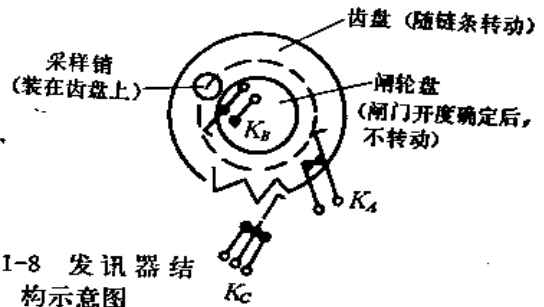
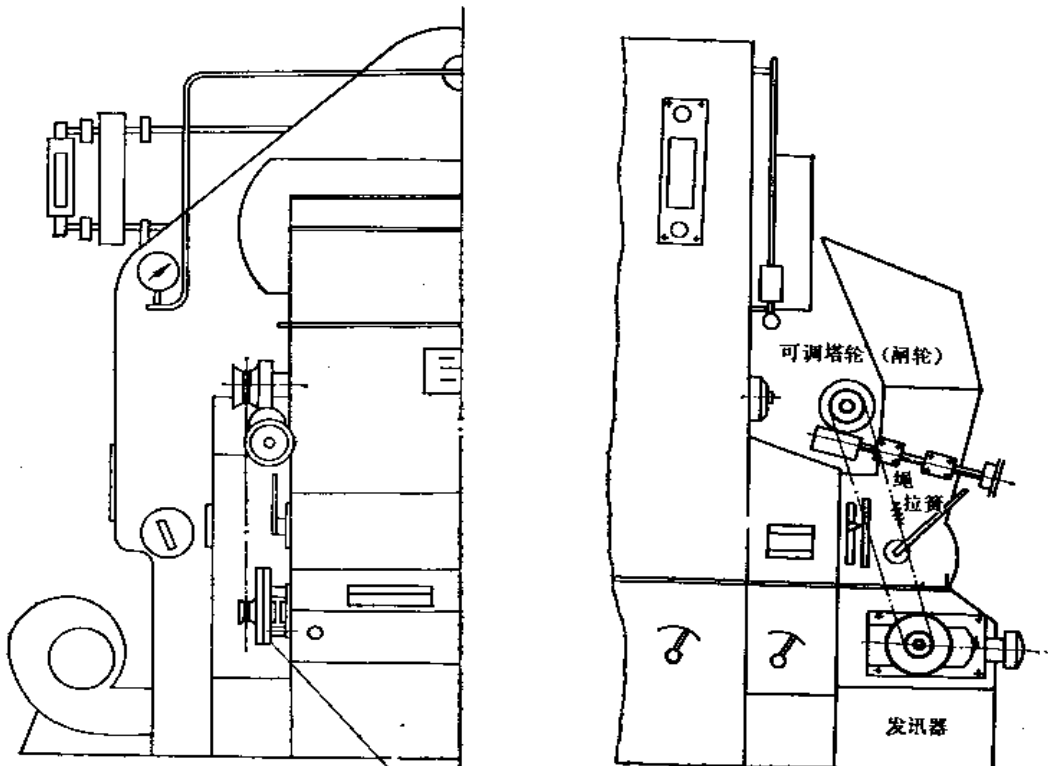


图 11-8 发讯器结构示意图



发讯器固定安装在注轴调节的导轨板上

图 11-9 发讯器及塔轮安装示意图

积算计可安装在需要的位置,用连线与发讯器相连。当锅炉房布置有仪表间时,积算计可装设在仪表间内。

GMX-1型煤耗计静态误差小于2%,经标定后的现场系统综合误差小于4%。技术指标如下:

适用煤层厚度 50~200毫米

显示方式 六位机械数字显示

电源 220V, 50Hz, 并在降低15%时正常工作

发讯器正常使用环境温度 0~70°C, 不超过8小时的极限环境温度为100°C。

上述三种煤量计都是通过体积法折算得出煤的重量的,随着煤种、粒度的变化,煤的堆积重度也会变化,其计量的精确度也就变化了。使用中如对大块原煤进行破碎,煤的粒度比较均匀,则计量的准确性要高一些,如用于粉煤,则更精确些。

## 八、烟气成分分析仪表

锅炉运行过程中,司炉工必须随着锅炉负荷的变化,及时调整煤、风的比例。锅炉送风太多,将造成排烟热损失 $q_2$ 的增加,同时降低了炉膛温度,对燃烧不利。如若送风太少,就不能保证燃料的完全燃烧,使机械不完全燃烧损失 $q_4$ 增加。因此,送入锅炉空气的多少直接影响锅炉的热效率。一般要求保证送入炉膛的空气量比理论空气需要量高出一定的比例,此比例值称为过剩空气系数,以 $\alpha$ 表示。各种不同的燃烧设备要求不同的 $\alpha$ 值,可由第一章中查得。司炉工光凭经验很难保证锅炉在合理的 $\alpha$ 值下运行,烟气成分分析仪表可及时指示锅炉运行的 $\alpha$ 值,指导司炉工对送风量进行调节。过剩空气系数 $\alpha$ 值可按下式计算:

$$\alpha = \frac{RO_{2\max}}{RO_2} = \frac{21}{21 - O_2} \quad (11-5)$$

空气中含氧量一般在21%左右,氧与煤中的碳燃烧反应后生成二氧化碳,因此,测得烟气中氧含量的百分数或二氧化碳含量的百分数,即可得知该烟气的过剩空气系数 $\alpha$ 值。过去对烟气中氧含量的测定缺乏手段,而对二氧化碳含量的测定则较易实现,因此,以往对烟气成分的测定多依赖于测定二氧化碳含量的百分数,间接推算 $\alpha$ 值。目前,我国已有测定烟气中氧含量的仪表,可直接计算出 $\alpha$ 值,使测定的准确性提高。目前,国内工业锅炉房用得较为广泛的烟气分析仪表有下述三种:

### (一) RD-002型热导式二氧化碳分析器

南京分析仪器厂有此产品,以往的锅炉房设计中用得较多,目前,设计中多不采用。

### (二) 氧化锆式氧量计

氧化锆式氧量计是一种新型的测氧仪器,它是由氧化锆探头、氧量变送器和二次仪表组成的一套测氧分析仪。可对烟气中氧含量进行连续、快速的测量。其工作原理如下:氧化锆管内外侧分别接触烟气及参比气体——空气。两侧气体中氧的分压不同,在电极两端产生一定的电动势,通过测定电动势的大小,即可计算出烟气中氧的分压值。

上海耐火材料厂生产的氧化锆探头,其测量范围为:

1. 氧量 0.1~10% O<sub>2</sub>

2. 元件工作温度 600~850°C



3. 测量精度 0~5% O<sub>2</sub>, 误差±0.2% O<sub>2</sub>  
5~10% O<sub>2</sub>, 误差±0.3% O<sub>2</sub>

产品规格有两种:

1. 直接插入式 Zr-33A 型, 共示意图见图 11-10。该探头为不加热型, 适用于烟气温度为 600~850°C 范围, 如对流管束处烟气含氧量的测量。

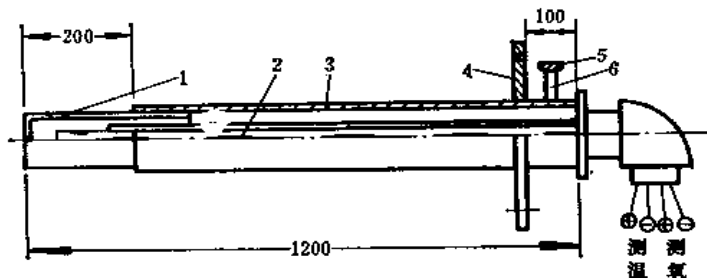


图 11-10 Zr-33A 型测氧探头示意图

1—过滤器; 2—铠装热电偶; 3—金属套管; 4—法兰; 5—螺帽; 6—取气管

2. 定温插入式 Zr-33B 型, 共示意图见图 11-11。该型测氧探头为加热型, 适用于烟气温度较低 (低于 600°C) 的场合。加热器温度需由温控装置控制在 700°C 左右。可用于省煤器处。

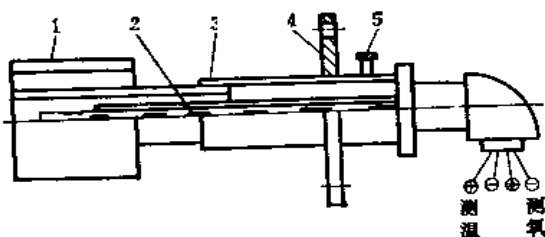


图 11-11 Zr-33B 型测氧探头示意图

1—加热器; 2—铠装热电偶; 3—金属套管; 4—法兰;  
5—取气管

氧化锆探头的安装位置不得有明火。明火表示燃烧仍在进行, 无法测得该处的正确含氧量数值。因此, 不宜装设在炉膛出口处。氧化锆式氧量计较适用于燃烧工况较为稳定的大型工业锅炉。

### (三) OX-4 型测氧仪

广东南海利达电化仪器厂生产的 OX-4 系列测氧仪中, OX-4<sub>1</sub> 型及 OX-4<sub>2</sub> 型适用于测量、控制烟气中的氧含量, 其工作原理如下: 极谱式氧电极由阴极 (Pt)、阳极 (Ag/AgCl) 浸在外壳顶端包以透气膜 (紧贴阴极) 的电解液中组成。在两极间加 0.63~0.64 V 极化电压。当待分析气体透过膜扩散到阴极时, 产生电解电流, 此电流与气体中氧的浓度成正比, 经放大器放大成 0.2~10.2 毫安的电流信号, 可以输入记录仪或控制系统, 并从表头指示出氧含量的大小。OX-4 型测氧仪的外形见图 11-12。仪表由传感器及二次仪表组成。传感器示意图见图 11-13。主要包括: 抽气泵、过滤器、氧电极等部分。抽气泵接通电源后, 产生负压, 待测气体自过滤器中抽取, 经氧探头后进入抽气泵吸气口, 并由出气口排出。待测气体通过氧探头时产生与含氧量成比例的氧电流。

仪表的安装 需在烟气测点焊接一内径为 45 毫米的开孔连接螺帽, 螺帽长度应根据选用的过滤器长短决定。取样点示意图见图 11-14。

安装时应注意:

1. 取样点与鼓泡间不得泄漏, 如有泄漏, 负压会使空气吸入, 形成误差。
2. 氧探头应安放在待测气体取样点附近, 以减少路程延时, 见图 11-15。

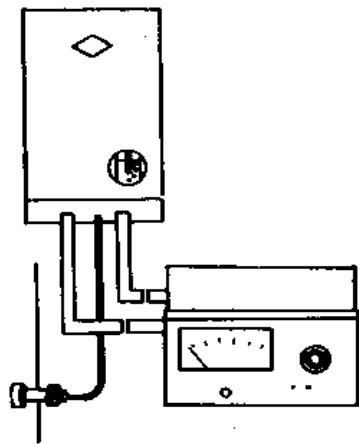


图 11-12 OX-4型测氧仪外形示意图

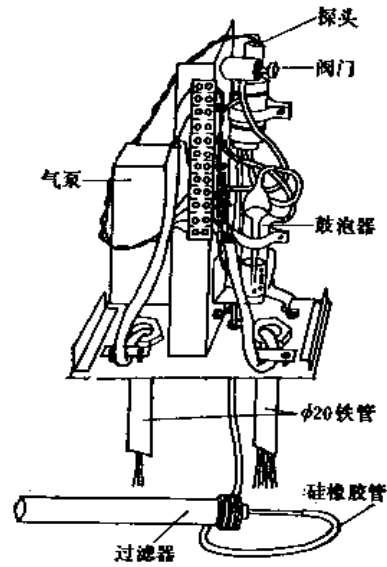


图 11-13 传感器示意图

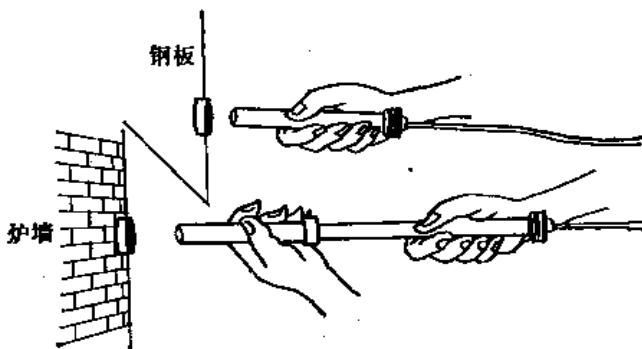


图 11-14 取样点安装示意图

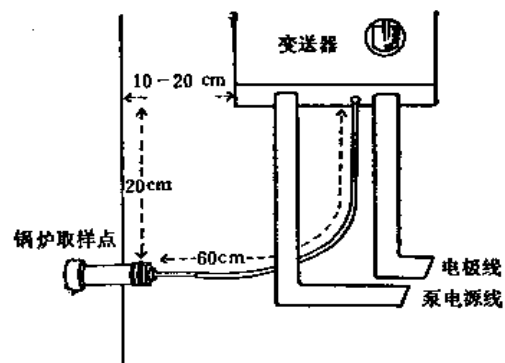


图 11-15 氧探头安放位置示意图

3.二次仪表一般放在仪表间内，氧探头的接线长度可达100米。  
OX-4型测氧仪价格较低，可用于容量较小的工业锅炉。

### 第三节 热 工 控 制

工业锅炉房中需要进行热工控制的项目有：蒸汽锅炉给水自动调节，锅炉燃烧系统的自动调节，热力除氧器运行压力和水位的自动调节，凝结水箱水位的自动控制等。

#### 一、蒸汽锅炉给水自动调节

工业锅炉房常用的给水自动调节有位式调节和连续调节两种方式。蒸发量小于或等于4吨/时的蒸汽锅炉可采用位式调节，蒸发量大于4吨/时的蒸汽锅炉应采用连续调节。

##### (一) 位式调节

给水的位式调节是指调节系统对锅筒水位的高水位和低水位两个位置进行控制，即低

水位时，调节系统接通水泵电源，向锅炉上水至高水位时，调节系统切断水泵电源，停止上水。随着水的蒸发，锅筒水位逐渐下降，当水位降至低水位时重复上述动作。常用的位式调节装置有电极式和浮子式两种，一般随锅炉配套供应。位式调节要求每台锅炉有独立的给水泵和给水管道，当锅炉房布置有多台锅炉时，就必须装设多台水泵和多条给水管道，这就显得烦琐了。设计中也可将给水泵和给水管道集中设置，按锅炉房的总容量，集中配置给水泵和给水母管，由给水母管至每台锅炉的进水用电动阀门连接，调节系统接高、低水位的信号，操作电动阀门，以实现每台锅炉水位的位式调节。设计中应注意，当全部电动阀门处于关闭位置时，调节系统应使旁通管道上的电动阀门开启，以免给水泵空转发热。

## （二）连续调节

给水的连续调节是指调节系统连续调节锅炉的上水量，以保持锅筒水位始终在正常水位的位置。调节装置动作的冲量可以有锅筒水位、蒸汽流量和给水流量。锅筒水位是调节的主要参数，而蒸汽流量和给水流量的变化会形成虚假水位。当蒸汽流量增大时，调节系统应加大给水量，使之与蒸汽流量的增加相匹配，但此时由于锅水的膨胀，锅筒水位有上升的趋势，造成虚假。给水流量加大时，调节系统应使进水减小，但此时由于锅水受到冷却，水位反而有下降的趋势，造成虚假。因此，控制系统可引入蒸汽流量和给水流量作为辅助调节，以控制虚假水位对调节品质的影响。设计中可根据虚假水位的不同严重程度，分别选用单冲量、双冲量或三冲量给水调节方式。

1. 单冲量给水调节 单冲量调节系统中，调节机构的动作是由锅筒水位的高低决定的，其原理见图11-16。蒸发量为6.5吨/时及10吨/时的蒸汽锅炉，锅炉厂常配套供应恒温

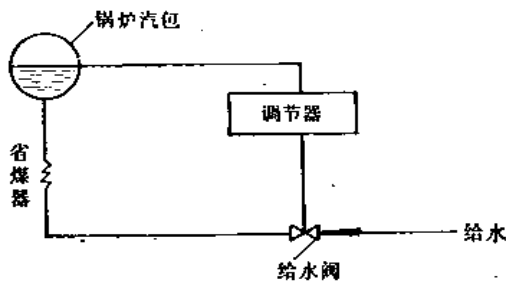


图 11-16 单冲量给水调节原理图

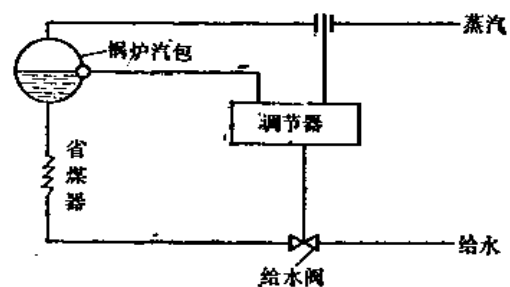


图 11-17 双冲量给水调节原理图

管式单冲量给水调节器，它是一种直接作用式调节器，恒温管两端分别与蒸汽空间和水空间相接触，水位变化引起的温度差使恒温管膨胀或收缩，通过杠杆带动给水调节阀控制水位。它的灵敏度低，延迟较大，仅适用于水容量较大并且负荷较稳定的场合。目前，单冲量调节装置尚有其他产品，如杭州富阳电动仪表厂生产的VQC-500型电动液位调节装置，该产品由浮球传感器，电动液位调节器，电动调节阀三个部分组成。液位调节范围为±30毫米（可调），如果出现超调时，可发出报警讯号，液位报警范围为±50毫米（可调）。本装置有电关型（B）和电开型（K）两种，设计中可根据电动调节阀安装的位置（节流调节或回流调节）进行选用。

2. 双冲量给水调节 双冲量给水调节取锅筒水位和蒸汽流量两个冲量作为调节机构动作的参数，其原理见图11-17。这种调节系统具有反馈信号，其调节性能较单冲量给水调

节系统精度要高，目前有些自动化仪表厂在蒸发量为6吨/时或10吨/时蒸汽锅炉给水控制中，采用了双冲量给水调节，其调节系统多采用单元组合仪表。

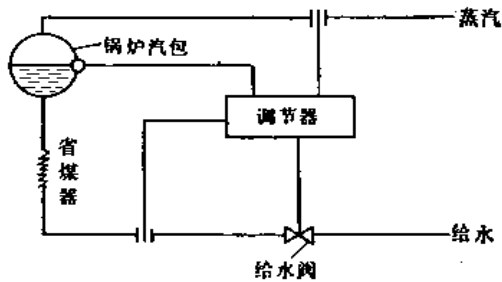


图 11-18 三冲量给水调节原理图

3.三冲量给水调节 三冲量给水调节取锅筒水位、蒸汽流量和给水流量作为调节机构动作的参数,其原理见图11-18。这种调节系统具有多种性能调节器的特性,如比例位移、软反馈,硬反馈等。调节精度高。对于蒸发量为10吨/时、20吨/时的蒸汽锅炉,自动化仪表厂配套给水控制中有的采用了三冲量给水调节。

## 二、锅炉燃烧系统的自动调节

随着用户热负荷的变化,必须随时调整燃煤量,否则,蒸汽锅炉锅筒压力就要波动(对热水锅炉,则送水温度就要波动)。维持锅筒压力稳定(对热水锅炉即供水温度稳定),就能满足用户热量的需要。工业锅炉燃烧系统的自动调节是以维持锅筒压力稳定为依据(热水锅炉则为供水温度),调节燃煤供给量,以适应热负荷的变化。为了保证锅炉的经济运行,随着燃煤量的变化,必须调节锅炉送风量,保持一定的风煤比例,即一定的过剩空气系数,同时还要保持一定的炉膛负压,因此,燃烧系统调节的参数有:锅筒压力(或热水温度)、燃煤供给量、送风量、烟气含氧量和炉膛负压。

装设完整的燃烧自动调节系统的锅炉,其热效率约可提高5%左右,但需花费一定的投资,自动调节系统越完善,花费的投资越高。对于蒸发量小于或等于4吨/时的蒸汽锅炉(或产热量小于或等于250万千瓦卡/时的热水锅炉),一般不设计燃烧自动调节系统,司炉工根据热负荷的变化,人工调节给煤量和鼓、引风机,以保持一定的风煤比和炉膛负压。此时,可在锅炉出口装设测氧仪,以便司炉工操作锅炉在一定的过剩空气系数范围内运行。对于蒸发量为6吨/时、10吨/时的蒸汽锅炉(产热量为360万千瓦卡/时、600万千瓦卡/时的热水锅炉),燃烧系统一般仍可人工操作,但炉排电机可采用滑差电机,人工遥控炉排电机转速,调节给煤量。风量的调节可采用电动执行机构,根据炉膛负压和测氧仪指示的 $\alpha$ 值,遥控操作鼓、引风机风门的开度。对于蒸发量为20吨/时的蒸汽锅炉(或产热量为1200万千瓦卡/时的热水锅炉),燃烧系统可设计成自动调节系统。但自动调节系统可以设计成多种方案,其调节精度也不同。西安仪表厂生产的LGK-3型链条锅炉测控系统中,燃烧调节的方框图见图11-19。图中,方案甲调节精度较高,方案乙结构较简单。

上海仪器仪表成套厂生产的SHL<sub>20</sub>-HK-122型链条锅炉自控设备中,燃烧系统自动调节采用DDZ-II仪表组成。取蒸汽压力、风量、烟氧量(氧化锆探头)、炉膛负压为参数,控制炉排电机、鼓、引风机挡板,组成调节系统。

目前,各自动化仪表厂可以根据用户的要求,设计成各种不同的燃烧自控方案。对于调节精度高的自控系统,所需装设的仪表也多,投资高,整定较复杂,维修工作量大。调节精度低的自控系统,结构简单,投资少,效果也好。一般容量较小的或运行期限较短的工业锅炉,自控系统应尽量设计得简单一些,长期运行的、容量较大的锅炉,则应选用调节精度较高的燃烧自控系统。

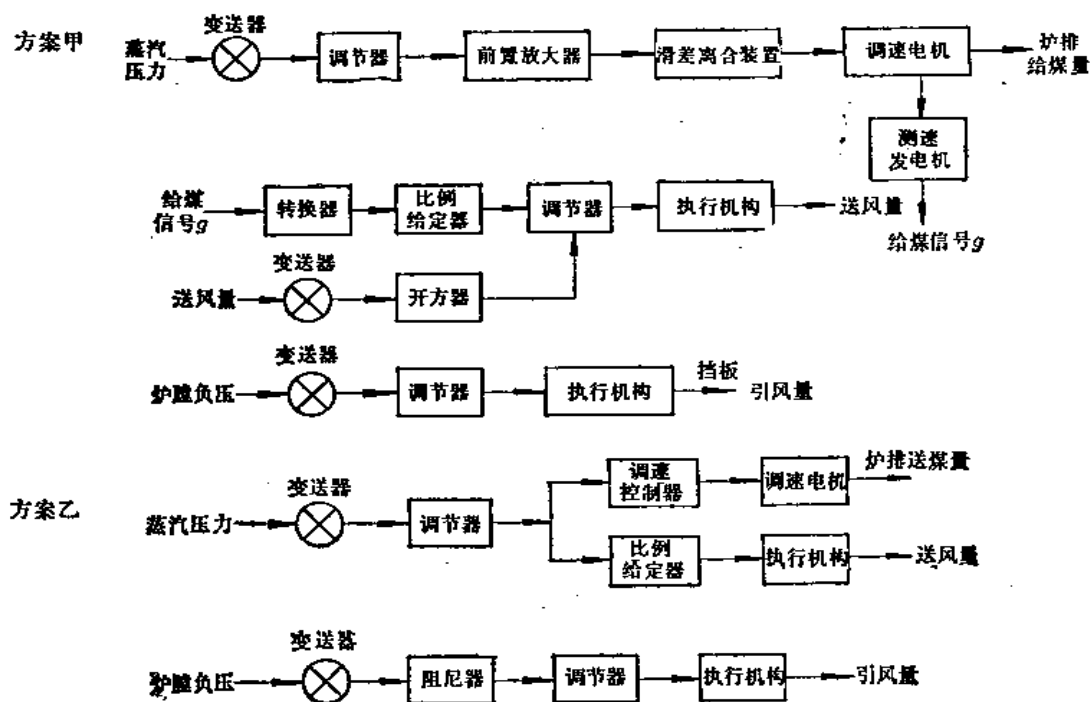


图 11-19 LGK-3 型燃烧自动调节方案

### 三、热力除氧器压力和水平的自动调节

热力除氧器的压力调节阀和浮筒式水位调节阀一般生产厂作为产品附件供应给用户，这两种调节阀都是直接作用式调节阀。对于除氧器负荷变化较大的锅炉房，可以改用单元组合仪表来调节除氧器的压力和水平，以改善自动调节的品质。

### 四、凝结水箱水位自动调节

锅炉房的凝结水箱一般要求对其水位进行位式调节，用水箱的水位控制凝结水泵的运行和停止，当水箱高水位时，启动凝结水泵，将水箱中的凝结水抽出，至水箱低水位时停泵。设计中可采用舌簧管或浮球式调节装置，并使凝结水泵的启停可以就地操作或自动控制。

### 五、几种链条式工业锅炉的自控设备

#### (一) 天津市自动化仪表成套设备厂

该厂生产的用于蒸发量为1、2、4吨/时，蒸汽压力小于或等于13公斤力/厘米<sup>2</sup>链条式蒸汽锅炉的自控设备：

#### 1. 水位调节系统

(1) 双位制给水调节 采用浮子式水位控制器，位式控制上锅筒水位在正常水位±25毫米范围内波动。

(2) 高水位保护 若水位因某种原因上升至高水位(+70毫米)时，报警器的一组

水银开关断开，切断水泵电机，控制电路同时发出高水位报警信号。当水位下降至高水位以下时，这组水银开关重新闭合，同时解除报警信号。

(3) 低水位报警及极低水位停炉保护 若水位因某种原因下降至低水位(-60毫米)时，控制器另一组水银开关闭合，发出低水位报警信号，若水位继续下降至极限低水位时，警报器内又一组水银开关断开，控制线路内总控制继电器失压释放，引风机、鼓风机、炉排按程序先后停运，即停炉。故障排除后，需重新起动电路才能恢复锅炉自动工况。

2. 超汽压保护 超汽压保护系统由电接点压力表及相应的控制电路组成。锅炉处于自动运行工况时，若锅筒蒸汽压力超过电接点压力表给定的上限值时(上限值由用户自行选定，可以不是锅炉额定压力)，上限电接点接通，此时除发出灯光报警信号外，同时按程序使鼓风机、炉排停运，经时间延时后，引风机停运。当压力下降后，上接点断开，超汽压报警信号解除，当压力下降至选定的下限值时，下限接点接通，引风机、鼓风机、炉排按程序运转，锅炉重新投入运行。

### 3. 燃烧系统程序控制

引风—鼓风—炉排组成的燃烧系统按程序控制。

起动顺序：引风 $\xrightarrow{t_1}$ ，鼓风 $\xrightarrow{t_2}$ ，炉排。

停运顺序：鼓风，炉排 $\xrightarrow{t_3}$ ，引风延时停。

延时时间 $t_1$ ， $t_2$ ， $t_3$ 由控制线路中时间继电器实行。

### 4. 自动保护系统

(1) 线路短路保护及选择性过载保护 线路短路或过载时，主电路以自动开关作保护元件，控制线路以螺旋熔断器作保护元件。当引风机过载时，若只停引风机，鼓风机及炉排继续运行会形成炉膛正压；当鼓风机过载停运时，炉排继续运行会造成不完全燃烧而费煤。因此，控制系统设计成选择性过载保护，即引风机过载时，引风机、鼓风机、炉排均自动停运；鼓风机过载时，鼓风机、炉排同时自动停运，引风机因起动较困难不自动停运；炉排过载时，只停炉排。故障排除后，系统才能继续运行。

(2) 欠电压保护 若电网电压过低或电压突然消失时，各电机均将停运，本系统将起保护作用，防止电压恢复正常时各电机的“自起动”现象，以防事故。

(3) 炉排机械故障保护 当炉排减速箱故障停运时，自动停炉。

其他尚有各种电气连锁保护系统，不作详细介绍。

5. 排烟温度监测 本产品采用热电偶与动圈式指示仪测温系统测量排烟道烟气温度。

### (二) 上海仪器仪表成套厂

该厂生产的用于蒸发量为6吨/时及10吨/时链条炉的自控装置

#### 1.6吨/时链条炉自控装置性能

##### (1) 热工检测

###### A. 温度

高温段：炉膛烟温，对流管束烟温。

低温段：省煤器进出口水温，排烟温度。

用两只动圈式仪表，用切换开关分别显示高、低温度段各点温度。

B. 压力 炉膛负压、引风负压、鼓风压力，用膜盒式压力表显示。

C. 流量 蒸汽流量，用DDZ-II仪表积算显示。

#### (2) 控制系统

A. 给水调节 采用单冲量浮球电感式水位连续调节器进行给水调节。液位控制范围为±50毫米。

B. 炉排速度遥控 采用电磁调速异步电机(滑差电机)拖动炉排，人工遥控炉排电机转速，进行给煤量遥控。

C. 风门开度控制 采用电动执行机构点动遥控，用电流表指示风门开度，引风门的控制尚可切换成炉膛负压上、下限触点来控制的位式自控系统。

(3) 报警系统 除给水调节装置具有高、低水位报警信号外，另外用电接点水位报警器作双重高低水位报警。报警采用声光信号，声响用电铃，信号灯分别指示高水位或低水位。

(4) 控制台操作面设有引风机、鼓风机、水泵、炉排、除渣机等电机的起停按钮及运行指示灯。

### 2.10吨/时链条炉自控装置性能

#### (1) 热工检测

##### A. 温度

炉膛出口烟温、对流管束烟温；

省煤器出口水温、省煤器进出口烟温、空气预热器出口烟温、空气预热器出口风温。

用两只琴键开关切换，动圈式仪表进行指示。

B. 压力 锅筒蒸汽压力，过热器蒸汽压力，省煤器进出口水压，采用远传压力表和动圈式仪表指示。炉膛负压采用膜式压力表检测。省煤器进出口烟气压力，空气预热器出口烟气压力，除尘器出口烟气压力，空气预热器进出口空气压力，二次风机出口风压，通过两只切换阀切换，膜式压力表显示。

C. 水位 锅筒水位显示。

D. 流量 蒸汽流量用节流孔板检测，用DDZ-II仪表进行积算、记录。

#### (2) 控制系统

A. 给水调节 采用三冲量给水调节。

B. 炉排速度遥控 采用电磁调速异步电机(滑差电机)拖动炉排，人工遥控炉排电机转速进行给煤量遥控。

C. 风门开度控制 采用电动执行机构点动遥控，电流表指示风门开度。

(3) 报警系统 采用闪光报警器。

饱和蒸汽锅炉报警内容：锅筒水位高低，锅筒蒸汽压力高低。

过热蒸汽锅炉报警内容：锅筒水位高低，锅筒蒸汽压力高低，过热蒸汽温度高低。

锅筒水位报警采用DDZ-II仪表和电感式或电极式液位报警器同时检测。

(4) 控制盘操作台上设有引风机、鼓风机、水泵、炉排、除渣机等电机起停按钮及联锁开关。

### (三) 西安仪表厂

该厂生产的LGK-3型链条炉测控系统适用于蒸发量为20吨/时或20吨/时以上的工业

链条炉。其测控系统如下：

1. 热工参数检测

(1) 温度

A. 炉膛出口温度，对流管束烟气温。

B. 省煤器出口水温，省煤器出口烟温，空气预热器出口风温，空气预热器出口烟气温。

C. 过热蒸汽温度。

(2) 压力

A. 空气预热器前，省煤器前烟气压力，省煤器后烟气压力，烟气出口压力，炉排下左一次风压，炉排下右一次风压，以上六点由六通阀切换指示。

B. 炉膛负压指示。

C. 给水压力指示。

D. 锅筒压力指示、记录、报警。

E. 烟气氧量测量、指示、记录。

(3) 流量

A. 蒸汽流量瞬时指示，显示积算。

B. 给水流量计量。

C. 送风风量计量。

2. 自动控制

(1) 水位调节系统 采用三冲量给水调节系统。

(2) 燃烧调节系统 LGK-301燃烧调节系统见图11-19中方案乙，LGK-302燃烧调节系统见图11-19中方案甲。

(3) 过热蒸汽温度调节 采用蒸汽温度单参数控制，维持出口汽温变化在 $\pm 5^{\circ}\text{C}$ 范围内。原理方框图见图11-20。



图 11-20 LGK过热蒸汽温度调节原理方框图

3. 报警部分

(1) 锅筒水位高低。

(2) 锅筒水位极低（并与燃烧系统连锁，停风灭火）。

(3) 锅筒蒸汽压力高。

(4) 过热蒸汽温度高低。

报警形式：声、光讯号，采用闪光信号报警器。

4. 操纵台上备有一定数量的指示灯，按钮，可供鼓、引风机、二次风机、水泵等各电机设备起动、运行、停运操作。并配有电流表、电压表及频率表等。

(四) 杭州余杭南湖无线电厂

该厂生产的工业链条锅炉检测控制计量装置，可与0.5吨/时~20吨/时的工业链条锅炉配套。



1. MKL型工业锅炉自动控制台, 适用于蒸发量为0.5吨/时~4吨/时的工业链条锅炉, 其功能有:

(1) 手控锅炉各辅机的启停。控制台台面装设有给水泵、鼓引风机、出渣机和炉排等电机的启停按钮及相应指示灯, 且装有手动-自动切换开关, 还装有炉排快、慢档切换开关。

(2) 水位位式自动控制, 或连续自动调节, 极限高低水位声光报警, 极限低水位保护。

(3) 蒸汽压力位式自动控制, 鼓引风机、炉排和出渣机自动程序启停。

(4) 炉膛负压指示。

(5) 排烟温度指示。

(6) 排烟过剩空气系数指示。

(7) 燃煤量积算, 采用本厂生产的MB-1型煤耗量积算表。

(8) 给水量积算, 采用本厂生产的SB-1型给水量积算表。

2. KBL型工业锅炉计量检测仪表盘, 适用于蒸发量为0.5吨/时~20吨/时, 燃煤、油或气的锅炉。燃煤锅炉的燃烧方式可以是链条炉, 下饲式或往复炉排, 振动炉排等。其性能如下:

(1) 排烟温度指示。

(2) 炉膛负压指示。

(3) 烟气过剩空气系数指示。

(4) 煤量积算。

(5) 蒸汽量积算。

(6) 水位指示及报警。水位报警, 控制。

(7) 鼓、引风机风门遥控。

工业锅炉房自控设备型式很多, 本手册限于篇幅, 仅介绍上述四个厂的产品, 对其他产品不再一一作介绍, 设计中可根据工艺要求, 选用合适的自控设备。目前, 各自动化仪表厂尚可根椐用户的具体要求, 提供多种形式的工业锅炉自控设备产品, 设计中可与各自动化仪表厂联系。对于有特殊要求的场合, 亦可由仪表专业设计人员对控制系统及控制盘面自行设计。

#### 第四节 仪表盘的配置及仪表间的布置位置

工业锅炉房需要配置的仪表盘大致有: 锅炉设备热工仪表及热工控制装置仪表盘, 水系统仪表盘及运煤出灰系统仪表盘。为了防止各仪表的接点被灰尘污染, 一般仪表盘需设置在环境较清洁的仪表间内。仪表间的布置位置应结合仪表盘的配置方式统一考虑。

##### 一、蒸发量小于或等于6吨/时的蒸汽锅炉或产热量小于或等于360万千卡/时的热水锅炉

仪表盘一般为单元式配置, 即每台锅炉配置一个仪表盘, 锅炉仪表、自控装置、煤量表以及水泵、运煤、除渣等设备的电气操作、指示均反映在该仪表盘上, 其仪表间的位置

有如下几种布置方式:

1. 仪表间设置在锅炉间内, 用玻璃隔断隔开, 如图11-21所示。这种布置方式最简单, 但设计中应注意, 仪表间的位置应不妨碍锅炉设备的检修。

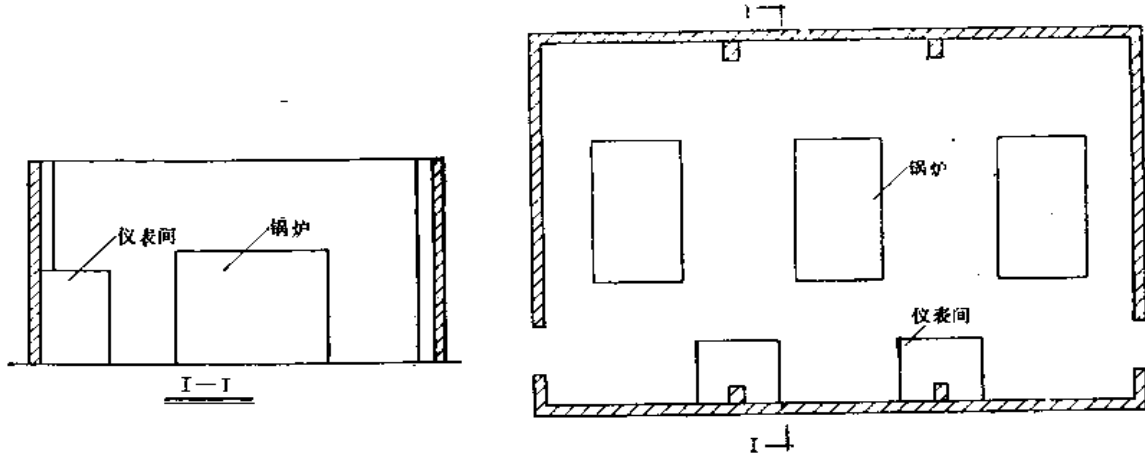


图 11-21 仪表间设置在锅炉间内的布置示意图

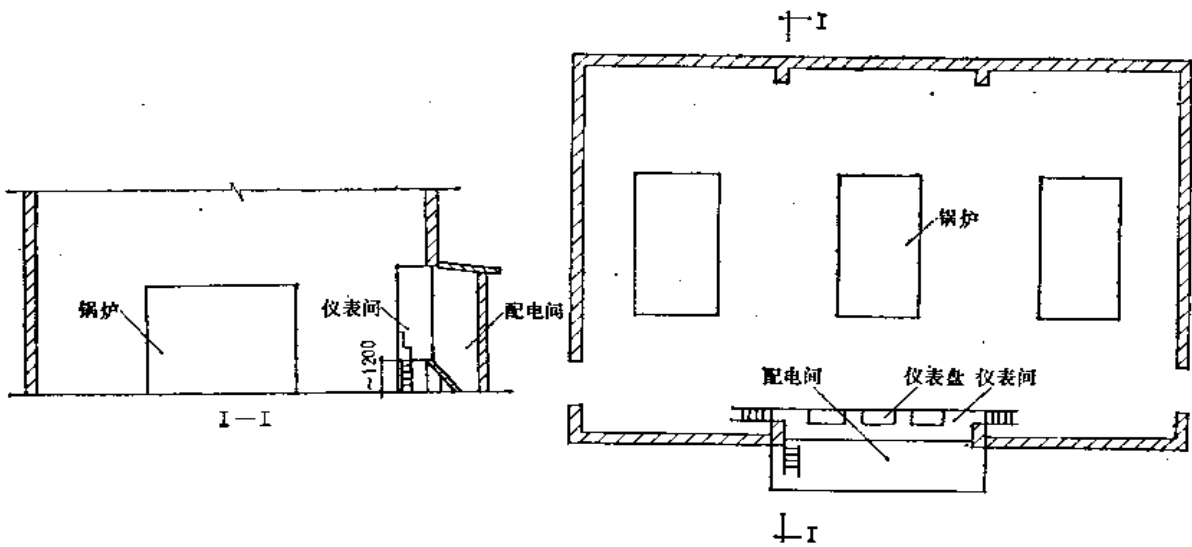


图 11-22 仪表间设置在炉前小平台上的布置示意图

2. 仪表间设置在炉前小平台上, 如图11-22所示。这种布置方式由于仪表间距地面有一定的高度(约1.2米左右), 因此不影响炉排的抽出检修。同时, 若锅炉房采用吊煤罐运煤时, 司炉工可在仪表间内集中操作吊煤罐向各台锅炉加煤, 运行较方便。但这种布置方式需增加锅炉房的面积。

3. 仪表间设置在生活间内, 如图11-23所示。这种布置方式不影响锅炉的检修, 土建设计较为简单。但司炉工不能直接观察到每台锅炉的运行情况, 并且仪表间需占据一定的建筑面积。

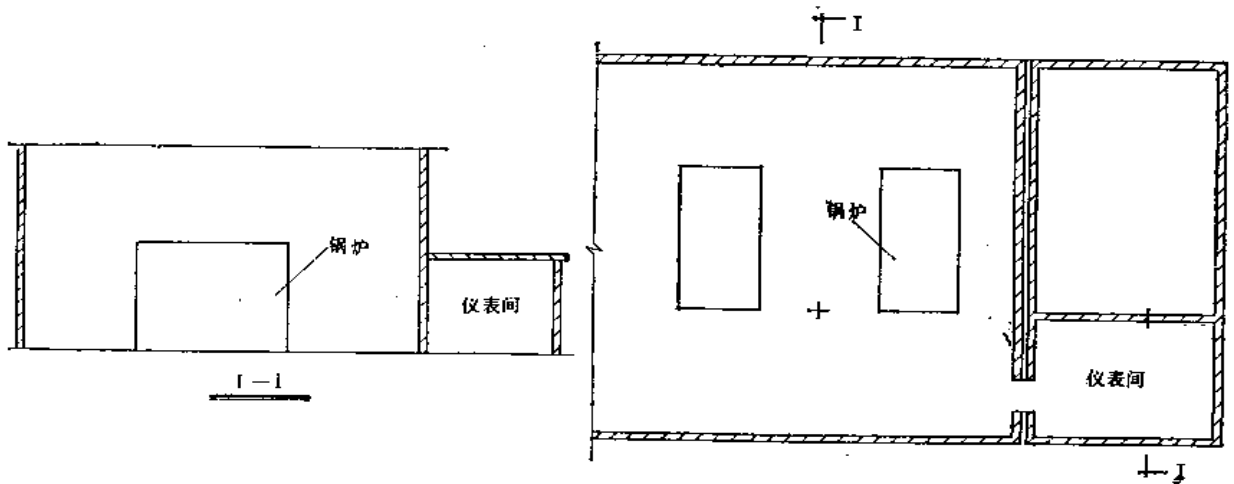


图 11-23 仪表间设置在生活间中的布置示意图

## 二、蒸发量大于6吨/时的蒸汽锅炉或产热量大于360万千卡/时热水锅炉的锅炉房

仪表盘的配置及仪表间的位置大致有如下几种布置方式:

1. 仪表盘集中设置, 全部锅炉的仪表及自控装置集中设置在一个仪表盘上, 亦可将运煤出灰系统、水处理系统的仪表集中在该仪表盘上, 做成中央仪表间(如图11-24)。其优点是司炉工可集中了解锅炉房运行的全貌, 可减少司炉工的人数。但这种配置方式系统较为复杂, 要求仪表、线路的检修水平较高, 一般仅适用于大型工业锅炉房。

2. 仪表盘单元配置, 即每台锅炉配置一个仪表盘, 仪表间的位置有以下几种:

(1) 仪表间布置在锅炉间内, 用玻璃隔断隔开, 如图11-25所示。这种布置方式较

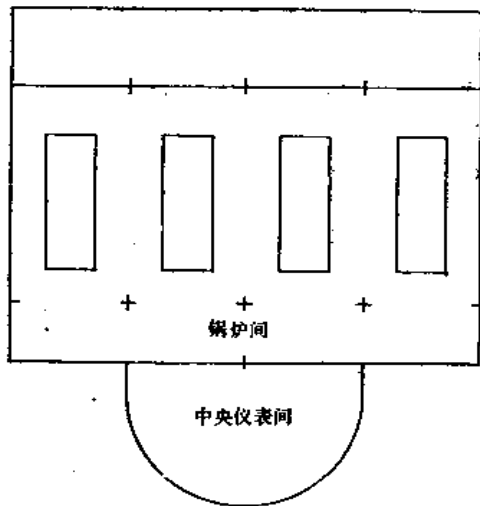


图 11-24 仪表间设计成中央仪表间的示意图

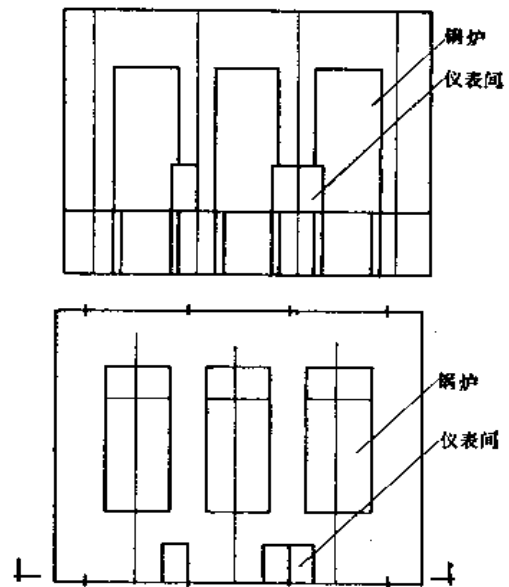


图 11-25 仪表间布置在锅炉间内的示意图

为简单，也不需要增加建筑面积，但仪表间空间较小，对炎热地区夏季环境温度较高时需采取降温措施，否则会影响仪表的正常运行。设计中应注意，仪表间的位置应不影响锅炉的检修。

(2) 仪表间布置在炉前平台上，如图11-26所示。这种布置方式仪表盘与锅炉的连接较简洁，给仪表、线路的敷设和检修带来了方便。并且，仪表间不遮挡底层的光线，使底层可以得到合理的利用。但这种布置方法仪表间的宽度受炉前平台宽度的限制，尤其是地震区，土建设计上不能把平台做得较宽，给仪表盘的维修带来一定的困难。

(3) 仪表间布置在炉前室内，如图11-27所示。这种布置方式仪表盘有较宽敞的检修位置，但土建设计中立面处理较困难，锅炉房的美观上受一定影响。同时底层房间光线受遮挡，不好利用。

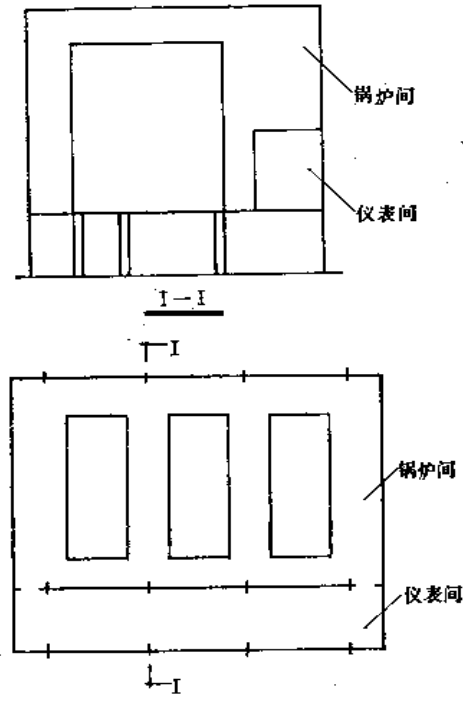
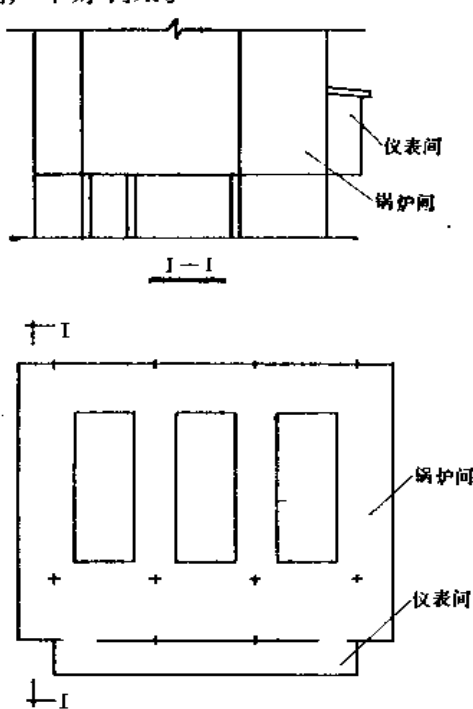


图 11-26 仪表间布置在炉前平台上的示意图      图 11-27 仪表间布置在炉前室内的示意图

(4) 仪表间亦可设置在生活间内，如图11-28所示。这种布置方式仪表连接线路较复杂，会给线路检修带来一定的不便。但土建设计上较为简单。

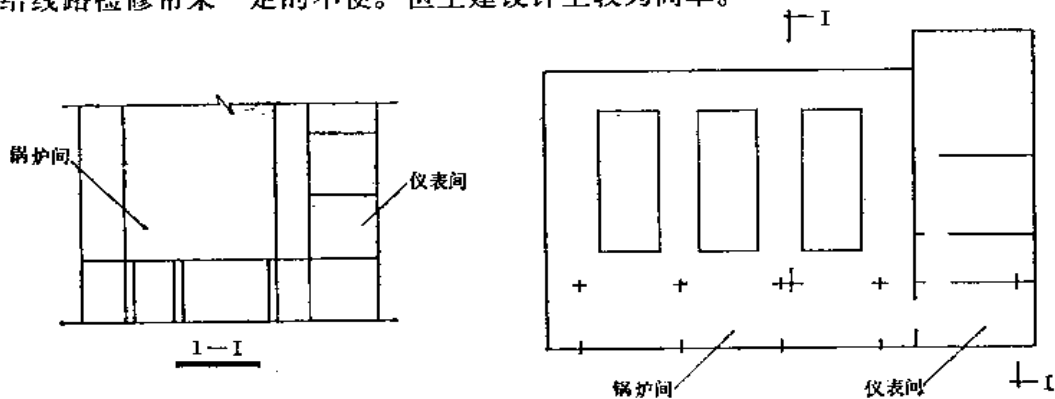


图 11-28 仪表间布置在生活间内的示意图

### 三、水系统仪表盘

对于容量较大的锅炉房，设计中可将水系统中各水箱的液面、各水泵的运转情况，集中反映到仪表盘上。当锅炉房采用热力除氧并且装有压力、水位自动调节时，其组合仪表一般也布置在此仪表盘上。水系统仪表盘反映的参数可以有：给水箱水位，凝结水箱水位，软水箱水位，补给水箱水位，除氧器的运行压力以及除氧水泵、给水泵、补给水泵的启停按钮及指示灯、电压表、电流表等。水的软化系统一般有专人值班，故该系统的运行工况一般不必集中到仪表盘上。对于单层布置的小型锅炉房，由于各水箱、水泵比较集中，司炉工随时可以很方便地了解到水系统的运行情况，故不必设置集中的仪表盘。水系统仪表盘的设置位置应根据锅炉房的运行管理方式决定，大致有下列三种设置方法：

1. 水系统仪表盘集中设置在锅炉仪表间内，由司炉工统一监督水系统的运行情况。
2. 水系统仪表盘设置在化验室附近，由化验室值班人员集中监督水系统的运行和水质化验分析工作。
3. 水系统仪表盘设置在水处理间附近，由水理工监督水系统的运行情况。

### 四、运煤、出灰系统仪表盘

运煤、出灰系统的仪表盘应根据不同的工艺流程，装设电气联锁、程序控制、电气开关以及电子皮带秤的电气部分等。单层布置的小型锅炉房，运煤、出灰系统的仪表盘，包括煤量计，均由司炉工统一操作管理，因此，该仪表盘应与锅炉仪表盘一起考虑。对于大型锅炉房，运煤、出灰部分由运煤工集中管理，因此，除煤量计布置在锅炉仪表盘上外，一般应将运煤、出灰部分仪表盘布置在底层，以便运煤工管理运行。

## 第十二章 化验和机修设施

### 第一节 工业锅炉房化验室的设计

#### 一、概 述

工业锅炉房的化验室是保证锅炉安全、经济运行的重要组成部分。化验室的主要任务是负责监督和控制汽、水品质，使之符合国家标准 GB1576—79“低压锅炉水质标准”的有关规定，同时还要进行煤、渣和飞灰的分析化验，以考察锅炉运行的经济性。此外，化验室还要配合锅炉热工试验，对热平衡所需的重要数据进行分析。

工业锅炉房内是否专门设置化验室或化验室设置的完善程度要结合工厂的具体情况决定。考虑到工厂一般都有中央化验室，因此，若中央化验室与锅炉房的距离不很远，且协作较为方便时，锅炉房内不一定专设化验室或化验场地，其化验项目由中央化验室统一进行。若中央化验室解决协作有困难时，锅炉房应专设化验室或化验场地。对于不经常化验的项目，应通过协作予以解决。

化验室需要进行的化验分析项目大致有下列内容。

(一) 水分析 工业锅炉房一般要求对原水定期进行取样分析，以观察水源水质的变化情况，但一般不配备原水全分析的试验条件，运行中如果需要原水全分析资料时，可由外协解决。对软水、给水、炉水则需定时进行化验分析，并作运行记录。给水悬浮物的分析可以定期进行，化验室一般不配备悬浮物分析所需设备，可由外协解决。

单台蒸发量为6吨/时及6吨/时以上的蒸汽锅炉房，应分析原水、软水、炉水及回收凝结水。分析项目一般有：硬度、碱度、pH值、氯化物、溶解固形物、溶解氧。设有除二氧化碳器的锅炉房尚应能分析二氧化碳的含量。

单台蒸发量为4吨/时及4吨/时以下的蒸汽锅炉房，应分析原水、软水、炉水。分析项目一般有：硬度、碱度、氯根、pH值。如有除氧装置则尚应分析溶解氧。

热水锅炉房主要分析补水。控制补水的硬度、pH值。如有除氧装置，则尚应分析溶解氧。

各项水质的分析方法可见国家标准 GB1576—79“低压锅炉水质标准”的附录部分。

(二) 煤、灰、烟气的分析 工业锅炉房一般不作煤的发热量测定，可根据煤的工业分析资料，通过计算得出煤的发热量数值。

单台蒸发量为6吨/时及6吨/时以上蒸汽锅炉或产热量为360万千卡/时及360万千卡/时以上热水锅炉的锅炉房，宜分析煤的水分、灰分、挥发物和固定碳；灰渣残留碳量，飞灰含碳量；烟气中氧、一氧化碳、二氧化碳的含量。

单台蒸发量为4吨/时及4吨/时以下的蒸汽锅炉或单台产热量为250万千卡/时及250万千卡/时以下热水锅炉的锅炉房，一般不作煤、灰的分析，但可配置分析氧、一氧化碳、二氧化碳的分析设备。

煤的工业分析方法可见机械工业部部颁标准JB2829—80“工业锅炉热工试验”。

## 二、化验分析仪器设备的配备

### (一) 水分析仪器设备的配备

单台蒸发量为6吨/时及6吨/时以上的蒸汽锅炉房，可按表12-1配备水分析仪器设备。

水分析仪器设备表 表 12-1

序号	设备名称	型号规格	单位	数量	用途	备注
1	分析天平	称量200克感量0.1毫克	台	1	用于测定溶解固形物	可带鼓风
2	工业天平	称量200克感量1毫克	台	1		
3	电热恒温干燥箱	50~200°C(300×400×400)	台	1		
4	普通电炉	1千瓦	台	1	用于测定pH值	
5	酸度计	PHS-2型	台	1		
6	水浴锅	4孔	台	1	用于测定溶解固形物	
7	溶解氧测定仪	TH-2型	台	1	用于测定溶解氧	

单台蒸发量为4吨/时及4吨/时以下蒸汽锅炉房或热水锅炉房，可配备江苏太仓玻璃仪器厂生产的GSF-II型“工业锅炉水质分析仪”。对于需要测定溶解氧的锅炉房，尚应配备溶解氧的测定仪表，如无锡市无线电八厂生产的TH-2型溶解氧测定仪。

### (二) 煤分析所需仪器设备见表12-2

煤分析仪器设备表 表 12-2

序号	设备名称	型号规格	单位	数量	用途	备注
1	分析天平	称量200克感量0.1毫克	台	1	测定灰分、挥发分及灰渣、 飞灰含碳量	可与水分析合用 带调温装置
2	马弗炉	1000°C	台	1		
3	电热恒温干燥箱	50~200°C(350×400×400)	台	1	测定水分	可与水分析合用
4	奥氏气体分析器		台	1	烟气分析用	
5	小型计算器		台	1	计算发热量	

## 三、工业锅炉房化验室设计要点

1. 化验室应布置在距离锅炉较近的建筑物内，其朝向最好是南北向，以保证有明亮的自然采光，并应尽量避免避开振源和有飞尘的场所，故不宜与水泵房或鼓、引风机间等其他机房毗邻，否则对分析天平的使用有影响。水分析与煤分析可分设在两个房间中。水分析的取样或化验水冷却器应尽量布置在化验室附近，以便于化验人员的取样。

2. 化验室的深度不宜过大，应不影响自然采光。一般深度不宜超过6米。房间净高一般为3.3~3.6米。地面应采用水磨石地面，地面以上1.2米范围应刷浅色油漆墙裙。化验室楼板荷重一般按300公斤/米<sup>2</sup>设计。

3. 化验室的照明应采用日光灯。化验台最低照度为150勒克斯。电热设备的电容量应根据各设备用电量决定，并适当考虑备用量。根据各电热设备布置的位置在其就近的墙上设闸刀开关，尽量不用或少用插销。开关及插销一般距地面1.2米。电热设备的电气线路

与照明线路应分开设置。

4. 化验室用水要求一般生活用水，其耗水量约0.9米<sup>3</sup>/时。

5. 化验室内一般设有化验台、天平台、工作台、办公桌、洗涤用具、药品柜等。工业锅炉房化验室一般不设通风柜。

化验台可用木制台面，应耐酸、碱腐蚀。化验台应布置在光线充足处，但不宜正面紧靠外窗。化验台上部应装有日光灯。

天平台、工作台为水磨石台面，与化验台之间通道一般为1.5米。

化验室的洗涤用具如化验盆布置时应紧靠化验台，但盆面应比化验台低20厘米，以防水滴溅到化验台上。

化验台、工作台、药品柜、试剂架、化验盆支架等设备均可按土建专业国家标准图集J930“全国通用工业厂房建筑配件标准图集”选用。

#### 四、化验室布置示例

1. 水分析与煤、灰、烟气分析分别设置在两个房间中的化验室布置示例见图12-1。

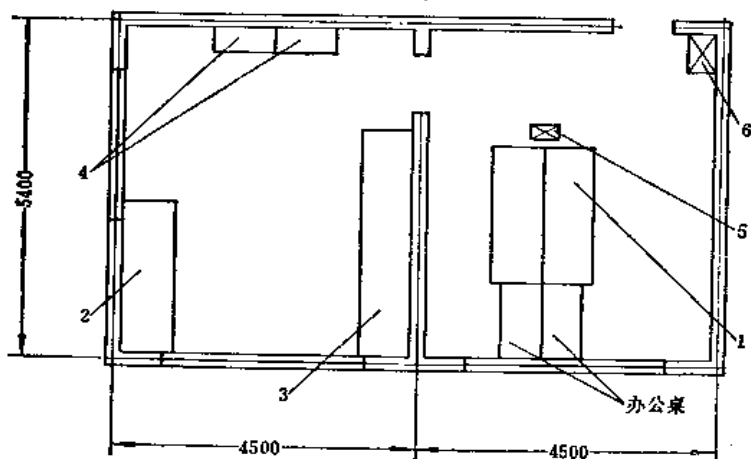


图 12-1 化验室平面布置图一

1—化验台；2—天平台；3—工作台；4—药品柜；5—化验盆；6—洗涤盆

仪 器 设 备 表

表 12-3

序号	设备名称	型 号	规 格	单 位	数 量	备 注
1	水浴锅	4孔		台	1	
2	酸度计	PHS-2型		台	1	
3	工业天平	称量200克	感量1毫克	台	1	
4	分析天平	称量200克	感量0.1毫克	台	1	
5	普通电炉	1千瓦		台	1	
6	电热鼓风干燥箱	101-1型	200°C(350×450×450)	台	1	功率2.2千瓦
7	高温箱形电阻炉	SRJX-4-9	1000°C(325×200×125)	台	1	功率4千瓦
8	奥氏气体分析器			台	1	
9	袖珍电子计算机			台	1	
10	溶解氧测定仪	TH-2型		台	1	



水分析项目 硬度、碱度、氯化物、pH值、溶解氧、溶解固形物。

煤分析项目 水分、灰分、挥发分、含碳量。计算发热量。

其他 灰渣及飞灰含碳量；烟气中氧、一氧化碳及二氧化碳含量。

所需仪器设备见表12-3。

化验室所需建筑设备见表12-4。

建筑设备表

表 12-4

序号	建筑设备名称	型号规格	单位	数量	备注
1	化验台	化VI-22型	个	2	J930
2	天平台	天I-24	个	1	J930
3	工作台	工I-36	个	1	J930
4	药品柜	柜III-09	个	2	J980
5	化验盆		个	1	
6	洗涤盆		个	1	

2.水分析与煤、灰、烟气分析设置在一个房间中的化验室布置示例见图12-2。

分析项目及所配备的仪器设备同1。

3.仅做水分析及烟气分析，不做煤、灰分析的化验室布置示例见图12-3。

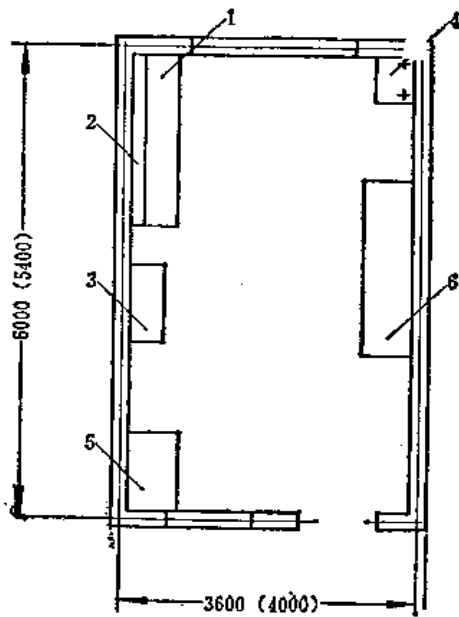


图 12-2 化验室平面布置图二

1—化验台，2—试剂架，3—药品柜，4—化验盆，5—天平台，6—工作台

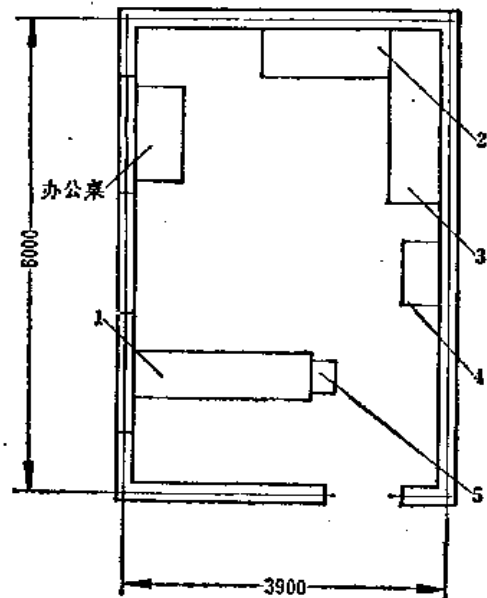


图 12-3 化验室平面布置图三

1—化验台，2—天平台，3—工作台，4—药品柜，5—化验盆

水分析项目 硬度、碱度、氯化物、pH值、溶解氧、溶解固形物。

其他 烟气中氧、一氧化碳、二氧化碳含量。

所需仪器设备见表12-5。

仪器设备表

表 12-5

序号	设备名称	型号规格	单位	数量	备注
1	酸度计	PHS-2型	台	1	
2	普通电炉	1千瓦	台	1	
3	工业天平	称量200克 感量1毫克	台	1	
4	分析天平	称量200克 感量0.1毫克	台	1	
5	电热恒温干燥箱	202-1型 50~200°C(350×450×450)	台	1	
6	水浴锅	4孔	台	1	
7	奥氏气体分析器		台	1	
8	溶解氧测定仪	TH-2型	台	1	

建筑设备表

表 12-6

序号	建筑设备名称	型号规格	单位	数量	备注
1	化验台	化IV-22型	个	1	J930
2	天平台	天I-24	个	1	J930
3	工作台	工I-24	个	1	J930
4	药品柜	柜II-09	个	1	J930
5	化验盆		个	1	

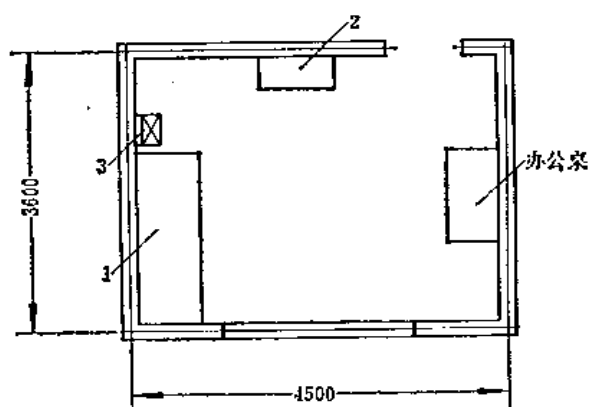


图 12-4 化验室平面布置图四

1—化验台；2—药品柜；3—化验盆

化验室所需建筑设备见表12-6。

4. 仅做水分析及烟气分析，不做煤、灰分析的化验室布置示例见图12-4。

水分析项目 硬度、碱度、氯化物、pH值、溶解氧。

其他 烟气中氧、一氧化碳、二氧化碳含量。

所需仪器设备 奥氏气体分析器 1台  
溶解氧测定仪TH-2型 1台

pH值之分析用比色法。

化验室所需建筑设备见表12-7。

建筑设备表

表 12-7

序号	建筑设备名称	型号规格	单位	数量	备注
1	化验台	化II-22	个	1	J930
2	药品柜	柜II-09	个	1	J930
3	化验盆		个	1	

## 第二节 工业锅炉房机修设施的设计

### 一、概 述

为了使锅炉房能安全、正常地运行，应有修理装备负责对锅炉房的设备和管道附件进行修理。在进行锅炉房设计时，这些修理装备是否设置在锅炉房内，做成修理间，以及修理间中修理装备设置的完善程度，应结合全厂修理装备的情况统一考虑。若工厂有全厂性的动力维修车间或全厂的修理工段可以承担锅炉检修任务，并能保证及时修理不致影响锅炉房的运行时，锅炉房内不必设置专用的修理间。若全厂性的修理装备不能保证锅炉房的修理工作时，锅炉房内可设置拥有必要的修理装备的修理间。

工业锅炉房专设的修理间应具备对设备、管道及附件进行定期和临时事故小修以及对全厂热力管道进行修理的工作条件。中、大修工作一般应由工厂统一安排。

单台蒸发量为6吨/时及6吨/时以上蒸汽锅炉或产热量为360万千卡/时及360万千卡/时以上热水锅炉的锅炉房宜设置单独的修理间。

修理间宜布置在锅炉房的底层，其门的宽度应不小于1.5米。修理间的容量应根据各用电设备的用电量决定，并适当考虑备用量。根据各用电设备的布置，在其附近的墙上设闸刀开关。开关一般距地面1.2米。用电设备的电气线路应与照明线路分开设置。

### 二、修理间的设备

可根据具体情况配备，一般应设有下列设备：

1. 钳工台和修理场地；
2. 台钻、砂轮机；
3. 电焊机、气焊设备；
4. 存放材料和备件的储藏位置；
5. 工具箱；

6. 工业锅炉房修理间一般不设机床，因为锅炉房专设的机床利用率不高。修理工作中的机加工作量应由工厂统一安排，协作解决。但对大容量的锅炉房如单台蒸发量为20吨/时以上的蒸汽锅炉房也可设置必要的机床。

### 三、锅炉房的热工测量仪表，自动控制和远距离控制装置的维修工作

一般由工厂的仪表校验部门负责校验和检修，但对于仪表数量较多并且锅炉台数也较多的大容量工业锅炉房，也可以设置仪表维修间，由操作工兼做一般仪表的维修工作。仪表维修间的设计要求可由仪表专业设计人员提供。

## 第十三章 锅炉房的整体设计及布置

### 第一节 概 述

在工厂中，工业锅炉房是构成企业的重要组成部分。其职能是供应工厂生产，生活及采暖通风用的蒸汽或热水，有的锅炉房根据生产需要，还要供应软水。工业锅炉房设计得正确合理与否，不仅影响到基建投资，而且也影响到以后工厂的正常生产与生活。因此在设计时，设计人员首先必须充分了解情况，深入实际调查研究，做好设计前期准备工作。在多方案论证的基础上，制定出既能很好地满足用户需要，而又技术先进经济合理的方案。当设计人员接到工业锅炉房设计任务时，大致可以按照下列程序进行设计：

1. 调查了解工厂生产工艺的性质，对供热的要求（如供热介质的种类、参数、负荷大小等）及采暖地区的采暖介质及参数。

2. 搜集各项原始资料。原始资料是设计的依据，是必不可少的。常因原始资料不全或错误，造成设计困难，或引起方案上的问题。原始资料的内容详见第三节。

3. 制定设计方案。首先要掌握国家和当地的有关政策：如能源政策，环保要求，城市或地区供热规划等。这些将直接影响锅炉燃料种类，锅炉型式，锅炉房的位置，以及锅炉建设的分散或集中等原则的确定，是制订锅炉房设计方案的重要前提。

其次，在负荷计算和分析的基础上，确定供热介质及参数，选定锅炉型式、容量和台数。

根据已选定的锅炉设备，确定锅炉房内部系统和辅助设备。主要有水处理、给水系统及设备；鼓、引风系统及设备；运煤、除灰系统及设备。

然后绘制方案图，进行多方案比较，从中选出技术先进，经济合理，满足用户需要的最佳方案。进而编制初步设计文件。在初步设计被批准和锅炉设备订货落实的基础上进行施工图设计。

### 第二节 初步设计和施工图设计

锅炉房设计文件的编制通常分两阶段，即初步设计与施工图设计。

初步设计分两种：一种是简明初步设计，适用于小型锅炉房，或有定型设计可资套用者，另一种是扩大初步设计，适用于技术复杂规模较大的锅炉房。有时由于工程急需，小型锅炉房也可以直接进行施工图设计。

初步设计与施工图设计的内容和深度，各设计单位规定得不完全一样，但基本原则是一致的，具体做法可参考下列各项：

#### 一、初步设计

初步设计力求原则正确，方案合理，文字简炼，数据可靠。初步设计应起到确定方案，

指导施工图设计；确定锅炉及辅机设备型号、数量，附件和主要材料的型号与数量，以满足订货；计算技术经济指标，供审批等使用。完成上述任务，初步设计大体上需提交下列文件：

**(一) 设计说明**

(根据具体情况参考下列各项编写)：

1. 设计依据 包括国家或上级指示文件，工艺条件，原始资料，地方情况及其它要求等。
2. 设计原则 主要说明设计范围、规模，改扩建原则；简述供热方案，供热介质及参数；备用设备、环保、节能方面的考虑和措施。
3. 存在问题 如果有初步设计阶段尚未能解决的个别技术环节、设计问题以及建议，可简要提出。

**(二) 热负荷计算及锅炉设备选择**

1. 热负荷一览表及负荷计算。
2. 锅炉房供热介质和参数的确定。
3. 锅炉型式、容量、台数选择。

**(三) 辅助设备选择**

1. 鼓、引风系统及设备选择(如配套无变化，可省略)。确定烟道断面、烟囱出口直径和高度。
2. 水处理、给水系统简要计算及设备选择。
3. 运煤、除灰系统简要计算及设备选择。
4. 化验与机修。

**(四) 动力原材料消耗、技术经济指标及人员编制**

动力原材料消耗及技术经济指标表

表 13-1

项 目	日 耗 量	单 位	小 时 耗 量	单 位	技 术 经 济 指 标	单 位	备 注
煤		吨/日		吨/时		公斤/吨(汽)	
水		吨/日		吨/时		公斤/吨(汽)	
电		度/日		度/时		度/吨(汽)	
热 水		10 <sup>4</sup> 千卡/日		10 <sup>4</sup> 千卡/时		10 <sup>4</sup> 千卡/吨(汽)	
蒸 汽		吨/日		吨/时		公斤/吨(汽)	
食 盐		公斤/日		公斤/时		公斤/吨(汽)	

人员编制表(略)

**(五) 附表和附图**

1. 主要设备、材料表。
2. 锅炉房简化平面布置图，横断面图，或可资套用的定型施工设计有关图纸。
3. 较大的锅炉房还应附有汽水管道工艺系统图；运煤、除灰方案布置图等。初步设计的繁简，以能清楚表达设计意图，满足前述各项要求为原则。

**二、施工图设计**

施工图设计包括下列文件和内容：

1. 图纸目录。

2. 采用标准图目录。

3. 设备材料表。

4. 施工说明。初步设计审批后，如有原则变化和修改应予以说明。说明主要指明设备安装和施工中应遵守的规范章程及设计要求。说明可按设备安装、管道安装、试压和试运行顺序来写。对于没有初步设计的施工图设计，说明中尚须加入简单的工艺方案设计内容，并改名为设计施工说明。

5. 锅炉房汽水管道系统图。

6. 锅炉房平、剖面布置图。

7. 运煤、除灰系统设备布置图及设备安装图。

8. 鼓、引风机及其通风除尘系统安装图，接管大样图。

9. 水箱、分汽缸、支吊架等非标设备制造图、装配图。

### 第三节 设计的原始资料

设计的原始资料是设计新建或改建、扩建锅炉房不可少的基本资料，至关重要，因此，在设计之前必须搜集有关的原始资料。下面按新建锅炉房和改、扩建锅炉房两项分述。在搜集旧锅炉房的资料时，虽然有时会有一些现成的资料，但因要弄清实际情况，如测绘和搜集有关图纸资料等，往往更费工时。

#### 一、新建锅炉房

##### (一) 热负荷资料

1. 全厂各生产车间的蒸汽或热水的热负荷 包括小时最大热负荷、小时平均热负荷、全年热负荷、蒸汽或热水参数、生产班次和热负荷特点（如使用情况、预热时间等）等。全年热负荷如不能获得，可自行计算，主要供计算年耗煤量用。

2. 生活用热负荷 包括浴室、开水炉、炊事用的小时热负荷和使用时间。

3. 采暖通风用的小时最大热负荷。

4. 蒸汽喷射制冷用的小时最大热负荷及其使用时间和使用情况。

5. 余热利用的最大和平均小时产汽量、蒸汽参数等 一般机械工厂可利用的余热有锻锤废汽、工业炉烟气余热、发生炉水套蒸汽等。

6. 邻厂协作供热资料 包括热源输送距离、热负荷、介质参数、价格、回水要求等。

7. 工厂用热发展情况 包括工厂是否要分期扩建，热负荷增加情况，或附近有热电厂是否有改为热电厂供热的可能等。

8. 回水量。

9. 热负荷曲线（如有可能，应力求获得）。

热负荷资料是确定锅炉房规模、机组选型和确定热力系统等原则性问题时必不可少的资料，因此，设计人员必须详细研究。

##### (二) 煤质资料

1. 产煤的地点、矿井名称、价格、运输距离及运输工具（火车、汽车或轮船）。

2. 煤矿的年产量、供应情况。
3. 煤的元素分析  $C_v$ 、 $H_v$ 、 $O_v$ 、 $N_v$ 、 $S_v$ 、 $A_v$ 、 $W_v$ %。
4. 煤的工业分析 水分、灰分、挥发分、固定碳、硫分%。
5. 煤的低位发热量。
6. 煤的粘结性及燃烧时结焦情况。
7. 灰的变形温度、软化温度和液化温度(即 $t_1$ 、 $t_2$ 、 $t_3$ )。
8. 煤的可磨系数(烧煤粉时有用)。
9. 煤的粒度。

煤质资料是选择锅炉型号、确定运煤系统的重要依据,可向煤炭管理部门索取,一般由工厂基建部门提出。

### (三) 燃料油资料

若锅炉房以燃料油为燃料,则须搜集下列燃料油资料。

1. 燃料油的产地、价格、运输距离及运输工具(火车、汽车或轮船)。
2. 燃料油的供应情况,如供应的可靠性及有无中断情况,油的种类品质是否稳定等。
3. 燃料油的元素分析  $C_v$ 、 $H_v$ 、 $O_v$ 、 $N_v$ 、 $S_v$ 、 $A_v$ 、 $W_v$ %。
4. 燃料油的性质指标 粘度、比重、比热、热焓、凝点、闪点、导热系数、发热量、硫分、灰分、机械杂质和水分。当燃料油的元素分析不能获得时,至少也应有其性质指标。燃料油资料可向供应和生产部门索取,一般应由工厂基建部门提出。

### (四) 水质资料

水质资料就是水质分析的各项资料,详见本书第四章。水质资料是设计锅炉房水处理系统时必不可少的资料。工业锅炉房的水源往往自厂区上水管接入,所以水质资料可由水道专业代为搜集。

### (五) 气象资料

气象资料包括表13-2各项内容。此项资料因暖通专业需要更甚,可代为搜集。

序 号	项 目	单 位
1	海拔高度	米
2	室外计算温度 冬季采暖 冬季通风 夏季通风	°C
3	采暖期室外平均温度 采暖天数	°C 天
4	主导风向及频率 冬 季 夏 季	
5	大气压力 冬 季 夏 季	毫米水银柱
6	最大冻土深度	厘米

### (六) 地质资料

1. 地质情况 包括湿陷性黄土等级、地下水位、耐力等,供考虑地下室、管道地沟及地下烟道时用。

2. 地震等级 供考虑高屋结构及锅炉钢架防震之用。一般所在地区的地震烈度在7度以上时,对较大容量的锅炉房应考虑防震。

### (七) 全厂总平面布置图、地形图

供确定锅炉房位置和全厂供热系统布置时之用,此项资料由总图专业提供。

### (八) 设备、材料资料

1. 锅炉机组资料 进行扩大初步设计时,只要锅炉的主要技术参数、型号、规格、外形图及价格资料;进行施工设计时,应取得锅炉安装(设备基础、配管、平台扶

梯、风烟接管、操作位置等)图纸。

2. 辅助设备资料 包括风机、水泵、各种标准及非标准设备等的图纸、技术参数及价格。

3. 材料资料 主要包括当地生产的保温材料、管材等。

#### (九) 其它有关资料

厂区交通情况、供电及供水情况、卫生要求等。

## 二、改建、扩建锅炉房

设计改建、扩建锅炉房往往比设计新建的更复杂,因为必须把现有情况摸清。设计人员必须深入现场,调查研究。除搜集上面所说的资料之外,尚需搜集和弄清下列有关资料 and 情况:

1. 原锅炉房内及库存设备的详细规格、型号、数量、制造厂、使用年限、主要尺寸、运行使用情况及存在问题等。

2. 原锅炉房的施工图,包括工艺布置图、系统图、区域布置图等,并核实有关尺寸。如:

(1) 锅炉与主要附属设备和建筑物相互间的主要尺寸。

(2) 主要管道如蒸汽主管、给水母管及上水管的直径及位置。

(3) 锅炉房主要管道进出口处的地沟断面及标高。

(4) 给水箱及凝结水箱的位置、容积。

3. 原锅炉房的建筑和结构资料

(1) 锅炉房的建筑平面图及立面图,核实外形尺寸、标高、门窗位置等。

(2) 锅炉房结构图纸,核实构筑物及设备基础有关尺寸。

(3) 烟囱的结构、高度、上口内径、烟道与烟囱接口处的开口尺寸、掏灰方式等,烟道的结构及断面等。

4. 运煤除灰系统的施工图、设备规格、使用情况,煤场及灰场的位置、容量等。

5. 控制测量仪表系统的型号规格、使用情况等。

6. 原锅炉房的运行记录、存在问题、事故分析等。

7. 原锅炉房的人员组织、技术经济定额等。

## 第四节 热负荷、锅炉类型及台数的确定

### 一、热 负 荷

热负荷可有蒸汽热负荷和热水热负荷两种,本节所述均以蒸汽热负荷表示。若工厂的热水热负荷以换热站或蒸汽喷射器供应,这时锅炉房内均为蒸汽锅炉,则可将热水热负荷换算成蒸汽热负荷计算。热水热负荷若以热水锅炉供应,则应将蒸汽热负荷和热水热负荷分别计算。

热负荷的计算方法,不同性质的工厂有所不同,所以目前各设计单位的算法不一。现仅将一般机械制造厂的计算方法分述如下。

#### (一) 最大计算热负荷

根据生产、采暖、通风、生活需要的热负荷,计算出锅炉房的最大热负荷,作为确定锅炉房规模大小之用,称为最大计算热负荷。



若用热车间个数较少，热负荷变化又较具有规律性，能根据各车间的小时热负荷绘制热负荷曲线，然后相加求得总热负荷曲线，再以 $K_0$ 乘之，即得最大计算热负荷。这种求法最为合理，见图13-1。但实际上这种热负荷曲线往往不易求得，多用公式计算之。

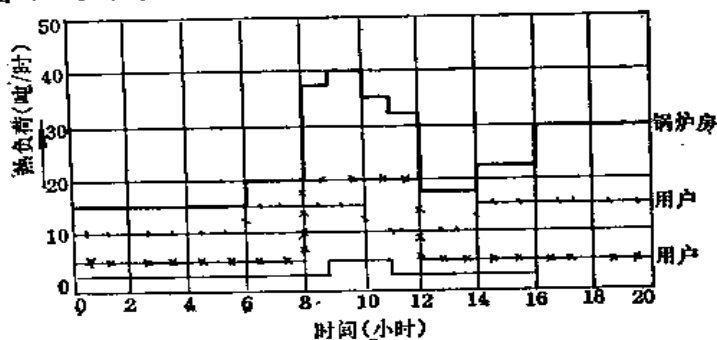


图 13-1 锅炉房热负荷图解法

$$Q = K_0 (K_1 Q_1 + K_2 Q_2 + K_3 Q_3 + K_4 Q_4) + K_5 Q_5 \quad \text{吨/时} \quad (13-1)$$

- 式中  $Q$ ——最大计算热负荷，吨/时；  
 $Q_1$ ——采暖最大热负荷，吨/时；  
 $Q_2$ ——通风最大热负荷，吨/时；  
 $Q_3$ ——生产最大热负荷，吨/时；  
 $Q_4$ ——生活最大热负荷，吨/时；  
 $Q_5$ ——锅炉房自用热负荷，吨/时；

锅炉房主要自用热负荷为热力除氧器和蒸汽给水泵等用汽。往复式蒸汽泵用汽量按产品说明计算。大气式热力除氧器的蒸汽消耗量见除氧器的热力计算，也可以采用表13-3数值简化计算。

表 13-3

进除氧器的水温(°C)	50	60	70	80	90
耗汽量公斤(%) / 吨·时(水)	125	100	75	55	35

当采用蒸汽喷射式真空除氧时，喷射器耗汽量可取5~8公斤/吨(水)。

$K_0$ ——管网热损失及漏损系数，可按表13-4选取；

$K_1$ ——采暖热负荷同时使用系数，采取1；

$K_2$ ——通风热负荷同时使用系数，采取0.9~1；

表 13-4

管道种类	架空	地沟
蒸汽管网	1.1~1.15	1.08~1.12
热水管网	1.07~1.1	1.05~1.08

表 13-5

生产最大热负荷 $Q_3$ 与生产平均热负荷 $Q_3^{平均}$ 的关系	$K_3$ 值
$Q_3 = Q_3^{平均}$	1
$Q_3 = 2Q_3^{平均}$	0.8
$Q_3 = 3Q_3^{平均}$	0.6
$Q_3 = 4Q_3^{平均}$	0.5

注：当生产用热车间个数在5个以上时，表列 $K_3$ 值较为准确，否则不宜采用上表。

$K_3$ ——生产热负荷同时使用系数，可按表13-5查得，或采取0.7~1；

$K_4$ ——生活热负荷同时使用系数，采取0.5，若生活用热和生产用热时间错开，则  
 $K_4=0$ ；

$K_5$ ——自用热负荷使用系数，取0.8~1。

注意在计算时，应将全厂热负荷作具体分析，有时几个车间的最大热负荷出现时间错开，则其中一项可不予计入。如表面处理车间各种槽液的加热升温，能在上班前进行，则其最大热负荷不与其它车间的最大热负荷相加，而只相加槽液保温用热量。又如有散热设备的热加工车间，若在上班时只需通风，下班时只需采暖，则该车间的采暖热负荷也可不予计入。

总之，计算热负荷时，应根据全厂的热负荷资料，分析研究，精打细算，避免盲目地层层加码，造成锅炉房规模过大。

如工厂有余热可资利用时，则应经过技术经济比较，尽量设法利用，这时在全厂总热负荷中减去已利用的一部分热量而求最大计算热负荷。

一般机械制造厂可资利用的余热有：煤气发生炉水套发生的蒸汽；锻锤废汽；工业炉的烟气余热；重型机械制造厂平炉车间的汽化冷却蒸汽等。

煤气发生炉水套发生的蒸汽量见表13-6。但如煤气专业设计人员提交的热负荷内已扣除了此项蒸汽量，则不考虑。

煤气发生炉水套产汽量

表 13-6

煤气发生炉直径	毫 米	Φ1000	Φ1500	Φ3000
产生蒸汽量	吨/时	0.2~0.3	0.3	0.3~0.5
蒸汽压力	公斤/厘米 <sup>2</sup>	0.5~0.7	0.5~0.7	0.5~0.7
蒸汽温度		饱 和	饱 和	饱 和

锻锤废汽利用量，一般可按照锻锤用新汽量的百分比计算。锻锤用汽量见表13-7及表13-8。

锻锤平均用汽量

表 13-7

锻锤落下部分重量 (吨)	模 锻 锤		自由锻锤 (公斤/时)	锻锤落下部分重量 (吨)	模 锻 锤		自由锻锤 (公斤/时)
	动力用 (公斤/时)	吹锻模用耗汽量 与动力用之比 (%)			动力用 (公斤/时)	吹锻模用耗汽量 与动力用之比 (%)	
0.5	680	14	600	4	2000	8	1850
0.75	840	14	660	5	2250	5	2100
1	970	14	920	6	2500	5	—
1.5	1200	14	1150	7	2700	5	—
2	1400	8	1320	8	2900	5	—
2.5	1550	8	1470	9	3100	5	—
3	1700	8	1600	10	3300	5	—

按额定小时用汽量计算时，利用系数不大于75%；

按平均小时用汽量计算时，利用系数不大于90%。

锻锤用汽量工艺技术条件

表 13-8

序 号	名 称	锻锤落下部 分重 量 (吨)	载荷系数	用汽系数	压 力 (公斤/ 厘米 <sup>2</sup> )	管 径	用 汽 量 (公斤/时)	
							额 定	平 均
1	自由锻锤	0.5	0.8	0.75	6~8	暂 缺	1000	600
2	自由锻锤	1	0.8	0.75	6~8	$D_0 2\frac{1}{2}''$	1530	920
3	自由锻锤	2	0.8	0.75	6~8	$D_0 3\frac{1}{4}''$	2200	1320
4	自由锻锤	3	0.8	0.75	6~8	$D 108$	2670	1600
5	自由锻锤	5	0.8	0.75	6~8	$D 127$	3500	2100
6	模 锻 锤	1	0.8	0.75	6~8	$D 75.5$	1620	970
7	模 锻 锤	2	0.8	0.75	6~8	$D 102$	2330	1400
8	模 锻 锤	3	0.8	0.75	6~8	$D 127$	2830	1700
9	模 锻 锤	5	0.8	0.75	6~8	$D 146$	3750	2250
10	模 锻 锤	10	0.8	0.75	6~8	$D 219$	5500	3300

工业炉的余热锅炉产汽量，若排烟温度为900°C左右，则每5000~6000标准米<sup>3</sup>/时的烟气可产生蒸汽约1吨。有关余热锅炉的设计问题，可参考专门的书籍资料。

工厂利用余热时的最大计算热负荷为

$$Q = K_0(K_1 Q_1 + K_2 Q_2 + K_3 Q_3 + K_4 Q_4) + K_5 Q_5 - q_1 - q_2 - q_3 \quad \text{吨/时} \quad (13-2)$$

式中  $q_1$ ——煤气发生炉水套产汽量，吨/时；

$q_2$ ——锻锤废汽利用量，吨/时；

$q_3$ ——余热锅炉产汽量，吨/时。

### (二) 平均热负荷

#### 1. 采暖平均热负荷

$$Q_1' = \varphi_1 Q_1 \quad \text{吨/时} \quad (13-3)$$

式中  $Q_1'$ ——采暖平均热负荷，吨/时；

$\varphi_1$ ——采暖系数，采取0.5~0.7，或按公式(13-4)计算。

$$\varphi = \frac{t_n - t_{pj}}{t_n - t_w} \quad (13-4)$$

式中  $\varphi$ ——采暖(或通风)系数，指 $\varphi_1$ 、 $\varphi_2$ ；

$t_n$ ——采暖室内计算温度，°C；

$t_{pj}$ ——采暖期室外平均温度，°C；

$t_w$ ——采暖期采暖(或通风)室外计算温度，°C。

#### 2. 通风平均热负荷

$$Q_2' = \varphi_2 Q_2 \quad \text{吨/时} \quad (13-5)$$

式中  $Q_2'$ ——通风平均热负荷，吨/时；

$\varphi_2$ ——通风系数，采取0.5~0.8，或按公式(13-4)计算， $t_w$ 之值应以采暖期室外通风计算温度代入之。

3. 生产平均热负荷 全厂的生产平均热负荷 $Q_1'$ 是将各车间的平均热负荷相加而得。

4. 生活平均热负荷 生活热负荷包括浴室、开水炉、厨房等用热，由有关专业如水道、暖通提交的生活热负荷，一般可视为最大小时热负荷，即最大班时集中在1小时内的

热负荷，全厂生活平均热负荷可近似地按下式计算：

$$Q_{1'}' = \frac{1}{8} \times Q_1 \quad \text{吨/时} \quad (13-6)$$

式中  $Q_{1'}'$ ——生活平均热负荷，吨/时。

#### 5. 锅炉房平均热负荷

$$Q'' = K_0(Q_{1'}' + Q_{2'}' + Q_{3'}' + Q_{4'}') \quad \text{吨/时} \quad (13-7)$$

式中  $Q''$ ——锅炉房平均热负荷，吨/时。

### (三) 年热负荷

#### 1. 采暖年热负荷

$$D_1 = 24n_1 Q_{1'}' \quad \text{吨/年} \quad (13-8)$$

式中  $D_1$ ——采暖年热负荷，吨/年；

24——按三班制计算的每昼夜采暖小时数，当一或二班制时，则分别以8、16代入，但 $D_1$ 内尚需增加一部分空班时的保温用热负荷；

$n_1$ ——采暖天数。

#### 2. 通风年热负荷

$$D_2 = 8n_2 S Q_{2'}' \quad \text{吨/年} \quad (13-9)$$

式中  $D_2$ ——通风年热负荷，吨/年；

8——每班工作小时数；

$n_2$ ——通风天数，一般 $n_2 = n_1$ ；

$S$ ——每昼夜工作班次数。

#### 3. 生产年热负荷

$$D_3 = 8n_3 S Q_{3'}' \quad \text{吨/年} \quad (13-10)$$

式中  $D_3$ ——生产年热负荷，吨/年；

$n_3$ ——年工作天数，采取306天。

#### 4. 生活年热负荷

$$D_4 = 8n_4 S Q_{4'}' \quad (13-11)$$

式中  $D_4$ ——生活年热负荷，吨/年。

#### 5. 锅炉房年热负荷

$$D_0 = K_0(D_1 + D_2 + D_3 + D_4) \quad \text{吨/年} \quad (13-12)$$

式中  $D_0$ ——锅炉房年热负荷，吨/年。

### (四) 工艺设备用汽量和采暖热负荷估算

#### 1. 工艺设备用汽量

需要用汽的工艺设备，种类繁多，其用汽量也各不相同，且不同工厂有不同的工艺设备，即使在一个机械制造工厂内，用汽的工艺设备，也有多种。本书因篇幅所限，不能一一列举，只择一般机械制造工厂中之常用者，分述如下。

按目前设计单位的分工，工艺设备用汽量由工艺设计人员提出，现择要介绍，为供热设计人员复核之用，或当工艺设计人员不能提出时，供供热设计人员计算之用。

(1) 锻锤用汽量 锻锤平均用汽量按表13-7确定。

在不间断的工作过程(最大的持续时间)中，蒸汽消耗量增加超过平均用汽量的1.3~

2.5 倍时，设备使用系数（设备载荷系数×设备用汽系数）即为 0.77~0.4，一般可采取 0.6，因此可按公式算得额定用汽量：

$$\text{锻锤额定用汽量} = \frac{\text{锻锤平均用汽量}}{\text{锻锤载荷系数} \times \text{锻锤用汽系数}} \quad (13-13)$$

$$\text{锻锤载荷系数} = \frac{\text{锻锤全年工作时间}}{\text{锻锤年时基数}} \quad (13-14)$$

$$\text{锻锤用汽系数} = \text{锻锤用汽时间系数} \times \text{锻锤用汽负荷系数} \quad (13-15)$$

$$\text{锻锤用汽时间系数} = \frac{\text{锻锤在工作时间内的用汽时间}}{\text{锻锤工作时间}} \quad (13-16)$$

$$\text{锻锤用汽负荷系数} = \frac{\text{锻锤在用汽时间内用汽平均负荷}}{\text{锻锤在同一时间内用汽最大负荷}} \quad (13-17)$$

锻锤为间断用汽设备，其额定用汽量小于其最大用汽量，在技术条件表13-8中最大用汽量因无数据可查，代以锻锤的蒸汽进口管径。

为考虑锻锤的合理使用，在技术条件内列入了载荷系数和用汽系数，见表13-8。

(2) 槽类用汽量 在一般机械制造工厂内，表面处理车间、热处理车间、锻工车间等有各种槽类，其槽液的加热及保温要用蒸汽，这类用汽量往往占生产热负荷相当大的一部分。用汽量可用公式计算，也可按表13-11、13-12、13-13查得。

#### A. 槽液加热至工作温度时所需之热量

$$Q_{c1} = \frac{V \gamma c (t_b - t_a)}{\tau_1} + V q \quad \text{千卡/时} \quad (13-18)$$

式中  $Q_{c1}$ ——槽液加热至工作温度时所需之热量，千卡/时；

$V$ ——槽液容积，升；

$\gamma$ ——槽液重度，公斤/升；

$c$ ——槽液比热，千卡/公斤·°C，一般  $\gamma c \approx 1$ ；

$t_b$ ——槽液工作温度，°C；

$t_a$ ——进水温度，取10°C，若按二、三班制生产，空班停汽后的  $t_a$  值可按图13-2查得；

$\tau_1$ ——升温时间，时，按表13-9查得；

槽液升温时间  $\tau_1$

表 13-9

槽液容积 $V$ (升)	<300	301~1000	1001~2000	2001~5000	>5000
升温时间 $\tau_1$ (时)	1	2	3	4	8

$q$ ——单位容积槽液保温时的热损失，千卡/升·时，此值按平均温度  $\frac{1}{2}(t_b + t_a)$  从图13-3及图13-4查得。

#### B. 定期换水槽保温时所需之热量

$$Q_{c2} = V q \quad \text{千卡/时} \quad (13-19)$$

式中  $Q_{c2}$ ——定期换水槽保温时所需之热量，千卡/时。

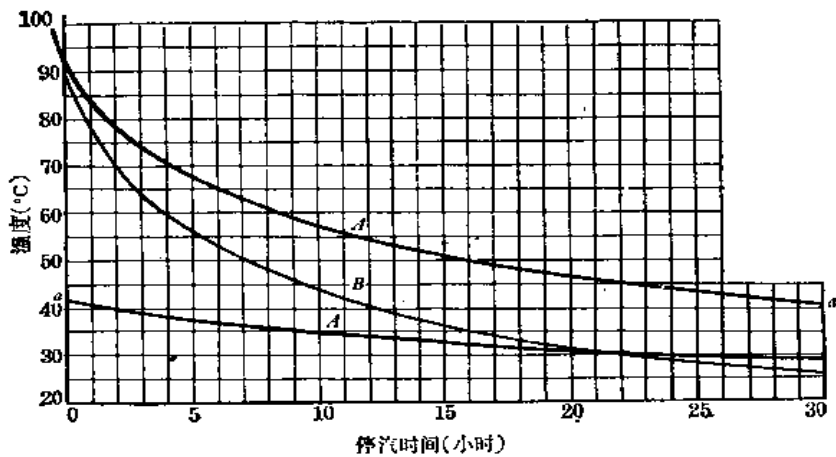


图 13-2 槽内溶液在空班停汽时温度下降曲线  
A—槽液容积大于3000升时；B—槽液容积小于或等于3000升时

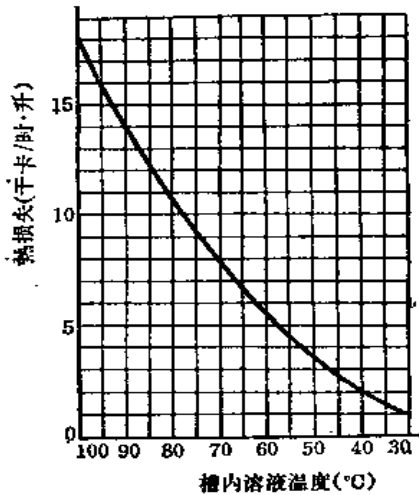


图 13-3 槽液容积在3000升以下时，单位容积槽液保温时热损失

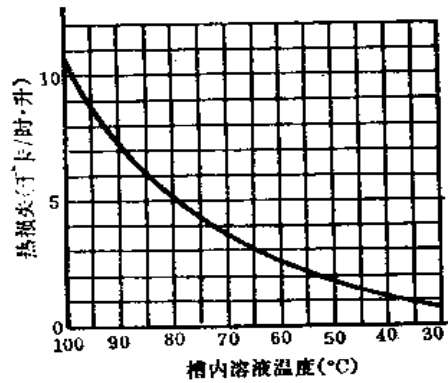


图 13-4 槽液容积在3000升以上时，单位容积槽液保温时热损失

C. 流动热水槽保温时所需之热量

$$Q_{c3} = \frac{V \gamma c (t_b - t_a)}{\tau_2} + V q \quad \text{千卡/时} \quad (13-20)$$

