



XIUZHEN
HUGONG
SHOUCE

袖珍化工手册

[日] 冈田功 森野典夫 共编

化学工业出版社

目 录

第一章 传 热

§ 1-1	热传递方式	1
	一、传 导	1
	二、对 流	4
	三、辐 射	5
	四、热 穿 流	5
	五、平均温度差	7
	六、流体在管内流动的情况	9
	七、复合传热系数	11
§ 1-2	传热设备	14
	一、热交换器的分类与特征	15
	二、列管式热交换器	19
	三、传热膜系数和压力损失	27
	四、传热媒体	36

第二章 蒸 发

§ 2-1	蒸发操作的关系式	38
	一、原液温度影响	39
	二、加热蒸汽、排水的温度	40
	三、沸点升高	40
§ 2-2	多效蒸发	44
	一、多效蒸发	44

二、多效蒸发器的近似计算法	46
三、蒸发器的分类	53
§ 2-3 利用二次蒸汽压缩的蒸发方法	57

第三章 扩 散

§ 3-1 扩散操作	58
一、单元操作的种类	58
二、质量传递设备	59
§ 3-2 主要的质量传递设备形式	60
一、阶梯接触	60
二、微分接触	60
三、理想级	60

第四章 蒸 馏

§ 4-1 气液平衡关系	68
一、理想溶液与蒸气压	68
二、相对挥发度	70
三、平衡系数	71
§ 4-2 简单蒸馏与平衡蒸馏	73
一、简单蒸馏(微分蒸馏)	73
二、平衡蒸馏(闪蒸)	75
§ 4-3 其它蒸馏	83
一、共沸蒸馏	83
二、萃取蒸馏	83
§ 4-4 二元系的精馏理论	84
一、物料衡算	85
二、原料的热状态	87
三、麦卡勃-谢列的板数确定法	89

	四、最小回流比 R_m	91
	五、最小理论板数 N_m	92
	六、最适宜回流比	92
	七、板效率	93
	八、塔径的确定	95
	九、板式塔的液泛	97
	十、填料塔精馏	99
§ 4-5	多元系精馏	110
	一、关键组分	110
	二、最小理论板数 N_m	111
	三、最小回流比 R_m	111
	四、吉利兰特关联	112
	五、加料板 N'	113
	六、逐板计算(Lewis-Matheson法)	113

第五章 气体吸收

§ 5-1	气体吸收的基础	129
	一、气体吸收的气-液平衡关系(气体溶解度)	129
	二、气体溶解度实验式	133
	三、物料衡算	135
	四、最小液流量和最适液流量	137
	五、传质速度式	138
	六、按容量系数求传质速度	139
	七、传质单元高度	141
	八、传质单元数	142
§ 5-2	吸收设备	145
	一、塔高(填料高度)	147
	二、 H_G 、 H_L 的实验式	147

三、板式塔的吸收塔板数	149
四、理论塔板的当量高度 (HETP)	150
五、吸收系数与理论塔板数	150
六、填料塔直径	160
七、填料塔的压力损失	163
八、最小润湿液量 (MWR)	164