式中  $Q_{c3}$ ——流动热水槽保温时所需之热量，千卡/时；

$\tau_2$ ——流动热水槽槽液更换一次所需之时间，时，按表13-10查得；

$q$ ——按  $t_b$  查图13-3及图13-4。

流动热水槽槽液更换时间  $\tau_2$

表 13-10

槽液容积 $V$ (升)	<300	301~ 1000	1001~ 2000	2001~ 5000	5001~ 8000	8001~ 10000	10001~ 30000	30001~ 50000	>50000
槽液更换一次时间 $\tau_2$ (时)	1	2	3	4	5	6	8	12	16

D. 用汽量

$$Q_s = \frac{Q_{c3}}{500} \quad \text{公斤/时} \quad (13-21)$$

定期换水蛇管加热槽用汽量(单位: 公斤/时)

表 13-11

内部尺寸(毫米)			容积 (升)	加热 时间 (时)	40°C		50°C		60°C		70°C		80°C		90°C		95°C		98°C	
长	宽	高			加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温
400	300	400	38	1	2.3	0.15	3.2	0.27	3.9	0.42	4.8	0.61	5.5	0.82	6.3	1.06	6.7	1.27	7.0	1.4
500	400	500	82	1	5.1	0.31	6.7	0.6	8.4	0.92	10.3	1.33	12.3	1.74	14.0	2.25	14.6	2.56	15.0	3.0
600	500	600	135	1	8.4	0.5	11	1.0	14.4	1.5	17	2.2	20.0	3.0	22.5	3.8	24.0	4.3	25.2	4.8
600	500	800	195	1	12	0.74	15.8	1.4	20.4	2.14	24.2	3.2	28.3	4.2	32.5	5.5	34.4	6.2	36.2	7.0
800	600	800	310	2	10.2	1.2	13	2.2	16.6	3.4	19.4	5.0	23	6.6	26.8	8.7	28.6	10.2	29.5	11
1000	700	800	440	2	14.4	1.7	18	3.2	23.4	5.0	28	7.0	33	9.5	38.6	12.6	40.5	14.4	42	16
1000	800	800	496	2	16	2.0	21.3	3.6	26.6	5.5	32	8.0	37	10.6	43.5	14.0	46	18	48	18
1000	800	2000	1456	3	30.3	5.6	41.4	10	51.5	16	64	23.2	74.5	30	88	40.4	94.0	46.4	97	50.5
1000	800	2500	1856	3	38	6.6	53	13	65	21	82	30	97	38.3	113	51.5	119	59	123	66
1200	800	800	600	2	20	2.4	25	4.3	30.4	7.0	38.5	10	46	12.6	52	16	56.5	20	59	21.5
1200	800	1000	790	2	25.6	3.1	33	6.0	41	8.7	51.3	12.3	60.5	17.4	70	22.6	74	25.6	76	28.7
1200	800	2000	1750	3	36.5	6.3	50.6	12.1	62	19.8	77	28.2	92	36.5	106	48.6	112	56	116	63
1200	800	2500	2230	4	36.5	8.6	48.6	16.2	62	24.2	75	35.5	91	48.6	105	63	113	71	118	79
1500	800	800	740	2	23.8	2.8	31	5.3	38	8.2	47	11.4	56.4	15.8	64	21.2	69	23.8	71	273
1500	800	1000	980	2	30.7	4.1	41	7.2	51	11.2	62	15.3	73.5	21	85	27.5	92	31.7	95	34.8
1500	800	1200	1220	3	25.4	4.8	34.5	8.7	43.7	13.2	53	18.3	63	25.4	73	33.5	78	38.6	81	42.6
1500	800	1500	1580	3	34.5	6.1	46.6	11.2	57	18.2	69	25.4	84	34.5	97	44.6	102	51.8	107	57
1500	1000	800	900	2	28.2	3.8	38	6.6	47	10.3	57	14	67.5	19.3	78	25.4	85	29	87	32
1500	1000	1000	1200	3	25	4.5	34	8.6	43	13	52	18	62	25	72	33	77	38	80	42
1500	1000	1500	1950	3	39	8	56	14	69	21	85	31	104	40.6	118	55	125	63	130	70
1500	1000	1600	2100	4	35	8.1	47	15	58	23	72	34	85	47	97	59	107	67	114	75
2000	600	800	770	2	25	3	32	5.5	39.4	8.4	48.6	12	59	16.5	67	22	71.5	24.7	74	28.4
2000	800	800	990	2	31	4.2	41.5	7.3	51.5	11.3	63	15.5	74	21.2	86	28	93	32	96	35
2000	1000	1000	1600	3	35	6	47	11	57	18	70	26	84	35	98	45	102	52	107	57
2000	800	1600	2270	4	36.5	8.6	48.7	16.2	62	24.4	75	35.5	91	48.7	106	63	114	71	119	79
2000	800	2000	2900	4	46.5	11.1	62.7	20.2	80	32.4	98	46.5	117	61.7	136	82	148	93	153	102
2000	1000	2000	3600	4	58	8	78	12.5	96	18	116	26	135	37	156	52	165	61	172	68
2500	300	400	240	1	15	1	19.2	1.7	24.5	2.3	29	3.8	34	5.1	40	6.7	42.7	7.7	44	8.4
2500	600	800	960	2	30	4	40	7.0	50	11	61	15	72	20	83	27	90	31	93	34
2500	800	800	1240	3	25.7	4.8	35.5	8.7	44.3	14	55	19.5	65	25.7	76	34.5	82	40	84	43.5
2500	800	1000	1640	3	36	6.2	48	11.3	58.4	18.4	72	26.7	86	36	100	46	104	53	110	58.4
2500	1000	1200	2500	4	40	9.5	54	18	68	27	83	39	101	54	117	69	125	78	130	87
2500	1000	1600	3500	4	56	7.8	76	12	93	17.6	113	25	131	36	152	51	160	59	167	66

续表

内部尺寸(毫米)			容积 (升)	加热 时间 (时)	40°C		50°C		60°C		70°C		80°C		90°C		95°C		98°C	
长	宽	高			加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温
2500	1000	2000	4500	4	71	10	96	16	120	23	145	32	170	46	196	65	207	76	215	85
3000	600	800	1150	3	23.7	4.3	32	8.2	41	12.8	49	18.4	59	23.7	68	32	74	36.5	87	40
3000	800	800	1490	3	31	5.3	42.5	10.6	52	16.8	66	24	78	31	90	41.7	96	48	99	53
3000	1000	800	1800	3	37.5	6.4	52	12.5	63.5	20.4	79	29	95	37.5	109	50	116	57	120	64
3000	1000	1000	2400	4	38	9.1	57	17	65	26	79	37	97	51	113	66	120	75	125	84
3000	1000	1200	3000	4	48	12	65	21	82	33	100	48	121	63	140	84	152	96	157	105
3000	1000	1600	4200	4	67	9.2	89	14.6	111	21	134	30	157	43	182	60	193	71	200	79
3000	1000	2000	5400	8	46	12	62	19	76	27	93	39	109	56	127	78	134	92	149	103
3000	1200	2000	6400	8	54	15	73	22	90	32	110	45	128	66	150	92	160	108	164	121
4000	600	800	1540	3	32	5.5	44	11	54	17.4	68	25	81	32	93	43	99	50	102	55
4000	800	800	1980	3	41.4	7	57	14	70	23	87	22	105	41.4	120	55	128	63	132	71
4000	1000	800	2400	4	38.5	9.4	51.5	17	66	27	81	38.5	97	51	112	68	122	77	126	85
4000	1000	1200	4000	4	63	8.6	84	14	106	20	128	29	149	41	172	57	182	68	189	75
4000	1000	2000	7200	8	61	16	82	26	102	36	124	52	145	74	168	103	178	121	186	136
5000	800	800	2480	4	40	10	53	18	68	28	84	40	100	52	116	70	126	80	130	88
5000	1000	1500	6500	8	55	15	74	22	91	32	112	46	130	67	152	93	162	110	167	123
5000	1000	1800	8000	8	68	17	91	28	112	40	137	57	160	82	188	116	198	136	206	152
5000	1000	2000	9000	8	77	19	102	32	126	45	154	64	180	92	212	130	223	153	232	171
5000	1350	1800	10560	8	90	21.4	118	37	146	53	179	74	210	107	247	151	260	178	270	199
5000	1350	2000	11910	8	101	24.5	136	42	166	60	203	84	238	121	278	171	295	202	306	226
6000	800	800	2980	4	47	12	63	21	79	33	96	48	112	63	130	84	137	96	142	105
6000	1000	1200	6000	8	51	13	69	21	84	30	103	43	120	62	141	87	148	102	155	114
6000	1000	1800	9600	8	82	20	108	34	134	48	164	68	192	98	226	138	238	163	247	182
6000	1000	2000	10800	8	92	22	122	38	150	54	184	76	216	110	254	135	268	183	278	205
6000	1000	2500	13800	8	117	29	158	49	192	69	236	97	278	140	325	198	342	234	356	263
6000	1000	3000	16800	8	142	36	196	60	234	84	286	118	338	171	396	240	414	285	435	320
6000	1200	1200	7060	8	60	15.7	80	25.5	100	35	122	51	142	73	165	101	175	719	182	133
6000	1400	1800	13100	8	110	27.4	150	47	182	66	224	92	264	133	308	188	325	223	337	249
6000	1400	2000	14780	8	125	31	172	53	206	74	253	104	297	150	348	211	366	250	382	282
6000	1400	2500	18980	8	161	40	221	98	265	95	324	134	382	195	447	270	468	321	400	362
6000	1400	3000	23180	8	197	50	265	81	327	116	399	168	467	239	550	338	576	395	602	440
7000	800	800	3470	4	55	7.5	74	12	92	18	112	25	130	36	150	50	160	59	165	66
7000	1000	1200	7000	8	59	16	80	25	98	35	120	50	140	72	164	100	173	119	180	133



续表

内部尺寸(毫米)			容积 (升)	加热 时间 (时)	40°C		50°C		60°C		70°C		80°C		90°C		95°C		98°C	
长	宽	高			加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温	加热	保温
7000	1000	2000	12600	8	107	26	144	45	175	63	215	89	252	128	296	181	312	214	324	240
7000	1000	2500	16100	8	136	34	188	57	224	81	275	113	324	164	380	230	396	273	416	307
7000	1000	3000	19600	8	166	42	229	70	274	98	334	138	394	201	461	279	484	332	508	374
7000	1400	2000	17250	8	146	36	201	62	240	87	294	122	347	177	407	246	425	292	448	328
7000	1400	2500	22150	8	188	48	252	78	313	111	382	157	446	228	522	322	551	377	575	420
7000	1400	3000	27050	8	232	59	310	95	382	135	464	196	544	280	635	394	672	460	701	515
8000	800	800	3970	4	63	9	85	14	106	20	129	28	149	41	174	58	183	68	191	76
8000	1000	1200	8000	8	68	17	91	28	112	40	137	57	160	82	188	116	198	136	206	152
8000	1400	2500	25300	8	216	55	290	98	356	126	432	183	507	261	592	367	629	431	658	480
8000	1400	3000	31000	8	265	68	353	109	438	168	533	224	622	320	728	445	770	529	801	589
8000	1500	2500	27000	8	231	60	309	95	380	135	460	194	542	279	633	394	670	460	700	512
8000	1500	3000	33000	8	281	73	376	116	466	165	568	237	661	340	776	478	820	562	850	624
8000	1700	2500	30300	8	258	67	346	106	429	152	523	218	609	313	712	441	752	519	780	579
8000	1700	3000	37100	8	317	82	425	130	526	186	640	268	749	384	879	541	922	631	979	709
12000	1400	2500	38000	8	323	84	434	133	536	190	652	274	762	392	898	551	948	646	998	723
12000	1400	3000	46400	8	393	102	528	162	651	232	798	334	931	476	1090	672	1175	789	1196	880
12000	1500	2500	40500	8	344	89	461	142	572	203	699	292	814	417	951	588	1010	690	1040	768
12000	1500	3000	49500	8	420	109	563	172	701	247	850	356	995	508	1159	719	1222	839	1278	938
12000	1700	2500	45500	8	368	99	515	158	640	227	783	328	915	469	1070	659	1154	772	1179	862
12000	1700	3000	55700	8	472	122	632	194	782	277	957	400	1120	572	1300	805	1380	943	1438	1060
15000	1400	2000	37000	8	314	81	423	129	524	185	639	266	744	382	872	533	920	631	961	701
15000	1400	2500	47500	8	403	103	540	165	669	237	816	341	955	490	1115	689	1180	787	1220	900
15000	1400	3000	58000	8	494	126	663	204	820	290	1000	419	1166	599	1378	840	1450	990	1500	1104
15000	1500	2500	50600	8	430	112	570	177	720	253	872	365	1020	521	1180	739	1262	860	1310	962
15000	1500	3000	61900	8	528	136	702	217	870	308	1062	445	1245	639	1455	902	1542	1051	1600	1174
15000	1600	2500	53800	8	455	118	610	187	754	267	920	385	1070	551	1258	778	1322	910	1382	1018
15000	1600	3000	65800	8	562	146	750	231	929	328	1130	474	1322	680	1540	960	1640	1120	1700	1246
15000	1700	2500	56900	8	484	124	648	199	800	284	980	411	1140	585	1325	823	1410	965	1466	1078
15000	1700	3000	69600	8	590	153	792	243	982	348	1198	502	1492	696	1639	1002	1722	1180	1800	1314
20000	1500	2500	67500	8	577	149	770	237	953	357	1160	487	1362	698	1582	990	1680	1144	1750	1281
20000	1500	3000	82500	8	702	182	940	288	1160	412	1418	593	1655	850	1900	1182	2050	1400	2130	1560
20000	1700	2500	75800	8	648	167	867	265	1070	379	1310	548	1521	782	1780	1100	1885	1290	1960	1441
20000	1700	3000	92800	8	788	204	1061	324	1310	460	1598	670	1860	955	2170	1340	2320	1578	2400	1770

注：加热时用汽量按初温10°C计算。

流动水蛇管加热槽用汽量(单位: 公斤/时)

表 13-12

内部尺寸(毫米)			容 积 (升)	换一槽 水时间 (时)	加 热 时 间 (时)	60°C		70°C		80°C	
长	宽	高				加 热	保 温	加 热	保 温	加 热	保 温
400	300	400	38	1	1	3.9	4.2	4.8	5.3	5.5	6.3
500	400	500	82	1	1	8.4	9.2	10.3	11.3	12.3	13.3
600	500	600	135	1	1	14.4	15.3	17	18	20	21.6
600	500	800	195	1	1	20.4	22.3	24.2	26	28.3	31.6
800	600	800	310	2	2	16.6	19.4	19.4	24	23	28.6
1000	700	800	440	2	2	23.4	27	28	33	33	40.4
1000	800	800	496	2	2	26.6	30	32	37	37	45.2
1000	800	2000	1456	3	3	51.5	64.7	64	79	74.5	99
1000	800	2500	1856	3	3	65	83	82	104	97	127
1200	800	800	600	2	2	30.4	36.7	38.5	46	46	55
1200	800	1000	790	2	2	41	48.2	51.3	59.5	60.5	72
1200	800	2000	1750	3	3	62	80	77	90	92	119
1200	800	2500	2230	4	4	62	81	75	102	91	126
1500	800	800	740	2	2	38	46	47	56.4	56.4	68
1500	800	1000	980	2	2	51	60	62	74.5	73.5	90
1500	800	1200	1220	3	3	43.7	54	53	68	63	83
1500	800	1500	1580	3	3	57	70	69	88	84	107
1500	1000	1600	2100	4	4	58	76	72	97	85	119
2000	600	800	770	2	2	39.4	47.7	48.6	59	59	70.6
2000	800	800	990	2	2	51.5	61	63	75	74	91
2000	800	1600	2270	4	4	62	82	75	104	91	129
2000	800	2000	2900	4	4	80	104	98	134	117	165
2500	300	400	240	1	1	24.5	28	29	32	34	38.4
2500	600	800	960	2	2	50	59	61	73	72	88
2500	800	800	1240	3	3	44.3	55	55	67	65	85
2500	800	1000	1640	3	3	58.4	73	72	91	86	112
2500	1000	2000	4500	4	4	120	136	145	168	170	204
3000	600	800	1150	3	3	41	51	49	64	59	78.5
3000	800	800	1490	3	3	52	66.5	66	82.5	78	101
3000	1000	1000	2400	4	4	65	87	79	110	97	136
3000	1000	1200	3000	4	4	82	109	100	138	121	170
3000	1000	1500	4200	4	4	111	126	134	156	157	190
3000	1000	2000	5400	5	8	76	135	93	168	109	207
4000	600	800	1540	3	3	54	69	68	85	81	104
4000	800	800	1980	3	3	70	88	87	110	105	134
4000	1000	800	2400	4	4	66	86	81	111	97	137
4000	1000	1200	4000	4	4	106	120	128	149	149	181
4000	1000	2000	7200	5	8	102	180	124	224	145	276
5000	800	800	2480	4	4	68	89	84	115	100	142
5000	1000	1500	6500	5	8	91	163	112	202	130	249
5000	1000	1800	8000	5	8	112	174	137	218	160	270

续表

内部尺寸(毫米)			容 积 (升)	换一槽 水时间 (时)	加 热 时 间 (时)	60°C		70°C		80°C	
长	宽	高				加 热	保 温	加 热	保 温	加 热	保 温
5000	1000	2000	9000	6	8	126	195	154	245	180	303
6000	800	800	2980	4	4	79	108	96	137	112	170
6000	1000	1200	6000	5	8	84	151	103	187	120	230
6000	1000	1800	9600	6	8	134	208	164	261	192	323
6000	1000	2000	10800	8	8	150	189	184	240	216	300
6000	1000	2500	13800	8	8	192	242	236	307	278	384
6000	1000	3000	16800	8	8	234	295	286	374	338	467
6000	1200	1200	7060	5	8	100	177	122	220	142	271
6000	1400	1800	13100	8	8	182	230	224	292	264	365
6000	1400	2000	14780	8	8	206	259	253	328	297	411
6000	1400	2500	18980	8	8	265	333	324	423	382	528
6000	1400	3000	23180	8	8	327	405	399	575	467	646
7000	800	800	3470	4	4	92	104	112	129	130	157
7000	1000	1200	7000	5	8	98	175	120	218	140	268
7000	1000	2000	12600	8	8	175	221	215	280	252	351
7000	1000	2500	16100	8	8	224	283	275	358	324	448
7000	1000	3000	19600	8	8	274	344	334	436	394	545
7000	1400	2000	17250	8	8	240	303	294	384	347	480
7000	1400	2500	22150	8	8	313	388	382	492	446	619
7000	1400	3000	27050	8	8	382	474	464	605	544	755
8000	800	800	3970	4	4	106	119	129	143	149	180
8000	1000	1200	8000	5	8	112	174	137	218	160	270
8000	1400	2500	25300	8	8	356	443	432	562	507	706
8000	1400	3000	31000	12	8	438	414	533	533	622	681
8000	1500	2500	27000	8	8	380	468	460	582	542	726
8000	1500	3000	33000	12	8	466	439	568	568	661	727
12000	1000	800	7200	5	8	102	157	124	196	145	234
12000	1400	2500	38000	12	8	536	505	652	651	762	836
12000	1400	3000	46400	12	8	651	632	798	818	931	1040
12000	1500	2500	40500	12	8	572	540	699	699	814	890
12000	1500	3000	49500	12	8	701	660	850	854	995	1090
15000	1000	800	9000	6	8	125	158	153	200	180	250
15000	1400	2000	37000	12	8	524	492	639	635	744	815
15000	1400	2500	47500	12	8	669	645	816	836	955	1060
15000	1400	3000	58000	16	8	820	775	1000	1000	1166	1273
15000	1500	2500	50600	16	8	720	677	872	874	1020	1110
15000	1500	3000	61900	16	8	870	700	1062	912	1245	1180
20000	1200	1000	18700	8	8	262	328	320	417	376	521
20000	1500	2500	67500	16	8	953	764	1160	994	1362	1285
20000	1500	3000	82500	16	8	1160	927	1418	1210	1655	1570

注：加热时用汽量按初温10°C计算。

定期换水水套加热槽用汽量表(单位: 公斤/时)

表 13-13

内部尺寸(毫米)			容 积 (升)	45°C		55°C		65°C	
长	宽	高		加 热	保 温	加 热	保 温	加 热	保 温
800	600	800	310	12	2	15	3	19	4.6
1000	800	800	496	18.6	3	24	4.6	29	7
1200	800	800	600	22.4	3.6	28	5.4	34	8
1500	800	800	740	27.3	4	33.4	6.6	43	9.7
1500	800	2000	2180	42.4	12.6	53.5	20	66.6	29
1500	1000	1500	1950	46	11	63	19	77	27
1500	1000	2000	2700	52	15.5	67	25	83	37
1500	1000	2500	3450	65	10.5	83	14	101	20
2000	800	800	990	36.6	5.3	45	9	58	13
2000	800	1000	1310	35	7.7	44	12	52	17
2000	800	1200	1630	42	9	52	15	65	22.4
2000	1000	800	1200	31	7	39	11	48	16.3
2000	1000	1600	2800	54	16	69	26	86	39
2000	1000	2000	3600	68	11	86	15	105	21
3000	1000	800	1800	35	10	45	17	55	24
3000	1000	1000	2400	47	14	59	22	74	32

注: 加热时用汽量按初温10°C计算。

式中  $Q_c$ ——槽子用汽量, 公斤/时;

$Q_{cs}$ ——指 $Q_{c1}$ 、 $Q_{c2}$ 或 $Q_{c3}$ , 千卡/时;

500——水的汽化热(近似值), 千卡/公斤。

关于槽液容积可按下列式计算:

$$\text{槽液容积 } V = \text{槽长} \times \text{槽宽} \times (\text{槽高} - 0.1 \times \text{槽宽} - \alpha) \quad \text{米}^3 \quad (13-22)$$

上式中均以“米”为单位。

槽高 $\leq 500$ 毫米时,  $\alpha=0.05$ ;

槽高 $> 500$ 毫米时,  $\alpha=0.1$ 。

其它槽类槽液更换一次所需时间, 按工艺要求确定。一般槽液起始温度按10°C计。升温时间按表13-9查得。

(3) 非槽类设备用汽量 在一般机械制造厂内, 表面处理车间有干燥室、干燥槽等设备; 热处理车间有干燥槽、湿吹砂室等设备; 橡胶塑料车间有炼胶机、硫化罐等设备; 木工车间有木材干燥室等等, 这些设备均需用汽。其最大用汽量应根据产品制造厂的有关说明书或非标准设备图纸确定。其平均用汽量按下式计算。

$$\text{设备平均用汽量} = \text{设备最大用汽量} \times \text{设备载荷系数} \times \text{设备用汽系数} \quad (13-23)$$

$$\text{设备载荷系数} = \frac{\text{设备全年工作时间}}{\text{设备年时基数}} \quad (13-24)$$

$$\text{设备用汽系数} = \frac{\text{设备在工作时间内实际用汽量}}{\text{设备在同一工作时间内最大用汽量}} \quad (13-25)$$

在无法查得设备用汽量而仅知其蒸汽入口管径时, 可参照表13-14之值。该表数据是按蒸汽入口压力为3公斤力/厘米<sup>2</sup>, 压力损失不超过0.5公斤力/厘米<sup>2</sup>, 管长不超过100米考虑的。当蒸汽参数不同时, 应重新计算。

蒸汽流量

表 13-14

管径(毫米)	15	20	25	32	40
流速(米/秒)	<14	<18	<22	<25	<30
流量(公斤/时)	17.8	43	80	168	260

载荷系数及用汽系数应按设备实际使用情况确定之。

在表面处理车间,干燥室及干燥槽之载荷系数一般采用0.8,用汽系数一般采用1。

在热处理车间,干燥室及湿吹砂室载荷系数一般采用0.8,用汽系数一般采用1。

## 2. 采暖热负荷估算

采暖热负荷一般应由采暖通风专业提供,但在设计中常遇到:当进行锅炉房设计时,需供暖的建筑物尚未设计,或者只设计出一部分,其它部分待设计;扩建、改建锅炉房时,仅知道该区原有的建筑面积,新建的面积、和预发展的采暖面积,老的负荷资料不全,新的建筑物尚未设计,要想准确的计算出确定锅炉房规模的热负荷是很困难的。因此,经常采用估算法,常用的有以下几种,可根据具体情况应用。

(1) 体积热指标法 是通过对该地区同类型建筑物的调查研究,取得单位建筑体积耗热量,作为建筑物的体积热指标,可以用下式表示:

$$q_v = \frac{Q}{V} \quad \text{千卡/米}^3 \cdot \text{时} \quad (13-26)$$

式中  $q_v$ ——体积热指标,千卡/米<sup>3</sup>·时;

$Q$ ——建筑物耗热量,千卡/时;

$V$ ——建筑物外轮廓体积,米<sup>3</sup>,房屋高度由地面计算到屋檐。

建筑物体积热指标 $q_v$ ,除以采暖室内外计算温差 $t_n - t_w$ ,则可以得出温差 $t_n - t_w = 1^\circ\text{C}$ 时单位体积耗热量,即为建筑物的体积比热指标:

$$q_0 = \frac{q_v}{t_n - t_w} = \frac{Q}{V(t_n - t_w)} \quad \text{千卡/米}^3 \cdot \text{时} \cdot \text{度} \quad (13-27)$$

式中  $q_0$ ——体积比热指标,千卡/米<sup>3</sup>·时·度;

$t_n$ ——采暖室内计算温度, $^\circ\text{C}$ ,见附录;

$t_w$ ——采暖室外计算温度, $^\circ\text{C}$ ,见附录;

其它符号意义同上。

当知道某类型建筑物的体积比热指标,即可按下式计算出同类型建筑物的耗热量:

$$Q = q_0 V (t_n - t_w) \quad \text{千卡/时} \quad (13-28)$$

$q_0$ 的参考值见表13-15, 13-16。

## (2) 面积热指标法

有时也采用面积热指标估算建筑物的耗热量,这种方法仅适用于民用建筑,工业建筑情况较复杂,此法不宜使用。面积热指标是某一类型建筑物的单位面积耗热量,即:

$$q_f = \frac{Q}{F} \quad (13-29)$$

式中  $q_f$ ——面积热指标,千卡/米<sup>2</sup>·时;

$Q$ ——建筑物耗热量,千卡/时;

民用建筑体积比热指标 $q_v$ 

表 13-15

建筑物名称	建筑物体积 ( $\text{米}^3$ )	采暖热指标 (千卡/ $\text{米}^3 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ )	通风热指标 (千卡/ $\text{米}^3 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ )	室内温度 ( $^\circ\text{C}$ )
一、二层住宅及公共 建筑物	< 300	0.75		16~18
	500	0.65		
	800	0.55		
	1000	0.50		
住宅、旅社及集体 宿舍 (三层以上)	<3000	0.42		16~18
	5000	0.38		
	10000	0.33		
	15000	0.31		
	20000	0.29		
	25000	0.28		
	30000	0.27		
	> 30000	0.26		
办公楼	<5000	0.43	0.09	16~18
	10000	0.38	0.08	
	15000	0.38	0.07	
	> 15000	0.32	0.18	
俱乐部	<5000	0.37		15
	10000	0.33		
	>10000	0.30		
电影院	<5000	0.36	0.43	16
	10000	0.32	0.39	
	>10000	0.30	0.38	
剧 院	<10000	0.29	0.41	15
	15000	0.27	0.40	
	20000	0.22	0.38	
	30000	0.20	0.36	
	>30000	0.18	0.34	
综合商店	<5000	0.38		15
	10000	0.33	0.08	
	>10000	0.31	0.28	
托儿所及幼儿园	<5000	0.38	0.11	18~20
	>5000	0.34	0.10	
中小学	<5000	0.39	0.09	15
	10000	0.35	0.08	
	> 10000	0.33	0.07	
高等学校	<10000	0.35		16
	15000	0.33	0.10	
	20000	0.30	0.08	
	>20000	0.24	0.08	

续表

建筑物名称	建筑物体积 (米 <sup>3</sup> )	采暖热指标 (千卡/米 <sup>3</sup> ·时·°C)	通风热指标 (千卡/米 <sup>3</sup> ·时·°C)	室内温度 (°C)
医院	<5000	0.04		20~22
	10000	0.36	0.25	
	15000	0.32	0.23	
	>15000	0.30	0.22	
浴池	<5000	0.28	1.00	20~22
	10000	0.25	0.95	
	>10000	0.23	0.90	
公共食堂	<5000	0.35	0.70	16~18
	10000	0.33	0.63	
	>10000	0.30	0.60	
洗染店	<5000	0.38	0.80	14~18
	10000	0.33	0.78	
	>10000	0.31	0.75	
实验室	<5000	0.37	1.00	16~18
	10000	0.35	0.95	
	>10000	0.33	0.9	
汽车库 (停车场无修理)	<2000	0.70		5
	3000	0.60		
	5000	0.55	0.70	
	>5000	0.50	0.65	

机械制造工厂主要车间采暖通风体积比热指标 $q_v$ 

表 13-16

建筑物名称	建筑物体积 (1000米 <sup>3</sup> )	热指标 (千卡/米 <sup>3</sup> ·时·°C)	
		采 暖	通 风
铸铁车间	10~50	0.30~0.25	0.80~0.50
	50~100	0.25~0.22	0.70~0.40
	100~150	0.22~0.18	0.60~0.30
	150以上	0.18	0.50~0.25
铸钢车间	10~50	0.30~0.25	0.60~0.40
	50~100	0.25~0.18	0.45~0.25
	150以上	0.18	0.35~0.20
铸铜车间	5~10	0.40~0.35	1.50~1.30
	10~20	0.35~0.25	1.30~1.10
	20~30	0.25~0.20	1.10~0.90
金工装配车间	10~50	0.45~0.40	0.08~0.06
	50~100	0.40~0.38	0.06~0.04
	100~150	0.38~0.35	
	150~200	0.35~0.33	
	200以上	0.33~0.25	

续表

建筑物名称	建筑物体积 (1000米 <sup>3</sup> )	热指标 (千卡/米 <sup>3</sup> ·时·°C)	
		采 暖	通 风
汽车厂	10~50	0.40~0.30	0.45~0.40
拖拉机厂	50~100	0.30~0.25	0.40~0.35
金工装配车间	100以上	0.25~0.20	0.35~0.30
轴承厂生产车间	10~50	0.35~0.30	0.40~0.35
	50~100	0.30~0.25	0.35~0.30
	100~150	0.25~0.20	0.30~0.25
工具机修车间	10~50	0.43~0.38	0.07~0.05
	50~100	0.38~0.35	0.15~0.10
木工车间	5以下	0.60~0.55	0.35~0.30
	5~10	0.55~0.45	0.30~0.28
	10~50	0.45~0.40	0.28~0.20
	50以上	0.40~0.35	0.20~0.15
焊接车间	50~100	0.38~0.35	0.40~0.25
	100~150	0.35~0.30	0.35~0.20
	150~250	0.30~0.28	0.30~0.15
	250以上	0.28~0.25	0.25~0.10
油漆车间	50以下	0.55~0.50	1.5~1.0
	50~100	0.50~0.45	1.0~0.8
锻工车间	10以下	0.60	
	10~50	0.55	
	50~100	0.50	
	100以上	0.45	
煤气站		0.45~0.50	1.6~1.8
热处理车间	10以下	0.60	
	10~50	0.55	
	50~100	0.50	
电镀车间	2~5	0.60~0.55	3.5~3.0
	5~10	0.55~0.50	3.0~2.5
	10~50	0.50~0.45	2.5~2.0
	50以上	0.45~0.4	2.0~1.8
中央试验室	5以下	0.7~0.6	0.9
	5~10	0.6~0.5	0.8
	10以上	0.5~0.4	0.7
压缩空气站	0.5以下	2.0~1.0	
	0.5~1.0	1.0~0.7	
	1~2	0.7~0.6	
	2~5	0.6~0.45	
	5~10	0.45~0.4	
生活间及办公室	0.5~1	1.0~0.65	
	1~2	0.8~0.45	
	2~5	0.75~0.40	
	5~10	0.65~0.35	
	10~20	0.55~0.30	



$F$ ——建筑物的建筑面积，米<sup>2</sup>。

在运用面积热指标时，要特别注意建筑物的类型，所在地区，建筑物外形、建筑物大小以及窗墙面积比。面积热指标见表13-17。

建筑面积热指标  $q_f$

表 13-17

建筑物类型	建筑物层数	建筑物面积 (米 <sup>2</sup> )	层 高 (米)	建筑面积热指标 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时)
办公楼、宿舍	3~5	4000~7000	3~3.5	60~70
医院、幼儿园	2~3	2000~3000	3~3.5	75~85
学 校	1~2	1000左右	3~3.5	90~100
学 校	平 房	500左右	3.5~4	100~110
学 校	平 房	300以下	3~3.5	110~120
厂房(机加车间)				120~150
汽车库(5~10台)				200

注：本表为哈尔滨地区测量数据，房屋保温条件较好，采暖计算室内外温差较一般地区大。

当知道某一类建筑物的面积热指标  $q_f$  和建筑物面积  $F$  时，可按下式计算出该建筑物的耗热量：

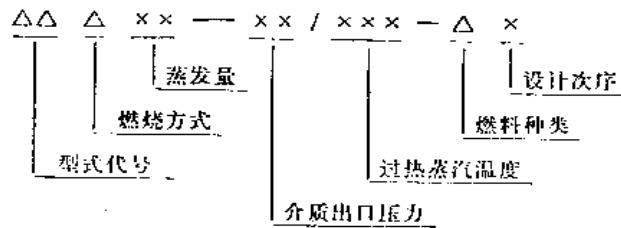
$$Q = q_f F \quad \text{千卡/时} \quad (13-30)$$

## 二、锅 炉 类 型

### (一) 锅炉分类

锅炉房的供热介质和计算热负荷确定以后，即可选择锅炉设备，确定锅炉的类型。目前我国生产的锅炉型式种类较多，体型、结构、容量等各有特色。为了便于研究和应用，经常根据锅炉的构造型式，燃烧方式及生产介质等特征予以分类，以表明锅炉的基本结构和特性。

关于工业锅炉的分类，可以由下面的锅炉型号编制方法中看出，这里不予详述。工业锅炉型号编制方法按JB1626-75进行。



锅炉型式代号见表13-18、燃烧方式代号见表13-19、燃料种类代号见表13-20。

型 式 代 号

表 13-18

锅炉整体型式		代 号	锅炉整体型式		代 号
火 管	立式水管	LS(立、水)	水 管	单锅筒横置式	DH(单、横)
	立式火管	LH(立、火)		双锅筒纵置式	SZ(双、纵)
	卧式内燃	WN(卧、内)		双锅筒横置式	SH(双、横)
水 管	单锅筒立置式	DL(单、立)	纵横锅筒式	ZH(纵、横)	
	单锅筒纵置式	DZ(单、纵)	强制循环式	QX(强、循)	

燃 烧 方 式 代 号

表 13-19

燃 烧 方 式	代 号	燃 烧 方 式	代 号
固定炉排	G (固)	下饲炉排	A (下)
活动手摇炉排	H (活)	往复推饲炉排	W (往)
链条炉排	L (链)	沸 腾 炉	F (沸)
抛 煤 机	P (抛)	半沸腾炉	B (半)
倒转炉排抛煤机	D (倒)	室 燃 炉	S (室)
振动炉排	Z (振)	旋 风 炉	X (旋)

燃 料 品 种 代 号

表 13-20

燃 料 品 种	代 号	燃 料 品 种	代 号
无 烟 煤	W (无)	气	Q (气)
贫 煤	P (贫)	木 柴	M (木)
烟 煤	A (烟)	稻 糠	D (稻)
劣质烟煤	L (劣)	甘 蔗 渣	G (甘)
褐 煤	H (褐)	煤 矸 石	S (石)
油	Y (油)		

水管锅炉有快装、组装、散装三种型式，为了区别快装锅炉与其他两种型式，用 K (快) 代替锅筒数量代号，组成 KZ (快、纵)、KH (快、横) 和 KL (快、立) 三个型式代号。

### (二) 燃料与燃烧方式

燃料是锅炉工作的基本物质，是影响锅炉设备燃烧、出力和效率的决定因素。因此，如何正确的选用燃料，如何经济合理的利用燃料资源，如何使燃料充分燃烧，是从事锅炉设计制造和运行管理技术人员，必须掌握和解决的问题。

锅炉燃料的选用，首先要符合国家和地方的燃料或节能政策。工业锅炉的用煤，一般应就近取用，使各种燃料得以充分合理的有效利用。并设法解决石煤、煤矸石等低质燃料的燃烧利用。特别是煤矿区，尽量要就地消耗低质煤而外运好煤。烧混煤的地方，要做好调查研究，弄清燃料供应情况，抓住主要煤种和不利因素，与燃料供应部门商定，使供煤尽量稳定。

燃料既定，将是如何选择恰当的炉型或燃烧方式的问题。要求所选用的燃烧方式和设备一定要能经济有效的燃用所供应的燃料，否则，锅炉将不能保证经济可靠地运行，造成锅炉出力降低、效率低下、燃料浪费。

我国的燃料资源很丰富，种类很多，燃料的性质差异较大，为了便于锅炉设计制造和应用，制定了工业锅炉燃料分类，见第一章。锅炉燃烧设备，是根据这一分类并选定一种代表性燃料进行设计的。因此，不同炉型和燃烧设备，只对一定种类的燃料有较好的适应性。

锅炉燃烧方式从大的方面分有：层燃炉、悬燃炉（室燃炉）、及两者相结合的半悬浮燃烧抛煤炉、沸腾炉、旋风炉和煤气式锅炉等类型。下面就常用的中小型锅炉燃烧设备、燃烧特点及对煤种的适应性予以简单介绍：

1. 手烧炉排 手烧炉排有两种：一种是固定炉排，另一种是带有活动翻转清灰的炉排。二者都是人工把煤抛入，人工拨火，人工清灰，这就决定它的基本燃烧特性。

新煤抛入锅炉内，一方面受到下部炽热的燃烧层加热；另一方面，新燃料的上部受到炉膛内高温火焰和炉拱的反射热，实际上是双面受火。鼓风与燃料又是逆向流动，所以，着火条件是十分优越的，即使是水分、挥发物很多的煤，也能很快地得到干燥和分解出挥发物。因此，对  $Q_{bw} > 4000$  千卡/公斤的煤都能得到很好的燃烧。经验证明，手烧炉上还可以掺烧一定量的无烟煤。当采取适当措施，增加炉拱和卫燃带，同时加强拨火和通风，甚至可以燃用3000千卡/公斤左右的煤。另外，由于定期拨火翻动破碎作用，也可以燃用粘结性较强的煤。

手烧炉排适用煤种较广。一般，对于煤粒不大于30毫米，小于3毫米碎煤不多于30%，都能保证燃烧。但是，由于手烧炉周期地、频繁地加煤、拨火、清灰，使冷风串入，炉膛温度变化大，炉排热负荷强度低，锅炉效率也很低。而且，锅炉的排尘量也较高，故此种燃烧设备只适用于较小锅炉。

2. 抛煤机炉 为了发挥手烧炉燃烧的优点，克服手烧炉间歇加煤所带来的缺点，改善繁重恶劣的劳动条件，在手烧炉上加装抛煤机发展成抛煤机炉。

抛煤机炉炉膛较一般手烧炉高，当燃料抛入锅炉时，碎煤首先在空中被加热，细屑飞扬在炉膛中进行悬浮燃烧，大部分已焦化的燃料落在炉排上继续燃烧，其情形与手烧炉相似。由于燃料可以在炉排和其上部炉膛空间同时燃烧，炉排热负荷强度可达  $(800 \sim 1000) \times 10^3$  千卡/米<sup>2</sup>·时，比手烧炉高得多。粘结性很强的煤，经在高温炉膛内撒播干燥后，落在炉排上已半焦化，粘结的可能性很小，运行得好可以不拨火也可很好地燃烧。因此，抛煤机炉适用的煤种较广，它可以有效地燃烧高水分的褐煤、烟煤、无烟煤、以至于挥发物小于5%的焦炭。

抛煤机炉用煤的粒度要求比较严格，按理颗粒的粗细，最好有个科学的比例，使煤在炉膛空间和炉排上都能得到高效率的燃烧，使燃尽程度高，飞灰损失少。但实用上单靠破碎机是无法控制这种比例的，只能限制在某一范围。经验认为：抛煤机炉用煤的粒度不应超过25毫米，0~6毫米的碎屑不超过50~60%，0~3毫米碎屑不超过30%，在运行中再根据煤种特性予以适当调节，一般都能取得较好的燃烧效果。

风力机械抛煤倒转链条炉，其燃烧特性与上述基本相同。这种炉子由于解决了机械除灰，这使它有条件应用于较大的锅炉。

使用抛煤机炉应当注意的是：燃料外部水分不能太高，煤太湿会影响抛煤机正常工作，特别是风力机械抛煤装置。所以，在雨水较多的地方，应根据情况保持有适当的干贮煤。另外，抛煤机炉突出的缺点是飞灰损失和污染比较严重，使产品的生产和使用受到影响，但只要设计和制造部门重视，飞灰问题是不难解决的。

3. 链条炉排、振动炉排 煤在链条炉排上，从预热、干燥、燃烧到燃尽排除，整个过程是在与炉排一起移动中完成的。煤粒在移动中几乎没有相对运动和扰动，煤的着火是自炉后徐徐向前的，鼓风与煤的前进方向成垂直交叉，煤层基本上是单面受火，着火条件较差。因此，不适于燃用挥发物低于15%的煤。另外，由于燃料颗粒间的相对静止，炉排移动又较平稳，所以，包在煤粒外的灰烬难以自行脱落，从而阻碍氧气与煤粒内部热碳的接触，造成燃料的不完全燃烧。根据资料介绍，燃料灰分越多，燃料的不完全燃烧损失就越

煤中灰分对链条炉排锅炉效率的影响

表 13-21

灰 分 (%)	10~15	15~20	20~25	25~30	30~35	35~40	40~45	45~50
灰分每增加1% 锅炉效率降低%	0	0.16	0.34	0.52	0.72	0.92	1.12	1.34

大，锅炉的效率也就越低，燃料灰分对锅炉效率的影响见表13-21。

由表 13-21 可以看出：当燃料灰分达30%，锅炉的效率就较低了。所以，链条炉不适用于燃用灰分较大的煤。但是，灰分太少也不行，经验表明，当灰分低于10%，经常会因灰垫层太薄而引起炉排片过热。

再者，由于燃料层的相对稳定，粘结性较强的煤，在炉内高温的作用下，很容易粘结在一起，形成板状结焦，破坏锅炉的正常通风和燃烧，增加打焦工作量，严重时甚至要停炉处理。所以，焦结性较强的煤在链条炉排上燃烧也是不适宜的，应燃用灰熔点在1250°C以上的弱粘结性煤。

链条炉对燃料的发热量是有一定要求的，燃料的发热量不仅表示燃料的产热能力，而且也说明燃料所含灰、水等杂质的多少。灰分的影响上面已经谈过，水分在燃烧中的主要影响是，水分蒸发吸收热量，降低炉膛温度，增加排烟热损失。如果水分太多，将影响煤的着火，使炉排上燃烧区后移，若炉排速度调节不及时便会形成“拉火”现象，使燃料没等燃尽就被排除。所以，链条炉排上，燃料煤的水分不宜大于20%。链条炉适合燃用发热量4500~5000千卡/公斤以上的烟煤、劣质烟煤以及烟煤与无烟煤的混合燃料。当煤的发热量低于4000千卡/公斤，锅炉效率将显著降低，而且，必须采取一定的措施后方可运行。

链条锅炉炉排种类较多，漏煤多少略有差异。煤的粒度要求大体一致，最大粒度不要超过30毫米，0~3毫米的碎屑不宜超过25%，要求煤粒最好均匀。煤粒太大不容易燃烧完全，碎屑太多会增加漏煤和飞灰损失，有时形成火口，破坏正常通风。实际运行当中，如果遇到煤太碎，可考虑在碎煤进炉前加少量的水，以减少碎煤漏损和飞损，同时还起加强煤层通风和减少焦结的作用。燃烧不同煤种的链条炉炉型，见图13-5。

振动炉排上的燃烧过程与链条炉类似，所适用的煤种也差不多。不过，只从燃烧的角度来看，煤在振动炉排上的燃烧情况要比链条炉好。因为，煤在振动炉排上是处于跳跃前进状态，煤粒间有一定的相对运动和摩擦，煤粒的燃尽灰包容易振落。有一定的防焦结能力，但灰熔点仍不能太低，因为，软化的热渣容易堵塞通风孔隙，影响通风和燃烧。振动炉排的主要缺点是振动，目前尚未得到很好的解决。故暂不宜于普遍应用。

4. 往复推动炉排 往复推动炉排有两种，倾斜式和水平式。

往复炉，大多数为倾斜式。一般，倾斜角度为15°~20°，有的达35°，随燃料不同略有差异。在倾斜式往复炉中，燃料在往复炉排片的推动下，自上而下翻滚，着火自下而上。烟气对上部煤层有强烈的干燥作用，水分和挥发物首先被析出，析出的挥发物和被干燥的热炭，很容易点燃，着火条件是非常好的。再加上往复炉排片较强的拨火作用，所以，往复炉排有良好的燃烧特性。它可以较好地燃烧有高水分、多挥发物，低热值的褐煤、泥煤、劣质烟煤以及干蔗渣、垃圾等燃料。相反，对低挥发物高热值的煤反倒不适宜。因为，

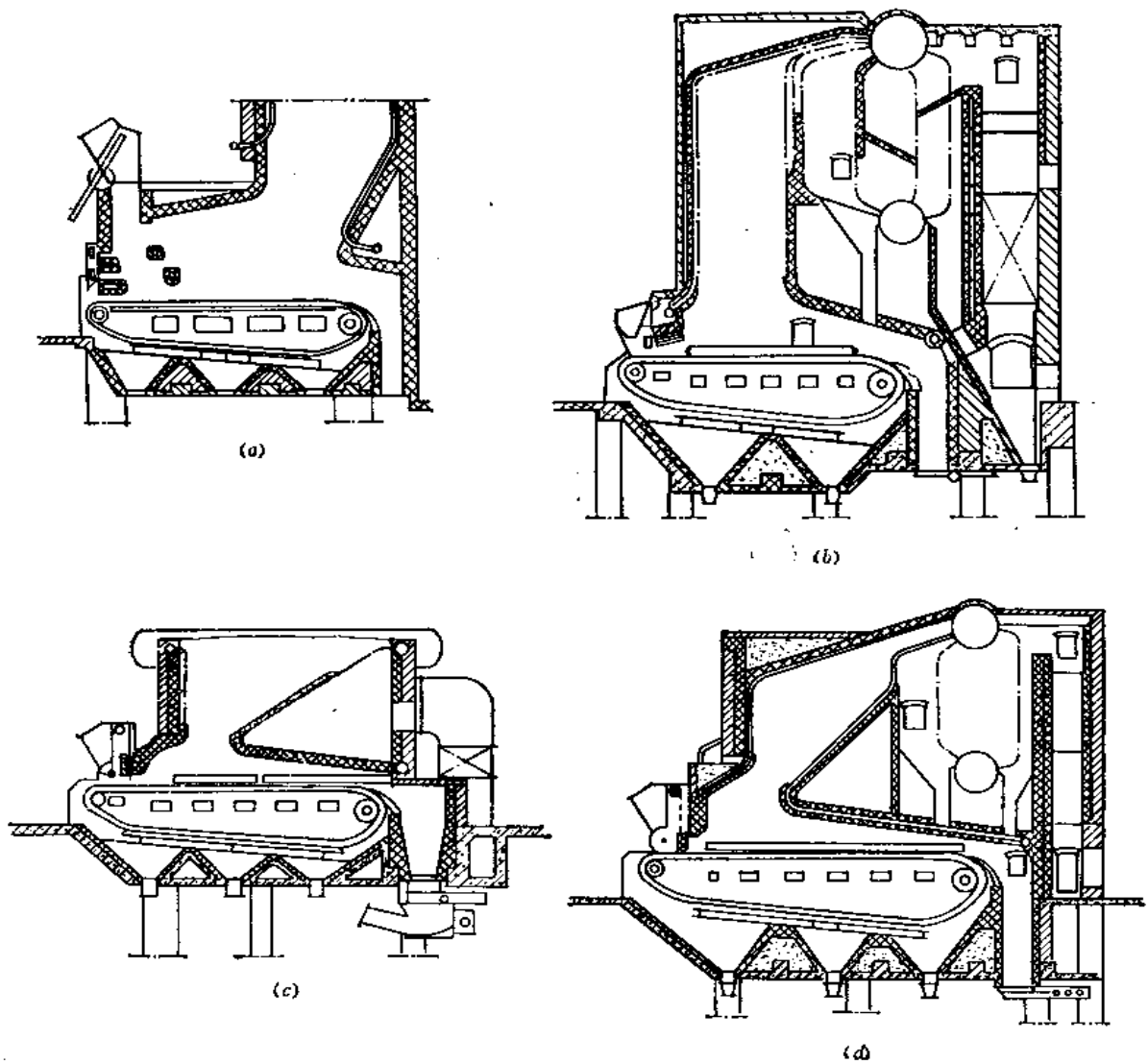


图 13-5 燃烧不同煤的链条炉炉型

(a)烧泥煤链条炉炉型；(b)燃用Ⅲ类烟煤链条炉炉型；(c)燃用Ⅱ类烟煤链条炉炉型；(d)燃用贫煤、Ⅲ类无烟煤链条炉炉型

往复炉炉排片冷却条件差，容易烧坏。

如果把炉排角度放小，对保护炉排是有利的。但是，倾斜炉排的特点也就随之而少了。最近发展起来的水平往复推动炉排，虽不具倾斜式特点，但它比倾斜式的拨火能力强得多，因此，它可以燃烧粘结性较强的烟煤。

另外，往复推动炉排的热负荷强度较低，只有  $(500 \sim 700) \times 10^3$  千卡/米<sup>2</sup>·时。燃烧不同种类煤的往复炉炉型见图13-6。

5. 下饲炉排 下饲炉排只适用于很小的锅炉，工业锅炉应用较少。适于燃用灰分少、水分低、热值高的优质烟煤 ( $Q_{hw} > 5000$  千卡/公斤； $V' = 20 \sim 40\%$ ； $W' < 20\%$ ； $A' < 20\%$ ；灰熔点大于1200°C)。

6. 煤粉炉 煤粉炉是一种热负荷强度高，适用煤种广，效率高的悬浮燃烧炉。主要应

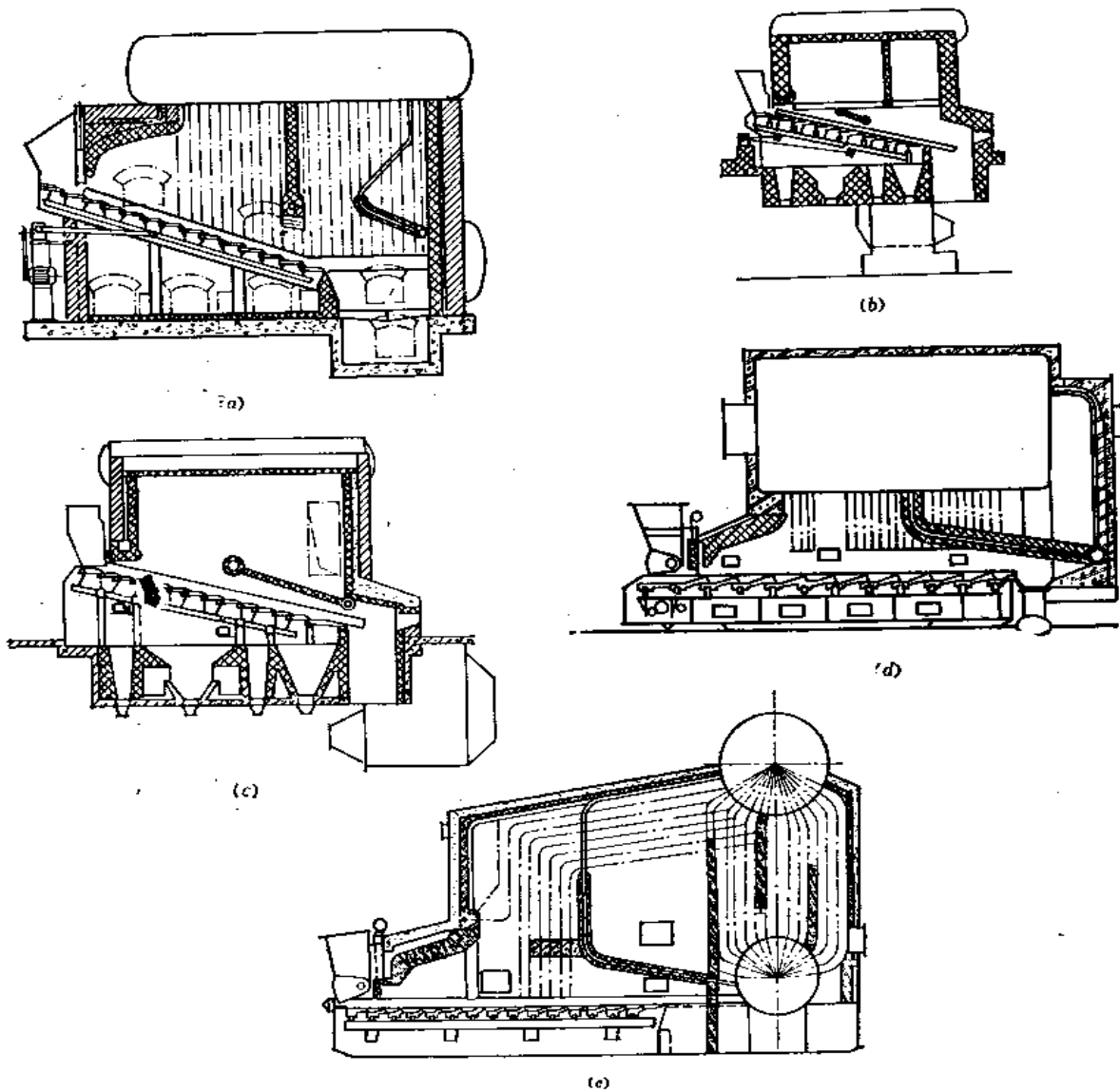


图 13-6 燃烧不同种类煤的往复炉炉型

(a) II、III类烟煤；(b) I类烟煤；(c)褐煤；(d) II类烟煤(平推)；(e) I类烟煤(平推)

用于大、中型动力锅炉。中小型工业锅炉一般不适用，主要问题是：炉膛体积小，煤粉停留时间短，燃料不能充分燃烧，飞灰损失和危害严重；磨煤电耗大；综合效率较低；特别是不适应工业热负荷的变化要求，低负荷运行困难，不能压火，不能间断运行。因此，中小型工业锅炉（除小发电外）不推荐使用。

7. 沸腾燃烧炉 沸腾燃烧方式，煤是在一种象沸腾一样强烈跳动的炽热燃料层——沸腾床中燃烧的。由于床层较厚，热容量大，燃烧煤粒间摩擦碰撞强烈，空气供应和燃烧反应条件好，而新加入煤量少，煤在床层内停留的时间又长，因此，它的燃烧特性是其它炉型无可比拟的。与其它燃烧设备相比有如下优点：

(1) 适用煤种广。由于沸腾床厚、热容量大，加入的新煤仅占5%，而且煤粒间有强烈碰撞，因此，着火和燃烧条件都非常好。它可以燃用挥发分为4%，灰分高达75%，

低位发热量仅有1000千卡/公斤左右的石煤和煤矸石。可以烧水分高达40%，灰分35%，低位发热量为2500千卡/公斤的褐煤，以及各种烟煤、无烟煤。

(2) 燃烧强烈，燃料燃烧充分，溢流灰含碳量在3%以下；过剩空气系数小（通常在1.1~1.25范围内），排烟热损失低。

(3) 沸腾床燃烧温度低，氮氧化物生成量少，有利于大气环保。

(4) 埋管吸热强烈，综合传热系数可达200~250千卡/米·时·°C。节省钢材，燃烧设备工艺制造简单，设备造价低。

(5) 灰渣在床层中低温下焙烧，含碳量低，便于灰渣综合利用。

缺点：

(1) 排烟含尘浓度大，飞灰含碳量高。飞灰损失大，是沸腾炉广泛应用的主要障碍。目前，虽采用炉内旋风分离燃尽室和炉外多级除尘处理，效果仍不够理想，有待于继续改进。

(2) 风机扬程高（800~1000毫米水柱）；燃料需破碎为0~8毫米（或0~13毫米）碎粒，故耗电较大，与煤粉炉相近。

(3) 磨损严重。

沸腾炉虽然尚存在着较突出的缺点，但因有烧劣质煤的功效，有许多其它燃烧设备不具备的优良特性，目前仍有较广的应用。主要用于劣质无烟煤、石煤、煤矸石产地或矿区，用以开发和利用低质能源。在城市里采用，要特别注意解决好消烟除尘，否则不可应用。沸腾炉是一种很有发展前途的燃烧设备，燃烧不同种煤的沸腾炉炉型，见图13-7。

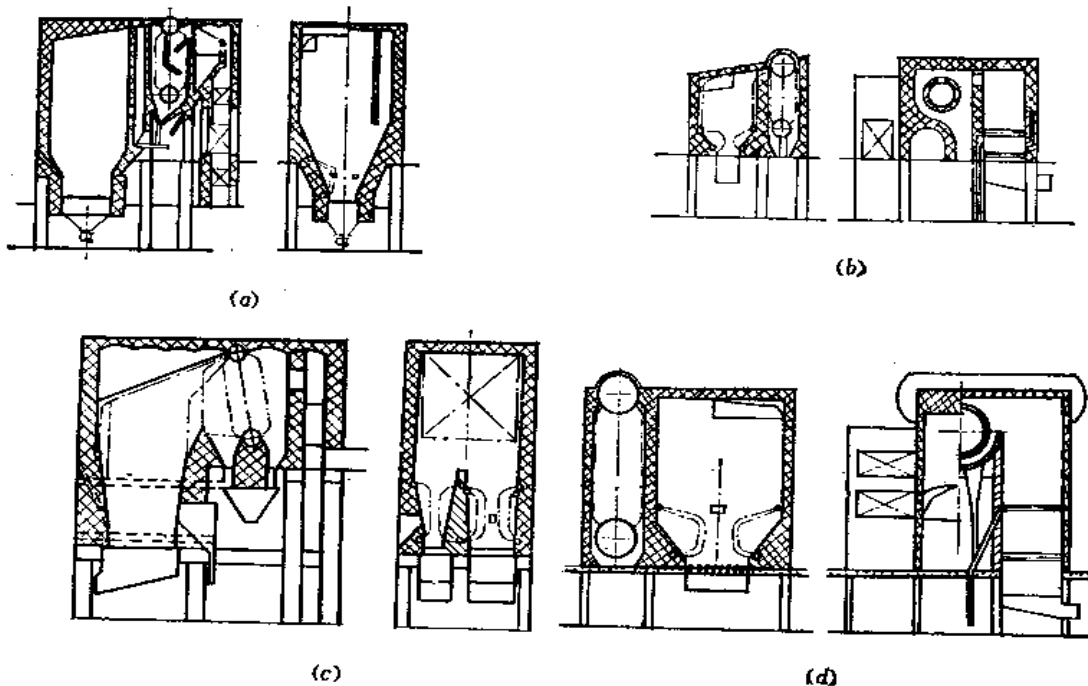


图 13-7 燃烧不同煤的沸腾炉炉型  
(a)劣质无烟煤；(b)褐煤；(c)石煤；(d)煤矸石

以上简单地分析了各种常用燃烧设备特性和对煤种的适应性，这是选择锅炉的主要根据。但是，选择燃烧设备，除了要选择经济有效的燃烧方式外，还必须注意负荷特点，环

保要求，运行管理等问题。即燃烧方式对负荷的适应性；燃烧方式与大气污染的关系；运行是否安全可靠；以及机械化、自动化程度；劳动条件和维修管理等。

经多年使用证明，以下几种炉型应用较多。

首先，链条炉在工厂企业中受到普遍欢迎。这是因为我国大部分的燃料煤是烟煤，热值在4000~5000千卡/公斤这一范围，加之这种锅炉运行安全可靠，起、停、负荷调节方便，飞灰损失和对环境的污染较小。链条炉的缺点是金属耗量大（每吨蒸汽需5~8吨钢材），维修工作量大，设备造价高。

在普通链条炉基础上发展起来的风力机械抛煤炉，把抛煤机炉和链条炉的优点结合起来，成为一种更优秀的炉型。目前影响这种锅炉广泛应用的主要障碍是飞灰问题，这完全可以由锅炉结构设计和消烟除尘两个方面得到解决。

此外，近年来发展起来的轻型炉排小型链条快装炉，蒸发量为1~4吨/时，在各行各业中用得最广，其台数之多、地区之广都占首位。从使用上来看有突出的优点，也有突出的缺点，选用时要根据具体情况，权衡利弊，不能盲目的快装化。快装炉的主要优点是：

- 1.整体装配，辅机、仪表配套齐全，机械化、自动化程度高，设计、定货、安装方便，工程进度快。

- 2.单位面积热负荷强度高，结构紧凑，体型小，占地面积小，工程造价较低。

- 3.锅炉效率高，达75%。

- 4.设备密封及保温性能好。

缺点：

- 1.炉排短，炉膛体积小，烧低挥发物、高灰分的煤着火差，烧高挥发物的煤，冒黑烟，化学不完全燃烧损失大。适于燃烧4500千卡/公斤以上的烟煤，及同劣质烟煤的混烧。

- 2.结构上有不合理之处，易积灰，不好清理，有局部受热不均，引起裂缝漏水现象，维修困难，设备寿命低。

- 3.烟气阻力大，动力消耗较高。

- 4.水容积小，水位上面空间小，蒸汽容易带水。

往复炉，主要用于6吨/时以下的锅炉。往复炉排有较强的机械拨火作用，适用煤种宽，有燃烧褐煤、泥煤及劣质烟煤的特长。从运行上来看比较安全稳定。缺点是炉排冷却条件较差，烧高热值低灰分的煤易烧坏炉排。更换炉排片虽然简单，但往往引起停炉。如果炉排的高温区采用高铬铸钢或耐热铸铁炉排片情况显然会好些。另外，往复炉比链条炉金属耗量小，制造工艺简单，维修工作量小，是一种比较好的小型燃烧设备。

沸腾炉对燃料适应性广，能够有效地燃用劣质煤、煤矸石，在低质燃料利用方面有突出的功效。在减少NO<sub>x</sub>大气污染方面有独到之处。此外，沸腾炉受热面热负荷强度高，炉膛可见热负荷为链条炉排的4~5倍，是金属耗量最低的炉型。缺点是耗电量高，每吨汽约需8~12千瓦/时；飞灰损失高达30%，一般在15~20%左右。飞灰引起设备磨损和环境污染很严重，目前尚未得到妥善解决，故现在还不能广泛应用，仅限于矿区，劣质煤产地和环境要求较差的地方。国产30吨/时以下的沸腾炉技术上是成功的，有条件的地方应考虑采用。



其它,如上燃式简易煤气炉,双层炉排简易煤气炉,以及下饲式炉,适用于0.5吨/时以下蒸汽锅炉。这些炉型较好地解决了小型手烧炉的消烟除尘问题,故得到较多的应用,基本上取代了以前常用的单层固定炉排手烧炉。

### (三) 介质、参数与供热方式

#### 1. 国产锅炉设备系列参数

国产蒸汽锅炉产品系列、参数,见表13-22。

蒸汽锅炉参数系列(工业锅炉部分)GB753—76

表 13-22

蒸发量 (吨/时)	出口蒸汽压力 (表大气压)						
	5	8	13		25		
	出口蒸汽温度 (°C)						
	饱和	饱和	饱和	250	350	饱和	400
0.2	△						
0.5	△	△					
1		△					
2		△	△			△	
4		△	△			△	
6(6.5)*		△	△	△	△	△	△
10			△	△	△	△	△
20			△	△	△	△	△
35			△	△	△	△	△
65(75)			△				

注: \* 6.5吨/时容量参数只允许适用于老产品。

热水锅炉系列,是在蒸汽锅炉的基础上,按60万千卡折合一吨蒸汽相对应的。这是为了可以与同级蒸汽锅炉应用共同的燃烧设备,减少设计、制造和维修的麻烦。另外,为了更好地适应各种采暖热用户的需要,又增加了几档,同时规定了热水出水温度和压力,如表13-23所示。

#### 2. 供热方式与介质

供热介质的确定,是决定锅炉房及其供热系统的重要依据,也是选择锅炉设备的主要依据。因此,供热介质的确定,也必须与锅炉房内外供热方案联系在一起考虑。确定供热介质首先要充分研究热用户的用热方式、特点、要求及各种介质的需要量。然后通过技术经济分析,制定出供热经济、运行灵活、设备投资节省的锅炉房内部供热方式和外部供热系统。

供热方式和介质的选择,一般可参考以下几种情况进行确定。

##### (1) 只有采暖热负荷的供热系统

目前普遍认为,采暖以热水为介质比用蒸汽好。国家有关部门已明文规定,新建工程一律用热水采暖,旧有的蒸汽采暖系统要限期改造。这是一项重要节能措施,必须认真贯彻执行。对新建的工程比较好执行,但设计扩建工程时,经常会遇到原有部分是蒸汽采暖。此时,除极少量的局部扩建外,一般都应采取在设计新的热水系统的同时,全面规划对老系统的改造,最好能实现一个供热系统,一种供热介质。

额定 供热量 (万千瓦/时)	额定出口/进口水温度(°C)									
	95/70		115/70		130/70		150/90		150/110	180/110
	额定出口压力(表大气压)									
	4	7	7	10	7	10	13	15	16	25
5	△									
10	△									
20	△									
30	△	△								
60	△	△	△							
120		△	△		△					
240		△	△	△	△	△				
360		△	△	△	△	△				
600		△		△	△	△	△			
900				△		△	△			
1200				△		△	△	△		
2500							△	△	△	△
5000								△	△	△
10000								△	△	△

(本表适用于固定式工业及民用热水锅炉)

热水采暖比蒸汽采暖有如下优点:

A. 热水采暖比蒸汽采暖热损失小, 节能效果显著。热水采暖比蒸汽采暖节能的主要原因是: 蒸汽采暖系统凝结水回水率低, 一般为40~80%, 系统中跑、冒、漏汽量大, 凝结水管多数不保温, 散热量大。热水系统供、回水管都是保温的, 而且与外界温差小, 散热量自然较少。另外, 热水系统漏损也相对较小。据统计, 热水采暖比蒸汽采暖可节约燃料10~30%。

B. 热水锅炉对外界热负荷适应性强, 调节性能好。特别是过渡季节, 外界热负荷很低时也照样能较好的运行。

C. 热水采暖比蒸汽采暖舒适, 室内温度波动小, 蒸汽采暖多数是间断采暖, 供汽时室内暴热, 开窗开门, 汽一停, 室内温度很快就降下来, 故温差变化大。

D. 热水锅炉一般没有大的钢筒, 制造工艺比蒸汽炉简单, 热水锅炉受热面两侧温差大, 相同热负荷受热面积小, 可节约金属近1/3。因此, 热水锅炉的造价较低。

E. 热水锅炉比蒸汽锅炉好运行, 而且较安全可靠。

F. 热水采暖, 特别是高温水, 供热半径大, 有利于城市集中供热。

(2) 没有采暖热负荷的供热系统

这种情况主要出现在我国南方非采暖区, 没有大面积采暖, 有时只有极少量的空调和局部采暖通风, 可分两种情况考虑:

A. 当全部热负荷(经处理后)都可以用热水供热时, 应采用热水做介质。

B. 当有一部分热负荷必须用蒸汽时, 应采用蒸汽供热。小系统一般不搞两种供热介质。

### (3) 生产、采暖热负荷都有的供热系统

主要对象是采暖地区和采暖过渡区的工厂企业。按规定采暖必须用热水，而生产习惯上又都用蒸汽，这就需要在锅炉房内外设置供水、供汽两套设备和系统。这不仅使设备多，规模大，而且，运行管理也麻烦，对节能也不利。因此，设计时应仔细研究，是否有统一为一种介质的可能，即全部用高温热水来供热。

实践证明，一些工厂的用热设备，是可以利用高温热水来代替的。如空调机、暖风机、开水炉、烘箱、干燥设备、表面处理加热水槽及各种低温加热换热盘管和换热设备等。

A. 当经过采取一定措施后，全部生产用热可以统一为热水时，则应采用高温热水为供热介质。

B. 生产用汽量小，采暖热负荷量较大的小型供热系统。如北方一些小型机械类型工厂，生产必须用汽，但用热量比采暖小得多，有的冬季需运行三、四台炉，而夏季只开一台，甚至还不足。这种情况，可以采用汽水双供锅炉，即一台锅炉可以同时供蒸汽和热水两种介质。冬季以供高温热水为主，兼供蒸汽；夏季则根据生产用汽需要运行较少的炉子，全部供汽，其余的锅炉做检修或备用。

C. 生产用汽量大，采暖用热量较小的供热系统。主要是采暖过渡区的工厂企业，只有福利设施和个别工房要求采暖或局部采暖，采暖热负荷量较小，而且采暖期也较短。这种情况应选用蒸汽锅炉，以蒸汽系统为主。采暖宜用蒸汽喷射器或表面换热器转换为热水供热。应该注意，蒸汽喷射供热作用半径较小，一般系统总阻力不超过15米水柱，供水温度 $\leq 95^{\circ}\text{C}$ 。表面换热方式，建设费用高，经常性电耗大，但可以适应较大的负荷和多种情况，两种方案要酌情选用。

D. 生产用汽和采暖用热量都很大的供热系统。主要是采暖区较大的工厂企业，特点是用热量大，蒸汽负荷是全年性的，采暖期虽不长，但用热量大，有时甚至比生产用汽还多。这种锅炉房应以供汽系统为主，并全部采用蒸汽锅炉，采暖用淋水盘换热器转换为高温热水供暖。这种供热方式比锅炉房内同时设置汽、水两种锅炉有如下优点：

(A) 锅炉房只有一种供热锅炉，设备互换性强，产汽量大，供热安全性高。

(B) 系统简单，节省锅炉和设备，运行管理方便，节约投资。

(C) 高温热水的温度易调节，供水温度稳定。

(D) 大的热水系统有贮能调节锅炉负荷的作用。一般，采暖负荷白天比较平稳，夜间偏高，生产用汽白天多，夜间少，上下班时变化幅度较大。因此，两种负荷结合在一起，可以较好地稳定锅炉负荷，提高锅炉效率。

### (4) 特殊热用户的供热

主要指用户要求的供热介质、参数与集中供热系统差异太大，用量又非常少的用户，或者在供热时间和用热质量上，集中供热系统不好满足的热用户。如工业上有时用少量高温高压过热蒸汽，有的工艺设施开动时用汽量非常之大，而只用很短的时间，平时又不经常使用，生活方面常遇到的如医院、浴室、幼儿园、食堂等。医院、食堂和浴室用汽要求清洁、无味、无毒，锅炉不宜加药。医院、幼儿园等生活福利设施采暖时期与集中供暖锅炉房不一致，即采暖早，停止供暖晚。大的供热系统如果各种情况都照顾到，往往会遇到许多不好处理的问题，有时为了满足一个小的特殊热用户，造成整个供热方案的不合理和很大的浪费。

遇到这种特殊用户，设计时，应设法使其集中，如集中确实很不合理，则应单独处理。

实际工程中，供热系统的情况很复杂，不一定都那么好处理，考虑方案必须掌握住以下的原则：在满足用户要求的前提下，进行供热介质归一，最好统一为高温热水；必须供两种热介质的锅炉房，锅炉设备最好能为一种；系统中不好处理的小负荷可单独处理。

### 3. 介质参数

锅炉房及其供热系统工作参数的确定，除必须保证用户要求外，还应力求经济和安全。大型供热系统要通过技术经济分析确定最佳工作介质参数，一般可参考下列各条进行确定：

(1) 锅炉房供热介质参数选定，一般以全厂最高用户要求参数为依据，以满足整个系统各用户的要求为原则。

(2) 工厂企业的生产用汽，大多数是用饱和蒸汽，锅炉的工作压力，比最高用户的需用压力，加上热网压力损失，高1~2公斤力/厘米<sup>2</sup>即可。选择锅炉时，锅炉额定工作压力应靠近系统工作压力，两者不要相差太大。例如，用汽压力仅2~3公斤力/厘米<sup>2</sup>，选用压力13公斤力/厘米<sup>2</sup>的锅炉就很不恰当。因为锅炉运行参数与设计参数相差太大，会产生蒸汽品质不好，出口管径显得太小，造成出力不足，锅炉效率低下，能源消耗大等弊病。

过热蒸汽按用户要求而定，对温度要求不太严格的用户，锅炉出口温度考虑热网损失后还应富裕5~10°C，作为汽温波动余地，如果锅炉出口温度比个别用户高得较多，用户要求又较严格，可采用减温减压器调节。

(3) 热水供热系统，除有特殊要求的工业厂房和高标准的民用采暖外，都应采用高温热水采暖。局部的特殊负荷，可以采取间接连接，或混水降温等方法进行个别处理。高温热水比温水适应范围广，可以简化系统，减少输送电耗，节省基建费用。高温水的供回水温度，可以根据情况按115/70°C、130/70°C、150/90°C、150/110°C、180/110°C选用。要求较高的民用建筑和福利设施，可采用95/70°C，但最低送水温度不应小于60°C。

(4) 集中供热热水锅炉房，供热半径2~4公里，供水温度不低于110~130°C；4~7公里，不低于130~150°C；7~10公里，不低于150~170°C。

(5) 生产过程中，散发有棉毛、木屑等物时，热水温度不宜超过110°C。

对于散发可燃性粉尘、纤维的车间，高温水不宜超过130°C。如用饱和蒸汽，不宜超过0.5公斤力/厘米<sup>2</sup>。

中温辐射板采暖，水温不应低于110°C，宜用130~150°C。如用蒸汽，压力不低于2公斤力/厘米<sup>2</sup>，宜用4公斤力/厘米<sup>2</sup>。

暖风机用高温水，温度最好用150/70°C，用130/70°C也可，只是出力有所降低。

蒸汽锤用汽参数应按说明书规定，一般压力为8~10公斤力/厘米<sup>2</sup>，温度不超过240°C。

## 三、锅炉容量和台数的确定

设计一个锅炉房，应选用多大容量的锅炉，选用几台最合适，这与很多因素有关。例如：

1. 热负荷大小，是否需要扩建，近期和远期热负荷的发展情况。

2. 用户的热负荷特点, 综合负荷曲线变化规律, 热负荷是否连续均匀, 即瞬时, 昼夜和季节性的变化情况。

3. 热介质的种类, 即锅炉房是只供汽或是单供热水, 或者汽、水双供。

4. 锅炉房是供生产的, 还是供采暖的锅炉房, 或者是生产、采暖两用锅炉房。

此外, 还有其他一些因素。这些因素都会直接和间接地影响锅炉容量大小和台数的选择。具体情况是很复杂的, 在确定锅炉容量和台数时, 可以掌握住下列几条原则:

1. 锅炉的容量和台数, 对用户的负荷变化适应性强。能根据用户热负荷的昼夜、冬夏季节的变化, 灵活地调节和调整运行锅炉的台数及工作容量, 使锅炉经常处于经济负荷下运行。锅炉的经常负荷状态不应低于锅炉额定负荷的50~60%。

2. 锅炉的容量和台数的确定, 应有利于节省人力、物力和基建投资。选用的锅炉容量太小或台数过多, 不仅会提高锅炉房的造价, 而且给运行、维修、管理带来许多麻烦。锅炉房的锅炉台数一般以3~4台为好。采用机械加煤锅炉, 新建时, 一般不超过四台; 扩建和改建时, 总台数不超过七台。采用人工加煤炉, 新建一般不超过三台; 改扩建时, 总台数不宜超过五台。

另外, 采暖锅炉房和不久将要扩建的锅炉房, 炉型可以选得大一些, 台数偏少一些。

3. 锅炉容量和台数, 应保证锅炉房供热的安全可靠性。锅炉房内锅炉台数的本身应体现出有较高的备用率, 当一台锅炉因某种原因突然停止运行, 其它锅炉仍可满足大部分生产和生活的用热需要, 至少要能满足不能中断的生产负荷和全部用户低标准采暖需要。因此, 锅炉房一般不宜装一台炉。因为一旦事故发生, 锅炉房将全部停止供热, 影响正常生产和生活, 还可能引起热网管道和用热设备的冻结, 以致破坏。所以, 除了锅炉房全部停止供热时对热用户和用热设备没有什么大影响的情况外, 一般都不应少于两台炉。

采暖锅炉房原则上不设备用炉, 设备维修可安排在非采暖季节, 但在锅炉台数的选择上要考虑有不小于60~75%的备用率。

生产性锅炉房, 当锅炉检修或事故停运一台, 锅炉房热负荷可以通过调度尚能满足生产要求时, 可不设置备用炉; 当锅炉房减少供热会引起生产事故或重大损失时, 应设一台备用炉。

生产和采暖共用锅炉房, 当非采暖期有一台炉停运, 则不考虑备用锅炉。

4. 锅炉房应尽量选用同容量、同型号的锅炉设备。锅炉相同, 有利于培训和提高操作人员的运行水平; 方便管理, 人员及备件的互换性强; 检修同一种锅炉, 工具、备件少, 检修质量高; 锅炉房布置上较整齐, 有利于采用机械化运煤除灰设备。所以, 一个锅炉房的锅炉设备最好容量、型号一致, 甚至是一个生产厂的产品。如条件不允许, 至少不能多于两种, 而且要注意, 炉型不要差得太悬殊, 以致于不好采用集中的机械化运煤除灰设备。特别是要避免不同布置层数(单层和双层)的锅炉布置在一个主厂房内。

#### 四、锅炉耗煤量产渣量计算

##### (一) 耗煤量计算

如略去排污部分热量不计, 则年耗煤量如下式所示(燃料用重油的计算相同)。

$$B_0 = \frac{(1.1 \sim 1.2) D_0 (i'' - i')}{Q_{LW} \eta} \times 100 \quad \text{吨/年} \quad (13-31)$$

式中  $B_0$ ——锅炉房年耗煤量, 吨/年;  
 1.1~1.2——考虑运输上、使用上不均衡损耗等因素的富裕系数;  
 $i''$ ——蒸气热焓, 千卡/公斤;  
 $i'$ ——给水热焓, 千卡/公斤;  
 $Q_{bw}^l$ ——煤或重油的低位发热量, 千卡/公斤;  
 $\eta$ ——锅炉热效率, %。

锅炉房小时最大耗煤量为:

$$B = \frac{Q(i'' - i')}{Q_{bw}^l \eta} \times 100 \quad \text{吨/时} \quad (13-32)$$

式中  $B$ ——每小时最大耗煤量, 吨/时。

如为三班制工作, 则锅炉房在最冷月的昼夜耗煤量可近似的按下式估算:

$$B_1 \approx 20 B \quad \text{吨/昼夜} \quad (13-33)$$

式中  $B_1$ ——最冷月昼夜耗煤量, 吨/昼夜。

运煤系统的贮运能力, 根据锅炉房的工作班数多少和运煤机械的特点来定。一般按两班或一班考虑, 留一班做检修时间, 特殊情况或小型简易运煤设备, 也可以按三班制考虑。

锅炉房最冷月的耗煤量为:

$$B_2 = 30 B_1 \quad \text{吨/月} \quad (13-34)$$

式中  $B_2$ ——最冷月耗煤量, 吨/月。

锅炉房年耗煤量和最冷月耗煤量是给总图专业的协作资料, 昼夜耗煤量和小时最大耗煤量是设计机械化运煤的依据。

当  $Q_{bw}^l = 5000 \sim 6000$  千卡/公斤时, 可按每吨煤产生的蒸汽量来估算耗煤量。锅炉效率为80%时, 每吨煤可产生蒸汽7~8.5吨; 锅炉效率为75%时, 每吨煤可产生蒸汽6~8吨; 锅炉效率为65%时, 每吨煤可产生蒸汽5.5~6.5吨; 锅炉效率为60%时, 每吨煤可产生蒸汽4.5~5.5吨; 锅炉效率为50%时, 每吨煤可产生蒸汽4~5吨。

## (二) 锅炉房灰渣量计算

根据计算耗煤量的公式, 可以相应地计算灰渣产量。

$$A_0 = B_0 \left( \frac{A'}{100} + \frac{q_4 Q_{bw}^l}{8100 \times 100} \right) \quad \text{吨/年} \quad (13-35)$$

$$A_1 = B_1 \left( \frac{A'}{100} + \frac{q_4 Q_{bw}^l}{8100 \times 100} \right) \quad \text{吨/昼夜} \quad (13-36)$$

$$A_2 = B_2 \left( \frac{A'}{100} + \frac{q_4 Q_{bw}^l}{8100 \times 100} \right) \quad \text{吨/月} \quad (13-37)$$

$$A = B \left( \frac{A'}{100} + \frac{q_4 Q_{bw}^l}{8100 \times 100} \right) \quad \text{吨/时} \quad (13-38)$$

式中  $A_0$ 、 $A_1$ 、 $A_2$ 、 $A$ ——灰渣的年、昼夜、月、时产量, 吨/年、吨/昼夜、吨/月、吨/时;

$A'$ ——燃料中灰分含量, %;

$q_4$ ——机械未完全燃烧损失, %, 查本书第一章。

当使用烟煤或无烟煤时, 灰渣产量也可以近似地按耗煤量的25~30%估算。

## 第五节 锅炉房的位置

锅炉房在工厂总平面上的位置极为重要。锅炉房是散发煤灰、烟尘、噪声的污染源。

如果位置选择不当，会直接影响周围正常的生产和生活环境；由于一些车间不能靠近锅炉房布置，往往造成中间地带过大，影响厂区面积的有效利用。锅炉房位置选择不当，还可能引起热力管道过长，凝结水回水不良，供热经济性差，维修工作量大，原材料消耗多等。设计时应会同总图、工艺等有关专业人员与筹建单位共同研究，确定方案。一般由总图专业全局综合，确定位置。锅炉房设计人员则应提出要求，协同配合。

锅炉房按位置分有两类：一是为某一区域供热的独立锅炉房；二是为某个建筑物服务，并与该建筑物接连的附属锅炉房。附属锅炉房的位置随热用户而定。在布置上除了要满足建筑设计防火规范外，还要遵守以下规定：

蒸汽锅炉若与厂房相连，应符合  $(T-100)V < 100$  的要求，且用隔火墙分开；与住宅相连应满足  $(T-100)V < 5$  的要求。其中  $T$  为锅炉工作压力下的饱和温度 ( $^{\circ}\text{C}$ )； $V$  为锅炉水容量 ( $\text{米}^3$ )。

但是，这种锅炉房在布置上，不得与甲类、乙类及使用可燃液体的丙类火灾危险性厂房相连；不能设在浴室、电影院、托儿所、医院等人口众多的建筑物内。燃气锅炉决不允许布置在地下室。

上述原则也适用于小型热水锅炉，只是公式中  $T$  改为锅炉的额定出水温度。

附属锅炉房这种布置方式，除热网达不到的较小的孤立建筑物，或特殊热负荷用户外，一般不应提倡。相反，随着集中供热的发展，一炉一户的供热方式，将逐渐被取代。以下主要是论述独立锅炉房的布置问题。

### 一、集中与分散

据不完全统计，目前我国有中小型工业锅炉约20多万台。其中2吨/时以下的占60~70%，这些小型锅炉，设备不完善，热效率很低，平均热效率还不足40%。这当中很大一部分是手烧炉，由临时的季节工操作，运行水平很低，跑、冒、漏现象十分严重，能源浪费极大。如果全部锅炉效率平均提高10%，每年可节约近3000万吨煤。另外，小型锅炉数量多，分布广，因此，造成到处升火，到处冒烟的状况。加之小型炉的除尘设备简陋，甚至有许多小型炉还没有装除尘设备，是造成城市环境污染的重要根源。

所以，提高锅炉效率，节约能源，改变小型炉星罗棋布的布局，防治公害，是当务之急。实践证明，解决这些问题，采取城市热化、区域或工厂企业集中锅炉房供热，是行之有效的途径。集中与分散相比有如下优点：

1. 节约能源，经济效益高。锅炉房集中，则锅炉的台数大量减少。大型锅炉的热效率高可达80~90%，这样可以节约大量的材料、设备，节省大量的基建投资，还可以节煤、节电、节省人力，提高经常的运行经济性。

2. 集中锅炉房，锅炉大，设备完善，运行管理水平高，事故少，安全性高。

3. 有利于搞好城市卫生，治理公害。由于锅炉房的集中，烟气、灰渣的排放也集中了，污染面减少了。同时，也给采取措施搞好消烟除尘，和对灰渣综合利用带来有利

条件。

4.集中可以节省占地面积。

5.集中可以减轻城市交通运输的负担。

我国热化和集中供热的主要形式，一种是热电联产类型，采用供热汽轮发电机组，凝汽机组抽汽和背压汽轮机组供热。这是一种最经济的供热方法。但是，要求附近有大而稳定的热负荷和经济的热电平衡。此外，也有采用汽轮机低真空运行，以循环水供热的方法，也是解决城市集中供暖的好办法。

另一种类型是区域锅炉房集中供热，目前是我国集中供热一种主要形式。因为，热电站供热方式虽然经济效果好，但受许多条件限制，不能到处应用。集中锅炉房供热适应性较强，可大可小，没有热电平衡的要求，而且投资少、工期短，更容易实现。在工厂和居民区较集中的地区，可以建较大的供热区域性集中锅炉房。在工厂和居民区较分散的地区，可以考虑在相对集中的地方，建设小区或院落范围的分片集中锅炉房。这是城市集中供热的一种过渡型式，设计时要注意为今后城市集中供热的联网打下基础，一旦城市集中供热外线到达便可连接。

在工厂建设中，同样应以集中为首要原则。一个工厂不要建许多锅炉房，不允许到处升火到处冒烟。只有当厂区很分散，集中很不合理很不经济时才能分建。另外，对于热负荷有发展可能的锅炉房，设计时一定要留有充分的扩建余地，不要形成无地扩建而造成分建的局面。

节约能源，保护环境是我国的重大政策，随着国民经济的发展，热化和集中供热必然要进一步推广。凡有条件的城市、地区和企业都应考虑集中，不能一墙之隔并立两个锅炉房。供热要打破各自为政的局面，要实现城市化、区域化。设计人员在充分了解情况，研究热负荷的基础上，通过可行性研究，提出合理的规划和方案，并积极向有关单位建议，以促进集中供热的发展。

## 二、影响锅炉房位置的诸因素

1.锅炉房应靠近热负荷大和热负荷集中的地区，以缩短供热主干线的长度，减少热损失。

2.锅炉房的位置应有利于合理布置热力管道，使管道短，管径小，流程顺，便于回水。

3.锅炉房的位置应便于燃料和灰渣的运输及存放。所以，锅炉房附近应有足够的空地，作煤场和灰场，而且要靠近燃料运输线，如铁路、河岸、道路，使运输方便，运距最小，搬运次数少。

4.锅炉房的周围应具有扩建的余地，包括主厂房、辅助间、煤、灰场的扩建用地。

5.锅炉房司炉操作的一面，应尽量避免西晒，在炎热地区而又夏季运行的锅炉房要特别注意。一般只要有较好的自然通风和采光即可。

6.锅炉房的位置应符合工业企业设计卫生标准的要求，避免和减少烟尘、有害气体对周围的影响。设计时首先要考虑对集中居民区，商业区和有特殊要求的生产、生活福利设施的影响。一般采暖专用季节性锅炉房，应位于这些建筑物区域冬季主导风向的下风向，全年运行的锅炉房应位于全年主导风向的下风向，或全年风频率最小的一侧，使烟尘和有



害气体着地浓度达到标准要求。

7. 锅炉房的位置应注意与周围建筑间的相互影响。例如，不应距压缩空气站、制氧站、油库、有较强振动的大型汽锤以及净化厂房和有洁净要求的晾晒场地太近。因为锅炉房周围地面场地较脏，通常与煤气站，铸造等厂房布置在一起，并多位于厂区的边缘地带。

锅炉房与周围建筑物的最小距离，应符合建筑设计防火规范的要求。

8. 锅炉房的位置应便于给、排水和供电，且有较好的地形、地质条件。

一般，要同时满足上述各条是很困难的，有时甚至是矛盾的。因此必须根据实际情况，分清主次，权衡利弊，通常首先考虑满足国家和该地区各项有关政策和规范的要求。锅炉对环境的影响，距热负荷中心的远近，通常为考虑问题的重点。

### 三、布置示例

下面是几个机械制造厂的总平面布置图，说明了锅炉房所处位置的特点。

图13-8所示为某大型机械制造厂的总平面布置图。图中，锅炉房10和煤气站11相邻而位于厂区的一端，也是铁路的入口处，距工厂大门较远，这样布置便于煤灰运输而不影响人流出入。此外，锅炉房和煤气站相邻可利用同一套运输设备，使用同一种燃料，以节约

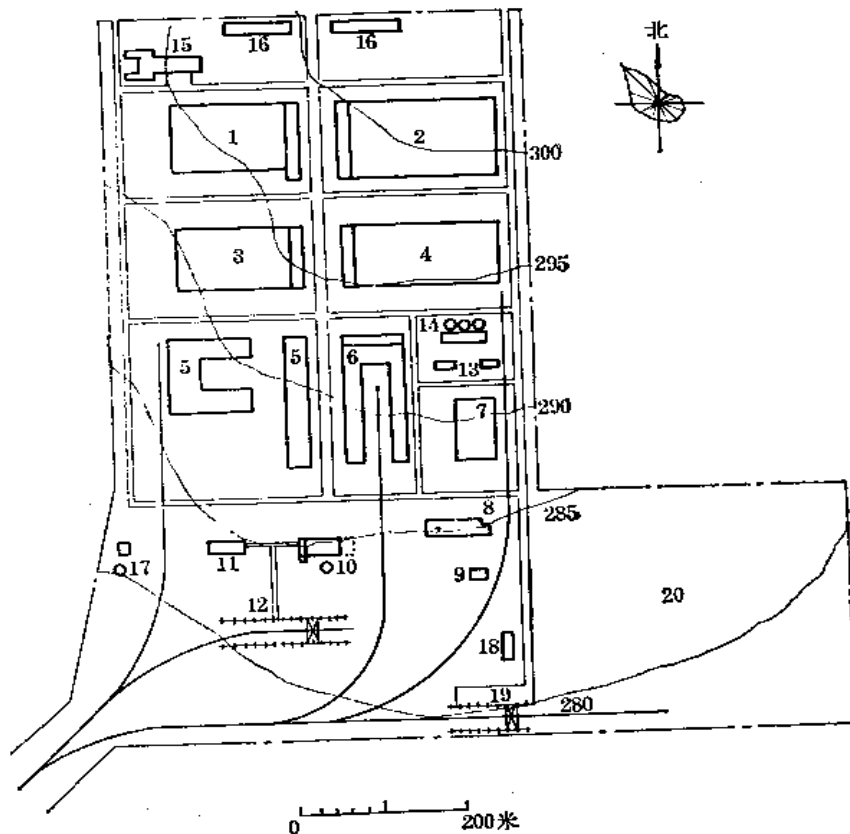


图 13-8 某大型机械制造厂锅炉房的位置

1—辅助车间；2—装配车间；3—金工车间；4—冲压车间；5—铸工车间；6—锻工车间；7—总仓库；  
8—木工车间；9—锯材车间；10—锅炉房；11—煤气站；12—煤场及灰场；13—氧<sup>气</sup>站；14—压缩空<sup>气</sup>站；  
15—食堂；16—办公楼；17—水塔；18—成品包装；19—装车栈桥；20—成品停放

投资，便于管理。锅炉房处于主导风向的下风向，有利于改善厂区的环境卫生。锅炉房和主要用热车间如锻工车间6、木工车间8、表面处理车间（在金工车间3内）均相距较近，从而节省管道，降低热损失。从全厂地形上看，锅炉房处于较低地势，对回收凝结水有利。在总平面上已预留了一定的扩建用地，以便将来热负荷增加时，扩建锅炉房。锅炉房的辅助间朝西，夏季较炎热，但炉前司炉操作的一面朝北，夏季条件较好。

图13-9所示为某中型制造厂总平面布置图中锅炉房所处位置。此厂布置特点和前一图有很多共同之处，不过工厂规模较小，不设煤气站，锅炉房独立地布置于厂区的一角，有铁路直达，运煤除灰便利。锅炉房离主要负荷锻工车间3、木工车间7较近，离工厂出入口较远，不影响人流出入。有扩建余地，风向尚好。

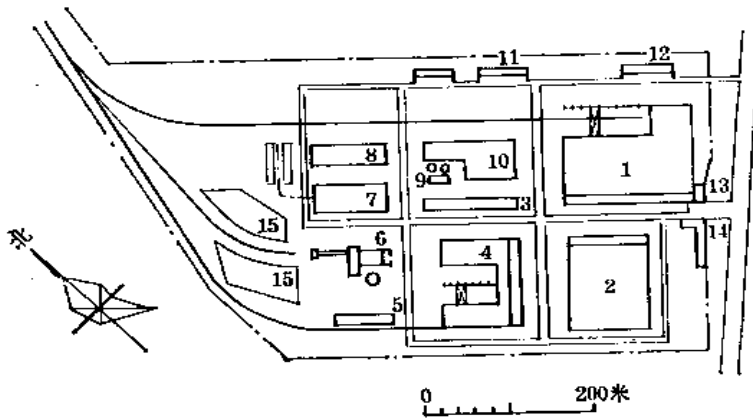


图 13-9 某中型机械制造厂锅炉房的位置

1—冲压装配车间；2—金工车间；3—锻工车间；4—铸工车间；5—落锤工部；6—锅炉房；7—木工车间；8—仓库；9—压缩空气站；10—堆场；11—仓库；12—车库；13—办公楼；14—实验楼；15—煤场及灰场

图13-10所示为某小型机械制造厂总平面图中锅炉房的位置，因工厂规模较小，不建铁路，运煤除灰靠汽车；汽车从工厂旁门出入，和人流分开，亦不污染厂区主要道路。锅炉房离主要负荷近，使管线缩短。地势较其它厂房低，利于回水。靠近厂外的河流，假使许可，便于排污放水。主导风向不太理想是其缺点。

图13-11所示为一种特殊类型的机械制造厂总平面图中锅炉房的位置，这种工厂以一个成片厂房为主，内设各车间，一般为专业化的机械工厂，如专门装配某种机械的装配厂，或某种零件的加工厂等，可以无热加工车间，热负荷小。锅炉房为小规模，位于厂区一角，略近主厂房，运煤除灰从旁门出入，和厂大门分开。

图13-12所示山区某机械制造厂总平面图中锅炉房的位置，该厂建于一山谷内，有河流通过。厂房顺河流布置在山坡地上，锅炉房位于下流，亦即厂区的入口处，因地势低，便于回水。运煤除灰用的车辆不通过全厂区，以保证厂区清洁。锅炉房靠近河流，假若许可，可向河中排污放水。锅炉房亦有发展的余地。此布置的缺点是距办公楼、食堂均较近，影响其附近的环境卫生。此外，位于厂区入口处，不太美观。

图13-13所示为锅炉房分散布置示意图，该厂分为三个区：A、B为厂区；C为生活区。1、2为1号锅炉房和2号锅炉房。因A、B二区相距较远，自2号锅炉房至A区边

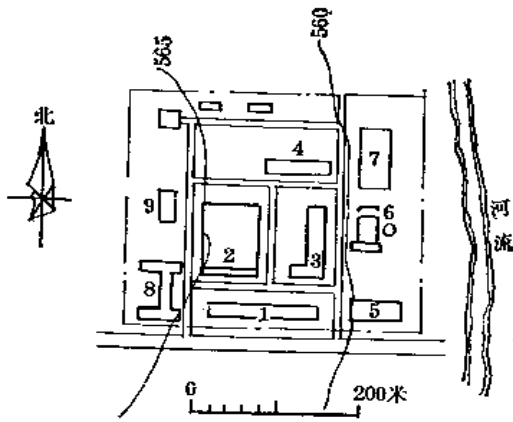


图 13-10 某小型机械制造厂锅炉房的位置  
1—装配车间，2—金工车间，3—铸工车间，4—锻工车间，  
5—仓库；6—锅炉房，7—煤场及灰场，8—办公楼，9—食堂

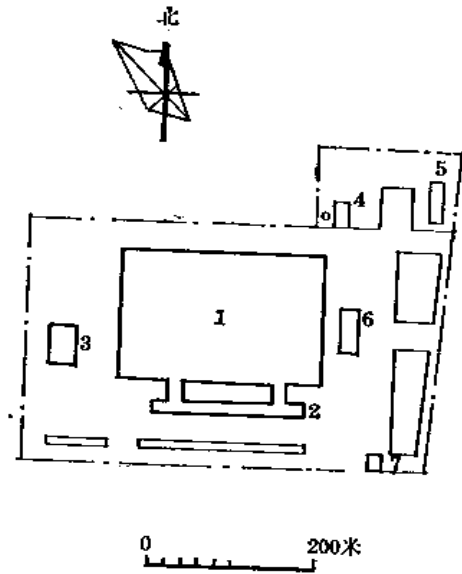


图 13-11 某机械制造厂锅炉房的位置  
1—主厂房，2—办公楼，3—仓库，4—锅炉房，  
5—车库，6—食堂，7—大门口

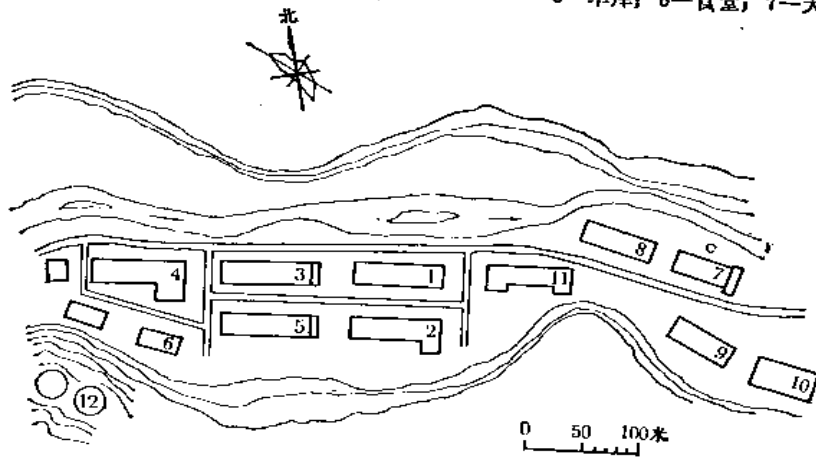


图 13-12 山区某机械制造厂锅炉房的位置  
1—装配车间，2—铸工车间，3—金工车间，4—锻工车间，5—金工车间，6—压缩空气站，7—锅炉房，  
8—煤场及灰场，9—仓库，10—食堂，11—办公楼，12—高位水池

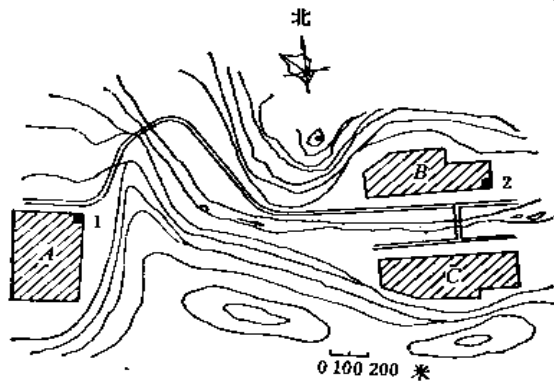


图 13-13 某工厂锅炉房分散布置示意图  
A、B—厂区，C—生活区，1、2—锅炉房

缘，距离已很大，且有山包阻隔，故设两个锅炉房分区供热，1号锅炉房供A区，2号锅炉房供B及C区。

## 第六节 锅炉房的布置

### 一、锅炉房的区域布置

在锅炉房所在的区域内，除锅炉房本身的主厂房外，尚有其它建筑物、构筑物、料堆等。这些都与锅炉房有密切关系，或为锅炉房直接服务，如烟囱、烟道、排污降温池、凝结水回水池、煤堆、灰堆、贮油罐、油泵房、运煤廊、煤气站及其附属设施等。这些建筑物等必须布置合理，使各得其所。应按以下要求进行布置：遵守规范；占地面积小；符合工艺流程；便于管理；运输方便；外形美观。

锅炉房的正面即炉前司炉操作的一面或辅助间的一面，一般布置成面临主要道路，这样出入方便，并且增加厂区立面的美观。

烟囱、烟道、排污降温池则自然处于锅炉房主厂房的后面，使其不临近主要道路，一则是为了减少对主要道路的污染，二则在外观上看去不致凌乱，显得整齐。

煤堆、灰堆往往位于运煤设备出入锅炉房的一方。较大的锅炉房一般都位于固定端侧或锅炉房后面。具有简易上煤的小型锅炉房，煤、灰堆放场地设在扩建端一侧，并利用扩建场地。煤堆和锅炉房的距离应按防火规定。灰堆与煤堆及锅炉房的距离，一般大于10米。

当锅炉房和煤气站联合布置时，往往把它们的正面布置在大约同一条线上，面临主要道路，以利出入和美观。二者的间距，如按照防火规范，大于10米就可满足要求，但往往把二者间距布置较大，是为了布置联合运煤系统的建筑物。煤堆、灰堆可以布置在两站的后面，也可以在前面，视总平面的情况而定，但布置在后面的情况较多。

室外的凝结水回水池多布置在锅炉房辅助间的一侧，以便把凝结水送到给水箱去。如有室外的溶盐池也应靠近水处理间布置。

燃油锅炉房的贮油罐与锅炉房的距离应按照防火规定。如装设容量小的日用油罐可设于锅炉房内部，并在油罐上部安设通气管通至室外。

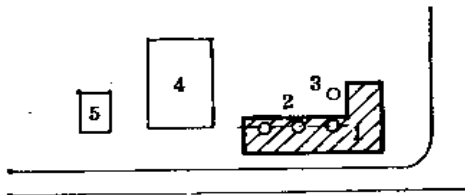


图 13-14 锅炉房区域布置图之一  
——用胶轮小车运煤除灰

1—锅炉房；2—烟囱；3—排污降温池；4—煤堆；  
5—灰堆

下面是几个锅炉房的区域布置示意图。它们说明了锅炉房主厂房与其它建筑物、构筑物的关系。

图13-14所示是简单的锅炉房区域布置图。它是以胶轮小车人工运煤除灰。煤堆、灰堆位于锅炉房的一方。每台锅炉的烟囱自屋顶穿出。排污降温池在锅炉房后面。

图13-15所示是人工运煤除灰的锅炉房区域布置的另一种形式。它以轻便铁轨作环形布置，以利运煤除灰。煤堆及灰堆均位于锅炉房的后方。锅炉房正面及辅助间均面临道路。

图13-16所示是锅炉房与煤气站联合运煤的区域布置图。煤由铁路运入，通过运煤廊

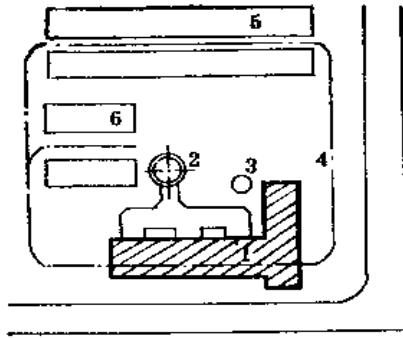


图 13-15 锅炉房区域布置图之二  
——运煤除灰用轻便铁轨作环形布置

1—锅炉房；2—烟囱；3—排污降温池；4—轻便铁轨；  
5—煤堆；6—灰堆

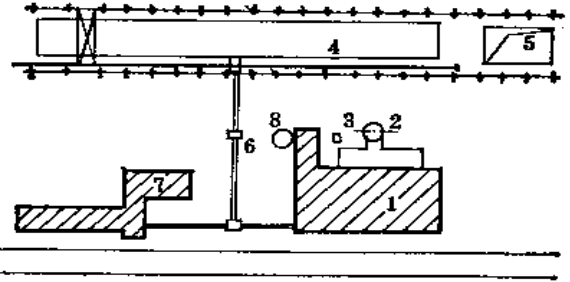


图 13-16 锅炉房区域布置图之三  
——锅炉房与煤气站联合运煤

1—锅炉房；2—烟囱；3—排污降温池；4—煤堆；5—沉渣池；6—运煤廊；7—煤气站；8—凝结水回水池

运至锅炉房与煤气站。灰渣则以水力除灰的方式冲至沉渣池，再由铁路运出。卸煤捞灰渣利用桥式吊车。锅炉房与煤气站的正面均面临一条道路，煤堆、灰渣、排污降温池均在后面。这种区域布置形式是较常见的。

图13-17是在一特殊地形上的锅炉房区域布置图。其中，锅炉房沿着一条河，背后靠山，山势较高，将煤堆布置在高处，则可利用重力溜煤，简化了运煤系统。锅炉房的排污放水，假使许可，可直接经管道排入河中。这种区域布置形式在山区建厂时可以考虑。

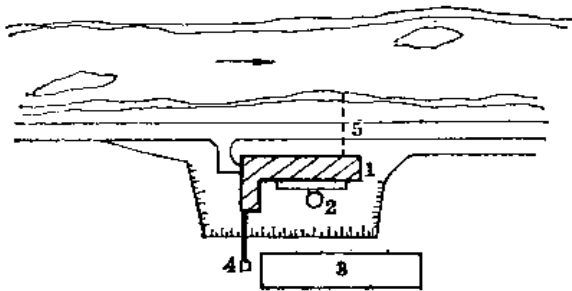


图 13-17 锅炉房区域布置图之四  
——利用地形溜煤

1—锅炉房；2—烟囱；3—煤堆；4—溜煤槽；5—排污管

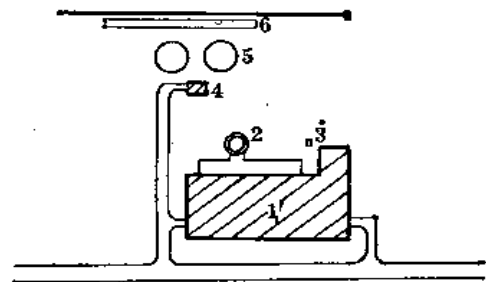


图 13-18 锅炉房区域布置图之五  
——燃油锅炉房

1—锅炉房；2—烟囱；3—排污降温池；4—油泵房；5—贮油罐；6—卸油栈桥

图13-18所示是一燃油锅炉房的区域布置图。燃油由铁路运入，经栈桥卸入贮油罐，然后再经油泵房加压送入锅炉房。

图 13-19是有皮带运煤水力除灰的中等锅炉房，煤、灰场地有共用抓斗起重机，煤场上面有局部干煤棚。锅炉房右侧为扩建端，预留扩建场地。

## 二、锅炉房的建筑形式

锅炉房一般由下列几个部分组成：即锅炉间(主厂房)、水泵及水处理间、运煤廊及煤

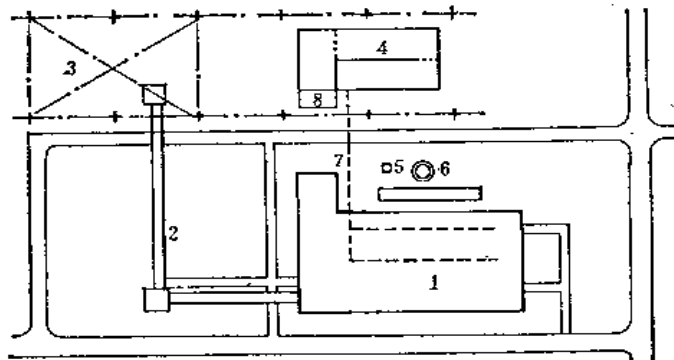


图 13-19 锅炉房区域布置图之六  
——有皮带运煤和水力冲灰的形式

1—锅炉房；2—运煤廊；3—煤场；4—沉渣池；5—排污降温池；6—烟囱；7—灰渣沟；8—灰渣泵房

仓间、通风及除尘设备间、变配电间、修理间、化验间及其他生产生活辅助间，如值班、办公、更衣、休息、贮藏、浴室、厕所等。一个锅炉房具体应设哪些部分，应根据锅炉的型式、容量和锅炉房的规模大小及使用性质来定。全年运行的、生产性的大锅炉房要完善些，以采暖为主的季节性小锅炉房则应尽量简化。

锅炉房的各组成部分，是根据工艺流程、设备布置方式、运行管理要求而科学地编排的建筑群。

锅炉间是锅炉房的主厂房，是锅炉房的核心，其它各部分都必须围绕锅炉间以一定的规律布置。为了布置上的紧凑，运行管理方便，经常把水泵、水处理设备间、配变电、修理、办公、休息、更衣、厕所等组合在一起，作为一个建筑物布置于锅炉间非扩建的一端，组成辅助间。辅助间很少布置在锅炉间的前后，因为影响锅炉间的通风和采光及其附属设备的布置。

机械化运煤除灰系统，一般都由固定端出入。这样布置是为了锅炉房扩建时，不影响原锅炉设备的运行。例如：皮带运煤廊的固定式胶带运煤，斗式提升机加胶带运煤，斗式提升机等连续性运输机，以及胶带除灰渣，水力除灰等均宜由固定端出入。否则扩建时往往要截断和拆除部分运输线，影响正常运行和造成浪费，更主要的是有时很难处理，以至不能紧接着扩建。对置于地坪上，基础很浅的小型快装炉，而且采用电动葫芦、卷扬加煤斗、螺旋运输机上煤以及用轻型链条、刮板除渣设备的，如果在布置上有困难，可以酌情由扩建端出入。原则是不至因扩建而影响锅炉较长时间的正常运行或给工程带来很大的麻烦。

中小型工业锅炉房的运煤廊都布置在锅炉间的前面，以便将煤送入锅炉前的煤斗中。

独立的风机、除尘设备间，按工艺流程应布置在炉后。

根据我国工业锅炉的结构型式，常见的锅炉房形式有下列几种：

图13-20(a)单层主厂房，一端加单层辅助间，后部可布置风机除尘设备间。炉前有封闭的上煤平台，并带有小金属固定煤斗，可以应用简易皮带、埋刮板、单斗滑轨等运输设备上煤。卫生条件较好，厂房体形简单，造价低，适用于3~4台2~4吨/时蒸汽锅炉或相当的热热水锅炉锅炉房。

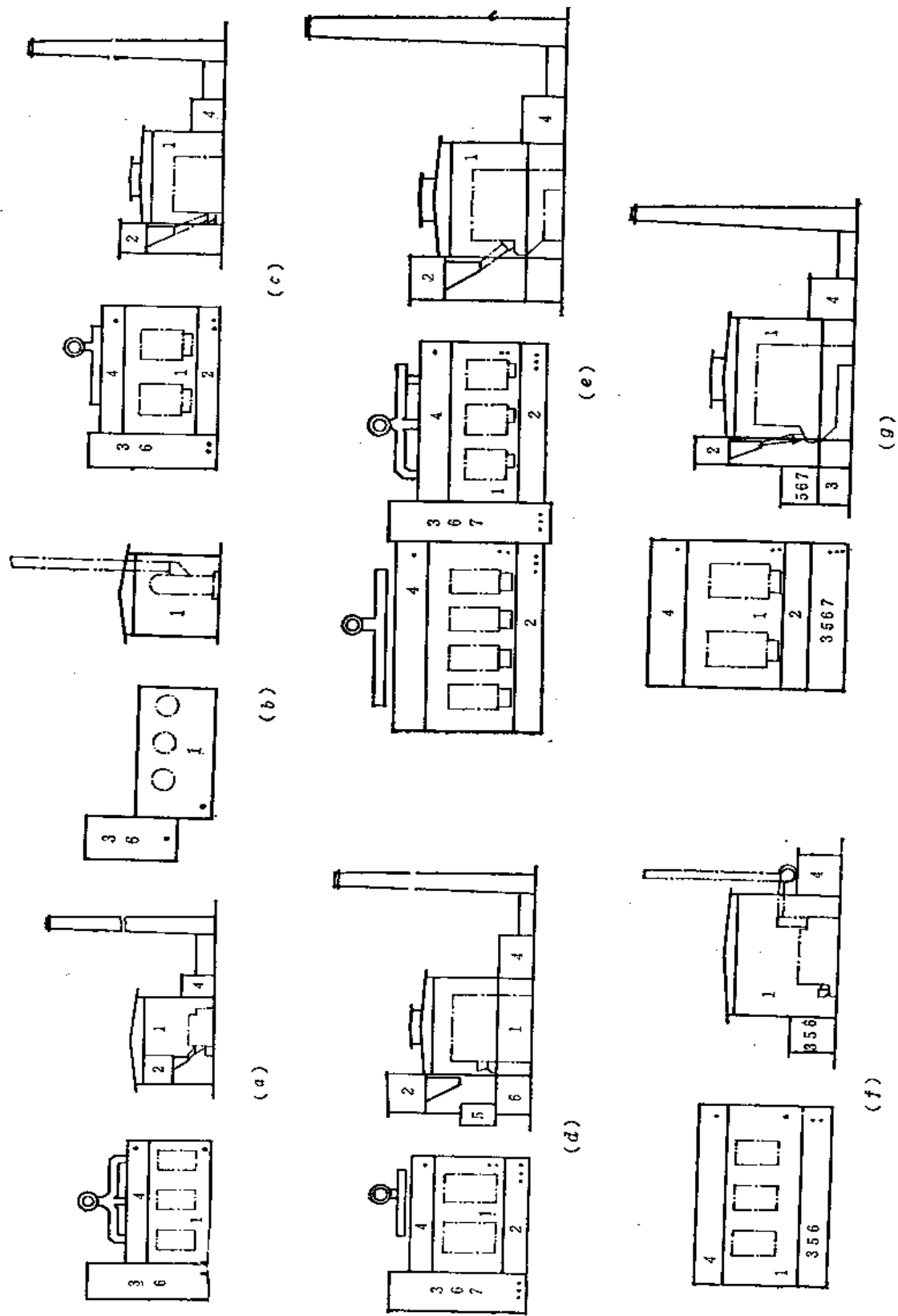


图 13-20 锅炉房建筑形式 (主体)

1—锅炉间, 2—煤仓间, 3—水处理及给水设备间, 4—风机间, 5—控制室, 6—辅助间, 7—除氧器间

图13-20(b)单层主厂房，一端加单层辅助间，这种体形适用于安装小型立式或卧式手烧炉。主厂房两端开大门，两端均可上煤除灰，如果炉前加装电动葫芦或翻斗上煤装置，也可以安装1~3台4吨/时以下的小型机械燃烧锅炉。这种布置形式最简单，造价也最低。

图13-20(c)单层主厂房带独立煤仓间和一端具有二层辅助间。适用于安装4台以上4吨/时锅炉及单层布置的6吨/时、10吨/时蒸汽锅炉或360万千卡/时、600万千卡/时热水锅炉。比同容量二层布置的锅炉房投资少，管理方便。

图13-20(d)为二层主厂房带独立煤仓间，一端附有三层辅助间，炉前外挑控制室。这种形式是最常用的典型布置，上煤、除灰、通风除尘设备均与运转层隔开，通风、采光、控制操作条件较好，适用于6吨/时以上的各型燃煤工业锅炉。

图13-20(e)二层主厂房，辅助间在中间，断面型式与(d)相同。这种布置形式主要适用于炉子台数较多，如七、八台以上。如果辅助间布置在一端，整个锅炉房将长达50~60米，汽、水、电供应线较长，运行管理极不方便。这种布置型式，特别适合于多台炉的扩建，并且炉型或运行层标高与原有部分不一致的情况，以辅助间把两部分分开，这样不仅运行层标高好处理，工艺设备和辅助系统也好布置，而且便于管理。不过，采用此种布置，必须选用恰当的上煤除灰设备和规划好运煤除灰的出入方向。

图13-20(f)单层主厂房，辅助间控制室布置在炉前，炉后设鼓风机间，除尘器、引风机高位布置。上煤用电动葫芦或炉前翻斗加煤机。这种布置形式特点是：主厂房跨度小，控制室好布置，烟气流程顺，适用于1~4吨/时小型燃煤锅炉，以及中小型燃气燃油锅炉。也适应于有室外集中煤仓、炉前采用水平行走小车或埋刮板、轻型胶带运输机供煤，而无炉前固定大煤斗的2~10吨/时燃煤锅炉。

图13-20(g)辅助间布置在主厂房前面，主厂房断面与(d)基本相同。特点是炉前布置控制操作间，操作控制较方便，炉前下部布置水处理设备和辅助间，除氧器则放在控制室的旁边。此种布置适用于厂房两端地方较紧张，以及配小发电的锅炉房。

### 三、锅炉房的工艺布置

锅炉房的运煤除灰、消烟除尘和水处理设备等的布置，在本书的其它章节已有详细论述，这里主要叙述主厂房的布置。

#### (一) 锅炉房布置的一般原则

锅炉房工艺布置，力求技术经济合理、实用，施工、安装、运行管理方便。布置上要满足以下要求：

1. 应尽量按工艺流程来布置。锅炉机组和各种辅助设备的布置，应使汽、水、燃料、灰渣、空气、烟气等系统流程顺，管道短，阀门附件少，安全性高，设备布置紧凑整齐，占地少。

2. 根据工程具体要求，设计时要考虑得全面一些。要以近期为主，远近结合，统筹安排。对两期工程间隔不太远的，可一次出图分期建设。对下期工程不明，凡有明显扩建可能的项目，锅炉房的设计必须预留扩建端。以便扩建时，不影响锅炉房主体结构，能较方便的扩接外，锅炉房的供水、供电、运煤除灰能力，以及新增加的设备，煤、灰场的位置等均应留有余地。同时，要考虑扩建的汽水管道、电线电缆、运煤出渣等运输线也都能较方



便的连接。

3. 锅炉房的层数, 应根据锅炉设备结构确定。能单层布置的应尽量单层布置, 一定要避免小型炉上楼, 快装炉最好布置在地坪上。锅炉房的体型要尽量简单、整齐和标准化。

4. 在天气炎热的南方, 如果条件允许, 要多考虑锅炉房的露天、半露天或敞开布置。特别是燃油、燃气锅炉宜于露天布置。设计露天布置锅炉房必须满足以下的条件:

(1) 锅炉机组及测量控制仪表和管道附件, 应有防冻、防雨、防腐等保护措施。

(2) 应有值班操作控制室, 并尽量把锅炉的水位、压力等测量控制仪表集中在操作控制室内。

(3) 各主要设备的操作点要保证有方便安全的操作条件和必需的检修场地。

## (二) 主厂房布置

1. 锅炉房平面布置 锅炉设备在主厂房里的布置, 与锅炉设备结构型式和辅助设备的配置方式以及建筑物的结构形式有关。一般可以按以下几种方法进行布置:

(1) 锅炉设备中心线与厂房柱距中心线重合布置, 见图13-21。

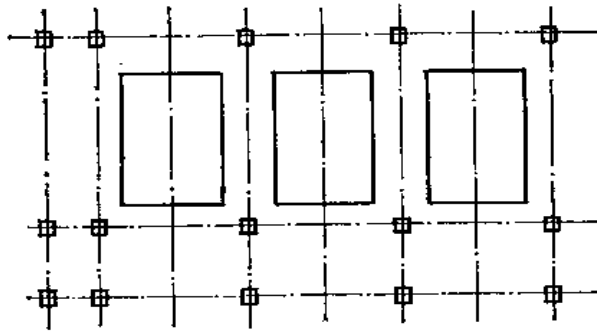


图 13-21 锅炉中心线与主厂房柱距中心线重合布置

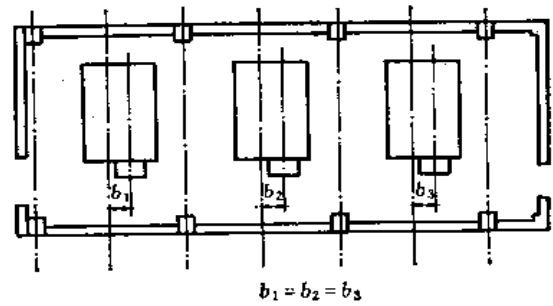


图 13-22 锅炉中心线与厂房柱距中心线偏心等距布置

这种布置方式用得最广泛, 适用于绝大多数的锅炉。中小型工业锅炉一般都占一个柱距, 大型动力锅炉可占三个柱距, 多者甚至达6~7柱距。这种布置特点是对称性强, 整齐美观, 便于布置各种汽水、烟风管道。贮煤斗居中, 溜煤管不偏斜, 便于协调锅炉设备基础、孔洞与建筑结构间的关系。只要布置好一台炉或一个柱距, 其它柱距完全一样, 所以也非常便于扩建。

(2) 锅炉中心线与柱距中心线偏心等距布置

采用这种布置, 一种情况是如图13-22, 锅炉左右不对称, 炉膛偏置, 锅炉中心线与炉膛中心线不一致(如D型炉), 为了溜煤管正对煤斗, 锅炉在柱距中将偏置。如果锅炉中心线与柱距中心线重合, 则溜煤管必须斜溜。斜溜除了不够美观外, 容易造成炉排上煤块分布不均。实用上, 这两种布置形式都有, 各有利弊, 设计时要根据具体情况确定。

另一种情况是厂房柱距较大, 锅炉宽度小, 同时锅炉前面没有固定大煤仓, 只有随炉的小煤斗, 在布置上, 由于工艺设备或布置上希望厂房某一端宽敞些, 有意把锅炉偏向另一侧布置。此种布置多见于小型工业锅炉, 特别是快装炉用得较多。

偏心布置, 虽然锅炉在厂房柱距中不是中心对称, 但也有一定的规律。一定要保持各柱距间布置的一致性, 否则烟风道的出入容易穿窗碰柱, 不好布置, 不美观, 也不好扩建。

### (3) 锅炉中心线与厂房柱中心线重合布置

此种布置适用于中等容量的锅炉，锅炉宽度较大（一般在8~9米以上），一个柱距布置不下；或有煤仓和煤粉仓双仓布置要求的情况，如图13-23所示。

2. 主厂房的立面布置 主厂房的立面布置主要研究锅炉本体和主要辅助设备在厂房空间中的位置，确定主厂房的断面形式及各部尺寸。

主厂房的层数，布置成单层还是双层，主要取决于锅炉的容量和本体结构形式，以及燃烧方式、除灰方式等。国产6吨/时以下的蒸汽锅炉和与其相当的热水锅炉，以及30吨/时以下的燃油、燃气锅炉，绝大多数都是单层布置的。较大的锅炉，为了解决省煤器、空气预热器的布置，使结构紧凑，节省占地，便于采用连续机械化除灰设备和检修设备，锅炉本体通常采用D形双层布置。因此，锅炉房也都布置成双层。见图13-24(a)所示。也有少数6~10吨/时蒸汽锅炉和相当容量的热水锅炉采用单层布置结构，这种炉子大多数为D型结构形式，偏置炉膛，尾部受热面布置在炉后一侧，比双层布置的炉子在体形上要宽且长。所以，在厂房布置上也采取单层，运转层和除灰都在同层，连续机械除灰设备只能布置在地沟内，见图13-24(b)。

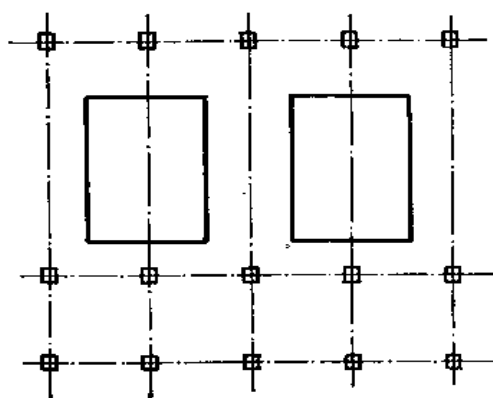
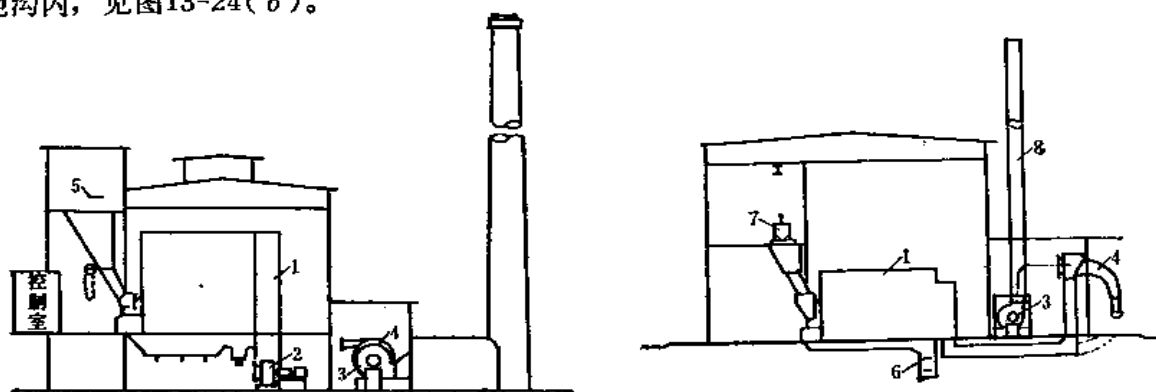


图 13-23 锅炉中心线与柱中心线重合布置



(a) 主厂房双层布置

(b) 主厂房单层布置

图 13-24 主厂房立面布置(一)

1—锅炉；2—鼓风机；3—引风机；4—除尘器；5—皮带运输机；6—框链除渣机；7—吊煤罐；8—铁烟囱

单层布置比双层布置在运行管理上方便，而且节省投资。所以，能单层布置的就不要用双层，一定要避免把快装炉布置在二楼上，相反，有时为了与锅炉房内其它的锅炉同处一个运转层上，在采取必要的措施后，有些锅炉也可以单层布置。

在地下水位较深，土质较好的地方，可以把双层布置锅炉房的运行层下部，下降到地坪以下，布置成地下室或半地下室形式，如图13-25。

这样布置的好处是使运转层处于地坪或与地坪接近，降低煤仓间高度，减少运煤廊长度和提升高度，使有可能使用较简单的运煤设备以节省投资，同时，给运行管理带来很大

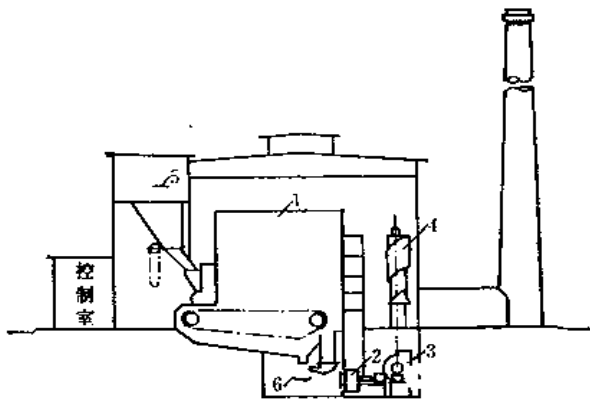


图 13-25 主厂房立面布置(二)

1—锅炉；2—鼓风机；3—引风机；4—除尘器；5—皮带输送机；6—皮带运渣机

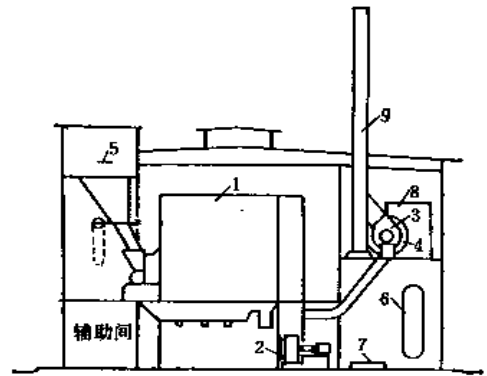


图 13-26 主厂房立面布置(三)

1—锅炉；2—鼓风机；3—引风机；4—除尘器；5—皮带输送机；6—软水器；7—水泵；8—水箱；9—铁烟囱

的方便。另外，由于这种布置风机位于地下室内，可以有效的防止噪声对周围环境的影响。缺点是土方工程量大，土建工程费用高。假如布置能与地形结合起来，减少一些地下工程费用，此种布置将显示出明显的优越性。

我国锅炉结构布置，基本上都是 $\Gamma$ 型、D型、A型布置的，N型结构的锅炉很少，因此，锅炉房的高位布置也很少见，常见的仅通风除尘设备的高位布置，如图13-26。

高位布置的优点是：烟气流向顺，阻力小，布置紧凑，占地少，对于建设用地紧张的中小型锅炉房较适用。设计高位布置时应注意两点：高位布置的风机平台，要与主厂房断开，防止振动；烟气的含硫量不能太高，防止烟气结露腐蚀烟囱。

图13-27是露天、半露天和敞开式锅炉房的立面布置。

露天布置的好处是：有利于排尘、排热、排爆和排除有害气体，节省土建工程费用，有利于抗震。缺点是散热损失较大，维护检修条件较差。露天布置适合于天气炎热的南方，特别是燃油、燃气炉最为合适。对于很小的锅炉房，由于设备条件差，全部集中控制也有困难，而且土建工程费用也不很大，露天布置意义并不很大，采用敞开式更为恰当。

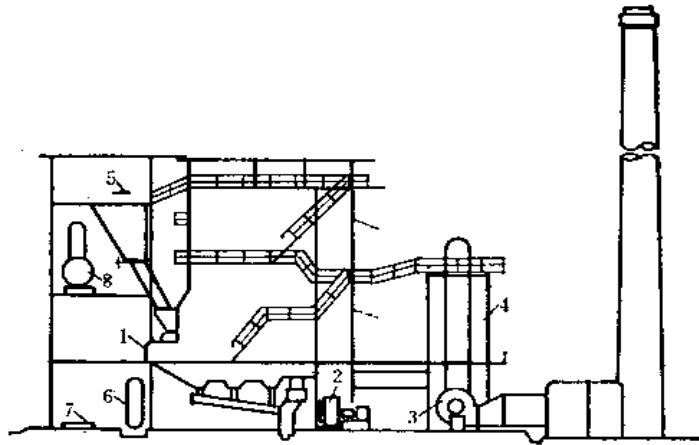
采用露天布置重要的是要搞好三防，即防风、防雨雪、防冻，实现全面集中操作和控制，设法创造较好的检修条件和场地。

图13-28是具有室外集中煤仓的主厂房布置。

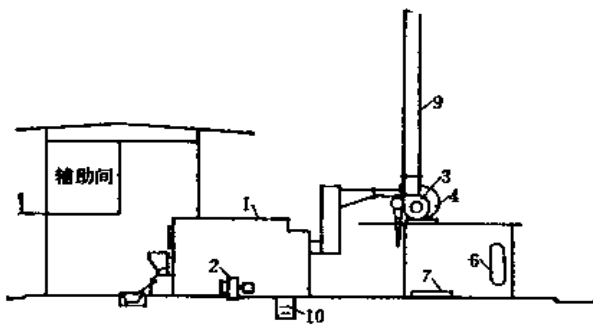
这种布置炉前没有固定大煤仓，只有随炉的金属小煤斗，燃料由室外集中煤仓通过水平行走小车或埋刮板、轻型皮带输送机，运往炉前各煤斗。锅炉自带金属煤斗的贮量较小，但对一般机械类型工厂或采暖用中小锅炉房还是足够安全的。特别适合于单层布置的多台小型锅炉房。

这种布置形式的好处是：省掉了炉前的固定大煤仓及煤仓间框架建筑，锅炉布置没有煤仓位置的约束，锅炉在主厂房内布置的灵活性增大，便于主厂房建筑标准化。另外，运煤系统的平行下移，室外集中大煤斗可以降低到距地坪2.5~3.5米，使得设备系统的运行管理更加方便了。锅炉房的基建费用也显著降低。

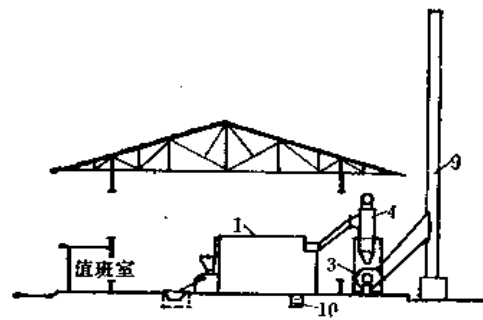
3. 主厂房工艺布置尺寸的确定 工艺设备在主厂房内布置的各部尺寸及主厂房的尺



(a)露天布置



(b)半露天布置



(c)敞开式布置

图 13-27 主厂房立面布置(四)

1—锅炉；2—鼓风机；3—引风机；4—除尘器；5—皮带输送机；6—离子交换器；7—水泵；8—除氧器；9—铁烟囱；10—链式除渣机

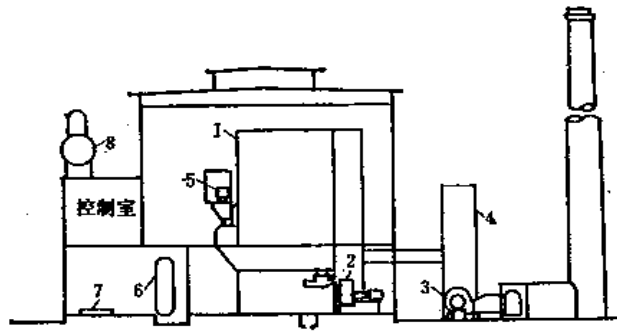


图 13-28 主厂房立面布置(五)

1—锅炉；2—鼓风机；3—引风机；4—除尘器；5—运煤小车；6—离子交换器；7—水泵；8—除氧器

寸，是根据锅炉设备在主厂房内平、立面布置形式和设备运行、维修、防护所必需的空间，并结合厂房建筑统一化模数而确定的。工艺设备周围所需空间，可参照下列各条要求确定：

(1) 锅炉前端或燃烧室凸出部分到锅炉房前墙的距离，不应小于3米；对于炉前需要操作的燃烧室，此距离应大于燃烧室长度2米以上；对于装有链条炉排的锅炉，此距离应保证可以检修炉排；炉前有抽、装管子的锅炉，炉前应保证有更换管子和插灰的位置；炉前有轻便轨道运煤设备时，炉前端或燃烧室前端凸出部分到轻便轨道中心距离，不应小

于4米。

(2) 锅炉前方如装有鼓风机、水泵、仪表箱、操纵台和磅秤等设备时, 必须留有宽度在1.5米以上的通道, 并不应妨碍操作。

(3) 锅炉有侧面操作、检修的通道时, 其宽度应保证操作、检修的需要; 如不需要在锅炉侧面进行操作时, 则锅炉与锅炉侧墙之间或锅炉与锅炉房侧墙之间的距离不应小于1米。锅炉后墙与锅炉房后墙间的通道宽度不应小于1米。锅炉凸出部分(如炉架、下降管等)之间, 锅炉凸出部分与建筑物凸出部分之间以及扶梯、平台之间的通道宽度, 不应小于0.8米。

(4) 锅炉侧墙和后墙与锅炉房侧墙和后墙之间无通道时, 亦应保持70毫米的间隙, 间隙的两端和上部应堵住和盖住。

(5) 锅炉与锅炉之间的平台宜互相连通。平台、扶梯应用不燃烧、防滑的材料制成, 并符合下列要求:

A. 平台的孔隙不应大于 $30 \times 30$ 毫米;

B. 操作平台的宽度不应小于0.8米。其它平台的宽度不应小于0.6米;

C. 扶梯宽度不应小于0.6米, 梯阶宽度不应小于80毫米, 梯阶高度不应大于0.2米, 挡脚板高度不小于0.1米, 栏杆高度不小于1米。

(6) 鼓风机、引风机和水泵等之间通道, 不应小于0.7米; 过滤器和离子交换器前面的操作通道不应小于1.2米。

(7) 锅炉的最高操作地点到锅炉房顶部最低结构的距离, 不应小于2米; 在锅筒、汽包和省煤器上方不需通行时, 则从这些部件到锅炉房顶部最低结构的距离, 不应小于0.7米; 如锅炉房是砖木结构时, 则从这些部件到锅炉房顶部最低结构的距离, 不应小于3米; 快装锅炉及本体较矮的锅炉, 为满足通风要求, 除应符合上述条件外, 锅炉房内总净空, 建议不小于6米, 如采取措施, 可小于此数。

(8) 灰渣斗下部净空, 当人工除渣时, 不应小于1.9米; 机械除渣时, 比灰车再高0.5米; 除灰室通道宽度每边应比灰车宽0.7米。灰渣斗的内壁倾角不宜小于 $55^\circ$ 。

(9) 煤斗贮量及几何尺寸确定见本书运煤除灰部分。煤斗的下底标高除要保证溜煤管的角度不小于 $60^\circ$ 外, 还应考虑炉前采光和检修所要求的高度, 一般高于运行层平台3.5~4米。

(10) 整体安装和部分安装的锅炉及设备上面, 应当考虑安装拆修时, 架设起吊设备的位置和起吊所需的高度。

锅炉设备及周围所需的最小尺寸确定以后, 即可根据每台炉所需的长、宽、高尺寸, 来选择相适应的厂房跨度、柱距、标高。如果锅炉房内各台锅炉型号都相同, 则厂房每个柱距间的尺寸也应相同。如果锅炉型号不同, 应按尺寸较大的炉子来确定厂房各部尺寸。一般, 若不是锅炉尺寸相差太悬殊, 都应取相同的跨距、柱距。若锅炉宽度相差很大, 用相同柱距显得很不合理时, 可以考虑采用变柱距, 但要把相同的柱距放在一侧, 并且把将来可能扩建的柱距放在扩建端。主厂房不宜做两种跨度, 也不宜搞两种下弦标高。根据规定, 锅炉房的柱距, 最好为6米和6米的倍数。如果厂房需加边跨, 可按1.8、2.1、2.4、3米加。厂房的跨度在18米以下, 采用3米的倍数; 大于18米, 按6米的倍数选取; 特殊情况, 可用21、27、33米。厂房层高(除锅炉运转层外)最好为300的倍数。

从土建工程方面来看，希望厂房主体结构采用标准尺寸，因为这样可以减少设计、施工的工作量，可以节省材料，降低造价，同时，工程进度也快。所以，进行主厂房布置时，要尽量采用建筑标准化尺寸。当采用标准尺寸，出现工艺布置不合理，运行、检修不能满足要求时，则应服从工艺要求，并以300毫米为模数进行变化。

## 第七节 对其他专业的要求和协作资料

本节所述的协作资料，是按目前某些设计单位的分工编写的，如分工不同，协作资料内容也就不同。对其他专业的要求，也是指一般情况而言，有特殊要求时应专门提出。

### 一、总 图

(一) 技术要求 对总图专业的技术要求，已在本章第四节内说明。

(二) 协作资料 向总图专业需要提交的协作资料如下：

1. 锅炉房平面图和锅炉房区域布置图，后者由机械化专业提交。
2. 锅炉房年耗煤量及采暖期月耗煤量。如烧重油，则为油之耗量。
3. 锅炉房年灰渣产量及采暖期月灰渣产量。
4. 煤、灰或重油之贮存量及贮存时间。
5. 锅炉房总人数，可按表13-24计算。

锅 炉 房 人 员 编 制

表 13-24

序 号	职 务	班 数	最大班人数	总 人 数	备 注
1	主 任	1			小锅炉房不设
2	技 术 员	1			小锅炉房不设
3	化 验 员	1			可由水处理工兼
4	统 计 员	1			小锅炉房不设
5	司 炉	3			兼管鼓、引风机
6	水 处 理 工	3			兼管水泵
7	燃 料 供 应 工	1~2			
8	除 灰 工	1~2			
9	检 修 工	1			
10	电 工	1			
11	杂 工	1			
12	合 计				

- 注：1. 锅炉房工作人员要根据具体情况统计，如一、二班制的锅炉房除最大班外，其余各班只设少数值班人员。  
 2. 燃料供应工及除灰工根据机械化程度而定。  
 3. 统计员、检修工、电工、杂工如由工厂机动科统一考虑，则不必计入。  
 4. 总人数内应包括一部分女职工，应在协作资料内注明人数。

### 二、土 建

(一) 技术要求 锅炉房工艺设计与土建专业协作关系很密切，对其技术要求，除在本章第六节内已有说明外，还有下述要求：

1. 生产类别为丁类，耐火等级应为1~2级。蒸发量小于4吨/时的燃煤锅炉房，如有困

难可采用3级。

2. 锅炉房至少有两个出入口，分别设在相对的两侧，附近如果有通向消防梯的太平门时，可以只开一个出口。锅炉房炉前总宽度（包括锅炉间的过道在内）不超过12米的单层锅炉房，且锅炉房面积不超过200米<sup>2</sup>的单层厂房，可只开一个出口。

3. 锅炉房通向室外的门应向外开，锅炉房内的工作间或生活间直接通向锅炉间的门应向锅炉间开。

4. 辅助间各层宜有专用的楼梯通向运转层。

5. 出入口的大小最好能考虑各设备的顺利进出，最底层宜有2~3米宽的出入口，否则应考虑利用窗口或墙上预留安装孔以利最大设备搬运。双层布置锅炉房，应在适当的位置设检修吊装孔。

6. 锅炉房的屋顶自重大于120公斤/米<sup>2</sup>时，应开设天窗，或在高出锅炉的墙上开设玻璃窗，开窗面积至少应为全部锅炉所占面积的10%。

7. 锅炉房运煤系统的建筑物内壁应考虑不使积存煤灰。煤斗内表面要求光滑耐磨且为不可燃的材料。

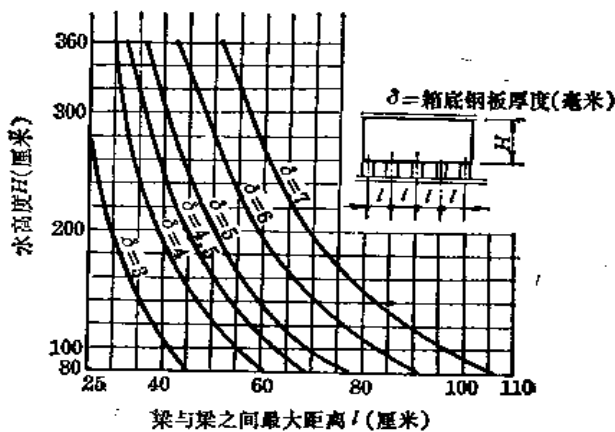


图 13-29 无压矩形水箱支架间距图

8. 锅炉基础应作成整体，不应分开。与楼板相接处，应考虑适应沉降的连接措施。

9. 无压矩形金属水箱支架间距按图13-29查得，圆形的可以参考。

10. 平台、楼板及屋面荷载可参见表13-25。

(二) 协作资料 需要向土建专业提交的协作资料如下：

1. 锅炉房设备布置平、剖面图，附设备表。

2. 设备基础图。

平台、楼板及屋面荷载

表 13-25

序号	名称	标准荷载 (吨/米 <sup>2</sup> )	荷载系数
1	生产操作平台(无放置设备和材料的可能)如过桥、水箱平台	0.2	1.2
2	生产操作平台(有放置设备和材料的可能)如除氧器、减温减压装置、除尘器及主蒸汽管操作平台	0.4	1.2
3	锅炉房运转层楼板	1.2	1.2
4	运煤层楼板	0.3	1.3
5	胶带机头部楼板	1	1.2
6	化验室	0.3	1.2
7	水箱间和水泵间的楼板和屋面	0.5	1.2

注：1. 上表仅供参考，应根据新公布的有关规范进行设计。

2. 上表未计入设备的集中荷载。

3. 锅炉房运转层楼板如分区计算，则炉后部分楼板荷载可比表列数值的量减少。

3. 支承结构的预埋件及预留孔洞图。
4. 荷载表。
5. 人员编制。

### 三、电 气

#### (一) 技术要求

1. 当生产不允许中断供汽时，锅炉房应由两个回路的电源供电。动力电宜以锅炉机组为单位分组配电。

2. 集中控制的鼓风机、引风机和水泵须安装两套控制开关，一套安装在设备附近，一套安装在集中控制屏上，并应有自动、手动两种功能。

3. 锅炉房单台机组的照明和局部照明，应结合运行的需要考虑。仪表盘和水位计处应设局部照明；煤场和灰场均应设置照明；化验室宜用日光灯。

4. 照明装置的电压，应符合下列要求：

(1) 锅炉房照明灯具安装高度离地面或工作平台等工作面低于2.4米时，应有防止触电措施或采用36伏及以下的电压。

(2) 使用携带式行灯，电压不得超过36伏，而在较危险场所（如在锅炉内工作、地位狭窄处、接触大块金属时）使用的携带式行灯，不得超过12伏。因此，一般于下列各处设置12伏插座：锅炉间、风机间、除氧器或水箱间、水处理间、换热站、地下室、运煤廊、碎煤机间、水或油泵间、卷扬机间。

5. 12伏、36伏的插座应与110伏、220伏的插座加以区别。

6. 锅炉房应有保证继续工作用的事故照明，但规模较小的锅炉房也可不设事故照明而代以行灯或手电筒。事故照明一般设于下列各处：锅炉前及锅炉间通道、热工仪表盘及控制盘、锅炉水位计及压力表、水处理间、除氧器或水箱间、风机间、水或油泵间、运煤系统控制室、主要出入口及楼梯间。

7. 锅炉房的照度可参照表13-26。

8. 锅炉房有关各处，可设置单相动力插座，参照表13-27。

锅 炉 房 照 度

表 13-26

序 号	各 部 分 名 称	最低照度 (勒克司)
1	锅炉前、水泵间、除灰室、修理间、水处理间、各种自动装置、油泵间	20
2	工作平台、锅炉之间的通道、煤仓、风机间、除氧器间、水箱间	10
3	走廊和扶梯	5
4	仪表盘、水位计、油位计、锅炉压力表、控制室、化验室	100
5	煤场、灰场	1

动 力 插 座

表 13-27

地 点	锅 炉 间	修 理 间	化 验 室	煤场及灰场
数量(个)	1~2	1~2	1~2	1~2
功率(千瓦/个)	3~4	3~4	1~3	3~5



9. 烟囱应装设避雷针。地面立式油罐应考虑防雷措施。

10. 锅炉房规模较大时，可装设专用电话一门。

11. 锅炉房应装设必需的热工测量仪表。目前工厂运行的实况表明，各厂的差别很大，在设计中必须从具体情况出发，从安全性、合理性、经济性、工人维修水平、供应情况等条件来考虑确定装设哪些。表13-28所列项目供参考，并以SHL20-13型（图13-30、31）及SZP10-13型（图13-32）锅炉示例。

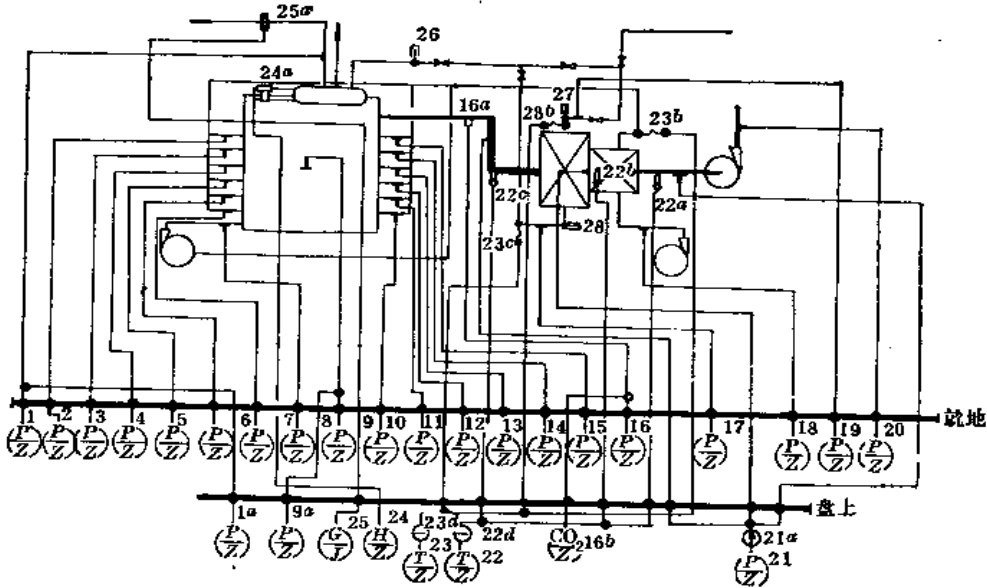


图 13-30 SHL20-13型锅炉热工测量系统图

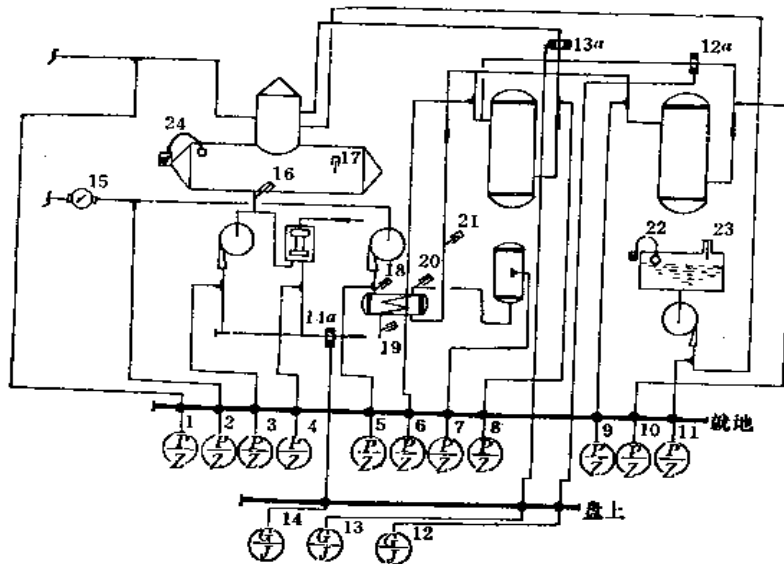


图 13-31 SHL-20-13型锅炉水处理及给水系统热工测量系统图

12. 锅炉房的工艺信号、自动控制和远距离控制，必须能保证安全运行、提高效率和经济实用，下述项目可供设计时参考。

(1) 水位自动调节器可装于蒸发量为2吨/时及以上的锅炉，并在司炉操作地点装有手动控制的给水装置。

(2) 高低水位报警器可装于蒸发量为1吨/时及以上的锅炉。

(3) 热力除氧给水箱一般可有远距离水位指示器及高低水位报警器，设于水处理间及给水泵间。

(4) 热力除氧器应装设蒸汽压力自动调节器及水位自动调节器。

(5) 凝结水泵间的凝结水泵在无人看管的情况下，应考虑水泵有随水箱水位变化的自动控制装置。

(6) 全自动化的移动床水处理设备，应有阀门周期动作的自动控制装置。

(7) 如有特殊要求时，可考虑鼓、引风机的联锁装置，当引风机停止运转时，鼓风机亦停止运转。

热 工 仪 表 装 设

表 13-28

序号	测 量 项 目	安装地点	仪表功能
锅 炉 机 组			
1	锅炉水位	就地、低位	指示
2	蒸汽压力	就地、仪表盘	指示
3	过热蒸汽温度	就地、仪表盘	指示
4	蒸汽流量	仪表盘	记录、积累
5	省煤器进、出口水温	就地、仪表盘	指示
6	省煤器进口水压	就地	指示
7	炉膛烟气压力、锅炉出口烟气压力、空气预热器出口烟气压力、省煤器出口烟气压力、除尘器出口烟气压力	就地、仪表盘	指示
8	省煤器进、出口烟气温度、空气预热器出口烟气温度	就地、仪表盘	指示
9	炉篦下空气压力、鼓风机出口空气压力	就地、仪表盘	指示
10	空气预热器空气进、出口温度	就地、仪表盘	指示
11	二次风压力	就地、仪表盘	指示
12	二氧化碳含量	仪表盘	指示
13	煤 量	仪表盘	指示、积累
水 泵			
1	水泵出口水压	就地	指示
2	蒸汽给水泵进口汽压	就地	指示
离 子 交 换 器			
1	离子交换器进、出口水压	就地	指示
2	软水总流量	就地	指示、积累
机 械 过 滤 器			
1	机械过滤器进、出口水压	就地	指示
热 力 除 氧 器			
1	除氧器进口水温	就地	指示
2	除氧器内压力	就地	指示
3	除氧水箱水位	就地	指示

续表

序号	测 量 项 目	安 装 地 点	仪 表 功 能
4	除氧水箱水温	就 地	指 示
	解 析 除 氧 器		
1	除氧水泵出口水温	就 地	指 示
2	喷射器前水压	就 地	指 示
3	喷射器前气压	就 地	指 示
4	除氧水箱水位	就地、低位	指 示
5	除氧水箱水温	就地、低位	指 示
	钢 屑 除 氧 器		
1	除氧器进口水温	就 地	指 示
2	除氧器进、出口水压	就 地	指 示
	换 热 器		
1	换热器进口汽压	就 地	指 示
2	换热器进、出口水温	就 地	指 示
3	换热器进、出口水压	就 地	指 示
	连 续 排 污 膨 胀 器		
1	连续排污膨胀器压力	就 地	指 示
2	针形阀前压力	就 地	指 示
3	排污水温	就 地	指 示
	锅 炉 房 总 体		
1	蒸汽母管总流量	就 地	记 录、积 累
2	蒸汽母管压力	就 地	指 示
3	上水管总流量	就 地	积 累
4	上水总管水温	就 地	指 示
	燃 油 锅 炉		
1	贮油罐油温、油位	就 地	指 示
2	加热器进、出口油温	就 地	指 示
3	加热器进口汽压	就 地	指 示
4	油泵进口油温、进出口油压	就 地	指 示
5	过滤器进、出口油压	就 地	指 示
6	喷嘴进口油压	就 地	指 示
7	蒸汽雾化时, 喷嘴进口汽压	就 地	指 示
8	空气雾化时, 喷嘴进口气压	就 地	指 示

注: 表列项目可供提电气协作资料之参考, 提资料时应提出各测点参数。安装地点亦应根据实际需要确定。

SHL20-13型锅炉热工测量系统仪表选定

表 13-29

序 号	测 点		仪 表 名 称 与 规 格	型 号	备 注
	名 称	参 数			
1	锅炉蒸汽出口压力	13公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-150	
1a	锅炉蒸汽出口压力	13公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-150T	
2~7	一次进风管压力	100~120毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~300毫米水柱	BY	

续表

序 号	测 点		仪表名称与规格	型 号	备 注
	名 称	参 数			
8	二次送风总管压力	400毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~600毫米水柱	BY	
9	炉膛负压	-6毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~±100毫米水柱	BY	
9a	炉膛负压	-6毫米水柱	膜式微压计, 刻度-20~+20毫米水柱	MWXY -I	
10~15	一次进风管压力	100~120毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~300毫米水柱	BY	
16	烟气中CO <sub>2</sub>	20%	热导式气体分析器, 刻度0~20%	RD-2	
16a	烟气中CO <sub>2</sub>		采样器		与RD-2成套供应
16b	烟气中CO <sub>2</sub>		圆图记录仪(电子电位差计), 刻度0~20%	EWY-1002	与RD-2成套供应
17	省煤器后进水压力	16公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100 BY	
18	送风机出口压力	217毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~300毫米水柱		
19	省煤器前进水压力	16公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
20	引风机出口压力	160毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~300毫米水柱	BY	
21	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气负压	-40、-60、-90毫米水柱	膜式微压计, 刻度-120~+120毫米水柱	MWXY -I	
21a	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气负压		气体切换阀(三路)		与MWXY-I配套用
22	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气温	385°C、265°C 170°C	动圈式温度指示仪, 刻度0~600°C, 外电阻15欧分度号EA	XCZ-101	
22a	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气温		镍铬——铸铜热电偶, 分度号EA	WREA-110	总长度按具体情况
22b	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气温		镍铬——铸铜热电偶, 分度号EA	WREA-110	总长度按具体情况
22c	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气温		镍铬——铸铜热电偶, 分度号EA	WREA-110	总长度按具体情况

续表

序 号	测 点		仪表名称与规格	型 号	备 注
	名 称	参 数			
22d	省煤器前、省煤器与预热器间、预热器后烟气温		电气切换开关(四点)		与XCZ-101配套用
23	预热器后空气、进、出省煤器水温	135°C、104°C、150°C	动圈式温度指示仪, 刻度0~200°C, 外电阻15欧分度号B <sub>A1</sub>	XCZ-102	
23a	预热器后空气、进、出省煤器水温		铂热电阻, 分度号B <sub>A1</sub>	WZB	插入深度按具体情况
23b	预热器后空气、进、出省煤器水温		铂热电阻, 分度号B <sub>A1</sub>	WZB	插入深度按具体情况
23c	预热器后空气、进、出省煤器水温		铂热电阻, 分度号B <sub>A1</sub>	WZB	插入深度按具体情况
23d	预热器后空气、进、出省煤器水温		电气切换开关(四点)		与XCZ-102配套用
24	锅炉汽包水位	±100毫米水柱	波纹管差压计, 刻度±300毫米水柱	CWC-280	
24a	锅炉汽包水位		平衡容器		与CWC-280配套用
25	蒸汽流量	20吨/时	波纹管差压计, 刻度25吨/时	CWC-610	
25a	蒸汽流量		标准环室孔板	BB-25	与CWC-610配套用
26	锅炉进水温度	150°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~200°C	WNG-11	尾长按具体情况
27	进省煤器水温	104°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~200°C	WNG-11	尾长按具体情况
28	出省煤器水温	150°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~200°C	WNG-11	尾长按具体情况
29	煤量计			DXM-02型	指示、积累

(8) 燃油锅炉喷嘴前应装自动控制阀, 当炉膛熄火或风机因故障停止运转时, 自动切断油源, 并发出信号(灭火保护装置)。

(9) 连续运煤系统的各运煤机械之间, 应有电气联锁, 当其中某一机械停止工作时, 装在前面(按煤的流向)的全部机械能自动停止工作。起动时, 最后的设备先起动, 依次进行到最前的设备。停止时, 控制方向相反。

(10) 连续运煤系统应集中遥控, 在集中控制室与运煤系统各部分如运煤廊、碎煤机间、受煤斗间等处, 互有音响信号联络。信号在控制室发出, 上述各处接收, 并在各机械处装就地控制开关。

(11) 单斗滑轨运煤系统等间歇式的装置中, 应设终端限位开关及事故停车装置, 以保证安全。

SHL20-13型锅炉水处理及给水系统热工测量仪表选定

表 13-30

序 号	测 点		仪表名称与规格	型 号	备 注
	名 称	参 数			
1	除氧器进口蒸汽压力	1.2公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~2.5公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
2	上水管压力	3公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~6公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
3	给水泵出口压力	18公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
4	给水泵出口压力	18公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
5	加压泵出口压力	5公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~10公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
6	离子交换器进出口压力	5公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~10公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
7	膨胀箱压力	2公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~4公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
8,9,10	离子交换器进出口压力	5公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~10公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
11	凝结水泵出口压力	3公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~6公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100	
12	一级离子交换器出口流量		波纹管差压计	CWC-272	
12 <sup>a</sup>	一级离子交换器出口流量		标准环室孔板	BB10	与CWC-272配套用
13	二级离子交换器出口流量		波纹管差压计	CWC-272	
13 <sup>a</sup>	二级离子交换器出口流量		标准环室孔板	BB10	与CWC-272配套用
14	给水总管流量		波纹管差压计	CWC-272	
14 <sup>a</sup>	给水总管流量		标准环室孔板	BB10	与CWC-272配套用
15	上水流量		叶轮湿式水表	LXS	
16	给水泵进口水温度	104°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~150°C	WNG-11	尾长按具体情况
17	除氧水箱水温度	104°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~150°C	WNG-11	尾长按具体情况
18	加压水泵出口水温度	10°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~50°C	WNG-11	尾长按具体情况
19	加热器热水出口温度	30°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~50°C	WNG-11	尾长按具体情况
20	加热器热水进口温度	130°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~200°C	WNG-11	尾长按具体情况
21	加热器生水出口温度	15°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~50°C	WNG-11	尾长按具体情况
22	凝结水池水位		浮标式液面计	FQ-II	
23	凝结水池水温度	70~95°C	工业内标式玻璃水银温度计, 刻度0~100°C	WNG-11	尾长按具体情况
24	除氧水箱水位		浮标式液面计	FQ-1	

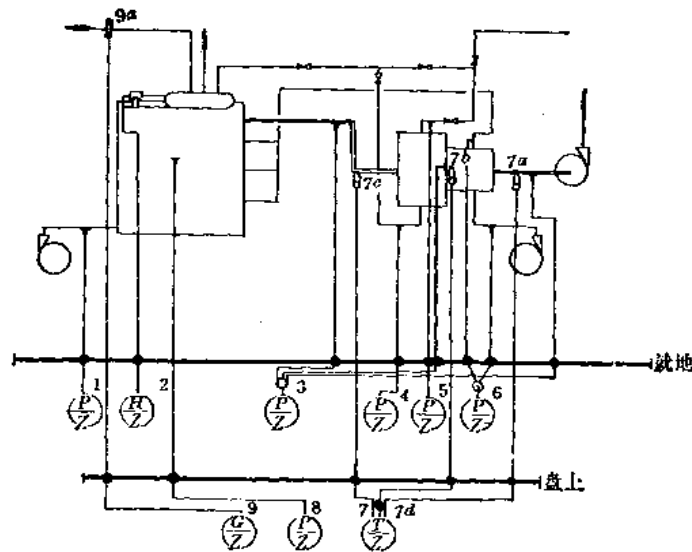


图 13-32 SZP10-13型锅炉热工测量系统图

SZP10-13型锅炉热工测量系统仪表选定

表 13-31

序号	测 点		仪表名称与规格	型 号	备 注	
	名 称	参 数				
1	二次鼓风出口压力	400毫米水柱	U形管压力计, 刻度0~600毫米水柱	BY	由锅炉本体附带	
2	锅炉汽包水位					
3	省煤器前后、空气预热器后烟气压力	-40、-60、-80毫米水柱	玻璃管吸力计(多管), 刻度0~-250毫米水柱	ZY-3		
4	省煤器进口水压力	15公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100		
5	省煤器出口水压力	14.5公斤/厘米 <sup>2</sup>	弹簧管压力表, 刻度0~25公斤/厘米 <sup>2</sup>	Y-100		
6	空气预热器进出口空气压力		玻璃管压力计(多管), 刻度0~250毫米水柱	YY-2		
7	省煤器前后、空气预热器出口烟气温度	350°C、250°C、170°C	动圈式温度指示仪, 刻度0~600°C, 分度号EA	XCZ-101		
7a、7b、7c	省煤器前后、空气预热器出口烟气温度		镍铬-铸铜热电偶, 分度号EA	WRFA-110		总长按具体情况 与XCZ-101配套用
7d	省煤器前后、空气预热器出口烟气温度		电气切换开关(四点)			
8	炉膛负压	-4毫米水柱	膜式微压计, 刻度-20~+20毫米水柱	MWXY-1		
9	蒸汽流量	10吨/时	波纹管差压计, 刻度0~12.5吨/时	CWC-272		
9a	蒸汽流量		标准环室孔板	BB25		

(12) 热水锅炉要求循环水泵起动后,方可启动炉排投入运行,反之,当炉排停运,循环水泵尚应继续运行一段时间,以防止炉水汽化。

(二) 协作资料 向电气专业提交的协作资料如下:

1. 锅炉房平、剖面布置图,附设备表。
2. 锅炉房管道系统图,上面注明热工测量仪表测点位置,附热工仪表装设表。
3. 用电设备表,内容包括电机型号、规格、台数及是否备用或经常使用。
4. 照明、自动控制、信号、通讯联系等具体要求。

#### 四、采 暖 通 风

(一) 技术要求 在本节内除介绍有关技术要求外,还提出一些计算方法及近似数值,可供提资料时参考。

1. 锅炉房是否需要开设天窗,应根据对土建技术要求之规定并考虑通风的需要来确定。

2. 锅炉房的通风,主要靠自然通风排除余热,在下列地点可根据需要设置机械通风:司炉操作处、除氧器间、地下凝结水箱间、水泵间、除灰室。

3. 在采暖地区的锅炉间、水处理间、水泵间等由于经常有人停留,应保持不低于 $+16^{\circ}\text{C}$ 的室内温度。

4. 生活间的室内温度按采暖标准规定设计。

5. 在采暖地区下列地点的温度不应低于 $+5^{\circ}\text{C}$ :水箱间、风机间、封闭的运煤廊、除灰间。

6. 在寒冷地区,运煤或除灰用小车时,在小车出入口处宜设门斗。

7. 在锅炉房操作人员经常停留的地方,夏季不应高出通风室外计算温度 $+5^{\circ}\text{C}$ 。

8. 锅炉房附属设备表面散热量可按下式计算:

$$Q_1 = F\alpha(t_2 - t_1) \quad \text{千卡/时} \quad (13-39)$$

式中  $Q_1$ ——设备表面散热量,千卡/时;

$F$ ——设备表面积,米<sup>2</sup>;

$\alpha$ ——设备表面放热系数,在室内无风的情况下, $\alpha \approx 10$ 千卡/米<sup>2</sup>·时· $^{\circ}\text{C}$ ;

$t_2$ ——设备表面温度,取 $40 \sim 60^{\circ}\text{C}$ ;

$t_1$ ——室内温度, $^{\circ}\text{C}$ 。

9. 锅炉表面散热量,可按本书第一章内所述计算。如缺少必要的资料,可按表13-32查取。

10. 一、二次风机总吸风量,可按本书第二章内所述计算。如缺少必要的资料,可按表13-32查取。

(二) 协作资料 需要向采暖通风提交的协作资料如下:

1. 锅炉房平、剖面图,附设备表。
2. 锅炉表面散热量,冬夏季锅炉运行台数,附属设备表面散热量。
3. 电动机台数、功率,备用抑经常用。

4. 一、二次风机总吸风量(如为室外布置或吸室外空气则此项不提),供考虑锅炉间补充采暖热量用。



锅炉表面散热量和风机总吸风量

表 13-32

锅炉额定蒸发量 (吨/时)	锅炉热效率(%)		散热损失 (%)	锅炉表面散热量 (千卡/时)	风机总吸风量(米 <sup>3</sup> /时)	
	燃 煤	燃 油			燃煤(层燃)	燃 油
1	50~75	80			1500~2260	1080
1.5	50~75	80			2270~3400	1610
2	60~75	80	3.5	51000~63000	3100~3800	2200
4	75~80	>80	2.9	78000~84000	5600~6100	4300
6.5	75~80	>80	2.2	95000~105000	9200~9800	7000
10	75~80	>80	1.7	115000~125000	14100~15100	10800
20	75~80	>80	1.3	175000~187000	28300~31000	21500

注：1. 表列数值可供提协作资料之用，不能作为选择风机或设计改装锅炉的根据。  
2. 锅炉效率较低者取较高值，反之亦然。燃煤锅炉总吸风量包括一、二次风机。  
3. 燃煤粉时，可近似地取燃油之值。

### 五、上 水 下 水

(一) 技术要求 在本节内除提出技术要求外，还介绍一些计算方法和近似数值，可供参考。

1. 工业锅炉房一般均以工厂上水作为补水水源，如欲利用压缩空气站或其它车间的冷却排水时，必须注意其污染程度，特别是含油量不能超过锅炉给水水质指标，否则必须除油。

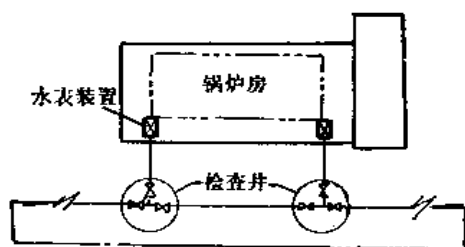


图 13-33 锅炉房上水入口示意图

2. 对供热有特殊要求的锅炉房，宜敷设两条进水管，分别由两条干管或环形管网的不同管段接入，环形管网的两接管间应设经常处于开启状态的阀门，见图13-33。

3. 锅炉房上水入口处的水压应满足水处理系统的需要，一般不低于2~3公斤力/厘米<sup>2</sup>，否则应设置加压泵。

4. 锅炉房的锅炉排污水如超过40°C时，一般应先冷却至40°C以下方可排至下水道，可先排至排污降温池经降温后再排出。

5. 锅炉房的废水最高排放浓度为pH值6~9，否则应预处理或由工厂统一处理。

6. 锅炉房应设有消火栓，消防用水可以利用锅炉房的上水管，但要考虑生产及生活用水量达到最大流量时仍能满足消防用水。

7. 煤场应设置消火栓，灰场宜设置浇灰水管，湿式除灰时可不设。

8. 锅炉房的小时最大耗水量、小时平均耗水量、昼夜耗水量及排水量，应根据具体情况分析计算，下述方法供设计时参考。有的工厂还要按冬夏季分别计算。

蒸汽锅炉补给水量 $G_1$ 可按锅炉房设备最大产汽量加锅炉的排污量，再扣除凝结水量进行计算。

热水管网循环水量的补给水量 $G_2$ 可按循环水量的1%进行计算。

$$G_2 = 0.01 \times \text{热水管网循环水量} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (13-40)$$

引风机轴承冷却水量 $G_3$ 可按每台引风机每小时耗水量0.5米<sup>3</sup>进行计算。

$$G_3 = 0.5 \times \text{引风机运行台数} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (13-41)$$

抛煤机及炉排轴冷却水量 $G_4$ 可按每台锅炉每小时耗水量 $0.5\text{米}^3$ 进行计算。

$$G_4 = 0.5 \times \text{锅炉运行台数} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (13-42)$$

连续排污一般均经过热交换器用上水冷却后排出，上水升温后进入水处理系统，这样冷却水量可以不计。

定期排污之冷却水量一般为排污量的3~4倍，计算公式如下：

$$G_5 = \frac{D_p'(t_p - 40)}{40 - t_0} \approx 3 \sim 4D_p \quad \text{米}^3/\text{次} \cdot \text{台} \quad (13-43)$$

式中  $G_5$ ——定期排污冷却水量， $\text{米}^3/\text{次} \cdot \text{台}$ ；

$D_p$ ——定期排污量， $\text{米}^3/\text{次} \cdot \text{台}$ ；

$D_p'$ ——定期排污在排污降温池内经扩散后的污水量， $\text{米}^3/\text{次} \cdot \text{台}$ ；

$t_p$ ——扩散后的排污水温度，可取 $100 \sim 120^\circ\text{C}$ ；

$t_0$ ——冷却水温度，可取 $10 \sim 20^\circ\text{C}$ ；

40——允许排入下水道的水温， $^\circ\text{C}$ 。

定期排污一般每班一次，每台锅炉的排污时间约为 $0.5 \sim 5$ 分，小锅炉只有一个排污阀，时间就短，大锅炉排污阀多，依次开关时间就长。排污降温池可先贮满冷水，然后放入排污水，再补充冷水，这样可避免冷却水的瞬时流量过大。

水处理系统的耗水量，应根据不同的水处理系统计算，见本书第四章。在常用的固定床钠离子交换系统，要算出：

配制盐溶液耗水量 $G_6$ ， $\text{米}^3/\text{次}$ ；

反洗离子交换器耗水量 $G_7$ ， $\text{米}^3/\text{次}$ ，并折算为 $\text{米}^3/\text{时}$ ，如有反洗水箱，可不折算。

正洗离子交换器耗水量 $G_8$ ， $\text{米}^3/\text{次}$ ，并折算为 $\text{米}^3/\text{时}$ 。

常用的固定床钠离子交换器自用耗水量见表13-33，供提协作资料参考。

固定床钠离子交换器自用耗水量

表 13-33

交换器直径(毫米)	交换器面积(米 <sup>2</sup> )	出力(米 <sup>3</sup> /时)	磺化煤层高(米)	磺化煤体积(米 <sup>3</sup> )	磺化煤重量(公斤)	反洗耗水量(米 <sup>3</sup> /次)	正洗耗水量(米 <sup>3</sup> /次)	溶盐耗水量(米 <sup>3</sup> /次)	耗盐量(公斤/次)	小时最大耗水量(米 <sup>3</sup> /时)
500	0.196	2	1.5	0.29	175	0.7	1.14	0.246	19.7	1.37/2.82
750	0.441	4.5	1.5	0.66	400	1.58	2.57	0.56	45	3.08/6.32
1000	0.785	8	2	1.57	940	2.83	4.58	1.25	107	5.5/11.3
1500	1.77	17.5	2	3.54	2100	6.38	10.3	3	240	12.4/25.5
2000	3.14	55	2.5	7.88	4700	11.30	18.3	6.7	535	22/45.2

注：小时最大耗水量，分子按正洗计算，分母按反洗计算，无反洗水箱时，应按反洗计算提资料，有反洗水箱时，按正洗计算提资料。

阳离子交换树脂冲洗耗水量，按每米<sup>3</sup>每次(1~1.5小时)用水5~8吨来估算。

化验冷却水量 $G_9$ 可按每班耗水量 $0.3 \sim 0.5\text{米}^3$ 进行计算。

浇灰耗水量 $G_{10}$ 可按每吨灰 $0.3 \sim 0.5\text{米}^3$ 进行计算。

锅炉房小时最大耗水量 $G_{\max}$ 可按下式计算：

$$G_{\max} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + G_7 \text{ (或 } G_8) \times \text{同时反 (或正) 洗台数} \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (13-44)$$

上式的应用条件限于使用抛煤机及固定床钠离子交换系统的锅炉房，否则应按具体情况

况计算。锅炉房的小时最大耗水量的出现情况比较复杂，上式中认为 $G_1$ 、 $G_2$ 、 $G_3$ 、 $G_4$ 、 $G_5$ （或 $G_6$ ）是可能同时耗水的设备，其余耗水设备能和最大耗水量出现时刻错开，因此未予计入。在设计时，应具体分析情况计算，譬如锅炉房尚有对外供应软水的任务，且不能和最大耗水量出现的时刻错开，则也应计入。

锅炉房小时最大排水量包括 $G_3$ 、 $G_4$ 、 $G_7$ 和连续排污量。

锅炉房昼夜耗水量应根据锅炉房的工作班次、运行台数，将 $G_1$ 至 $G_{10}$ 各项分别计算，求其总和。

锅炉房小时平均耗水量 $G_{pj}$ 为

$$G_{pj} = \frac{G}{24} \text{ 米}^3/\text{时} \quad (13-45)$$

式中  $G$ ——昼夜耗水量， $\text{米}^3/\text{昼夜}$ 。

(二) 协作资料 需要向上水下水专业提交的协作资料如下：

1. 锅炉房平、剖面图，附设备表。
2. 锅炉房小时最大耗水量、小时平均耗水量和昼夜耗水量
3. 锅炉房小时最大排水量。
4. 上下水管出入口位置、标高及管径。
5. 上水水质要求及水压等。
6. 排水参数如排污水温度等；排污次数及每次排污量。

## 六、运煤除灰

锅炉房的运煤除灰，多由锅炉房工艺设计人员设计，假使由专业人员设计，则应提出技术要求和协作资料。

(一) 技术要求 见本书第八章有关部分。

(二) 协作资料 需要向运煤除灰专业提交的协作资料如下：

1. 锅炉房平、剖面图。
2. 原煤的粒度及锅炉对粒度的要求。
3. 锅炉房小时最大耗煤量、最冷月昼夜耗煤量。
4. 锅炉房小时最大灰渣产量、最冷月昼夜灰渣产量。
5. 锅炉房工作班次；要求上煤班次。

## 七、技术经济

需要向技术经济专业提交的协作资料如下：

1. 设备及管道材料明细表；
2. 有关说明。

## 第八节 锅炉房设计计算及布置示例

### 一、设计计算示例

此例所示只限锅炉房整体设计及有关各专业协作资料部分，至于锅炉房内各辅助设备

的选择计算，可见本书有关各章节。

(一) 已知条件 有一机械制造厂建于华北某地区，设计确定建一集中锅炉房，满足生产及采暖通风用热需要，供热介质为蒸汽。

1. 热负荷资料 (以蒸汽量表示)

采暖最大热负荷	5.5吨/时	用表面换热器转换为热水采暖，换热效率忽略未计，凝结水全部返回
通风最大热负荷	3.5吨/时	回水量70%
生产最大热负荷	5.6吨/时	回水量50%
生产平均热负荷	3.7吨/时	
生活最大热负荷	1.22吨/时	回水量0

2. 煤质资料 燃用大同烟煤

低位发热量 $Q_{\text{低}}$	6000千卡/公斤
灰分 $A'$	12%

其余各项略

3. 水质资料

总硬度	3.2毫克当量/升
暂时硬度	1.8毫克当量/升
永久硬度	1.4毫克当量/升

其余各项略

4. 气象资料

采暖期总天数	120天
采暖室外计算温度	-12°C
通风室外计算温度	-6°C
采暖期室外平均温度	-1°C
采暖室内计算温度	18°C

其余各项略

5. 工作班次 三班制

(二) 设计计算

1. 最大计算热负荷 (锅炉自用蒸汽较少未计入)

$$\text{最大计算热负荷} = 1.15 \times (5.5 + 3.5 + 0.8 \times 5.6 + 0.5 \times 1.22) = 16.2 \text{吨/时}$$

$$\text{夏季最大计算热负荷} = 1.15 \times (0.8 \times 5.6 + 0.5 \times 1.22) = 5.85 \text{吨/时}$$

2. 平均热负荷

$$\text{采暖系数} = \frac{18 - (-1)}{18 - (-12)} = 0.634$$

$$\text{采暖平均热负荷} = 0.634 \times 5.5 = 3.48 \text{吨/时}$$

$$\text{通风系数} = \frac{18 - (-1)}{18 - (-6)} = 0.79$$

$$\text{通风平均热负荷} = 0.79 \times 3.5 = 2.76 \text{吨/时}$$

$$\text{生产平均热负荷} = 3.7 \text{吨/时}$$

$$\text{生活平均热负荷} = \frac{1}{8} \times 1.22 = 0.152 \text{吨/时}$$

$$\text{锅炉房平均热负荷} = 1.15 \times (3.48 + 2.76 + 3.7 + 0.152) = 11.5 \text{吨/时}$$

夏季平均热负荷 $=1.15 \times (3.7 + 0.152) = 4.43$ 吨/时

根据以上负荷计算及分析, 选用三台SHL-6-13型蒸汽锅炉, 夏季只运行一台。

### 3. 全年热负荷

采暖年热负荷 $=24 \times 120 \times 3.48 = 10000$ 吨/年

通风年热负荷 $=24 \times 120 \times 2.76 = 7960$ 吨/年

生产年热负荷 $=24 \times 306 \times 3.7 = 27200$ 吨/年

生活年热负荷 $=24 \times 306 \times 0.152 = 1115$ 吨/年

锅炉房年热负荷 $=1.15 \times (10000 + 7960 + 27200 + 1115) = 53200$ 吨/年

### 4. 锅炉房耗煤量

年耗煤量 $=\frac{1.2 \times 53200 \times (666 - 104)}{6000 \times 80} \times 100 = 7480$ 吨/年

小时最大耗煤量 $=\frac{16.2 \times (666 - 104)}{6000 \times 80} \times 100 = 1.9$ 吨/时

最冷月昼夜耗煤量 $=20 \times 1.9 = 38$ 吨/昼夜

最冷月耗煤量 $=30 \times 38 = 1140$ 吨/月

### 5. 锅炉房灰渣产量

年灰渣产量 $=7480 \times \left( \frac{12}{100} + \frac{6 \times 6000}{8100 \times 100} \right) = 1230$ 吨/年

小时最大灰渣产量 $=1.9 \times \left( \frac{12}{100} + \frac{6 \times 6000}{8100 \times 100} \right) = 0.312$ 吨/时

最冷月昼夜灰渣产量 $=38 \times \left( \frac{12}{100} + \frac{6 \times 6000}{8100 \times 100} \right) = 6.25$ 吨/昼夜

最冷月灰渣产量 $=38 \times 30 \times \left( \frac{12}{100} + \frac{6 \times 6000}{8100 \times 100} \right) = 187.5$ 吨/月

6. 锅炉表面散热量及一、二次风机总吸风量 在冬季锅炉房有三台锅炉同时运行, 根据表13-32查得每台锅炉之外表散热量为100000大卡/时; 一、二次风机总吸风量为9500米<sup>3</sup>/时, 故

总散热量 $=100000 \times 3 = 300000$ 千卡/时

总吸风量 $=9500 \times 3 = 28500$ 米<sup>3</sup>/时

如吸室外空气, 则总吸风量不计。

7. 水处理设备选择及耗水量计算 水处理设备之设计计算, 可详见本书第四章, 此处主要说明耗水量的计算。

生产用热回水量 $=5.6 \times 0.8 \times 50\% = 2.24$ 米<sup>3</sup>/时

采暖用热回水量 $=5.5 \times 100\% = 5.55$ 米<sup>3</sup>/时

通风用热回水量 $=3.5 \times 70\% = 2.45$ 米<sup>3</sup>/时

生活用热回水量 $= 0$

锅炉房凝结水损失 $=16.2 - (2.24 + 5.5 + 2.45) = 6.01$ 米<sup>3</sup>/时

占给水量的百分比 $=\frac{6.01}{16.2} \times 100 = 37.1\%$

按炉水的容许碱度计算锅炉连续排污率:

$$\text{锅炉连续排污率} = \frac{0.371 \times 1.8}{14 - 0.371 \times 1.8} \times 100 = 5.01\%$$

$$\text{连续排污水损失} = 16.2 \times 5.01\% = 0.81 \text{米}^3/\text{时}$$

若定期排污量、连续排污膨胀器的二次蒸汽量、热力除氧用汽的回水量均忽略不计，则  
 水处理设备生产能力 =  $1.25 \times (6.01 + 0.81) = 8.53 \text{米}^3/\text{时}$

根据水质资料采用固定床钠离子交换系统，以磺化煤为软水剂。计算结果：

$$\text{离子交换器数目} = 2$$

$$\text{离子交换器直径} = 1 \text{米}$$

$$\text{每昼夜还原总次数} \leq 2$$

$$\text{反洗耗水量} = 2.83 \text{米}^3/\text{次}$$

$$\text{每昼夜反洗耗水量} = 2.83 \times 2 = 5.66 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{正洗耗水量} = 4.58 \text{米}^3/\text{次}$$

$$\text{每昼夜正洗耗水量} = 4.58 \times 2 = 9.16 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{溶盐耗水量} = 1.35 \text{米}^3/\text{次}$$

$$\text{每昼夜溶盐耗水量} = 1.35 \times 2 = 2.7 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{离子交换器小时最大耗水量} = 5.5/11.3 \text{米}^3/\text{时} \text{ (正洗/反洗)}$$

因设有反洗水箱，故应按正洗水量计算，即为  $5.5 \text{米}^3/\text{时}$

#### 8. 定期排污量

每台次定期排污量按汽包水位下降0.1米计算，汽包直径为1米，长3.5米，则

$$\text{每台次定期排污量} = 1 \times 3.5 \times 0.1 = 0.35 \text{米}^3/\text{台} \cdot \text{次}$$

$$\text{每昼夜定期排污量} = 0.35 \times 3 \times 3 = 3.15 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{冷却水量} = 0.35 \times 4 = 1.4 \text{米}^3/\text{台} \cdot \text{次}$$

$$\text{每昼夜冷却水量} = 3.15 \times 4 = 12.6 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

#### 9. 其它耗水量

$$\text{引风机轴承冷却水量} = 0.5 \times 3 = 1.5 \text{米}^3/\text{时}$$

$$\text{每昼夜引风机轴承冷却水量} = 1.5 \times 24 = 36 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{抛煤机冷却水量} = 0.5 \times 3 = 1.5 \text{米}^3/\text{时}$$

$$\text{每昼夜抛煤机冷却水量} = 1.5 \times 24 = 36 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{化验冷却水量} = 0.5 \text{米}^3/\text{班}$$

$$\text{每昼夜化验冷却水量} = 0.5 \times 3 = 1.5 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

$$\text{浇灰水量} = 0.5 \times 6.25 = 3.13 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

#### 10. 锅炉房耗水量及排水量

$$\text{锅炉房小时最大耗水量} = 8.53 + 1.5 + 1.5 + 5.5 = 17.03 \text{米}^3/\text{时}$$

$$\text{锅炉房每昼夜耗水量} = 8.53 \times 20 + 36 + 36 + 12.6 + 3.15 + 2.7 + 9.16 + 1.5 + 3.13 = 275 \text{米}^3/\text{昼夜}$$

上式中20系指每昼夜按20小时计算，是近似值，又因设有反洗水箱，故不计入反洗水量。

$$\text{锅炉房小时最大排水量} = 1.5 + 1.5 + 11.3 + 0.81 = 15.11 \text{米}^3/\text{时}$$

## 二、设计布置示例

本节介绍的布置示例，原选自各单位比较典型的施工图，一般较好，但也有局限性，并非为处处可取的理想设计。这里列出的主要目的是介绍几个实际布置形式，供设计者在制定工艺系统和布置方案时参考。必须指出的是现在处在产品更新换代时期，产品种类之多，变化之快，示例是很难及时反映的，也不可能面面俱到。所以设计者在选定较好的设计方案同时，还必须根据不同的时间地点，选择最适合的、工艺性能好、效率高的新产品、新设备，不能被示例所局限。

图中设备编号与设备表中一致。

(一) 三台KZL4-13型锅炉房 锅炉房装有卧式快装链条锅炉 KZL4-13型三台，其中一台烧蒸汽，一台烧热水，一台可烧蒸汽也可烧热水。热水温度设计规定为 110-70°C。

三台KZL4-13型锅炉房设备

表 13-34

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	蒸汽锅炉 KZL4-13型 蒸发量=4吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	3
2	鼓风机 4-72 №4A 风压=204~134毫米水柱 风量=4020~7420米 <sup>3</sup> /时 电动机7.5千瓦	3
3	引风机 Y4-68 №9D 风压=199毫米水柱 风量=22623米 <sup>3</sup> /时 电动机 22千瓦	3
4	双级蜗旋除尘器	3
5	螺旋除渣器 φ380	3
6	分汽缸 φ250	1
7	软水箱 容积=5米 <sup>3</sup>	1
8	给水箱 容积=5米 <sup>3</sup>	1
9	除污器 φ125	1
10	汽动给水泵 QB-3型 流量=3~6米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1
11	电动给水泵 1-1/2GC-7型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=161米 电动机7.5千瓦	1
12	补给水泵 1W-0.9型 流量=1米 <sup>3</sup> /时 扬程=37米 电动机 1.7千瓦	2
13	循环水泵 3BA-9型 流量=30米 <sup>3</sup> /时 扬程=35.5米 电动机 7千瓦	3
14	胶带输送机 带宽=500毫米 带速=0.8米/秒 电动机 4千瓦	1
15	斗式提升机 D250型 电动机2.8千瓦	1
16	双齿辊破碎机 φ450×500 破碎量=20吨/时 电动机 8千瓦	1
17	槽形给料机 №4 700×1460 输送量=20米 <sup>3</sup> /时 电动机2.8千瓦	1





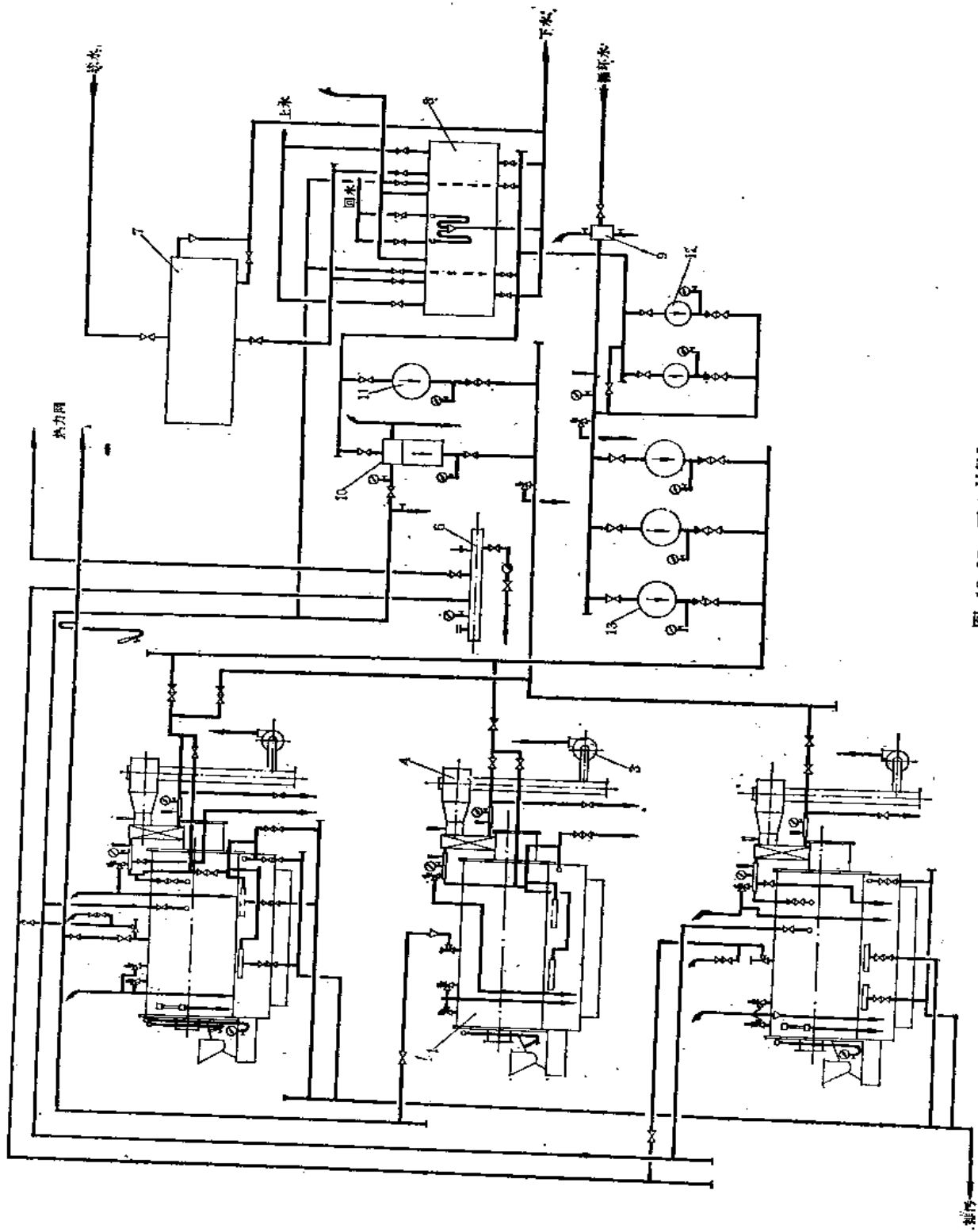


图 13-35 三台KZL4-13型锅炉房管道系统图

用斗式提升机——胶带输送机运煤，除灰用螺旋出渣机——手推车。除尘采用双级蜗旋除尘器，此型除尘器重量较轻，效率较高。锅炉房内不设水处理设备，由外部供应软水。除氧采用简单的加热除氧方式，即在给水箱内通入一根蒸汽管，加热除氧。

(二)三台RSZ250-10/150型及二台KZL4-13型锅炉房 锅炉房装有热水振动炉排锅炉RSZ250-10/150型三台及卧式快装链条锅炉KZL4-13型二台。锅炉房既送蒸汽又供热

三台RSZ250-10/150型及二台KZL4-13型锅炉房设备

表 13-35

序 号	名 称 及 规 格	数 量	备 注
1	热水锅炉 RSZ250-10/150型 发热量=250万千瓦/时 压力=10公斤力/厘米 <sup>2</sup> 水温=150°C	3	
2	蒸汽锅炉 KZL4-13型 蒸发量=4吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	2	
3	省煤器 面积=27.8米 <sup>2</sup>	3	热水锅炉用
4	引风机 Y4-68 №9D 风压=199毫米水柱 风量=22623米 <sup>3</sup> /时 电动机22千瓦	5	
5	循环水泵 80N-7×3型 流量=75米 <sup>3</sup> /时 扬程=70米 电动机30千瓦	4	
6	补给水泵 1.5W-1.3型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=23米 电动机2.8千瓦	2	
7	盐液泵 1½BA-6型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=20.3米 电动机2.2千瓦	2	
8	钠离子交换器 φ1000	3	
9	喷雾除氧器 10吨/时	1	
10	除氧水箱	2	
11	水力除灰泵 5DA-8×3型 流量=72~126米 <sup>3</sup> /时 扬程=69~54米 电动机 40千瓦	2	图中未示
12	单轨抓斗起重机 TMT201型	1	
13	铲车 58-1型	1	图中未示
14	化验冷却器	3	
15	鼓风机 4-62-1型 №4B 风压=263~137毫米水柱 风量=3000~6720米 <sup>3</sup> /时 电动机7.5千瓦	2	配KZL4-13
16	汽动给水泵 QB-3型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	2	
17	电动给水泵 1-1/2GC-7型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=161米 电动机7.5千瓦	2	
18	鼓风机 4-72-11型 №4A 风压=134毫米水柱 风量=7420米 <sup>3</sup> /时 电动机5.5千瓦	3	
19	热交换器 面积=18.97米 <sup>2</sup>	1	
20	双蜗旋除尘器	5	
21	反洗水箱	1	

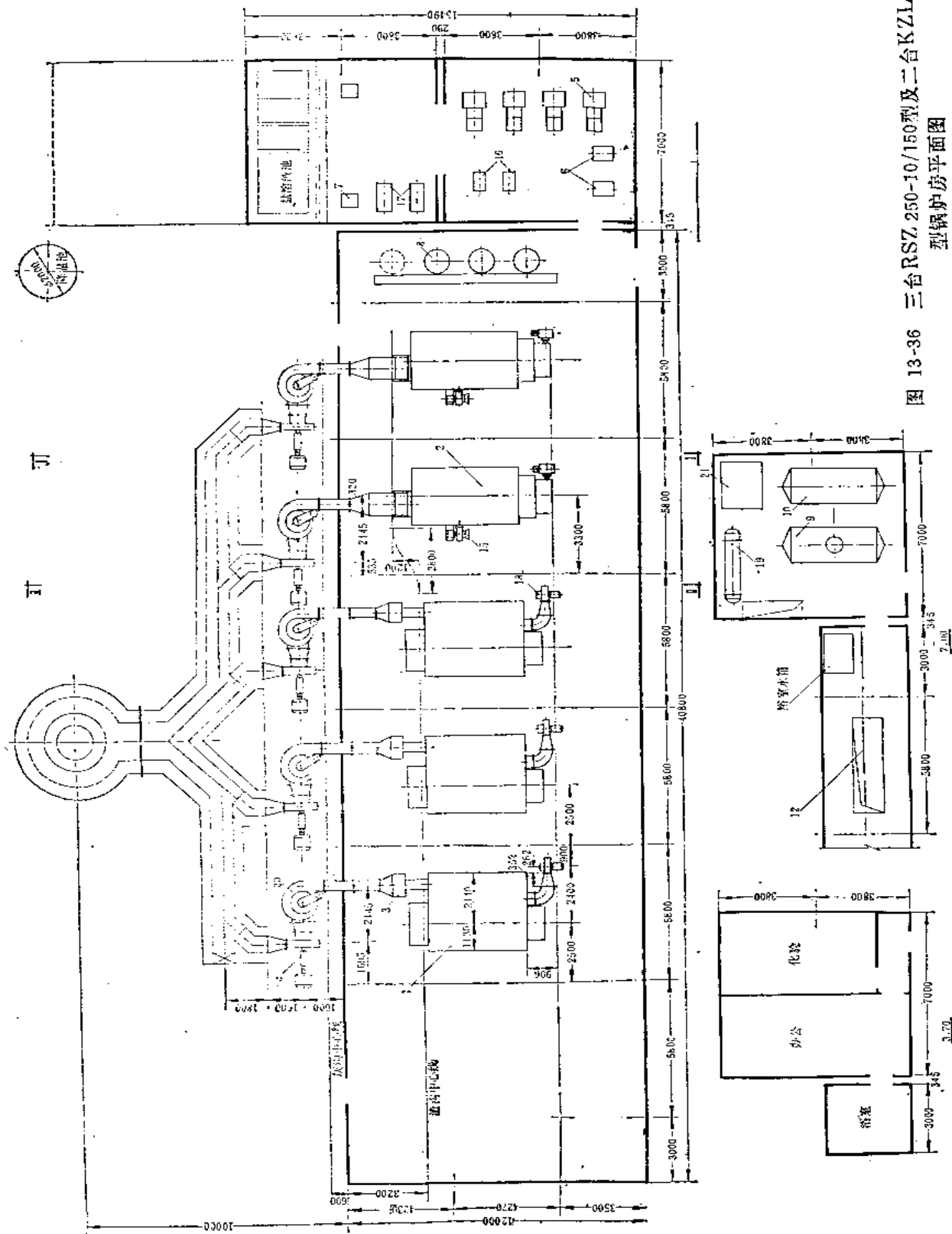


图 13-36 三台 RSZ 250-10/150 型及二台 KZL4-13 型锅炉房平面图

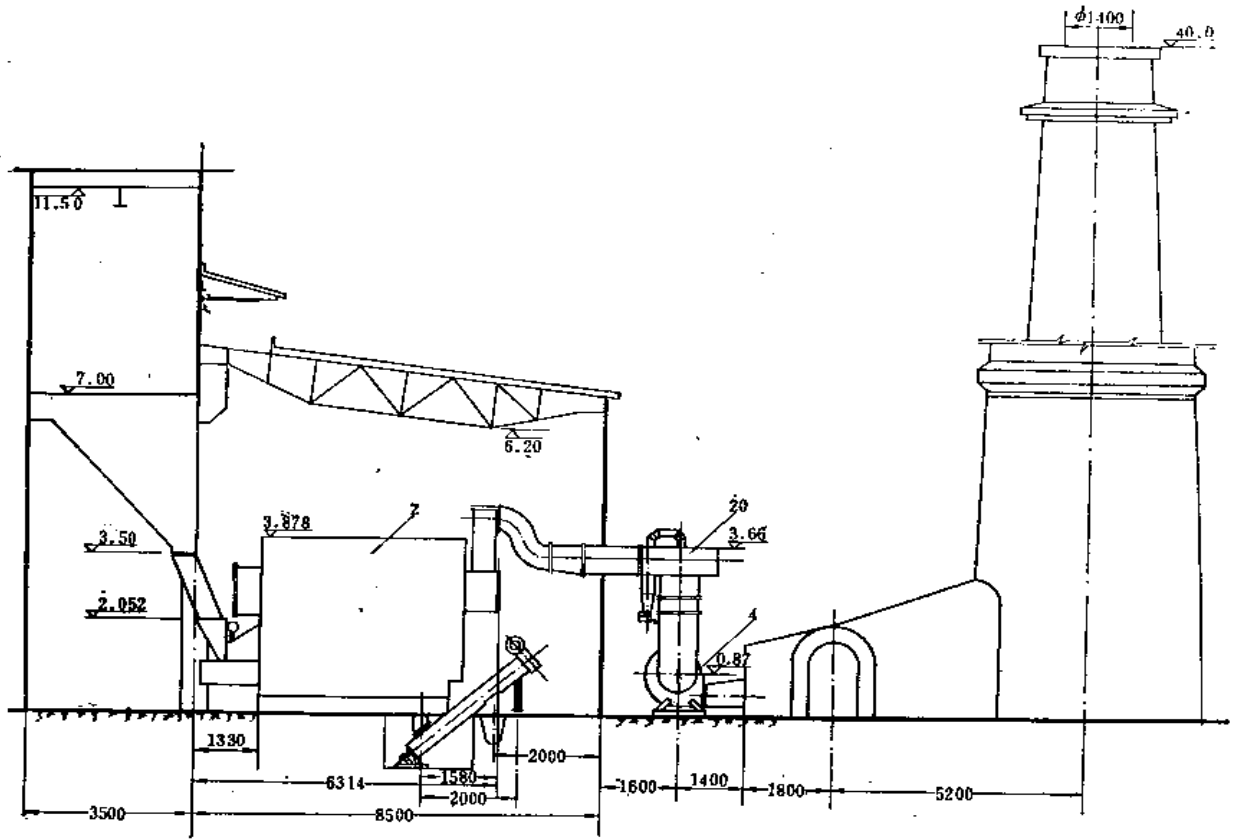


图 13-37 三台RSZ250-10/150型及二台KZL4-13型  
锅炉房 I-I 剖面图

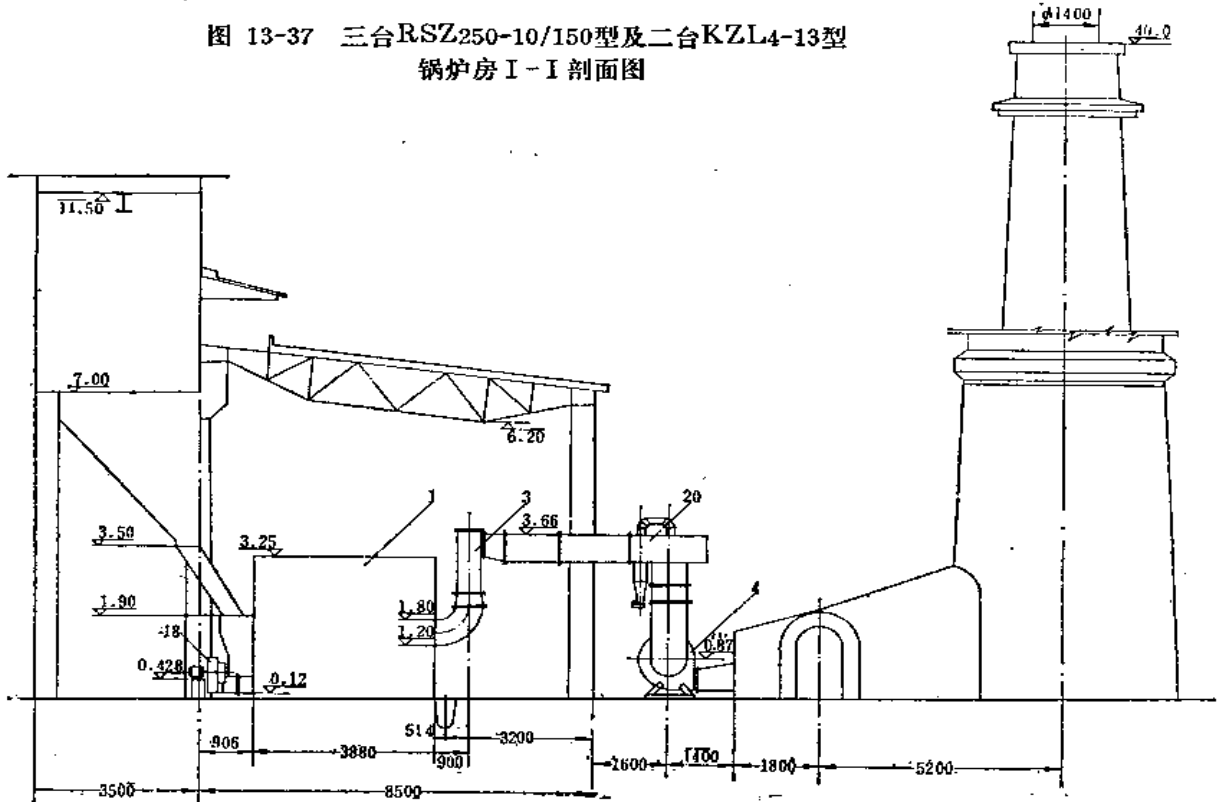


图 13-38 三台RSZ250-10/150型及二台KZL4-13型锅炉房 II-II 剖面图

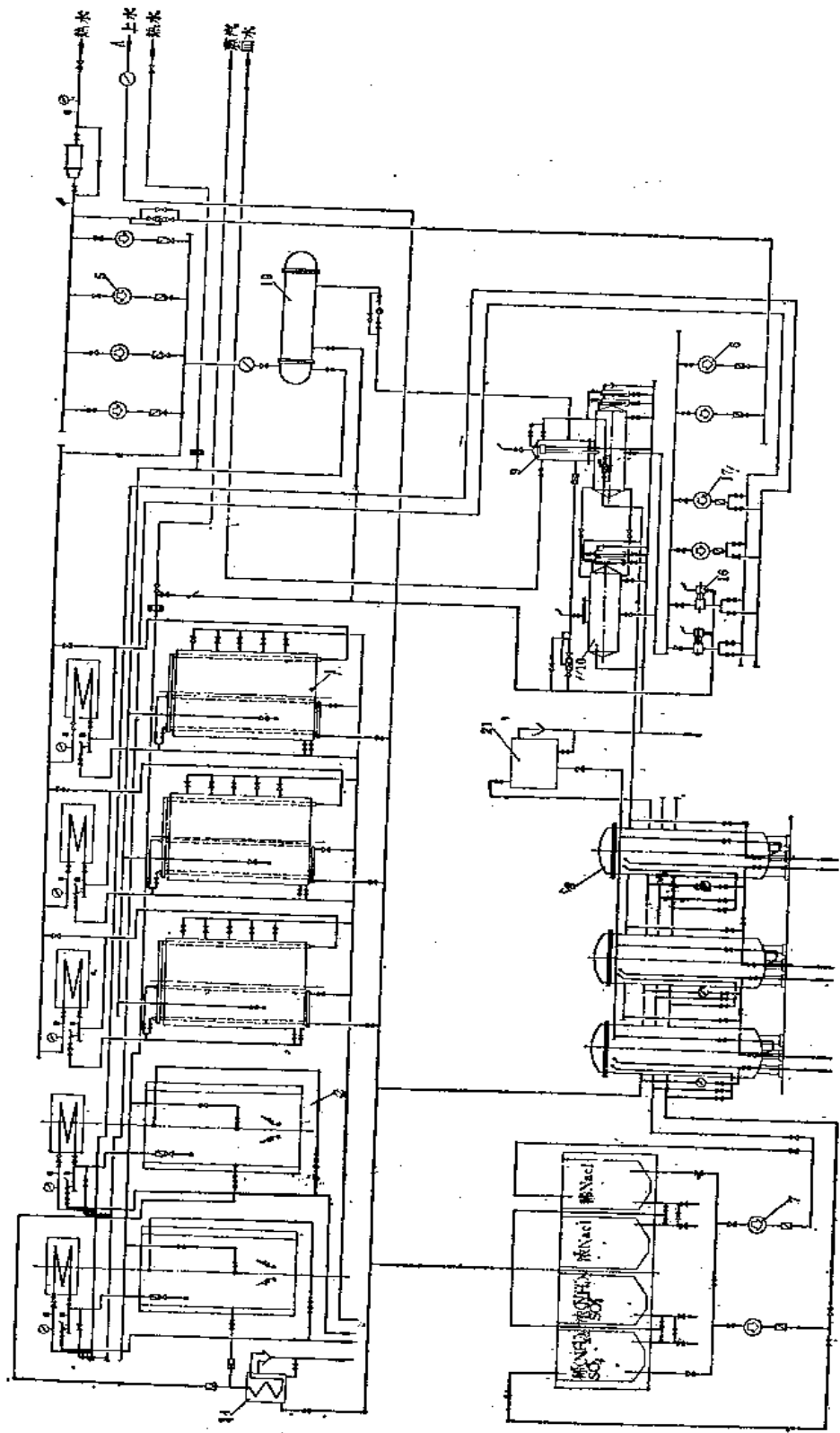
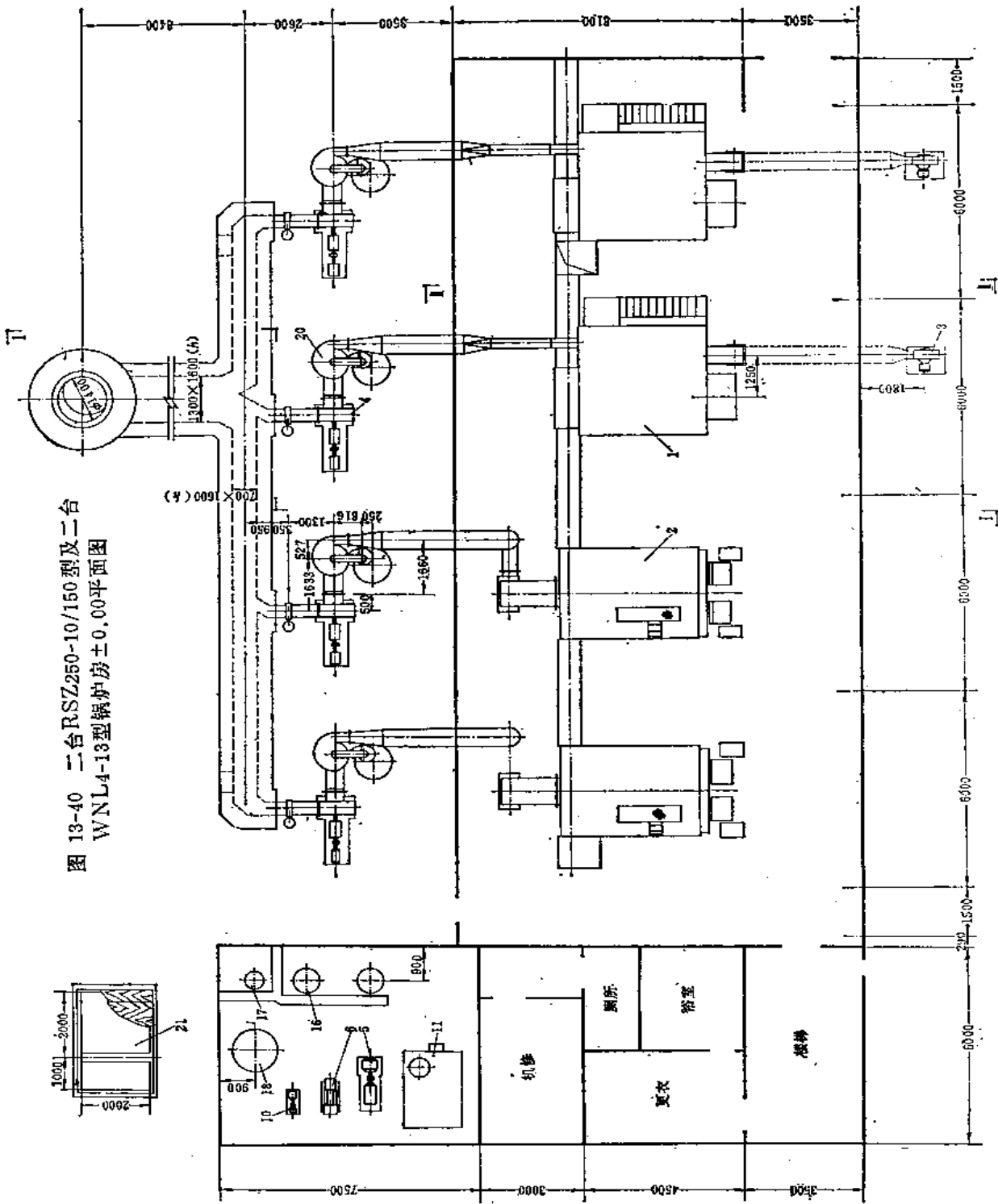


图 13-39 三台RSZ250-10/150型及二台KZL4-13锅炉房管道系统图

图 13-40 二台RSZ250-10/150型及二台  
WNL4-13型锅炉房±0.00平面图



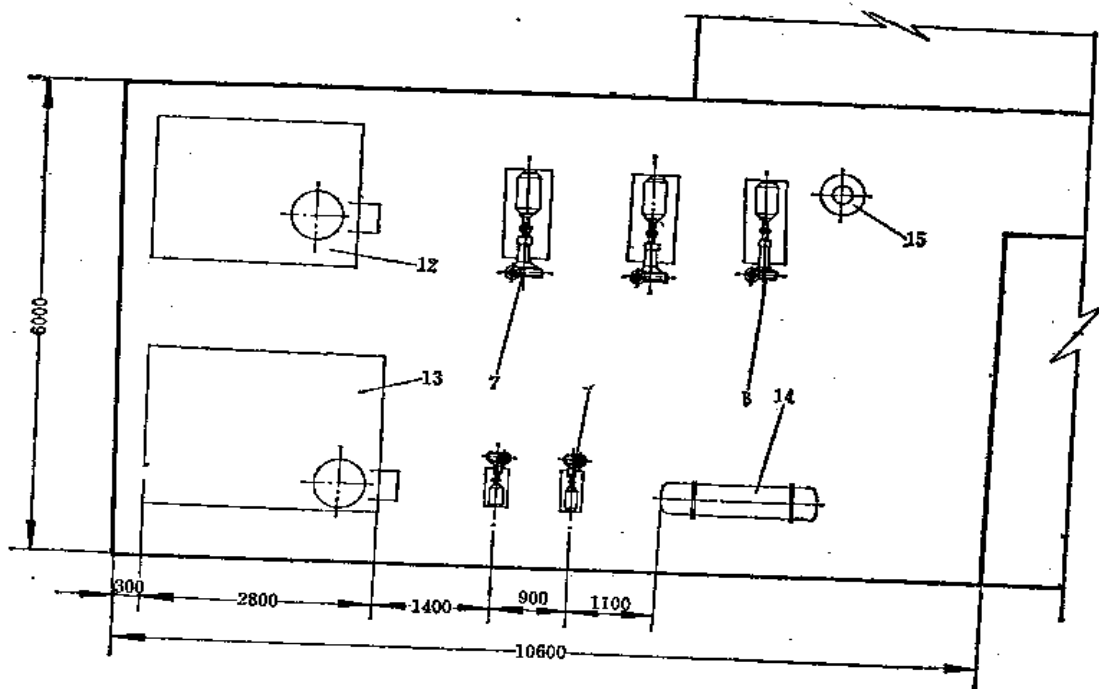


图 13-41 二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房4.00平面图

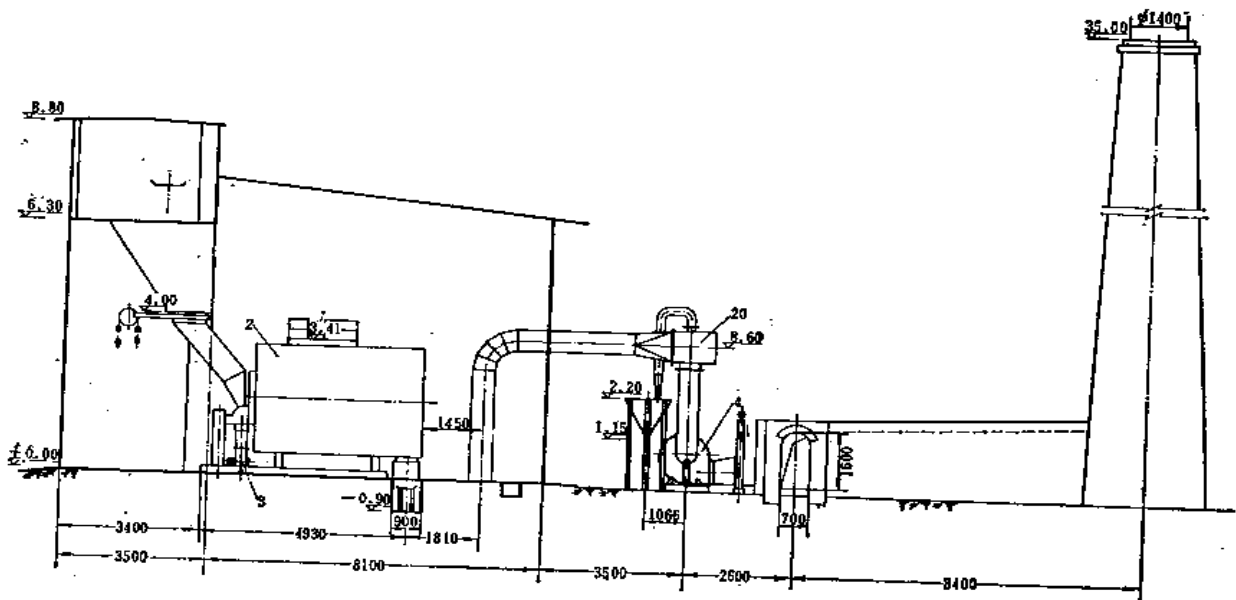


图 13-42 二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房 I - I 剖面图

水。采用单轨抓斗起重机运煤，水力除灰。锅炉房的建筑形式为单层的锅炉间加运煤廊，这种形式可以加大煤斗容量并改善运转层的卫生条件。除尘采用双级蜗旋除尘器，此型除尘器重量较轻，效率较高。水处理系统为铵钠离子交换系统，喷雾除氧。

(三) 二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房 锅炉房装有热水锅炉RSZ250-10/150型二台及卧式内燃链条锅炉WNL4-13型二台。锅炉房采用胶带输送机运煤和框链除渣机出灰。除尘用双级蜗旋除尘器。鼓、引风机露天布置。水处理采用固定床钠离子交换系统并加热除氧，热水管网内以加亚硫酸钠除氧为辅助。

二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房设备

表 13-36

序号	名称及规格	数量	序号	名称及规格	数量
1	热水锅炉 RSZ250-10/150型 发热量=250万千卡/时 压力=10公斤力/厘米 <sup>2</sup> 水温=150°C	2	8	循环水泵 3BA-6A型 流量=30米 <sup>3</sup> /时 扬程=45米 电动机14千瓦	1
2	蒸汽锅炉 WNL4-13型 蒸发量=4吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	2	9	补给水泵 1-1/2BA-6型 流量=11米 <sup>3</sup> /时 扬程=17.4米 电动机1.7千瓦	2
3	鼓风机4-72-11型 №4 A 风压=148毫米水柱 风量=6940米 <sup>3</sup> /时 电动机5.5千瓦	4	10	盐液泵 1-1/2BA-6型 流量=11米 <sup>3</sup> /时 扬程=17.4米 电动机1.7千瓦	1
4	引风机 Y4-68№9D 风压=199毫米水柱 风量=22623米 <sup>3</sup> /时 电动机22千瓦	4	11	给水箱 容积=5米 <sup>3</sup>	1
5	电动给水泵 2GC-5×6型 流量=10米 <sup>3</sup> /时 扬程=192米 电动机22千瓦	1	12	反洗水箱 容积=5米 <sup>3</sup>	1
6	汽动给水泵 2QS-15/17型 流量=15米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1	13	补给水箱 容积=8米 <sup>3</sup>	1
7	循环水泵 4BA-8型 流量=90米 <sup>3</sup> /时 扬程=54.2米 电动机28千瓦	2	14	热交换器 面积=3.73米 <sup>2</sup>	1
			15	加药器 φ500	1
			16	钠离子交换器 φ700	2
			17	盐液过滤器 φ500	1
			18	盐液配制箱 容积=1.3米 <sup>3</sup>	1
			19	除污器 D <sub>0</sub> 150	1
			20	双级蜗旋除尘器	4
			21	盐池 容积=6米 <sup>3</sup>	1

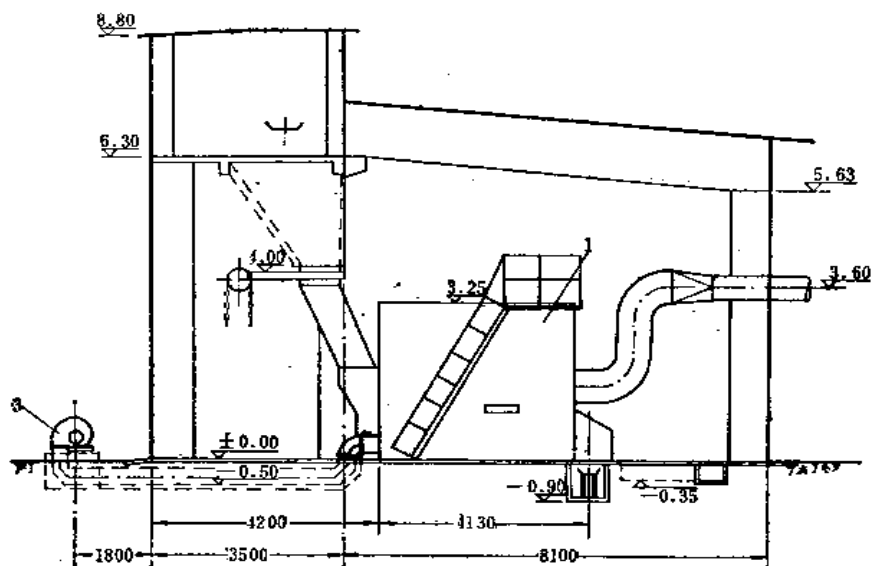


图 13-43 二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房II-II剖面图



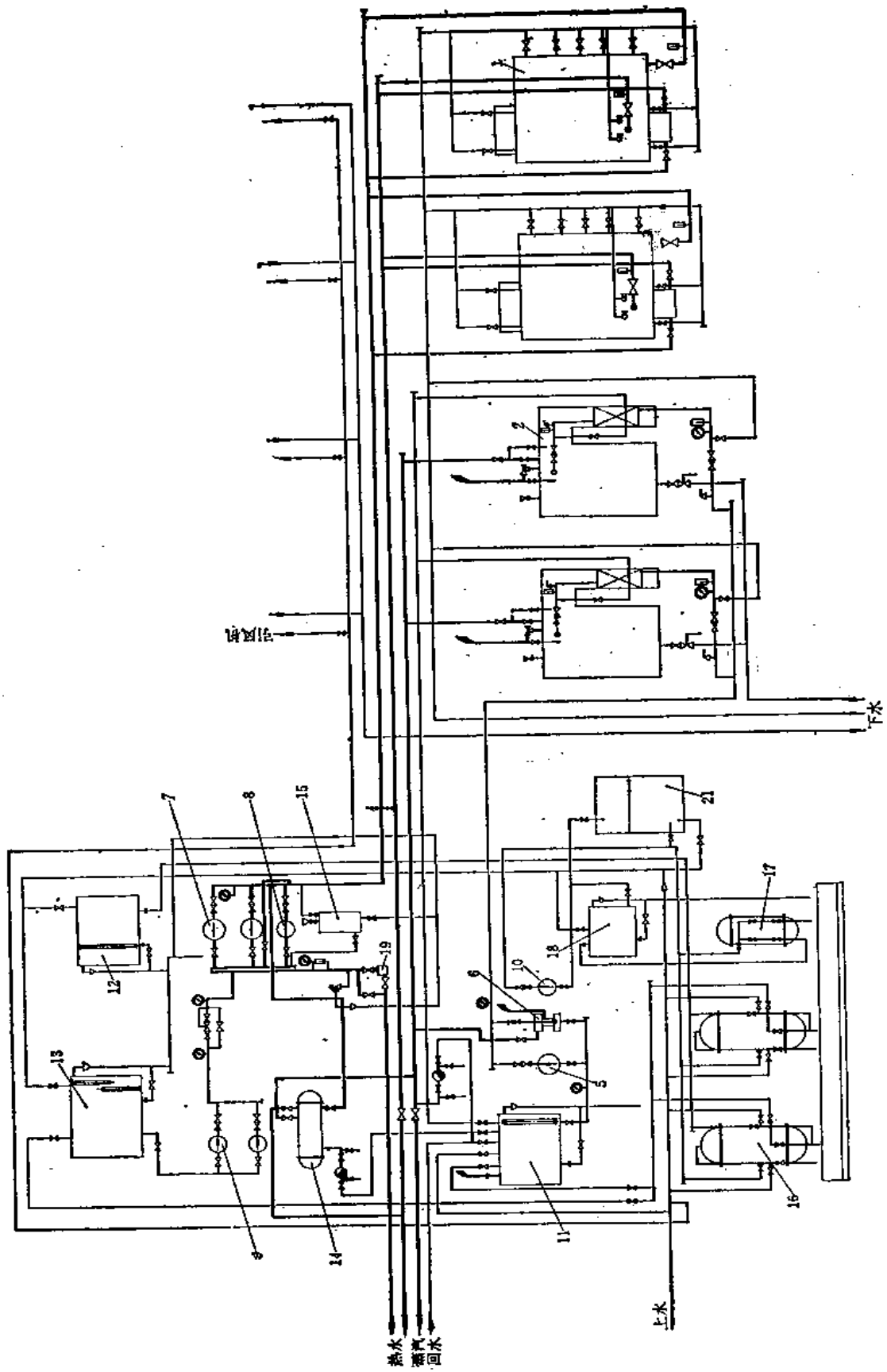


图 13-44 二台RSZ250-10/150型及二台WNL4-13型锅炉房管道系统图

(四) 四台SZP10-13型锅炉房 锅炉房装有双纵汽包抛煤机锅炉SZP10-13型四台，总蒸发量达40吨/时。锅炉房采用斗式提升机——胶带输送机运煤，水力除灰。除尘用双旋风水膜除尘器，重量轻，结构紧凑，效率高。水处理在单独的软水站内，除氧用热力喷雾方式。

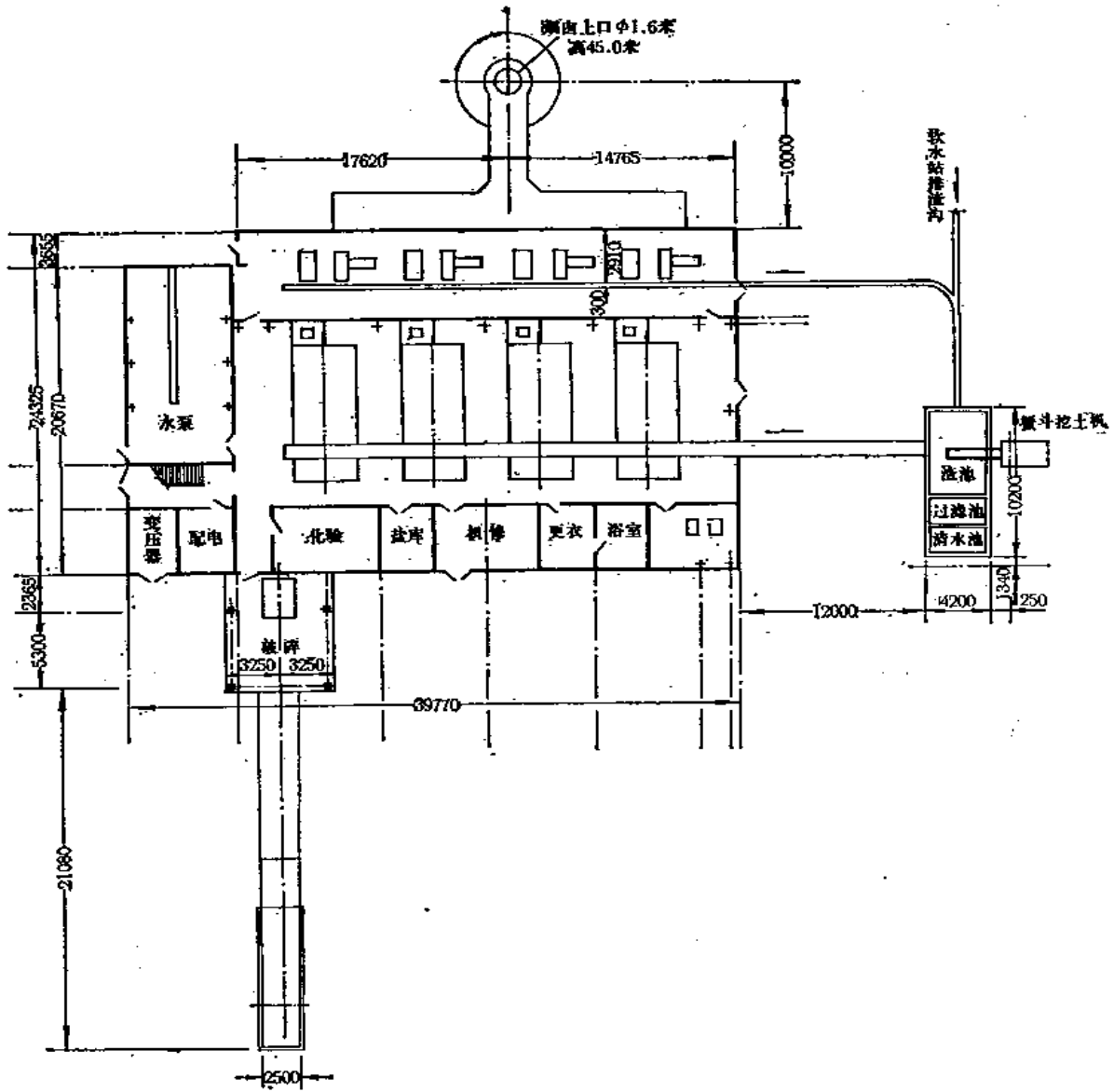


图 13-45 四台SZP10-13型锅炉房区域布置图

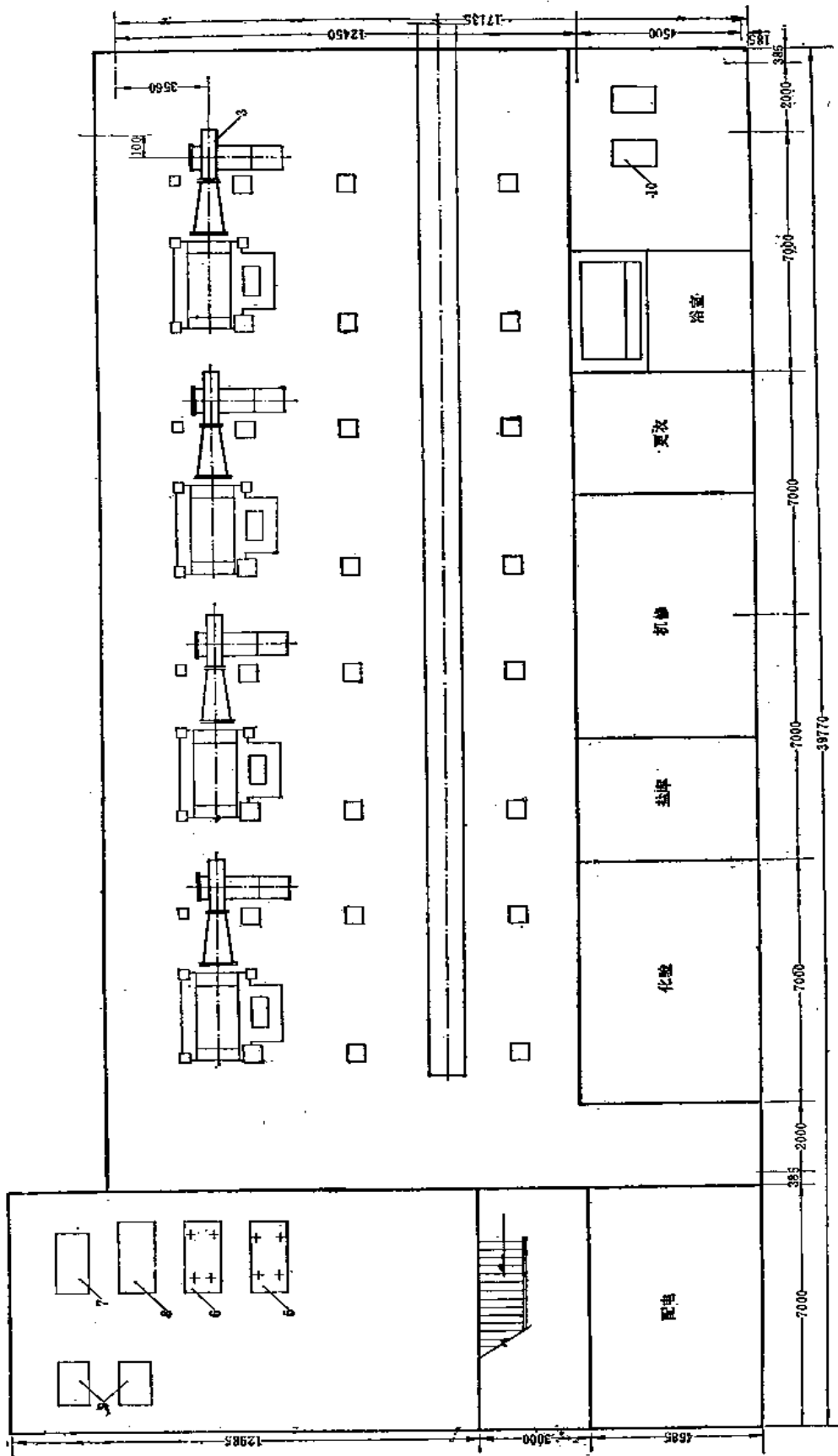


图 13-46 四台SZP10-13型锅炉房±0.00平面图

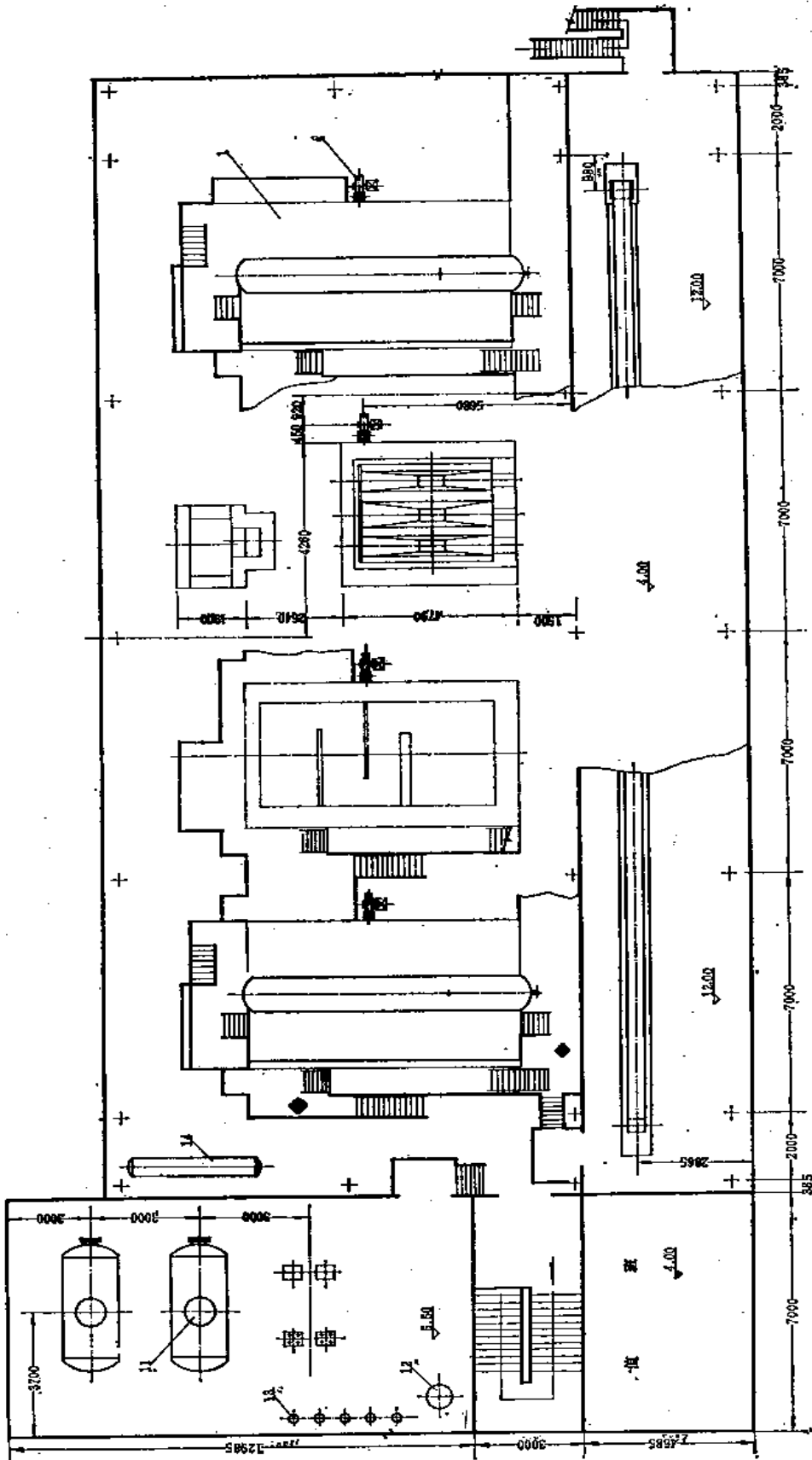


图 13-47 四台SZP10-13型锅炉房4.00,5.50,12.00平面图

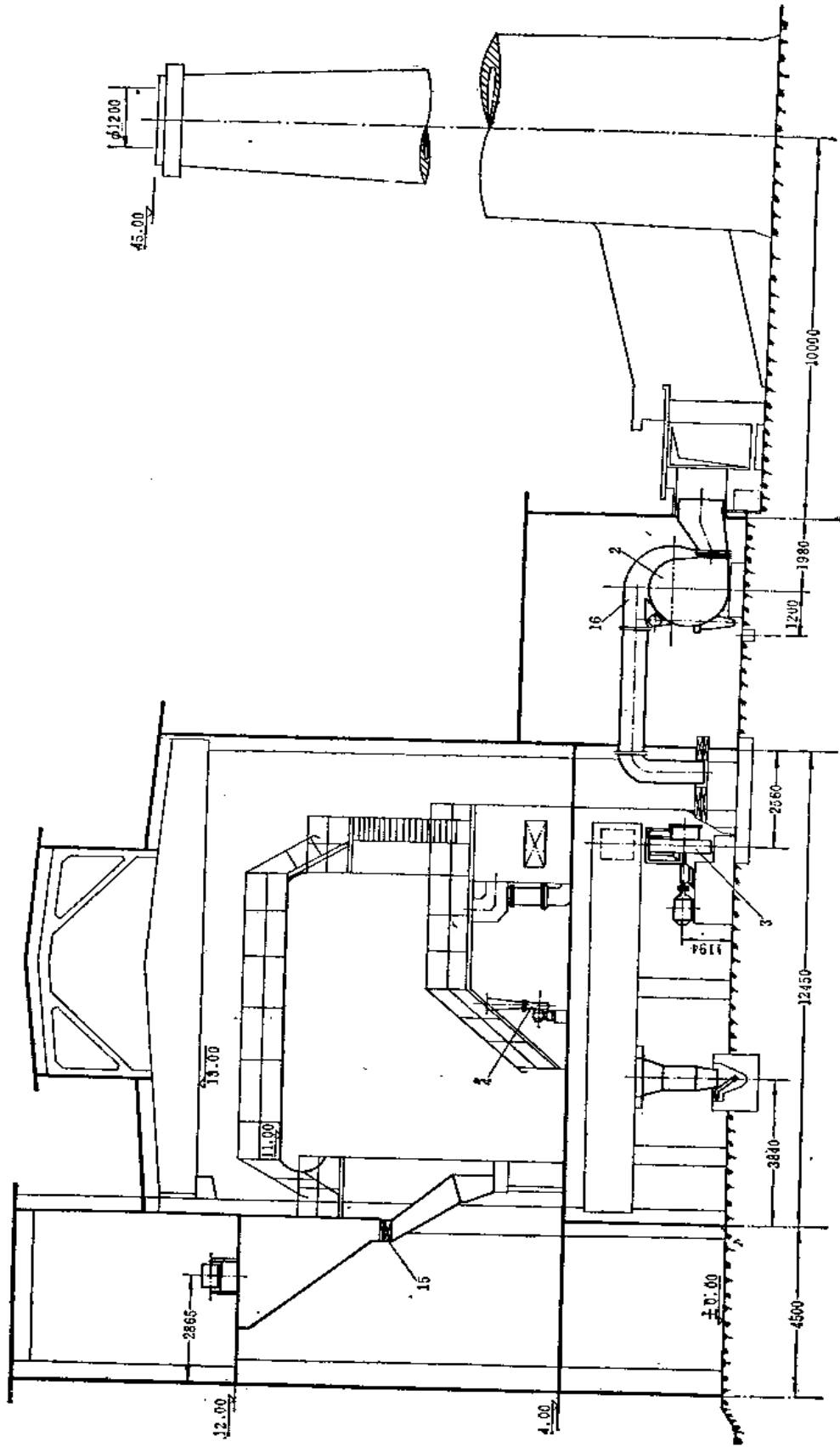


图 13-48 四台SZF10-13型锅炉房剖面图

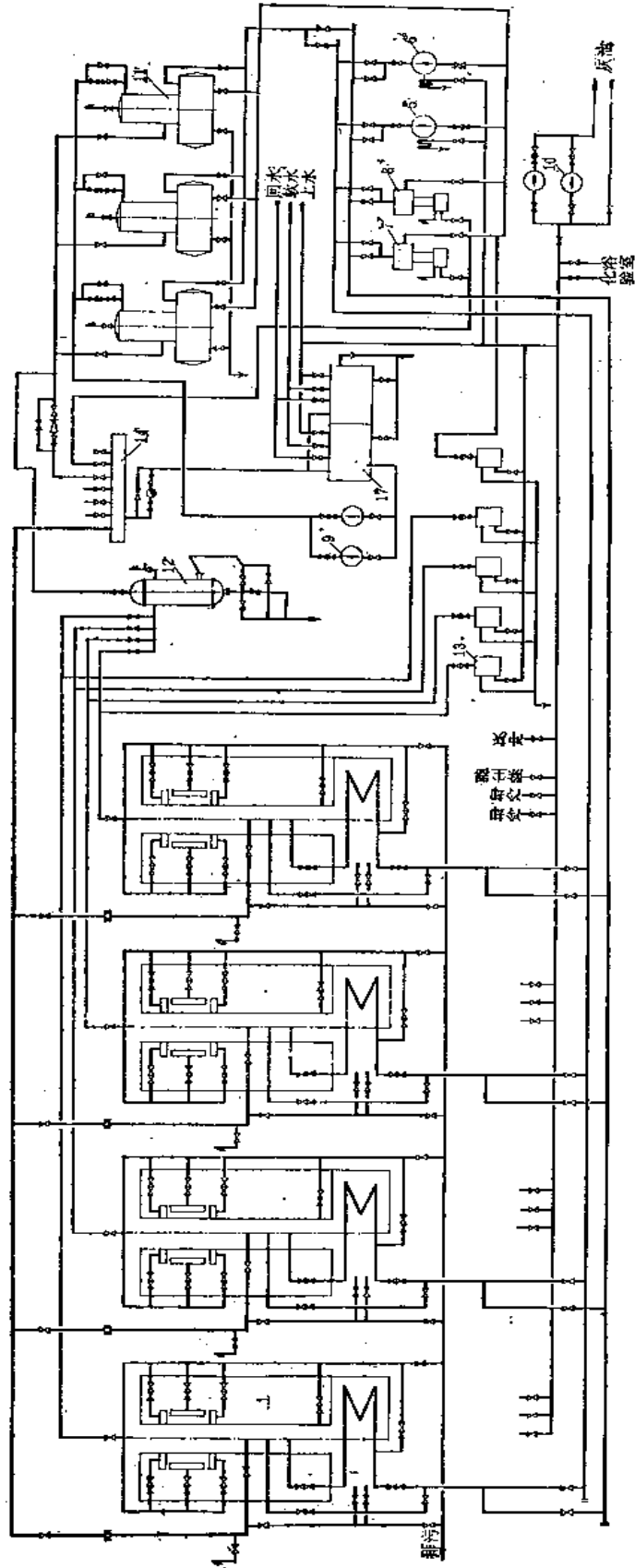


图 13-49 四台SZP10-13型锅炉房管道系统图

四台SZP10-13型锅炉房设备

表 13-37

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	蒸汽锅炉 SZP10-13型 蒸发量=10吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	4
2	引风机 Y9-35-1型 №12 风压=229毫米水柱 风量=29420米 <sup>3</sup> /时 电动机 40千瓦	4
3	鼓风机9-35-1型 №10 风压=248毫米水柱 风量=14200米 <sup>3</sup> /时 电动机 22千瓦	4
4	二次风机 8-18-1型 №5 风压=586毫米水柱 风量=1980米 <sup>3</sup> /时 电动机 7.5千瓦	4
5	电动给水泵 4GC-8×5型 流量=55米 <sup>3</sup> /时 扬程=190米 电动机 55千瓦	1
6	电动给水泵 3GB-5×6型 流量=36米 <sup>3</sup> /时 扬程=200米 电动机 55千瓦	1
7	汽动给水泵 2QS-63/17型 流量=63米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1
8	汽动给水泵 2QS-29/17型 流量=29米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1
9	除氧泵3BA-6型 流量=70米 <sup>3</sup> /时 扬程=44.5米 电动机 20千瓦	2
10	水力除灰泵 6BA-8型 流量=200米 <sup>3</sup> /时 扬程=29.2米 电动机 28千瓦	2
11	除氧器 出力=20吨/时 除氧水箱 容积=5米 <sup>3</sup>	3
12	连续排污膨胀器 φ650	1
13	化验冷却器 φ250	5
14	分汽缸 φ500	1
15	煤斗闸门 550×550	12
16	除尘器 SWS-10型	4
17	凝结水箱 容积=30米 <sup>3</sup>	2

(五)二台SHL10-13型锅炉房 锅炉房装有二台双横汽包SHL10-13型蒸汽锅炉，锅炉房采用单斗滑轨输煤机运煤，链条除灰机除灰，除尘采用XS-10A高效除尘器，水处理采用逆流再生钠离子交换器。

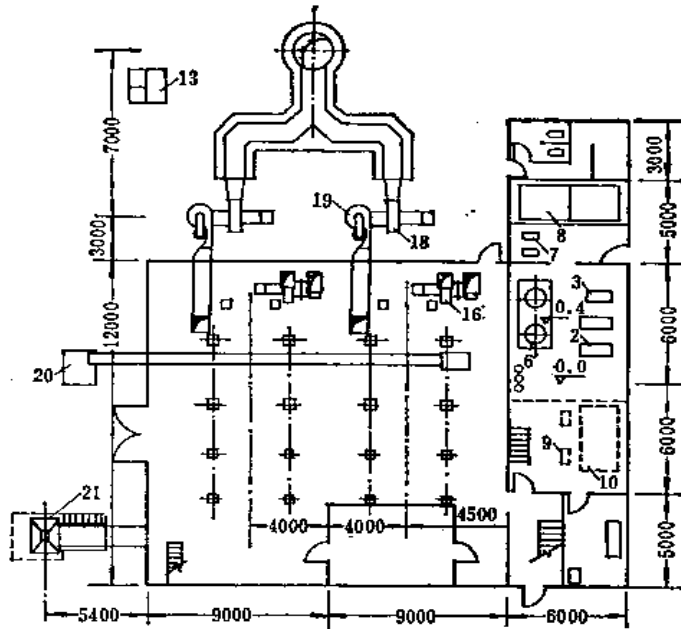


图 13-50 二台SHL10-13型锅炉房底层平面图

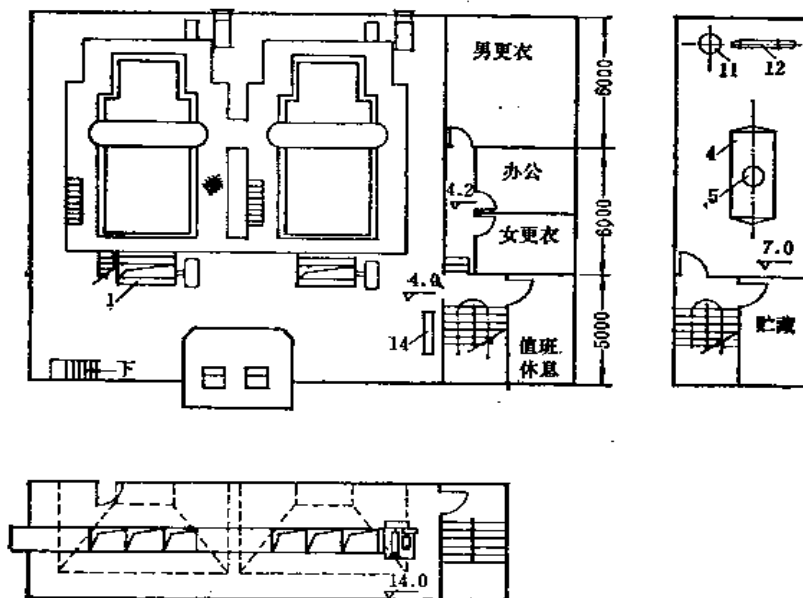


图 13-51 二台SHL10-13型锅炉房楼层平面图



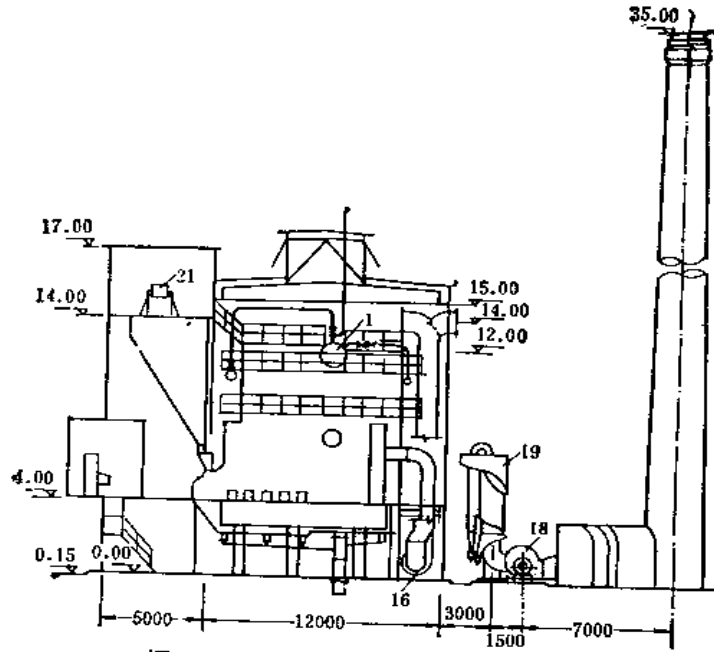


图 13-52 二台SHL10-13型锅炉房剖面图

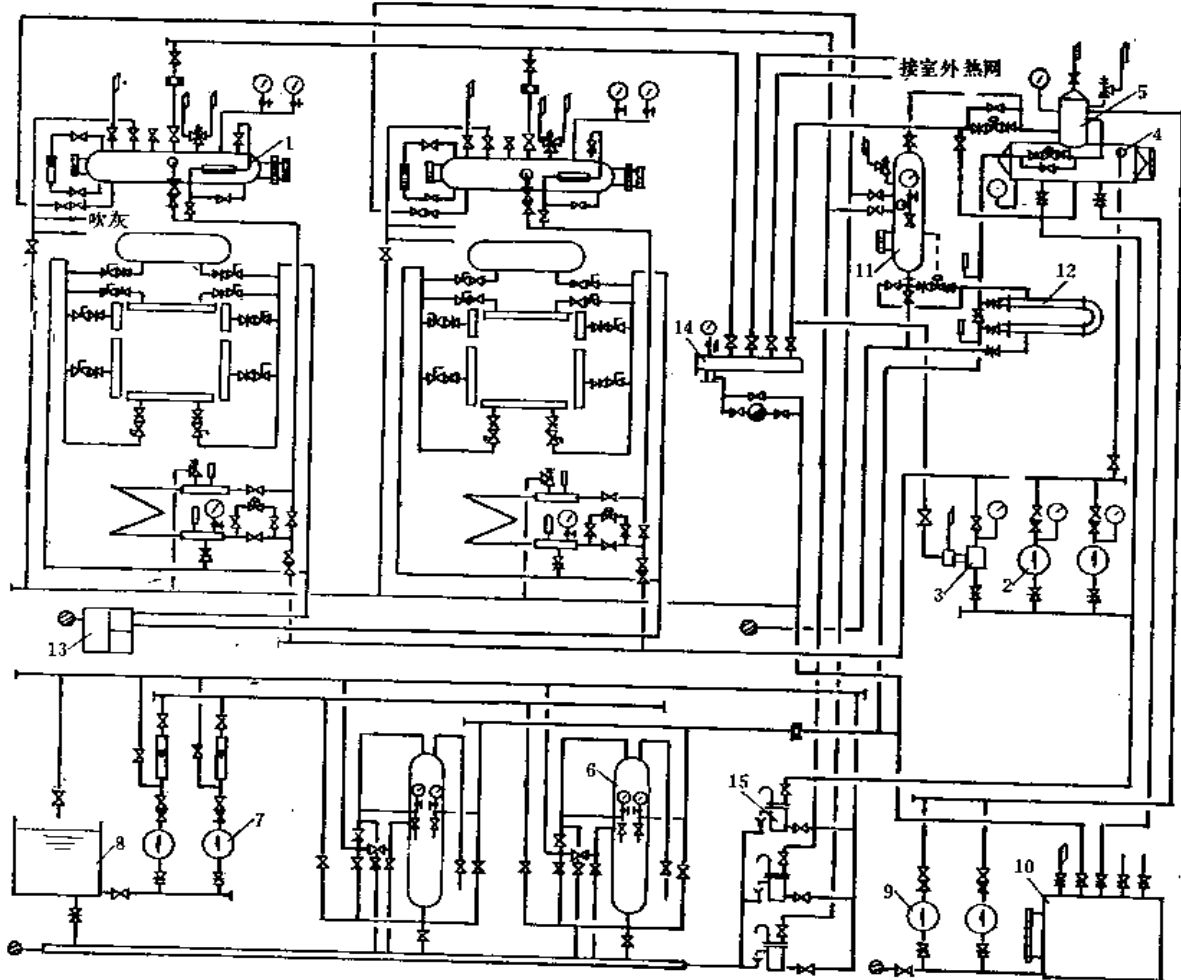


图 13-53 二台SHL10-13型锅炉房热力系统图

二台SHL10-13型锅炉房设备

表 13-38

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	蒸汽锅炉 SHL10-13型 蒸发量=10吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup> 炉排电机1.5千瓦	2
2	电动给水泵 2½GC-6×6型 流量=20米 <sup>3</sup> /时 扬程=162米 电机22千瓦	2
3	汽动给水泵 QB-7型 流量=16.5~29.5米 <sup>3</sup> /时	1
4	除氧水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	1
5	除氧器 出力20吨/时	1
6	离子交换器(逆流再生) φ1000	2
7	盐液泵 102塑料泵 流量=11米 <sup>3</sup> /时 扬程=17米 电机1.7千瓦	2
8	稀盐液池	1
9	凝结水泵 2BA-6A 流量=20米 <sup>3</sup> /时 扬程=25.2米 电机2.8千瓦	2
10	凝结水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	1
11	连续排污扩容器 φ650 容积=0.75米 <sup>3</sup>	1
12	水-水热交换器 换热面积5.9米 <sup>2</sup>	1
13	排污降温池	1
14	分汽缸 φ300	1
15	取样冷却器 φ250	3
16	鼓风机 G4-73-11型 №8 右90° 风量=21100米 <sup>3</sup> /时 风压=209毫米水柱 电机18.5千瓦	2
17	二次风机 9-27-101型 №4 右90° 风量=1790米 <sup>3</sup> /时 风压=402毫米水柱 电机4千瓦	2
18	引风机 Y4-73-11型 №10 左0° 风量=33100米 <sup>3</sup> /时 风压=205毫米水柱 电机30千瓦	2
19	除尘器 XS-10A	2
20	刮链除灰机 除灰能力1~0.7吨/时(干渣) 电机1.1千瓦	1
21	单斗滑轨输煤机 运输量7.5吨/时 电机6.3千瓦	1

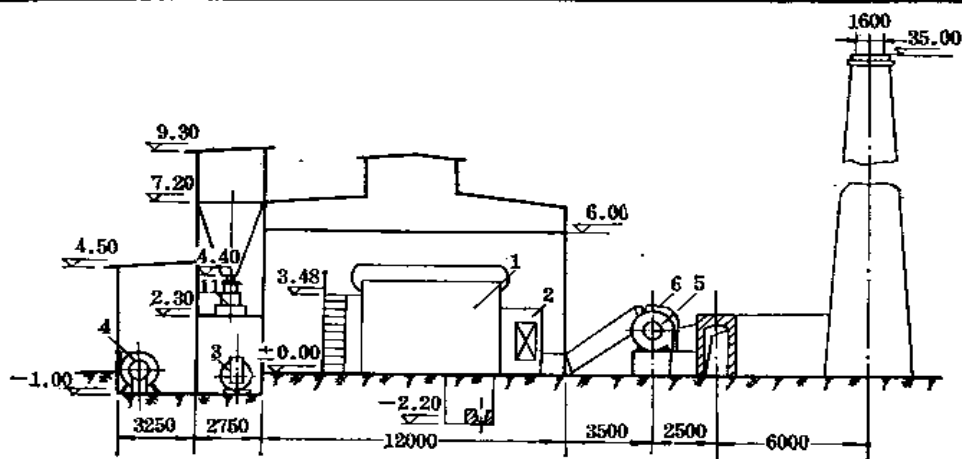


图 13-55 三台SZF10-13型锅炉房 I-I 剖面图

(六) 三台SZF10-13型锅炉房 锅炉房装有双纵汽包煤粉锅炉SZF10-13型三台，锅炉房内尚留有一台安装的余地。运煤采用胶带输送机——埋刮板的形式（图中未示），水力除灰。水处理为铵钠离子交换系统，解析除氧。除尘采用效率较高的双旋风水膜除尘器。锅炉房的建筑形式系单层的运转层加运煤廊，辅助间也是单层。布置鼓风机及磨煤机的地面比运转层低1米，原设计是为了适应煤粉管道的敷设。引风机采用露天布置。

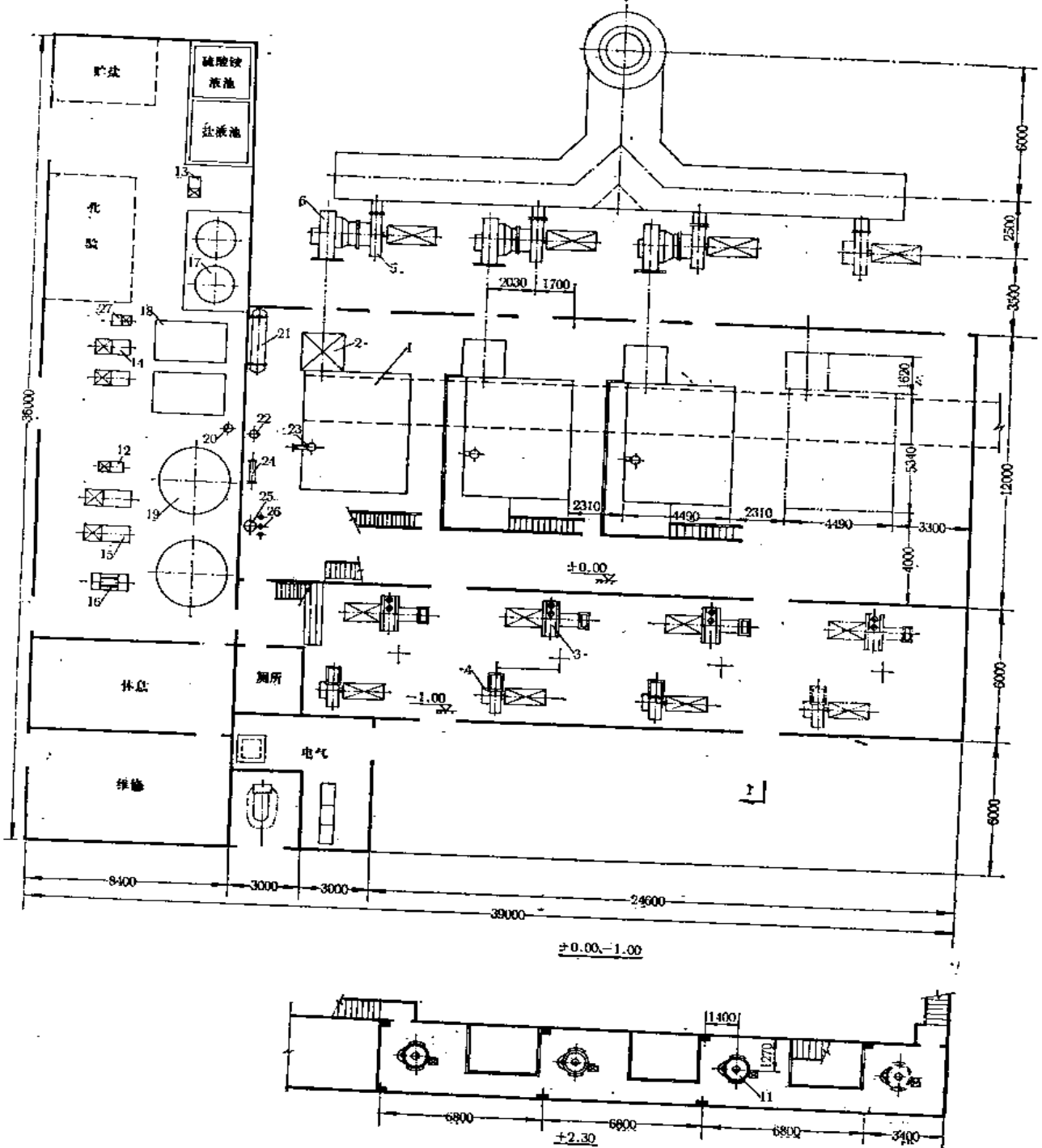


图 13-54 三台SZF10-13型锅炉房平面图

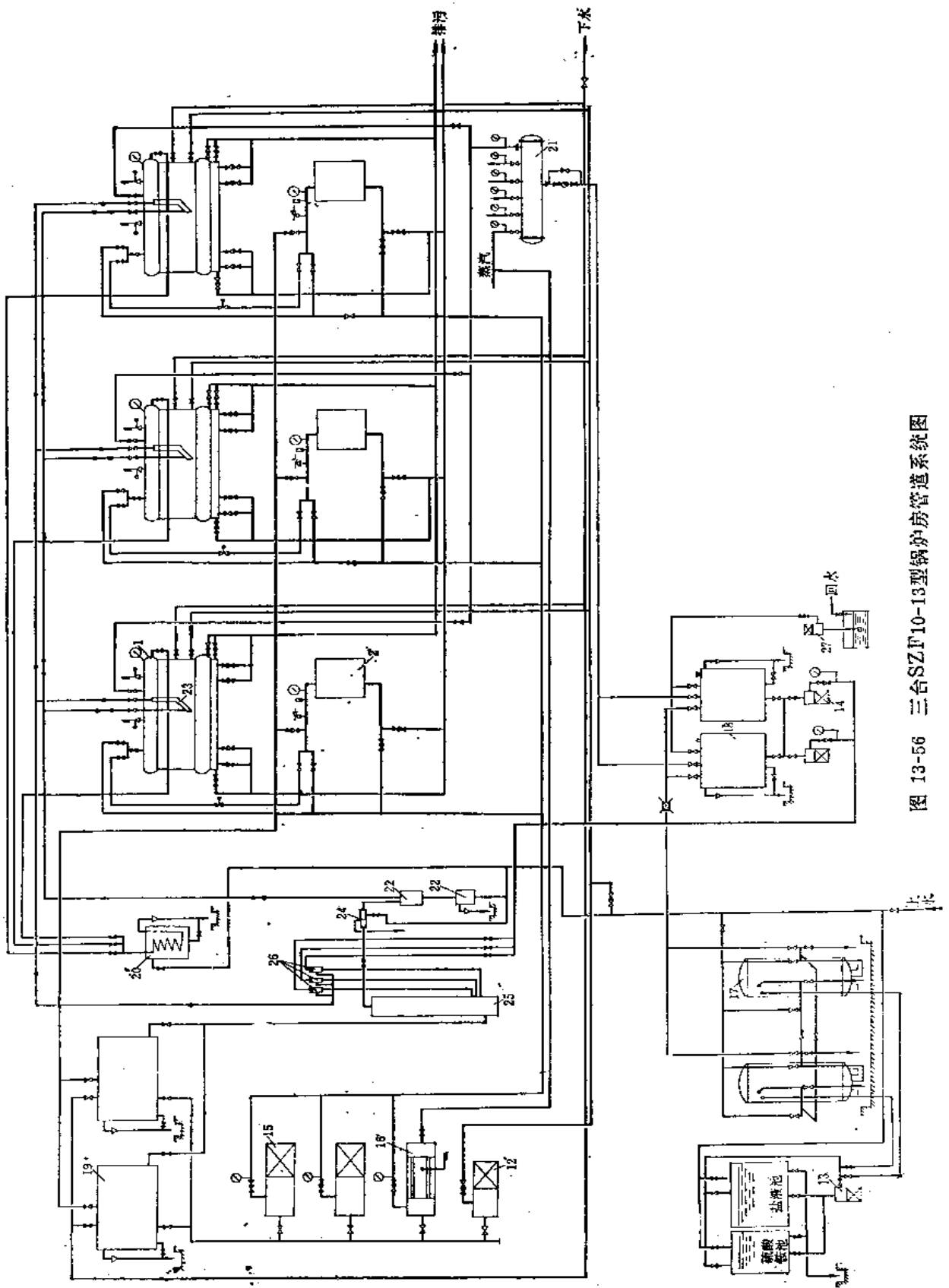


图 13-56 三台SZT10-13型锅炉房管道系统图

三台 SZF10-13型锅炉房设备

表 13-39

序 号	名 称 及 规 格	数 量	备 注
1	蒸汽锅炉 SZF10-13型 蒸发量=10吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	3	
2	省煤器 面积=100米 <sup>2</sup>	3	
3	风扇磨煤机 FM1.8-1000型 生产量=1.8吨/时 电动机55千瓦	3	
4	鼓风机 4-72-11型 №8 C 风压=252毫米水柱 风量=17920米 <sup>3</sup> /时 电动机 22千瓦	3	
5	引风机 Y9-35-11型 №15-1 风压=205毫米水柱 风量=32160米 <sup>3</sup> /时 电动机 40千瓦	3	
6	除尘器 SWS-10型	3	
7	胶带输送机 带宽=500毫米	1	
8	电磁皮带轮 $\phi$ 500×500	1	
9	反击式破碎机 $\phi$ 500×400 电动机 7.5千瓦	1	
10	埋刮板输送机 250×160 电动机 7千瓦	1	
11	圆盘给料机 $\phi$ 800 电动机2.2千瓦	3	
12	循环水泵 3BA-9型 流量=30~55米 <sup>3</sup> /时 扬程=35.5~28.8米 电动机7千瓦	1	
13	盐液泵 2BA-6A型 流量=10米 <sup>3</sup> /时 扬程=28.5米 电动机 2.8千瓦	1	
14	除氧泵 3BA-6型 流量=30米 <sup>3</sup> /时 扬程=62米 电动机20千瓦	2	
15	电动给水泵 2-1 GC-6×6型 流量=20米 <sup>3</sup> /时 扬程=162米 电动机 22千瓦	2	
16	汽动给水泵 2QS-53/17型 流量=53米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1	利用库存
17	钠离子交换器 $\phi$ 1500	2	
18	软水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	2	
19	给水箱 容积=15米 <sup>3</sup>	2	
20	化验冷却器 $\phi$ 250	1	
21	分汽缸	1	
22	分离器 $\phi$ 300	1	
23	反应器 $\phi$ 125	3	
24	冷却器 $\phi$ 100	1	
25	解析器 $\phi$ 400	1	
26	喷射器 $\phi$ 14	3	
27	凝结水泵 1-1 BA-6型 流量=6米 <sup>3</sup> /时 扬程=20.3米 电动机 1.7千瓦	1	

(七)二台10吨/时燃油锅炉房 锅炉房装有10吨/时燃油锅炉二台,总蒸发量达20吨/时。锅炉房装有日用油罐,由油库来的油先贮于日用油罐,经加热过滤后使用。另有轻油罐。作为点火时之用。水处理为固定床钠离子交换系统,大气式热力除氧。鼓引风机及部分水处理设备均采用露天布置。

(八)三台QXL600-13/100型锅炉房 锅炉房内装有三台QXL600-13/100型热水锅炉,水系统采用流动床水处理装置,氮气定压,水喷射真空除氧。运煤除渣采用皮带输送机,除尘器为XS型,细灰用螺旋输送机输往室外转至运渣皮带。

二台10吨/时燃油锅炉房设备

表 13-40

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	蒸汽锅炉 蒸发量=10吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	2
2	鼓风机 G4-73-11型 №8 风压=210毫米水柱 风量=16900米 <sup>3</sup> /时 电动机 17千瓦	2
3	引风机 Y4-73-11型 №8 风压=93毫米水柱 风量=31500米 <sup>3</sup> /时 电动机 13千瓦	2
4	电动给水泵 2 $\frac{1}{2}$ GC-6 $\times$ 8型 流量=20米 <sup>3</sup> /时 扬程=216米 电动机 30千瓦	2
5	汽动给水泵 2QS-21/17型 流量=21米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	1
6	供油泵 2CY-2/14.8-1型 流量=2米 <sup>3</sup> /时 压力=14.8公斤力/厘米 <sup>2</sup> 电动机 3千瓦	3
7	上水加压泵 3BA-9型 流量=30米 <sup>3</sup> /时 扬程=35.5米 电动机 7千瓦	3
8	除氧器	1
9	除氧水箱 容积=15米 <sup>3</sup>	1
10	软水箱 容积=15米 <sup>3</sup>	2
11	盐液箱	1
12	钠离子交换器 $\phi$ 2000	2
13	油过滤器	2
14	日用油罐	2
15	轻油罐	1
16	加热器 $\phi$ 500	2
17	分汽缸 $\phi$ 500	1
18	盐液过滤器 $\phi$ 700	1
19	烟道闸门	2
20	连续排污膨胀器 $\phi$ 700	1

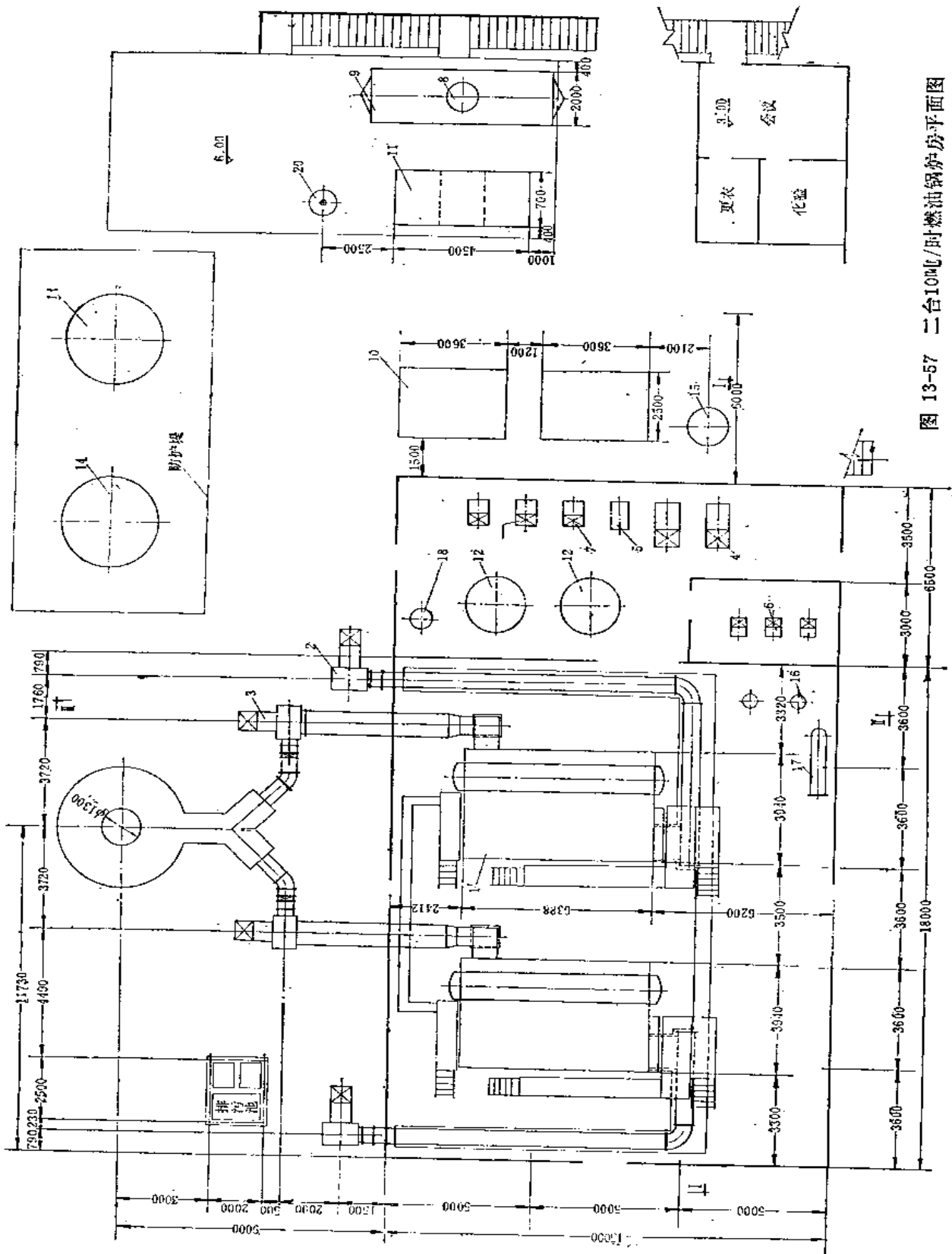


图 13-57 二台10吨/时燃油锅炉房平面图

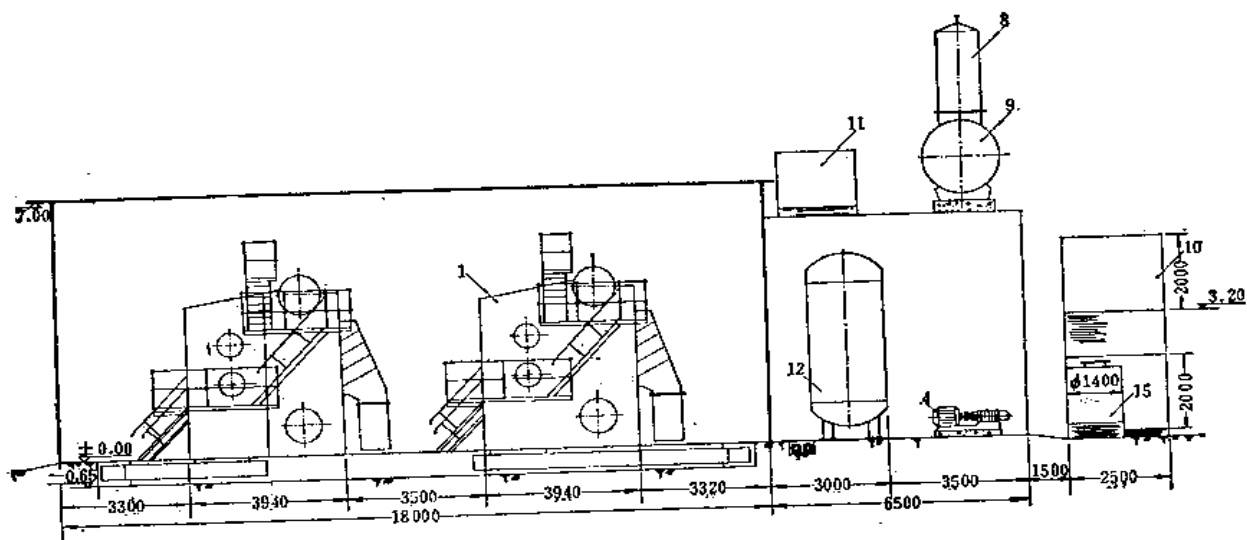
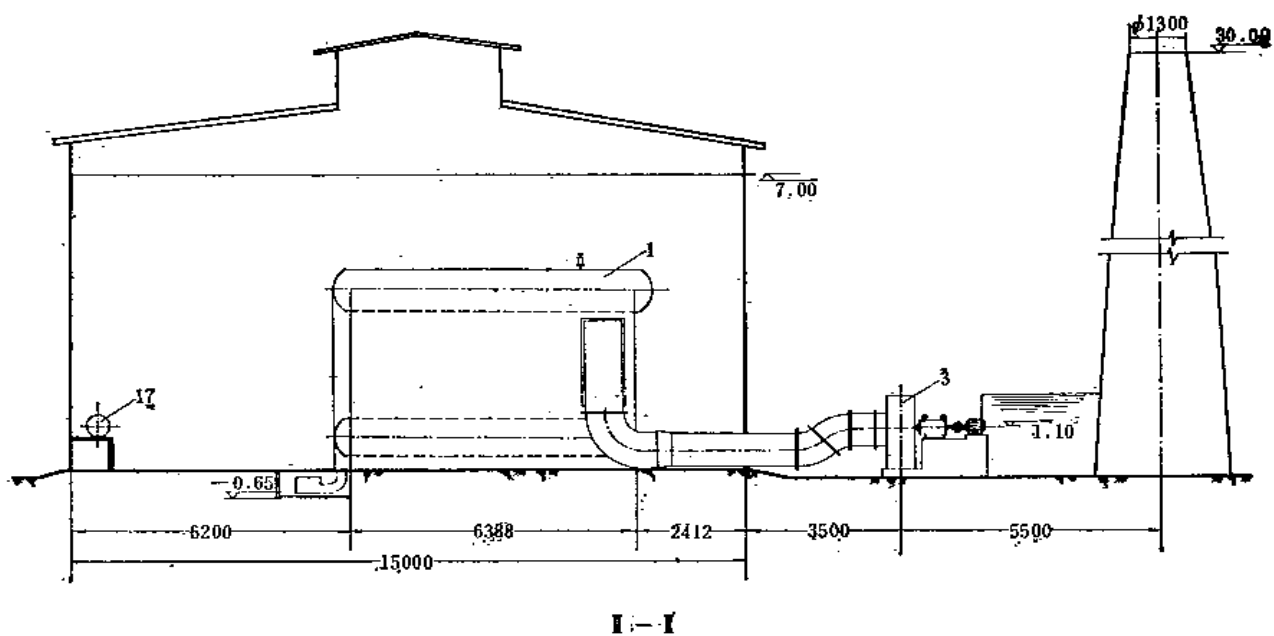


图 13-58 二台10吨/时燃油锅炉房 I - I 剖面图



II - II

图 13-59 二台10吨/时燃油锅炉房 II - II 剖面图



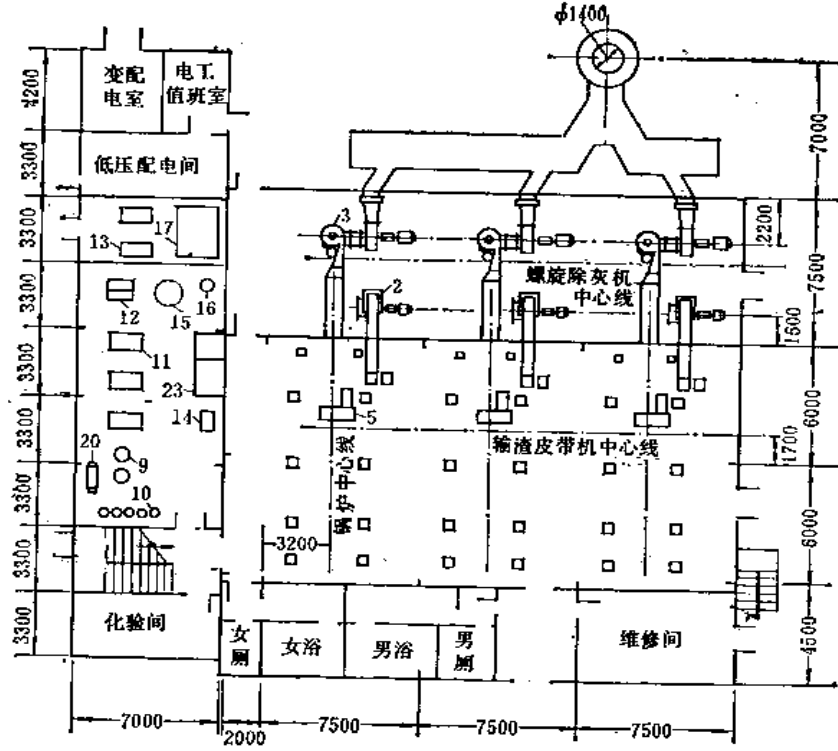


图 13-60 三台QXL600-13/100型锅炉房底层平面图

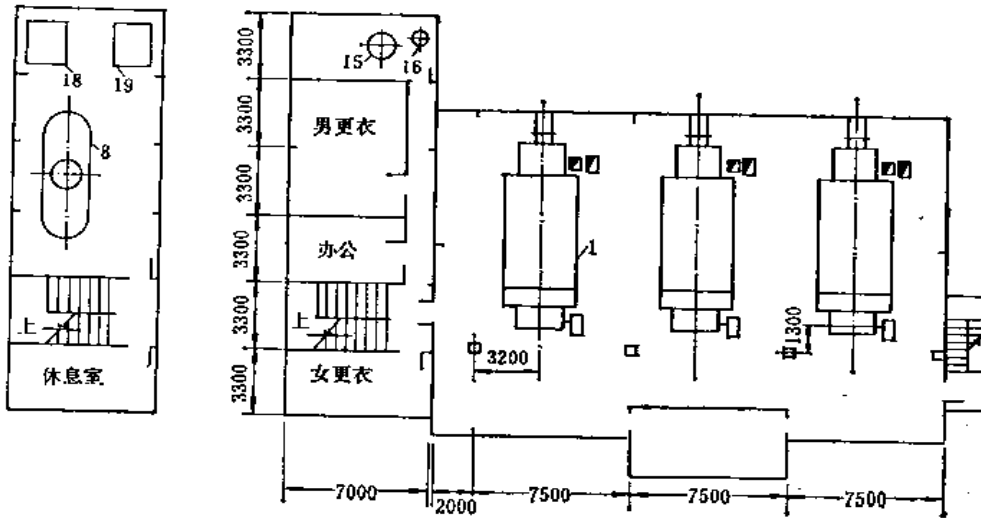


图 13-61 三台QXL600-13/100型锅炉房一层平面图

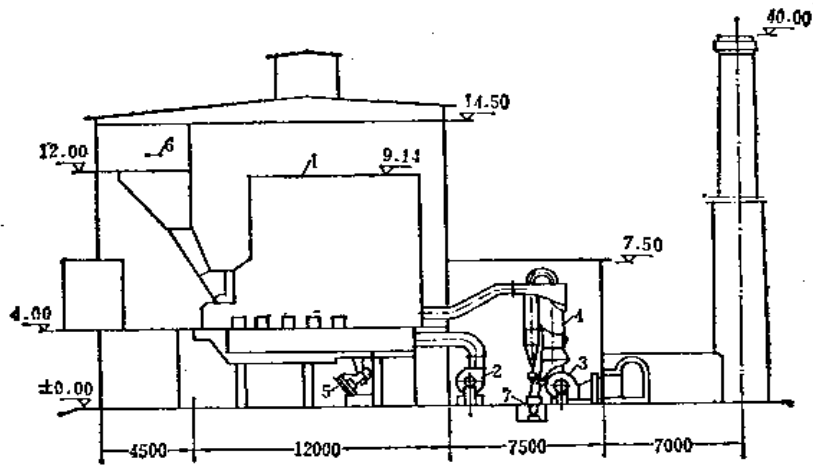


图 13-62 三台QXL600-13/100型锅炉房剖面图

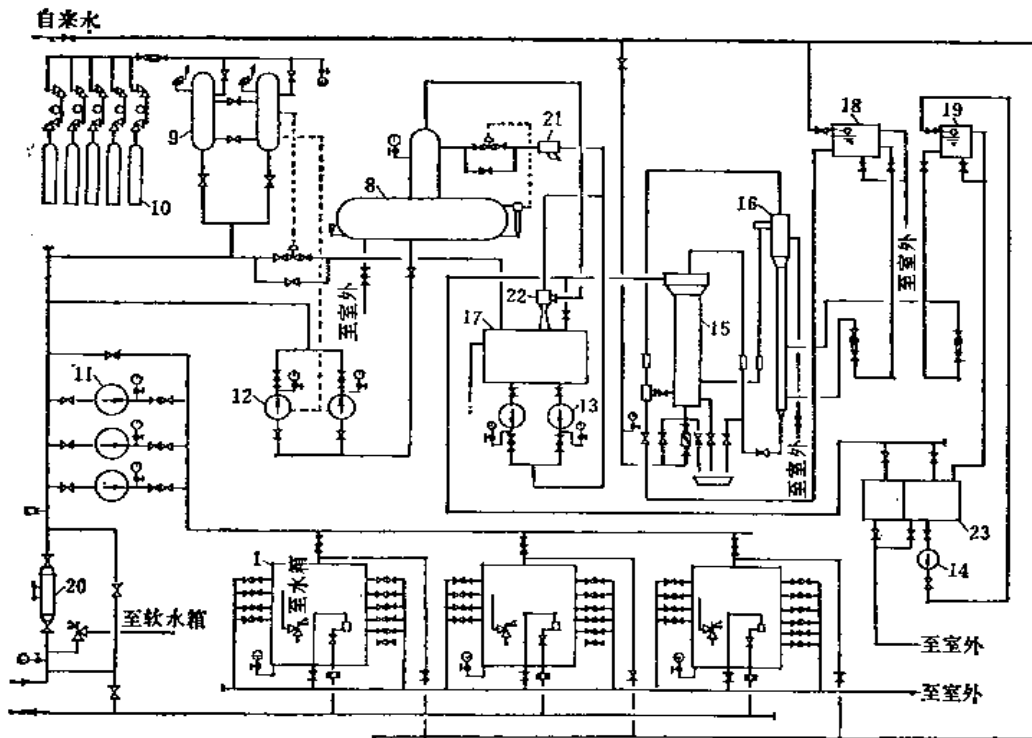


图 13-63 三台QXL600-13/100型锅炉房热力系统图

三台QXL600-13/100型锅炉房设备

表 13-41

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	热水锅炉 QXL600-13/100-A 型	3
2	鼓风机 G4-73-11 N8D 风量=21100米 <sup>3</sup> /时 风压=209毫米水柱 电动机 18.5千瓦	3
3	引风机 Y4-73-11 N10D 风量=33100米 <sup>3</sup> /时 风压=205毫米水柱 电动机 40千瓦	3
4	除尘器 XS-10A 型	3
5	圆盘除渣机	3
6	TD75胶带输送机 B=500	1
7	螺旋输送机	1
8	真空除氧器 处理水量10米 <sup>3</sup>	1
9	氮气定压罐 $\phi 1100 \times 4500$	2
10	氮气瓶组	1
11	循环水泵 10sh-9 型 流量=360米 <sup>3</sup> /时 扬程=42.5米 电动机 75千瓦	3
12	补给水泵 2.5N3×2型 流量=8米 <sup>3</sup> /时 扬程=52米 电动机5.5千瓦	2
13	除氧水泵 2BA-9 型 流量=55米 <sup>3</sup> /时 扬程=28.8米	2
14	盐液泵 102塑料泵 流量=13米 <sup>3</sup> /时 扬程=11米	1
15	交换塔 SL-10(二型) $\phi 820$	1
16	再生塔 SL-10(二型) $\phi 220$	1
17	软化水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	1
18	清洗水箱 容积=1.5米 <sup>3</sup>	1
19	盐液箱 容积=1.3米 <sup>3</sup>	1
20	除污器 $D_0 350$	1
21	过滤器 $D_0 40$	1
22	喷射器 ZSB-110	1
23	盐液池 容积=1.8米 <sup>3</sup>	1

(九) 三台SHF6.5-13型锅炉房 锅炉房内装有三台SHF6.5-13型沸腾炉, 烧热水。水系统采用逆流再生钠离子交换器, 高位水箱定压(位置18米平台), 水箱内有加热盘管使补水部分除氧, 同时设有加药器做补充除氧。运煤除灰均用胶带输送机, 除尘采用双级旋风式除尘器。

(十) 三台SHL20-13型锅炉房 锅炉房装有横汽包链条炉排锅炉三台, 总蒸发量达60吨/时。锅炉房采用卧式蜗壳除尘器, 占地较小。水处理采用固定床钠离子交换系统为第二级软化, 第一级为石灰处理系统, 在图中未示出。大气热力式除氧。

(十一) 锅炉房综合技术指标 表13-44所列综合技术指标, 是假设条件下的估算数值。其中, 锅炉房额定耗煤量是全部锅炉在额定蒸发量下的估算数值; 锅炉房小时最大耗水量是凝结水回水量占50%时采用固定床钠离子交换系统的估算数值; 锅炉房用电设备安装容量包括机械化运煤除灰的用电设备在内。因此综合技术指标可供选厂、工厂规划、编制设计任务书等参考, 不能作为设计订货的依据。

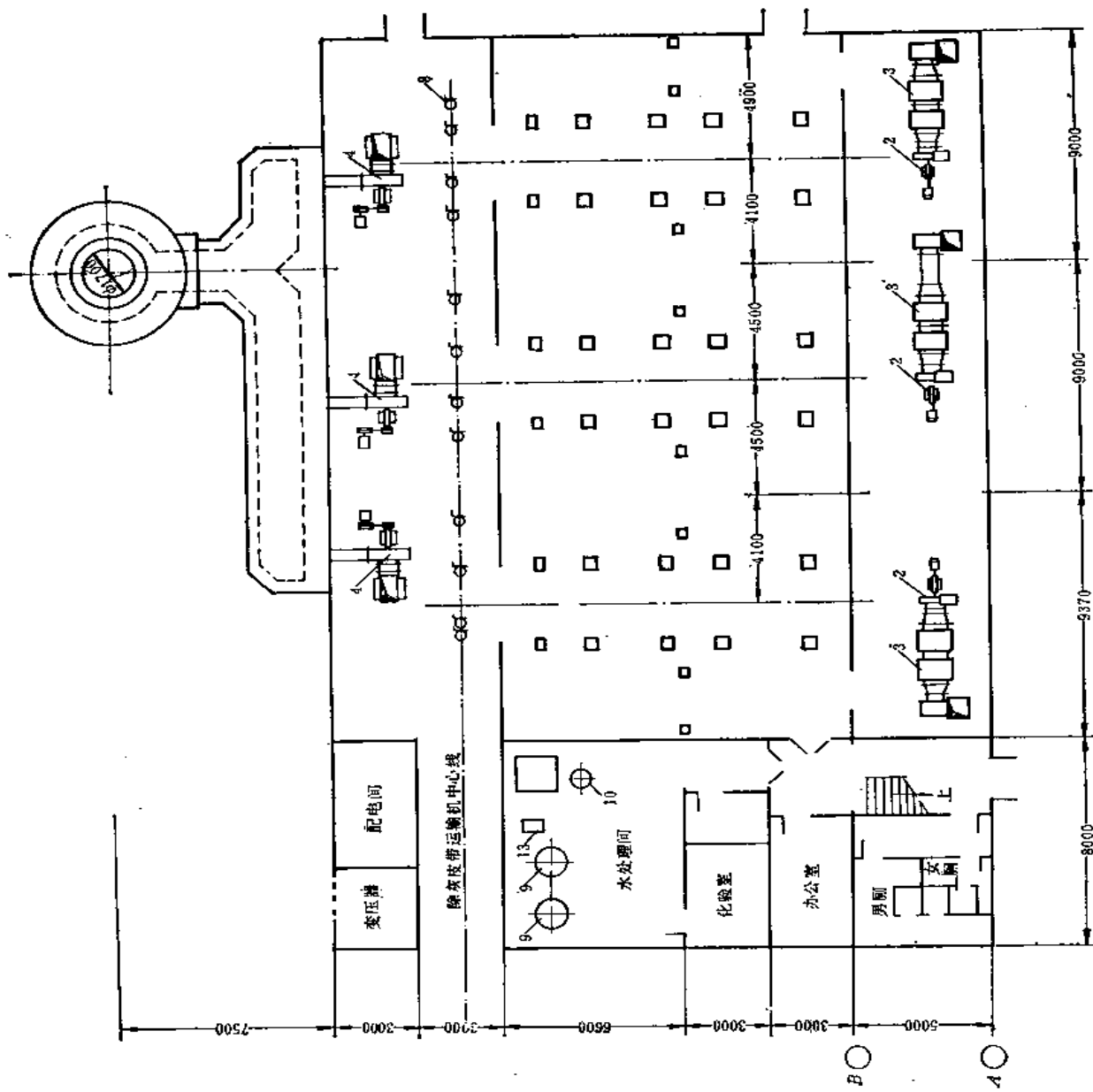


图 13-64 三台 SHF6,5-13 型  
锅炉房底层平面图

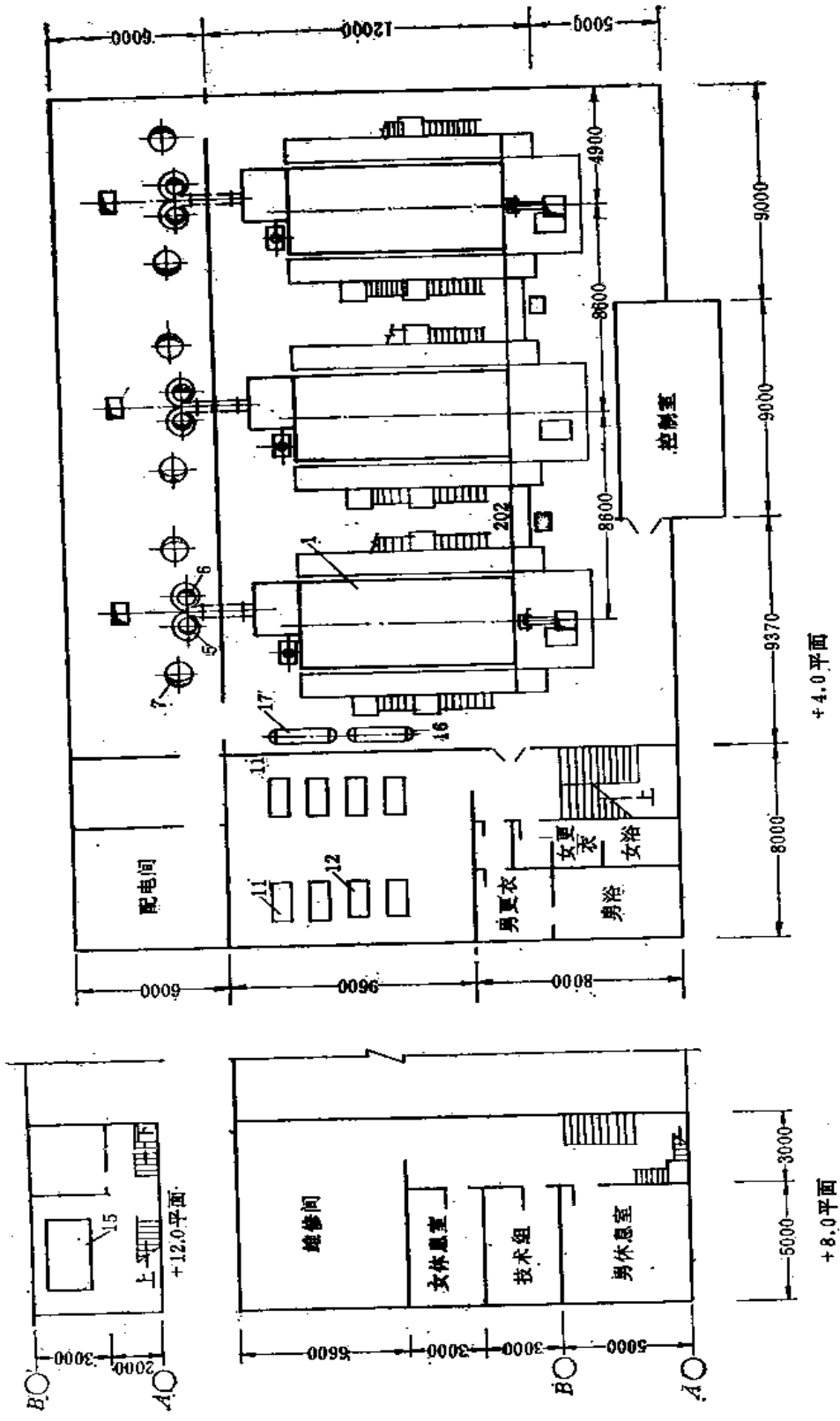


图 13-65 三台SHF6.5-13型锅炉房楼层平面图

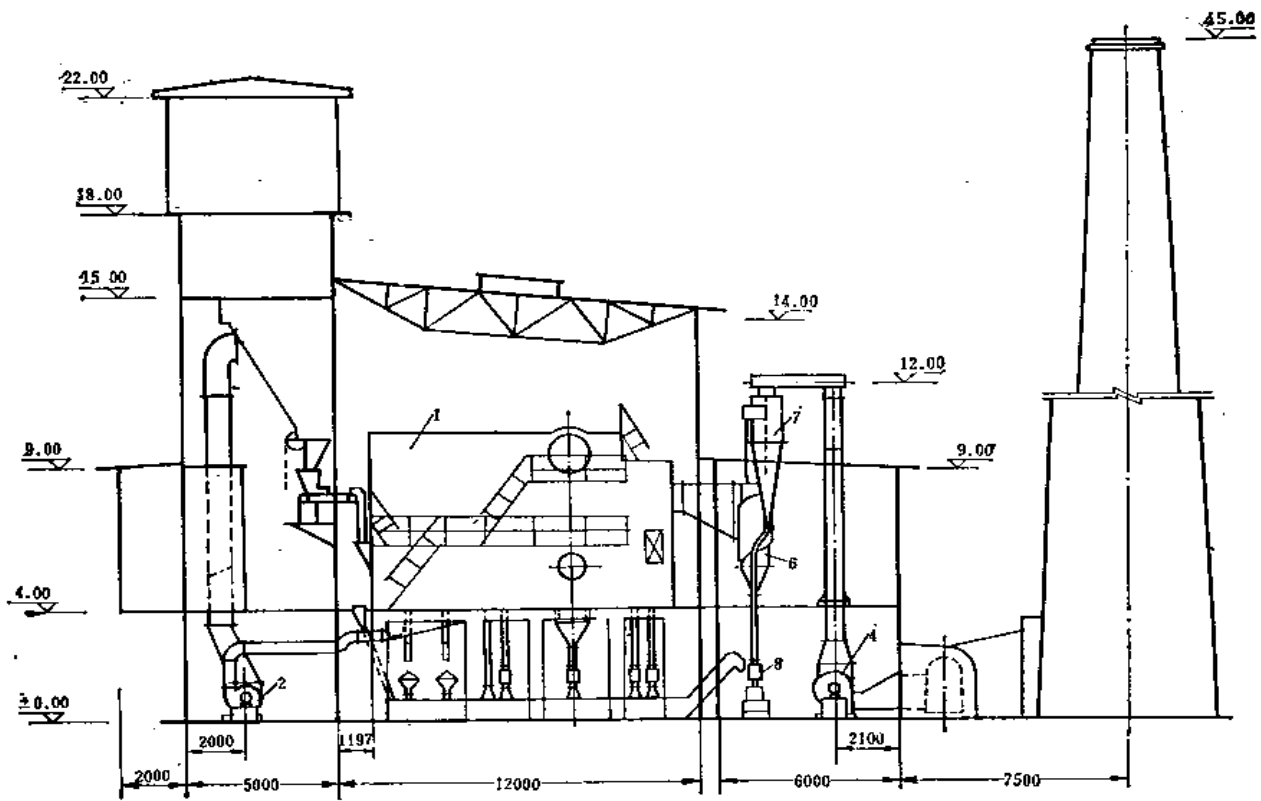


图 13-66 三台SHF6.5-13型锅炉房剖面图

三台SHF6.5-13型锅炉房设备

表 13-42

序 号	名 称 及 规 格	数 量
1	沸腾热水锅炉 SHF6-13 型	3
2	鼓风机 5-29 № 6D 高压离心风机 风量=7000米 <sup>3</sup> /时 风压=800毫米水柱	3
	电动机 22千瓦	
3	消声器 T701-6型 6号	6
4	引风机 Y5-47-11 № 8 C 风量=22000米 <sup>3</sup> /时 风压=214毫米水柱	3
	电动机 30千瓦	
5	离心式旋风除尘器 XPW-4型 φ 928右向进口	3
6	离心式旋风除尘器 XPW-4型 φ 928左向进口	3
7	烟气旋风除尘器 XLP/G-6型 2× φ 1020	3
8	翻板式排灰阀 CR211-6型 φ 50	12
9	固定床逆流再生钠离子交换器 GN型 φ 1200	2
10	溶盐器 φ 750	1
11	循环水泵 100R-57型 流量=100.8米 <sup>3</sup> /时 扬程=57米	6
	电动机30千瓦	
12	加压泵 65R-40型 流量=28.8米 <sup>3</sup> /时 扬程=39.5米	2
	电动机 7.5千瓦	
13	耐酸泵 50F-25型 流量=7.9~15.8米 <sup>3</sup> /时 扬程=27.5~23.5米	1
	电动机 3千瓦	
14	补给水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	2
15	反洗软水箱 容积=10米 <sup>3</sup>	1
16	集水器 φ 426×12 l=2500	1
17	分水缸 φ 426×12 l=2500	1
18	加药器 容积=0.5米 <sup>3</sup>	1
19	取样冷却器 φ 250	1

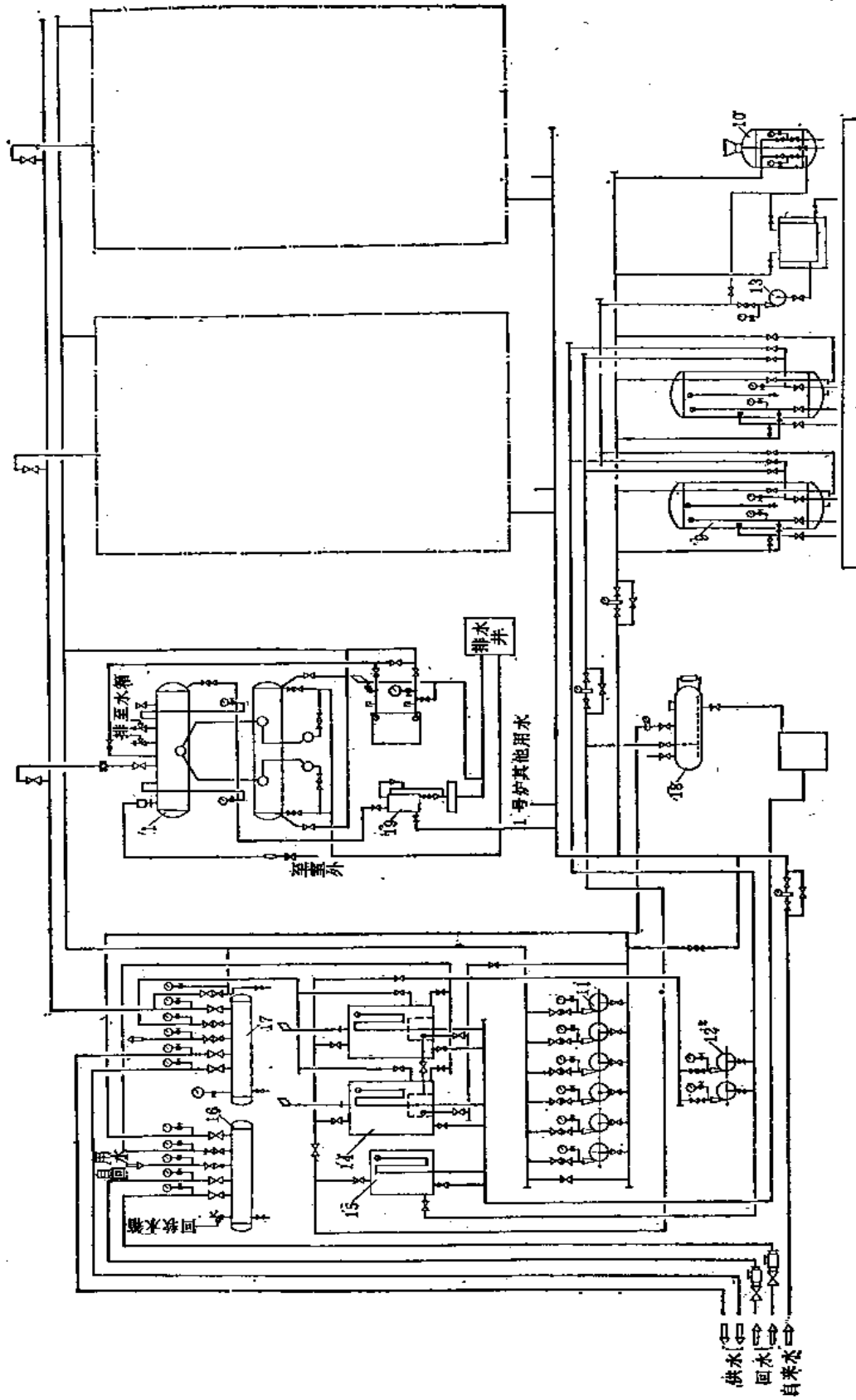


图 13-67 三台SHF6.5-13型锅炉房热力系统图





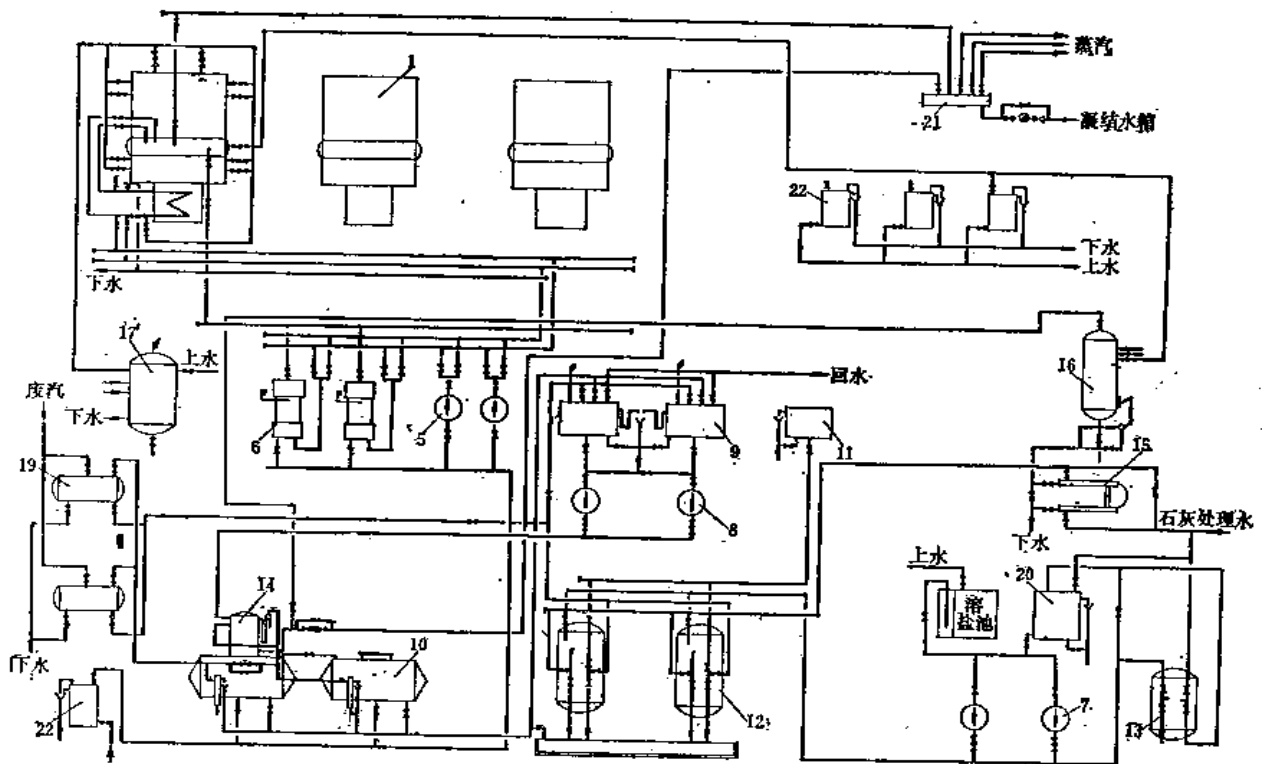


图 13-69 三台SHL20-13型锅炉房管道系统图

三台SHL20-13型锅炉房设备

表 13-43

序号	名称及规格	数量	序号	名称及规格	数量
1	蒸汽锅炉 SHL20-13型 蒸发量=20吨/时 压力=13公斤力/厘米 <sup>2</sup>	3	8	凝结水泵 4BA-12型 流量=65米 <sup>3</sup> /时 扬程=37.7米 电动机14千瓦	2
2	鼓风机 9-35-1型 №13寸 风压=261毫米水柱 风量=26550米 <sup>3</sup> /时 电动机 40千瓦	3	9	凝结水箱 容积=23米 <sup>3</sup>	2
3	引风机 Y9-35-1型 №15寸 风压=226毫米水柱 风量=72360米 <sup>3</sup> /时 电动机 95千瓦	3	10	除氧水箱 容积=35米 <sup>3</sup>	2
4	二次风机 9-27-1型 №5 电动机 17千瓦	3	11	反洗水箱 容积=6米 <sup>3</sup>	1
5	电动给水泵 4GC-8×5型 流量=55米 <sup>3</sup> /时 扬程=190米 电动机55千瓦	2	12	钠离子交换器 φ2000	2
6	汽动给水泵 2QS-63/17型 流量=63米 <sup>3</sup> /时 扬程=175米	2	13	盐液过滤器 φ500	1
7	盐液泵 2BA-6型 流量=10米 <sup>3</sup> /时 扬程=34.5米 电动机4.5千瓦	2	14	除氧器 出力=75吨/时	2
			15	热交换器 面积=9.3米 <sup>2</sup>	1
			16	连续排污膨胀器 φ850	1
			17	定期排污膨胀器 φ900	1
			18	除尘器 OC-2型	3
			19	热交换器 (废气利用)	2
			20	盐液配制箱	1
			21	分汽缸	1
			22	化验冷却器 φ250	4

锅炉房综合技术指标

序号	项目	单位	综合技术指标																				
1	锅炉型号		SLA0.4-7A <sub>2</sub>			KZL1-8A			KZL2-8A			KZL4-13A			SHL6-13A			SHL10-13A			SHL20-13		
2	锅炉台数	台	2	3	4	2	3	4	2	3	4	2	3	4	2	3	4	2	3	4	2	3	4
3	锅炉房额定蒸发量	吨/时	0.8	1.2	1.6	2	3	4	4	6	8	8	12	16	12	18	24	20	30	40	40	60	80
4	蒸汽压力	公斤力/厘米 <sup>2</sup>	7			8			8			13			13			13			13		
5	蒸汽温度	°C	164			175			175			194			194			194			194		
6	燃料种类																						
7	额定燃料消耗量	吨/时	0.17	0.26	0.34	0.32	0.48	0.64	0.64	0.96	1.28	1.28	1.92	2.56	2.0	3.0	4.0	3.1	4.6	6.2	6.2	9.2	12.4
8	锅炉热效率	%	64			80			80			80			80			80			80		
9	燃烧方式		明火反烧																				
10	小时最大耗水量	米 <sup>3</sup> /时	3.2	3.4	3.6	8.3	9.3	10.3	9.3	10.8	12.5	16.3	18.8	21.3	21.1	26.3	32	26.4	33.4	40.4	48	61	74
11	动力用电设备安装容量	千瓦	7	8	9	15	22	26	25	35	50	68	96	122	150	176	219	302	400	500	453	664	823
12	锅炉房跨距	米	6			12			12			12			16.5			16.5			20		
13	建筑面积	米 <sup>2</sup>	98	120	142	250	285	334	318	418	519	480	523	600	1480	1780	2080	1620	1920	2200	2170	2670	3171
14	占地面积	米 <sup>2</sup>	98	120	142	250	285	334	318	418	519	295	365	435	585	725	870	616	760	120	805	1010	1250
15	锅炉间下弦标高	米	6			6			6			6.5			11			13.2			18.4		
16	总人数	人	12	18	24	12	18	24	24	30	36	24	30	36	35	42	51	43	52	59	44	53	60

# 附 录

## 一、常用单位换算

### (一) 常用计量单位及换算关系

表 1

量的名称	单位制	单位名称	单位符号		换算关系
			中 文	国 际	
长 度	公制	微米	微米	$\mu$	$10^{-6}m$
		忽米	忽米	cmm	$10^{-5}m$
		丝米	丝米	dmm	$10^{-4}m$
		毫米	毫米	mm	$10^{-3}m$
		厘米	厘米	cm	$10^{-2}m$
		分米	分米	dm	$10^{-1}m$
		米	米	m	基本单位
		十米	十米	dam	10m
		百米	百米	hm	$10^2m$
		公里	公里	km	$10^3m$
市制	市制	市寸	市寸		$10^{-1}$ 市尺
		市尺	市尺		$1/3m, 1.0936ft$
		市丈	市丈		10市尺
		市里	市里		1500市尺, 0.5km, 0.3107mi
		海里	海里	M, nm	1852m, 只用于海程
面 积	公制	平方毫米	毫米 <sup>2</sup>	mm <sup>2</sup>	$10^{-6}m^2$
		平方厘米	厘米 <sup>2</sup>	cm <sup>2</sup>	$10^{-4}m^2$
		平方分米	分米 <sup>2</sup>	dm <sup>2</sup>	$10^{-2}m^2$
		平方米	米 <sup>2</sup>	m <sup>2</sup>	基本单位
		百平方米	(十米) <sup>2</sup>	dam <sup>2</sup>	$10^2m^2$
		万平方米	(百米) <sup>2</sup>	hm <sup>2</sup>	$10^4m^2$
		平方公里	公里 <sup>2</sup>	km <sup>2</sup>	$10^6m^2$
		公亩	公亩	a	$10^2m^2$
		公顷	公顷	ha	$10^4m^2$
		市制	市制	平方市寸	寸 <sup>2</sup>
平方市尺	尺 <sup>2</sup>				$1/9m^2$
平方市丈	丈 <sup>2</sup>				$10^2$ 市尺 <sup>2</sup>
市厘	市厘				60市尺 <sup>2</sup>

续表

量的名称	单位制	单位名称	单位符号		换算关系	
			中文	国际		
面积	市制	市分 市亩 平方市里	市分 市亩 市里 <sup>2</sup>		10市厘, 600市尺 <sup>2</sup> 10市分, 60市丈 <sup>2</sup> , 6000市尺 <sup>2</sup> 375市亩	
	英制	平方英寸 平方英尺 平方码 平方英里 英亩	英寸 <sup>2</sup> 英尺 <sup>2</sup> 码 <sup>2</sup> 英里 <sup>2</sup> 英亩	in <sup>2</sup> ft <sup>2</sup> yd <sup>2</sup> mi <sup>2</sup> A	6.4516×10 <sup>-4</sup> m <sup>2</sup> 0.092903m <sup>2</sup> , 144in <sup>2</sup> , 1/9yd <sup>2</sup> 0.836127m <sup>2</sup> , 9ft <sup>2</sup> 2.58999km <sup>2</sup> , 640A 4046.86m <sup>2</sup> , 43560ft <sup>2</sup> , 4840yd <sup>2</sup>	
体积和容积	公制	立方毫米 立方厘米 立方分米 立方米	毫米 <sup>3</sup> 厘米 <sup>3</sup> 分米 <sup>3</sup> 米 <sup>3</sup>	mm <sup>3</sup> cm <sup>3</sup> dm <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	10 <sup>-9</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>-6</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> 基本单位	
		毫升 厘升 分升 升 十升 百升 千升	毫升 厘升 分升 升 十升 百升 千升	ml cl dl l dal hl kl	10 <sup>-3</sup> 升, 10 <sup>-6</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>-2</sup> 升, 10 <sup>-5</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>-1</sup> 升, 10 <sup>-4</sup> m <sup>3</sup> 基本单位, 10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> 10升, 10 <sup>-2</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>2</sup> 升, 10 <sup>-1</sup> m <sup>3</sup> 10 <sup>3</sup> 升 1 m <sup>3</sup>	
		市制	市升 市斗 市石	市升 市斗 市石		1升, 10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> 10升, 10 <sup>-2</sup> m <sup>3</sup> 100升, 10 <sup>-1</sup> m <sup>3</sup>
		英美制	立方英寸 立方英尺 立方码 英加仑 美加仑	英寸 <sup>3</sup> 英尺 <sup>3</sup> 码 <sup>3</sup> 加仑(英) 加仑(美)	in <sup>3</sup> ft <sup>3</sup> yd <sup>3</sup> gal(UK) gal(US)	16.3871×10 <sup>-6</sup> m <sup>3</sup> 0.0283168m <sup>3</sup> , 1728in <sup>3</sup> 0.764555m <sup>3</sup> , 27ft <sup>3</sup> 4.54609×10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> 3.78541×10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> , 231in <sup>3</sup>
	质量	公制	毫克 厘克 分克 克 十克 百克 千克(公斤) 公担 吨 工程质量单位	毫克 厘克 分克 克 十克 百克 千克(公斤) 公担 吨 千克(公斤)力·秒 <sup>2</sup> /米	mg cg dg g dag hg kg q t kgf·s <sup>2</sup> /m	10 <sup>-6</sup> kg 10 <sup>-5</sup> kg 10 <sup>-4</sup> kg 10 <sup>-3</sup> kg 10 <sup>-2</sup> kg 10 <sup>-1</sup> kg 基本单位 10 <sup>2</sup> kg 10 <sup>3</sup> kg 1工程质量单位=9.81千克
市制			市钱 市两 市斤 市担	市钱 市两 市斤 市担		10 <sup>-2</sup> 市斤, 0.005kg 10 <sup>-1</sup> 市斤, 0.05kg 0.5kg 10 <sup>2</sup> 市斤, 50kg

续表

量的名称	单位制	单位名称	单位符号		换算关系
			中文	国际	
质量	英美制	克拉	克拉	car	200mg
		盎司	盎司	oz	1/16lb, 0.02835495kg
		磅	磅	lb	0.45359237kg, 16盎司
		英吨	吨(英)	l.t	1016.05kg, 2240lb
		美吨	吨(美)	s.t	907.185kg, 2000lb
重 度	公制	牛顿每立方米	牛/米 <sup>3</sup>	N/m <sup>3</sup>	基本单位
		千克(公斤)力每立方米	千克(公斤)力/米 <sup>3</sup>	kgf/m <sup>3</sup>	9.80665N/m <sup>3</sup>
	达因每立方厘米	达因/厘米 <sup>3</sup>	dyn/cm <sup>3</sup>	10N/m <sup>3</sup>	
	英制	磅力每立方英尺	磅力/英尺 <sup>3</sup>	lbf/ft <sup>3</sup>	157.087N/m <sup>3</sup>
密 度	公制	克每立方厘米	克/厘米 <sup>3</sup>	g/cm <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> kg/m <sup>3</sup>
		千克(公斤)每立方米	千克(公斤)/米 <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	基本单位, 0.06243lb/ft <sup>3</sup>
		吨每立方米	吨/米 <sup>3</sup>	t/m <sup>3</sup>	10 <sup>3</sup> kg/m <sup>3</sup>
	千克(公斤)每升	千克(公斤)/升	kg/l	10 <sup>3</sup> kg/m <sup>3</sup>	
	英制	工程质量单位每立方米	工程质量单位/米 <sup>3</sup>	kgf·s <sup>2</sup> /m <sup>4</sup>	
		磅每立方英尺	磅/英尺 <sup>3</sup>	lb/ft <sup>3</sup>	16.0185kg/m <sup>3</sup>
比 重		1			即相对密度
时 间	公制	秒	秒	s	
		分	分	min	60s
		小时	小时	h	3600s
平 面 角	公制	秒	秒	°	1/60', 0.00000484814rad
		分	分	'	1/60°, 0.000290888rad
		度	度	°	0.0174533rad
		弧度	弧度	rad	57°17'45"
速 度	公制	厘米每秒	厘米/秒	cm/s	0.01m/s
		米每秒	米/秒	m/s	基本单位
		公里每小时	公里/小时	km/h	0.2778m/s
	英制	英尺每秒	英尺/秒	ft/s	0.3048m/s, 1/3yd/s
		英里每小时	英里/小时	mi/h	0.44704m/s
		码每秒	码/秒	yd/s	0.9144m/s
加 速 度	公制	厘米每秒平方	厘米/秒 <sup>2</sup>	cm/s <sup>2</sup>	10 <sup>-2</sup> m/s <sup>2</sup>
		米每秒平方	米/秒 <sup>2</sup>	m/s <sup>2</sup>	基本单位
	英制	英尺每秒平方	英尺/秒 <sup>2</sup>	ft/s <sup>2</sup>	0.3048m/s <sup>2</sup>
		码每秒平方	码/秒 <sup>2</sup>	yd/s <sup>2</sup>	0.9144m/s <sup>2</sup>
角 速 度	公制	径(弧度)每秒	径(弧度)/秒	rad/s	基本单位
		转每秒	转/秒	rpm	2π rad/s
		转每分	转/分	rpm	π/30 rad/s
角加速度	公制	径(弧度)每秒平方	径(弧度)/秒 <sup>2</sup>	rad/s <sup>2</sup>	
频 率	公制	赫 兹	赫	Hz(1/s)	1/秒

续表

量的名称	单位制	单位名称	单位符号		换算关系
			中文	国际	
力、重量	公制	克力 千克(公斤)力 吨力 牛顿 达因	克力 千克(公斤)力 吨力 牛顿 达因	gf kgf tf N dyn	$9.80665 \times 10^{-3} \text{N}$ 9.80665N 9806.65N 基本单位1N=1kg·m/s <sup>2</sup> $10^{-5} \text{N}$ ; $1.02 \times 10^{-6} \text{kgf}$
	英制	磅力	磅力	lbf	4.44822N; 0.4536 kgf
力矩	公制	牛顿·米 千克(公斤)力·厘米	牛顿·米 千克(公斤)力·厘米	N·m kgf·cm	基本单位 $9.80665 \times 10^{-2} \text{N} \cdot \text{m}$
功与能	公制	焦耳 千克(公斤)力·米 尔格 瓦特秒 瓦特小时 千瓦特小时	焦耳 千克(公斤)力·米 尔格 瓦秒 瓦时 千瓦时	J kgf·m erg W·s W·h kW·h	基本单位1J=1N·m 9.80665 J $10^{-7} \text{J}$ 1 J 367.1kgf·m, 3600 J $367.1 \times 10^3 \text{kgf} \cdot \text{m}$ , $3600 \times 10^3 \text{J}$
	英制	磅力英尺	磅力·英尺	lbf·ft	0.1383kgf·m, 1.35582 J
功率	公制	瓦特 千瓦特 千克(公斤)力米每秒 尔格每秒 马力	瓦 千瓦 千克(公斤)力·米/秒 尔格/秒 马力	W kW kgf·m/s erg/s PS	$1 \text{W} = 1 \text{J/s}$ 基本单位 1000W, 102kgf·m/s, 1.36PS 9.80665W $10^{-7} \text{W}$ 735.49875W, 75kgf·m/s
	英制	马力	马力(英)	HP	745.7W, 76kgf·m/s, 1.014PS
转动惯量	公制	克平方厘米 千克(公斤)平方米 工程质量单位·平方米	克·厘米 <sup>2</sup> 千克(公斤)·米 <sup>2</sup> 工程质量单位·米 <sup>2</sup>	g·cm <sup>2</sup> kg·m <sup>2</sup> kgf·m·s <sup>2</sup>	
温度	绝对温度 摄氏温度 华氏温度	开尔文(T) 摄氏温度(t <sub>c</sub> ) 华氏温度(t <sub>F</sub> )	开 摄氏(氏)度 华(氏)度	K °C °F	$T = t_c + 273.15$ , 1K=1°C $t_c = 5/9(t_F - 32)$ $t_F = 9/5t_c + 32$
体积流量	公制	立方米每秒 立方米每分 立方米每小时 升每秒 升每分 升每小时	米 <sup>3</sup> /秒 米 <sup>3</sup> /分 米 <sup>3</sup> /小时 升/秒 升/分 升/小时	m <sup>3</sup> /s m <sup>3</sup> /min m <sup>3</sup> /h l/s l/min l/h	基本单位 1/60 m <sup>3</sup> /s 1/3600m <sup>3</sup> /s $10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$ $10^{-3}/60 \text{m}^3/\text{s}$ $10^{-3}/3600 \text{m}^3/\text{s}$
质量流量	公制	千克(公斤)每秒 千克(公斤)每分 千克(公斤)每小时 吨每秒 吨每分 吨每小时	千克(公斤)/秒 千克(公斤)/分 千克(公斤)/小时 吨/秒 吨/分 吨/小时	kg/s kg/min kg/h t/s t/min t/h	基本单位 1/60 kg/s 1/3600 kg/s $10^3 \text{kg/s}$ $10^3/60 \text{kg/s}$ $10^3/3600 \text{kg/s}$

续表

量的名称	单位制	单位名称	单位符号		换算关系
			中文	国际	
压力与应力	公制	牛顿每平方米 帕斯卡 千克(公斤)力/平方毫米 千克(公斤)力/平方米 工程大气压	牛/米 <sup>2</sup> 帕 千克(公斤)力/毫米 <sup>2</sup> 千克(公斤)力/米 <sup>2</sup> 工程大气压	N/m <sup>2</sup> Pa kgf/mm <sup>2</sup> kgf/m <sup>2</sup> at	1 Pa 1 N/m <sup>2</sup> 9.80665 × 10 <sup>6</sup> Pa 9.80665 Pa 1 at = 1 kgf/cm <sup>2</sup> = 9.80665 × 10 <sup>4</sup> Pa
		千克(公斤)力/平方厘米 达因/平方厘米 标准大气压 巴 托(毫米汞柱) 毫米水柱	[千克(公斤)力/厘米 <sup>2</sup> ] 达因/厘米 <sup>2</sup> 标准大气压 巴 托(毫米汞柱) 毫米水柱	[kgf/cm <sup>2</sup> ] dyn/cm <sup>2</sup> atm bar torr(mmHg) mmH <sub>2</sub> O	101325 Pa 10 <sup>5</sup> Pa, 10 <sup>6</sup> dyn/cm <sup>2</sup> 133.322 Pa 9.80665 Pa
	英制	磅力/平方英尺 磅力/平方英寸	磅力/英尺 <sup>2</sup> 磅力/英寸 <sup>2</sup>	lbf/ft <sup>2</sup> lbf/in <sup>2</sup>	4.8826 kgf/m <sup>2</sup> 0.07031 kgf/cm <sup>2</sup>
(动力)粘度		帕斯卡秒 牛顿秒每平方米 厘泊 千克(公斤)力秒每平方米 泊	帕·秒 牛·秒/米 <sup>2</sup> 厘泊 千克(公斤)力秒/米 <sup>2</sup> 泊	Pa·s N·s/m <sup>2</sup> cp kgf·s/m <sup>2</sup> p	Pa·s = 1 N·s/m <sup>2</sup> 10 <sup>-3</sup> Pa·s 9.80665 Pa·s 0.1 Pa·s = dyn·s/cm <sup>2</sup>
运动粘度		平方米每秒 斯托克斯 厘沲	米 <sup>2</sup> /秒 斯 厘沲	m <sup>2</sup> /s St cSt	1 St = cm <sup>2</sup> /s = 10 <sup>-4</sup> m <sup>2</sup> /s 10 <sup>-6</sup> m <sup>2</sup> /s
热量		焦耳 卡 千卡 英热单位	焦耳 卡 千卡 英热单位	J cal kcal B.T.U	4.1868 J, 0.42645 kgf·m 4.1868 × 10 <sup>3</sup> J, 426.45 kgf·m 0.252 kcal ≈ 1055 J
比热		卡/克·摄氏度 千卡/千克(公斤)·摄氏度 焦耳/千克(公斤)·开尔文	卡/(克·摄氏度) 千卡/[千克(公斤)·摄氏度] 焦耳/[千克(公斤)·开]	cal/(g·°C) kcal/(kg·°C) J/(kg·K)	4.1868 × 10 <sup>-3</sup> J/(g·K) 4.1868 × 10 <sup>-3</sup> J/(kg·K)
热容量		焦耳/开尔文 (焦耳/摄氏度)	焦耳/开 (焦耳/摄氏度)	J/K (J/°C)	
传热系数		瓦特每平方米开尔文 每平方厘米秒·摄氏度	瓦/(米 <sup>2</sup> ·开) 卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·摄氏度)	W/(m <sup>2</sup> ·K) cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)	4.1868 × 10 <sup>4</sup> W/(m <sup>2</sup> ·K)
导热系数		瓦特每米开尔文 卡/厘米秒·摄氏度	瓦/(米·开) 卡/(厘米·秒·摄氏度)	W/(m·K) cal/(cm·s·°C)	4.1868 × 10 <sup>2</sup> W/(m·K)

注: 1. 在工厂中工人常用“丝”、“道”表示公差值。1 丝 = 1 道 = 0.01 毫米 = 10 微米。英制长度单位“英尺”和“英寸”在书写时, 可以分别用符号(′)和(″)来代替, 注在数字右上角。例如: 3′ 即 3 英尺; 5″ 即 5 英寸。“英寸”(=1/8 英寸)是我国工厂的习惯称呼, 如: 3/8 英寸也常叫做 3 英分, 在英制长度单位中是没有英分的。

2. 现国际工程制用“牛顿”作为力的单位, 使力和质量的单位得以清晰区分。

1 公斤力 = 9.80665 牛顿; 1 牛顿 = 1 公斤 × 1 米/秒<sup>2</sup>

(二) 长度单位换算

表 2

公 制				市 制				国际海里		英 美 制				日 制			
公 里	米	厘 米	米	市 里	市 尺	市 寸	市 分	海 里	英 里	码	英 尺	英 寸	日 里	日 町	日 尺	日 分	
1	1000		3000	2				0.53996	0.6214	1093.61	3280.8		0.2546	9.16667	3800		
0.001	1	100	3	0.002	3	300	300	0.00054	0.0006214	1.0936	3.2808	39.370	0.0002546	0.00917	3.3	330	
	0.01	1	0.03		3					0.03281	0.3937				0.033	3.3	
0.5	500		1500	1				0.2698	0.3107	546.82	1640.4		0.1273	4.58334	1650		
0.0033	0.3333	33.333	1		100					0.3645	1.0936	13.123			1.1	110	
	0.0033	0.3333	0.01		1					0.00384	0.01093	0.13123			0.011	1.1	
1.852	1852		5556	3.704				1	1.1508	2025.37	6076.1		0.47157	16.9767	6111.6		
1.6093	1609.347		4828	3.2187				0.86896	1	1760	5280		0.40978	14.7524	5310.85		
0.009144	0.9144	91.4402	2.7432						0.00057	1	3	36		0.00338	3.0175		
	0.3048	30.48	0.9144		91.44				0.00019	0.3383	1	12		0.00279	1.0058	100.584	
	0.0254	2.54	0.0762		7.62					0.0278	0.8333	1			0.0338	3.382	
3.9273	3927.3		11781.9	7.8546				2.1206	2.4403	4294.93	12884.78		1	36	12960		
	109.0908		327.2724					0.05887		119.302			0.02777	1	360	36000	
0.003	0.30303	30.303	0.9091		90.91			0.000164		0.3314	0.9942	11.9305	0.000077	0.002777	1	100	
	0.003	0.30303	0.00909		0.9091					0.00994	0.11981				0.01	1	



(三) 面积单位换算

表 3

公里 <sup>2</sup>	公 制			市 制			英 美 制				日 制		
	米 <sup>2</sup>	厘米 <sup>2</sup>	公顷	市亩	市尺 <sup>2</sup>	市寸 <sup>2</sup>	英亩	英里 <sup>2</sup>	码 <sup>2</sup>	英尺 <sup>2</sup>	英寸 <sup>2</sup>	日尺 <sup>2</sup>	日寸 <sup>2</sup>
1	10 <sup>9</sup>	10 <sup>10</sup>	10 <sup>2</sup>	1.5 × 10 <sup>2</sup>	9 × 10 <sup>9</sup>		2.4711 × 10 <sup>2</sup>	0.3861		1.0764 × 10 <sup>7</sup>	1.55 × 10 <sup>2</sup>		
10 <sup>-4</sup>	1	10 <sup>4</sup>	10 <sup>-4</sup>	1.5 × 10 <sup>-3</sup>	9		2.471 × 10 <sup>-4</sup>		1.198	10.7689	1.55 × 10 <sup>2</sup>	10.89	
10 <sup>-10</sup>	10 <sup>-4</sup>	1	10 <sup>-6</sup>	1.5 × 10 <sup>-7</sup>	9 × 10 <sup>-4</sup>	9 × 10 <sup>-3</sup>				1.0764 × 10 <sup>-3</sup>	0.155	0.0011	0.1089
10 <sup>-2</sup>	10 <sup>4</sup>	10 <sup>6</sup>	1	15	9 × 10 <sup>4</sup>		2.4711	3.9 × 10 <sup>-3</sup>		1.0764 × 10 <sup>6</sup>	1.55 × 10 <sup>7</sup>		
6.6667 × 10 <sup>-4</sup>	6.6667 × 10 <sup>2</sup>	6.6667 × 10 <sup>6</sup>	6.6667 × 10 <sup>-2</sup>	1	6 × 10 <sup>3</sup>		0.1647			7.176 × 10 <sup>3</sup>	1.0933 × 10 <sup>6</sup>	7257.6	
1.111 × 10 <sup>-7</sup>	0.1111	1.111 × 10 <sup>3</sup>	1.111 × 10 <sup>-4</sup>	1.6667 × 10 <sup>-4</sup>	1	10 <sup>2</sup>	2.7456 × 10 <sup>-5</sup>		0.1329	1.198	1.7222 × 10 <sup>2</sup>	1.21	121
		11.111			10 <sup>-3</sup>	1				1.7222	0.012	1.21	
4.0469 × 10 <sup>-3</sup>	4.0469 × 10 <sup>3</sup>	4.0469 × 10 <sup>7</sup>	0.40469	6.0716	3.6422 × 10 <sup>4</sup>		1	1.6 × 10 <sup>-3</sup>	4840	4.356 × 10 <sup>4</sup>	6.2726 × 10 <sup>6</sup>		
2.59			2.59 × 10 <sup>2</sup>	3.885 × 10 <sup>3</sup>			6.4 × 10 <sup>2</sup>	1					
	0.8361				7.5251	7.5251 × 10 <sup>3</sup>			1	9		0.1075	910.54
9.29 × 10 <sup>-5</sup>	9.2903 × 10 <sup>-2</sup>	9.2903 × 10 <sup>2</sup>	9.29 × 10 <sup>-5</sup>	1.3935 × 10 <sup>-4</sup>	0.8361		2.296 × 10 <sup>-5</sup>		0.3111	1	1.44 × 10 <sup>3</sup>	1.011	101.2
	6.4516 × 10 <sup>-4</sup>	6.4516			0.8254	0.5808				6.944 × 10 <sup>-3</sup>	1		0.7026
	9.18 × 10 <sup>-2</sup>					82.64			0.1098	0.9881	142.33	1	100
	0.0009	9.1827				0.5265				1.4233	10 <sup>-2</sup>		1

(四) 容积单位换算

表 4

厘米 <sup>3</sup>	公 制			英 美 制						日 制			
	米 <sup>3</sup>	升	市升	市 制		英寸 <sup>3</sup>	英尺 <sup>3</sup>	磅(水)	美加仑(液量)	美加仑(干量)	英 加 仑	日尺 <sup>3</sup>	日升
				市尺 <sup>3</sup>	市尺 <sup>3</sup>								
1	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-3</sup>		271 × 10 <sup>-7</sup>	0.061024	353 × 10 <sup>-7</sup>	0.002046	264.17 × 10 <sup>-6</sup>	227 × 10 <sup>-6</sup>	22 × 10 <sup>-6</sup>	359 × 10 <sup>-7</sup>	5544 × 10 <sup>-7</sup>	
10 <sup>6</sup>	1	10 <sup>3</sup>	27	61024	35.3147	2204.6	264.17	227	220.03	35.937	554.4		
10 <sup>3</sup>	10 <sup>-3</sup>	1	0.027	61.024	0.0353	2.2046	0.26417	0.227	0.2201	0.0359	0.5544		
37037	0.037	37.037	1	2260	1.308	81.57	9.7841	8.4074	8.1515	1.331	20.55		
16.3871	164 × 10 <sup>-7</sup>	0.0164	44 × 10 <sup>-5</sup>	1	58 × 10 <sup>-5</sup>	0.0362	0.0043	0.00372	0.0036	0.009	0.009		
28317	0.02832	28.317	0.7646	1728	1	62.428	7.4805	6.4288	6.2288	1.018	15.6976		
453.6	4536 × 10 <sup>-7</sup>	0.4536	0.1225	27.65	0.016	1	0.1198	0.10297	0.0998	0.0998	2.0764		
3785	0.003785	3.7853	0.1022	281	0.1337	8.3455	1	0.8594	0.8327	0.8327	2.0764		
4546	0.004546	4.4048	0.1227	268.8	9.7108	1.1636	1	1	0.9689	0.9689	2.5201		
27800	0.0278	27.727	0.7513	277.27	0.1605	10.022	1.3009	1.0321	1	1	15.44		
1804	0.001804	1.8039	0.0487	110.093	0.00637	3.9768	0.4816	0.4095	0.3968	0.0648	1		

(五) 重量单位换算

表 5

公 制			市 制			
克	公 斤	吨	市两(旧制)	市 两	市 斤	市 担
1	0.001	$10^{-6}$	0.032	0.02	0.002	
1000	1	0.001	32	20	2	0.02
$10^6$	1000	1	32000	$2 \times 10^4$	$2 \times 10^3$	20
31.25	0.0313		1	0.625	0.0625	
50	0.05	0.00005	1.6	1	0.1	0.001
500	0.5	0.0005	16	10	1	0.01
	50	0.05	1600	1000	100	1
0.0648			0.002074	0.0013		
28.3495	0.0284		0.9072	0.567	0.0567	
453.58	0.4536	0.0004536	14.515	9.072	0.9072	0.009072
	0.3732	0.0003732		7.465	0.7465	
	907.19	0.9072	29030	18144	1814.37	18.1437
	1016.047	1.016	32514	20321	2032.09	20.3209
	0.6		19.2	12	1.2	
3750	3.75	0.00375	120	75	7.5	0.075

英 美 制						日 制	
克 拉	盎司(常衡)	磅(常衡)	磅(金衡)	美吨(短吨)	英吨(长吨)	日 斤	日 贯
15.4324	0.035274	0.0022046	0.0026792			0.00167	0.000267
15432.36	35.274	2.20462	2.6792	0.001102	0.000984	1.6667	0.2667
	35274	2204.62	2679.2285	1.1023	0.9842	1666.67	266.67
	1.1023	0.0689				0.0521	0.00833
771.6178	1.7637	0.11023	0.13396			0.0833	0.01333
7716.178	17.637	1.1023	1.3396	0.000551	0.000492	0.8333	0.1333
	1763.7	110.231	133.96	0.551	0.04921	83.333	13.3333
1	0.0023						0.0000173
437.5	1	0.0625	0.07596				0.007558
7000	16	1	1.2153	0.0005	0.0004465	0.75586	0.120928
5760	13.1657	0.8229	1	0.00041143	0.0003674	0.6221	0.099536
	32000	2000	2430.5	1	0.8929	1511.97	241.916
	35840	2240	2722.2	1.12	1	1693.41	270.95
	21.1641	1.3228	1.6075			1	0.16
57871.3	132.3	8.2673		0.0041	0.00369	6.25	1

(六) 密度单位换算

表 6

克/毫升	克/厘米 <sup>3</sup>	公斤/米 <sup>3</sup>	吨/米 <sup>3</sup>	磅/英寸 <sup>3</sup>	磅/英尺 <sup>3</sup>	磅/加仑(美)	磅/加仑(英)
1	0.99997	$9.9997 \times 10^2$	0.99997	$3.6127 \times 10^{-2}$	62.427	8.3452	1.002
$1.00003 \times 10^{-3}$	$10^{-3}$	1	$10^{-3}$	$3.6127 \times 10^{-5}$	$6.2428 \times 10^{-2}$	$8.345 \times 10^{-3}$	$1.002 \times 10^{-2}$
1.00003	1	$10^3$	1	$3.6127 \times 10^{-2}$	62.428	8.3454	10.02
27.6805	27.680	$27.680 \times 10^4$	27.68	1	$1.728 \times 10^3$	$2.31 \times 10^2$	$2.7741 \times 10^2$
$1.60185 \times 10^{-2}$	$1.60185 \times 10^{-2}$	16.0185	$1.60185 \times 10^{-2}$	$5.787 \times 10^{-4}$	1	0.13368	0.16054
0.1198	0.1198	$1.198 \times 10^2$	0.1198	$4.3291 \times 10^{-3}$	7.4807	1	1.2009
$9.9779 \times 10^{-2}$	$9.9779 \times 10^{-2}$	99.779	$9.9779 \times 10^{-2}$	$3.6047 \times 10^{-3}$	6.2290	0.83268	1

注: 1. 1克/厘米<sup>3</sup> = 1公斤/分米<sup>3</sup>。2. 1克/厘米<sup>3</sup> = 0.752480吨(英)/码<sup>3</sup>。3. 1吨(英)/码<sup>3</sup> = 1.32894克/厘米<sup>3</sup>。

(七) 比容单位换算

表 7

米 <sup>3</sup> /公斤	英尺 <sup>3</sup> /磅	米 <sup>3</sup> /吨	英尺 <sup>3</sup> /英吨	升/公斤	英加仑/磅
1	16.0186	1000.0000	35881.0000	1000.0000	99.9001
0.062400	1	62.5001	2227.1700	62.5001	6.23440
0.001000	0.0160	1	35.8810	1	0.09970
0.000028	0.000449	0.0280	1	0.0280	0.00278
0.001000	0.0160	1	35.8810	1	0.09970
0.0100	0.01620	10.0313	359.9331	10.0313	1

(八) 速度单位换算

表 8

米/秒	英尺/秒	码/秒	英尺/分	公里/时	英里/时	海里/时
1	3.2808	1.0936	196.85	3.600	2.2370	1.9440
0.3048	1	0.3333	60	1.0973	0.6819	0.5925
0.9144	3	1	180.0	3.2919	2.0457	1.7775
0.0051	0.0164	0.0056	1	0.01829	0.0114	0.0099
0.2778	0.9114	0.3038	54.68	1	0.6214	0.5400
0.4470	1.4667	0.4889	88.0	1.6093	1	0.8689
0.5144	1.6881	0.5627	101.0	1.8520	1.1508	1

(九) 流量单位换算

表 9

米 <sup>3</sup> /秒	英尺 <sup>3</sup> /秒	码 <sup>3</sup> /秒	升/秒	磅(水)/秒	米 <sup>3</sup> /时	美加仑/秒	英加仑/秒	英尺 <sup>3</sup> /分
1	35.3132	1.3079	1000	2205.0	3600	264.2000	220.0900	2119
0.0283	1	0.0370	28.326	62.4388	101.9408	7.4805	6.2279	60
0.7645	27	1	764.5134	1685.7520	2752.2482	201.9844	168.1533	1620
0.0010	0.0353	0.0013	1	2.2050	3.6000	0.2642	0.2201	2.119
0.0004536	0.0160	0.0006	0.4536	1	1.6327	0.1198	0.0998	0.96
0.0002778	0.0098	0.0004	0.2778	0.6125	1	0.0734	0.0611	0.5870
0.003785	0.1337	0.0049	3.7863	8.3487	13.626	1	0.8333	8.01
0.0045	0.1607	0.0059	4.5435	10.0184	16.3466	1.2004	1	9.62
0.00047	0.0167	0.00062	0.4720	1.041	1.70	0.1250	0.1040	1

(十) 压力单位换算

表 10

公斤/米 <sup>2</sup>	工程大气压 (公斤/厘米 <sup>2</sup> )	标准大气压 (大气压)	水银柱高度 (毫米)	水柱高度 (米)	毫 巴	磅/英寸 <sup>2</sup>	英寸水柱
1 × 10 <sup>4</sup>	1	0.9678	735.5	10.00	981.00	14.223	395.0
1.0333 × 10 <sup>4</sup>	1.0333	1	760.00	10.3333	1013.25	14.696	407.5
1.36 × 10	0.00136	0.00131	1	0.0136	1.3332	0.0193	0.535
1 × 10 <sup>3</sup>	0.1	0.0968	73.556	1	98.10	1.4223	39.40
1.02 × 10	0.00102	0.000987	0.76863	0.0102	1	0.01451	0.402
7.03 × 10 <sup>2</sup>	0.0703	0.0680	51.715	0.703	68.95	1	27.72
2.54 × 10	0.00254	0.00246	1.87	0.0254	2.49	0.0361	1

注：1 标准大气压是指在零度时，密度为 13.5951 克/厘米<sup>3</sup>和重力加速度为 980.665 厘米/秒<sup>2</sup>，高度为 760 毫米汞柱在海平面上所产生的压力，或称 1 物理大气压。1 标准大气压： $P_0 = \rho gh = 13.5951 \text{ 克/厘米}^3 \times 980.665 \text{ 厘米/秒}^2 \times 76 \text{ 厘米} = 1013250 \text{ 达因/厘米}^2$ 。

(十一) 力的单位换算

表 11

达 因	牛 顿	斯 坦	公 斤	达 因	牛 顿	斯 坦	公 斤
1	10 <sup>-5</sup>	10 <sup>-8</sup>	1.02 × 10 <sup>-6</sup>	10 <sup>5</sup>	10 <sup>5</sup>	1	102
10 <sup>5</sup>	1	10 <sup>-3</sup>	0.102	9.81 × 10 <sup>-7</sup>	9.81	9.81 × 10 <sup>-3</sup>	1

(十二) 功、能及热量单位换算

表 12

焦 耳	公斤·米	千瓦小时	公制马力小时	英制马力小时	千 卡	英热单位
1	0.10204	2.778 × 10 <sup>-7</sup>	3.777 × 10 <sup>-7</sup>	3.723 × 10 <sup>-7</sup>	2.389 × 10 <sup>-4</sup>	9.48 × 10 <sup>-4</sup>
9.8	1	2.722 × 10 <sup>-5</sup>	3.701 × 10 <sup>-5</sup>	3.649 × 10 <sup>-5</sup>	2.341 × 10 <sup>-3</sup>	9.29 × 10 <sup>-3</sup>
3.6 × 10 <sup>6</sup>	3.673 × 10 <sup>5</sup>	1	1.36	1.34	859.9	3415
2.648 × 10 <sup>6</sup>	2.702 × 10 <sup>5</sup>	0.7355	1	0.9858	632.5	2510
2.686 × 10 <sup>6</sup>	2.741 × 10 <sup>5</sup>	0.7461	1.014	1	641.6	2546
4186	427.2	1.163 × 10 <sup>-3</sup>	1.581 × 10 <sup>-3</sup>	1.558 × 10 <sup>-3</sup>	1	3.968
1055	107.6	2.93 × 10 <sup>-4</sup>	3.984 × 10 <sup>-4</sup>	3.927 × 10 <sup>-4</sup>	0.252	1

## (十三) 功率单位换算

表 13

瓦	千 瓦	英制马力(HP)	公制马力(PS)	公斤·米/秒	磅·英尺/秒	千卡/秒	英热单位/秒
1	0.001	0.00134	0.00136	0.102	0.737	0.000238	0.000947
1000	1	1.34	1.36	102	737	0.238	0.947
746	0.746	1	1.014	76	550	0.178	0.707
735	0.735	0.985	1	75	541	0.175	0.696
9.81	0.00981	0.0131	0.0133	1	7.233	0.00234	0.0093
1.356	0.00136	0.00182	0.00184	0.138	1	0.000324	0.00129
4200	4.2	5.61	5.7	427	3090	1	3.968
1055	1.055	1.415	1.435	107.6	777.6	0.252	1

## (十四) 粘滞系数换算

表 14

克/厘米·秒	公斤/米·秒	公斤/米·时	磅/英尺·秒	克·秒/厘米 <sup>2</sup>	公斤·秒/米 <sup>2</sup>
1	0.1	$3.600 \times 10^2$	0.06720	0.001	0.01
10	1	$3.600 \times 10^3$	0.6720	0.01	0.1
$2.778 \times 10^{-3}$	$2.778 \times 10^{-4}$	1	$1.8667 \times 10^{-4}$	$2.778 \times 10^{-6}$	$2.778 \times 10^{-5}$
14.881	1.4881	$5.357 \times 10^3$	1	$1.4881 \times 10^{-2}$	$1.4881 \times 10^{-1}$
$10^2$	$10^2$	$3.600 \times 10^5$	67.2000	1	10
$10^2$	10	$3.600 \times 10^4$	6.7200	0.1	1

## (十五) 运动粘滞系数换算

表 15

厘米 <sup>2</sup> /秒	米 <sup>2</sup> /时	米 <sup>2</sup> /秒
1	0.360	0.0001
2.778	1	0.0002778
10000	3600	1

## (十六) 阻力单位换算

表 16

毫米水柱/米(公斤/米 <sup>2</sup> ·米)	英寸水柱/100英尺	磅/英寸 <sup>2</sup> ·100英尺	毫米水银柱/100米
1	1.2	0.04334	7.35
0.8333	1	0.03612	6.124
23.07	27.684	1	169.5
0.1361	0.1633	0.005896	1

(十七) 温度换算

表 17

温 度	摄氏度 $t$ °C	华氏度 $t_1$ °F	列氏度 $t_2$ °R	绝对温度 $t_3$ K
$t$ °C	$t$	$\frac{9}{5}t + 32$	$\frac{4}{5}t$	$t + 273$
$t_1$ °F	$\frac{5}{9}(t_1 - 32)$	$t_1$	$\frac{4}{9}(t_1 - 32)$	$\frac{5}{9}(t_1 - 32) + 273$
$t_2$ °R	$\frac{5}{4}t_2$	$\frac{9}{4}t_2 + 32$	$t_2$	$\frac{5}{4}t_2 + 273$
$t_3$ K	$t_3 - 273$	$\frac{9}{5}(t_3 - 273) + 32$	$\frac{4}{5}(t_3 - 273)$	$t_3$
冰 点	0	32	0	273
沸 点	100	212	80	373

(十八) 热量马力—千卡/时换算

表 18

热量马力	千卡/时	热量马力	千卡/时	热量马力	千卡/时	热量马力	千卡/时
1	8435	9	75921	45	379607	85	717035
2	16871	10	84357	50	421785	90	759213
3	25307	15	126536	55	463864	100	843570
4	33743	20	168714	60	506142	110	927927
5	42179	25	210893	65	548321	120	1012284
6	50614	30	253071	70	590499	130	1096641
7	59050	35	295250	75	632678	140	1180998
8	67486	40	337428	80	674856	150	1265355

注：1 热量马力系34.5磅/时之水在212°F时蒸发所需之热量，即1 热量马力=34.5磅/时×970.3英热单位/磅=33475 英热单位/时=8435.7千卡/时。

(十九) 热工数据换算

表 19

千卡/米·时·°C	英热单位/英尺·时·°F	卡/厘米·秒·°C
1	0.671799	0.002778
1.488165	1	0.004135
360	241.84764	1

注：1 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C=0.205英热单位/英尺<sup>2</sup>·时·°F；  
 1 千卡/公斤=1.80英热单位/磅；  
 1 千卡/米<sup>3</sup>=0.112英热单位/英尺<sup>3</sup>；  
 1 千卡/米<sup>3</sup>·°C=0.062英热单位/英尺<sup>3</sup>·°F；  
 1 千卡/米<sup>2</sup>·时=0.369英热单位/英尺<sup>2</sup>·时；  
 1 千卡/公斤·°C=1 英热单位/磅·°F；  
 1 英热单位/英尺<sup>2</sup>·时·°F=4.88 千卡/米<sup>2</sup>·时·°C；  
 1 英热单位/磅=0.556千卡/公斤；  
 1 英热单位/英尺<sup>3</sup>=8.90千卡/米<sup>3</sup>；  
 1 英热单位/英尺<sup>3</sup>·°F=16.0千卡/米<sup>3</sup>·°C；  
 1 英热单位/英尺<sup>2</sup>·时=2.71千卡/米<sup>2</sup>·时。

(二十) 比热、热容量换算

表 20

千卡/米 <sup>3</sup> ·°C	英热单位/英尺 <sup>3</sup> ·°F	英热单位/加仑·°F
1	0.06243	0.01003
16.0000	1	0.1606
99.7009	6.2264	1

(二十一) 导热系数换算

表 21

千卡/米·时·°C	英热单位/英尺·时·°F	英热单位/英寸 <sup>2</sup> ·时·°F
1	0.671999	3.0628
1.488165	1	12
0.124	0.08333	1

(二十二) 传热系数换算

表 22

千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C	英热单位/英尺 <sup>2</sup> ·时·°F
1	0.2049
4.881	1

(二十三) 浓度公式换算

表 23

名 称	重量百分浓度 A	体积百分浓度 B	重量浓度 g(克/升)	体积克分子浓度 C(克分子/升)	重量克分子浓度 M(克分子/升)	当量浓度 N(克-当量/升)
所求的 浓度公式	A	—	$\frac{100A}{100-A}$	$\frac{10Ad}{1000Bd}$	$\frac{10Ad}{M_0}$	$\frac{1000A}{(100-A)M_0}$
	B	—	—	$\frac{1000Bd}{100+d}$	—	—
	g	—	$\frac{100g}{100d-g}$	—	$\frac{g}{M_0}$	$\frac{100g}{d(100-A)M_0}$
	C	—	$\frac{100CM_0}{1000d-CM_0}$	$CM_0$	—	$\frac{100C}{d(100-A)}$
	M	—	—	$\frac{M(100-A)d}{100}$	$\frac{M(100-A)d}{1000M_0}$	—
	N	—	$\frac{100N_0}{100d-N_0}$	$N_0$	$\frac{N_0}{M_0}$	$\frac{100N_0}{d(100-A)M_0}$
						$\frac{A+10d}{g}$
						$\frac{g}{g}$
						$\frac{CM_0}{g}$
						$\frac{M(100-A)d}{1000}$
						—

注, A——在100克溶剂内溶质所占的克数=重量百分浓度;  
 B——在100升溶剂内溶质所占的克数=体积百分浓度;  
 g——1升溶剂中含有溶质的克数=重量浓度;  
 C——1升溶剂中含有溶质的克分子数=体积克分子浓度;  
 M——1000克(1升)溶剂中含有溶质的克分子数=重量克分子浓度;  
 N——1升溶液中含有溶质的克-当量数=当量浓度;  
 d——溶液的比重;  
 M<sub>0</sub>——溶质的分子量;  
 g——溶质的当量。

其他, ppm——表示百万分之几的意思。

## 二、数学数值

(一) 常用数值

表 24

数 值	n	lg n	数 值	n	lg n
$\pi$	3.14159	0.49715	$\sqrt{\pi}$	1.77245	0.24857
2 $\pi$	6.28318	0.79818	g	9.81米/秒 <sup>2</sup>	0.99167
$\pi\sqrt{2}$	4.44288	0.64766	g <sup>2</sup>	96.2361	1.98334
4 $\pi$ :3	4.18879	0.62209	1: g	0.10194	1.00833
$\pi$ :2	1.57080	0.19612	1:2g	0.05097	2.70731
$\pi$ :4	0.78540	1.89509	$\sqrt{g}$	3.13209	0.49583
$\pi$ :6	0.52360	1.71900	$\sqrt{2g}$	4.42945	0.64635
$\pi$ :12	0.26180	1.41797	$\pi\sqrt{g}$	9.83976	0.99298
$\pi$ :60	0.05236	2.71900	$\pi\sqrt{2g}$	13.91553	1.14350
$\pi$ :90	0.03490	2.54283	1: $\sqrt{2g}$	0.22576	1.35365
$\pi$ :180	0.01745	2.24188	e	2.71828	0.43429
1: $\pi$	0.31831	1.50285	e <sup>2</sup>	7.38906	0.86859
1:2 $\pi$	0.15915	1.20182	1:e	0.36788	1.56571
$\pi^2$	9.86960	0.99430	1:e <sup>2</sup>	0.13534	1.13141
2 $\pi^2$	19.73921	1.29533	$\sqrt{e}$	1.64872	0.21715
$\pi^2$ :4	2.46740	0.39224	e <sup>x</sup>	23.14069	1.36438
1: $\pi^2$	0.10132	1.00570			

E-194

23



(二) 常用对数

表 25

N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
100	0000	0004	0009	0013	0017	0022	0026	0030	0035	0039
101	0043	0048	0052	0056	0060	0065	0069	0073	0077	0082
102	0086	0090	0095	0099	0103	0107	0111	0116	0120	0124
103	0128	0133	0137	0141	0145	0149	0154	0158	0162	0166
104	0170	0175	0179	0183	0187	0191	0195	0199	0204	0208
105	0212	0216	0220	0224	0228	0233	0237	0241	0245	0249
106	0253	0257	0261	0265	0269	0273	0278	0282	0286	0290
107	0294	0298	0302	0306	0310	0314	0318	0322	0326	0330
108	0334	0338	0342	0346	0350	0354	0358	0362	0366	0370
109	0374	0378	0382	0386	0390	0394	0398	0402	0406	0410
110	0414	0418	0422	0426	0430	0434	0438	0441	0445	0449
11	0418	0453	0492	0531	0569	0607	0645	0682	0719	0755
12	0792	0828	0864	0899	0934	0969	1004	1038	1072	1106
13	1139	1173	1206	1239	1271	1303	1335	1367	1399	1430
14	1461	1492	1523	1553	1584	1614	1644	1673	1703	1732
15	1761	1790	1818	1847	1875	1903	1931	1959	1987	2014
16	2041	2068	2095	2122	2148	2175	2201	2227	2253	2279
17	2304	2330	2355	2380	2405	2430	2455	2480	2504	2529
18	2553	2577	2601	2625	2648	2672	2695	2718	2742	2765
19	2788	2810	2863	2856	2878	2900	2923	2945	2967	2989
20	3010	3032	3054	3075	3096	3118	3139	3160	3181	3201
21	3222	3243	3263	3284	3304	3324	3345	3365	3385	3404
22	3424	3444	3464	3483	3502	3522	3541	3560	3579	3598
23	3617	3636	3655	3674	3692	3711	3729	3747	3766	3784
24	3802	3820	3838	3856	3874	3892	3909	3927	3945	3962
25	3979	3997	4014	4031	4048	4065	4082	4099	4116	4133
26	4150	4166	4183	4200	4216	4232	4249	4265	4281	4298
27	4314	4330	4346	4362	4378	4393	4409	4425	4440	4456
28	4472	4487	4502	4518	4533	4548	4564	4579	4594	4609
29	4624	4639	4654	4669	4683	4698	4713	4728	4742	4757
30	4771	4786	4800	4814	4829	4843	4857	4871	5886	4900
31	4914	4928	4942	4955	4969	4983	4997	5011	5024	5038
32	5051	5065	5079	5092	5105	5119	5132	5145	5159	5172
33	5185	5198	5211	5224	5237	5250	5263	5276	5289	5302
34	5315	5328	5340	5353	5366	5378	5391	5403	5416	5428
35	5441	5453	5465	5478	5490	5502	5514	5527	5539	5551
36	5563	5575	5587	5599	5611	5623	5635	5647	5658	5670
37	5682	5694	5705	5717	5729	5740	5752	5763	5775	5786
38	5798	5809	5821	5832	5843	5855	5866	5877	5888	5899
39	5911	5922	5933	5944	5955	5966	5977	5988	5999	6010
40	6021	6031	6042	6053	6064	6075	6085	6096	6107	6117
41	6128	6138	6149	6160	6170	6180	6191	6201	6212	6222
42	6232	6243	6253	6263	6274	6284	6294	6304	6314	6325
43	6335	6345	6355	6365	6375	6385	6395	6405	6415	6425
44	6435	6444	6454	6464	6474	6484	6493	6503	6513	6522
45	6532	6542	6551	6561	6571	6580	6590	6599	6609	6618
46	6628	6637	6646	6656	6665	6675	6684	6693	6702	6712
47	6721	6730	6739	6749	6758	6767	6776	6785	6794	6803
48	6812	6821	6830	6839	6848	6857	6866	6875	6884	6893
49	6902	6911	6920	6928	6937	6946	6955	6964	6972	6981
N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9

续表

N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
50	6990	6998	7007	7016	7024	7033	7042	7050	7059	7067
51	7076	7084	7093	7101	7110	7118	7126	7135	7143	7152
52	7160	7168	7177	7185	7193	7202	7210	7218	7226	7235
53	7243	7251	7259	7267	7275	7284	7292	7300	7308	7316
54	7324	7332	7340	7348	7356	7364	7372	7380	7388	7396
55	7404	7412	7419	7427	7435	7443	7451	7459	7466	7474
56	7482	7490	7497	7505	7513	7520	7528	7536	7543	7551
57	7559	7566	7574	7582	7589	7597	7604	7612	7619	7627
58	7634	7642	7649	7657	7664	7672	7679	7686	7694	7701
59	7709	7716	7723	7731	7738	7745	7752	7760	7767	7774
60	7782	7789	7796	7803	7810	7818	7825	7832	7839	7846
61	7853	7860	7868	7875	7882	7889	7896	7903	7910	7917
62	7924	7931	7938	7945	7952	7959	7966	7973	7980	7987
63	7993	8000	8007	8014	8021	8028	8035	8041	8048	8055
64	8062	8069	8075	8082	8089	8096	8102	8109	8116	8122
65	8129	8136	8142	8149	8156	8162	8169	8176	8182	8189
66	8195	8202	8209	8215	8222	8228	8235	8241	8248	8254
67	8261	8267	8274	8280	8287	8293	8299	8306	8312	8319
68	8325	8331	8338	8344	8351	8357	8363	8370	8376	8382
69	8388	8395	8401	8407	8414	8420	8426	8432	8439	8445
70	8451	8457	8463	8470	8476	8482	8488	8494	8500	8506
71	8513	8519	8525	8531	8537	8543	8549	8555	8561	8567
72	8573	8579	8585	8591	8597	8603	8609	8615	8621	8627
73	8633	8639	8645	8651	8657	8663	8669	8675	8681	8686
74	8692	8698	8704	8710	8716	8722	8727	8733	8739	8745
75	8751	8756	8762	8768	8774	8779	8785	8791	8797	8802
76	8808	8814	8820	8825	8831	8837	8842	8848	8854	8859
77	8865	8871	8876	8882	8887	8893	8899	8904	8910	8915
78	8921	8927	8932	8938	8943	8949	8954	8960	8965	8971
79	8976	8982	8987	8993	8998	9004	9009	9015	9020	9025
80	9031	9036	9042	9047	9053	9058	9063	9069	9074	9079
81	9085	9090	9096	9101	9106	9112	9117	9122	9128	9133
82	9138	9143	9149	9154	9159	9165	9170	9175	9180	9186
83	9191	9196	9201	9206	9212	9217	9222	9227	9232	9238
84	9243	9248	9253	9258	9263	9269	9274	9279	9284	9289
85	9294	9299	9304	9309	9315	9320	9325	9330	9335	9340
86	9345	9350	9355	9360	9365	9370	9375	9380	9385	9390
87	9395	9400	9405	9410	9415	9420	9425	9430	9435	9440
88	9445	9450	9455	9460	9465	9469	9474	9479	9484	9489
89	9494	9499	9504	9509	9513	9518	9523	9528	9533	9538
90	9542	9547	9552	9557	9562	9566	9571	9576	9581	9586
91	9590	9595	9600	9605	9609	9614	9619	9624	9628	9633
92	9638	9643	9647	9652	9657	9661	9666	9671	9675	9680
93	9685	9689	9694	9699	9703	9708	9713	9717	9722	9727
94	9731	9736	9741	9745	9750	9754	9759	9763	9768	9773
95	9777	9782	9786	9791	9795	9800	9805	9809	9814	9818
96	9823	9827	9832	9836	9841	9845	9850	9854	9859	9863
97	9868	9872	9877	9881	9886	9890	9894	9899	9903	9908
98	9912	9917	9921	9926	9930	9934	9939	9943	9948	9952
99	9956	9961	9965	9969	9974	9978	9983	9987	9991	9996
N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9

(三) 三角函数

表 26

度	正				弦				
	0'	10'	20'	30'	40'	50'	60'		
0	0.00000	0.00291	0.00582	0.00873	0.01164	0.01454	0.01745	89	
1	0.01745	0.02036	0.02327	0.02618	0.02908	0.03199	0.03490	88	
2	0.03490	0.03781	0.04071	0.04362	0.04653	0.04943	0.05234	87	
3	0.05234	0.05524	0.05814	0.06105	0.06395	0.06685	0.06976	86	
4	0.06976	0.07266	0.07556	0.07846	0.08136	0.08426	0.08716	85	
5	0.08716	0.09005	0.09295	0.09585	0.09874	0.10164	0.10453	84	
6	0.10453	0.10742	0.11031	0.11320	0.11609	0.11898	0.12187	83	
7	0.12187	0.12476	0.12764	0.13053	0.13341	0.13629	0.13917	82	
8	0.13917	0.14205	0.14493	0.14781	0.15069	0.15356	0.15643	81	
9	0.15643	0.15931	0.16218	0.16505	0.16792	0.17078	0.17365	80	
10	0.17365	0.17651	0.17937	0.18224	0.18509	0.18795	0.19081	79	
11	0.19081	0.19366	0.19652	0.19937	0.20222	0.20507	0.20791	78	
12	0.20791	0.21076	0.21360	0.21644	0.21928	0.22212	0.22495	77	
13	0.22495	0.22778	0.23062	0.23345	0.23627	0.23910	0.24192	76	
14	0.24192	0.24474	0.24756	0.25038	0.25320	0.25601	0.25882	75	
15	0.25882	0.26163	0.26443	0.26724	0.27004	0.27284	0.27564	74	
16	0.27564	0.27843	0.28123	0.28402	0.28680	0.28959	0.29237	73	
17	0.29237	0.29515	0.29793	0.30071	0.30348	0.30625	0.30902	72	
18	0.30902	0.31178	0.31454	0.31730	0.32006	0.32282	0.32557	71	
19	0.32557	0.32832	0.33106	0.33381	0.33655	0.33929	0.34202	70	
20	0.34202	0.34475	0.34748	0.35021	0.35293	0.35565	0.35837	69	
21	0.35837	0.36108	0.36379	0.36650	0.36921	0.37191	0.37461	68	
22	0.37461	0.37730	0.37999	0.38268	0.38537	0.38805	0.39073	67	
23	0.39073	0.39341	0.39608	0.39875	0.40142	0.40408	0.40674	66	
24	0.40674	0.40939	0.41204	0.41469	0.41734	0.41998	0.42262	65	
25	0.42262	0.42525	0.42788	0.43051	0.43313	0.43575	0.43837	64	
26	0.43837	0.44098	0.44359	0.44620	0.44880	0.45140	0.45399	63	
27	0.45399	0.45658	0.45917	0.46175	0.46433	0.46690	0.46947	62	
28	0.46947	0.47204	0.47460	0.47716	0.47971	0.48226	0.48481	61	
29	0.48481	0.48735	0.48989	0.49242	0.49495	0.49748	0.50000	60	
30	0.50000	0.50252	0.50503	0.50754	0.51004	0.51254	0.51504	59	
31	0.51504	0.51753	0.52002	0.52250	0.52498	0.52745	0.52992	58	
32	0.52992	0.53238	0.53484	0.53730	0.53975	0.54220	0.54464	57	
33	0.54464	0.54708	0.54951	0.55194	0.55436	0.55678	0.55919	56	
34	0.55919	0.56160	0.56401	0.56641	0.56880	0.57119	0.57358	55	
35	0.57358	0.57596	0.57833	0.58070	0.58307	0.58543	0.58779	54	
36	0.58779	0.59014	0.59248	0.59482	0.59716	0.59949	0.60182	53	
37	0.60182	0.60414	0.60645	0.60876	0.61107	0.61337	0.61566	52	
38	0.61566	0.61795	0.62024	0.62251	0.62479	0.62706	0.62932	51	
39	0.62932	0.63158	0.63383	0.63608	0.63832	0.64056	0.64279	50	
40	0.64279	0.64501	0.64723	0.64945	0.65166	0.65386	0.65606	49	
41	0.65606	0.65825	0.66044	0.66262	0.66480	0.66697	0.66913	48	
42	0.66913	0.67129	0.67344	0.67559	0.67773	0.67987	0.68200	47	
43	0.68200	0.68412	0.68624	0.68835	0.69046	0.69256	0.69466	46	
44	0.69466	0.69675	0.69883	0.70091	0.70298	0.70505	0.70711	45	
	60'	50'	40'	30'	20'	10'	0'	度	
	余				弦				

续表

度	余				弦				
	0'	10'	20'	30'	40'	50'	60'		
0	1.00000	0.99999	0.99998	0.99996	0.99993	0.99989	0.99985	89	
1	0.99985	0.99979	0.99973	0.99966	0.99958	0.99949	0.99939	88	
2	0.99939	0.99929	0.99917	0.99905	0.99892	0.99878	0.99863	87	
3	0.99863	0.99847	0.99831	0.99813	0.99795	0.99776	0.99756	86	
4	0.99756	0.99736	0.99714	0.99692	0.99668	0.99644	0.99619	85	
5	0.99619	0.99594	0.99567	0.99540	0.99511	0.99482	0.99452	84	
6	0.99452	0.99421	0.99390	0.99357	0.99324	0.99290	0.99255	83	
7	0.99255	0.99219	0.99182	0.99144	0.99106	0.99067	0.99027	82	
8	0.99027	0.98986	0.98944	0.98902	0.98858	0.98814	0.98769	81	
9	0.98769	0.98723	0.98676	0.98629	0.98580	0.98531	0.98481	80	
10	0.98481	0.98430	0.98378	0.98325	0.98272	0.98218	0.98163	79	
11	0.98163	0.98107	0.98050	0.97992	0.97934	0.97875	0.97815	78	
12	0.97815	0.97754	0.97692	0.97630	0.97566	0.97502	0.97437	77	
13	0.97437	0.97371	0.97304	0.97237	0.97169	0.97100	0.97030	76	
14	0.97030	0.96959	0.96887	0.96815	0.96742	0.96667	0.96593	75	
15	0.96593	0.96517	0.96440	0.96363	0.96285	0.96206	0.96126	74	
16	0.96126	0.96046	0.95964	0.95882	0.95799	0.95715	0.95630	73	
17	0.95630	0.95545	0.95459	0.95372	0.95284	0.95195	0.95106	72	
18	0.95106	0.95015	0.94924	0.94832	0.94740	0.94646	0.94552	71	
19	0.94552	0.94457	0.94361	0.94264	0.94167	0.94068	0.93969	70	
20	0.93969	0.93869	0.93769	0.93667	0.93565	0.93462	0.93358	69	
21	0.93358	0.93253	0.93148	0.93042	0.92935	0.92827	0.92718	68	
22	0.92718	0.92609	0.92499	0.92388	0.92276	0.92164	0.92050	67	
23	0.92050	0.91936	0.91822	0.91706	0.91590	0.91472	0.91355	66	
24	0.91355	0.91236	0.91116	0.90996	0.90875	0.90753	0.90631	65	
25	0.90631	0.90507	0.90383	0.90259	0.90133	0.90007	0.89879	64	
26	0.89879	0.89752	0.89623	0.89493	0.89363	0.89232	0.89101	63	
27	0.89101	0.88968	0.88835	0.88701	0.88566	0.88431	0.88295	62	
28	0.88295	0.88158	0.88020	0.87882	0.87743	0.87603	0.87462	61	
29	0.87462	0.87321	0.87178	0.87036	0.86892	0.86748	0.86603	60	
30	0.86603	0.86457	0.86310	0.86163	0.86015	0.85866	0.85717	59	
31	0.85717	0.85567	0.85416	0.85264	0.85112	0.84959	0.84805	58	
32	0.84805	0.84650	0.84495	0.84339	0.84182	0.84025	0.83867	57	
33	0.83867	0.83708	0.83549	0.83389	0.83228	0.83066	0.82904	56	
34	0.82904	0.82741	0.82577	0.82413	0.82248	0.82082	0.81915	55	
35	0.81915	0.81748	0.81580	0.81412	0.81242	0.81072	0.80902	54	
36	0.80902	0.80730	0.80558	0.80386	0.80212	0.80038	0.79864	53	
37	0.79864	0.79688	0.79512	0.79335	0.79158	0.78980	0.78801	52	
38	0.78801	0.78622	0.78442	0.78261	0.78079	0.77897	0.77715	51	
39	0.77715	0.77531	0.77347	0.77162	0.76977	0.76791	0.76604	50	
40	0.76604	0.76417	0.76229	0.76041	0.75851	0.75661	0.75471	49	
41	0.75471	0.75280	0.75088	0.74896	0.74703	0.74509	0.74314	48	
42	0.74314	0.74120	0.73924	0.73728	0.73531	0.73333	0.73135	47	
43	0.73135	0.72937	0.72737	0.72537	0.72337	0.72136	0.71934	46	
44	0.71934	0.71732	0.71529	0.71325	0.71121	0.70916	0.70711	45	
	60'	50'	40'	30'	20'	10'	0'	度	
	正				弦				

续表

度	正				切				度
	0'	10'	[20'	30'	40'	50'	60'		
0	0.00000	0.00291	0.00582	0.00873	0.01164	0.01455	0.01746	89	
1	0.01746	0.02036	0.02328	0.02619	0.02910	0.03201	0.03492	88	
2	0.03492	0.03783	0.04075	0.04366	0.04658	0.04949	0.05241	87	
3	0.05241	0.05533	0.05824	0.06116	0.06408	0.06700	0.06993	86	
4	0.06993	0.07285	0.07578	0.07870	0.08163	0.08456	0.08749	85	
5	0.08749	0.09042	0.09335	0.09629	0.09923	0.10216	0.10510	84	
6	0.10510	0.10805	0.11099	0.11394	0.11688	0.11983	0.12278	83	
7	0.12278	0.12574	0.12869	0.13165	0.13461	0.13758	0.14054	82	
8	0.14054	0.14351	0.14648	0.14945	0.15243	0.15540	0.15838	81	
9	0.15838	0.16137	0.16435	0.16734	0.17033	0.17333	0.17633	80	
10	0.17633	0.17933	0.18233	0.18534	0.18835	0.19136	0.19438	79	
11	0.19438	0.19740	0.20042	0.20345	0.20648	0.20952	0.21256	78	
12	0.21256	0.21560	0.21864	0.22169	0.22475	0.22781	0.23087	77	
13	0.23087	0.23393	0.23700	0.24008	0.24316	0.24624	0.24933	76	
14	0.24933	0.25242	0.25552	0.25862	0.26172	0.26483	0.26795	75	
15	0.26795	0.27107	0.27419	0.27732	0.28046	0.28360	0.28675	74	
16	0.28675	0.28990	0.29305	0.29621	0.29938	0.30255	0.30573	73	
17	0.30573	0.30891	0.31210	0.31530	0.31850	0.32171	0.32492	72	
18	0.32492	0.32814	0.33136	0.33460	0.33783	0.34108	0.34433	71	
19	0.34433	0.34758	0.35085	0.35412	0.35740	0.36068	0.36397	70	
20	0.36397	0.36727	0.37057	0.37388	0.37720	0.38053	0.38386	69	
21	0.38386	0.38721	0.39055	0.39391	0.39727	0.40065	0.40403	68	
22	0.40403	0.40741	0.41081	0.41421	0.41763	0.42105	0.42447	67	
23	0.42447	0.42791	0.43136	0.43481	0.43828	0.44175	0.44523	66	
24	0.44523	0.44872	0.45222	0.45573	0.45924	0.46277	0.46631	65	
25	0.46631	0.46985	0.47341	0.47698	0.48055	0.48414	0.48773	64	
26	0.48773	0.49134	0.49495	0.49858	0.50222	0.50587	0.50953	63	
27	0.50953	0.51320	0.51688	0.52057	0.52427	0.52798	0.53171	62	
28	0.53171	0.53545	0.53920	0.54296	0.54673	0.55051	0.55431	61	
29	0.55431	0.55812	0.56194	0.56577	0.56962	0.57348	0.57735	60	
30	0.57735	0.58124	0.58513	0.58905	0.59297	0.59691	0.60086	59	
31	0.60086	0.60483	0.60881	0.61280	0.61681	0.62083	0.62487	58	
32	0.62487	0.62892	0.63299	0.63707	0.64117	0.64528	0.64941	57	
33	0.64941	0.65355	0.65771	0.66189	0.66608	0.67028	0.67451	56	
34	0.67451	0.67875	0.68301	0.68728	0.69157	0.69588	0.70021	55	
35	0.70021	0.70455	0.70891	0.71329	0.71769	0.72211	0.72654	54	
36	0.72654	0.73100	0.73547	0.73996	0.74447	0.74900	0.75355	53	
37	0.75355	0.75812	0.76272	0.76733	0.77196	0.77661	0.78129	52	
38	0.78129	0.78598	0.79070	0.79544	0.80020	0.80498	0.80978	51	
39	0.80978	0.81461	0.81946	0.82434	0.82923	0.83415	0.83910	50	
40	0.83910	0.84407	0.84906	0.85408	0.85912	0.86419	0.86929	49	
41	0.86929	0.87441	0.87955	0.88473	0.88992	0.89515	0.90040	48	
42	0.90040	0.90569	0.91099	0.91633	0.92170	0.92709	0.93252	47	
43	0.93252	0.93797	0.94345	0.94896	0.95451	0.96008	0.96569	46	
44	0.96569	0.97133	0.97700	0.98270	0.98843	0.99420	1.00000	45	
	60'	50'	40'	30'	20'	10'	0'	度	
	余				切				

续表

度	余							度						
	0'	10'	20'	30'	40'	50'	60'							
0	∞	343.77371	171.88540	114.58865	85.93979	68.75009	57.28996	89						
1	57.28996	49.10388	42.96408	38.18846	34.36777	31.24158	28.63625	88						
2	28.63625	26.43160	24.54176	22.90377	21.47040	20.20555	19.08114	87						
3	19.08114	18.07498	17.16934	16.34986	15.60478	14.92442	14.30067	86						
4	14.30067	13.72674	13.19688	12.70621	12.25051	11.82617	11.43005	85						
5	11.43005	11.05943	10.71191	10.38540	10.07803	9.78817	9.51436	84						
6	9.51436	9.25530	9.00983	8.77689	8.55555	8.34496	8.14435	83						
7	8.14435	7.95302	7.77035	7.59575	7.42871	7.26873	7.11537	82						
8	7.11537	6.96823	6.82694	6.69116	6.56055	6.43484	6.31375	81						
9	6.31375	6.19703	6.08444	5.97576	5.87080	5.76937	5.67128	80						
10	5.67128	5.57638	5.48451	5.39552	5.30928	5.22566	5.14455	79						
11	5.14455	5.06584	4.98940	4.91516	4.84300	4.77286	4.70463	78						
12	4.70463	4.63825	4.57363	4.51071	4.44942	4.38969	4.33148	77						
13	4.33148	4.27471	4.21933	4.16530	4.11256	4.06107	4.01078	76						
14	4.01078	3.96165	3.91364	3.86671	3.82083	3.77595	3.73205	75						
15	3.73205	3.68909	3.64705	3.60588	3.56557	3.52609	3.48741	74						
16	3.48741	3.44951	3.41236	3.37594	3.34023	3.30521	3.27085	73						
17	3.27085	3.23714	3.20406	3.17159	3.13972	3.10842	3.07768	72						
18	3.07768	3.04749	3.01783	2.98869	2.96004	2.93189	2.90421	71						
19	2.90421	2.87700	2.85023	2.82391	2.79802	2.77254	2.74748	70						
20	2.74748	2.72281	2.69853	2.67462	2.65109	2.62791	2.60509	69						
21	2.60509	2.58261	2.56046	2.53865	2.51715	2.49597	2.47509	68						
22	2.47509	2.45451	2.43422	2.41421	2.39449	2.37504	2.35585	67						
23	2.35585	2.33693	2.31826	2.29984	2.28167	2.26374	2.24604	66						
24	2.24604	2.22857	2.21132	2.19430	2.17749	2.16090	2.14451	65						
25	2.14451	2.12832	2.11233	2.09654	2.08094	2.06553	2.05030	64						
26	2.05030	2.03526	2.02039	2.00569	1.99116	1.97680	1.96261	63						
27	1.96261	1.94858	1.93470	1.92098	1.90741	1.89400	1.88073	62						
28	1.88073	1.86760	1.85462	1.84177	1.82906	1.81649	1.80405	61						
29	1.80405	1.79174	1.77955	1.76749	1.75556	1.74375	1.73205	60						
30	1.73205	1.72047	1.70901	1.69766	1.68643	1.67530	1.66428	59						
31	1.66428	1.65337	1.64256	1.63185	1.62125	1.61074	1.60033	58						
32	1.60033	1.59002	1.57981	1.56969	1.55966	1.54972	1.53987	57						
33	1.53987	1.53010	1.52043	1.51084	1.50133	1.49190	1.48256	56						
34	1.48256	1.47330	1.46411	1.45501	1.44598	1.43703	1.42815	55						
35	1.42815	1.41934	1.41061	1.40195	1.39336	1.38484	1.37638	54						
36	1.37638	1.36800	1.35968	1.35142	1.34323	1.33511	1.32704	53						
37	1.32704	1.31904	1.31110	1.30323	1.29541	1.28764	1.27994	52						
38	1.27994	1.27230	1.26471	1.25717	1.24969	1.24227	1.23490	51						
39	1.23490	1.22758	1.22031	1.21310	1.20593	1.19882	1.19175	50						
40	1.19175	1.18474	1.17777	1.17085	1.16398	1.15715	1.15037	49						
41	1.15037	1.14363	1.13694	1.13029	1.12369	1.11713	1.11061	48						
42	1.11061	1.10414	1.09770	1.09131	1.08496	1.07864	1.07237	47						
43	1.07237	1.06613	1.05994	1.05378	1.04766	1.04158	1.03553	46						
44	1.03553	1.02952	1.02355	1.01761	1.01170	1.00583	1.00000	45						
	60'	50'	40'	30'	20'	10'	0'							
	正							切						

#### (四) 基本公式

1. 弦、弧、高之间的关系 (按半径等于 1 计算)

如以  $r$  为圆的半径,  $\alpha$  为中心角的度数, 则

$$(1) \text{ 弦长 } b = 2r \sin \frac{\alpha}{2},$$

$$(2) \text{ 弧长 } s = \pi r \frac{\alpha}{180^\circ} = 0.01745r\alpha \approx \sqrt{b^2 + \frac{16}{3}h^2},$$

$$(3) \text{ 高度 } h = r \left( 1 - \cos \frac{\alpha}{2} \right) = \frac{b}{2} \operatorname{tg} \frac{\alpha}{4} = 2r \sin^2 \frac{\alpha}{4},$$

$$(4) \text{ 弓形面积 } F = \frac{r^2}{2} \left( \frac{\pi}{180^\circ} \alpha - \sin \alpha \right),$$

$$(5) \text{ 扇形面积 } \frac{\alpha}{360^\circ} \pi r^2 = 0.008726\alpha r^2,$$

(6) 如弧长  $s=r$ , 则  $\alpha = 57^\circ 17' 44.806'' = 57.29578^\circ$  (弧度)。

表内  $s$  ( $r=1$  时的弧长) 栏的数字也已由度数化为弧度数。

当  $r \neq 1$  时, 按已知  $\alpha$  数从表中查出  $s$ 、 $h$  和  $b$  值后, 应乘以  $r$ , 而面积  $F$  则乘以  $r^2$ 。

如已知  $s_1$  和  $h_1$  或  $b_1$  和  $h_1$ , 则求:

$$\frac{s_1}{h_1} = \frac{s}{h}$$

或

$$\frac{b_1}{h_1} = \frac{b}{h},$$

然后自表内查出相应的  $\alpha$  角, 再查出  $s$ 、 $b$  和  $F$ , 而  $r_1$ 、 $b_1$  和  $F_1$  则由下面关系求出,

$$r_1 = s_1 : s, \quad b_1 = b r_1, \quad F_1 = F r_1^2$$

例: 已知  $s_1 = 0.354$  米,  $h_1 = 0.050$  米。求  $r_1$ 、 $b_1$ 、 $F_1$ 。

$$\frac{s}{h} = \frac{s_1}{h_1} = \frac{0.354}{0.050} = 7.08, \text{ 查表, 得 } \alpha = 67^\circ,$$

$$s = 1.169, \quad b = 1.1039, \quad F = 0.1244 \text{ 米}^2$$

由此

$$r_1 = \frac{0.354}{1.169} = 0.303 \text{ 米}, \quad b_1 = 1.1039 \times 0.303 = 0.335 \text{ 米},$$

$$F_1 = 0.1244 \times 0.303^2 = 0.01142 \text{ 米}^2$$

#### 2. 代数

幂

$$a^m a^n = a^{m+n}, \quad \frac{a^m}{a^n} = a^{m-n},$$

$$a^0 = 1, \quad (a^m)^n = a^{mn},$$

$$(ab)^m = a^m b^m, \quad \left(\frac{a}{b}\right)^m = \frac{a^m}{b^m}.$$

因子分解和乘法简化公式

$$a^2 - b^2 = (a+b)(a-b),$$

$$(a \pm b)^2 = a^2 \pm 2ab + b^2,$$

$$(a \pm b)^3 = a^3 \pm 3a^2b + 3ab^2 \pm b^3,$$

$$a^n - b^n = (a-b)(a^{n-1} + a^{n-2}b + a^{n-3}b^2 + \dots + ab^{n-2} + b^{n-1}),$$

$$(a \pm b)^n = a^n \pm n a^{n-1} b + \frac{n(n-1)}{1 \times 2} a^{n-2} b^2 \pm \frac{n(n-1)(n-2)}{1 \times 2 \times 3} a^{n-3} b^3 + \dots \pm b^n.$$

根

$$\sqrt[m]{ab} = \sqrt[m]{a} \cdot \sqrt[m]{b} = a^{\frac{1}{m}} b^{\frac{1}{m}},$$

$$\sqrt[m]{\frac{a}{b}} = \frac{\sqrt[m]{a}}{\sqrt[m]{b}},$$

$$\sqrt[m]{a^n} = a^{\frac{n}{m}} = (\sqrt[m]{a})^n,$$

$$\sqrt[m]{a^n} = m^p \sqrt[m]{a^{n^p}} = m^{1/p} \sqrt[m]{a^{n^p}},$$

$$\sqrt[m]{\sqrt[n]{a}} = \sqrt[mn]{a} = \sqrt[n]{\sqrt[m]{a}} = \sqrt[mn]{a}.$$

二元一次方程式

$$a_1 x + b_1 y = c_1, \quad a_2 x + b_2 y = c_2,$$

$$x = \frac{c_1 b_2 - c_2 b_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1}, \quad y = \frac{a_1 c_2 - a_2 c_1}{a_1 b_2 - a_2 b_1}.$$

二次方程式

$$\left. \begin{aligned} x^2 + px + q &= 0 \\ x &= -\frac{p}{2} \pm \sqrt{\frac{p^2}{4} - q} \\ ax^2 + bx + c &= 0 \\ x &= \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} x_1 + x_2 &= -p = -\frac{b}{a}, \\ x_1 x_2 &= q = \frac{c}{a}. \end{aligned}$$

对数

如果  $N = 10^x > 0$ , 则  $\lg N = x$  —— 常用对数  $N$  (底为 10);

如果  $N = e^y > 0$ ,  $\ln N = y$  —— 自然对数  $N$  (底为  $e$ ).

负数没有对数。

$$\ln N = \ln 10 \cdot \lg N = 2.3025 \lg N,$$

$$\lg N = \lg e \cdot \ln N = 0.4343 \ln N, \quad \ln 10 \cdot \lg e = 1,$$

$$\lg(AB) = \lg A + \lg B, \quad \lg \frac{A}{B} = \lg A - \lg B,$$

$$\lg A^n = n \lg A, \quad \lg \sqrt[n]{A} = \frac{1}{n} \lg A.$$

3. 三角函数

令半径等于 1, 则 (图 1)

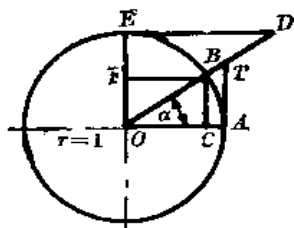


图 1

$$\sin \alpha = CB, \quad \cos \alpha = OC,$$

$$\tan \alpha = AT, \quad \cot \alpha = ED,$$

$$\sec \alpha = OT, \quad \operatorname{cosec} \alpha = OD.$$



三角函数之间的主要关系:

$$\sin^2\alpha + \cos^2\alpha = 1,$$

$$\operatorname{tga} \cdot \operatorname{ctga} = 1,$$

$$\operatorname{seca} \cdot \operatorname{cosa} = 1,$$

$$\operatorname{coseca} \cdot \operatorname{sina} = 1,$$

$$\operatorname{tga} = \frac{\operatorname{sina}}{\operatorname{cosa}},$$

$$\operatorname{ctga} = \frac{\operatorname{cosa}}{\operatorname{sina}}.$$

常遇角的三角函数值:

$$\sin 30^\circ = \cos 60^\circ = \frac{1}{2},$$

$$\cos 30^\circ = \sin 60^\circ = \frac{\sqrt{3}}{2} = 0.8660,$$

$$\sin 45^\circ = \cos 45^\circ = \frac{\sqrt{2}}{2} = 0.7071.$$

### (五) 平面图形面积

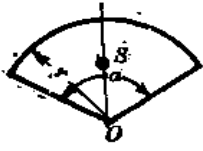
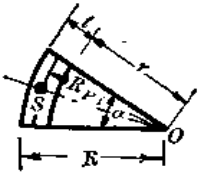
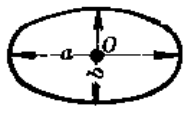
表 27

尺寸符号	图形	面积 $F$	重心 $S$
三角形 $h$ —高 $l = \frac{1}{2}$ —周长		$F = \frac{bh}{2}$ $l = \frac{a+b+c}{2}$ $F = \sqrt{l(l-a)(l-b)(l-c)}$ $F = \frac{1}{2}absina$	$SD = \frac{1}{3}BD$ $CD = DA$
直角三角形 $a, b$ —直角边 $c$ —斜边		$F = \frac{1}{2}ab$ $= \frac{1}{4}c^2\sin 2\alpha$	$DS = \frac{1}{3}DC$ $AD = DB$
平行四边形 $a, b$ —邻边 $h$ —对边间的距离		$F = ah = absin\beta$ $= \frac{AC \cdot BD}{2} \sin\alpha$	在对角线交点上
四边形 $d_1, d_2$ —对角线 $\alpha$ —对角线夹角		$F = \frac{d_1 d_2}{2} (h_1 + h_2)$ $= \frac{d_1 d_2}{2} \sin\alpha$	

续表


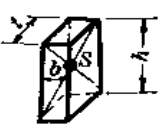
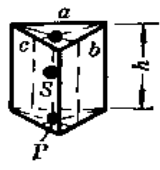
尺寸符号	图 形	面 积 $F$	重 心 $S$
正 多 边 形 $r$ —内切圆半径 $R$ —外接圆半径 $a = 2\sqrt{R^2 - r^2}$ —边 $n$ —边数 $\alpha = 180^\circ/n$ $p$ —周长= $\alpha n$		$F = \frac{n}{2} R^2 \sin 2\alpha$ $= \frac{pr}{2}$	在O点上
梯 形 $CE = AB$ $AF = CD$ $a, b$ —底		$F = \frac{a+b}{2} h$	$HS = \frac{h}{3} \cdot \frac{a+2b}{a+b}$ $GS = \frac{h}{3} \cdot \frac{2a+b}{a+b}$
菱 形 $d_1, d_2$ —对角线 $a$ —边 $\alpha$ —角		$F = a^2 \sin \alpha$ $= \frac{[d_1, d_2]}{2}$	在对角线交点上
矩 形 $a, b$ —邻边 $d$ —对角线		$F = ab$ $= \frac{1}{2} d^2 \sin \alpha$	在对角线交点上
圆 形 $r$ —半径 $d$ —直径 $P$ —圆周		$F = \pi r^2 = \frac{1}{4} \pi d^2$ $= \frac{1}{4} P d = 0.785 d^2$ $P = \pi d$	在圆心上
圆 环 $R$ —外半径 $r$ —内半径 $D$ —外直径 $d$ —内直径 $D_{\text{平}}$ —平均直径 $t$ —环宽		$F = \pi(R^2 - r^2)$ $= \frac{1}{4} \pi(D^2 - d^2)$ $= 2\pi D_{\text{平}} t$	在圆心上
弓 形 $r$ —半径 $s$ —弧长 $\alpha$ —中心角度数 $b$ —弦长 $h$ —高		$F = \frac{1}{2} r^2 \left( \frac{\alpha \pi}{180} - \sin \alpha \right)$ $= \frac{r(s-b) + bh}{2}$	$SO = \frac{1}{12} \cdot \frac{b^3}{F}$ 当 $\alpha = 180^\circ$ $SO = \frac{4r}{3\pi} = 0.4244r$

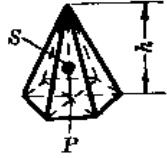
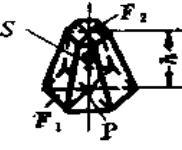
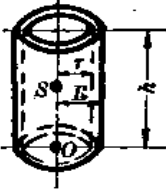
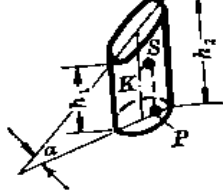
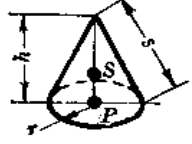
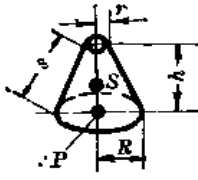
续表


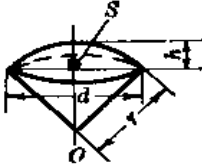
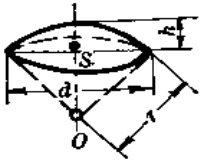
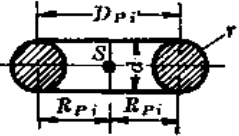
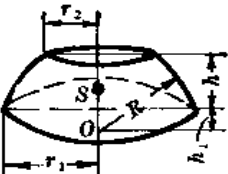
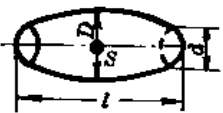
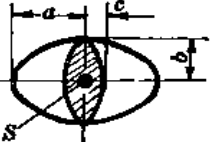
尺寸符号	图 形	面 积 $F$	重 心 $S$
扇 形 $r$ —半径 $s$ —弧长 $\alpha$ —弧 $s$ 的对应中心角 $s_1$ —半径为 1 的对应弧长		$F = \frac{1}{2}rs = \frac{\alpha}{360}\pi r^2$ $= \frac{1}{2}s_1 r^2$ $s_1 = \frac{\alpha\pi}{180} s = \frac{\alpha\pi}{180} r$	$SO = \frac{2}{3} \cdot \frac{rb}{S}$ <p>当 <math>\alpha = 90^\circ</math></p> $SO = \frac{4}{3} \cdot \frac{\sqrt{2}}{\pi} r$ $\approx 0.6r$
部 分 圆 环 $t$ —环宽 $R_{pj}$ —圆环平均半径		$F = \frac{\alpha\pi}{360} (R^2 - r^2)$ $= \frac{\alpha\pi}{180} R_{pj} t$ $= \alpha R_{pj} t$	$SO = 38.2 \frac{R^3 - r^3}{R^2 - r^2}$ $\cdot \frac{\sin \frac{\alpha}{2}}{\frac{\alpha}{2}}$
椭 圆 形 $a, b$ —主轴		$F = \frac{\pi}{4} ab$	在 $a$ 和 $b$ 轴的交点上

(六) 多面体的体积和表面积

表 28

尺寸符号	物 体	$V$ —体 积 $M$ —侧 面 积 $O$ —全 面 积	重 心 $S$
立 方 体 $a$ —棱 $d$ —对角线		$V = a^3$ $M = 4a^2$ $O = 6a^2$	在对角线交点上
棱 柱 $b, t, h$ —边长 $F$ —底面积		$V = bth = Fh$ $M = (b+t)2h$ $O = (b+t)2h + 2bt$ $= 2(hb + ht + bt)$	在对角线交点上
三 棱 柱 $a, b, c$ —边长 $h$ —高 $F$ —底面积		$V = Fh$ $M = (a+b+c)h$ $O = M + 2F$	$SP = \frac{h}{2}$ $P$ —中线的交点

尺寸符号	物 体	$V$ —体 积 $M$ —侧 面 积 $O$ —全 面 积	重 心 $S$
棱 锥 $F$ —底面积 $f$ —一个组合三角形的面积 $n$ —组合三角形数		$V = \frac{h}{3} F$ $M = fn$ $O = M + F$	$SP = \frac{h}{4}$
棱 台 $F_1, F_2$ —两平行底面的面积 $h$ —底面间的距离 $a$ —一个组合梯形面积 $n$ —组合梯形数		$V = \frac{h}{3} (F_1 + F_2 + \sqrt{F_1 F_2})$ $M = an$ $O = M + F_1 + F_2$	$SP = \frac{h}{4} \cdot \frac{F_1 + 2\sqrt{F_1 F_2} + 3F_2}{F_1 + \sqrt{F_1 F_2} + F_2}$
圆柱和空心圆柱(管) $R$ —外半径 $r$ —内半径 $t$ —柱壁厚度 $\rho$ —平均半径		圆柱: $V = \pi R^2 h$ $M = 2\pi R h$ $O = M + 2\pi R^2$ 空心直圆柱: $V = \pi h (R^2 - r^2) = 2\pi \rho t h$ $M = 2\pi (R + r) h$ $O = M + 2\pi (R^2 - r^2)$ *内外侧面积	$SP = \frac{h}{2}$
斜 截 直 圆 柱 $h_1$ —最小高度 $h_2$ —最大高度 $r$ —底面半径		$V = \pi r^2 \frac{h_1 + h_2}{2}$ $M = \pi r (h_1 + h_2)$ $O = M + \pi r^2 \left(1 + \frac{1}{\cos \alpha}\right)$	$SP = \frac{h_1 + h_2}{4} + \frac{1}{4} \cdot \frac{r_2}{h_1 + h_2} \operatorname{tg}^2 \alpha$ $SK = \frac{1}{2} \cdot \frac{r^2}{h_1 + h_2} \operatorname{tg} \alpha$
直 圆 锥 $r$ —底面半径 $h$ —高 $s$ —母线		$V = \frac{1}{3} \pi r^2 h$ $M = \pi r \sqrt{r^2 + h^2} = \pi r s$ $s = \sqrt{r^2 + h^2}$ $O = M + \pi r^2$	$SP = \frac{h}{4}$
圆 台 $R, r$ —底面半径 $h$ —高 $s$ —母线 $s = \sqrt{(R - r)^2 + h^2}$		$V = \frac{\pi h}{3} (R^2 + r^2 + Rr)$ $M = \pi s (R + r)$ $O = M + \pi (R^2 + r^2)$	$SP = \frac{h}{4} \cdot \frac{R^2 + 2Rr + 3r^2}{R^2 + Rr + r^2}$

尺寸符号	物 体	$V$ —体 积 $M$ —侧 面 积 $O$ —全 面 积	重 心 $S$
球 $r$ —半 径 $d$ —直 径		$V = \frac{4}{3}\pi r^3 = \frac{\pi d^3}{6}$ $= 0.5236d^3$ $O = 4\pi r^2 = \pi d^2$	在球心上
球 扇 形 $r$ —球半径 $d$ —弓形底圆直径 $h$ —弓形高		$V = \frac{2}{3}\pi r^2 h$ $= 2.0944r^2 h$ $O = \frac{\pi r}{2}(4h + d)$ $= 1.57r(4h + d)$	$SO = \frac{3}{4}\left(r - \frac{h}{2}\right)$
球 缺 $h$ —弓形高 $r$ —球半径 $d$ —球缺底圆直径		$V = \pi h^2\left(r - \frac{h}{3}\right)$ $M = 2\pi r h$ $= \frac{\pi}{4}(d^2 + 4h^2)$	$SO = \frac{3}{4}$ $\cdot \frac{(2r - h)^2}{3r - h}$
圆 环 胎 $D_{pi}$ —圆环胎平均直径 $R_{pi}$ —圆环胎平均半径 $r$ —圆环胎断面半径 $d$ —圆环胎断面直径		$V = 2\pi^2 R_{pi} r^2$ $= \frac{\pi^2 D_{pi} d^2}{4}$ $O = 4\pi^2 R_{pi} r$ $= 39.478 R_{pi} r$	在环中心上
球 带 $R$ —球半径 $r_1, r_2$ —底面半径 $h$ —腰 要		$V = \frac{\pi h}{6}(3r_1^2 + 3r_2^2 + h^2)$ $M = 2\pi R h$ $O = M + \pi(r_1^2 + r_2^2)$	侧表面积 $SO = h_1 + \frac{h}{2}$
桶 形 $D$ —中间断面直径 $d$ —底直径 $l$ —长		对于抛物线形桶板, $V = \frac{\pi l}{15}\left(2D^2 + Dd + \frac{3}{4}d^2\right)$ 对于圆形桶板, $V = \frac{1}{12}\pi l(2D^2 + d^2)$	在轴交点上
椭 圆 球 $a, c, b$ —半轴		$V = \frac{4}{3}abc\pi$ ( $M$ 和 $O$ 不能用简单公式表示)	在轴交点上

(七) 贮罐内液体体积计算 贮罐内液体体积为圆柱体部分的体积 $V_1$ 和两端碟形部分的体积 $V_2$ 之和:

$$V = V_1 + V_2 \text{ 米}^3$$

$$\text{贮罐圆柱体部分的体积: } V_1 = \frac{\pi d^2}{4} L K \text{ 米}^3.$$

$$\text{贮罐两端碟形部分的体积: } V_2 = 0.2155 h^2 (1.5d - h) \text{ 米}^3.$$

式中  $L$ ——贮罐圆柱体长度, 米,

$d$ ——贮罐圆柱体内径, 米,

$h$ ——贮罐内液体高度, 米,

$K$ ——系数, 决定于比值 $\frac{h}{d}$ , 见表29。

表 29

$\frac{h}{d}$	$K$	$\frac{h}{d}$	$K$	$\frac{h}{d}$	$K$	$\frac{h}{d}$	$K$	$\frac{h}{d}$	$K$
0.02	0.005	0.22	0.163	0.42	0.399	0.62	0.651	0.82	0.878
0.04	0.013	0.24	0.185	0.44	0.424	0.64	0.676	0.84	0.897
0.06	0.025	0.26	0.207	0.46	0.449	0.66	0.700	0.86	0.915
0.08	0.038	0.28	0.229	0.48	0.475	0.68	0.724	0.88	0.932
0.10	0.052	0.30	0.252	0.50	0.500	0.70	0.748	0.90	0.948
0.12	0.068	0.32	0.276	0.52	0.526	0.72	0.771	0.92	0.963
0.14	0.085	0.34	0.300	0.54	0.551	0.74	0.793	0.94	0.976
0.16	0.103	0.36	0.324	0.56	0.576	0.76	0.816	0.96	0.987
0.18	0.122	0.38	0.349	0.58	0.601	0.78	0.837	0.98	0.995
0.20	0.142	0.40	0.374	0.60	0.627	0.80	0.858	1.00	1.000

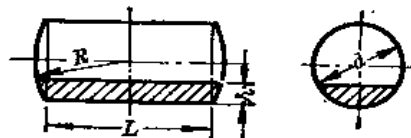


图 2

### 三、理化数值

#### (一) 各种气体的特性

#### 各种气体的平均体积比热和导热系数

#### 表 30

温度 (°C)	CO		CH <sub>4</sub>		H <sub>2</sub>		CO <sub>2</sub>		N <sub>2</sub>		O <sub>2</sub>		水蒸气H <sub>2</sub> O		空气		烟 <sup>13%CO, 11%H<sub>2</sub>O</sup>	
	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)	C (千卡/ 标准米 <sup>3</sup> · °C)	λ (千卡/ 米·时· °C)
0	0.309	0.381	0.307	0.1500	0.3805	0.0119	0.3092	0.0500	0.3119	0.0200	0.3569	0.0134	0.3150	0.0213	0.3150	0.0213	0.0196	
100	0.310	0.395	0.308	0.1860	0.4092	0.0186	0.3096	0.0204	0.3147	0.0283	0.3596	0.0213	0.3163	0.0274	0.3163	0.0274	0.0269	
200	0.311	0.422	0.309	0.2220	0.4390	0.0256	0.3106	0.0313	0.3190	0.0360	0.3635	0.0290	0.3181	0.0329	0.3181	0.0329	0.0345	
300	0.314	0.450	0.309	0.2580	0.4469	0.0322	0.3120	0.0360	0.3240	0.0413	0.3684	0.0393	0.3206	0.0383	0.3206	0.0383	0.0416	
400	0.318	0.478	0.310	0.2940	0.4638	0.0389	0.3143	0.0405	0.3291	0.0473	0.3739	0.0491	0.3235	0.0434	0.3235	0.0434	0.0490	
500	0.320	0.511	0.310	0.3300	0.4769	0.0460	0.3171	0.0449	0.3339	0.0529	0.3796	0.0602	0.3268	0.0484	0.3268	0.0484	0.0564	
600	0.324	0.540	0.311	0.3660	0.4895	0.0524	0.3201	0.0491	0.3385	0.0580	0.3856	0.0772	0.3303	0.0532	0.3303	0.0532	0.0638	
700	0.326	0.568	0.312	0.4020	0.5008	0.0584	0.3233	0.0531	0.3426	0.0626	0.3920		0.3338	0.0578	0.3338	0.0578	0.0711	
800	0.330	0.594	0.313	0.4380	0.5110	0.0641	0.3264	0.0569	0.3464	0.0668	0.3985		0.3371	0.0622	0.3371	0.0622	0.0787	
900	0.333	0.618	0.315	0.4740	0.5201	0.0696	0.3294	0.0607	0.3498	0.0705	0.4050		0.3403	0.0664	0.3403	0.0664	0.0861	
1000	0.336	0.640	0.316	0.5100	0.5296	0.0749	0.3325	0.0643	0.3529	0.0733	0.4115		0.3433	0.0705	0.3433	0.0705	0.0970	
1100					0.5303	0.0799	0.3354	0.0676	0.3557		0.4180		0.3463	0.0743	0.3463	0.0743	0.1010	
1200					0.5433	0.0846	0.3380	0.0701	0.3584		0.4224		0.3490	0.0781	0.3490	0.0781	0.1085	
1300					0.5495		0.3404		0.3608		0.4306		0.3517		0.3517			
1400					0.5553		0.3430		0.3631		0.4367		0.3542		0.3542			
1500					0.5606		0.3451		0.3653		0.4425		0.3566		0.3566			
1600					0.5655		0.3471		0.3673		0.4482		0.3587		0.3587			
1700					0.5701		0.3491		0.3693		0.4537		0.3607		0.3607			
1800					0.5744		0.3509		0.3712		0.4590		0.3625		0.3625			
1900					0.5783		0.3527		0.3729		0.4640		0.3644		0.3644			
2000					0.5820		0.3543		0.3747		0.4689		0.3661		0.3661			

各种气体的物理特性

表 31

名 称	二氧化碳	乙 烯	丙 烯	丁 烯	甲 烷	乙 烷	丙 烷	丁 烷	乙 炔
符 号	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>
分子 量	44.01	28.05	42.08	56.105	16.04	30.06	44.10	58.12	26.04
重度(公斤力/标准米 <sup>3</sup> )	1.964	1.251	1.877	2.503	0.716	1.342	1.967	2.593	1.162
气体常数(公斤·米/公斤·°C)	19.145	30.225	20.17	15.11	62.90	28.22	19.23	14.59	32.59
低位发热量(千卡/标准米 <sup>3</sup> )	—	14107	20541	27111	8555	15226	21759	28338	13483

名 称	一氧化碳	氢	氧	氮	氨	苯	二氧化硫	水蒸汽	空 气
符 号	CO	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	SO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	—
分子 量	28.06	2.010	32.00	28.02	17.03	78.05	64.07	18.02	28.95
重度(公斤力/标准米 <sup>3</sup> )	1.250	0.090	1.428	1.251	0.760	3.485	2.858	0.804	1.293
气体常数(公斤·米/公斤·°C)	30.29	420.6	26.50	30.26	49.79	10.87	13.24	47.77	29.27
低位发热量(千卡/标准米 <sup>3</sup> )	3018	2579	—	—	—	33528	—	—	—

## (二) 水和水蒸汽的物理特性

在饱和线上水的基本物理参数

表 32

温 度 <i>t</i> (°C)	压 力 (绝对) <i>P</i> (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	重 度 $\gamma$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	热 焓 <i>i</i> (千卡/公 斤)	等压比热 <i>C<sub>p</sub></i> (千卡/公 斤·°C)	导热系数 $\lambda$ (千卡/米 ·时·°C)	运动粘度 $\nu \times 10^6$ (米 <sup>2</sup> /秒)	绝对(动 力)粘度 $\mu \times 10^6$ (公斤· 秒/米 <sup>2</sup> )	导热系数 $\alpha \times 10^4$ (米 <sup>2</sup> /时)	膨胀系数 $\beta \times 10^4$ (1/°C)	Pr 值
0	0.0062	999.8	0.000	1.006	0.474	1.789	182.3	4.71	-0.63	13.7
10	0.0125	999.7	10.04	1.001	0.494	1.306	183.1	4.94	0.70	9.52
20	0.0238	998.2	20.04	0.999	0.515	1.006	102.4	5.16	1.82	7.00
30	0.0432	995.7	30.02	0.997	0.531	0.805	81.7	5.35	3.21	5.41
40	0.0752	992.2	40.01	0.997	0.545	0.659	66.6	5.51	3.87	4.30
50	0.126	988.1	49.99	0.997	0.557	0.556	56.0	5.65	4.49	3.54
60	0.203	983.2	59.98	0.998	0.567	0.478	47.9	5.78	5.11	2.98
70	0.318	977.8	69.98	1.000	0.574	0.415	41.4	5.87	5.70	2.55
80	0.483	971.8	80.00	1.002	0.580	0.365	36.2	5.96	6.32	2.21
90	0.715	965.3	90.04	1.005	0.585	0.326	32.1	6.03	6.95	1.95
100	1.03	958.4	100.10	1.008	0.587	0.295	28.8	6.08	7.52	1.75
110	1.46	951.0	110.19	1.011	0.589	0.272	26.4	6.13	8.08	1.60
120	2.02	943.1	120.3	1.015	0.590	0.252	24.2	6.16	8.64	1.47
130	2.75	934.8	130.5	1.019	0.590	0.233	22.2	6.19	9.19	1.35
140	3.68	926.1	140.7	1.024	0.589	0.217	20.5	6.21	9.72	1.26
150	4.85	917.0	151.0	1.030	0.588	0.203	19.0	6.22	10.3	1.17
160	6.30	907.4	161.3	1.038	0.587	0.191	17.7	6.23	10.7	1.10
170	8.08	897.3	171.8	1.046	0.584	0.181	16.6	6.22	11.3	1.05
180	10.23	886.9	182.3	1.055	0.580	0.173	15.6	6.20	11.9	1.00
190	12.80	876.0	192.9	1.065	0.576	0.165	14.7	6.17	12.6	0.96
200	15.86	863.0	203.6	1.076	0.570	0.158	13.9	6.14	13.3	0.93



每米<sup>3</sup>水在各种温度下的重量(压力为760毫米水银柱)

表 33

温度(°C)	重量(公斤)	温度(°C)	重量(公斤)	温度(°C)	重量(公斤)
1	999.87	59	983.75	84	969.30
2	999.97	60	983.24	85	968.65
4	1000.00	61	982.72	86	968.00
10	999.73	62	982.20	87	967.34
20	998.23	63	981.67	88	966.68
30	995.67	64	981.13	89	966.01
40	992.24	65	980.59	90	965.34
41	991.86	66	980.05	91	964.67
42	991.47	67	979.50	92	963.99
43	991.07	68	978.94	93	963.30
44	990.66	69	978.38	94	962.61
45	990.25	70	977.81	95	961.92
46	989.82	71	977.23	96	961.22
47	989.40	72	976.66	97	960.51
48	988.96	73	976.07	98	959.81
49	988.52	74	975.48	99	959.09
50	988.07	75	974.84	100	958.38
51	987.62	76	974.29		
52	987.15	77	973.68		
53	986.69	78	973.07		
54	986.21	79	972.45		
55	985.73	80	971.83		
56	985.25	81	971.21		
57	984.75	82	970.57		
58	984.25	83	969.94		

饱和水蒸汽(按压力排列)

表 34

绝对压力 $P$ (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	饱和温度 $t_s$ (°C)	水在饱和压力 下的比容 $v'$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽比容 $v''$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽容重 $\gamma''$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	含热量(千卡/公斤)		汽化热 $r$ (千卡/公斤)
					水 $i'$	蒸汽 $i''$	
1	2	3	4	5	6	7	8
0.010	6.698	0.0010001	131.60	0.007599	6.73	600.2	593.5
0.015	12.737	0.0010006	89.63	0.01116	12.78	602.9	590.1
0.020	17.204	0.0010013	68.25	0.01465	17.25	604.9	587.6
0.025	20.776	0.0010020	55.27	0.01809	20.82	606.4	585.6
0.030	23.772	0.0010027	46.52	0.02150	23.81	607.8	584.0
0.035	26.359	0.0010034	40.22	0.02486	26.39	608.9	582.5
0.040	28.641	0.0010040	35.46	0.02820	28.67	609.8	581.1
0.045	30.69	0.0010046	31.71	0.03154	30.71	610.7	580.0
0.050	32.55	0.0010052	28.72	0.03482	32.57	611.5	578.9
0.055	34.25	0.0010058	26.26	0.03808	34.27	612.3	578.0
0.060	35.82	0.0010063	24.19	0.04134	35.83	612.9	577.1
0.065	37.29	0.0010069	22.43	0.04458	37.30	613.6	576.3
0.070	38.66	0.0010074	20.91	0.04782	38.67	614.1	575.4
0.075	39.95	0.0010079	19.59	0.05105	39.96	614.7	574.7
0.080	41.16	0.0010084	18.45	0.05420	41.16	615.2	574.0
0.085	42.32	0.0010088	17.41	0.05744	42.32	615.7	573.4
0.090	43.41	0.0010093	16.50	0.06061	43.41	616.1	572.7
0.095	44.46	0.0010097	15.68	0.06378	44.46	616.6	572.1
0.10	45.45	0.0010101	14.95	0.06689	45.45	617.0	571.6
0.11	47.33	0.0010109	13.66	0.07321	47.32	617.8	570.5

续表

绝对压力 $P$ (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	饱和温度 $t_s$ (°C)	水在饱和压 力下的比容 $v'$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽比容 $v''$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽容重 $\gamma''$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	含热量(千卡/公斤)		汽化热 $r$ (千卡/公斤)
					水 $i'$	蒸汽 $i''$	
1	2	3	4	5	6	7	8
0.12	49.06	0.0010117	12.59	0.07943	49.05	618.6	569.5
0.13	50.67	0.0010124	11.67	0.08562	50.66	619.3	568.6
0.14	52.18	0.0010131	10.89	0.09183	52.17	619.9	567.7
0.15	53.69	0.0010138	10.20	0.09804	53.59	620.5	566.9
0.16	54.94	0.0010145	9.603	0.1041	54.93	621.1	566.2
0.17	56.21	0.0010151	9.073	0.1102	56.19	621.6	565.4
0.18	57.41	0.0010157	8.601	0.1163	57.39	622.1	564.7
0.19	58.57	0.0010163	8.172	0.1224	58.55	622.6	564.0
0.20	59.67	0.0010169	7.789	0.1284	59.65	623.1	563.4
0.21	60.72	0.0010175	7.442	0.1344	60.70	623.5	562.8
0.22	61.74	0.0010181	7.122	0.1404	61.72	623.9	562.2
0.23	62.71	0.0010186	6.833	0.1464	62.69	624.3	561.6
0.24	63.65	0.0010191	6.565	0.1523	63.63	624.6	561.0
0.25	64.56	0.0010196	6.318	0.1583	64.54	625.0	560.5
0.26	65.44	0.0010202	6.088	0.1643	65.42	625.4	560.0
0.27	66.29	0.0010206	5.876	0.1702	66.27	625.7	559.4
0.28	67.11	0.0010211	5.679	0.1761	67.09	626.1	559.0
0.29	67.91	0.0010216	5.495	0.1820	67.89	626.4	558.5
0.30	68.68	0.0010220	5.324	0.1878	68.66	626.8	558.1
0.32	70.16	0.0010229	5.013	0.1995	70.14	627.4	557.3
0.34	71.57	0.0010237	4.736	0.2112	71.56	627.9	556.3
0.36	72.91	0.0010245	4.489	0.2228	72.90	628.5	555.6
0.38	74.19	0.0010253	4.267	0.2344	74.18	629.0	554.8
0.40	75.42	0.0010261	4.065	0.2459	75.41	629.5	554.1
0.45	78.27	0.0010279	3.641	0.2746	78.27	630.6	552.3
0.50	80.86	0.0010296	3.299	0.3031	80.86	631.6	550.7
0.55	83.25	0.0010312	3.017	0.3315	83.26	632.6	549.3
0.60	85.45	0.0010327	2.782	0.3595	85.47	633.5	548.0
0.65	87.51	0.0010341	2.581	0.3875	87.54	634.3	546.8
0.70	89.45	0.0010355	2.408	0.4153	89.49	635.1	545.6
0.75	91.27	0.0010368	2.257	0.4431	91.32	635.8	544.5
0.80	92.99	0.0010381	2.125	0.4706	93.05	636.4	543.3
0.85	94.62	0.0010393	2.008	0.4980	94.69	637.0	542.3
0.90	96.18	0.0010405	1.903	0.5255	96.26	637.6	541.3
0.95	97.66	0.0010417	1.810	0.5525	97.75	638.2	540.5
1.0	99.09	0.0010428	1.725	0.5797	99.19	638.8	539.6
1.1	101.76	0.0010448	1.578	0.6337	101.87	639.8	537.9
1.2	104.25	0.0010468	1.455	0.6873	104.38	640.7	536.3
1.3	106.56	0.0010487	1.350	0.7407	106.72	641.6	534.9
1.4	108.74	0.0010505	1.259	0.7943	108.92	642.3	533.4
1.5	110.79	0.0010522	1.1810	0.8467	110.99	643.1	532.1
1.6	112.73	0.0010538	1.1110	0.9001	112.95	643.8	530.8
1.7	114.57	0.0010554	1.0508	0.9524	114.81	644.5	529.7
1.8	116.33	0.0010570	0.9954	1.0046	116.60	645.1	528.5
1.9	118.01	0.0010585	0.9462	1.057	118.30	645.7	527.4
2.0	119.62	0.0010600	0.9018	1.109	119.94	646.3	526.4
2.1	121.16	0.0010614	0.8616	1.161	121.5	646.8	525.3
2.2	122.65	0.0010627	0.8248	1.212	123.0	647.3	524.3
2.3	124.08	0.0010640	0.7912	1.264	124.5	647.8	523.3
2.4	125.46	0.0010653	0.7603	1.315	125.9	648.3	522.4

续表

绝对压力 $P$ (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	饱和温度 $t_s$ (°C)	水在饱和压 力下的比容 $v'$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽比容 $v''$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽容重 $\gamma''$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	含热量(千卡/公斤)		汽化热 $r$ (千卡/公斤)
					水 $i'$	蒸汽 $i''$	
1	2	3	4	5	6	7	8
2.5	126.79	0.0010666	0.7318	1.367	127.2	648.7	521.5
2.6	128.08	0.0010678	0.7055	1.417	128.5	649.2	520.7
2.7	129.34	0.0010691	0.6808	1.469	129.8	649.6	519.8
2.8	130.55	0.0010703	0.6581	1.520	131.1	650.0	518.9
2.9	131.73	0.0010714	0.6368	1.570	132.3	650.3	518.0
3.0	132.88	0.0010726	0.6169	1.621	133.4	650.7	517.3
3.1	134.00	0.0010737	0.5982	1.672	134.6	651.1	516.5
3.2	135.08	0.0010748	0.5807	1.722	135.7	651.4	515.7
3.3	136.14	0.0010758	0.5645	1.772	136.8	651.8	515.0
3.4	137.18	0.0010769	0.5485	1.823	137.8	652.1	514.3
3.5	138.19	0.0010779	0.5328	1.873	138.9	652.4	513.5
3.6	139.18	0.0010789	0.5199	1.923	139.9	652.8	512.9
3.7	140.15	0.0010800	0.5066	1.974	140.9	653.0	512.1
3.8	141.09	0.0010809	0.4942	2.024	141.8	653.3	511.5
3.9	142.02	0.0010819	0.4822	2.074	142.8	653.6	510.8
4.0	142.92	0.0010829	0.4709	2.124	143.7	653.9	510.2
4.1	143.81	0.0010838	0.4601	2.173	144.6	654.1	509.5
4.2	144.68	0.0010847	0.4498	2.223	145.5	654.4	508.9
4.3	145.54	0.0010857	0.4399	2.273	146.4	654.7	508.3
4.4	146.38	0.0010866	0.4305	2.323	147.3	654.9	507.6
4.5	147.20	0.0010875	0.4215	2.373	148.1	655.2	507.1
4.6	148.01	0.0010884	0.4129	2.422	149.0	655.4	506.5
4.7	148.81	0.0010893	0.4045	2.472	149.8	655.6	505.8
4.8	149.59	0.0010902	0.3965	2.521	150.6	655.9	505.3
4.9	150.36	0.0010910	0.3890	2.571	151.4	656.1	504.7
5.0	151.11	0.0010918	0.3817	2.620	152.1	656.3	504.2
5.2	152.59	0.0010935	0.3679	2.718	153.7	656.7	503.0
5.4	154.02	0.0010951	0.3550	2.817	155.1	657.1	502.0
5.6	155.41	0.0010967	0.3431	2.915	156.5	657.5	500.9
5.8	156.76	0.0010983	0.3319	3.013	158.0	657.9	499.9
6.0	158.08	0.0010998	0.3214	3.111	159.3	658.3	498.9
6.2	159.36	0.0011013	0.3116	3.209	160.7	658.6	497.9
6.4	160.61	0.0011028	0.3024	3.307	162.0	659.0	497.0
6.6	161.82	0.0011043	0.2938	3.404	163.2	659.3	496.1
6.8	163.01	0.0011057	0.2856	3.501	164.5	659.6	495.1
7.0	164.17	0.0011071	0.2778	3.600	165.7	659.9	494.2
7.2	165.31	0.0011085	0.2705	3.697	166.9	660.2	493.3
7.4	166.42	0.0011099	0.2636	3.794	168.0	660.4	492.4
7.6	167.51	0.0011113	0.2570	3.891	169.2	660.7	491.5
7.8	168.57	0.0011126	0.2507	3.989	170.3	661.0	490.7
8.0	169.61	0.0011139	0.2448	4.085	171.4	661.2	489.8
8.2	170.63	0.0011152	0.2391	4.182	172.4	661.4	489.0
8.4	171.63	0.0011165	0.2337	4.279	173.4	661.7	488.3
8.6	172.61	0.0011177	0.2286	4.375	174.5	661.9	487.4
8.8	173.58	0.0011189	0.2236	4.472	175.5	662.1	486.6
9.0	174.53	0.0011202	0.2189	4.568	176.5	662.3	485.8
9.2	175.46	0.0011214	0.2144	4.664	177.5	662.5	485.0
9.4	176.38	0.0011226	0.2100	4.762	178.5	662.7	484.2
9.6	177.28	0.0011238	0.2058	4.859	179.4	662.9	483.5
9.8	178.16	0.0011250	0.2019	4.953	180.3	663.1	482.8

续表

绝对压力 $P$ (公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> )	饱和温度 $t_s$ (°C)	水在饱和压 力下的比容 $v'$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽比容 $v''$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽容重 $\gamma''$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	含热量(千卡/公斤)		汽化热 $r$ (千卡/公斤)
					水 $i'$	蒸汽 $i''$	
1	2	3	4	5	6	7	8
10.0	179.04	0.0011262	0.1980	5.051	181.3	663.3	482.1
10.5	181.16	0.0011291	0.1890	5.291	183.5	663.7	480.2
11.0	183.20	0.0011319	0.1808	5.531	185.7	664.1	478.4
11.5	185.17	0.0011346	0.1733	5.770	187.7	664.5	476.8
12.0	187.08	0.0011373	0.1663	6.013	189.8	664.9	475.1
12.5	188.92	0.0011399	0.1599	6.254	191.7	665.3	473.6
13.0	190.71	0.0011426	0.1540	6.494	193.6	665.6	472.0
13.5	192.45	0.0011451	0.1485	6.734	195.5	665.9	470.4
14.0	194.13	0.0011476	0.1434	6.974	197.3	666.2	468.9
14.5	195.77	0.0011501	0.1387	7.210	199.1	666.4	467.4
15.0	197.36	0.0011525	0.1342	7.452	200.7	666.7	465.9
15.5	198.91	0.0011548	0.1300	7.692	202.4	666.9	464.5
16.0	200.43	0.0011572	0.1261	7.930	204.0	667.1	463.1
16.5	201.91	0.0011595	0.1224	8.170	205.6	667.3	461.7
17.0	213.35	0.0011618	0.1189	8.410	207.2	667.5	460.3
17.5	204.76	0.0011640	0.1156	8.651	208.7	667.7	459.0
18.0	206.14	0.0011662	0.1125	8.889	210.2	667.8	457.6
18.5	207.49	0.0011684	0.1095	9.132	211.7	668.0	456.3
19.0	208.81	0.0011706	0.1067	9.372	213.1	668.2	455.1
19.5	210.11	0.0011728	0.1040	9.615	214.5	668.3	453.8
20.0	211.38	0.0011749	0.1015	9.852	215.9	668.5	452.6
20.5	212.63	0.0011771	0.09907	10.090	217.3	668.6	451.3
21.0	213.85	0.0011792	0.09676	10.340	218.6	668.7	450.1
21.5	215.05	0.0011813	0.09456	10.570	220.0	668.8	448.8
22.0	216.23	0.0011833	0.09245	10.820	221.2	668.9	447.7
22.5	217.39	0.0011854	0.09042	11.060	222.5	668.9	446.4
23.0	218.53	0.0011874	0.08849	11.300	223.8	669.0	445.2
23.5	219.65	0.0011894	0.08663	11.540	225.0	669.1	444.1
24.0	220.75	0.0011914	0.08486	11.780	226.2	669.2	443.0
24.5	221.83	0.0011933	0.08316	12.030	227.4	669.2	441.8
25.0	222.90	0.0011953	0.08150	12.270	228.6	669.3	440.7
25.5	223.95	0.0011973	0.07991	12.510	229.8	669.3	439.5

表 35

饱和和水蒸汽(按温度排列)

饱和温度 $t_b$ (°C)	绝对压力 $P$ (公斤力/厘米 <sup>2</sup> )	水在饱和压力下的比容 $v'$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽比容 $v''$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	蒸汽容量 $\gamma''$ (公斤/米 <sup>3</sup> )	含热量(千卡/公斤)		汽化热 $r$ (千卡/公斤)
					水 $i'$	蒸汽 $i''$	
0	0.006228	0.0010002	206.3	0.004846	0	597.2	597.2
10	0.012513	0.0010004	106.4	0.009396	10.04	601.6	591.6
20	0.02383	0.0010018	57.84	0.01729	20.03	606.0	586.0
30	0.04325	0.0010044	32.93	0.03036	30.00	610.4	580.4
40	0.07520	0.0010079	19.55	0.05114	39.98	614.7	574.7
50	0.12578	0.0010121	12.05	0.08298	49.95	619.0	569.0
60	0.2081	0.0010171	7.682	0.1302	59.94	623.2	563.3
70	0.3177	0.0010228	5.049	0.1981	69.93	627.3	557.4
80	0.4829	0.0010290	3.410	0.2933	79.95	631.3	551.3
90	0.7149	0.0010359	2.361	0.4235	89.98	635.1	545.1
100	1.0332	0.0010435	1.673	0.5977	100.04	638.9	538.9
110	1.4609	0.0010515	1.210	0.8265	110.12	642.5	532.4
120	2.0245	0.0010603	0.8914	1.122	120.3	646.0	526.7
130	2.7544	0.0010697	0.6680	1.498	130.4	649.3	518.6
140	3.685	0.0010798	0.5084	1.987	140.6	652.2	511.9
150	4.854	0.0010906	0.3924	2.548	150.9	655.5	504.6
160	6.302	0.0011021	0.3068	3.250	161.3	658.3	497.0
170	8.076	0.0011144	0.2426	4.122	171.7	660.9	489.2
180	10.225	0.0011275	0.1939	5.157	182.2	663.2	481.0
190	12.800	0.0011415	0.1564	6.392	192.8	665.3	472.5
200	15.857	0.0011565	0.1273	7.857	203.5	667.0	463.5
210	19.456	0.0011726	0.1043	9.585	214.3	668.3	454.0
220	23.659	0.0011900	0.08614	11.61	225.3	669.2	443.9
230	28.531	0.0012088	0.07153	13.98	236.4	669.7	433.3

过热水蒸汽的比容和焓

表 36

t (°C)	P=1.0 绝对大气压		P=1.2 绝对大气压		P=1.4 绝对大气压		P=1.6 绝对大气压		P=1.8 绝对大气压		P=2.0 绝对大气压	
	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)
120	1.830	649.0	1.521	648.5	1.300	648.0	1.135	647.5	1.006	647.0	0.9027	646.5
140	1.926	658.4	1.602	658.0	1.371	657.7	1.197	657.3	1.062	656.9	0.9545	656.5
160	2.023	667.8	1.683	667.5	1.440	667.2	1.258	666.9	1.117	666.6	1.0041	666.4
180	2.119	677.2	1.763	676.9	1.509	676.7	1.319	676.4	1.171	676.1	1.0530	675.9
200	2.214	686.6	1.843	686.4	1.578	686.1	1.379	685.9	1.225	685.7	1.1016	685.4
220	2.310	696.0	1.923	695.8	1.647	695.6	1.439	695.4	1.278	695.2	1.1500	695.0
240	2.405	705.5	2.002	705.3	1.715	705.1	1.499	704.9	1.332	704.8	1.1982	704.6
260	2.500	715.1	2.082	714.9	1.783	714.7	1.559	714.5	1.385	714.4	1.2462	714.2
280	2.595	724.7	2.161	724.5	1.851	724.3	1.619	724.2	1.438	724.0	1.2941	723.9
300	2.690	734.3	2.240	734.2	1.919	734.0	1.678	733.9	1.491	733.8	1.3419	733.7
320	2.784	743.9	2.320	743.8	1.987	743.6	1.738	743.5	1.545	743.4	1.3896	743.3
340	2.880	753.6	2.399	753.5	2.056	753.4	1.798	753.3	1.598	753.2	1.4372	753.1
360	2.975	763.4	2.478	763.3	2.123	763.2	1.857	763.1	1.650	763.0	1.4847	762.9
380	3.068	773.2	2.556	773.1	2.190	773.0	1.916	773.0	1.702	772.9	1.5321	772.8
400	3.163	783.1	2.635	783.0	2.258	783.0	1.975	782.9	1.755	782.8	1.5794	782.7
420	3.257	793.1	2.713	793.0	2.325	793.0	2.034	792.9	1.807	792.8	1.627	792.7
440	3.352	803.1	2.792	803.0	2.393	803.0	2.093	802.9	1.860	802.8	1.674	802.7
460	3.446	813.1	2.871	813.0	2.460	813.0	2.152	812.9	1.913	812.8	1.721	812.8
480	3.540	823.2	2.950	823.2	2.528	823.1	2.211	823.1	1.965	823.0	1.768	823.0
500	3.635	833.4	3.028	833.4	2.595	833.3	2.270	833.3	2.018	833.2	1.815	833.2
520	3.729	843.6	3.107	843.6	2.662	843.5	2.330	843.5	2.071	843.4	1.864	843.4
540	3.824	854.0	3.186	853.9	2.731	853.9	2.389	853.8	2.124	853.8	1.911	853.7
560	3.918	864.4	3.265	864.3	2.798	864.3	2.448	864.2	2.176	864.2	1.958	864.1

t (°C)	P=2.5 绝对大气压		P=3.0 绝对大气压		P=3.6 绝对大气压		P=4.0 绝对大气压		P=4.6 绝对大气压		P=5.0 绝对大气压		P=6.0 绝对大气压	
	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)	v (米 <sup>3</sup> /公斤)	i (千卡/公斤)
120	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
140	0.7597	655.6	0.8296	654.5	0.5209	653.2	—	—	—	—	—	—	—	—
160	0.8003	665.5	0.6643	664.7	0.5508	663.8	0.4940	663.1	0.4272	662.1	0.3917	661.3	0.3232	659.4
180	0.8399	675.2	0.6975	674.5	0.5790	673.7	0.5197	673.2	0.4500	672.4	0.4129	671.7	0.3410	670.1
200	0.8790	684.8	0.7304	684.2	0.6067	683.5	0.5448	683.0	0.4721	682.3	0.4334	681.7	0.3587	680.6
220	0.9179	694.4	0.7631	693.9	0.6342	693.3	0.5697	692.9	0.4940	692.2	0.4537	691.7	0.3763	690.7
240	0.9567	704.0	0.7956	703.6	0.6615	703.1	0.5944	702.7	0.5157	702.1	0.4736	701.7	0.3932	700.9
260	0.9953	713.7	0.8281	713.4	0.6887	712.9	0.6190	712.6	0.5372	712.1	0.4935	711.7	0.4099	710.9
280	1.0338	723.5	0.8603	723.2	0.7157	722.8	0.6433	722.5	0.5584	722.0	0.5131	721.8	0.4264	721.1
300	1.0722	733.3	0.8923	733.0	0.7425	732.7	0.6676	732.4	0.5796	732.0	0.5327	731.8	0.4428	731.2
320	1.1105	743.1	0.9243	742.8	0.7692	742.5	0.6917	742.3	0.6008	741.9	0.5521	741.7	0.4591	741.2
340	1.1487	752.9	0.9563	752.6	0.7959	752.3	0.7158	752.2	0.6218	751.8	0.5715	751.6	0.4753	751.1
360	1.1869	762.7	0.9882	762.5	0.8225	762.2	0.7398	762.1	0.6427	761.8	0.5908	761.6	0.4915	761.1
380	1.2249	772.6	1.0200	772.4	0.8492	772.1	0.7637	772.0	0.6636	771.8	0.6101	771.6	0.5077	771.1
400	1.2629	782.5	1.0518	782.4	0.8757	782.1	0.7875	782.0	0.6844	781.8	0.6294	781.6	0.5237	781.2
420	1.3009	792.5	1.0835	792.4	0.9022	792.1	0.8114	792.0	0.7052	791.8	0.6485	791.6	0.5398	791.3
440	1.3389	802.5	1.1152	802.4	0.9287	802.2	0.8352	802.1	0.7260	801.9	0.6676	801.8	0.5558	801.5
460	1.3768	812.7	1.1468	812.5	0.9551	812.4	0.8590	812.3	0.7467	812.1	0.6867	812.0	0.5717	811.7
480	1.4147	822.9	1.1784	822.7	0.9815	822.6	0.8828	822.5	0.7674	822.3	0.7058	822.2	0.5876	821.9
500	1.4526	833.1	1.2100	832.9	1.0079	832.8	0.9066	832.7	0.7881	832.5	0.7248	832.4	0.6036	832.2
520	1.4904	843.3	1.2415	843.1	1.0343	843.0	0.9304	842.9	0.8088	842.8	0.7439	842.7	0.6194	842.5
540	1.5282	853.6	1.2730	853.5	1.0606	853.4	0.9542	853.3	0.8294	853.2	0.7629	853.1	0.6352	852.9
560	1.5660	864.0	1.3045	863.9	1.0869	863.8	0.9779	863.7	0.8501	863.6	0.7819	863.5	0.6512	863.3

续表

$t$ (°C)	$P=7.0$ 绝对大气压		$P=8.0$ 绝对大气压		$P=9.0$ 绝对大气压		$P=10.0$ 绝对大气压		$P=12.0$ 绝对大气压		$P=14.0$ 绝对大气压	
	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)
120	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
140	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
160	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
180	0.2906	668.8	0.2524	667.3	0.2226	665.5	0.1987	663.8	—	—	—	—
200	0.3059	679.5	0.2662	678.2	0.2353	676.8	0.2103	675.4	0.1728	672.9	0.1460	670.0
220	0.3209	689.7	0.2795	688.7	0.2472	687.5	0.2214	686.5	0.1825	684.5	0.1547	682.3
240	0.3356	699.9	0.2925	699.0	0.2589	698.1	0.2321	697.2	0.1918	695.4	0.1628	693.5
260	0.3501	710.1	0.3054	709.3	0.2704	708.5	0.2425	707.7	0.2006	706.0	0.1707	704.4
280	0.3644	720.3	0.3180	719.6	0.2818	718.9	0.2528	718.2	0.2094	716.7	0.1784	715.2
300	0.3785	730.5	0.3305	729.9	0.2930	729.3	0.2630	728.6	0.2181	727.3	0.1859	725.9
320	0.3926	740.5	0.3429	740.0	0.3040	739.5	0.2731	738.9	0.2266	737.7	0.1933	736.5
340	0.4066	750.6	0.3552	750.2	0.3150	749.7	0.2831	749.1	0.2350	748.1	0.2007	747.0
360	0.4206	760.7	0.3674	760.3	0.3260	759.8	0.2930	759.3	0.2433	758.3	0.2079	757.4
380	0.4345	770.8	0.3796	770.4	0.3369	769.9	0.3029	769.5	0.2516	768.6	0.2150	767.8
400	0.4483	780.9	0.3918	780.5	0.3477	780.1	0.3127	779.7	0.2599	778.9	0.2222	778.2
420	0.4621	791.0	0.4039	790.7	0.3588	790.3	0.3224	789.9	0.2680	789.1	0.2292	788.5
440	0.4759	801.2	0.4159	800.9	0.3693	800.5	0.3321	800.1	0.2762	799.5	0.2363	798.9
460	0.4896	811.4	0.4280	811.1	0.3800	810.8	0.3418	810.4	0.2843	809.9	0.2433	809.3
480	0.5033	821.6	0.4400	821.3	0.3907	821.1	0.3515	820.8	0.2925	820.3	0.2502	819.7
500	0.5169	831.9	0.4519	831.7	0.4014	831.5	0.3611	831.2	0.3005	830.7	0.2572	830.2
520	0.5306	842.3	0.4639	842.1	0.4121	841.9	0.3707	841.6	0.3086	841.1	0.2641	840.6
540	0.5442	852.7	0.4759	852.5	0.4227	852.3	0.3803	852.0	0.3166	851.6	0.2710	851.2
560	0.5579	863.1	0.4879	862.9	0.4334	862.7	0.3899	862.5	0.3246	862.2	0.2779	861.8

$t$ (°C)	$P=16.0$ 绝对大气压		$P=18.0$ 绝对大气压		$P=20.0$ 绝对大气压		$P=22.0$ 绝对大气压		$P=24.0$ 绝对大气压		$P=26.0$ 绝对大气压	
	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)	$v$ (米 <sup>3</sup> /公斤)	$i$ (千卡/公斤)
120	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
140	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
160	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
180	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
200	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
220	0.1338	679.8	0.1175	677.0	0.1043	674.4	0.09374	671.6	—	—	—	—
240	0.1411	691.4	0.1242	689.3	0.1108	687.2	0.09978	684.8	0.09053	682.5	0.08264	680.1
260	0.1482	702.6	0.1307	700.8	0.1167	699.0	0.10526	697.1	0.09580	695.2	0.08767	693.2
280	0.1550	713.7	0.1369	712.1	0.1224	710.6	0.11058	708.9	0.10074	707.3	0.09236	705.7
300	0.1618	724.7	0.1430	723.3	0.1280	722.0	0.11574	720.6	0.10549	719.2	0.09683	717.8
320	0.1684	735.4	0.1490	734.2	0.1334	733.1	0.12075	731.9	0.11014	730.7	0.10115	729.5
340	0.1749	746.0	0.1548	744.9	0.1388	743.9	0.12564	742.8	0.11469	741.8	0.10541	740.7
360	0.1813	756.5	0.1606	755.5	0.1440	754.6	0.13044	753.6	0.11915	752.7	0.10959	751.7
380	0.1876	767.0	0.1663	766.1	0.1492	765.2	0.13517	764.4	0.12353	763.5	0.11368	762.7
400	0.1939	777.4	0.1719	776.6	0.1543	775.8	0.13986	775.1	0.12786	774.3	0.11770	773.5
420	0.2001	787.8	0.1774	787.1	0.1593	786.3	0.14450	785.7	0.13214	785.1	0.12167	784.3
440	0.2063	798.2	0.1829	797.6	0.1643	796.9	0.14909	796.3	0.13637	795.7	0.12560	795.1
460	0.2125	808.7	0.1884	808.1	0.1693	807.5	0.15364	806.9	0.14056	806.3	0.12951	805.8
480	0.2186	819.1	0.1939	818.6	0.1743	818.1	0.15817	817.5	0.14473	817.0	0.13338	816.5
500	0.2247	829.7	0.1994	829.2	0.1792	828.7	0.1627	828.2	0.14888	827.7	0.13722	827.1
520	0.2308	840.1	0.2048	839.7	0.1841	839.3	0.1672	838.8	0.15300	838.3	0.14103	837.8
540	0.2368	850.7	0.2102	850.3	0.1890	849.9	0.1716	849.4	0.15710	849.0	0.14483	848.5
560	0.2429	861.3	0.2156	860.9	0.1939	860.5	0.1761	860.1	0.16120	859.7	0.14862	859.2

(三) 常用热工数值

一些金属在各种温度下的导热系数

表 37

名 称	在下列温度下的导热系数(千卡/米·时·°C)									
	0°C	100°C	200°C	300°C	500°C	600°C	700°C	800°C	1000°C	1200°C
铝	174	177	197	254	319	364	—	—	—	—
铜	397	331	327	322	311	307	—	—	—	—
软钢	54	50	47	46	42	38	38	39	36	42
硬钢	37	36	35	34	32	29	27	26	27	28
合金钢	16	16	17	18	14	20	20	20	21	22
铸铁	47	42	30	34	67	82	—	—	—	—

换热过程传热系数K的平均值

表 38

放 热 介 质	吸热介质	K 值 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)	放 热 介 质	吸热介质	K 值 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)
蒸 汽	沸 水	4000~5000	未沸腾液体	冷液体	100~200
蒸 汽	未沸水	750~1500	过热蒸汽	液 体	30~40① 35~45②
沸腾液体	冷液体	200			

①通过钢壁；②通过铜壁。

注：平均值K只能用于概略计算。

换热过程放热系数α的平均值

表 39

名 称	α 值 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)	名 称	α 值 (千卡/米 <sup>2</sup> ·时·°C)
未沸腾的静止液	400~500	正在凝结的蒸汽 (v=1~6米/秒)	6000~18000
未沸腾的搅动液	2000~4000	过热蒸汽、气体	20~100
流动中的液体 (v=0.05~2米/秒)	300+1800√v	静止空气	3~8
沸腾液体	4000~6000	流动中的空气 (v=1~100米/秒)	2+10√v

注：平均值α只能用于概略计算。

(四) 常用元素及化合物的分子量(或原子量)与当量

表 40

名 称	符 号	分子量或原子量	当 量	1度相当毫克/升数
铝	Al	26.97	8.74	3.21
氢氧化铝	Al(OH) <sub>3</sub>	77.99	25.99	9.27
硫酸铝	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	342.12	57.02	20.34
含水硫酸铝	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·18H <sub>2</sub> O	666.40	111.00	39.62
氢氧化铁	Fe(OH) <sub>3</sub>	106.86	35.62	12.71
硫酸亚铁	FeSO <sub>4</sub>	151.90	75.95	27.10
含水硫酸亚铁	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	278.01	139.0	49.58
硫酸铁	Fe <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	399.96	133.32	47.65
氯化亚铁	FeCl <sub>2</sub>	126.75	63.4	22.63
氯化铁	FeCl <sub>3</sub>	162.21	54.07	19.30
铁	Fe	55.85	18.64	6.65
钙	Ca	40.07	20.04	7.16



续表

名 称	符 号	分子量或原子量	当 量	1度相当毫克/升数
重碳酸钙	$\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$	162.0	81.0	29.0
氢氧化钙	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	74.09	37.05	13.21
氧化钙	$\text{CaO}$	56.70	28.35	10.12
硫酸钙	$\text{CaSO}_4$	136.13	68.06	24.30
碳酸钙	$\text{CaCO}_3$	100.07	50.04	17.85
磷酸钙	$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	310.25	51.70	18.45
氯化钙	$\text{CaCl}_2$	118.00	59.0	21.50
二氧化硅	$\text{SiO}_2$	60.06	30.03	10.71
三氧化硅	$\text{SiO}_3$	76.06	38.03	13.60
硅	$\text{Si}$	28.06	7.03	2.51
重碳酸镁	$\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$	146.34	73.17	26.10
氢氧化镁	$\text{Mg}(\text{OH})_2$	58.34	29.17	10.40
硫酸镁	$\text{MgSO}_4$	120.39	60.20	21.50
碳酸镁	$\text{MgCO}_3$	84.32	42.16	15.06
氯化镁	$\text{MgCl}_2$	95.24	47.62	17.00
镁	$\text{Mg}$	24.32	12.16	4.34
氢氧化钾	$\text{KOH}$	56.10	56.10	20.02
钾	$\text{K}$	39.10	39.10	13.95
钠	$\text{Na}$	23.00	23.00	8.22
重碳酸钠	$\text{NaHCO}_3$	84.00	84.00	30.00
氢氧化钠	$\text{NaOH}$	40.00	40.00	14.30
含水硫酸钠	$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	252.16	126.08	45.00
亚硫酸钠	$\text{Na}_2\text{SO}_3$	126.05	63.03	22.50
硫酸钠	$\text{Na}_2\text{SO}_4$	142.97	71.50	25.50
碳酸钠	$\text{Na}_2\text{CO}_3$	105.00	52.50	18.80
含水碳酸钠	$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	286.15	143.08	51.10
磷酸三钠	$\text{Na}_3\text{PO}_4$	164.00	54.06	19.50
含水磷酸二氢钠	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	138.07	138.07	49.31
含水磷酸氢二钠	$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	358.24	179.12	64
含水磷酸三钠	$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	380.23	126.73	45.30
氯化钠	$\text{NaCl}$	58.45	58.45	20.85
亚硫酸根	$\text{SO}_3$	80.06	40.03	14.30
硫酸	$\text{H}_2\text{SO}_4$	98.08	49.04	17.50
二氧化碳	$\text{CO}_2$	44.00	22.00	7.85
碳酸根	$\text{CO}_3$	60.00	30.00	10.70
重碳酸根	$\text{HCO}_3$	61.00	61.00	21.80
硫酸根	$\text{SO}_4$	96.06	48.03	17.13
磷酸根	$\text{PO}_4$	95.02	31.68	11.30
盐酸	$\text{HCl}$	36.46	36.46	13.01
氯	$\text{Cl}$	35.46	35.46	12.67
氢氧根	$\text{OH}$	17.00	17.00	6.07
氧	$\text{O}$	16.00	8.00	2.86

(五) 还原剂及其他物品的纯度

表 41

品 名	主要规格	包 装	品 名	主要规格	包 装
硫 酸	75%	自 备	纯碱( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ )	98%	麻 袋
	92.5%	48公斤坛	磷酸三钠	95%	
盐 酸	98%	48公斤坛	硫 酸 铝	15~16%	麻 袋
	31%	30公斤坛	栲 胶	颗粒0.79~3.36毫米	
硫酸铵	20.8%	麻袋或塑料袋	4*石英砂		颗粒0.64~1.06毫米
氯化铵	99%	麻袋或塑料袋	5*石英砂		颗粒0.32~1.06毫米
工业盐			6*石英砂	80%	散 放
烧碱( $\text{NaOH}$ )	92%	铁 桶	石 灰	湿态50%水	
固 体	94%	铁 桶	无 烟 煤		散 放
	96%	铁 桶	大 理 石		
液 体	98%	铁 桶	732*阳离子交换树脂		
	99.5%	铁 桶			
	30%	铁 桶			
	42%	铁 桶			

(六) 各种还原剂及化学药品的比重及浓度

1. 15°C食盐溶液

表 42

比 重	NaCl(%)	比 重	NaCl(%)	比 重	NaCl(%)
1.007	1	1.073	10	1.143	19
1.015	2	1.081	11	1.151	20
1.022	3	1.089	12	1.159	21
1.029	4	1.096	13	1.1676	22
1.036	5	1.103	14	1.176	23
1.044	6	1.111	15	1.184	24
1.051	7	1.119	16	1.192	25
1.059	8	1.127	17	1.201	26
1.066	9	1.135	18		

2. 硫酸溶液

表 43

15°/4°时的比重	100克溶液含有 $\text{H}_2\text{SO}_4$ 的重量(克)	1升中含有 $\text{H}_2\text{SO}_4$ 的重量(公斤)	15°/4°时的比重	100克溶液中含有 $\text{H}_2\text{SO}_4$ 的重量(克)	1升中含有 $\text{H}_2\text{SO}_4$ 的重量(公斤)
1.006	0.95		1.075	10.19	
1.01	1.57		1.100	14.35	0.158
1.016	2.3		1.150	20.91	0.339
1.02	3.03		1.200	27.32	0.328
1.025	3.76		1.250	33.43	0.418
1.03	4.49		1.300	39.19	0.510
1.035	5.23		1.415	51.66	0.730
1.050	7.37		1.420	52.15	0.740

### 3. 盐酸溶液

表 44

15°/4°时的比重	100克溶液中含有HCl的重量(克)	1升中含HCl的重量(公斤)	15°/4°时的比重	100克溶液中含有HCl的重量(克)	1升中含HCl的重量(公斤)
1.020	4.13	0.042	1.080	16.15	0.174
1.025	5.15	0.053	1.085	17.13	0.186
1.030	6.15	0.063	1.090	18.11	0.197
1.035	7.15	0.074	1.095	19.06	0.209
1.040	8.16	0.085	1.100	20.01	0.220
1.045	9.16	0.096	1.105	20.97	0.232
1.050	10.17	0.107	1.110	21.92	0.243
1.055	11.18	0.118	1.115	22.86	0.255
1.060	12.19	0.129	1.120	23.82	0.267
1.065	13.19	0.140	1.125	24.78	0.279
1.070	14.17	0.152	1.130	25.75	0.291
1.075	15.16	0.163	1.135	26.70	0.302

### 4. 碳酸钠溶液

表 45

比 重	100克溶液含有Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 的重量(克)	1米 <sup>3</sup> 溶液中Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 的含量(公斤)	1米 <sup>3</sup> 溶液中Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ·10H <sub>2</sub> O的含量(公斤)
1.014	1.29	13.1	35.3
1.022	2.00	20.4	55.0
1.029	2.89	29.0	78.2
1.045	4.16	43.5	118.0
1.052	4.93	51.9	141.0
1.067	6.36	69.9	183.0
1.075	7.08	76.1	206.0
1.083	7.85	85	230.0
1.100	9.31	102.4	275.0
1.108	10.08	111.7	315.0

### 5. 15°C氢氧化钠溶液

表 46

比 重	100克溶液中含有NaOH的重量(克)	1升溶液中含有NaOH(克)	比 重	100克溶液中含有NaOH的重量(克)	1升溶液中含有NaOH(克)
1.014	1.20	12.0	1.075	6.58	70.7
1.022	1.85	18.9	1.083	7.30	79.1
1.029	2.5	25.7	1.091	8.07	88.0
1.036	3.15	32.6	1.100	8.78	96.6
1.045	3.79	39.6	1.108	9.50	105.3
1.052	4.50	47.3	1.116	10.30	114.9
1.060	5.20	55.0	1.125	11.06	124.4
1.067	5.88	62.5	1.134	11.98	134.9

6. 磷酸三钠溶液

表 47

比 重	100克溶液中含有 Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 的重量(克)	100克溶液中含有Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> ·12H <sub>2</sub> O的重量 (克)	比 重	100克溶液中含有 Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 的重量(克)	100克溶液中含有Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> ·12H <sub>2</sub> O的重量 (克)
1.099	1	2.32	1.062	6	13.92
1.019	2	4.64	1.074	7	16.24
1.030	3	6.96	1.085	8	18.55
1.041	4	9.28	1.096	9	20.88
1.052	5	11.60	1.109	10	23.20

7. 15°C硫酸铝溶液

表 48

比 重	%	比 重	%	比 重	%	比 重	%
1.017	1	1.077	7	1.137	13	1.197	19
1.027	2	1.087	8	1.147	14	1.207	20
1.037	3	1.097	9	1.157	15	1.217	21
1.047	4	1.107	10	1.167	16	1.238	22
1.057	5	1.117	11	1.177	17	1.247	23
1.067	6	1.127	12	1.188	18	1.257	24

8. 15°C硫酸铁溶液

表 49

比 重	FeSO <sub>4</sub> 的 含量(%)	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O 的含量(%)	比 重	FeSO <sub>4</sub> 的 含量(%)	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O 的含量(%)
1.027	2.81	5	1.143	15.83	25
1.054	5.78	10	1.174	19.62	30
1.082	8.93	15	1.210	23.67	35
1.112	12.28	20	1.240	28.00	40

1 升石灰溶液 的重量(克)	CaO 的 含 量		1 升石灰溶液 的重量(克)	CaO 的 含 量	
	克/升	占重量(%)		克/升	占重量(%)
1007	7.5	0.75	1091	115	10.54
1014	16.5	1.64	1100	126	11.45
1022	26	2.54	1103	137	12.35
1029	36	3.54	1116	148	13.26
1037	46	4.44	1125	159	14.13
1045	56	5.36	1134	170	15.00
1052	65	6.18	1142	181	15.85
1060	75	7.08	1152	193	16.75
1067	84	7.87	1162	201	17.72
1077	94	8.74	1180	229	19.40
1088	104	9.60	1190	242	20.34

#### 四、常用材料

##### (一) 型钢

##### 1. 热轧等边角钢 (YB166—65) 品种

(1) 热轧等边角钢的尺寸、截面面积、理论重量及参考数值等见下图和表51。

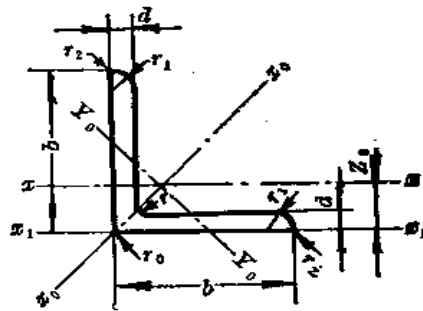


图 3

- |                 |                 |
|-----------------|-----------------|
| $b$ — 边宽;       | $d$ — 边厚;       |
| $r$ — 内圆弧半径;    | $r_1$ — 边端内弧半径; |
| $r_2$ — 边端外弧半径; | $r_0$ — 顶端圆弧半径; |
| $I$ — 惯性矩;      | $i$ — 惯性半径;     |
| $W$ — 截面系数;     | $Z_0$ — 重心距离    |

表 51

角钢 号数	尺 (毫米)			截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值						$Z_0$ (厘米)				
	b	d	r				$X-X_0$			$X_0-X_1$				$Y_0-Y_1$			
							$I_x^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_x^0$ (厘米)	$W_x^0$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_x^1$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_x^1$ (厘米)	$W_x^1$ (厘米 <sup>3</sup> )		$I_y^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_y^0$ (厘米)	$W_y^0$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_y^1$ (厘米 <sup>4</sup> )
2	20	3	3.5	1.132	0.889	0.078	0.40	0.69	0.29	0.63	0.75	0.45	0.17	0.39	0.20	0.81	0.60
		4		1.459	1.145	0.077	0.50	0.58	0.36	0.78	0.73	0.55	0.22	0.38	0.24	1.09	0.64
2.5	25	3	4	1.432	1.124	0.093	0.82	0.76	0.46	1.29	0.95	0.73	0.34	0.49	0.33	1.57	0.73
		4		1.859	1.459	0.097	1.03	0.74	0.59	1.62	0.93	0.92	0.43	0.48	0.40	2.11	0.76
3.0	30	3	4	1.749	1.373	0.117	1.46	0.91	0.68	2.31	1.15	1.09	0.61	0.59	0.51	2.71	0.86
		4		2.276	1.786	0.117	1.84	0.90	0.87	2.92	1.13	1.37	0.77	0.58	0.62	3.63	0.89
3.6	36	3	4.5	2.109	1.656	0.141	2.58	1.11	0.99	4.09	1.39	1.61	1.07	0.71	0.76	4.68	1.00
		4		2.758	2.163	0.141	3.29	1.09	1.28	5.22	1.38	2.05	1.37	0.70	0.93	6.25	1.04
4	40	3	5	3.382	2.654	0.141	3.95	1.08	1.56	6.24	1.36	2.45	1.65	0.70	1.09	7.84	1.07
		4		2.859	1.852	0.157	3.59	1.23	1.23	5.69	1.55	2.01	1.49	0.79	0.96	6.41	1.09
4.5	45	3	5	3.086	2.422	0.157	4.60	1.22	1.60	7.29	1.54	2.58	1.91	0.79	1.19	8.56	1.13
		4		3.791	2.976	0.156	5.53	1.21	1.96	8.76	1.52	3.10	2.30	0.78	1.39	10.74	1.17
5	50	3	5.5	2.659	2.088	0.177	5.17	1.40	1.58	8.20	1.76	2.58	2.14	0.90	1.24	9.12	1.22
		4		3.486	2.736	0.177	6.65	1.38	2.05	10.56	1.74	3.32	2.75	0.89	1.54	12.18	1.26
5	50	3	5.5	4.292	3.369	0.176	8.04	1.37	2.51	12.74	1.72	4.00	3.33	0.88	1.81	15.25	1.30
		4		5.076	3.985	0.176	9.33	1.36	2.95	14.76	1.70	4.64	3.89	0.88	2.06	18.36	1.33
5	50	3	5.5	2.971	2.332	0.197	7.18	1.55	1.96	11.37	1.96	3.22	3.98	1.00	1.57	12.50	1.34

续表

角 号	尺 寸 (毫米)		截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米) (米 <sup>2</sup> /米)	外表 面积	参 考 数				值				Z <sub>0</sub> (厘米)			
	b	d				r	X-X		X <sub>0</sub> -X <sub>0</sub>		Y <sub>0</sub> -Y <sub>0</sub>		X <sub>1</sub> -X <sub>1</sub>				
							I <sub>X</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>X</sub> (厘米)	W <sub>X</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>X0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>X0</sub> (厘米)	W <sub>X0</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>Y0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )		i <sub>Y0</sub> (厘米)	W <sub>Y0</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>X1</sub> (厘米 <sup>4</sup> )
5	50	4	3.897	3.059	0.197	9.26	1.54	2.56	14.70	1.94	4.16	3.82	0.99	1.96	16.69	1.38	
		5	4.803	3.770	0.196	11.21	1.53	3.13	17.79	1.92	5.03	4.64	0.98	2.31	20.90	1.42	
		6	5.688	4.465	0.196	13.05	1.52	3.68	20.68	1.91	5.85	5.42	0.98	2.63	25.14	1.46	
	5.6	56	3	3.343	2.624	0.221	10.19	1.75	2.48	16.14	2.20	4.08	4.24	1.13	2.02	17.56	1.48
			4	4.390	3.446	0.220	13.18	1.73	3.24	20.92	2.18	5.28	5.46	1.11	2.52	23.43	1.53
			5	5.415	4.251	0.220	16.02	1.72	3.97	25.42	2.17	6.42	6.61	1.10	2.98	29.83	1.57
6.3	63	8	8.397	6.568	0.219	23.63	1.68	6.03	37.37	2.11	9.44	9.89	1.09	4.16	47.24	1.68	
		4	4.978	3.907	0.248	19.03	1.96	4.13	30.17	2.46	6.78	7.89	1.26	3.29	33.35	1.70	
		5	6.143	4.822	0.248	23.17	1.94	5.08	36.77	2.45	8.25	9.57	1.25	3.90	41.73	1.74	
	6.3	63	6	7.288	5.721	0.247	27.12	1.93	6.00	43.03	2.43	9.66	11.20	1.24	4.46	50.14	1.78
			8	9.515	7.469	0.247	34.46	1.90	7.75	54.56	2.40	12.25	14.33	1.23	5.47	67.11	1.85
			10	11.657	9.151	0.245	41.09	1.88	9.39	64.85	2.36	14.56	17.33	1.22	6.36	84.31	1.93
7	70	4	5.570	4.372	0.275	26.39	2.18	5.14	41.80	2.74	8.44	10.99	1.40	4.17	45.74	1.86	
		5	6.875	5.397	0.275	32.21	2.16	6.32	51.08	2.73	10.32	13.34	1.39	4.95	57.21	1.91	
		6	8.160	6.406	0.275	37.77	2.15	7.48	59.93	2.71	12.11	15.61	1.38	5.67	68.73	1.95	
	7	70	7	9.424	7.398	0.275	43.09	2.14	8.59	68.35	2.69	13.81	17.82	1.38	6.34	80.29	1.99
			8	10.667	8.373	0.274	48.17	2.12	9.68	76.37	2.68	15.43	19.98	1.37	6.98	91.92	2.03

角钢 号数	尺 (毫米)		截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值						$Z_0$ (厘米)				
	b	d				X-X			$X_0-X_0$				$Y_0-Y_0$			
						$I_{X_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{X_0}$ (厘米)	$W_{X_0}$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_{X_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{X_0}$ (厘米)	$W_{X_0}$ (厘米 <sup>3</sup> )		$I_{Y_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{Y_0}$ (厘米)	$W_{Y_0}$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_{X_1}$ (厘米 <sup>4</sup> )
(7.5)	5		7.367	5.818	0.295	39.97	2.33	7.32	63.30	2.92	11.94	16.63	1.50	5.77	70.56	2.04
	6		8.797	6.905	0.294	46.95	2.31	8.64	74.38	2.90	14.02	19.51	1.49	6.67	84.55	2.07
	7	75	10.160	7.976	0.294	53.57	2.30	9.93	84.96	2.89	16.02	22.18	1.48	7.44	98.71	2.11
	8		11.503	9.030	0.294	59.96	2.28	11.20	95.07	2.88	17.93	24.86	1.47	8.19	112.97	2.15
	10		14.126	11.089	0.293	71.98	2.26	13.64	113.92	2.84	21.48	30.05	1.46	9.56	141.71	2.22
8	5		7.912	6.211	0.315	48.79	2.48	8.34	77.33	3.13	13.67	20.25	1.60	8.66	85.36	2.15
	6		9.397	7.376	0.314	57.35	2.47	9.87	90.98	3.11	16.08	23.72	1.59	7.65	102.50	2.19
	7		10.860	8.525	0.314	65.58	2.46	11.37	104.07	3.10	18.04	27.09	1.58	8.58	119.70	2.23
	8	80	12.303	9.658	0.314	73.49	2.44	12.83	116.80	3.08	20.61	30.39	1.57	9.46	136.97	2.27
	10		15.126	11.874	0.313	88.43	2.42	15.64	140.09	3.04	24.76	36.77	1.56	11.08	171.74	2.35
9	6		10.637	8.350	0.354	62.77	2.79	12.61	131.26	3.51	20.63	34.28	1.80	9.95	145.87	2.44
	7		12.301	9.656	0.354	94.83	2.78	14.54	160.47	3.50	23.64	39.18	1.78	11.19	170.30	2.48
	8	90	13.944	10.946	0.353	106.47	2.76	16.42	168.97	3.48	26.55	43.97	1.78	12.35	194.80	2.52
	10		17.167	13.476	0.353	128.58	2.74	20.07	203.90	3.45	32.04	53.26	1.76	14.52	244.07	2.59
	12		20.306	15.940	0.352	149.22	2.71	23.57	236.21	3.41	37.12	62.22	1.75	16.49	293.76	2.67
10	6		11.932	9.366	0.393	114.95	3.10	15.68	181.98	3.90	25.74	47.92	2.00	12.69	200.07	2.67
	7	100	13.796	10.630	0.393	131.66	3.09	18.10	208.97	3.89	29.55	54.74	1.99	14.26	233.54	2.71

2-1-10



续表

角钢 号数	尺 (毫米)		截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值						Z <sub>0</sub> (厘米)				
	b	d				X-X			X <sub>0</sub> -X <sub>0</sub>				Y <sub>0</sub> -Y <sub>0</sub>			X <sub>1</sub> -X <sub>1</sub>
						I <sub>X</sub> <sup>X</sup> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>X</sub> <sup>X</sup> (厘米)	W <sub>X</sub> <sup>X</sup> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>X0</sub> <sup>X0</sup> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>X0</sub> <sup>X0</sup> (厘米)	W <sub>X0</sub> <sup>X0</sup> (厘米 <sup>3</sup> )		I <sub>Y0</sub> <sup>Y0</sup> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>Y0</sub> <sup>Y0</sup> (厘米)	W <sub>Y0</sub> <sup>Y0</sup> (厘米 <sup>3</sup> )	
10	100	8	15.638	12.276	0.393	148.24	3.08	20.47	235.07	3.88	33.24	61.41	1.98	15.75	287.09	2.76
		10	19.261	15.120	0.392	179.51	3.05	25.06	284.68	3.84	40.26	74.35	1.96	18.54	334.48	2.84
		12	22.800	17.898	0.391	208.90	3.03	29.48	330.95	3.81	46.80	86.84	1.95	21.08	402.34	2.91
		14	26.256	20.611	0.391	236.53	3.00	33.73	374.06	3.77	52.90	99.00	1.94	23.44	470.75	2.99
		16	29.627	23.257	0.390	262.53	2.98	37.82	414.16	3.74	58.57	110.89	1.94	25.63	539.80	3.06
		7	15.196	11.928	0.433	177.16	3.41	22.05	280.94	4.30	36.12	73.38	2.20	17.51	310.64	2.96
11	110	8	17.238	13.532	0.433	199.46	3.40	24.95	316.49	4.28	40.69	82.42	2.19	19.39	355.20	3.01
		10	21.261	16.690	0.432	242.19	3.38	30.60	384.39	4.25	49.42	99.98	2.17	22.91	444.65	3.09
		12	25.200	19.782	0.431	282.55	3.35	36.05	448.17	4.22	57.62	116.93	2.15	26.15	534.60	3.16
		14	29.056	22.809	0.431	320.71	3.32	41.31	508.01	4.18	65.31	133.40	2.14	29.14	625.16	3.24
		8	19.750	15.504	0.492	297.03	3.88	32.52	470.89	4.88	59.28	123.16	2.50	25.86	521.01	3.37
		10	24.373	19.133	0.491	361.67	3.85	39.97	573.89	4.85	64.98	149.46	2.48	30.62	651.93	3.45
12.5	125	12	28.912	22.695	0.491	423.16	3.83	41.17	671.44	4.82	75.96	174.88	2.46	35.03	783.42	3.53
		14	33.867	26.193	0.490	481.65	3.80	54.16	789.73	4.78	86.41	199.57	2.45	39.13	915.61	3.61
		10	27.373	21.488	0.551	514.65	4.34	50.58	817.27	5.46	82.58	212.04	2.78	39.20	915.11	3.62
		12	32.512	25.522	0.551	503.68	4.31	59.80	958.79	5.43	96.85	248.57	2.76	45.02	1099.28	3.90
14	140	12	37.567	29.490	0.550	688.81	4.28	68.75	1093.56	5.40	110.47	284.06	2.75	50.45	1284.22	3.98
		14														

角钢 号数	尺 (毫米)		截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值						$Z_0$ (厘米)				
	$b$	$d$				$X-X_0$			$X_0-X_1$				$Y_0-Y_1$			
						$J_{X_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{X_0}$ (厘米)	$W_{X_0}$ (厘米 <sup>3</sup> )	$J_{X_1}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{X_1}$ (厘米)	$W_{X_1}$ (厘米 <sup>3</sup> )		$J_{Y_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_{Y_0}$ (厘米)	$W_{Y_0}$ (厘米 <sup>3</sup> )	
14	140	16	42.539	33.393	0.549	770.24	4.26	77.46	1221.81	5.36	123.42	318.67	2.74	55.55	1470.07	4.06
		10	31.502	24.729	0.630	779.53	4.98	66.70	1237.30	6.27	109.36	321.76	3.20	52.76	1365.33	4.31
16	160	12	37.441	29.391	0.630	916.58	4.95	78.98	1455.68	6.24	128.67	377.49	3.18	60.74	1639.57	4.39
		14	43.298	33.987	0.629	1048.36	4.92	90.95	1665.02	6.20	147.17	431.70	3.16	68.24	1914.68	4.47
		16	49.067	38.518	0.629	1175.08	4.89	102.63	1865.57	6.17	164.89	484.59	3.14	75.31	2190.82	4.55
		12	42.241	33.159	0.710	1321.35	5.59	100.82	2100.10	7.05	165.00	542.61	3.58	78.41	2332.80	4.89
18	180	14	48.898	38.933	0.709	1514.48	5.56	116.25	2407.42	7.02	189.14	621.53	3.55	88.38	2723.48	4.97
		16	55.467	43.542	0.709	1700.99	5.54	131.13	2703.37	6.98	212.40	698.60	3.55	97.83	3115.29	5.05
		18	61.955	48.634	0.708	1875.12	5.50	145.64	2988.24	6.94	234.76	762.01	3.51	105.14	3502.43	5.13
		14	54.642	42.894	0.788	2103.55	6.20	144.70	3343.26	7.82	236.40	863.83	3.98	111.82	3734.10	5.46
20	200	16	62.013	48.680	0.788	2366.15	6.18	163.65	3780.89	7.79	265.93	971.41	3.96	123.96	4270.39	5.54
		18	69.301	54.401	0.787	2620.64	6.15	182.22	4164.54	7.75	294.48	1076.74	3.94	135.52	4808.13	5.62
		20	76.505	60.056	0.787	2867.30	6.12	200.42	4554.55	7.72	322.06	1180.04	3.93	146.55	5347.51	5.69
		24	90.661	71.168	0.785	3338.25	6.07	236.17	5294.97	7.64	374.41	1381.53	3.90	166.55	6457.16	5.87

$$r_1 = \frac{1}{3}d \quad r_2 = 0 \quad r_0 = 0$$

(2) 长度

通常长度规定如表52。

表 52

角 钢 号 数	长 度 (米)
2~4	3~9
4.5~8	4~12
9~14	4~19
16~20	6~19

定尺长度或倍尺长度，合同中注明。

定尺长度或倍尺长度允许偏差规定为+50毫米。

经需方同意，可附交短尺，其长度与数量由供需双方协议。

2. 热轧不等边角钢 (YB167—65) 品种

(1) 热轧不等边角钢的尺寸、截面面积、理论重量及参考数值等见下图和表53。

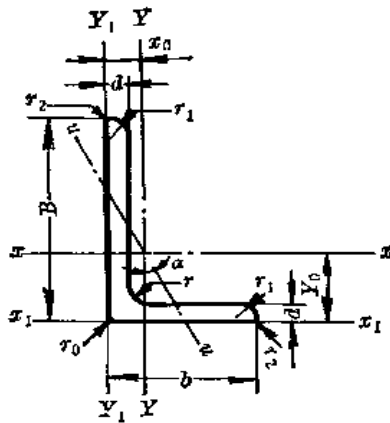


图 4

- $B$  —— 长边宽度;
- $d$  —— 边厚;
- $r_1$  —— 边端内弧半径;
- $r_0$  —— 顶端圆弧半径;
- $i$  —— 惯性半径;
- $x_0$  —— 重心距离;
- $b$  —— 短边宽度;
- $r$  —— 内圆弧半径;
- $r_2$  —— 边端外弧半径;
- $I$  —— 惯性矩;
- $W$  —— 截面系数;
- $Y_0$  —— 重心距离

表 53

角钢 号数	尺寸 (毫米)		截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值														
	B	b				X-X			Y-Y			X <sub>1</sub> -X <sub>1</sub>			Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>			u-u		
						I <sub>x</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>x</sub> (厘米)	W <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>y</sub> (厘米)	W <sub>y</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>x1</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	Y <sub>0</sub> (厘米)	I <sub>y0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	X <sub>0</sub> (厘米)	I <sub>x0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>	I <sub>u</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>u</sub> (厘米)	W <sub>u</sub> (厘米 <sup>3</sup> )
2.5/1.6	25	3	1.162	0.912	0.080	0.70	0.78	0.43	0.22	0.44	0.19	1.56	0.86	0.48	0.42	0.14	0.34	0.16	0.392	
		4	1.499	1.176	0.079	0.88	0.77	0.55	0.27	0.43	0.24	2.09	0.90	0.59	0.46	0.17	0.34	0.20	0.381	
3.2/2	32	3	1.492	1.171	0.102	1.53	1.01	0.72	0.46	0.55	0.30	3.27	1.08	0.82	0.49	0.28	0.43	0.25	0.382	
		4	1.999	1.522	0.101	1.93	1.00	0.93	0.57	0.54	0.39	4.37	1.12	1.12	0.53	0.35	0.42	0.32	0.374	
4/2.5	40	3	1.890	1.484	0.127	3.08	1.28	1.15	0.93	0.70	0.49	6.39	1.32	1.59	0.59	0.56	0.54	0.40	0.386	
		4	2.467	1.936	0.127	3.93	1.26	1.49	1.18	0.69	0.63	8.53	1.37	2.14	0.63	0.71	0.54	0.52	0.381	
4.5/2.8	45	3	2.149	1.687	0.143	4.45	1.44	1.47	1.34	0.79	0.62	9.10	1.47	2.23	0.64	0.80	0.61	0.51	0.393	
		4	2.806	2.203	0.143	5.69	1.42	1.91	1.70	0.78	0.80	12.13	1.51	3.00	0.68	1.02	0.60	0.66	0.380	
5/3.2	50	3	2.431	1.908	0.161	6.24	1.60	1.84	2.02	0.91	0.82	12.49	1.60	3.31	0.73	1.20	0.70	0.68	0.404	
		4	3.177	2.494	0.160	8.02	1.59	2.39	2.58	0.90	1.06	16.65	1.65	4.45	0.77	1.53	0.69	0.87	0.402	
5.6/3.6	56	3	2.743	2.153	0.181	8.88	1.80	2.32	2.92	1.03	1.05	17.54	1.78	4.70	0.80	1.73	0.79	0.87	0.408	
		4	3.590	2.818	0.180	11.45	1.79	3.03	3.76	1.02	1.37	23.39	1.82	6.33	0.85	2.23	0.79	1.13	0.408	
6.3/4	63	4	4.415	3.466	0.180	13.86	1.77	3.71	4.49	1.01	1.65	29.25	1.87	7.94	0.88	2.67	0.78	1.36	0.404	
		5	4.858	3.185	0.202	16.49	2.02	3.87	5.23	1.14	1.70	33.30	2.04	8.63	0.92	3.12	0.88	1.40	0.398	
6.3/4	63	6	4.993	3.920	0.202	20.02	2.00	4.74	6.31	1.12	2.71	41.63	2.08	10.86	0.95	3.76	0.87	1.71	0.398	
		7	5.908	4.638	0.201	23.36	1.96	5.59	7.29	1.11	2.43	49.98	2.12	13.12	0.99	4.34	0.86	1.99	0.393	
		7	6.802	5.339	0.201	26.53	1.98	6.40	8.24	1.10	2.78	58.07	2.15	15.47	1.03	4.97	0.86	2.29	0.399	

角钢 号数	尺 (毫米)		参 考 数 值																				
			截面			理论重量			外表面积			X-X			Y-Y			Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>			u-u		
			B	b	d	r	面积 (厘米 <sup>2</sup> )	重量 (公斤/米)	面积 (米 <sup>2</sup> /米)	$I_x$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_x$ (厘米)	$W_x$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_y$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_y$ (厘米)	$W_y$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_{x_1}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$Y_0$ (厘米)	$I_{y_0}$ (厘米 <sup>4</sup> )	$X_0$ (厘米)	$I_u$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_u$ (厘米)	$W_u$ (厘米 <sup>3</sup> )	$tga$
7/4.5	70	45	7.5	4	4.547	3.570	0.226	23.17	2.26	4.86	7.55	1.29	2.17	45.92	2.24	12.26	1.02	4.40	0.98	1.77	0.410		
				5	5.609	4.403	0.225	27.95	2.23	5.92	9.13	1.28	2.65	57.10	2.28	15.39	1.06	5.40	0.98	2.19	0.407		
				6	6.647	5.218	0.225	32.54	2.21	6.95	10.62	1.26	3.12	68.35	2.32	18.58	1.09	6.35	0.98	2.59	0.404		
				7	7.657	6.011	0.225	37.22	2.20	8.03	12.01	1.25	3.57	79.99	2.36	21.84	1.13	7.16	0.97	2.94	0.402		
				5	6.125	4.808	0.245	34.86	2.39	6.83	12.61	1.44	3.30	70.00	2.40	21.04	1.17	7.41	1.10	2.74	0.435		
				6	7.260	5.699	0.245	41.12	2.38	8.12	14.70	1.42	3.88	84.30	2.44	25.37	1.21	8.54	1.08	3.19	0.435		
				8	9.467	7.431	0.244	52.39	2.35	10.52	18.53	1.40	4.99	112.50	2.52	34.23	1.29	10.87	1.07	4.10	0.439		
(7.5/5)	75	50	8	10	11.590	9.098	0.244	62.71	2.33	12.79	21.96	1.38	6.04	140.80	2.60	43.43	1.36	13.10	1.06	4.99	0.423		
				5	6.375	5.005	0.255	41.96	2.56	7.78	12.82	1.42	3.32	85.21	2.60	31.06	1.14	7.66	1.10	2.74	0.388		
				6	7.560	5.935	0.255	49.49	2.56	9.25	14.95	1.41	3.91	102.53	2.65	35.41	1.18	8.85	1.08	3.20	0.387		
				7	8.724	6.848	0.255	56.16	2.54	10.58	16.96	1.39	4.48	119.33	2.69	39.82	1.21	10.18	1.08	3.70	0.384		
8/5	80	50	8	8	9.867	7.745	0.254	62.83	2.52	11.92	18.85	1.38	5.03	136.41	2.73	34.32	1.25	11.38	1.07	4.16	0.381		
				5	7.212	5.661	0.287	60.45	2.90	9.92	16.82	1.59	4.21	121.32	2.91	29.53	1.25	10.98	1.23	3.49	0.385		
				6	8.557	6.717	0.286	71.03	2.88	11.74	21.42	1.58	4.96	145.59	2.95	35.58	1.29	12.90	1.23	4.13	0.384		
				7	9.880	7.756	0.286	81.01	2.86	13.49	24.36	1.57	5.70	169.68	3.00	41.71	1.33	14.67	1.22	4.72	0.382		
9/5.6	90	56	8	8	11.183	8.779	0.286	91.03	2.85	15.27	27.15	1.56	6.41	194.17	3.04	47.93	1.36	16.34	1.21	5.29	0.380		
				6	10.617	7.550	0.320	99.06	3.21	14.64	30.94	1.79	6.35	199.71	3.24	50.50	1.43	18.42	1.38	5.25	0.394		

角钢号数	尺寸 (毫米)		截面面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论重量 (公斤/米)	外表面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值														
						X-X			Y-Y			X <sub>1</sub> -X <sub>1</sub>			Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>			y-y		
						$I_x^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_x^0$ (厘米)	$W_x^0$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_y^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_y^0$ (厘米)	$W_y^0$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_{x_1}^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$I_{y_1}^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$X_0$ (厘米)	$I_u^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$i_u^0$ (厘米)	$W_u^0$ (厘米 <sup>3</sup> )	$I_{x_1}^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$I_{y_1}^0$ (厘米 <sup>4</sup> )	$X_0$ (厘米)
10/6.3	100	63	11.111	8.722	0.320	113.45	3.20	16.88	35.26	1.78	7.29	233.00	3.28	59.14	1.47	21.00	1.36	5.02	0.393	
			12.584	9.878	0.319	127.37	3.18	19.08	39.39	1.77	6.21	266.32	3.32	67.88	1.50	23.50	1.37	6.78	0.391	
			15.467	12.142	0.319	153.81	3.15	23.32	47.12	1.74	9.98	338.06	3.40	85.73	1.58	28.33	1.35	8.24	0.387	
			10.637	8.350	0.354	107.04	3.17	15.19	61.24	2.40	10.16	199.83	2.95	102.68	1.97	31.65	1.72	8.37	0.627	
10/8	100	80	12.301	9.656	0.354	122.73	3.16	17.52	70.08	2.39	11.71	233.20	3.00	119.98	2.01	36.17	1.72	9.60	0.626	
			13.944	10.946	0.353	137.82	3.14	19.81	78.58	2.37	13.21	266.61	3.04	137.37	2.05	40.58	1.71	10.80	0.625	
			17.167	13.476	0.353	166.87	3.12	24.24	94.65	2.35	16.12	333.63	3.12	172.48	2.13	49.10	1.69	13.12	0.622	
			10.637	8.350	0.354	133.37	3.54	17.85	42.92	2.01	7.90	265.78	3.53	69.08	1.57	25.36	1.54	6.53	0.403	
11/7	110	70	12.301	9.656	0.354	153.00	3.53	20.60	49.01	2.00	9.09	310.07	3.57	80.82	1.61	29.95	1.53	7.50	0.402	
			13.944	10.946	0.353	172.04	3.51	23.30	54.87	1.98	10.25	354.39	3.62	92.70	1.65	32.45	1.53	8.45	0.401	
			17.167	13.476	0.353	208.39	3.48	28.54	65.88	1.96	12.48	443.13	3.70	116.83	1.72	39.20	1.51	10.29	0.397	
			14.096	11.066	0.403	227.98	4.02	26.86	74.42	2.30	12.01	454.99	4.01	120.32	1.80	43.81	1.76	9.92	0.408	
12.5/8	125	80	15.989	12.551	0.403	256.77	4.01	30.41	83.49	2.28	13.56	519.99	4.06	137.85	1.84	49.15	1.75	11.18	0.407	
			19.712	15.474	0.402	312.04	3.98	37.33	100.67	2.26	16.56	650.09	4.14	173.40	1.92	59.45	1.74	13.64	0.404	
			23.351	18.330	0.402	364.41	3.95	44.01	116.67	2.24	19.43	780.39	4.22	209.87	2.00	69.35	1.72	16.01	0.400	
14/9	140	90	18.038	14.160	0.453	365.64	4.50	38.48	120.69	2.59	17.34	730.53	4.50	195.79	2.04	70.83	1.98	14.31	0.411	
			22.261	17.475	0.452	445.50	4.47	47.51	146.03	2.56	21.22	913.20	4.58	245.92	2.12	85.82	1.96	17.48	0.409	

角钢 号数	尺寸 (毫米)			截面 面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论 重量 (公斤/米)	外表 面积 (米 <sup>2</sup> /米)	参 考 数 值														
	B	b	d				X-X			Y-Y			X <sub>1</sub> -X <sub>1</sub>			Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>			u-u		
							J <sub>x</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>x</sub> (厘米)	W <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	J <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>y</sub> (厘米)	W <sub>y</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	J <sub>x1</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	Y <sub>0</sub> (厘米)	J <sub>y0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	X <sub>0</sub> (厘米)	J <sub>x0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	Y <sub>0</sub> (厘米)	J <sub>y0</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>u</sub> (厘米)	W <sub>u</sub> (厘米 <sup>3</sup> )
14/9	140	90	12	26.400	20.724	0.451	521.59	4.44	55.97	169.79	2.54	24.95	1096.09	4.66	295.89	2.19	109.21	1.95	20.54	0.408	
			12	30.456	23.908	0.451	594.10	4.42	64.18	192.10	2.51	28.54	1279.56	4.74	348.82	2.27	114.19	1.94	23.52	0.403	
16/10	160	100	10	25.315	19.872	0.512	668.69	5.14	62.13	205.03	2.85	26.56	1362.89	5.24	335.59	2.28	121.74	2.19	21.92	0.390	
			12	30.054	23.592	0.511	784.91	5.11	73.49	239.06	2.82	31.28	1635.56	5.32	405.94	2.36	142.33	2.17	25.79	0.388	
			14	34.709	27.247	0.510	896.80	5.08	84.56	271.20	2.80	35.83	1908.50	5.40	476.42	2.43	162.23	2.16	29.56	0.385	
			16	39.281	30.835	0.510	1003.04	5.05	95.33	301.60	2.77	40.24	2181.79	5.48	548.22	2.51	182.57	2.15	33.44	0.382	
18/11	180	110	10	28.373	22.273	0.571	956.25	5.80	78.96	278.11	3.13	32.49	1940.40	5.89	447.22	2.44	166.50	2.42	26.88	0.376	
			12	33.712	26.464	0.571	1124.72	5.78	93.53	325.03	3.10	36.32	2328.58	5.98	538.94	2.52	194.87	2.40	31.66	0.374	
			14	38.967	30.589	0.570	1286.91	5.75	107.76	369.55	3.08	43.97	2716.60	6.06	631.85	2.59	222.30	2.39	36.32	0.372	
			16	44.139	34.649	0.569	1443.06	5.72	121.64	411.85	3.06	49.44	3105.15	6.14	726.46	2.67	248.94	2.38	40.87	0.369	
20/12.5	200	125	12	37.912	29.761	0.641	1570.90	6.44	116.73	483.16	3.57	49.99	3193.85	6.54	787.74	2.83	285.79	2.74	41.23	0.392	
			14	43.867	34.436	0.640	1800.97	6.41	134.65	550.83	3.54	57.44	3726.17	6.62	922.47	2.91	326.56	2.73	47.34	0.390	
			16	49.739	39.045	0.639	2023.35	6.38	152.18	615.44	3.52	64.69	4358.86	6.70	1058.66	2.99	366.21	2.71	53.32	0.388	
			18	55.526	43.588	0.639	2238.30	6.35	169.33	677.19	3.49	71.74	4792.00	6.78	1197.13	3.06	404.83	2.70	59.18	0.385	

$$r_1 = \frac{1}{3}d \quad r_2 = 0 \quad r_0 = 0$$

(2) 长度  
通常长度规定如表54。

表 54

角 钢 号 数	长 度 (米)
2.5/1.6~5.6/3.6	3~9
6/4~9/5.6	4~12
10/6.3~14/9	4~19
16/10~20/12.5	6~19

定尺长度及倍尺长度，合同中注明。  
定尺或倍尺长度允许偏差规定为+50毫米。  
经需方同意，可附交短尺，其长度与数量由双方协议。

3. 热轧普通槽钢 (GB707—65) 品种

(1) 热轧普通槽钢的尺寸、截面面积、理论重量及参考数值等见下图和表55。

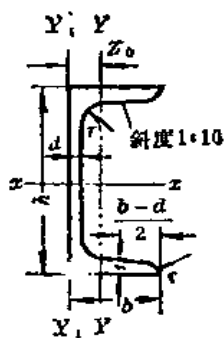


图 5

- |              |                                   |
|--------------|-----------------------------------|
| $h$ — 高度;    | $r_1$ — 腿端圆弧半径;                   |
| $b$ — 腿宽;    | $I$ — 惯性矩;                        |
| $d$ — 腹厚;    | $W$ — 截面系数;                       |
| $t$ — 平均腿厚;  | $i$ — 惯性半径;                       |
| $r$ — 内圆弧半径; | $Z_0$ — $Y_1Y_1$ 轴与 $Y_2Y_2$ 轴间距离 |

3-64

330



表 55

型号	尺 寸 (毫米)						理论重量 (公斤/米)	参 考 数 值							
	截面面积 (厘米 <sup>2</sup> )							X-X			Y-Y			Z <sub>0</sub> (厘米)	
	b	d	f	r	r <sub>1</sub>	W <sub>x</sub> <sup>2</sup> (厘米 <sup>3</sup> )		I <sub>x</sub> <sup>2</sup> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>x</sub> (厘米)	W <sub>y</sub> <sup>2</sup> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>y</sub> <sup>2</sup> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>y</sub> (厘米)	V <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub> (厘米 <sup>2</sup> )		
5	50	37	4.5	7.0	3.50	6.93	5.44	10.4	25.0	1.94	9.55	8.3	1.10	20.9	1.35
6.3	63	40	4.8	7.5	3.75	8.444	6.53	16.153	50.786	2.453	4.50	11.872	1.185	28.38	1.36
8	80	43	5.0	8.0	4.0	10.24	8.04	25.3	101.3	3.15	5.79	16.6	1.27	37.4	1.43
10	100	48	5.3	8.5	4.25	12.74	10.00	39.7	188.3	3.95	7.80	25.8	1.41	54.9	1.52
12.6	126	53	5.5	9.0	4.5	15.69	12.37	62.137	391.466	4.953	10.242	37.99	1.567	77.09	1.59
14a	140	58	6.0	9.5	4.75	18.51	14.53	80.5	563.7	5.52	13.01	53.2	1.70	107.1	1.71
14b	140	60	8.0	9.5	4.75	21.31	16.73	87.1	609.4	5.35	14.12	61.1	1.69	120.6	1.67
16a	160	63	6.5	10.0	5.0	21.95	17.23	108.3	866.2	6.28	16.30	73.3	1.83	144.1	1.80
16	160	65	8.5	10.0	5.0	25.15	19.74	116.8	934.5	6.10	17.55	83.4	1.82	160.8	1.75
18a	180	68	7.0	10.5	5.25	25.69	20.17	141.4	1372.7	7.04	20.03	93.6	1.96	189.7	1.88
18	180	70	9.0	10.5	5.25	29.29	22.99	152.2	1369.9	6.84	21.52	111.0	1.95	210.1	1.84
20a	200	73	7.0	11.0	5.5	28.83	22.63	178.0	1780.4	7.85	24.20	128.0	2.11	244.0	2.01
20	200	75	9.0	11.0	5.5	32.83	25.77	191.4	1913.7	7.64	25.88	143.6	2.09	268.4	1.95
22a	220	77	7.0	11.5	5.75	31.84	24.99	217.6	2393.9	8.67	28.17	157.8	2.23	298.2	2.10
22	220	79	9.0	11.5	5.75	36.24	28.45	238.8	2571.4	8.42	30.05	175.4	2.21	326.3	2.03
25a	250	78	7	12	6	34.91	27.47	269.597	3369.619	9.823	30.607	175.529	2.243	322.356	2.065
25b	250	80	9	12	6	39.91	31.39	282.402	3530.035	9.405	32.657	196.421	2.218	353.187	1.982
25c	250	82	11	12	6	44.91	35.32	295.236	3690.452	9.065	35.926	218.415	2.206	384.133	1.921
28a	280	82	7.5	12.5	6.25	40.02	31.42	340.328	4784.587	10.91	35.718	217.989	2.333	387.566	2.097
28b	280	84	9.5	12.5	6.25	45.62	35.81	366.460	5130.453	10.60	37.929	242.144	2.304	427.589	2.016
28c	280	86	11.5	12.5	6.25	51.22	40.21	392.594	5496.319	10.35	40.301	267.602	2.286	462.597	1.951
32a	320	88	8	14	7	48.7	38.22	474.879	7598.064	12.49	46.473	304.787	2.502	552.31	2.242
32b	320	90	10	14	7	55.1	43.25	509.012	8144.197	12.15	49.157	336.332	2.471	592.9331	2.158
32c	320	92	12	14	7	61.5	48.28	543.145	8690.330	11.83	52.642	374.175	2.467	643.299	2.092
36a	360	96	9.0	16.0	8.0	60.89	47.80	659.7	11874.2	13.97	63.54	455.0	2.73	818.4	2.44
36b	360	98	11.0	16.0	8.0	68.09	53.45	702.9	12651.8	13.63	66.85	496.7	2.70	880.4	2.37
36c	360	100	13.0	16.0	8.0	75.29	59.10	746.1	13429.4	13.36	70.02	536.4	2.67	947.9	2.34
40a	400	100	10.5	18.0	9.0	75.05	58.91	878.9	17577.9	15.30	78.83	592.0	2.81	1067.9	2.49
40b	400	102	12.5	18.0	9.0	83.05	65.19	932.2	18644.5	14.98	82.52	640.0	2.78	1135.6	2.44
40c	400	104	14.5	18.0	9.0	91.05	71.47	985.6	19711.2	14.71	86.19	687.8	2.75	1220.7	2.42

表56所列规格尽量不用。

表 56

型号	尺寸 (毫米)					理论重量 (公斤/米)	参 考 数 值								
	h	b	d	t	r		r <sub>1</sub>	X-X		Y-Y		Y <sub>1</sub> -Y <sub>1</sub>		Z <sub>0</sub> (厘米)	
								W <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>x</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>x</sub> (厘米)	W <sub>y</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	i <sub>y</sub> (厘米)		I <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )
6.5	65	40	4.8	7.5	7.5	3.75	8.54	17.0	55.2	2.54	4.59	12.0	1.19	28.3	1.38
12	120	53	5.5	9.0	9.0	4.5	15.36	57.7	346.3	4.75	10.17	87.4	1.56	77.7	1.62
24 a	240	78	7.0	12.0	12.0	6.0	34.21	254.3	3052.2	9.45	30.47	173.8	2.35	324.6	2.10
24 b	240	80	9.0	12.0	12.0	6.0	39.00	273.5	3282.6	9.17	32.51	194.1	2.33	354.8	2.03
24 c	240	82	11.0	12.0	12.0	6.0	43.81	292.7	3513.0	8.96	34.42	213.4	2.21	388.1	2.00
27 a	270	82	7.5	12.5	12.5	6.25	39.27	323.1	4362.0	10.54	35.5	215.6	2.34	393.1	2.13
27 b	270	84	9.5	12.5	12.5	6.25	44.67	347.4	4690.1	10.25	37.72	239.2	2.31	428.2	2.06
27 c	270	86	11.5	12.5	12.5	6.25	50.07	371.7	5018.1	10.10	39.79	264.4	2.28	460.8	2.03
30 a	300	85	7.5	13.5	13.5	6.75	43.89	403.2	6047.9	11.72	41.10	259.5	2.43	466.5	2.17
30 b	300	87	9.5	13.5	13.5	6.75	49.59	433.2	6497.9	11.41	44.03	289.2	2.41	515.2	2.13
30 c	300	89	11.5	13.5	13.5	6.75	55.89	463.2	6947.9	11.15	46.38	315.8	2.38	559.7	2.09

注：表56所列各号槽钢是暂时保留的品种，不推荐使用。当需方特殊需要时，经供需双方协议，也可以供应。

(2) 长度

通常长度规定如表57。

表 57

型 号	长 度 (米)
5~8	5~12
10~18	5~19
20~30	6~19

定尺长度或倍尺长度，合同中注明。

定尺长度或倍尺长度允许偏差规定如下：

长度 ≤ 8 米

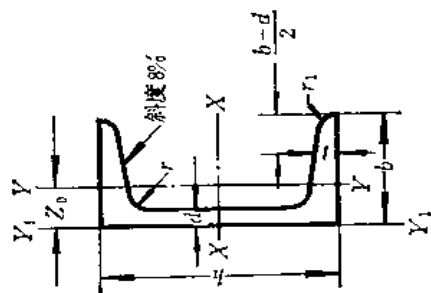
长度 > 8 米

..... +40毫米

..... +80毫米

经需方同意，可附交短尺，其长度及数量由供需双方协议。

4. 热轧轻型槽钢



符号意义,

- h — 高度
- d — 腰厚
- r — 内圆弧半径
- w — 截面系数
- r<sub>1</sub> — 腿端圆弧半径
- S<sub>x</sub> — 半截面的静力矩
- b — 腿宽
- t — 平均腿厚
- I — 惯性矩
- i — 惯性半径
- Z<sub>0</sub> — 重心距离

图 6

表 58

型号	尺寸 (毫米)										理论重量 (公斤/米)	参 考 数 据						
	尺					寸						X—X			Y—Y			
	h	b	d	t	r	r <sub>1</sub>	W <sub>x</sub>	I <sub>x</sub>	i <sub>x</sub>	S <sub>x</sub>		W <sub>y</sub>	I <sub>y</sub>	i <sub>y</sub>	W <sub>yl</sub>	I <sub>yl</sub>	Z <sub>0</sub>	
10Q	100	45	4.0	6.7	6.7	2.5	9.63	7.56	4.01	18.14	5.66	17.65	1.35	36.00	1.38			
12Q	120	55	4.2	7.2	7.2	2.5	12.52	9.83	4.87	28.55	8.95	34.26	1.65	69.18	1.67			
14Q	140	60	4.4	7.5	7.5	2.5	14.68	11.52	6.67	38.88	11.18	47.41	1.80	92.88	1.76			
16Q	160	65	4.6	7.8	7.8	3.0	16.97	13.32	6.47	51.13	13.66	63.51	1.94	121.59	1.85			
18Q	180	70	4.8	8.2	8.2	3.0	19.54	15.34	7.26	66.08	16.66	83.97	2.07	159.03	1.96			
20Q	200	75	5.0	9.0	9.0	3.0	22.86	17.94	8.10	86.17	21.13	113.90	2.23	215.67	2.11			
22Q	220	80	5.4	9.7	9.7	3.5	26.64	20.91	8.88	110.02	25.97	149.85	2.37	282.33	2.23			
25Q	250	85	5.8	10.5	10.5	3.5	31.48	24.71	10.05	146.65	32.20	198.97	2.51	368.40	2.32			
28Q	280	90	6.0	10.8	10.8	3.5	35.32	27.73	11.21	183.03	37.41	247.63	2.65	447.70	2.38			
32Q	320	95	6.2	11.2	11.2	4.0	40.12	31.49	12.73	235.49	43.34	306.45	2.76	543.35	2.43			
36Q	360	105	6.5	11.7	11.7	4.0	46.88	36.80	14.32	309.20	55.87	439.72	3.06	763.98	2.63			
40Q	400	115	7.0	12.6	12.6	4.0	55.72	43.74	15.90	407.80	71.38	617.46	3.29	1070.05	2.85			

注: 1. 本表所列截面数据按(66)冶钢字1257号文附件“热轧轻型槽钢技术要求”, 与YB164-63规定的截面(目前不生产)稍有不同。

2. 目前生产钢号及型号:

3. 本表所列型号为武钢产品型号标注方法, 包钢产品的型号不标“Q”。

钢 号	型 号	长 度
A3, 16Nb	32Q, 36Q, 40Q	6~18米
A3, A3F, A3b, 16MnCu	20Q, 25Q, 28Q	6~18米

5. 热轧普通工字钢 (GB706—65) 品种

(1) 热轧普通工字钢的尺寸、截面面积、理论重量及参考数值等见下图和表59。

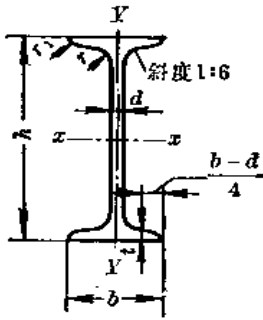


图 7

- $h$ —高度;
- $b$ —腿宽;
- $d$ —腹厚;
- $t$ —平均腿厚;
- $r$ —内圆弧半径;
- $r_1$ —腿端圆弧半径;
- $I$ —惯性矩;
- $W$ —截面系数;
- $i$ —惯性半径;
- $S$ —半截面的静力矩

表 59

型号	尺寸 (毫米)						截面面积 (厘米 <sup>2</sup> )	理论重量 (公斤/米)	参 考 数 值						
	$h$	$b$	$d$	$t$	$r$	$r_1$			X—X				Y—Y		
									$I_x$ (厘米 <sup>4</sup> )	$W_x$ (厘米 <sup>3</sup> )	$i_x$ (厘米)	$I_x/S_x$	$I_y$ (厘米 <sup>4</sup> )	$W_y$ (厘米 <sup>3</sup> )	$i_y$ (厘米)
10	100	68	4.5	7.6	6.5	3.3	14.3	11.2	245	49.0	4.14	8.59	33.0	9.72	1.52
12.6	126	74	5	8.4	7	3.5	18.1	14.2	488.434	77.529	5.195	10.848	46.90625	12.677	1.609
14	140	80	5.5	9.1	7.5	3.8	21.5	16.9	712	102	5.76	12.0	64.4	16.1	1.73
16	160	88	6.0	9.9	8.0	4.0	26.1	20.5	1130	141	6.58	13.8	93.1	21.2	1.89
18	180	94	6.5	10.7	8.5	4.3	30.6	24.1	1660	185	7.36	15.4	122	26.0	2.00
20 a	200	100	7.0	11.4	9.0	4.5	35.5	27.9	2370	237	8.15	17.2	158	31.5	2.12
20 b	200	102	9.0	11.4	9.0	4.5	39.5	31.1	2500	250	7.96	16.9	169	33.1	2.06
22 a	220	110	7.5	12.3	9.5	4.8	42.0	33.0	3400	309	8.99	18.9	225	40.9	2.31
22 b	220	112	9.5	12.3	9.5	4.8	46.4	36.4	3570	325	8.78	18.7	239	42.7	2.27
25 a	250	116	8	13	10	5	48.5	38.1	5073.54	401.883	10.18	21.5768	280.0462	48.283	2.403
25 b	250	118	10	13	10	5	53.5	42.0	5283.965	422.717	9.938	21.270	309.2966	52.423	2.404
28 a	280	122	8.5	13.7	10.5	5.3	55.45	43.4	7114.14	508.153	11.32	24.62	345.05117	56.565	2.495
28 b	280	124	10.5	13.7	10.5	5.3	61.05	47.9	7480.006	534.286	11.08	24.241	379.496	61.209	2.493
32 a	320	130	9.5	15	11.5	5.8	67.05	52.7	11075.525	692.202	12.84	27.458	459.9285	70.7582	2.619
32 b	320	132	11.5	15	11.5	5.8	73.45	57.7	11621.378	726.333	12.58	27.0926	501.534	75.989	2.614
32 c	320	134	13.5	15	11.5	5.8	79.95	62.8	12167.511	760.469	12.34	26.766	543.811	81.166	2.608
36 a	360	136	10.0	15.8	12.0	6.0	76.3	59.9	15760	875	14.4	30.7	552	81.2	2.69
36 b	360	138	12.0	15.8	12.0	6.0	83.5	65.6	16530	919	14.1	30.3	582	84.3	2.64
36 c	360	140	14.0	15.8	12.0	6.0	90.7	71.2	17310	962	13.8	29.9	612	87.4	2.60
40 a	400	142	10.5	16.5	12.5	6.3	86.1	67.6	21720	1090	15.9	34.1	660	93.2	2.77
40 b	400	144	12.5	16.5	12.5	6.3	94.1	73.8	22780	1140	15.6	33.6	692	96.2	2.71
40 c	400	146	14.5	16.5	12.5	6.3	102	80.1	23850	1190	15.2	33.2	727	99.6	2.65
45 a	450	150	11.5	18.0	13.5	6.8	102	80.4	32240	1430	17.7	38.6	855	114	2.89
45 b	450	152	13.5	18.0	13.5	6.8	111	87.4	33760	1500	17.4	38.0	894	118	2.84
45 c	450	154	15.5	18.0	13.5	6.8	120	94.5	35280	1570	17.1	37.6	938	122	2.79
50 a	500	158	12.0	20.0	14.0	7.0	119	93.6	46470	1860	19.7	42.8	1120	142	3.07
50 b	500	160	14.0	20.0	14.0	7.0	129	101	48560	1940	19.4	42.4	1170	146	3.01
50 c	500	162	16.0	20.0	14.0	7.0	139	109	50640	2080	19.0	41.8	1220	151	2.96
56 a	560	166	12.5	21	14.5	7.3	135.25	106.2	65585.566	2342.31	22.02	47.727	1370.1627	165.079	3.182
56 b	560	168	14.5	21	14.5	7.3	146.45	115.0	68512.499	2446.687	21.63	47.166	1486.75	174.247	3.162
56 c	560	170	16.5	21	14.5	7.3	157.85	123.9	71439.43	2551.408	21.27	46.663	1558.389	183.339	3.158
63 a	630	176	13.0	22	15	7.5	154.9	121.6	93916.18	2981.47	24.62	54.173	1700.5492	193.244	3.314
63 b	630	178	15.0	22	15	7.5	167.5	131.5	98033.63	3163.98	24.20	53.514	1812.069	203.603	3.289
63 c	630	180	17.0	22	15	7.5	180.1	141.0	102251.08	3298.42	23.82	52.923	1924.913	213.879	3.268

表60所列的规格尽量不用。

表 60

型 号	尺 寸 (毫米)						截 面 面 积 (厘 米 <sup>2</sup> )	理 论 重 量 (公 斤/ 米)	参 考 数 值						
	h	b	d	f	r	r <sub>1</sub>			X—X				Y—Y		
									I <sub>x</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	W <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	I <sub>xy</sub> S <sub>x</sub>	I <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	W <sub>y</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	I <sub>xy</sub> (厘米 <sup>4</sup> )
12	120	74	5.0	8.4	7.0	3.5	17.8	14.0	436	72.7	4.95	10.3	46.9	12.7	1.62
24 a	240	116	8.0	13.0	10.0	5.0	47.7	37.4	4570	381	9.77	20.7	280	48.4	2.42
24 b	240	118	10.0	13.0	10.0	5.0	52.6	41.2	4800	400	9.57	20.4	297	50.4	2.38
27 a	270	122	8.5	13.7	10.5	5.3	54.6	42.8	6550	485	10.9	23.8	345	56.6	2.51
27 b	270	124	10.5	13.7	10.5	5.3	60.0	47.1	6870	509	10.7	22.9	366	58.9	2.47
30 a	300	126	9.0	14.4	11.0	5.5	61.2	48.0	8950	597	12.1	25.7	400	63.5	2.55
30 b	300	128	11.0	14.4	11.0	5.5	67.2	52.7	9400	627	11.8	25.4	422	65.9	2.50
30 c	300	130	13.0	14.4	11.0	5.5	73.4	57.4	9850	657	11.6	25.0	445	68.5	2.46
55 a	550	166	12.5	21.0	14.5	7.3	134	105	62870	2290	21.6	46.9	1370	164	3.19
55 b	550	168	14.5	21.0	14.5	7.3	145	114	65640	2390	21.2	46.4	1420	170	3.14
55 c	550	170	16.5	21.0	14.5	7.3	156	123	68410	2490	20.9	45.8	1480	175	3.08

注：表60所列工字钢是暂时保留的品种，不推荐使用。当需方特殊需要时，经供需双方协议，也可以供应。

(2) 长度

通常长度规定如表61。

表 61

型 号	长 度 (米)
10~18	5~19
20~63	6~19

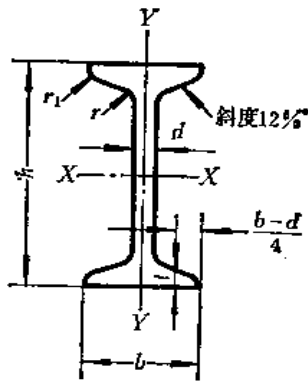
定尺长度或倍尺长度，合同中注明。

定尺长度或倍尺长度的长度允许偏差规定如下：

- 长度 ≤ 8 米 ..... +40毫米
- 长度 > 8 米 ..... +80毫米

经需方同意，可附交短尺，其长度及数量由供需双方协议。

6. 热轧轻型工字钢



符号意义：  
 h—高度  
 d—腰厚  
 r—内圆弧半径  
 J—惯性矩  
 i—惯性半径  
 b—腿宽  
 t—平均腿厚  
 r<sub>1</sub>—腿端圆弧半径  
 W—截面系数  
 S<sub>x</sub>—半截面的静力矩

图 8

表 62

型 号	尺 寸						截 面 面 积 (厘米 <sup>2</sup> )	理 论 重 量 (公斤 /米)	参 考 数 据						
	h	b	d	t	r	r <sub>1</sub>			X—X				Y—Y		
									J <sub>x</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	W <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	i <sub>x</sub> (厘米)	S <sub>x</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	J <sub>y</sub> (厘米 <sup>4</sup> )	W <sub>y</sub> (厘米 <sup>3</sup> )	i <sub>y</sub> (厘米)
10Q	100	55	4.2	6.8	6.8	2.5	11.4	8.95	189	37.8	4.08	21.8	16.7	6.08	1.21
12Q	120	65	4.4	7.1	7.1	2.5	14.2	11.15	344	57.4	4.93	32.9	28.3	8.72	1.42
14Q	140	75	4.6	7.4	7.4	2.5	17.2	13.50	573	81.9	5.78	46.7	44.7	11.92	1.62
16Q	160	80	4.8	7.7	7.7	3.0	19.6	15.39	852	106.5	6.60	60.5	56.0	14.00	1.69
18Q	180	85	5.0	8.0	8.0	3.0	22.2	17.43	1209	134.3	7.39	76.6	69.6	16.37	1.77
20Q	200	90	5.2	8.8	8.8	3.0	25.8	20.25	1741	174.1	8.22	99.2	91.6	20.35	1.88
22Q	220	100	5.5	9.4	9.4	3.5	30.4	23.86	2498	227.1	9.07	129.0	133	26.58	2.09
25Q	250	110	6.0	10.2	10.2	3.5	36.8	28.89	3896	311.6	10.29	177.1	192	34.89	2.28
28Q	280	120	6.5	11.0	11.0	3.5	43.9	34.46	5803	414.5	11.50	235.7	269	44.77	2.48
32Q	320	130	7.0	12.0	12.0	4.0	52.7	41.37	9064	566.5	13.11	322.5	373	57.33	2.66
36Q	360	140	7.5	12.8	12.8	4.0	61.9	48.59	13364	742.4	14.70	423.2	496	70.90	2.83
40Q	400	150	8.0	13.6	13.6	5.0	71.7	56.28	18985	949.2	16.28	541.9	645	89.04	3.00
45Q	450	160	8.5	14.5	14.5	5.0	83.4	65.47	27737	1032.8	18.24	705.1	836	104.53	3.17
50Q	500	170	9.0	15.3	15.3	6.0	95.5	74.97	38908	1556.3	20.18	892.0	1054	123.95	3.32
56Q	560	180	10.0	17.0	17.0	6.0	115.4	90.57	58222	2079.4	22.46	1196.6	1407	156.29	3.49
63Q	630	190	11.0	18.7	18.7	6.0	138.3	108.56	87038	2763.1	25.09	1597.0	1838	193.46	3.65

注：1. 本表所列截面数据按(66)冶钢字1257号文附件“热轧轻型工字钢技术要求”，与YB163—63规定的截面(目前不生产)稍有不同。

2. 目前生产钢号及型号：

钢 号	型 号	长 度
A3、A3F、A3b	22Q、25Q	6~19米
A3F、18Nbb	32Q、36Q、40Q	6~19米
18Nbb、14MnNb	45Q、56Q、63Q	6~19米

3. 本表所列型号为武钢产品的型号标注方法，包钢产品的型号不标“Q”。

7. 热轧扁钢 (GB704--65) 品种

(1) 扁钢的尺寸及每米长度的理论重量见表63。

表 63

宽度 (毫米)	厚 度 (毫米)												
	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	14	16	18
	理 论 重 量 (公斤/米)												
10	0.24	0.31	0.39	0.47	0.55	0.63	—	—	—	—	—	—	—
12	0.28	0.38	0.47	0.57	0.66	0.75	—	—	—	—	—	—	—
14	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	—	—	—	—	—	—	—
16	0.38	0.50	0.63	0.75	0.88	1.00	1.15	1.26	—	—	—	—	—
18	0.42	0.57	0.71	0.85	0.99	1.13	1.27	1.41	—	—	—	—	—
20	0.47	0.63	0.79	0.94	1.10	1.26	1.41	1.57	1.73	1.88	—	—	—
22	0.52	0.69	0.86	1.04	1.21	1.38	1.55	1.73	1.90	2.07	—	—	—
25	0.59	0.79	0.98	1.18	1.37	1.57	1.77	1.96	2.16	2.36	2.75	3.14	—
28	0.66	0.88	1.10	1.32	1.54	1.76	1.98	2.20	2.42	2.64	3.08	3.53	—
30	0.71	0.94	1.18	1.41	1.65	1.88	2.12	2.36	2.59	2.83	3.36	3.77	4.24
32	0.75	1.01	1.25	1.50	1.76	2.01	2.26	2.54	2.76	3.01	3.51	4.02	4.52
36	0.85	1.13	1.41	1.69	1.97	2.26	2.51	2.82	3.11	3.39	3.95	4.52	5.09
40	0.94	1.26	1.57	1.88	2.20	2.51	2.83	3.14	3.45	3.77	4.40	5.02	5.65
45	1.06	1.41	1.77	2.12	2.47	2.83	3.18	3.53	3.89	4.24	4.95	5.65	6.36
50	1.18	1.57	1.96	2.36	2.75	3.14	3.53	3.93	4.32	4.71	5.50	6.28	7.07
56	1.32	1.76	2.20	2.64	3.08	3.52	3.95	4.39	4.83	5.27	6.15	7.03	7.91
60	1.41	1.88	2.36	2.83	3.30	3.77	4.24	4.71	5.18	5.65	6.59	7.54	8.48
63	1.48	1.98	2.47	2.97	3.46	3.95	4.45	4.94	5.44	5.93	6.92	7.91	8.90
65	1.53	2.04	2.55	3.06	3.57	4.08	4.59	5.10	5.61	6.12	7.14	8.16	9.19
70	1.65	2.20	2.75	3.30	3.85	4.40	4.95	5.50	6.04	6.59	7.69	8.79	9.89
75	1.77	2.36	2.94	3.53	4.12	4.71	5.30	5.89	6.48	7.07	8.24	9.42	10.60
80	1.88	2.51	3.14	3.77	4.40	5.02	5.65	6.28	6.91	7.54	8.79	10.05	11.30
85	2.00	2.67	3.34	4.00	4.67	5.34	6.01	6.67	7.34	8.01	9.34	10.68	12.01
90	2.12	2.83	3.53	4.24	4.95	5.65	6.36	7.07	7.77	8.48	9.89	11.30	12.72
95	2.24	2.98	3.73	4.47	5.22	5.97	6.71	7.46	8.20	8.95	10.44	11.93	13.42
100	2.36	3.14	3.93	4.71	5.50	6.28	7.07	7.85	8.64	9.42	10.99	12.56	14.13
105	2.47	3.30	4.12	4.95	5.77	6.59	7.42	8.24	9.07	9.89	11.54	13.19	14.84
110	2.59	3.45	4.32	5.18	6.04	6.91	7.77	8.64	9.50	10.36	12.09	13.82	15.54
120	2.83	3.77	4.71	5.65	6.59	7.54	8.48	9.42	10.36	11.30	13.19	15.07	16.96
125	2.94	3.93	4.91	5.89	6.87	7.85	8.83	9.81	10.79	11.78	13.74	15.70	17.66
130	3.06	4.08	5.10	6.12	7.14	8.16	9.18	10.21	11.23	12.25	14.29	16.33	18.87
140	3.30	4.40	5.50	6.59	7.69	8.79	9.89	10.99	12.09	13.19	15.39	17.58	19.78
150	3.53	4.71	5.89	7.07	8.24	9.42	10.60	11.78	12.95	14.13	16.49	18.84	21.20
160	3.77	5.02	6.28	7.54	8.79	10.05	11.30	12.56	13.82	15.07	17.58	20.10	22.61
170	4.00	5.34	6.67	8.01	9.34	10.68	12.01	13.35	14.68	16.01	18.68	21.35	24.02
180	4.24	5.65	7.07	8.48	9.89	11.30	12.72	14.13	15.54	16.96	19.78	22.61	25.43
190	4.47	5.97	7.46	8.95	10.44	11.93	13.42	14.92	16.41	17.90	20.88	23.86	26.85
200	4.71	6.28	7.85	9.42	10.99	12.56	14.13	15.70	17.27	18.84	21.98	25.12	28.26

续表

宽度 (毫米)	厚 度 (毫米)											
	20	22	25	28	30	32	36	40	45	50	56	60
理 论 重 量 (公斤/米)												
10	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
12	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
14	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
16	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
18	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
20	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
22	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
25	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
28	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
30	4.71	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
32	5.02	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
36	5.65	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
40	6.28	6.91	7.85	8.79	—	—	—	—	—	—	—	—
45	7.07	7.77	8.83	9.89	10.60	11.30	12.72	—	—	—	—	—
50	7.85	8.64	9.81	10.99	11.78	12.56	14.13	—	—	—	—	—
56	8.79	9.67	10.99	12.31	13.19	14.07	15.82	—	—	—	—	—
60	9.42	10.36	11.78	13.19	14.13	15.07	16.95	18.84	21.20	—	—	—
63	9.69	10.88	12.36	13.85	14.34	15.82	17.80	19.78	22.25	—	—	—
65	10.21	11.23	12.76	14.29	15.31	16.33	18.37	20.41	22.96	—	—	—
70	10.99	12.09	13.74	15.39	16.49	17.58	19.78	21.98	24.73	—	—	—
75	11.78	12.95	14.72	16.49	17.66	18.84	21.19	23.55	26.49	—	—	—
80	12.56	13.82	15.70	17.58	18.84	20.09	22.61	25.12	28.26	31.40	35.17	—
85	13.35	14.68	16.88	18.68	20.02	21.35	24.02	26.69	30.03	33.36	37.36	40.04
90	14.13	15.54	17.66	19.78	21.20	22.61	25.43	28.26	31.79	35.33	39.56	42.39
95	14.92	16.41	18.84	20.88	22.37	23.86	26.85	29.83	33.56	37.29	41.76	44.75
100	15.70	17.27	19.63	21.98	23.55	25.12	28.28	31.40	35.33	39.25	43.96	47.10
105	16.49	18.18	20.61	23.08	24.73	26.37	29.67	32.97	37.07	41.21	46.16	49.46
110	17.27	19.00	21.59	24.18	25.91	27.63	31.09	34.54	38.86	43.18	48.35	51.81
120	18.84	20.72	23.55	26.38	28.26	30.14	33.91	37.68	42.39	47.10	52.75	56.52
125	19.63	21.50	24.53	27.48	29.44	31.40	35.32	39.25	44.16	49.06	54.95	58.88
130	20.41	22.45	25.51	28.57	30.62	32.65	36.73	40.82	45.92	51.03	57.14	61.23
140	21.98	24.18	27.48	30.77	32.97	35.17	39.56	43.96	49.46	54.95	61.54	65.94
150	23.55	25.91	29.44	32.97	35.33	37.68	42.39	47.10	52.99	58.88	65.94	70.65
160	25.12	27.63	31.40	35.17	37.63	40.19	45.22	50.24	56.52	62.80	70.33	75.36
170	26.09	29.36	33.36	37.37	40.04	42.70	48.04	53.38	60.05	66.73	74.73	80.07
180	28.26	31.09	35.33	39.56	42.39	45.22	50.87	56.52	63.59	70.65	79.12	84.78
190	29.83	32.81	37.29	41.76	44.75	47.72	53.69	59.66	67.12	74.58	83.52	89.49
200	31.40	34.54	39.25	43.96	47.10	50.24	56.52	62.80	70.65	78.50	87.92	94.20

注：1. 表63中的粗线用以划分扁钢的组别；

第1组——理论重量 $\leq 19$ 公斤/米；第2组——理论重量 $> 19 \sim 60$ 公斤/米；第3组——理论重量 $> 60$ 公斤/米。

2. 供方有权按扁钢的理论重量交货；计算扁钢的理论重量时，钢的比重采用7.85。

3. 经供需双方协议可供应表63所列规格之间的其他尺寸的扁钢，亦可供应表63所列规格之外的扁钢。



(2) 扁钢的通常长度:

- 第1组..... 3~9米  
 第2组..... 3~7米  
 第3组..... 3~5米

8. 冷拉圆钢 (GB905—66) 品种

(1) 圆钢的直径及其允许偏差见表64。

(单位: 毫米)

表 64

圆钢直径	精 度 等 级				圆钢直径	精 度 等 级			
	4 级	5 级	6 级	7 级		4 级	5 级	6 级	7 级
	允 许 偏 差					允 许 偏 差			
3.0	-0.02	-0.04	-0.06	-0.12	16.0				
3.2					17.0	-0.04	-0.07	-0.12	-0.24
3.4					18.0				
3.5					19.0				
3.8					20.0				
4.0					21.0				
4.2					22.0				
4.5	-0.02	-0.05	-0.08	-0.16	24.0	-0.04	-0.08	-0.14	-0.28
4.8					25.0				
5.0					26.0				
5.3					28.0				
5.6					30.0				
6.0					32.0				
6.3					34.0				
6.7					35.0				
7.0					38.0				
7.5					40.0	-0.05	-0.10	-0.17	-0.34
8.0	-0.03	-0.06	-0.10	-0.20	42.0				
8.5					45.0				
9.0					48.0				
9.5					50.0				
10.0					53.0				
10.5					56.0				
11.0					60.0				
11.5					63.0				
12.0	-0.04	-0.07	-0.12	-0.24	67.0	-0.06	-0.12	-0.20	-0.40
13.0					70.0				
14.0					75.0				
15.0					80.0				

注: 圆钢的精度等级应在合同中注明。

(2) 长度

通常长度: 5、6、7级为2~6米; 4级为2~4米。

定尺和倍尺长度在合同中注明。

经双方协议可供应6米以上的圆钢。

9. 冷拉方钢 (GB906—66) 品种

(1) 方钢尺寸及其允许偏差见表65。

(单位: 毫米)

表 65

方钢边长	精 度 等 级			方 钢 边 长	精 度 等 级								
	5 级	6 级	7 级		5 级	6 级	7 级						
	允 许 偏 差				允 许 偏 差								
3.0	-0.04	-0.06	-0.12	15.0									
3.2				16.0	-0.07	-0.12	-0.24						
3.4				17.0									
3.5				18.0									
3.8				19.0									
4.0				20.0									
4.2	-0.05	-0.08	-0.16	21.0									
4.5				22.0									
4.8				24.0	-0.08	-0.14	-0.28						
5.0				25.0									
5.3				26.0									
5.6				28.0									
6.0	30.0												
6.3				32.0									
6.7				34.0									
7.0				35.0									
7.5				38.0									
8.0	-0.06	-0.10	-0.20	40.0	-0.10	-0.17	-0.34						
8.5				42.0									
9.0				45.0									
9.5				48.0									
10.0				50.0									
10.5										53.0			
11.0										56.0			
11.5				-0.07				-0.12	-0.24	60.0	-0.12	-0.20	-0.40
12.0	63.0												
13.0	67.0												
14.0	70.0												

注: 经双方协议, 可供应表65所列中间尺寸的方钢。

(2) 长度

通常长度为 2~6 米。

定尺和倍尺长度在合同中注明。

根据双方协议, 允许供应长度大于 6 米的方钢。

10. 热轧圆钢和方钢 (GB702—72) 品种

(1) 圆钢的直径和方钢的边长及允许偏差等见表66。

表 66

直径 $d$ (或边长 $a$ ) (毫米)	允许偏差(毫米)		截面面积(厘米 <sup>2</sup> )		理论重量(公斤/米)			
	普通精度	较高精度	圆 钢	方 钢	圆 钢	方 钢		
5	± 0.4	± 0.2	0.1963	0.25	0.154	0.196		
5.5			0.2375	0.30	0.193	0.236		
6			0.2827	0.36	0.222	0.283		
6.5			0.3318	0.42	0.260	0.332		
7			0.3848	0.49	0.302	0.385		
8			0.5027	0.64	0.395	0.502		
9			0.6362	0.81	0.499	0.636		
10			± 0.25	± 0.25	0.7854	1.0	0.617	0.785
11					0.9503	1.21	0.746	0.95
12					1.131	1.44	0.888	1.13
13	1.327	1.69			1.04	1.33		
14	1.539	1.96			1.21	1.54		
15	1.767	2.25			1.39	1.77		
16	2.011	2.56			1.58	2.01		
17	2.270	2.89			1.78	2.27		
18	2.545	3.24			2.00	2.54		
19	2.835	3.61			2.23	2.82		
20	3.142	4.00	2.47	3.14				
21	± 0.5	± 0.3	3.464	4.41	2.72	3.46		
22			3.801	4.84	2.98	3.80		
23			4.155	5.29	3.26	4.15		
24			4.524	5.76	3.55	4.52		
25			4.909	6.25	3.85	4.91		
26			5.309	6.76	4.17	5.30		
27			5.726	7.29	4.49	5.72		
28			6.158	7.84	4.83	6.15		
29			6.605	8.41	5.18	6.60		
30			7.069	9.00	5.55	7.06		
31	± 0.6	± 0.4	7.548	9.61	5.93	7.54		
32			8.042	10.24	6.31	8.04		
33			8.553	10.89	6.71	8.55		
34			9.079	11.56	7.13	9.07		
35			9.621	12.25	7.55	9.62		
36			10.18	12.96	7.99	10.17		
38			11.34	14.44	8.90	11.24		
40			12.57	16.00	9.87	12.56		
42			13.85	17.64	10.87	13.85		
45			15.90	20.25	12.48	15.90		
48	18.10	23.04	14.21	18.09				
50	19.64	25.00	15.42	19.63				
52	± 0.8	± 0.6	21.24	27.04	16.67	21.23		
55			23.76	30.25	18.65	23.75		
56			24.63	31.36	19.33	24.61		

续表

直径 $d$ (或边长 $a$ ) (毫米)	允许偏差(毫米)		截面面积(厘米 <sup>2</sup> )		理论重量(公斤/米)	
	普通精度	较高精度	圆 钢	方 钢	圆 钢	方 钢
53	±0.8	±0.6	26.42	33.64	20.74	26.41
60			28.27	36.00	22.19	28.26
63			31.17	39.69	24.47	31.16
65			33.18	42.25	26.05	33.17
68			36.32	46.24	28.51	36.30
70			38.48	49.00	30.21	38.47
75			44.18	56.25	34.68	44.16
80			50.27	64.00	39.46	50.24
85	±1.1	±0.9	56.75	72.25	44.55	56.72
90			63.62	81.00	49.94	63.59
95			70.88	90.25	55.64	70.85
100			78.54	100.00	61.65	78.50
105			86.59	—	67.97	—
110			95.03	—	74.60	—
115	±1.4	—	103.82	—	81.50	—
120			113.10	—	88.78	—
125			122.72	—	96.33	—
130			132.73	—	104.20	—
140			153.94	—	120.84	—
150	±2.0	—	176.72	—	138.72	—
160			201.06	—	157.83	—
170			226.98	—	178.18	—
180			254.47	—	199.76	—
190	±2.5	—	283.53	—	222.57	—
200			314.16	—	246.62	—
210			346.36	—	271.89	—
220			380.13	—	298.40	—
240			452.39	—	355.13	—
250			490.88	—	385.34	—

注: 1. 供方亦可按理论重量交货。计算钢材的理论重量时钢的比重采用7.85。  
2. 按照需方提出要求, 并经供需双方协议, 可以供应上表中所未列入的直径或边长的圆钢、方钢, 其允许偏差按上表相邻大尺寸的偏差计算。

(2) 长度

a. 普通长度:

普通钢:

直径或边长 ≤ 25毫米 ..... 4 ~ 10米  
直径或边长 ≥ 26毫米 ..... 3 ~ 9米

优质钢:

各种直径或边长 ..... 2 ~ 6米

其中工具钢:

直径或边长 > 75毫米 ..... 不小于 1米

注: 经供需双方协商, 可供特殊长度的钢材。

b. 定尺长度和倍尺长度合同中注明。其长度允许偏差值: +60毫米

允许短尺的规定:

普通钢 ..... 不小于 2.5米

优质钢 ..... 不小于 1.5米

其中工具钢:

直径或边长 ≤ 75毫米 ..... 不小于 1米

直径或边长 > 75毫米 ..... 不小于 0.5米

(二) 板材

1. 轧制薄钢板 (GB708—65) 品种

(1) 钢板的厚度、宽度和长度见表67。

(单位: 毫米)

表 67

钢板厚度	钢 板 宽 度												
	500	600	710	750	800	850	900	950	1000	1100	1250	1400	1500
	钢 板 长 度												
热 轧 钢 板													
0.35, 0.4, 0.45, 0.5, 0.55, 0.6, 0.7, 0.75		1200		1000									
	1000	1500	1000	1500	1500		1500	1500					
	1500	1800	1420	1800	1600	1700	1800	1900	1500				
	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000				
0.8, 0.9				1500	1500	1500	1500	1500					
	1000	1200	1420	1800	1600	1700	1800	1900	1500				
	1500	1420	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000				
1.0, 1.1, 1.2, 1.25, 1.4, 1.5, 1.6, 1.8				1000				1000					
	1000	1200	1000	1500	1500	1500	1500	1500					
	1500	1420	1420	1800	1600	1700	1800	1900	1500				
	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000				
2.0, 2.2, 2.5, 2.8							1000						
	500	600	1000	1500	1500	1500	1500	1500	1500	2200	2500	2800	
	1000	1200	1420	1800	1600	1700	1800	1900	2000	3000	3000	3000	3000
	1500	1500	2000	2000	2000	2000	2000	2000	3000	4000	4000	4000	4000
3.0, 3.2, 3.5, 3.8, 4.0				1000			1000					2800	
				1500	1500	1500	1500	1500	2000	2200	2500	3000	3000
	500	600	1420	1800	1600	1700	1800	1900	3000	3000	3000	3500	3500
	1000	1200	2000	2000	2000	2000	2000	2000	4000	4000	4000	4000	4000
冷 轧 钢 板													
0.2, 0.25, 0.3, 0.4		1200	1420	1500	1500	1500							
	1000	1800	1800	1800	1800	1800	1500		1500				
	1500	2000	2000	2000	2000	2000	1800		2000				
0.5, 0.55, 0.6		1200	1420	1500	1500	1500							
	1000	1800	1800	1800	1800	1800	1500		1500				
	1500	2000	2000	2000	2000	2000	1800		2000				
0.7, 0.75		1200	1420	1500	1500	1500							
	1000	1800	1800	1800	1800	1800	1500		1500				
	1500	2000	2000	2000	2000	2000	1800		2000				
0.8, 0.9		1200	1420	1500	1500	1500	1500						
	1000	1800	1800	1800	1800	1800	1800		1500	2000	2000		
	1500	2000	2000	2000	2000	2000	2000		2000	2200	2500		
1.0, 1.1, 1.2, 1.4, 1.5, 1.6, 1.8, 2.0												2800	2800
	1000	1200	1420	1500	1500	1500						3000	3000
	1500	1800	1800	1800	1800	1800	1800			2000	2000	3000	3000
	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000		2000	2200	2500	3500	3500

续表

钢板厚度	钢 板 宽 度												
	500	600	710	750	800	850	900	950	1000	1100	1250	1400	1500
	冷 轧 钢 板												
2.2, 2.5,	500	600											
2.8, 3.0,	1000	1200	1420	1500	1500	1500							
3.2, 3.5,	1500	1800	1800	1800	1800	1800	1800		2000				
3.8, 4.0	2000	2000	2000	2000	2000	2000							

注：经供需双方协议，可以供应比表67更长、更宽的各种厚度的钢板。

(2) 钢板厚度的允许偏差见表68。  
(单位：毫米)

表 68

钢板厚度	A		B		C			
	高级精度		较高精度		普通精度			
	冷轧优质 钢板	普通和优质钢板						
		冷轧和热轧		热 轧				
全 部		宽 度		宽度 < 1000		宽度 ≥ 1000		
0.20~0.40	±0.03		±0.04		±0.06		±0.06	
0.45~0.50	±0.04		±0.05		±0.07		±0.07	
0.55~0.60	±0.05		±0.06		±0.08		±0.08	
0.70~0.75	±0.06		±0.07		±0.09		±0.09	
0.80~0.90	±0.06		±0.08		±0.10		±0.10	
1.0~1.1	±0.07		±0.09		±0.12		±0.12	
1.2~1.25	±0.09		±0.11		±0.13		±0.13	
1.4	±0.10		±0.12		±0.15		±0.15	
1.5	±0.11		±0.12		±0.15		±0.15	
1.6~1.8	±0.12		±0.14		±0.16		±0.16	
2.0	±0.13		±0.15		+0.15 -0.18		±0.18	
2.2	±0.14		±0.16		+0.15 -0.19		±0.19	
2.5	±0.15		±0.17		+0.16 -0.20		±0.20	
2.8~3.0	±0.16		±0.18		+0.17 -0.22		±0.22	
3.2~3.5	±0.18		±0.20		+0.18 -0.25		±0.25	
3.8~4.0	±0.20		±0.22		+0.20 -0.30		±0.30	

注：根据需方要求，供应表68以外厚度的钢板时，其厚度允许偏差按接近表中小尺寸钢板厚度的规定。

(3) 钢板宽度和长度的允许偏差

a. 宽度：

宽度 ≤ 800毫米 ..... + 6 毫米

宽度 > 800毫米 ..... + 10毫米

不剪纵边的连轧板 ..... + 20毫米

b. 长度：

长度 ≤ 1500毫米 ..... + 10毫米

长度 > 1500毫米 ..... + 15毫米

由连轧机轧成的钢板：

长度 ≤ 1500毫米 ..... + 15毫米

长度 > 1500毫米 ..... + 25毫米

注：经过平整的热轧钢板，其长度偏差为 + 30 毫米。

2. 热轧厚钢板 (GB709—65) 品种

(1) 供应的钢板为:

a. 厚度大于4至6毫米的, 其厚度间隔为0.5毫米;

厚度大于6至30毫米的, 其厚度间隔为1毫米;

厚度大于30至60毫米的, 其厚度间隔为2毫米。

b. 宽度为50毫米倍数的任何尺寸, 但不得小于600毫米, 并不得大于表69中所列的最大尺寸。

c. 长度为100毫米倍数的任何尺寸, 但不得小于1200毫米, 并不得大于表69中所列的最大尺寸。

注: 经供需双方协议, 供应的钢板可不受 a、b 和 c 款的限制。

(2) 钢板最大尺寸见表69。

表 69

厚度(毫米)	宽 度 (米)									
	0.6~1.2	>1.2~ 1.5	>1.5~ 1.6	>1.6~ 1.7	>1.7~ 1.8	>1.8~ 2.0	>2.0~ 2.2	>2.2~ 2.5	>2.5~ 2.8	>2.8~ 3.0
	最 大 长 度 (米)									
4.5~5.5	12	12	12	12	12	6	—	—	—	—
6~7	12	12	12	12	12	10	—	—	—	—
8~10	12	12	12	12	12	12	9	9	—	—
11~15	12	12	12	12	12	12	9	8	8	8
16~20	12	12	12	10	10	9	8	7	7	7
21~25	12	11	11	10	9	8	7	6	6	6
26~30	12	10	9	9	9	8	7	6	6	6
32~34	12	9	8	7	7	7	7	7	6	5
36~40	10	8	7	7	6.5	6.5	5.5	5.5	5	—
42~50	9	8	7	7	6.5	6	5	4	—	—
52~60	8	6	6	6	5.5	5	4.5	4	—	—

注: 经供需双方协议, 可供应比表69更长, 更宽的各种厚度的钢板。

(3) 在任何点上测量的钢板厚度不得超过表70所列的允许偏差范围。

表 70

厚度 (毫米)	宽 度 (毫米)										
	600~ 1000	1001~ 1200	1201~ 1500	1501~ 1700	1701~ 1800	1801~ 2000	2001~ 2300	2301~ 2500	2501~ 2600	2601~ 2800	2801~ 3000
	偏 差 (毫米)										
4.5~5.5	+0.3 -0.5	+0.4 -0.5	±0.5	±0.5	+0.7 -0.5	—	—	—	—	—	—
6~7	+0.3 -0.6	+0.4 -0.6	+0.4 -0.6	+0.5 -0.6	+0.7 -0.6	+0.9 -0.6	—	—	—	—	—
8~10	+0.2 -0.8	+0.3 -0.8	+0.3 -0.8	+0.4 -0.8	+0.6 -0.8	±0.8	+0.9 -0.8	+1.0 -0.8	—	—	—
11~25	+0.2 -0.8	+0.3 -0.8	+0.3 -0.8	+0.4 -0.8	+0.6 -0.8	±0.8	+0.9 -0.8	+1.0 -0.8	+1.2 -0.8	+1.3 -0.8	+1.4 -0.8
26~30	+0.2 -0.9	+0.3 -0.9	+0.3 -0.9	+0.4 -0.9	+0.6 -0.9	+0.8 -0.9	±0.9	+1.0 -0.9	+1.2 -0.9	+1.3 -0.9	+1.4 -0.9
32~34	+0.3 -1.0	+0.3 -1.0	+0.4 -1.0	+0.5 -1.0	+0.6 -1.0	+0.8 -1.0	±1.0	+1.1 -1.0	+1.3 -1.0	+1.4 -1.0	+1.5 -1.0
36~40	+0.4 -1.1	+0.4 -1.1	+0.5 -1.1	+0.6 -1.1	+0.7 -1.1	+0.9 -1.1	+1.0 -1.1	+1.2 -1.1	+1.3 -1.1	+1.4 -1.1	+1.5 -1.1
42~50	+0.5 -1.2	+0.6 -1.2	+0.7 -1.2	+0.8 -1.2	+0.9 -1.2	+1.1 -1.2	±1.2	+1.4 -1.2	+1.5 -1.2	+1.6 -1.2	+1.7 -1.2
52~60	+0.7 -1.3	+0.8 -1.3	+0.9 -1.3	+1.0 -1.3	+1.1 -1.3	±1.3	+1.4 -1.3	+1.5 -1.3	+1.6 -1.3	+1.7 -1.3	+1.8 -1.3

注: 钢板的长度或宽度超过表70所列的最大尺寸时, 其厚度允许偏差可增加一半。

(4) 钢板宽度的允许偏差, 不得大于表71的规定。

表 71

钢板长度	钢板厚度	
	≤16毫米	>16毫米
≤3米	宽度≤2米的为+10毫米	+15毫米
	宽度>2米的为+15毫米	
>3米	+20毫米	+40毫米

(5) 钢板长度的允许偏差, 不得大于表72的规定。

表 72

钢板厚度	
≤16毫米	>16毫米
长度至2米的为+10毫米	长度至3米的为+15毫米
长度大于2米至7米的为+25毫米	长度大于3米至8米的为+30毫米
长度大于7米的为+35毫米	长度大于8米的为+40毫米

在连续式轧机上轧成且不切纵边的钢板, 其长度偏差不得超过表72的规定, 宽度允许偏差不得超过:

钢板宽度≤1100毫米.....+20毫米  
 钢板宽度>1100毫米.....+30毫米

(6) 除合同中有特殊规定外, 钢板都按理论重量供应。

钢板理论重量是按公称厚度、长度和宽度计算的。面积为1平方米, 厚度为1毫米的钢板, 其理论重量等于7.85公斤。

### 3. 花纹钢板 (YB184-65)

(1) 花纹钢板的尺寸应符合下列规定。

- a. 钢板的基本厚度: 2.5、3、3.5、4、4.5、5、5.5、6、7和8毫米;
- b. 宽度: 由600~1800毫米, 其宽度以50毫米进级;
- c. 长度: 由600~12000毫米, 其长度以100毫米进级。

注: 经双方协议, 亦可供应本标准规定尺寸以外的花纹钢板或成卷的花纹钢板。

(2) 花纹钢板的尺寸、外形和花纹位置: 菱形花纹钢板如图9所示; 扁豆形花纹钢板如图10所示。

注: 经双方协议, 亦可供应其他形状的花纹钢板。



图 9

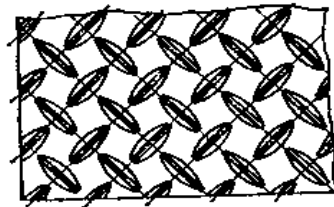


图 10



(3) 花纹钢板的基本厚度和纹高的尺寸及其允许偏差；菱形花纹钢板应符合表73的规定，扁豆形花纹钢板应符合表74的规定。

表 73

基本厚度 (毫米)	纹 高 (毫米)	允许偏差 (毫米)		理论重量 (公斤/米)
		基本厚度	纹 高	
2.5	1.0	±0.3	+0.6	21.6
3	1.0	±0.3	+0.6	25.6
3.5	1.0	±0.3	+0.6	29.5
4	1.0	±0.4	+0.6	33.4
4.5	1.0	±0.4	+0.6	37.3
5	1.5	+0.4 -0.5	+0.7 -0.2	42.3
5.5	1.5	+0.4 -0.5	+0.7 -0.2	46.2
6	1.5	+0.5 -0.6	+0.7 -0.2	50.1
7	2.0	+0.5 -0.7	+0.8 -0.3	59.0
8	2.0	+0.6 -0.8	+0.8 -0.3	66.8

表 74

基本厚度 (毫米)	纹 高 (毫米)	允许偏差 (毫米)		理论重量 (公斤/米)
		基本厚度	纹 高	
2.5	2.5	±0.3	+0.8 -0.3	22.6
3	2.5	±0.3	+0.8 -0.3	26.6
3.5	2.5	±0.3	+0.8 -0.3	30.5
4	2.5	±0.4	+0.8 -0.3	34.4
4.5	2.5	±0.4	+0.8 -0.3	38.3
5	2.5	+0.4 -0.5	+0.8 -0.3	42.3
5.5	2.5	+0.4 -0.5	+0.8 -0.3	46.2
6	2.5	+0.5 -0.6	+0.8 -0.3	50.1
7	2.5	+0.5 -0.7	+0.8 -0.3	58.0
8	2.5	+0.6 -0.8	+0.8 -0.3	65.8

注：花纹钢板的理论重量按公称尺寸计算，钢的比重为7.85。

(4) 花纹钢板按GB700—65规定的平炉和转炉1~3号乙类钢供应,成品钢板的化学成分不作检验分析,亦不保证。

注:经双方协议,也可用其他号钢生产花纹钢板。

(5) 花纹钢板的长、宽尺寸的允许偏差应符合GB709—65的规定。

#### 4. 硬聚氯乙烯板(HG2—6265)

(1) 尺寸及公差见表75

表 75

公称厚度(毫米)	厚度公差(毫米) ≤	宽 度 (毫米) ≥	长 度 (毫米) ≥
2.0	±0.10	400	500
2.5		400	500
3.0		400	500
3.5		400	500
4.0		400	500
4.5		400	500
5.0		400	500
5.5		400	500
6.0		400	500
6.5		400	500
7.0		400	500
7.5		400	500
8.0		400	500
8.5		400	500
10		400	500
12		400	500
13		400	500
14		400	500
15		400	500
16		400	500
17	400	500	
20	400	500	

注:1.长度与宽度公差由各厂订入产品目录。

2.经用户与生产厂协商同意后,也可以生产其他尺寸的板材。

(2) 外观:表面光滑,无裂纹和未塑化杂质,但允许有少量的斑点以及由收缩而引起的不显著的表面波纹。颜色为灰色或本色,且均匀。其他颜色可按使用单位要求进行制造。

(3) 板边要锯成直角,一边端点偏离真正直角边不应超过15毫米,在板材边缘允许有深度小于5毫米的缺口存在。

(4) 整体性:加热弯曲时不应出现裂缝、分层和起泡现象。

(5) 物理机械性能指标见表76。

表 76

指 标 名 称	指 标	
	甲 级	乙 级
重度, 克/厘米 <sup>3</sup>	1.35~1.60	1.35~1.60
马丁耐热性(纵、横), °C	65	65
拉伸强度(纵、横), 公斤/厘米 <sup>2</sup>	500	450
静弯曲强度(纵、横), 公斤/厘米 <sup>2</sup>	900	800
腐蚀度, 克/米 <sup>2</sup>	±2.0	±2.0

5. 钢板每平方米面积理论重量

表 77

厚 度 (毫米)	理论重量 (公斤)	厚 度 (毫米)	理论重量 (公斤)	厚 度 (毫米)	理论重量 (公斤)	厚 度 (毫米)	理论重量 (公斤)
0.2	1.570	1.50	11.78	10.0	78.50	29	227.70
0.25	1.963	1.6	12.56	11	86.35	30	235.50
0.27	2.120	1.8	14.13	12	94.20	32	251.20
0.30	2.355	2.0	15.70	13	102.10	34	266.90
0.35	2.748	2.2	17.27	14	109.90	35	282.60
0.40	3.140	2.5	19.63	15	117.80	38	298.80
0.45	3.533	2.8	21.98	16	125.60	40	314.00
0.50	3.925	3.0	23.55	17	133.50	42	329.70
0.55	4.318	3.2	25.12	18	141.30	44	345.40
0.60	4.710	3.5	27.48	19	149.20	46	361.10
0.70	5.495	3.8	29.83	20	157.00	48	376.80
0.75	5.888	4.0	31.40	21	164.90	50	392.50
0.80	6.280	4.5	35.33	22	172.70	52	408.20
0.90	7.065	5.0	39.25	23	180.60	54	423.90
1.00	7.850	5.5	43.18	24	188.40	55	439.60
1.10	8.635	6.0	47.10	25	196.30	58	455.30
1.20	9.420	7.0	54.95	26	204.10	60	471.00
1.25	9.813	8.0	62.80	27	212.00		
1.40	10.990	9.0	70.65	28	219.80		

(三)管材

无缝钢管(YB231—70)

分热轧和冷拔(冷轧)两种, 热轧钢管的各种尺寸见表78, 冷拔(冷轧)钢管的尺寸见表79。

热轧钢管品种表

表 78

外径 (毫米)	厚 (毫米)											
	2.5	3	3.5	4	4.5	5	5.5	6	6.5	7	7.5	8
	钢 管 理 论 重 量 (公斤/米)											
32	1.82	2.15	2.46	2.76	3.05	3.33	3.59	3.85	4.09	4.32	4.53	4.74
38	2.19	2.59	2.93	3.35	3.72	4.07	4.41	4.74	5.05	5.35	5.64	5.92
42	2.44	2.89	3.35	3.75	4.16	4.56	4.95	5.33	5.69	6.04	6.38	6.71
45	2.62	3.11	3.58	4.04	4.49	4.93	5.36	5.77	6.17	6.56	6.94	7.30
50	2.93	3.48	4.01	4.54	5.05	5.55	6.04	6.51	6.97	7.42	7.85	8.29
54	—	3.77	4.36	4.93	5.49	6.04	6.58	7.10	7.61	8.11	8.60	9.08
57	—	4.00	4.62	5.23	5.83	6.41	6.99	7.55	8.10	8.63	9.16	9.67
60	—	4.22	4.88	5.52	6.16	6.78	7.39	7.99	8.58	9.15	9.71	10.26
63.5	—	4.48	5.18	5.87	6.55	7.21	7.87	8.51	9.14	9.75	10.36	10.95
68	—	4.81	5.57	6.31	7.05	7.77	8.48	9.17	9.86	10.53	11.19	11.84
70	—	4.96	5.74	6.51	7.27	8.01	8.75	9.47	10.18	10.88	11.56	12.23
73	—	5.18	6.00	6.81	7.60	8.38	9.16	9.91	10.66	11.39	12.11	12.82
76	—	5.40	6.26	7.10	7.93	8.75	9.50	10.36	11.14	11.91	12.67	13.42
83	—	—	6.86	7.79	8.71	9.62	10.51	11.39	12.26	13.12	13.96	14.80
89	—	—	7.38	8.38	9.38	10.36	11.33	12.28	13.22	14.16	15.07	15.98
95	—	—	7.90	8.98	10.04	11.10	12.14	13.17	14.19	15.19	16.18	17.16
102	—	—	8.50	9.67	10.82	11.96	13.09	14.21	15.31	16.40	17.48	18.55
108	—	—	—	10.26	11.49	12.70	13.90	15.09	16.27	17.44	18.59	19.73
114	—	—	—	10.85	12.15	13.44	14.72	15.98	17.23	18.47	19.70	20.91
121	—	—	—	11.54	12.93	14.30	15.67	17.02	18.35	19.68	20.99	22.29
127	—	—	—	12.13	13.59	15.04	16.48	17.90	19.32	20.72	22.10	23.48
133	—	—	—	12.73	14.26	15.78	17.29	18.79	20.28	21.75	23.21	24.66
140	—	—	—	—	15.04	16.65	18.24	19.83	21.40	22.96	24.51	26.04
146	—	—	—	—	15.70	17.39	19.06	20.72	22.36	24.00	25.62	27.23
152	—	—	—	—	16.37	18.13	19.87	21.60	23.32	25.03	26.73	28.41
159	—	—	—	—	17.15	18.99	20.82	22.64	24.45	26.24	28.02	29.79
168	—	—	—	—	—	20.10	22.04	23.97	25.89	27.79	29.69	31.57
180	—	—	—	—	—	21.59	23.70	25.75	27.70	29.87	31.91	33.93
194	—	—	—	—	—	23.31	25.60	27.82	30.00	32.28	34.50	36.70
203	—	—	—	—	—	—	—	29.14	31.50	33.83	36.16	38.47
219	—	—	—	—	—	—	—	31.52	34.06	36.60	39.12	41.63
245	—	—	—	—	—	—	—	—	38.23	41.09	43.85	46.76
273	—	—	—	—	—	—	—	—	42.64	45.92	49.10	52.28
299	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	53.91	57.41
325	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	58.74	62.54
351	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	67.67
377	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
402	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
426	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
450	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
(465)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
480	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
500	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
530	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
(550)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
560	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
600	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
630	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

续表

外径 (毫米)	壁 厚 (毫米)											
	8.5	9	9.5	10	11	12	13	14	15	16	17	18
钢 管 理 论 重 量 (公斤/米)												
32	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
38	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
42	7.02	7.32	7.60	7.88	—	—	—	—	—	—	—	—
45	7.65	7.99	8.32	8.63	—	—	—	—	—	—	—	—
50	8.70	9.10	9.49	9.86	—	—	—	—	—	—	—	—
54	9.54	9.99	10.43	10.85	11.67	—	—	—	—	—	—	—
57	10.17	10.65	11.13	11.59	12.48	13.32	14.11	—	—	—	—	—
60	10.80	11.32	11.83	12.33	13.29	14.21	15.07	15.88	—	—	—	—
63.5	11.53	12.10	12.65	13.19	14.24	15.24	16.19	17.09	—	—	—	—
68	12.47	13.10	13.71	14.30	15.46	16.57	17.63	18.64	19.61	20.52	—	—
70	12.89	13.54	14.17	14.80	16.01	17.16	18.27	19.33	20.35	21.31	—	—
73	13.52	14.21	14.88	15.54	16.82	18.05	19.24	20.37	21.46	22.49	23.48	24.41
76	14.15	14.87	15.58	16.28	17.63	18.94	20.20	21.41	22.57	23.68	24.74	25.75
83	15.62	16.42	17.22	18.00	19.53	21.01	22.44	23.82	25.15	26.44	27.67	28.85
89	16.87	17.76	18.63	19.48	21.16	22.79	24.37	25.89	27.37	28.80	30.19	31.52
95	18.13	19.09	20.03	20.96	22.79	24.56	26.29	27.97	29.59	31.17	32.70	34.18
102	19.60	20.64	21.67	22.69	24.69	26.63	28.53	30.38	32.18	33.93	35.64	37.29
108	20.86	21.97	23.08	24.17	26.31	28.41	30.46	32.45	34.40	36.30	38.15	39.95
114	22.12	23.31	24.48	25.65	27.94	30.19	32.38	34.53	36.62	38.67	40.67	42.62
121	23.58	24.86	26.12	27.37	29.84	32.26	34.62	36.94	39.21	41.43	43.60	45.72
127	24.84	26.19	27.53	28.85	31.47	34.03	36.55	39.01	41.43	43.80	46.12	48.39
133	26.10	27.52	28.93	30.33	33.10	35.81	38.47	41.00	43.65	46.17	48.63	51.05
140	27.57	29.08	30.57	32.06	34.99	37.88	40.72	43.50	46.24	48.93	51.57	54.16
146	28.82	30.41	31.98	33.54	36.62	39.66	42.64	45.57	48.46	51.30	54.08	56.82
152	30.08	31.74	33.39	35.02	38.25	41.43	44.56	47.65	50.68	53.66	56.60	59.48
159	31.55	33.29	35.03	36.75	40.15	43.50	46.81	50.06	53.27	56.43	59.53	62.59
168	33.43	35.29	37.13	38.97	42.59	46.17	49.69	53.17	56.60	59.98	63.31	66.59
180	35.95	37.95	39.95	41.92	45.85	49.72	53.54	57.31	61.04	64.71	68.34	71.91
194	38.89	41.06	43.23	45.38	49.64	53.86	58.03	62.15	66.22	70.24	74.21	78.13
203	40.77	43.05	45.33	47.59	52.08	56.52	60.91	65.94	69.54	73.78	77.97	82.12
219	44.12	46.61	49.08	51.54	56.43	61.26	66.04	70.78	75.46	80.10	84.69	89.23
245	49.56	52.38	55.17	57.95	63.48	68.95	74.38	79.76	83.08	86.36	89.59	100.77
273	55.45	58.60	61.73	64.86	71.07	77.24	83.36	89.42	95.44	101.41	107.33	113.20
299	60.89	64.37	67.83	71.27	78.13	84.93	91.69	98.40	105.06	111.67	118.23	124.74
325	66.35	70.14	73.92	77.68	85.18	92.63	100.03	107.38	114.68	121.93	129.13	136.28
351	71.80	75.91	80.01	84.10	92.23	100.32	108.36	116.35	124.29	132.19	140.03	147.82
377	—	81.68	86.10	90.51	99.29	108.02	117.00	125.33	133.91	142.44	150.93	159.36
402	—	87.21	91.95	96.67	106.06	115.41	124.71	133.94	143.15	152.30	161.40	170.45
426	—	92.55	97.57	102.59	112.58	122.52	132.41	142.25	152.04	161.78	171.47	181.11
450	—	97.87	103.20	108.50	119.08	130.61	140.09	150.52	160.90	171.24	181.52	191.76
(465)	—	101.10	116.48	112.20	123.15	134.05	144.90	155.70	166.46	177.16	187.81	198.41
480	—	104.52	110.22	115.90	127.22	139.49	149.71	160.88	172.00	183.08	194.10	205.07
500	—	108.96	114.91	120.83	132.65	145.41	156.12	167.79	179.40	190.97	202.48	213.95
530	—	115.62	121.94	128.23	140.78	154.29	165.74	178.14	190.50	202.80	215.06	227.27
(550)	—	120.07	126.62	133.10	146.21	159.20	172.15	185.05	197.90	210.70	223.44	236.14
560	—	122.28	128.97	135.63	148.92	163.16	175.36	188.50	201.60	214.64	227.64	240.58
600	—	131.17	138.34	145.50	159.78	175.00	188.18	202.31	216.39	230.42	244.40	258.34
630	—	137.81	145.36	152.89	167.91	183.88	197.80	212.67	227.49	242.46	256.98	271.66

续表

外径 (毫米)	壁 厚 (毫米)											
	19	20	22	(24)	25	(26)	28	30	32	(34)	(35)	36
钢 管 理 论 重 量 (公斤/米)												
32	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
38	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
42	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
45	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
50	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
54	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
57	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
60	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
63.5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
68	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
70	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
73	25.30	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
76	26.71	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
83	29.99	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
89	32.80	34.03	36.35	38.47	—	—	—	—	—	—	—	—
95	35.61	36.99	39.61	42.02	—	—	—	—	—	—	—	—
102	38.89	40.44	43.40	46.17	—	—	—	—	—	—	—	—
108	41.70	43.40	46.66	49.72	51.17	52.58	55.24	—	—	—	—	—
114	44.51	46.36	49.91	53.27	54.87	55.43	59.38	—	—	—	—	—
121	47.79	49.82	53.71	57.41	59.19	60.91	64.22	—	—	—	—	—
127	50.61	52.78	56.97	60.96	62.89	64.76	68.36	71.76	—	—	—	—
133	53.42	55.73	60.22	64.51	66.59	68.61	72.50	76.20	79.71	—	—	—
140	56.70	59.19	64.02	68.66	70.90	73.10	77.34	81.38	85.23	88.88	90.63	92.33
146	59.51	62.15	67.21	72.21	74.60	76.94	81.48	85.82	89.97	93.91	95.81	97.66
152	62.32	65.11	70.59	75.76	78.30	80.79	85.62	90.26	94.70	98.94	100.99	102.99
159	65.60	68.56	74.33	79.90	82.62	85.28	90.46	95.44	100.22	104.81	107.03	109.20
168	69.82	73.00	79.21	85.23	88.16	91.05	96.67	102.10	107.33	112.36	114.80	117.19
180	75.44	78.92	85.72	92.33	95.56	98.74	104.96	110.98	116.80	122.42	125.16	127.85
194	82.00	85.28	93.32	100.62	104.19	107.72	114.63	121.33	127.85	134.16	137.24	140.27
203	86.21	90.26	98.20	105.94	109.74	113.49	120.83	127.99	134.94	141.70	145.00	148.26
219	93.71	98.15	106.88	115.42	119.61	123.75	131.89	139.83	147.57	155.12	158.82	162.47
245	105.90	110.98	120.99	130.80	135.64	140.42	149.84	159.07	168.09	176.92	181.26	185.55
273	119.02	124.79	136.18	147.38	152.90	158.38	169.18	179.78	190.19	200.40	205.43	210.41
299	131.20	137.61	150.29	162.77	168.93	175.05	187.13	199.02	210.71	222.20	227.87	233.50
325	143.38	150.44	164.39	178.15	184.96	191.72	205.09	218.25	231.23	244.00	250.31	256.53
351	155.56	163.26	178.50	193.54	200.99	208.39	223.04	237.49	251.74	265.80	272.76	279.66
377	167.75	176.08	192.61	208.93	217.02	225.06	240.99	256.73	272.26	287.61	295.20	302.77
402	179.45	188.40	206.16	223.72	232.42	241.08	258.24	275.21	291.18	308.55	316.76	324.92
426	190.71	200.25	219.19	237.93	247.23	256.48	274.83	292.98	310.93	328.69	337.49	346.27
450	201.94	212.08	232.20	252.12	262.01	271.85	291.38	310.72	329.84	348.79	358.19	367.53
(465)	208.97	219.47	240.34	261.00	271.26	281.47	301.24	321.81	341.69	361.37	371.13	380.85
480	216.00	226.87	248.47	269.88	280.51	291.09	312.10	332.91	353.52	373.94	384.08	394.17
500	225.37	236.74	259.32	281.72	292.84	303.91	325.91	347.71	369.30	390.71	401.34	411.92
530	239.42	251.53	275.60	299.47	317.50	323.14	346.62	369.90	392.92	415.87	427.23	438.55
(550)	248.80	261.40	286.45	311.31	323.66	335.97	360.43	384.70	408.76	432.64	444.30	456.31
560	253.48	266.33	291.88	317.23	—	—	—	—	—	—	—	—
600	272.22	286.06	313.58	340.90	—	—	—	—	—	—	—	—
630	286.28	300.85	329.85	358.66	—	—	—	—	—	—	—	—

注：1. 表中所列壁厚规格，为摘自标准中目前能生产的规格。

2. 热轧钢管长度为3~12.5米。

3. 带括号的规格不推荐采用。

4. 目前生产规格

外径范围为 $\phi 57 \sim \phi 325$ 毫米(不生产 $\phi 203$ 毫米)，管的最小壁厚为4毫米，最大壁厚为45毫米。

表 79

冷拔(冷轧)无缝钢管品种表

外 径 (毫米)	壁 厚 (毫米)															
	0.25	0.30	0.40	0.50	0.60	0.80	1.00	1.20	1.40	1.50	1.60	1.80	2.00	2.20	2.50	2.80
钢 管 理 论 重 量 (公斤/米)																
5	0.0392	0.0348	0.0454	0.055	0.065	0.083	0.099	0.112	0.124	0.129	0.134	0.186	0.197	—	—	—
6	0.0354	0.0421	0.055	0.068	0.080	0.103	0.123	0.142	0.159	0.166	0.174	0.186	0.197	—	—	—
7	0.0416	0.0496	0.065	0.080	0.095	0.122	0.148	0.172	0.193	0.203	0.213	0.230	0.247	0.250	—	—
8	0.0477	0.057	0.075	0.092	0.110	0.142	0.173	0.202	0.227	0.240	0.253	0.275	0.296	0.315	0.339	—
9	0.054	0.064	0.085	0.105	0.125	0.162	0.197	0.231	0.262	0.277	0.292	0.319	0.345	0.369	0.401	0.427
10	0.060	0.072	0.095	0.117	0.139	0.182	0.222	0.261	0.295	0.314	0.332	0.363	0.395	0.423	0.462	0.496
11	0.066	0.079	0.105	0.129	0.154	0.201	0.247	0.290	0.331	0.351	0.371	0.407	0.444	0.477	0.524	0.566
12	0.072	0.087	0.115	0.142	0.169	0.221	0.271	0.320	0.365	0.388	0.411	0.452	0.493	0.532	0.589	0.635
(13)	0.079	0.094	0.124	0.154	0.184	0.241	0.296	0.349	0.400	0.425	0.451	0.496	0.543	0.585	0.647	0.703
14	0.085	0.101	0.134	0.166	0.199	0.260	0.321	0.379	0.434	0.462	0.490	0.541	0.592	0.640	0.709	0.772
(15)	0.091	0.109	0.144	0.179	0.214	0.280	0.345	0.409	0.468	0.499	0.529	0.585	0.641	0.694	0.771	0.841
16	0.097	0.116	0.154	0.191	0.228	0.300	0.370	0.438	0.503	0.536	0.568	0.629	0.691	0.747	0.832	0.91
(17)	0.103	0.124	0.164	0.203	0.244	0.320	0.395	0.468	0.537	0.573	0.608	0.674	0.740	0.802	0.894	0.98
18	0.109	0.131	0.174	0.216	0.258	0.340	0.419	0.497	0.572	0.610	0.647	0.717	0.789	0.866	0.956	1.05
(19)	0.115	0.138	0.183	0.228	0.274	0.359	0.444	0.527	0.606	0.647	0.687	0.762	0.838	0.910	1.02	1.12
20	0.122	0.146	0.193	0.240	0.288	0.379	0.469	0.555	0.642	0.684	0.725	0.806	0.888	0.965	1.08	1.19
(21)	—	—	0.203	0.253	0.303	0.399	0.493	0.586	0.675	0.721	0.767	0.851	0.937	1.02	1.14	1.26
22	—	—	0.212	0.265	0.318	0.419	0.518	0.616	0.710	0.758	0.806	0.895	0.986	1.07	1.20	1.33
(23)	—	—	0.222	0.277	0.333	0.438	0.543	0.645	0.745	0.795	0.846	0.940	1.04	1.13	1.26	1.39
(24)	—	—	0.235	0.290	0.347	0.458	0.567	0.674	0.779	0.832	0.885	0.984	1.09	1.18	1.33	1.46
25	—	—	0.242	0.302	0.363	0.478	0.592	0.703	0.813	0.869	0.925	1.03	1.13	1.24	1.39	1.53
(27)	—	—	0.262	0.327	0.392	0.516	0.641	0.762	0.882	0.943	1.00	1.12	1.23	1.34	1.51	1.67
28	—	—	0.272	0.340	0.408	0.536	0.668	0.792	0.916	0.98	1.04	1.16	1.28	1.40	1.57	1.74
29	—	—	0.282	0.352	0.418	0.553	0.691	0.823	0.951	1.02	1.076	1.22	1.33	1.47	1.63	1.83
30	—	—	0.292	0.364	0.436	0.576	0.715	0.851	0.985	1.05	1.12	1.25	1.38	1.51	1.70	1.88
32	—	—	0.311	0.389	0.466	0.615	0.755	0.910	1.053	1.13	1.20	1.34	1.48	1.62	1.82	2.02
34	—	—	0.331	0.413	0.496	0.655	0.814	0.988	1.122	1.20	1.28	1.43	1.58	1.72	1.94	2.15
(35)	—	—	0.341	0.426	0.510	0.675	0.838	0.998	1.159	1.24	1.32	1.47	1.63	1.78	2.00	2.22
36	—	—	0.350	0.438	0.525	0.695	0.863	1.027	1.192	1.28	1.36	1.52	1.68	1.83	2.07	2.29
38	—	—	0.370	0.464	0.555	0.734	0.912	1.087	1.26	1.35	1.44	1.61	1.78	1.94	2.19	2.43
40	—	—	0.390	0.494	0.585	0.774	0.962	1.146	1.33	1.42	1.52	1.69	1.87	2.05	2.31	2.56
42	—	—	—	—	—	—	1.010	1.208	1.41	1.50	1.60	1.79	1.97	2.16	2.44	2.70
44.5	—	—	—	—	—	—	1.070	1.281	1.48	1.59	1.65	1.88	2.10	2.29	2.59	2.89
45	—	—	—	—	—	—	1.090	1.295	1.51	1.61	1.71	1.91	2.12	2.32	2.62	2.91
48	—	—	—	—	—	—	1.150	1.382	1.61	1.72	1.83	2.05	2.27	2.48	2.81	3.11

外径 (毫米)	壁 厚 (毫米)														理 论 重 量 (公斤/米)													
	3.0	3.2	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9	9.5	10	11	12	13	14								
5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
8	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
9	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
10	0.518	0.536	0.561	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
11	0.592	0.615	0.647	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
12	0.666	0.694	0.734	0.789	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(13)	0.740	0.774	0.820	0.886	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
14	0.814	0.852	0.905	0.986	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(15)	0.888	0.932	0.993	1.09	1.17	1.23	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
16	0.962	1.01	1.08	1.18	1.28	1.35	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(17)	1.04	1.09	1.17	1.28	1.39	1.48	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
18	1.11	1.17	1.25	1.38	1.50	1.60	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(19)	1.18	1.25	1.34	1.48	1.61	1.73	1.54	1.92	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
20	1.26	1.33	1.42	1.58	1.72	1.85	1.97	2.07	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(21)	1.33	1.41	1.51	1.68	1.83	1.97	2.10	2.22	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
22	1.41	1.49	1.60	1.77	1.94	2.10	2.24	2.37	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(23)	1.48	1.57	1.68	1.87	2.05	2.22	2.37	2.52	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(24)	1.55	1.64	1.77	1.97	2.16	2.34	2.51	2.66	2.81	2.93	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
25	1.63	1.72	1.86	2.07	2.28	2.47	2.64	2.81	2.97	3.11	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(27)	1.78	1.88	2.03	2.27	2.50	2.71	2.92	3.11	3.29	3.45	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
28	1.85	1.96	2.11	2.37	2.61	2.84	3.05	3.26	3.45	3.63	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
29	1.92	2.02	2.20	2.47	2.72	2.96	3.19	3.40	3.61	3.80	3.98	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
30	2.00	2.12	2.29	2.56	2.83	3.08	3.32	3.55	3.77	3.97	4.16	4.34	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
32	2.15	2.28	2.46	2.76	3.05	3.33	3.59	3.85	4.09	4.32	4.53	4.74	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
34	2.29	2.43	2.63	2.96	3.27	3.58	3.87	4.14	4.41	4.65	4.90	5.13	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
(35)	2.37	2.51	2.72	3.06	3.38	3.70	4.00	4.29	4.57	4.83	5.09	5.33	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
36	2.44	2.59	2.81	3.16	3.50	3.82	4.14	4.44	4.73	5.01	5.27	5.52	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
38	2.59	2.75	2.98	3.35	3.72	4.07	4.41	4.74	5.05	5.35	5.64	5.92	6.18	6.44	—	—	—	—	—	—	—							
40	2.74	2.91	3.15	3.55	3.94	4.32	4.68	5.03	5.37	5.70	6.01	6.31	6.60	6.88	—	—	—	—	—	—	—							
42	2.89	3.07	3.32	3.75	4.16	4.56	4.95	5.33	5.69	6.04	6.38	6.71	7.02	7.32	—	—	—	—	—	—	—							
44.5	3.07	3.25	3.54	4.00	4.44	4.87	5.29	5.70	6.09	6.47	6.84	7.20	7.55	7.88	—	—	—	—	—	—	—							
45	3.11	3.31	3.58	4.04	4.49	4.93	5.36	5.77	6.17	6.55	6.94	7.30	7.65	7.99	8.32	8.63	—	—	—	—	—							
48	3.33	3.54	3.84	4.34	4.83	5.30	5.76	6.21	6.65	7.08	7.49	7.89	8.28	8.65	9.02	9.37	—	—	—	—	—							



续表

外径 (毫米)	壁 厚 (毫米)															重量 (公斤/米)							
	0.25	0.30	0.40	0.50	0.60	0.80	1.0	1.2	1.4	1.5	1.6	1.8	2.0	2.2	2.5		2.8	3.0	3.2	3.5	4.0	4.5	5.0
50	1.21	1.44	1.68	1.79	1.91	2.14	2.37	2.59	2.93	3.25	3.48	3.70	4.01	4.54	5.05	5.55							
(51)	1.23	1.47	1.71	1.83	1.96	2.18	2.42	2.64	2.99	3.32	3.55	3.79	4.10	4.64	5.16	5.67							
53	1.28	1.53	1.78	1.90	2.03	2.27	2.51	2.76	3.11	3.46	3.70	3.94	4.27	4.83	5.38	5.92							
(54)	1.31	1.59	1.82	1.94	2.07	2.31	2.56	2.81	3.18	3.53	3.77	4.02	4.36	4.93	5.49	6.04							
55	1.36	1.62	1.89	2.02	2.15	2.40	2.66	2.92	3.30	3.66	3.92	4.17	4.53	5.13	5.71	6.29							
(57)	1.38	1.65	1.92	2.05	2.18	2.45	2.71	2.97	3.36	3.74	4.00	4.25	4.62	5.23	5.83	6.41							
60	1.46	1.74	2.02	2.16	2.31	2.58	2.89	3.13	3.55	3.94	4.22	4.49	4.83	5.52	6.16	6.78							
63	1.53	1.83	2.13	2.27	2.42	2.71	3.01	3.30	3.72	4.15	4.44	4.73	5.13	5.81	6.49	7.14							
65	1.58	1.89	2.20	2.35	2.50	2.80	3.11	3.40	3.85	4.29	4.59	4.89	5.31	6.02	6.71	7.40							
(68)	1.65	1.98	2.30	2.46	2.62	2.93	3.26	3.57	4.04	4.49	4.81	5.12	5.57	6.31	7.05	7.77							
70	1.70	2.03	2.37	2.53	2.70	3.02	3.35	3.68	4.16	4.63	4.96	5.28	5.74	6.51	7.27	8.01							
(73)	1.78	2.12	2.47	2.64	2.82	3.16	3.50	3.84	4.35	4.84	5.18	5.52	6.00	6.81	7.60	8.38							
75	1.82	2.18	2.54	2.71	2.90	3.24	3.60	3.95	4.46	4.97	5.32	5.68	6.17	7.00	7.82	8.62							
(76)	1.85	2.21	2.57	2.76	2.94	3.29	3.65	4.00	4.53	5.05	5.40	5.75	6.26	7.10	7.93	8.75							
80	—	—	2.71	2.90	3.09	3.47	3.84	4.22	4.77	5.32	5.69	6.07	6.60	7.49	8.37	9.24							
(83)	—	—	—	3.02	3.21	3.60	4.00	4.37	4.96	5.52	5.92	6.31	6.86	7.79	8.71	9.62							
85	—	—	2.82	3.08	3.29	3.69	4.09	4.48	5.08	5.66	6.06	6.46	7.04	7.98	8.93	9.86							
(89)	—	—	3.02	3.24	3.45	3.86	4.29	4.70	5.33	5.94	6.36	6.77	7.38	8.38	9.38	10.38							
90	—	—	3.05	3.27	3.49	3.91	4.34	4.76	5.39	6.01	6.43	6.86	7.47	8.47	9.49	10.47							
95	—	—	3.21	3.46	3.68	4.13	4.59	5.02	5.70	6.36	6.81	7.26	7.90	8.98	10.04	11.10							
100	—	—	3.40	3.64	3.88	4.35	4.83	5.30	6.00	6.70	7.17	7.65	8.32	9.46	10.59	11.71							
(102)	—	—	3.46	3.73	3.97	4.45	4.93	5.40	6.13	6.84	7.32	7.81	8.50	9.67	10.82	11.96							
(108)	—	—	3.67	3.95	4.21	4.72	5.23	5.74	6.50	7.26	7.77	8.28	9.02	10.26	11.49	12.70							
110	—	—	3.74	4.03	4.28	4.81	5.32	5.84	6.62	7.39	7.92	8.43	9.19	10.46	11.70	12.93							
120	—	—	—	4.36	4.66	5.25	5.83	6.38	7.24	8.07	8.66	9.22	10.06	11.44	12.93	14.80							
125	—	—	—	—	—	5.48	6.06	6.64	7.54	8.42	9.02	9.61	10.50	11.91	13.37	14.80							
130	—	—	—	—	—	—	—	—	7.86	8.78	9.40	10.00	10.92	12.43	13.92	15.48							
(133)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							
140	—	—	—	—	—	—	—	—	8.05	8.98	9.59	10.25	11.18	12.75	14.26	15.76							
150	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	10.11	10.79	11.80	13.42	15.05	16.65							
160	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	10.85	11.52	12.65	14.39	16.11	17.85							

外径 (毫米)	壁 厚 (毫米)													
	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9	9.5	10	11	12	13	14
	钢 管 理 论 重 量 (公斤/米)													
50	6.04	6.51	6.97	7.42	7.85	8.29	8.70	9.10	9.49	9.85	10.59	11.25		
(51)	6.17	6.66	7.13	7.60	8.05	8.48	8.91	9.32	9.72	10.11	10.85	11.54		
53	6.44	6.95	7.45	7.94	8.42	8.88	9.33	9.77	10.19	10.60	11.39	12.13		
(54)	6.58	7.10	7.61	8.11	8.60	9.08	9.54	9.99	10.43	10.85	11.67	12.43		
56	6.85	7.40	7.93	8.40	8.97	9.47	9.96	10.43	10.90	11.34	12.21	13.02		
(57)	6.99	7.55	8.10	8.63	9.16	9.67	10.17	10.65	11.13	11.59	12.48	13.32	14.11	—
60	7.39	7.99	8.58	9.15	9.71	10.26	10.80	11.32	12.83	13.23	13.29	14.21	15.07	15.88
63	7.77	8.41	9.04	9.57	10.23	10.81	11.40	11.96	12.49	13.05	14.07	15.09		
65	8.07	8.73	9.38	10.01	10.65	11.25	11.84	12.43	13.00	13.56	14.65	15.68		
(66)	8.48	9.17	9.86	10.53	11.19	11.84	12.47	13.10	13.71	14.30	15.46	16.57	17.53	18.64
70	8.75	9.47	10.18	10.88	11.56	12.23	12.89	13.54	14.17	14.80	16.01	17.16	18.27	19.33
(73)	9.16	9.91	10.66	11.39	12.11	12.82	13.52	14.21	14.88	15.54	16.82	18.05	19.24	20.37
75	9.41	10.18	10.96	11.71	12.48	13.17	13.91	14.61	15.30	15.99	17.31	18.55		
(76)	9.56	10.36	11.14	11.91	12.67	13.42	14.15	14.87	15.58	16.28	17.63	18.94	20.20	21.41
80	10.07	10.91	11.75	12.59	13.39	14.15	14.96	15.71	16.45	17.22	18.66	20.10		
(83)	10.51	11.39	12.26	13.12	13.96	14.80	15.62	16.42	17.22	18.00	19.53	21.01	22.44	23.82
85	10.75	11.65	12.55	13.45	14.31	15.13	16.01	16.85	17.63	18.45	20.01	21.60	22.79	25.89
(89)	11.33	12.28	13.22	14.16	15.07	15.93	16.87	17.76	18.63	19.48	21.16	22.79	24.37	
90	11.42	12.39	13.35	14.31	15.22	16.11	17.05	17.95	18.79	19.67	21.43	23.08		
95	12.14	13.17	14.19	15.19	16.18	17.16	18.13	19.09	20.03	20.96	22.79	24.56		
100	12.77	13.87	14.95	16.03	17.09	18.09	19.15	20.15	21.15	22.19	24.14	26.04		
(102)	13.09	14.21	15.31	16.40	17.48	18.55	19.60	20.64	21.67	22.69	24.69	26.63		
(108)	13.90	15.09	16.27	17.44	18.59	19.73	20.86	21.97	23.03	24.17	26.31	28.41		
110	14.19	15.40	16.60	17.75	19.00	20.08	21.30	22.50	23.54	24.70	26.85	29.00		
120	15.51	16.89	18.20	19.50	20.85	22.10	23.40	24.70	25.89	27.20	29.57	31.86		
125	16.15	17.55	19.02	20.35	21.73	23.08	24.42	25.75	27.06	28.36	30.92	33.44		
130	16.88	18.35	19.80	21.20	22.70	24.10	25.50	26.90	28.23	29.70	32.27	34.92		
(133)	17.29	18.79	20.28	21.75	23.21	24.66	26.10	27.52	28.93	30.33	33.10	35.81		
140	18.24	19.83	21.40	22.96	24.51	26.04	27.57	29.08	30.57	32.06	34.99	37.88		
150	19.55	21.25	23.00	24.88	26.39	28.01	29.65	31.29	32.91	34.52	37.71	40.84		

注：1. 冷拔(冷轧)管长度为，壁厚≤1毫米为1.5~7米，壁厚>1毫米为1.5~9米。  
 2. 带括号的规格，不推荐采用。  
 3. 目前生产规格：  
 除外径为φ44.5毫米的不生产外，其余均生产。外径在φ90毫米以下的钢管按间隔1毫米生产。

(四)保温材料

1.矿渣棉及其制品

表 80

名 称	生 产 单 位	容 重 (在0.02公斤力/ 厘米 <sup>2</sup> 压力下) (公斤/米 <sup>3</sup> )	导 热 系 数 (在20~30°C 中测定) (千卡/米·时·度)	规 格	参 考 价 格 (元/吨)
矿 渣 棉	太原矿渣棉制品厂	一级, <100 二级, <150	<0.038 <0.04	散 装 散 装	220 200
	北京石景山矿渣棉厂	114.3~180	0.0279~0.035	散 装	120
沥青矿渣 棉毡	太原矿渣棉制品厂	一级, 100 二级, 120	0.038 0.04	1000×750×(3~50)	250 200
	北京石景山矿渣棉厂	135~160	0.0416~0.045	洽 商	洽 商
酚醛树脂 矿渣板	太原矿渣棉制品厂	一级, <150 二级, <200	≤0.04 ≤0.045	750×500×(40,50,60)	200 180
酚醛树脂 矿渣棉管壳	太原矿渣棉制品厂	<150	<0.04	φ 50, 76, 83, 89	一级310元/米 <sup>3</sup> 二级290元/米 <sup>3</sup>
		<200	<0.045	φ 108, 133, 159, 219	一级280元/米 <sup>3</sup> 二级260元/米 <sup>3</sup>
				φ 245, 273, 325, 377	一级250元/米 <sup>3</sup> 二级230元/米 <sup>3</sup>

2.玻璃棉制品

表 81

名 称	生 产 单 位	容 量 (公斤/ 米 <sup>3</sup> )	常 温 导 热 系 数 (千卡/米· 时·度)	规 格 (毫米)	参 考 价 格 (元/吨)
普通玻璃棉	大连玻璃厂	80~100	0.045	散 装	900
	苏州玻璃纤维厂				
	南京玻璃纤维厂				
沥青玻璃棉毡	大连玻璃厂	80~100	0.035	5000×900×(20, 30, 35, 40, 50)	450
	苏州玻璃纤维厂			3000×800×(25, 30, 40, 50)	500
沥青玻璃棉缝毡	大连玻璃厂	≤85	0.035	5000×900×(20, 30, 35, 40, 50)	480
沥青玻璃棉贴面缝毡					850
酚醛玻璃棉板	大连玻璃厂	120~150	0.035	1000×(1000, 500)×(30, 40, 50, 60, 70, 80, 100)	1100
酚醛玻璃棉管套	大连玻璃厂	120~150	0.035	内径: 4", 5", 6", 8" 长度: 1000 壁厚: 40, 50, 60, 80	1300

续表

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	常温导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/吨)
无碱超细棉毡	兰州东方红玻璃厂	≤60	0.028	3280×950×(10~50)	24000
	江苏南通玻璃一厂			2400×600×(30~50)	15000
	上海工业玻璃二厂			(850, 2550)×600×30	20000
防潮超细棉毡	上海劳动玻璃厂			2200×640×30	16000
中级纤维毡	天津市玻璃厂	80	0.035	1200×600×50	1500
	吉林东丰县玻璃厂			1300×800×(<60)	1400
	浙江丽水玻璃纤维厂			5000×750×(12~18微米) (18~25微米)	1260 1170
	湖南平江县玻璃纤维厂			900×900×(50~100)	3500
中级纤维板	天津市玻璃厂	80	0.035	1800×1200×60	1400
	上海杨树浦玻璃纤维厂			600×450×(20~50)	136元/米 <sup>3</sup>
	苏州玻璃纤维厂			600×450×(25, 30, 40, 50)	160元/米 <sup>3</sup>
酚醛中级纤维管套	天津市玻璃厂	80	0.035	内径: 32, 38, 48, 50, 60, 76, 89, 102, 108, 114, 127, 133, 159, 219, 273, 305 长度: 1200 厚度: 30, 40, 50, 60, 70, 80	1500
	吉林东丰县玻璃纤维厂			内径: 38, 50, 63, 76, 89, 108, 114, 159, 219, 273 长度: 1300 厚度: 40, 50, 60, 70, 80	1450
	辽宁阜新海州玻璃纤维厂			内径: 32~165 长度: 800 厚度: 不限	1600
	苏州玻璃纤维厂			内径: 22, 27, 34, 43, 49, 61, 71, 89, 103, 114, 140, 165, 191, 216, 242, 267 长度: 700 厚度: 30, 40, 50, 60, 70, 100	190元/米 <sup>3</sup>
	浙江丽水玻璃纤维厂			各种规格	190元/米 <sup>3</sup>

## 3. 蛭石及其部分产品

表 82

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )
膨胀蛭石	天津市保温材料厂	80~170	0.055	散 装	45
	上海石棉水泥制品厂	110~150	0.05~0.062	散 装	40
	沈阳市蛭石保温材料厂	80~150	0.055	散 装	45
	青岛保温材料厂	80~120	0.06	散 装	36
	陕西省潼关县建材厂	80~180	0.04~0.06	散 装	40~52

续表

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )		
水泥蛭石板	天津市保温材料厂	430~500	0.08~0.12	300×200×(50, 60, 70) 500×250×(50, 80, 100, 120)	125		
	上海石棉水泥制品厂	450~500	0.10~0.12	300×300×20, 420×250×130 500×250×(60, 80, 100, 120)	100		
	沈阳市蛭石保温材料厂	400~500	0.095~0.12	按要求加工	120		
	青岛保温材料厂	<500	0.08~0.12	500×250×(50, 60, 70, 80, 90, 100)	110		
	陕西省潼关县建材厂	450~500	0.08~0.114	(350~500)×(200~250) ×(50~200)	135~150		
水泥蛭石 管瓦(管壳)	天津市保温材料厂	430~500	0.08~0.12	内径 25, 33, 38, 45	壁厚 40, 50	125	
				76, 89, 108			50, 60, 70
				133, 159, 219			70, 80, 100
	上海石棉水泥制品厂	450~500	0.10~0.12	内径 60, 76	壁厚 89, 108, 133, 159	50	110
						80	
	沈阳市蛭石保温材料厂	400~500	0.095~0.12	按要求加工		120	
青岛保温材料厂	<500	0.08~0.12	内径 25, 32, 45	壁厚 76, 89	40	110	
陕西省潼关县建材厂	450~500	0.08~0.114	内径 25~50		壁厚 51~89		50
				51~89		40~60	
				108~219		40~60 50~100	
水玻璃蛭石板、管瓦	大连保温材料厂	450~500	0.10~0.12	同水泥蛭石板, 管瓦		220	
	青岛保温材料厂	<500	0.08~0.12	同水泥蛭石板, 管瓦		280	

## 4. 膨胀珍珠岩及其部分制品

表 83

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	常温导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )
膨胀珍珠 岩粉	天津市保温材料厂	一级, 40~100	0.032~0.037	散 装	35
		二级, >100	0.037~0.041		
	北京奕店砖瓦厂	50~80	0.03~0.04	散 装	40
	上海石棉水泥制品厂	一级, 80~120	0.03~0.05	散 装	50
		二级, 121~180			
	沈阳市蛭石保温材料厂	40~80	0.029~0.033	散 装	40
	青岛保温材料厂	60~160	0.03~0.045	散 装	36
南京市第三化工机械厂	40~70	0.032	散 装	45	

续表

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	常温导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )
水泥膨胀珍珠岩板、管瓦	天津市保温材料厂	250~350	0.06~0.07	300×200×(50,60,70) 500×250×(50,80,100,120) 管瓦按需加工	130
	北京赛店砖瓦厂	300~400	0.065~0.075	1~600块/米 <sup>3</sup> , 管瓦按需加工	110~230
	上海石棉水泥制品厂	350~450	0.052~0.065	300×300×20 500×250×(50,60,80,100,120) 管瓦按需加工	130
	沈阳市蛭石保温材料厂	250~350	0.06~0.07	250×500×(800~1000) 65×113×230 管瓦按需加工	190
	青岛保温材料厂	<400	0.05~0.07	500×250×(50,60...)管瓦参照表	120
	南京市第三化工机械厂	350~400	0.07~0.11	按需加工	170
水玻璃膨胀珍珠岩板、管瓦	天津市保温材料厂	200~300	0.055~0.065	参照水泥膨胀珍珠岩板、管瓦	210
	北京赛店砖瓦厂	250~350	0.045~0.065		260~390
	上海石棉水泥制品厂	350~450	0.052~0.065		250
	青岛保温材料厂	<300	0.045~0.065		280
	南京市第三化工机械厂	220~260	0.056~0.072		270~300

## 5. 泡沫混凝土部分制品

表 84

名称	生产单位	容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )
泡沫水泥板	北京市水泥砖瓦厂	350~400	0.095~0.1	340×500×1000	35
	长沙市裕南保温材料厂	340	0.066	100×400×500	61.52
泡沫水泥管瓦	长沙市裕南保温材料厂	340	0.066	内径: 38~325 壁厚: 60~180	66.05
蒸压粉煤灰泡沫混凝土砌块	天津市硅酸盐制品厂	75~850	0.17~0.20	200×380×(580,680,780,880) 240×400×800	22.10

## 6. 烟灰保温制品

表 85

名称	生产单位	干容重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导热系数 (千卡/米·时·度)	规格 (毫米)	参考价格 (元/米 <sup>3</sup> )
烟灰保温板	山西省运城地区建筑工程公司	725	0.126	按图加工	11.8
烟灰保温瓦		571	0.0855		50

## 7. 石棉制品

表 86

名 称	生 产 单 位	容 重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导 热 系 数 (千卡/米·时·度)	规 格 (毫米)	参 考 价 格 (元/吨)
石 棉 绳	北京石棉厂	590~730	0.06~0.18	3~50	5~22 元/公斤
	上海石棉制品厂				
碳酸镁石棉粉	北京石棉厂	≥140	≥0.04	散 装	1300
	上海石棉制品厂	180	0.08~0.10		
碳酸钙石棉粉	牡丹江石棉厂	≥450	≥0.06	散 装	450
硅藻土石棉粉 (鸡毛灰)	吉林柳河石棉制品厂	0.3~<0.45	0.08~0.134	散 装	160~250
	北京市石棉厂	<0.45	<0.06		
石 棉 粒	青岛第二石棉制品厂	1200		φ10×(3~5)	3200
	苏州石棉制品厂			φ3.5~5.5	2100
石 棉 绒	上海石棉制品厂	35~230	0.047~0.066		1000

## 8. 硅藻土制品

表 87

名 称	生 产 单 位	容 重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导 热 系 数 (千卡/米·时·度)	规 格 (毫米)	参 考 价 格 (元/吨)
硅藻土耐火保温砖	长春市保温材料厂	550~700	甲: $\lambda=0.062+0.000177t_p$ 乙: $\lambda=0.073+0.000184t_p$ 丙: $\lambda=0.086+0.000196t_p$	230×113×65 250×123×65	180~220
	青岛第四砖瓦厂		500±50	0.0934	
硅藻土耐火保温板	长春市保温材料厂	同硅藻土耐火保温砖		(50~90)×(140~180) ×(200~300)	265~365
	青岛第四砖瓦厂			按图加工	
硅藻土耐火保温管套	长春市保温材料厂	甲: ≤550	$\lambda=0.0334+0.000163t_p$	各 种	265~365
		乙: ≤600	$\lambda=0.041+0.000173t_p$		
	吉林省柳河石棉制品厂	甲: 500±50	$\lambda=0.0334+0.000163t_p$	各 种	265~310
		乙: 550±50	$\lambda=0.041+0.000173t_p$		
泡沫硅藻土耐火保温砖	长春市保温材料厂	0.24~0.35	0.061	230×113×65 250×123×65	750
泡沫硅藻土砖		0.40~0.45		230×113×65 250×123×65	
硅藻土生料粉	长春市保温材料厂	680		<1.5	90
硅藻土熟料粉	长春市保温材料厂	600		<1.5	130

## 9. 岩棉制品

表 88

名 称	生 产 单 位	容 重 (公斤/米 <sup>3</sup> )	导 热 系 数 (千卡/米·时·度)	规 格 (毫米)	参 考 价 格 (元/米 <sup>3</sup> )
岩 棉 板	北京新型建材试验厂	100	0.026~0.035	1000×630×(30,50,80)	150~180
	黑龙江省德都县火山岩棉厂	300~450	≤0.01	按需加工	1000~3000 元/吨
岩棉管套	北京新型建材试验厂	100	0.026~0.035	内径200以下	未 定
	黑龙江省德都县火山岩棉厂	300~450	≤0.01	按需加工	1000~3000 元/吨
岩棉缝毡	北京新型建材试验厂	80	0.026~0.035	3000×910×(50, 60)	195~215
		100			215~236
岩棉保温带	北京新型建材试验厂	100	0.026~0.035	2400×910×(50, 60)	250~280
沥青火山岩棉毡	黑龙江省德都县火山岩棉厂	300~450	≤0.01	按需加工	1000~3000 元/吨

## (五) 油漆

表 89

名 称	成 分 及 特 点	用 途	主 重 生 产 单 位
X06-1 磷化底漆 (洗涤底漆)	山聚乙烯醇缩丁醛树脂溶解于有机溶剂中,再和防锈颜料研磨而成的涂料。使用时研入预先配好的磷化液	用于有色金属和黑色金属的底层防锈涂料,附着力极强,能防锈且延长有机涂层寿命。不能代表一般底漆,也不能用于其它底漆上	上海振华造漆厂等
耐化学过氧乙 烯漆 G06-4底漆 G52-1磁漆 G01-5清漆	以过氯乙烯树脂为主要树脂溶解于脂类溶剂中,加入中性颜料制成。具有优良的抗酸碱性,还能抗潮耐海水,耐醇,耐油,防腐,防延烧等性能,但不耐高温,不耐光,不耐磨,附着力差	此漆为三种成套使用,底漆直接应用在黑色金属、木材或水泥面上,磁漆直接涂在底漆上,清漆涂在磁漆上,作为防腐蚀的主要涂层。在室温下耐25~50%硫酸,50%硝酸,20~25%盐酸,80%醋酸,二氧化硫气体,硫化氢及不太浓的氯气,盐酸气等	大连油漆厂 上海亚美造漆厂等
X-3过氯乙烯 稀释剂	由乙酸丁酯、丙酮、二甲苯等混合的稀释剂	专门用来稀释过氯乙烯漆,且不能用于其他漆类	大连油漆厂 上海亚美造漆厂等
L50-1沥青耐 酸漆	411号耐酸沥青漆由天然或石油沥青,或它们的混合物和干性油熬炼后用有机溶剂稀释而成,并加有干燥剂。对金属非金属有良好的附着力,在常温下尚能耐氧化氮、二氧化硫及中等浓度以下的无机酸等介质的腐蚀。它不耐石油类溶剂、丙酮氧化剂等腐蚀	用来防护钢结构、混凝土结构及木质结构	天津油漆厂 上海振华造漆厂 沈阳油漆厂 重庆油漆厂 大连油漆厂 南京油漆厂
F50-1酚醛耐 酸漆 (短油酚醛漆)	短油酚醛耐酸漆系采用短油酚醛漆料与酞白等耐酸颜料经研磨配制而成。此漆有一定耐酸效能,但不宜长期浸渍在稀酸内	只适宜用在有酸性气体侵蚀的钢结构、木材表面作防护用	上海振华造漆厂 南京油漆厂
耐碱漆	用耐碱颜料橡胶树脂软化剂溶剂制成	用于金属表面防碱腐蚀	上海振华造漆厂 南京油漆厂
Y53-1红丹防 锈漆 (红丹漆)	红丹防锈漆系用红丹、填充料、油性或磁性漆料、催干剂与有机溶剂研磨调制而成。所用漆料分为磁性、油性两种,红丹用量均不低于60%,涂于钢铁表面附着力很强,能隔潮防水,富有防锈能力,缺点是储藏时间短,漆层干燥慢	适用于涂刷钢铁结构钢铁器材等表面,作为防锈打底用,必须用适当的面漆覆盖。红丹漆不能用于铝板上,因红丹漆内铝质与铝金属要起电化学作用,也不能用于新的镀锌铁皮上,因附着力不好,易引起卷皮现象	上海开林油漆厂 天津油漆厂 大连油漆厂 北京油漆厂 广州岭南化学工业 厂 沈阳油漆厂
Y53-2铁红防 锈漆	铁红防锈漆系采用氧化铁、氧化锌、填料油性漆料或磁性漆料等配制而成。铁红防锈漆是防止黑色金属生锈的涂料,遮盖性强,漆膜坚韧,涂刷方便,防锈能力较红丹防锈漆稍差	铁红防锈漆具有较良好防锈效能,适用于钢铁结构表面作为打底或盖面用	天津油漆厂 上海振华造漆厂
硼钒酚醛防锈 漆	防锈性好,干燥快,施工方便,节约铅,无毒,此漆是新型防锈漆。已开始逐步代替红丹油性防锈漆	须与醇酸磁漆、酚醛磁漆配套	北京油漆厂 天津油漆厂 南京油漆厂

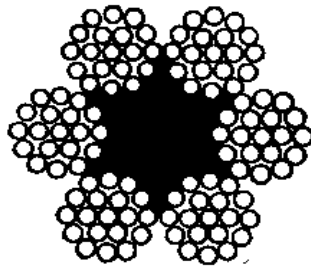


续表

名称	成分及特点	用途	主要生产单位
C06-1铁红醇酸底漆	用醇酸清漆、氧化铁防锈颜料与填充料研磨配制而成。此漆干燥后漆膜坚硬,附着力强,防锈性、耐气候性良好,并具有耐油、高温的特性,可采用喷涂、刷涂和浸渍等方法施工。	一般适用在金属物体表面作打底用	上海振华造漆厂 上海开林油漆厂 天津油漆厂 沈阳油漆厂 北京油漆厂
铝粉漆	由铝粉浆和中油醇酸树脂漆料、溶剂所制成	专供散热器、管道以及一切金属零件涂刷之用	上海振华造漆厂 北京油漆厂 天津油漆厂
X52-1、2、3乙烯防腐漆	用合成材料聚二乙烯基二乙炔制成。能耐一般酸、碱、盐、油、水、磨	用于化工、石油厂、电镀车间及其它一切工业建筑内部的防化学腐蚀	上海振华造漆厂 南京油漆厂
АЛ-701耐热铝粉漆	用特制清漆与铝粉制成,并用PC-2溶剂稀释磁漆	用于受高温高温的部件,在300°C以下防锈不防腐	上海振华造漆厂 南京油漆厂
黑色耐热烟囱漆	采用石墨等耐高温颜料与耐气候性优良、漆膜柔韧的漆料经研磨以有机溶剂稀释并加适量干燥剂配制而成。黑色耐热烟囱漆能耐300°C(约600°F)高热温度,附着力耐气候性很强,具有防锈效能	适用于工厂、船舶等的钢铁烟囱,以及锅炉外部表面,可以防止锈蚀,延长使用寿命	上海振华造漆厂 天津油漆厂
Y02-1厚漆(铅油)	厚漆是以颜料和填料与精制干性油经混合研磨制成的膏状物体。厚漆是一种粘稠浆状体,须用清油对稀方可涂刷,厚漆所形成的漆膜较软,干燥慢,在炎热而潮湿的天气里,有发粘现象,厚漆内油量较少,分为一级二级,一级含颜料多,故遮盖力和着色力强	适用于一般建筑室内外油漆工程,如用于门窗、墙壁、木材、铜等表面作打底或面漆用 (1.面漆:厚漆60~80% 清油20~40% 2.底漆:厚漆70~80% 松香水20~30%)	天津、沈阳、北京、大连、青岛、重庆油漆厂 上海振华造漆厂
Y00-1、2、3清油(鱼油,熟油)	清油是用干性油或加部分半干性油,经熬炼并加有促干剂制成的透明微黄油质液状物质	清油用于调稀厚漆及红丹,亦可单独涂刷金属、木材及织物等表面,作为防污、防锈、防水使用	天津、北京、青岛、武汉、重庆油漆厂
Y03-1油性调和漆	用精炼干性油与各色颜料经研磨并加适量溶剂及干燥剂配制而成。附着力较好,耐气候性较强,此漆光泽差,干燥性慢,防锈性较强	适用于室内外金属、木材、水泥、砖墙等建筑的表面,作保护和装饰之用,是目前常用的一种一般涂料	北京、天津、南京 沈阳油漆厂 上海振华造漆厂
J03-1脂胶调和漆(磁性调和漆)	磁性调和漆系采用合成树脂、精炼干性油及溶剂等制成的长油性漆料,与各色颜料研磨后加适量干燥剂配制而成。此漆干燥快,漆膜坚韧光亮平滑,抗气候性较油性调和漆差,漆膜经日晒易失光,以至龟裂	适用于室内外一般金属,木材,砖墙等建筑物的表面达到保护装饰的目的	北京、天津、南京油漆厂 上海振华造漆厂 广州岭南化学工业厂
F04-1酚醛磁漆(特脂胶磁漆)	酚醛磁漆系由干性油和以改性酚醛树脂为主炼制后,溶于有机溶剂并加干燥剂、颜料和填充料后调制研磨而成。抗水性强,耐气候性较好,漆膜坚硬,耐磨,耐压,光泽优良,颜色鲜艳美观	一般适用于室内外的建筑物体、交通工具、机械设备等木材和一般金属表面用刷涂法施工,亦可用喷涂法,如漆质太厚,可加入松节油或松香水5~20%调匀使用	北京、天津油漆厂 南京造漆厂 重庆油漆厂 沈阳油漆厂 上海振华造漆厂
F83-1黑酚醛烟囱漆	用热固性树脂和高温稳定性颜料制成	用于一定高温的防锈表面(200°C以下)	西安、天津油漆厂

(六) 钢丝绳

1. D型钢丝绳 (GB355—64)



钢丝  $6 \times 19 = 114$   
股 1 + 6 + 12

图 11

(1) 钢丝绳分类:

a. 按机械性能分为:

	规定符号
特号.....	特
I 号.....	I
II 号.....	II

b. 按钢丝表面情况分为:

用光面钢丝制的.....	—
用镀锌钢丝制的:	
用于严重腐蚀条件.....	甲
用于一般腐蚀条件.....	乙
用于较轻腐蚀条件.....	丙

c. 按捻制的特性分为:

普通的.....	—
不松散的.....	b

d. 按股绳的捻向分为:

右向捻.....	Z
左向捻.....	S

e. 按捻制外形分为:

交互捻.....	—
同向捻.....	T
混合捻.....	H

(2) 钢丝绳的主要尺寸和数据见表90。

表 90

直径 钢丝绳	全部 钢丝绳的 断面积	一 百 米 计 算 重 量	公 称 抗 拉 强 度 (公斤/毫米 <sup>2</sup> )													
			120	130	140	150	160	170	180	190	200	210	220			
(毫米)	(厘米 <sup>2</sup> )	(公斤)	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	全 部 钢 丝 和 钢 绳	
3.1-0.20	3.58	3.40														
3.4-0.22	4.33	4.10														
3.7-0.24	5.15	4.81														
4.0-0.26	6.05	5.73														
4.4-0.28	7.02	6.65														
4.8-0.31	8.60	8.15														
5.3-0.34	10.35	9.81														
5.7-0.37	12.25	11.66														
6.2-0.40	14.32	13.60														
7.7-0.50	22.37	21.17														
9.3-0.60	32.22	30.57														
11.0-0.70	43.85	41.59														
12.5-0.80	57.27	53.43														
14.0-0.90	72.49	68.70														
15.5-1.0	89.49	84.80														
17.0-1.1	108.28	102.6														
18.5-1.2	128.87	122.0														
20.0-1.3	151.23	143.3														
22.0-1.4	175.40	166.3														
23.5-1.5	201.35	190.1														
25.0-1.6	229.09	217.1														
26.5-1.7	258.62	245.2														
28.0-1.80	289.96	274.3														
31.0-2.0	357.96	339.2														
34.0-2.2	438.13	410.5														
37.0-2.4	515.46	488.2														
40.5-2.6	604.95	573.6														
43.5-2.8	701.60	664.3														
46.5-3.0	805.41	763.7														

直 径		全部钢丝的 断面积 (毫米 <sup>2</sup> )	的 计算 重量 (公斤~)	钢 丝 绳 公 称									
钢 丝 绳	钢 丝			120		130		140		150		160	
				破 断									
				全 部 总 和	整 条 绳	全 部 总 和	整 条 绳	全 部 总 和	整 条 绳	全 部 总 和	整 条 绳	全 部 总 和	整 条 绳
公 斤													
(毫 米)	(毫 米)												
4.8	0.22	8.43	7.93									1340	1100
5.2	0.24	10.04	9.42									1600	1310
5.7	0.26	11.78	11.07									1880	1540
6.1	0.28	13.66	12.85									2180	1790
6.7	0.31	16.75	15.74						2510	2060	2680	2190	
7.4	0.34	20.15	18.93						3020	2470	3220	2640	
8.0	0.37	23.86	22.51						3570	2930	3810	3130	
8.7	0.4	27.88	26.27						4180	3420	4460	3650	
11.0	0.5	43.57	40.86					6090	5000	6530	5350	6970	5710
13.0	0.6	62.74	59.0					8780	7200	9410	7710	10000	8230
15.5	0.7	85.39	80.27					11950	9800	12800	10500	13650	11200
17.5	0.8	111.53	104.8					15600	12800	16700	13700	17800	14600
19.5	0.9	141.16	132.6					19750	16200	21150	17350	22550	18500
22.0	1.0	174.27	164.8					24350	20000	26100	21400	27850	22850
24.0	1.1	210.87	199.1					29500	24200	31600	25900	33700	27650
26.0	1.2	250.95	237.7					35100	28800	37600	30850	40150	32900
28.5	1.3	294.51	276.6					41200	33800	44150	36200	47100	38600
30.5	1.4	341.57	322.3					47800	39200	51200	42000	54650	44800
32.5	1.5	392.10	368.4			50950	41750	54850	45000	58800	48200	62700	51400
35.0	1.6	446.13	420.6			57950	47550	62450	51200	66900	54850	71350	58500
37.0	1.7	503.63	474.8			65450	53650	70500	57800	75500	61900	80550	66050
39.0	1.8	564.63	531.2			73400	60150	79000	64800	84650	69400	90300	74050
43.5	2.0	697.08	657.2			90600	74300	97550	80000	104500	85700	111500	91450
47.5	2.2	843.47	794.3	101000	82950	109500	89900	118000	96800	126500	103500	134500	110500
52.0	2.4	1003.8	944.6	120000	98750	130000	107000	140500	115000	150500	123000	160500	131500
56.5	2.6	1178.07	1109.9	141000	115500	153000	125500	164500	135000	176500	144500	188000	154500
60.5	2.8	1366.28	1284.8	163500	134000	177500	145500	191000	156500	204500	168000	218500	179000
65.0	3.0	1568.43	1476.8	188000	154000	203500	167000	219500	180000	235000	192500	250500	205500

表 91

抗 拉 强 度 (公斤/毫米 <sup>2</sup> )											
170		180		190		200		210		220	
拉 力											
全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和	全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和	全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和	全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和	全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和	全 部 的 总 和	整 钢 的 总 和
条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳	条 绳
( 不 小 于 )											
1430	1170	1510	1240	1600	1310	1680	1380	1770	1450	1850	1520
1700	1390	1800	1480	1900	1560	2000	1640	2100	1720	2200	1810
2000	1640	2120	1730	2230	1830	2350	1930	2470	2020	2590	2120
2320	1900	2450	2010	2590	2120	2730	2240	2860	2350	3000	2460
2840	2330	3010	2470	3180	2600	3350	2740	3510	2880		
3420	2800	3620	2970	3820	3130	4030	3300	4230	3460		
4050	3320	4290	3520	4530	3710	4770	3910	5010	4100		
4730	3880	5010	4110	5290	4340	5570	4570	5850	4800		
7400	6070	7840	6430	8270	6780	8710	7140				
10650	8740	11250	9260	11900	9770	12500	10250				
14500	11900	15350	12600	16200	13300	17050	14000				
18950	15500	20050	16450	21150	17350	22300	18250				
23950	19650	25400	20800	26800	21950	28200	23150				
29600	24250	31350	25700	33100	27150	34850	28550	36550	30000	38300	31400
35800	29350	37950	31100	40050	32850						
42650	34950	45150	37000	47650	39050						
50050	41050	53000	43450	55950	45850						
58050	47600	61450	50400	64850	53200						
66650	54650	70550	57850	74450	61050						
75800	62150	80300	65800	84750	69500						
85600	70200	90650	74300	95650	78450						
95950	78700	101500	83300	107000	87950						
118500	97150	125000	102500	132000	108500						
143000	117500	151500	124000	160000	131000						
170500	139500	180500	148000	190500	156000						
200000	164000	212000	173500								
232000	190000	245500	201500								
266500	218500										

标记举例:

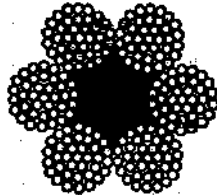
以公称抗拉强度180公斤/毫米<sup>2</sup>、I号光面钢丝制成的直径11毫米、左向同向捻普通钢丝绳的标记为:

钢丝绳D—6×19+1—11—180—I—S—TGB355—64。

以公称抗拉强度160公斤/毫米<sup>2</sup>、特号光面钢丝制成的直径17毫米、右向交互捻不松散钢丝绳的标记为:

钢丝绳D—6×19+1—17—160—特—Z—bGB355—64。

2. D型钢丝绳 (GB359—64)



钢丝6×37=222  
股1+6+12+18

图 12

(1) 钢丝绳分类:

a. 按机械性能分为:

	规定符号
特号.....	特
I号.....	I
II号.....	II

b. 按钢丝表面情况分为:

用光面钢丝制的.....	—
用镀锌钢丝制的:	
用于严重腐蚀条件.....	甲
用于一般腐蚀条件.....	乙
用于较轻腐蚀条件.....	丙

c. 按捻制的特性分为:

普通的.....	—
不松散的.....	b

d. 按股绳的捻向分为:

右向捻.....	Z
左向捻.....	S

e. 按捻制外形分为:

交互捻.....	—
同向捻.....	T
混合捻.....	H

(2) 钢丝绳的主要尺寸和数据见表91。

标记举例:

以公称抗拉强度180公斤/毫米<sup>2</sup>、I号光面钢丝制成的直径11毫米、右向交互捻不松散钢丝绳的标记为:

钢丝绳D—6×37+1—11—180—I—Z—bGB359—64。

以公称抗拉强度150公斤/毫米<sup>2</sup>、特号甲组镀锌钢丝制成的直径35毫米、左向交互捻普通钢丝绳的标记为:

钢丝绳D—6×37+1—35—150—特—S—甲GB359—64。

(七) 钢丝网及铜丝网

1. 钢丝网(铅丝网)

表 92

品 名	规 格 (毫米)		
	宽 度	丝 径	孔 径
镀 锌 拔 花 网	914	4	25, 32, 38, 50, 57, 63, 76
		3.5	25, 32, 38, 50, 63
		2.8	13, 16, 19, 22, 25, 28, 32, 38
		2~2.2	13, 16, 19, 22, 25, 32
		1.6	8, 9.5, 13, 16, 19, 22
		1.2	6, 8, 9.5, 13, 16
		0.9	8, 9.5
	1000	4	25, 32, 38, 50, 57, 63, 76
		3.5	19, 22, 25, 32, 38, 50, 63
		2.8	13, 16, 19, 22, 25, 28, 32, 38
2.4		19	
2~2.2		13, 16, 19, 22, 25, 32	
1.6		8, 9.5, 13, 16, 19, 22	
1.47		8, 9.5	
1300	2	16	
		16	
1500	1.6	16	
	3.5	38	
1900	2.8	32	
	2	38	
2000	2~2.2	19	
	2.8	32	
镀 锌 拧 花 网	914	2~2.2	25, 32, 38, 44.5, 50
		1.6	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38, 50
		1.2	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38
		0.9	9.5, 13, 16, 19, 25, 32, 38
		0.8	9.5, 13, 16, 19, 25
		0.7	9.5, 13, 16, 19, 25, 32

续表

品 名	规 格 (毫米)		
	宽 度	丝 径	孔 径
镀锌拧花网	1000	2~2.2	25, 32, 38, 44.5, 50
		1.6	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38, 50
		1.2	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38
		0.9	9.5, 13, 16, 19, 25, 32, 38
		0.8	9.5, 13, 16, 19, 25
		0.7	9.5, 13, 16, 19, 25, 32
机织镀锌拧花网	914	0.9	16, 19, 25, 32
		0.8	13, 19, 25
		0.7	9.5, 13, 16, 19, 25, 32
		0.635	9.5
		0.55	9.5
机织镀锌拧花网	1000	2~2.2	25, 32, 38, 50
		1.6	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38, 50
		1.2	9.5, 13, 16, 19, 22, 25, 32, 38
		0.9	9.5, 13, 16, 19, 25, 32, 38
		0.8	9.5, 13, 16, 19, 25
		0.7	9.5, 13, 16, 19, 25, 32

注：生产单位：天津金属编织厂、天津小站红光五金厂及全国各地金属网编织厂。

## 2. 铜丝网

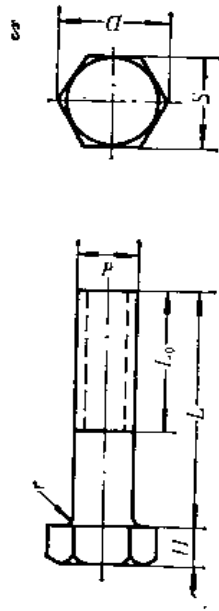
表 93

目 数 (每25.4毫米内)	规 格 (毫米)		重 量 (公斤/米 <sup>2</sup> )	
	网 面 宽 度	网 面 长 度		
8	1000~2000	3000~5000		
10				
12				
14				
16				
18				
20				
22				
30				1.47
35				1.43
40				1.64
45				1.62
50				1.77
55				1.80
60				1.98
65				1.72
70				1.70
75				—
80				1.43
90		1.14		
100		0.9		



## 五、螺纹连接的标准元件

### (一) 螺栓及螺栓六角头螺栓(粗制) (GB5-76)



标记示例,

粗牙普通螺纹、直径10毫米、长100毫米、机械性能按5.9级、不经表面处理六角头螺栓, 螺栓M10×100GB5-76

图 13

(单位, 毫米)

表 94

d	1						2						3						
	10	12	(14)	16	(18)	20	24	(27)	30	36	42	48	56	64	72	80	90	100	
S	17	19	22	24	27	30	38	41	46	55	65	75	85	95	105	115	130	145	
H	7	8	9	10	12	13	14	15	17	19	23	30	35	40	45	50	57	63	
f	0.5	0.8							1.5										
D	19.6	21.9	25.4	27.7	31.2	34.6	36.9	41.6	47.3	53.1	63.5	75	86.5	98	109	120	132	150	167
L 范围	20	25	25	30	35	35	50	55	60	80	80	110	160	180	180	200	220	220	500
100毫米长的重量(公斤)	0.072	0.103	0.141	0.185	0.242	0.304	0.389	0.459	0.609	1.166	1.680	2.616	3.561	4.626	5.864	7.584	8.802		
L 系列	20, 25, 30, 35, 40, 45, 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 180, 200, 220, 240, 260, 280, 300, 320, 350, 380, 400, 420, 450, 480, 500																		

注: 1.  $L_0$  不包括螺尾, 当  $L \leq 125$  时,  $L_0 = 2d + 6$ ; 当  $L > 125 \sim 200$  时,  $L_0 = 2d + 12$ ; 当  $L > 200$  时,  $L_0 = 2d + 25$ 。  
2. 带▲为优选系列, 以后各表同。

六角头螺栓 (GB30-76)

标记示例:

粗牙普通螺栓, 直径10毫米, 长100毫米, 机械性能按5.9级, 不经表面处理的六角头螺栓; 螺栓 M10×100 GB30-76

螺栓上全部制出螺纹时, 应加标记 Q, 螺栓 M6×60-Q GB30-76

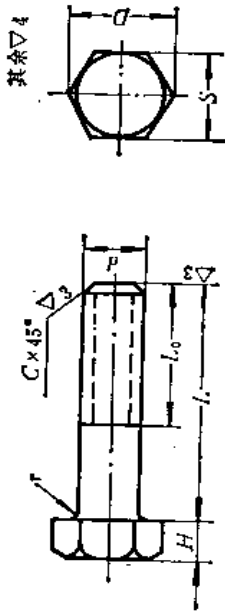


图 14

(单位: 毫米)

表 95

d	0.3		0.4		0.5		1		1.5										
	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18									
S	5.5	7	8	10	14	17	19	22	24	27	30	32	36	41	46	55	65	75	
H	2	2.8	3.5	4	5.5	7	8	9	10	12	13	14	15	17	19	23	26	30	
D	6.3	8.1	9.2	11.5	16.2	19.6	21.9	25.4	27.7	31.2	34.6	36.9	41.6	47.8	53.1	63.5	75	86.5	
r	0.3		0.4		0.5		1		1.5										
L 范围	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	25	30	32	35	40	50	55	65	
100毫米长的重量(公斤)	~85	~40	~50	~75	~85	~180	~220	~220	~220	~240	~240	~240	~260	~260	~260	~300	~300	~300	
L 系列	0.008	0.013	0.017	0.027	0.05	0.072	0.103	0.141	0.185	0.242	0.304	0.369	0.459	0.609	0.765	1.166	1.68	1.857	
	4, 5, 6, 8, 10, 12, (14), 16, (18), 20, (22), 25, (28), 30, (32), 35, (38), 40, 45, 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90,																		
	95, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200, 210, 220, 230, 240, 250, 260, 280, 300																		

注: 1. 优选系列 L=16 以上, d=10 以上。

2. L<sub>0</sub> 不包括螺尾, 当 L ≤ 125 时, L<sub>0</sub> = 2d + 6; 当 L > 125 ~ 200 时, L<sub>0</sub> = 2d + 12; 当 L > 200 时, L<sub>0</sub> = 2d + 25。

小六角头螺栓 (GB21-76)

标记示例:

粗牙普通螺纹、直径10毫米、长100毫米、机械性能按5.9级、不经表面处理的小六角头螺栓: 螺栓M10×100 GB21-76

螺栓上全部制出螺纹时, 应加标记Q, 螺栓M10×100-QGB21-76

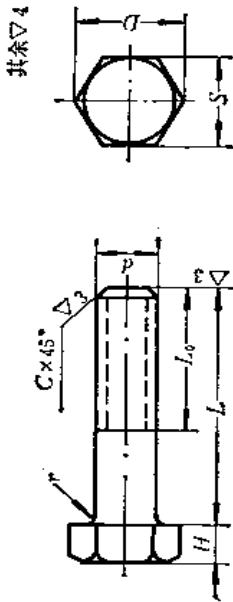


图 15

(单位: 毫米)

表 96

d	8▲	10▲	12▲	(14)	16▲	(18)	20▲	(22)	24▲	(27)	30▲	36	42	48
	S	12	14	17	19	22	24	27	30	32	36	41	50	55
H	5	6	7	8	9	10	11	12	13	15	17	20	23	26
D	13.8	16.2	19.6	21.9	25.4	27.7	31.2	34.5	38.9	41.6	47.3	57.7	63.5	75
r	0.4	0.6	1	1.5	2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	6	7	8
L 范围	10~85	12~180	14~220	16~220	18~220	20~240	25~240	30~240	32~260	35~260	45~260	45~300	50~800	60~300
100毫米长度的重量(公斤)	0.046	0.066	0.097	0.13	0.176	0.222	0.279	0.345	0.409	0.536	0.686	1.036	1.409	1.975
L 系列	10, 12, (14), 16, (18), 20, (22), 25, (28), 30, (32), 35, (38), 40, 45, 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90, 95, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200, 210, 220, 230, 240, 250, 260, 280, 300													

注: L<sub>0</sub>不包括螺母, 当L<sub>0</sub>≤125时, L<sub>0</sub>=2d+6; 当L<sub>0</sub>>125~200时, L<sub>0</sub>=2d+12; 当L<sub>0</sub>>200时, L<sub>0</sub>=2d+25。

等长双头螺栓 (GB901-76)

标记示例:

粗牙普通螺纹、直径12毫米、长100毫米、材料为A3, 不经热处理及表面处理的等长双头螺栓, 螺栓M12×100 GB901-76

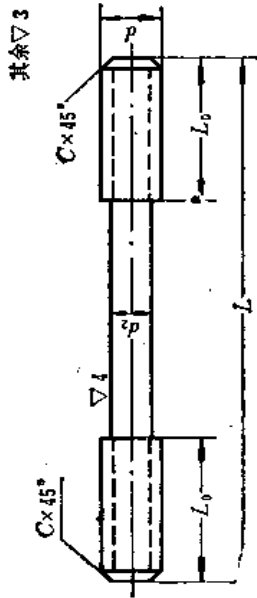


图 16

(单位: 毫米)

表 97

d	2▲	2.5▲	3▲	4▲	5▲	6▲	8▲	10▲	12▲	16▲	18	20▲	24▲	(27)	30▲	36	42	48	56		
L <sub>0</sub>	10	11	12	14	16	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	60	66	78	90	102	124
L 范围	10~60	10~80	12~250	16~300	20~300	25~300	35~300	40~300	50~300	60~300	60~300	70~300	80~300	90~300	100~300	120~300	140~300	140~300	150~300	200~300	300
100毫米长的 重量(公斤)	0.0019	0.003	0.0044	0.0077	0.012	0.017	0.032	0.05	0.072	0.099	0.133	0.165	0.208	0.256	0.300	0.396	0.474	0.688	0.94	1.23	1.694
L 系列	10, 12, (14), 16, (18), 20, (22), 25, (28), 30, (32), 35, (38), 40, 45, 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90, 95, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200, 210, 220, 230, 240, 250, 260, 280, 290, 300, 320, 350, 380, 400, 420, 450, 480																				

注: L<sub>0</sub>不包括螺尾。

等长双头螺栓(粗制) (GB953-76)

标记示例,

粗牙普通螺纹、直径10毫米、长100毫米、螺纹长度25毫米、材料为  
A3、不经热处理及表面处理的等长双头螺栓; 螺栓 M10×100 GB953-76  
螺栓上全部制出螺纹时, 应加标记Q, 螺栓 M10×100-Q GB953-76

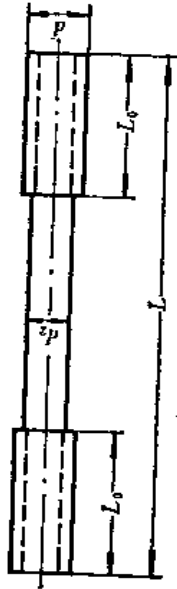


图 17

(单位: 毫米)

表 98

$d$	8	10	12	16	(18)	20	(22)	24	(27)	30	36	42	48
	$L_0$	22	26	30	38	42	46	50	54	60	66	78	90
加 长	28	45	48	57	61	65	69	73	79	85	97	109	121
$L$ 范围	100~600	100~600	150~600	150~600	200~600	260~600	260~600	300~600	300~600	350~600	350~600	500~600	500~600
100毫米长的重量(公斤)	0.032	0.050	0.072	0.113	0.165	0.208	0.256	0.3	0.387	0.474	0.688	0.941	1.235

100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200, 220, 240, 260, 280, 300, 320, 350, 380, 400, 420, 450, 480,  
500, 550, 600, 650, 700, 750, 800, 850, 900, 950, 1000, 1100, 1200, 1300, 1400, 1500, 1600, 1700, 1800, 1900, 2000,  
2100, 2200, 2300, 2400, 2500

注:  $L_0$  不包括螺尾。

地脚螺栓（粗制）（GB799-76）

材料，A3、45钢

标记示例，

粗牙普通螺栓、直径20毫米、长400毫米、材料为A3、不经热处理及

表面处理的地脚螺栓；

螺栓 M20×400 GB799-76

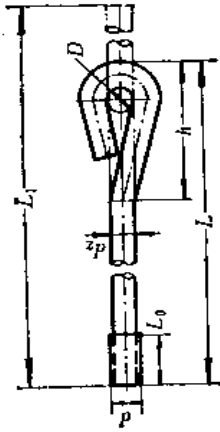


图 18

（单位，毫米）

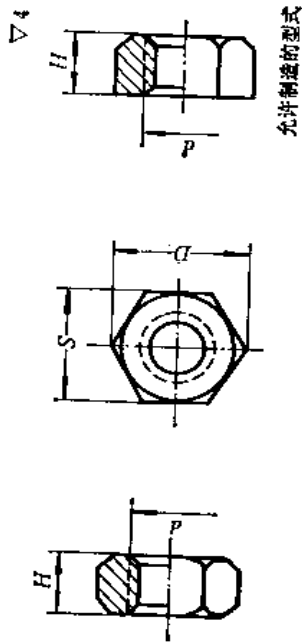
表 99

d	6		8		10		12		16		20		24		30		36		42		48		d
	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	L <sub>0</sub>	L <sub>1</sub>	
L <sub>0</sub>	24		28		32		36		40		57		65		73		85		97		109		L <sub>0</sub>
D		10		15		20		25		30		30		30		45		60		60		70	D
h		41		46		65		82		93		127		139		192		244		261		302	h
展开长L <sub>1</sub>		L+37			L+53			L+72			L+110			L+165			L+217			L+255		展开长L <sub>1</sub>	
L		每个螺栓的重量（公斤） <sup>≈</sup>																					
80	0.021								0.762		1.27		1.83		3.15		4.93		7.97		10.93		500
120	0.028		0.050						1.54		2.22		3.77		5.83		8.37		13.03		18.58		630
160	0.035		0.063		0.107		0.168		0.369		2.73		4.57		7.00		9.57		15.50		21.67		800
220		0.082		0.137		0.211		0.496		1.23		2.88		5.52		8.37		11.46		18.81		26.67	1000
300			0.176		0.259		0.342		0.854		1.53		2.88		4.57		7.00		11.46		18.81		1250
400									1.06		1.53		2.88		4.57		7.00		11.46		18.81		1500

注，1.左边的L系列，查粗黑线下方的重量，右边的L系列，查粗黑线上方的重量。

2.L<sub>0</sub>不包括螺尾。

(二)螺母  
小六角螺母 (GB51-76)



标记示例,

粗牙普通螺纹、直径10毫米、机械性能按5级、不经表面处理的小六角螺母:

螺母M10 GB51-76

图 19

(单位: 毫米)

表 100

$d$	$S$	$D$	$H$	每1000个钢螺母的重量(公斤)~
8▲	12	13.8	6	3.667
10▲	14	16.2	8	6.175
12▲	17	19.6	10	11.67
(14)	19	21.9	11	15.88
16▲	22	25.4	13	25.62
(18)	24	27.7	14	30.08
20▲	27	31.2	15	43.92
(22)	30	34.6	18	61.45
24▲	32	36.9	19	72.22
(27)	36	41.6	22	104.7
30▲	41	47.3	24	154.8
36	50	57.7	28	274.1
42	55	63.5	32	344.3
48	65	75	38	603.8

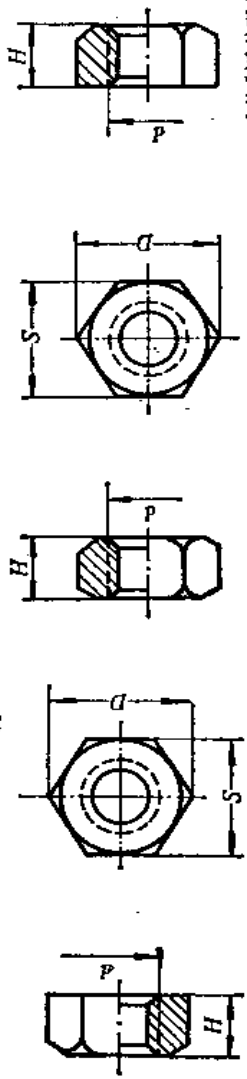
注: 对于航空等专业按GB1009-67制造, 在标记中应加字母H, HM10 GB51-76。

六角螺母 (粗制) GB41-76及六角螺母 (GB52-76)

GB52-76

标记示例,  
粗牙普通螺纹、直径10毫米、机械性能按5级,  
不经表面处理六角螺母,  
螺母M10 GB41-76

▽4



允许制造的形式

图 21

图 20  
(单位: 毫米)

表 101

d	S	D	H	每1000个钢螺母的重量(公斤)≈	d	S	D	H	每1000个钢螺母的重量(公斤)≈
2 ▲	4	4.6	1.6	0.119	(22)	32	36.9	18	75.94
2.5 ▲	5	5.8	2	0.220	24 ▲	36	41.6	19	111.9
3 ▲	5.5	6.3	2.4	0.393	(27)	41	47.3	22	168.0
4 ▲	7	8.1	3.2	0.844	30 ▲	46	53.1	24	234.2
5 ▲	8	9.2	4	1.240	36 ▲	55	63.5	28	370.9
6 ▲	10	11.5	5	2.317	42	65	75	32	598.6
8 ▲	14	16.2	6	5.674	48	75	86.5	38	937.3
10 ▲	17	19.8	8	10.99	56	85	98	45	1420
12 ▲	19	21.9	10	16.32	64	95	109	51	1912
(14)	22	25.4	11	25.28	72	105	121	58	2584
16 ▲	24	27.7	13	34.12	80	115	132	64	3393
(18)	27	31.2	14	44.19	90	130	150	72	4872
20 ▲	30	34.6	16	61.91	100	145	167	80	6732

注: 1. GB52-76 d, 2~48; GB41-76 d, 6~100

2. 优选系列,

标准号	GB41-76	GB52-76
d	20~36	2~30

3. GB52-76对航空等应按GB1009-67制造, 在标准中应加字母H, HM10 GB52-76.



(三) 垫圈

垫圈 (粗制) (GB95—76)

大垫圈 (粗制) (GB96—76)

小垫圈 (GB848—76)

垫圈 (GB97—76)

$$D_1 \approx 0.9D$$

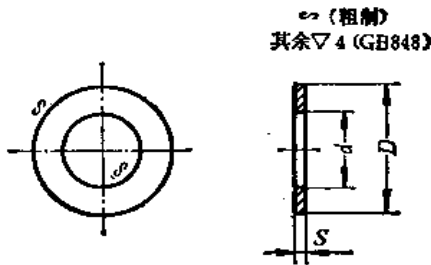


图 22

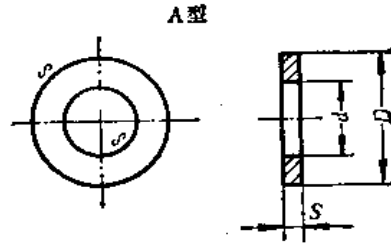


图 23

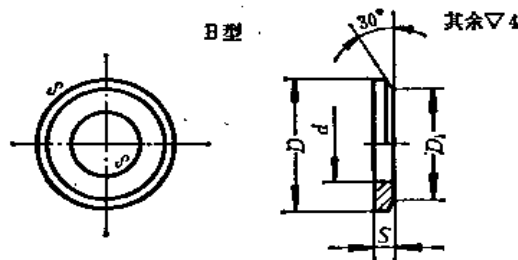


图 24

标记示例:

公称直径16毫米、材料A3、不经表面处理的垫圈:

垫圈 16 GB95—76

垫圈 16 GB95—76

标记示例:

公称直径10毫米、材料A3、不经表面处理、按A型制造的垫圈:

垫圈 10 GB97—76

按B型制造时, 应加标记B,

垫圈 B10 GB97—76

垫圈 B10 GB97—76

(单位: 毫米)

表 102

公称直径 (螺纹直径)	S	d	GB95—76		GB96—76		d	GB97—76		GB848—76	
			D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈	D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈		D	每1000个A型钢垫圈重量 (公斤)≈	D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈
2▲	0.3						2.2	5	0.037	4.5	0.029
2.5▲	0.5						2.7	6.5	0.108	5.5	0.071
3▲							3.2	7	0.120	6	0.079
4▲	0.8	4.5		12	0.61	4.2	9	0.308	8	0.224	
5▲		5.5		14	0.82	5.3	10	0.354	9	0.261	
6▲	1.5	6.6		18	2.59	6.4	12.5	1.066	11.5	0.844	
8▲		9		22	3.73	8.4	17	2.021	15.5	1.569	
10▲	2	11		28	8.17	10.5	21	4.078	18	2.636	
12▲		14	24	4.685	35	12.69	13	24	5.018	21	3.354
(14)	3	16	28	6.510	38	14.65	15	28	6.892	24	4.328
16▲		18	30	10.85	45	31.46	17	30	11.3	28	9.155
(18)		20	34	13.98	50	38.84	19	34	14.7	30	9.969

续表

公称直径 (螺纹直径)	S	d	GB95--76		GB96--76		d	GB97--76		GB848--76	
			D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈	D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈		D	每1000个A型钢垫圈重量 (公斤)≈	D	每1000个钢垫圈重量 (公斤)≈
20▲ (22)	3	22	37	16.39	55	47.00	21	37	17.16	34	11.22
		24	39	17.48	60	55.93	23	39	18.42	37	15.54
24▲ (27)	4	26	44	31.08	65	87.52	25	44	32.33	39	22.10
		30	50	39.46	70	98.64	28	50	42.32	44	28.41
30▲	5	33	56	50.48	80	131.0	31	56	53.64	50	37.95
36▲		39	66	87.40			37	66	92.07	60	68.77
42	7	45	78	175.2			43	78	182.8	66	108.2
48	8	52	92	284.1			50	92	294.1	78	176.8
56	9	62	105	398.4							
64		70	115	461.9							
72	10	78	125	588.2							
80	12	86	140	902.8							
90		96	160	1212.1							
100	14	107	175	1655.1							

注：优选系列

标准号	GB95--76	GB96--76	GB97--76	GB848--76
d	20~36	12~30	2~30	2~24

轻型 I 字钢用方斜垫圈 (Q/ZB199--73)

轻型槽钢用方斜垫圈 (Q/ZB200--73)

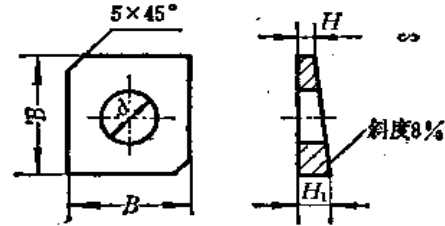
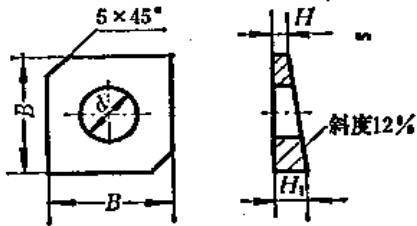


图 25  
材料: A3F

图 26

标记示例:

公称直径20毫米的轻型 I 字钢用方斜垫圈  
垫圈 20 Q/ZB199--73

(单位: 毫米)

表 103

公称直径 (螺纹直径)	d	B	H	Q/ZB199--73		Q/ZB200--73	
				H <sub>1</sub>	每个重量 (公斤)≈	H <sub>1</sub>	每个重量 (公斤)≈
6	7	16	2	3.9	0.005	3.3	0.005
8	9	18		4.2	0.006	3.4	0.006
10	11	22		4.6	0.010	3.8	0.009
12	13	28		5.4	0.015	4.2	0.016
16	17	35		6.2	0.029	4.7	0.025
20	22	40	3	7.8	0.052	6.2	0.044
24	26	50		9.0	0.093	7.0	0.077
30	32	60		10.2	0.14	7.8	0.120
36	38	70		11.4	0.21	8.6	0.170

I 字钢用方斜垫圈 (粗制) (GB852—76)

槽钢用方斜垫圈 (粗制) (GB853—76)

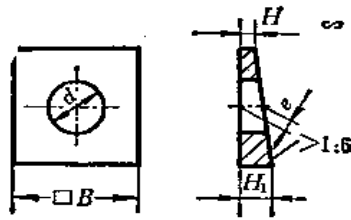


图 27

标记示例:

公称直径为10毫米、材料为A3、不经表面处理的 I 字钢用方斜垫圈,

垫圈 10 GB852—76

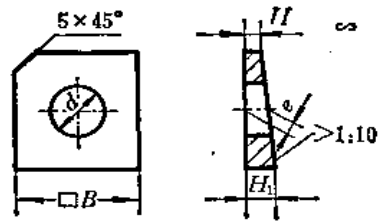


图 28

标记示例:

公称直径为10毫米、材料为A3、不经表面处理的槽钢用方斜垫圈,

垫圈 10 GB853—76

(单位: 毫米)

表 104

公称直径 (螺纹 直径)	d	B	H	GB852—76			GB853—76		
				H <sub>1</sub>	e	每1000个 钢垫圈重量 (公斤) <sup>≈</sup>	H <sub>1</sub>	e	每1000个 钢垫圈重量 (公斤) <sup>≈</sup>
6	6.6	16	2	4.7	3.33	5.7	3.6	2.8	4.5
8	9	18	2	5	3.5	7.1	3.8	2.9	5.67
10▲	11	22	2	5.7	3.85	11.6	4.2	3.1	9.19
12▲	14	28	2	6.7	4.35	18.5	4.8	3.4	17.0
16▲	18	35	2	7.7	4.83	37.5	5.4	3.7	28.0
(18)	20	40	3	9.7	6.33	63.7	7	5	49.8
20▲	22	40	3	9.7	6.33	60.4	7	5	47.8
(22)	24	40	3	9.7	6.33	56.9	7	5	42.4
24▲	26	50	3	11.3	7.17	109	8	5	84.0
(27)	30	50	3	11.3	7.17	102	8	5	78.0
30▲	33	60	3	13	8	174	9	6	130
36▲	39	70	3	14.7	8.83	259	10	6.5	190

## 六、平焊钢法兰 (JB81—59)

$P_0$  2.5、6、10、16、25 kgf/cm<sup>2</sup> 的平焊钢法兰应用范围如下。

表 105

公称压力 $P_0$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	试验压力 (用低于100°C的水) $P_s$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	最大工作压力, 介质在下列温度°C时			公称直径 $D_0$ (mm)
		200以下	250以下	300以下	
		$P_{20}$	$P_{25}$	$P_{30}$	
(kgf/cm <sup>2</sup> )					
2.5	4	2.5	2.3	2	10~1600
6	9	6	5.5	5	10~1000
10	15	10	9.2	8.2	10~600
16	24	16	15	13	10~600
25	38	25	23	20	10~500

法兰尺寸如下。

其余▽3

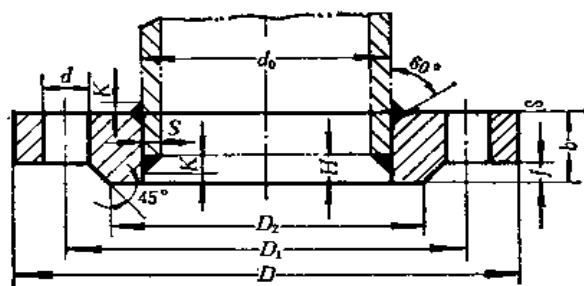


图 29

法兰加工面自由尺寸的允许偏差, 应符合GB159—59所规定的 8 级精度。

用于公称直径150mm及以下的法兰, 接管用的内径按GB159—59所规定的 8 级精度来控制, 用于公称直径150~400mm的则按管子实际外径加工, 允许间隙每边不超过0.5mm, 用于公称直径在400mm以上的, 则每边间隙不超过 1 mm。

法兰密封面及其容许偏差按JB77—59的规定。

如所采用的管子壁厚超过最小厚度 (S) 时, 则管子离法兰边的距离 (H) 和焊缝的直角边 (K) 均应相应加大。

3-64

9.10

(单位: 毫米)

表 106

P <sub>0</sub> 2.5													
公称 通径	管子 外径	法 兰						螺 栓		焊 接			法兰理论 重 量 (比重7.85) (公斤)
		外径	螺栓孔 中心圆 直 径	连接凸 出部分 直 径	连接凸 出部分 高 度	法兰 厚度	螺栓孔 直 径	数量	螺 纹	焊缝的直 角边	管壁最 小厚度	管子离 法兰边 的距离	
D <sub>0</sub>	d <sub>0</sub>	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	f	b	d	(个)		K	S	H	~
10	14	75	50	32	2	10	12	4	M10	3	3	4	0.254
15	18	80	65	40	2	10	12	4	M10	3	3	4	0.290
20	25	90	65	50	2	12	12	4	M10	3	3	4	0.450
25	32	100	75	60	2	12	12	4	M10	4	3.5	5	0.553
32	38	120	90	70	2	12	14	4	M12	4	3.5	5	0.795
40	45	130	100	80	3	12	14	4	M12	4	3.5	5	0.870
50	57	140	110	90	3	12	14	4	M12	4	3.5	5	0.964
65	73	160	130	110	3	14	14	4	M12	5	4	6	1.43
80	89	185	150	125	3	14	18	4	M16	5	4	6	1.95
100	108	205	170	145	3	14	18	4	M16	5	4	6	2.20
125	133	235	200	175	3	14	18	8	M16	5	4	6	2.78
150	159	260	225	200	3	16	18	8	M16	5	4.5	6	3.49
175	194	290	255	230	3	16	18	8	M16	6	6	7	3.86
200	219	315	280	255	3	18	18	8	M16	7	6	8	4.88
225	245	340	305	280	3	20	18	8	M16	8	7	9	5.93
250	273	370	335	310	3	22	18	12	M16	9	8	10	7.38
300	325	435	395	362	4	22	23	12	M20	9	8	10	9.40
350	377	485	445	412	4	22	23	12	M20	10	9	11	10.50
400	425	535	495	462	4	22	23	16	M20	10	9	11	11.70
450	478	590	550	518	4	24	23	16	M20	10	9	11	14.90
500	529	640	600	568	4	24	23	16	M20	10	9	11	16.20
600	630	755	705	670	5	24	25	20	M22	10	9	11	20.60
700	720	860	810	775	5	26	25	24	M22	10	9	11	29.90
800	820	975	920	880	5	26	30	24	M27	10	9	11	36.70
900	920	1075	1020	980	5	28	30	24	M27	10	9	11	44.20
1000	1020	1175	1120	1080	5	30	30	28	M27	10	9	11	52.70
1200	1220	1375	1320	1280	5	30	30	32	M27	11	10	12	65.90
1400	1420	1575	1520	1480	5	32	30	36	M27	12	11	13	78.30
1600	1620	1785	1730	1690	5	32	30	40	M27	13	12	14	94.30

(单位: 毫米)

表 107

P <sub>0</sub> 6													
公称 通径	管子 外径	法 兰						螺 栓		焊 接			法兰理论 重 量 (比重7.85) (公斤)
		外径	螺栓孔 中心圆 直 径	连接凸 出部分 直 径	连接凸 出部分 高 度	法兰 厚度	螺栓孔 直 径	数量	螺 纹	焊缝的直 角边	管壁最 小厚度	管子高 法兰边 的距离	
D <sub>0</sub>	d <sub>0</sub>	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	f	b	d	(个)		K	S	H	≈
10	14	75	50	32	2	12	12	4	M10×35	3	3	4	0.313
15	18	80	55	40	2	12	12	4	M10×35	3	3	4	0.335
20	25	90	65	50	2	14	12	4	M10×40	3	3	4	0.536
25	32	100	75	60	2	14	12	4	M10×40	4	3.5	5	0.641
32	38	120	90	70	2	16	14	4	M12×45	4	3.5	5	1.097
40	45	130	100	80	3	16	14	4	M12×45	4	3.5	5	1.219
50	57	140	110	90	3	16	14	4	M12×45	4	3.5	5	1.348
65	73	160	130	110	3	16	14	4	M12×45	5	4	6	1.67
80	89	185	150	125	3	18	18	4	M16×55	5	4	6	2.48
100	108	205	170	145	3	18	18	4	M16×55	5	4	6	2.89
125	133	235	200	175	3	20	18	8	M16×60	5	4	6	3.89
150	159	260	225	200	3	20	18	8	M16×60	5	4.5	6	4.47
175	194	290	255	230	3	22	18	8	M16×60	6	6	7	5.54
200	219	315	280	255	3	22	18	8	M16×60	7	6	8	6.07
225	245	340	305	280	3	22	18	8	M16	8	7	9	6.60
250	273	370	335	310	3	24	18	12	M16	9	8	10	8.03
300	325	435	395	362	4	24	23	12	M20	9	8	10	10.30
350	377	485	455	412	4	26	23	12	M20	10	9	11	12.59
400	426	535	495	462	4	28	23	16	M20	10	9	11	15.20
450	478	590	550	518	4	28	23	16	M20	10	9	11	17.59
500	529	640	600	568	4	30	23	16	M20	10	9	11	20.67
600	630	755	705	670	5	30	25	20	M22	10	9	11	26.57
700	720	860	810	775	5	32	25	24	M22	10	9	11	37.10
800	820	975	920	880	5	32	30	24	M27	10	9	11	46.20
900	920	1075	1020	980	5	34	30	24	M27	10	9	11	55.10
1000	1020	1175	1120	1080	5	36	30	28	M27	10	9	11	57.30

(单位: 毫米)

表 108

P <sub>0</sub> 10													
公称 口径	管子 外径	法 兰						螺 栓		焊 接			法兰理论 重 量 (比重7.85) (公斤)
		外径	螺栓孔 中心圆 直 径	连接凸 出部分 直 径	连接凸 出部分 高 度	法兰 厚度	螺栓孔 直 径	数 量	螺 纹	焊缝 的直 角边	管壁 最小 厚度	管子离 法兰边 的距 离	
D <sub>0</sub>	d <sub>0</sub>	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	f	b	d	(个)		K	S	H	≈
10	14	90	60	40	2	12	14	4	M12×40	3	3	4	0.458
15	18	95	65	45	2	12	14	4	M12×40	3	3	4	0.511
20	25	105	75	55	2	14	14	4	M12×45	3	3	4	0.748
25	32	115	85	65	2	14	14	4	M12×45	4	3.5	5	0.89
32	38	135	100	78	2	16	18	4	M16×50	4	3.5	5	1.40
40	45	145	110	85	3	18	18	4	M16×55	4	3.5	5	1.71
50	57	160	125	100	3	18	18	4	M16×55	4	3.5	5	2.09
65	73	180	145	120	3	20	18	4	M16×60	5	4	6	2.84
80	89	195	160	135	3	20	18	4	M16×60	5	4	6	3.24
100	108	215	180	155	3	22	18	8	M16×65	5	4	6	4.01
125	133	245	210	185	3	24	18	8	M16×70	5	4	6	5.40
150	159	280	240	210	3	24	23	8	M20×75	5	4.5	6	6.12
175	194	310	270	240	3	24	23	8	M20×75	6	6	7	7.44
200	219	335	295	265	3	24	23	8	M20×75	7	6	8	8.24
225	245	365	325	295	3	24	23	8	M20×75	8	7	9	9.30
250	273	390	350	320	3	26	23	12	M20×80	9	8	10	10.70
300	325	440	400	368	4	28	23	12	M20	9	8	10	12.90
350	377	500	460	428	4	28	23	16	M20	10	9	11	15.90
400	426	565	515	482	4	30	25	16	M22	10	9	11	21.80
450	478	615	565	532	4	30	25	20	M22	10	9	11	24.40
500	529	670	620	585	4	32	25	20	M22	10	9	11	27.70
600	630	780	725	685	5	36	30	20	M27	10	9	11	39.40

(单位: 毫米)

表 109

 $P_0$  16

公称 通径	管子 外径	法 兰						螺 栓		焊 接			法兰理论 重 量 (比重7.85) (公斤)
		外径	螺栓孔 中心圆 直径	连接凸 出部分 直 径	连接凸 出部分 高 度	法兰 厚度	螺栓孔 直 径	数 量	螺 纹	焊缝的 直角边	管壁 最小 厚度	管子离 法兰边 的距离	
$D_0$	$d_0$	$D$	$D_1$	$D_2$	$f$	$b$	$d$	(个)		$K$	$S$	$H$	
10	14	90	60	40	2	14	14	4	M12×45	3	3	4	0.547
15	18	95	65	45	2	14	14	4	M12×45	3	3	4	0.711
20	25	105	75	55	2	16	14	4	M12×50	3	3	4	0.867
25	32	115	85	65	2	18	14	4	M12×50	4	3.5	5	1.174
32	38	135	100	78	2	18	18	4	M16×50	4	3.5	5	1.60
40	45	145	110	85	3	20	18	4	M16×60	4	3.5	5	2.00
50	57	160	125	100	3	22	18	4	M16×65	4	3.5	5	2.61
65	73	180	145	120	3	24	18	4	M16×70	5	4	6	3.45
80	89	195	160	135	3	24	18	8	M16×75	5	4	6	3.71
100	108	215	180	155	3	26	18	8	M16×80	5	4	6	4.80
125	133	245	210	185	3	28	18	8	M16×85	5	4	6	6.47
150	159	280	240	210	3	28	23	8	M20×85	5	4.5	6	7.92
175	194	310	270	240	3	28	23	8	M20×85	6	6	7	8.81
200	219	335	295	265	3	30	23	12	M20×90	7	6	8	10.10
225	245	365	325	295	3	30	23	12	M20×90	8	7	9	11.70
250	273	405	355	320	3	32	25	12	M22×90	9	8	10	15.70
300	325	460	410	375	4	32	25	12	M22×90	9	8	10	18.10
350	377	520	470	435	4	34	25	16	M22×95	10	9	11	23.30
400	426	580	525	485	4	38	30	16	M27×100	10	9	11	31.00
450	478	640	585	545	4	42	30	20	M27	10	9	11	40.20
500	529	705	650	608	4	48	34	20	M30	10	9	11	55.10
600	630	840	770	718	5	50	41	20	M36	10	9	11	80.30



(单位: 毫米)

表 110

P <sub>0</sub> 25													
公称 口径	管子 外径	法 兰						螺 栓		焊 接			法兰理论 重 量 (比重7.85) (公斤)
		外径	螺栓孔 中心圆 直 径	连接凸 出部分 直 径	连接凸 出部分 高 度	法兰 厚度	螺栓孔 直 径	数量	螺 纹	焊缝的 直边 角边	管壁 最厚 度	管子离 法兰边 的距 离	
D <sub>0</sub>	d <sub>0</sub>	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	f	b	d	(个)		K	S	H	≈
10	14	90	60	40	2	16	14	4	M12	3	3	4	0.634
15	18	95	65	45	2	16	14	4	M12	3	3	4	0.804
20	25	105	75	55	2	18	14	4	M12	3	3	4	0.985
25	32	115	85	65	2	18	14	4	M12	4	3.5	5	1.174
32	38	135	100	78	2	20	18	4	M16	4	3.5	5	1.96
40	45	145	110	85	3	22	18	4	M16	4	3.5	5	2.60
50	57	160	125	100	3	24	18	4	M16	4	3.5	5	2.71
65	73	180	145	120	3	24	18	8	M16	5	4	6	3.22
80	89	195	160	135	3	26	18	8	M16	5	4	6	4.05
100	108	230	190	160	3	28	23	8	M20	5	4	6	6.00
125	133	270	220	188	3	30	25	8	M22	5	4	6	8.26
150	159	300	250	218	3	30	25	8	M22	5	4.5	6	10.40
175	194	330	280	248	3	32	25	12	M22	6	6	7	11.90
200	219	360	310	278	3	32	25	12	M22	7	6	8	14.50
225	245	395	340	302	3	34	30	12	M27	8	7	9	17.00
250	273	425	370	332	3	34	30	12	M27	9	8	10	18.90
300	323	485	430	390	4	36	30	16	M27	9	8	10	26.80
350	377	550	490	448	4	42	34	16	M30	10	9	11	34.35
400	426	610	550	505	4	44	34	16	M30	10	9	11	44.90
450	478	660	600	555	4	48	34	20	M30	10	9	11	51.92
500	529	730	660	610	4	52	41	20	M36	10	9	11	67.30

## 七、铆、焊常用资料

(一) 型钢焊接接头尺寸、螺栓、铆钉连接规线、最小弯曲半径及截切  
等边角钢

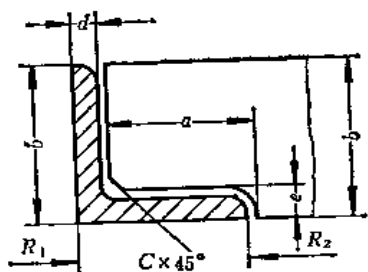


图 30

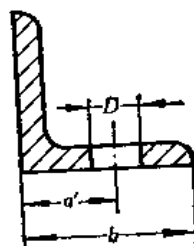


图 31

(单位: 毫米)

表 111

角钢尺寸		焊接接头尺寸			螺栓、铆钉 连接规线		最小弯曲半径			
							热弯		冷弯	
b	d	a	c	a'	D	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	
20	3	17	4	3	13	4.5	95	85	345	335
	4	16	5				90	85	335	325
25	3	22	4	3	15	5.5	120	110	435	425
	4	21	5				115	105	425	415
30	3	27	4	4	18	6.6	145	130	530	515
	4	26	5				140	130	520	505
36	3	33	4	4	20	9	175	160	640	625
	4	32	5				170	155	630	615
	5	31	6				170	145	620	605
40	3	37	4	5	22	11	195	180	735	715
	4	36	5				195	175	705	690
	5	35	6				190	170	695	680
45	3	42	4	5	25	11	220	200	810	790
	4	41	5				220	200	800	775
	5	40	6				215	195	790	770
	6	39	7				215	195	780	760
50	3	47	4	6	30	13	250	225	900	880
	4	46	5				245	220	880	860
	5	45	6				240	220	880	860
	6	44	7				240	220	870	850
56	3	53	4	6	30	13	280	255	1000	1090
	4	52	5				275	250	1000	980
	5	51	6				270	250	990	965
	8	48	9				265	240	965	940
63	4	59	5	7	35	17	310	285	1135	1105
	5	58	6				310	280	1120	1095
	6	57	7				305	280	1110	1085
	8	55	9				300	275	1090	1065
	10	53	11				295	270	1070	1045

续表

角钢尺寸		焊接接头尺寸			螺栓、铆钉 连接规线		最小弯曲半径			
							热弯		冷弯	
b	d	a	e	c	a'	D	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>
70	4	66	5	8	40	20	350	315	1265	1235
	5	65	6				345	315	1255	1220
	6	64	7				340	310	1240	1210
	7	63	8				340	310	1230	1200
	8	62	9				335	305	1225	1195
75	5	70	6	9	45	21.5	370	335	1345	1310
	6	69	7				365	335	1335	1305
	7	68	8				365	330	1330	1295
	8	67	9				360	330	1330	1285
	10	65	11				355	325	1300	1265
80	5	75	6	10	50	23.5	395	360	1440	1400
	6	74	7				395	360	1430	1390
	7	73	8				390	355	1420	1385
	8	72	9				385	350	1420	1375
	10	70	11				380	345	1390	1355
90	6	84	7	12	55	26	445	405	1615	1575
	7	83	8				440	400	1605	1565
	8	82	9				440	400	1600	1560
	10	80	11				435	395	1575	1535
	12	78	13				425	390	1555	1515
100	6	94	7	14	70	26	495	450	1815	1765
	7	93	8				495	450	1795	1745
	8	92	9				485	440	1780	1740
	10	90	11				485	440	1765	1720
	12	88	13				475	435	1740	1700
	14	86	15				470	430	1720	1680
	16	84	17				465	425	1705	1665
110	7	103	8	16	80	26	555	505	1980	1930
	8	102	9				550	490	1965	1915
	10	100	11				535	490	1945	1895
	12	98	13				530	480	1930	1880
	14	96	15				520	475	1910	1860
125	8	117	9	18	90	26	620	560	2245	2190
	10	115	11				610	555	2225	2170
	12	113	13				600	550	2205	2150
	14	111	15				600	545	2205	2150
140	10	130	11	20	100	26	690	625	2500	2440
	12	128	13				680	620	2485	2425
	14	126	15				675	615	2460	2400
	16	124	17				670	610	2440	2380
160	10	150	11	22	110	26	790	720	2875	2805
	12	148	13				785	715	2855	2785
	14	146	15				775	705	2840	2765
	16	144	17				775	705	2815	2745
180	12	168	13	24	120	26	890	805	3230	3150
	14	166	15				880	800	3210	3130
	16	164	17				875	795	3190	3110
	18	162	19				870	790	3160	3080
200	14	186	15	26	130	26	985	895	3575	3485
	16	184	17				980	890	3565	3475
	18	182	19				970	885	3535	3445
	20	180	21				965	880	3525	3435
	24	176	25				950	870	3470	3390

不等边角钢

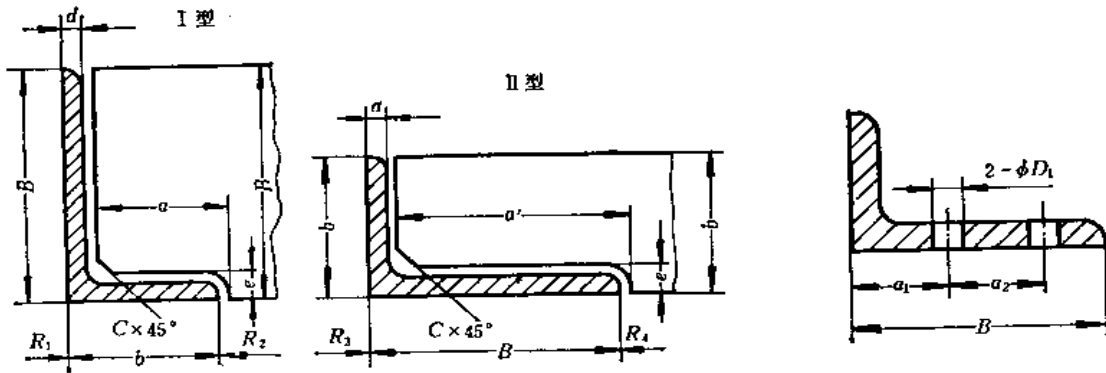


图 32

图 33

(单位: 毫米)

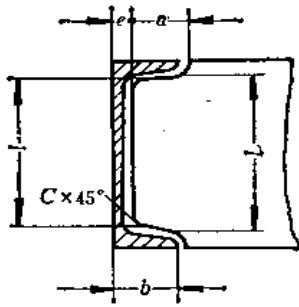
表 112

角钢尺寸			焊接接头尺寸				螺栓、铆钉连接规线						最小弯曲半径							
							孔并列			孔交错排列			朝小的翼缘方向				朝大的翼缘方向			
B	b	d	I		e	c	a <sub>1</sub>	a <sub>2</sub>	D	a <sub>1</sub>	a <sub>2</sub>	D	热弯		冷弯		热弯		冷弯	
			a	a'									R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>	R <sub>4</sub>	R <sub>3</sub>	R <sub>4</sub>
25	16	3	13	22	4	3							80	75	290	285	110	100	400	395
		4	12	21	5								75	70	280	280	105	100	390	385
32	20	3	17	29	4	4							100	90	370	360	140	130	520	510
		4	16	28	5								100	90	360	360	140	130	510	500
40	25	3	22	37	4								130	115	470	470	180	180	655	655
		4	21	36	5								125	115	460	460	175	160	645	630
45	28	3	25	42	4	5							150	135	535	535	200	185	765	730
		4	24	41	5								145	130	520	525	200	185	745	720
50	32	3	29	47	4		18	22					170	150	610	610	225	210	835	815
		4	28	46	5								165	150	600	600	220	190	820	790
56	36	3	33	53	4	7	18	25	6.6	18	20	6.6	190	170	690	690	255	235	935	915
		4	32	52	5								190	170	680	680	250	230	925	905
		5	31	51	6								185	165	670	670	250	230	915	895
63	40	4	36	59	5		20			20			210	190	760	760	285	260	1045	1020
		5	35	58	6								210	185	755	750	285	260	1035	1005
		6	34	57	7								205	185	745	745	280	255	1025	1005
		7	33	56	8								200	180	730	730	275	255	1015	995
70	45	4	41	66	5		25	32	9	25	28	9	240	215	860	860	320	295	1165	1140
		5	40	65	6								235	215	850	850	315	290	1160	1135
		6	39	64	7								235	210	840	840	310	290	1145	1125
		7	38	63	8								230	210	830	830	310	285	1140	1115
75	50	5	45	70	6		28			30			260	235	945	945	340	315	1255	1225
		6	44	69	7								260	235	935	935	335	310	1240	1215
		8	42	67	9								255	230	915	915	330	305	1220	1195
		10	40	65	11								245	225	895	890	325	300	1200	1175

(单位: 毫米)

续表

角钢尺寸			焊接接头尺寸				螺栓、铆钉连接规线						最小弯曲半径							
							孔并列			孔交错排列			朝小的翼缘方向				朝大的翼缘方向			
B	b	d	I a	II a'	e	c	a <sub>1</sub>	a <sub>2</sub>	D	a <sub>1</sub>	a <sub>2</sub>	D	热弯		冷弯		热弯		冷弯	
													R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>	R <sub>4</sub>	R <sub>3</sub>	R <sub>4</sub>
80	50	5	45	75	6								265	235	955	955	360	330	1325	1295
		6	44	74	7	9	28	32	9				260	235	945	945	355	330	1310	1285
		7	43	73	8								260	235	935	935	355	325	1305	1275
		8	42	72	9						30	35	11	255	230	925	925	350	325	1295
90	56	5	51	85	6								300	265	1075	1075	405	375	1495	1460
		6	50	84	7	10	30						295	265	1065	1065	405	375	1485	1450
		7	49	83	8								290	260	1055	1055	400	370	1470	1440
		8	48	82	9								290	260	1045	1045	395	365	1460	1430
100	63	6	57	94	7								335	300	1205	1170	455	415	1660	1620
		7	56	93	8			40	11				330	295	1195	1160	450	415	1645	1615
		8	55	92	9					40	11		325	290	1185	1150	440	410	1635	1600
		10	53	90	11								320	290	1165	1130	440	405	1615	1585
100	80	6	74	94	7								410	370	1485	1490	475	435	1730	1690
		7	73	93	8	12	35						410	370	1480	1480	470	430	1720	1680
		8	72	92	9								405	365	1470	1460	470	430	1710	1670
		10	70	90	11								400	360	1445	1450	460	425	1690	1650
110	70	6	64	104	7								370	335	1340	1340	500	460	1835	1795
		7	63	103	8								370	330	1330	1335	495	460	1820	1780
		8	62	102	9								365	330	1325	1320	490	455	1810	1775
		10	60	100	11			55	15				360	325	1305	1305	485	450	1790	1750
125	80	7	73	118	8								425	380	1530	1530	570	525	2080	2035
		8	72	117	9								420	380	1520	1520	565	520	2070	2025
		10	70	115	11								415	375	1500	1500	555	515	2050	2010
		12	68	113	13	14	45						410	370	1480	1480	550	510	2030	1980
140	90	8	82	132	9								480	430	1720	1720	635	585	2330	2280
		10	80	130	11								470	420	1700	1700	630	580	2315	2265
		12	78	128	13								465	420	1680	1680	620	575	2290	2245
		14	76	126	15								460	415	1660	1660	615	570	2270	2225
160	100	10	90	150	11								530	475	1905	1910	720	660	2640	2580
		12	88	148	13								525	470	1900	1885	710	655	2600	2565
		14	86	146	15								515	465	1870	1870	705	655	2595	2545
		16	84	144	17	16	55						510	460	1845	1845	700	645	2575	2525
180	110	10	100	170	11								590	525	2115	2115	810	745	2980	2910
		12	98	168	13								580	520	2095	2095	800	740	2940	2880
		14	96	166	15								575	520	2075	2085	795	735	2930	2870
		16	94	164	17								510	510	2055	2055	790	730	2900	2840
200	135	12	113	188	13								665	595	2380	2390	900	830	3295	3225
		14	111	186	15								655	590	2325	2370	890	820	3275	3205
		16	109	184	17	18	70						650	590	2320	2350	890	815	3255	3190
		18	107	182	19								640	580	2305	2330	880	815	3240	3180



热轧普通槽钢

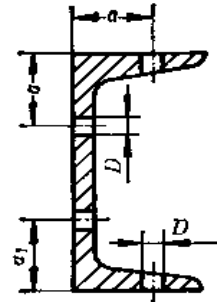


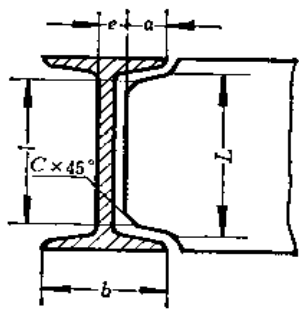
图 34

图 35

(单位: 毫米)

表 113

型号	焊接接头尺寸					螺栓、铆钉连接规线				最小弯曲半径					
	L	f	a	c	e	b	a	a <sub>1</sub>	D	热弯			冷弯		
										R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>3</sub>
5	38	31	33	3	5.5	37	21		12	155	145	155	575	565	600
8.3	51	43	36	4	5.8	40	22		12	175	160	195	645	635	755
8	66	58	38	5	6.0	43	25	29	14	190	175	245	700	685	960
10	86	77	43		6.3	48	28	30	14	220	200	305	805	790	1200
12.6	104	94	48		6.5	53	30	34	18	250	230	385	910	890	1510
14	a	124	114	52	7.0	58	35	36	18	270	250	430	1065	980	1680
14	b	124	114	52	9.0	60			18	295	265	430	1065	1010	1680
16	a	144	133	57	7.6	63	36	39	20	305	275	490	1105	1080	1920
16	b	144	133	57	9.5	65			20	320	290	490	1170	1140	1920
18	a	162	150	61	8.0	68	38	40	20	335	305	555	1210	1180	2160
18	b	162	150	61	10.0	70			20	350	315	555	1270	1240	2160
20	a	182	169	66	8.0	73	40	41	22	360	325	615	1300	1270	2400
20	b	182	169	66	10.0	75			22	375	340	615	1370	1335	2400
22	a	200	186	70	8.0	77	42	43	22	380	345	675	1380	1345	2640
22	b	200	186	70	10.0	79			22	400	360	675	1450	1410	2640
25	a	230	215	72	8.0	78	45	46	26	390	350	770	1415	1380	2995
25	b	230	215	72	10.0	80			26	410	370	770	1485	1445	2995
25	c	230	215	72	12.0	82			26	430	385	770	1550	1505	2995
28	a	258	242	76	8.5	82	46	48	26	415	375	860	1505	1465	3360
28	b	258	242	76	10.5	84			26	445	400	860	1575	1530	3360
28	c	258	242	76	12.5	86			26	455	410	860	1640	1595	3360
32	a	296	278	80	9.0	88	49	50		445	405	985	1620	1575	3840
32	b	296	278	80	11.0	90				455	420	985	1690	1640	3840
32	c	296	278	80	13.0	92				485	435	985	1770	1710	3840
36	a	334	316	88	11.0	96	55	55	30	490	445	1105	1775	1720	4320
36	b	334	316	88	12.0	98			30	505	455	1105	1835	1795	4320
36	c	334	316	88	14.0	100			30	525	470	1105	1890	1840	4320
40	a	370	352	90	11.5	100	60	59		515	460	1230	1855	1805	4800
40	b	370	352	90	13.5	102				530	475	1230	1915	1860	4800
40	c	370	352	90	15.5	104				555	490	1230	1970	1915	4800



热轧普通工字钢

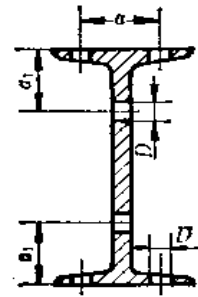


图 36

图 37

(单位: 毫米)

表 114

型 号	焊接接头尺寸					螺栓、铆钉连接规线				最小弯曲半径						
	L	f	a	c	e	b	a	a <sub>1</sub>	D	热 弯		冷 弯				
										R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>			
10	88	77	32	4	5.5	68	36		12	210	305	815	1200			
12.6	106	95	35		6.0	74	40			12	225	385	890	1510		
14	126	113	38		6.5	80	44			14	245	430	960	1680		
16	144	130	41		7.0	88	48				270	490	1035	1920		
18	164	149	44	5	7.5	94	50	45	17	290	555	1130	2160			
20	a	182	166		47	8.0	100	54		47	305	615	1200	2400		
						10.0	102		315		1220					
22	a	202	185		52	8.5	110	60	48	340	675	1320	2640			
						10.5	112			345		1345				
25	a	220	202		55	9.0	116	65	54	355	770	1390	2995			
				11.0		118	365			1415						
28	a	248	229	58	9.5	122	66	56	375	860	1465	3360				
					11.5	124			380		1490					
32	a	308	288	61	6	10.5	130		22	400	985	1560	3840			
	b					12.5	132			75		58		405	1585	
	c					14.5	134			80		64		410	1610	
a	336	316	64	11.0		136	420	1630								
b				13.0		138	425	1105	1655	4320						
c				15.0		140	430	1680								
40	a	376	354	66	7	11.5	142		24	435	1230	1705	4800			
	b					13.5	144			80		65		440	1730	
	c					15.5	146			450		1750				
45	a	424	400	70		7	12.5	150		24	460	1380	1800	5395		
	b						14.5	152			85		67		465	1825
	c						16.5	154			475		1850			
50	a	472	446	74	7		13.0	158		24	485	1535	1895	6000		
	b						15.0	160			90		70		490	1920
	c						17.0	162			500		1940			
56	a	520	494	78		8	13.5	166		26	510	1720	1995	6720		
	b						15.5	168			94		72		515	2015
	c						17.5	170			520		2035			
63	a	590	564	83	8		14.0	176		26	540	1935	2110	7560		
	b						16.0	178			95		75		545	2135
	c						18.0	180			565		2160			

(二) 焊缝代号(GB324--80)
















焊缝代号主要由基本符号、辅助符号、引出线及焊缝尺寸符号组成。

1. 基本符号

基本符号是表示焊缝剖面形状的一种符号, 表115列有代表焊缝基本型式的基本符号。

基本符号

表 115

焊缝名称	焊缝型式	基本符号	焊缝名称	焊缝型式	基本符号
I 形焊缝			单边喇叭形焊缝		∟
V 形焊缝		∇	角焊缝		△
钝边V形焊缝		Y	塞焊缝		⊏
单边V形焊缝		∇	点焊缝		○
钝边单边V形焊缝		∇	缝焊缝		⊕
U 形焊缝		U	封底焊缝		⊔
单边U形焊缝		U	堆焊缝		⊖
喇叭形焊缝		∟			

2. 辅助符号

辅助符号是表示对焊缝的辅助要求的一种符号, 列于表116。



辅助符号

表 116

名称	型式	辅助符号	说明
平面符号		—	表示焊缝表面齐平
凹陷符号		⌒	表示焊缝表面凹陷
凸起符号		⌒	表示焊缝表面凸起
带垫板符号		□	表示焊缝底部有垫板
交错断续焊缝符号		Z	表示双面交错断续分布焊缝
三面焊缝符号		□	要求三面焊缝符号的开口方向与三面焊缝的实际方向画的基本一致
周围焊缝符号		○	表示环绕工件周围焊缝
现场符号		△	表示在现场或工地上进行焊接

3. 引出线及几种焊缝的标注方法

引出线一般由指引线和横线组成。指引线应指向有关焊缝处，横线一般应与主标题栏平行，焊缝符号标注在横线上。必要时，可在横线末端加一尾部，作为其它说明之用（如焊接方法等）。标注方法见图38及表117。

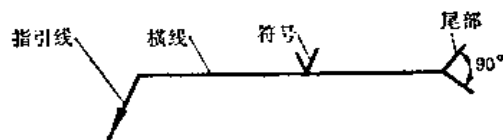





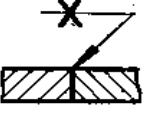

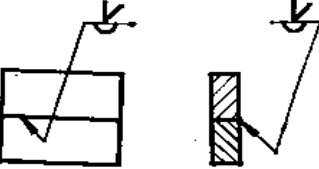
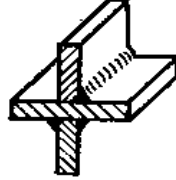
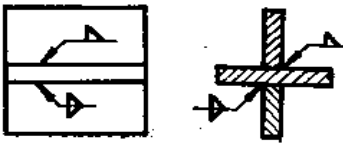
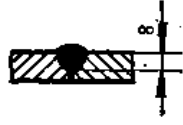
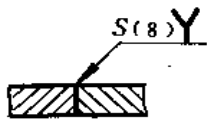


图 38 标注方法

几种焊缝的标注方法

表 117

焊缝名称	焊缝型式	标注方法	说 明
单面焊缝			引出线的箭头指向焊缝时，基本符号应标注在横线上面；引出线的箭头指向焊缝背面时，基本符号应标注在横线的下面
			
双面焊缝			应在引出线的上、下两面都标注基本符号
单边坡口的焊缝			引出线的箭头必须指向带有坡口的焊件上
两个以上工件的焊缝			两个以上工件焊接后所形成的焊缝，不能按照双面焊缝来标注，应分别标注各焊缝
非全熔透焊缝			在对接焊缝的情况下，对于非全熔透焊缝，如设计要求熔透深度时，必须在基本符号的左侧注明熔透深度符号S及具体熔深数字。否则为全熔透焊缝

续表


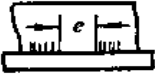



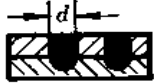








焊缝名称	焊缝型式	标注方法	说明
断续角焊缝			<p>如果在焊缝代号的基本符号的右侧无任何标注时, 则为连续焊缝;</p> <p>焊缝相对于板材边缘的边距尺寸应在图纸上标注;</p> <p>带锥度的塞焊缝, 应在图纸上标注孔底部尺寸</p>
交错断续角焊缝			
塞焊缝			
缝焊缝			
点焊缝			

#### 4. 焊缝尺寸符号及其标注方法

焊缝尺寸一般不标注, 如生产要求注明焊缝尺寸时, 按表118所列的焊缝尺寸符号, 在焊缝尺寸符号的相应位置标注焊缝尺寸数据。

焊缝尺寸符号

表 118

符号	名称	示意图	符号	名称	示意图
$\delta$	板材厚度		$e$	焊缝间距	
$\alpha$	坡口角度		$K$	焊角高度	
$b$	对接间隙		$d$	焊点直径	
$P$	钝边高度		$S$	熔透深度	
$C$	焊缝宽度		$n$	相同焊缝 数量符号	
$R$	U形坡口 圆弧半径		$H$	坡口高度	
$l$	焊缝长度		$h$	焊缝增高度	

八、我国主要产煤区煤质分析资料表

表 119

名 称	V <sub>r</sub> (%)	W <sub>r</sub> (%)	元 素 分 析 (%)						Q <sub>DW</sub> (千卡/公斤)	W <sub>max</sub> (%)	A <sub>max</sub> (%)	t <sub>1</sub> (°C)	t <sub>2</sub> (°C)	t <sub>3</sub> (°C)	K <sub>PM</sub>	
			W <sub>1</sub>	A <sub>1</sub>	S <sub>1</sub>	C <sub>1</sub>	H <sub>1</sub>	N <sub>1</sub>								O <sub>1</sub>
阳泉烟煤	8	0.7	6.0	16.8	0.7	67.7	3.1	1.0	4.7	6280	14	22	1150	1200	1400	1.4
焦作原煤	8.2	1	10.0	26.3	0.5	59.6	2.0	0.8	0.8	5300	10	23	1345	1360	1430	1.2
松藻烟煤	9.8	1.1	2.7	25.4	2.3	62.3	3.0	1.3	3.0	5650			1190	1238	1288	1.3
西山烟煤	14	1.2	10.0	24.6	0.4	55.3	3.7	0.4	5.2	6240						1.7
鹤壁原煤	12	0.6	6.0	15.0	0.3	72.3	4.0	1.4	2.0	6780		20	1330	1380	1390	2.0
新密原煤	14	1.0	7.6	13.9	0.4	68.1	3.5	0.5	5.9	6000		15	1365	1375	1385	
铜川烟煤	14.2	0.9	4.5	19.3	5.3	64.7	3.4	1.0	1.8	6240			1265	1293	1345	1.4
淄博烟煤	15	0.8	3.9	19.2	2.4	67.8	3.0	1.3	2.4	6210	4	20	1185	1355	1390	1.6
源华原煤	11	1.4	6.3	19.4	1.7	65.9	3.1	1.6	2.0	6200					>1500	1.5
沈北原煤	49.5	17	25.0	16.3	0.9	47.8	2.6	0.9	6.5	4040			1340	1400	1450	1.0
铁法原煤	40	8.8	16.8	18.8	0.6	50.9	3.2	0.6	9.1	4670			1390	1390	1430	1.0
焦坪烟煤	26.2	3.5	12.8	11.9	1.7	58.9	3.6	0.7	10.4	5280			>1400			
大通原煤	37	10.1	15.6	18.4	0.9	60.6	2.5	0.9	11.1	4360			1242	1272	1322	1.7
义马烟煤	41	7.8	17.7	21.5	1.5	43.4	3.4	1.1	11.4	4000			1250	1282	1300	1.5
阿干镇原煤	26.9		4.7	13.7	0.5	67.4	3.9	1.0	8.8	6027			1055	1120	1238	1.5
大同烟煤	30	2.2	6.0	9.0	1.1	70.5	4.2	0.9	8.3	6660		18	1210	1250	1370	1.1
蛟河三号粉煤	43	4.2	10.0	35.0	0.3	43.5	2.9	0.5	7.7	4370		30			>1500	0.8
鹤岗四号原煤	36	3.5	10.1	28.3	0.3	48.4	3.6	0.6	10.2	4620						1.3
石嘴山原煤	37	1.4	1.9	42.0	0.6	42.5	3.2	0.9	8.9	4070						

名称	V <sub>r</sub> (%)	W <sub>r</sub> (%)	元素分析 (%)						Q <sub>DIV</sub> (千卡/公斤)	W <sub>max</sub> (%)	A <sub>max</sub> (%)	t <sub>1</sub> (°C)	t <sub>2</sub> (°C)	t <sub>3</sub> (°C)	K <sub>BTM</sub>	
			W <sub>r</sub>	A <sub>r</sub>	S <sub>r</sub>	C <sub>r</sub>	H <sub>r</sub>	N <sub>r</sub>								O <sub>r</sub>
贾汪混煤	30	2.5	7.0	20.0	0.8	59.1	3.8	1.1	8.2	6370	<10	21	1440	1480	1500	
六道弯原煤	37.0	3.0	9.2	17.1	0.7	59.6	3.5	0.7	9.2	5460			1203	1265	1363	1.6
淮南原煤	32.1	2.2	10.5	14.37	1.1	56.8	4.13	1.09	11.51	5259		28			>1500	1.5
蒋乡安源低质煤	36	1.7	7.0	45.0	0.2	39.9	2.7	0.6	4.6	8800	7	48			>1500	1.6
平顶山原煤	37	1.2	5.3	36.0	0.8	47.2	3.3	0.6	6.5	4380					>1500	1.3
南桐混煤	30	1	4.0	29.3	4.1	35.2	3.5	1.2	2.7	5300						1.9
敦兴低质煤	31.7	0.8	3.5	46.8	0.5	34.2	3.4	0.8	5.7	3380						
开滦洗三号	37	1.1	7	45.0	1.0	39.8	2.6	0.8	3.8	3750	10	50		>1500		
峰峰洗中煤	26	1	13	37.0	1.3	41.3	2.6	0.7	4.1	4020	15	45		>1500		1.5
本溪洗二号	27.6	0.8	6.7	54.7	2.1	28.8	2.1	0.5	5.1	2570	10					1.3
西山洗中煤	14	1.2	10	24.6	0.4	55.3	3.7	0.4	5.2	5240						1.7
平顶山洗中煤	45.5	1.8	12	38.0	0.4	39.7	3.0	0.7	9.2	3350				>1500		1.5
阜新洗三号		5.02	16.7	36.37	1.18	40.1	2.88	0.55	2.22	3516						1.68
鸡西麻洗二号	24.4	0.9	3.77	46.0	0.24	42.28	2.69	0.52	4.26	3899						1.36
淮南望峰岗洗二中煤	40	2.4	15	38.0	1.6	36.6	2.4	0.9	5.5	3930	17	47				
扎赉诺尔混煤	46.6	20	39	5.0	0.4	40.0	2.6	0.6	12.4	9410			1126	1210	1230	1.1
平庄元宝山混煤	43.8	8.9	28.7	12.2	1.3	43.0	3.0	0.5	11.3	3610			1210	1240	1280	0.96
舒兰褐煤	55	10	25	30.0	0.3	30.9	2.8	0.9	10.1	3000				>1450		0.9
云南凤鸣村	50		47.63	6.62	0.36	29.5	2.42	0.85	10.61	2644			1180	1230	1720	0.83
茂名油页岩	81		14.61	64.54	0.25	12.2	2.1	0.41	5.89	1157						

九、全国部分城市气象资料

表 120

序号	地名	海拔高度 (米)	室外计算干球温度(°C)			主导风向		大气压力 (毫米汞柱)		极端最高温度 (°C)	极端最低温度 (°C)	最大冻土深度 (厘米)
			冬季采暖	冬季通风	夏季通风	冬季	夏季	冬季	夏季			
1	北京市	31.2	-9	-5	30	C N NNW	C N S	768	751	40.6	-27.4	85
2	上海市	4.5	-2	3	32	NW N NE NNE	SE ESE SSE	770	754	38.9	-9.4	8
3	天津市	3.3	-9	-4	30	C NNW	C SE SSE	770	754	39.7	-22.9	69
4	黑龙江省 齐齐哈尔	145.9	-25	-20	27	NW N NNW	N S NNE	753	741	39.9	-39.5	>186
5	哈尔滨	171.7	-26	-20	26	SSW S SW	S SSW	751	738	36.4	-38.1	197
6	牡丹江	241.4	-24	-19	26	C SW SSW	C SW S SW	744	734	36.5	-38.3	189
7	吉林省 长春	236.8	-23	-17	27	SW WSW	SW SSW	746	733	38.0	-36.5	169
8	四平	164.2	-23	-16	27	SSW C SW	SSW C S SW	753	740	36.6	-34.6	145
9	辽宁省 沈阳	41.6	-20	-13	28	N S NNE	S SSW	766	750	38.3	-30.6	148
10	锦州	66.3	-15	-9	28	C N	SSW S C	763	748	37.3	-24.7	113
11	大连	93.5	-12	-5	26	N NNW	S SSE	760	746	35.3	-21.1	93
12	河北省 保定	17.2	-9	-5	31	C SW	C SW	769	752	43.3	-23.7	55
13	石家庄	81.8	-9	-3	31	C N NW	C SE	763	747	42.7	-26.5	53
14	山西省 太原	777.9	-12	-7	28	C N NNW	C NNW N	700	689	39.4	-25.5	77
15	大同	1067.6	-18	-12	26	N C NNW	C N	674	666	37.7	-29.1	179
16	长治	926.5	-13	-7	27	C S	C S	687	678	37.6	-29.3	73
17	内蒙古自治区 呼和浩特	1063.0	-20	-14	26	C NW	C SW SSW	676	667	37.3	-32.8	120
18	锡林浩特	989.5	-28	-20	25	SW C SSW	C SW	679	672	38.3	-42.4	289

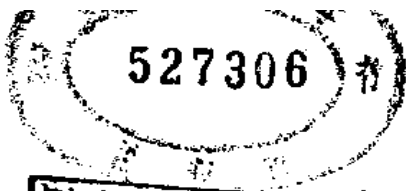
续表

序号	地名	海拔高度 (米)	室外计算干球温度(°C)			主导风向		大气压力 (毫米汞柱)		极端最高温度 (°C)	极端最低温度 (°C)	最大冻土深度 (厘米)
			冬季采暖	冬季通风	夏季通风	冬季	夏季	冬季	夏季			
19	陕西省 西安	396.9	-5	-1	31	C NE	C NE	734	719	41.7	-20.6	45
20	延安	957.6	-12	-7	28	SW C	C SW	685	675	39.7	-25.4	79
21	宁夏回族自治区 银川	1111.5	-15	-11	19	C N	C S	674	663	39.3	-30.6	103
22	青海省 西宁	2261.2	-13	-9	22	C SE	C SE	581	580	33.5	-26.6	134
23	共和	2835.0	-15	-11	19	C N	C N	540	542	31.1	-28.9	133
24	甘肃省 酒泉	1477.2	-17	-10	26	C SW	C E SW	642	635	38.4	-31.6	132
25	兰州	1517.2	-11	-7	27	C NE	C NE	638	632	39.1	-21.7	103
26	天水	1131.7	-7	-3	27	C E	C E	669	661	37.2	-19.2	61
27	新疆维吾尔自治区 乌鲁木齐	653.5	-23	-15	29	C S	S N	714	701	40.9	-32.0	162
28	哈密	737.9	-19	-12	31	NE E C ENE	NE C E	705	691	43.9	-32.0	112
29	和田	1374.6	-10	-6	29	C SW	C SW W	650	642	40.5	-21.6	67
30	山东省 济南	51.6	-7	-2	31	C ENE SSW NE	C SSW NE ENE	765	749	42.5	-19.7	44
31	青岛	16.8	-7	-3	28	C NNW	SE SSE C	769	753	36.9	-17.2	42
32	江苏省 徐州	43	-6	-1	31	C ENE	E C ENE	767	751	40.6	-23.3	24
33	南京	8.9	-3	2	32	NE C	SE C ESE	769	753	40.7	-14.0	—
34	无锡	5.6	-2	2	32	C NW	SE ESE	771	753	38.6	-12.5	—
35	安徽省 蚌埠	21.0	-5	1	32	C ENE	C ESE	768	752	41.3	-19.4	15
36	安庆	44.0	-2	3	33	NE NEN	NE SW	765	750	40.6	-12.5	10
37	合肥	23.6	-3	2	33	C ENE	C S	768	752	41.0	-20.6	11



续表

序号	地名	海拔高度 (米)	室外计算干球 温度(°C)			主导风向		大气压力 (毫米汞柱)		极端 最高 温度 (°C)	极端 最低 温度 (°C)	最大 冻土 深度 (厘米)
			冬季 采暖	冬季 通风	夏季 通风	冬季	夏季	冬季	夏季			
38	浙江省 杭州	7.2	-1	4	33	C NNW N	C E	769	752	39.6	-9.6	—
39	温州	6.0	3	7	31	NW C ESE	C ESE E	768	754	39.3	-4.5	—
40	江西省 南昌	46.7	0	5	33	N NNE	C SW SSW	764	749	40.6	-9.3	—
41	景德镇	46.3	0	4	33	C NE NNE	C NE	764	749	41.8	-10.9	—
42	福建省 福州	48.0	5	10	33	C NW N	SE C S	760	747	39.3	-1.2	—
43	永安	208.3	3	9	33	C NE	C SW S	748	737	40.5	-7.6	—
44	河南省 郑州	110.4	-5	0	32	NE WNW	NE S	760	744	43.0	-17.9	18
45	卢氏	568.8	-6	-1	31	C NE ENE	C NE ENE	719	706	42.1	-19.1	27
46	信阳	75.9	-4	2	32	C N NNE NE	C S SSW	763	747	40.9	-20.0	7
47	湖北省 武汉	23.3	-2	3	33	NNE N NE	C SE N NNE	768	751	39.4	-17.3	—
48	宜昌	131.1	0	5	33	C SE	C SE	763	747	41.4	-8.9	—
49	湖南省 长沙	44.9	-1	5	34	NW C N	S NW C	762	746	40.6	-11.3	—
50	常德	36.7	-1	4	32	C NNE NE	C SW	766	750	40.1	-11.2	—
51	广西壮族自治区 桂林	166.7	2	8	32	NNE C N	C NNE S	752	739	39.4	-4.9	—
52	南宁	72.2	7	13	32	C ENE E	C SE E	759	747	40.4	-2.1	—
53	广东省 广州	9.3	7	13	31	N C	C SE	760	750	38.7	0.0	—
54	汕头	1.2	9	13	31	ENE C	C SW	764	754	37.9	0.4	—
55	四川省 成都	505.9	2	6	29	C NNE	C NNE	723	711	37.3	-5.9	—
56	重庆	351.1	4	7	32	C N	C N	735	723	40.2	-1.8	—



附件: 书后附图 219

续表

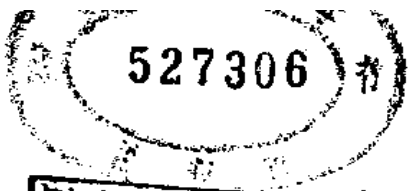
序号	地名	海拔高度 (米)	室外计算干球温度(°C)			主导风向		大气压力 (毫米汞柱)		极端最高温度 (°C)	极端最低温度 (°C)	最大冻土深度 (厘米)
			冬季采暖	冬季通风	夏季通风	冬季	夏季	冬季	夏季			
57	贵州省 贵阳	1071.2	-1	5	28	NE C NNE	C S	673	666	37.5	-7.8	
58	遵义	843.9	0	4	29	C E	C SE	693	684	38.7	-7.1	
59	云南省 昆明	1891.4	4	8	23	C SW	C SW S	609	606	31.5	-5.4	
60	蒙自	1300.7	6	12	26	S SE SSE	SE C SSE	653	648	36.0	-4.4	
61	西藏自治区 拉萨	3658.0	-6	-2	19	C E	C ESE	488	489	29.4	-16.5	26
62	台湾省											

注: 表中数据的依据是冶金工业部北京有色冶金设计研究总院, 暖通规范管理组主编的《暖通空调气象资料集》增编一稿。

表中: N—北、S—南、E—东、W—西、NNE—北东北、NE—东北、ENE—东东北、ESE—东东南、SE—东南、SW—西南、SSE—南东南、SSW—南西南、WSW—西西南、WNW—西西北、NW—西北、NNW—北西北、C—静风(风速小于0.3米/秒)。



✓



附件: 书后附图 219

续表

序号	地名	海拔高度 (米)	室外计算干球温度(°C)			主导风向		大气压力 (毫米汞柱)		极端最高温度 (°C)	极端最低温度 (°C)	最大冻土深度 (厘米)
			冬季采暖	冬季通风	夏季通风	冬季	夏季	冬季	夏季			
57	贵州省 贵阳	1071.2	-1	5	28	NE C NNE	C S	673	666	37.5	-7.8	
58	遵义	843.9	0	4	29	C E	C SE	693	684	38.7	-7.1	
59	云南省 昆明	1891.4	4	8	23	C SW	C SW S	609	606	31.5	-5.4	
60	蒙自	1300.7	6	12	26	S SE SSE	SE C SSE	653	648	36.0	-4.4	
61	西藏自治区 拉萨	3658.0	-6	-2	19	C E	C ESE	488	489	29.4	-16.5	26
62	台湾省											

注: 表中数据的依据是冶金工业部北京有色冶金设计研究总院, 暖通规范管理组主编的《暖通空调气象资料集》增编一稿。

表中: N—北、S—南、E—东、W—西、NNE—北东北、NE—东北、ENE—东东北、ESE—东东南、SE—东南、SW—西南、SSE—南东南、SSW—南西南、WSW—西西南、WNW—西西北、NW—西北、NNW—北西北、C—静风(风速小于0.3米/秒)。



✓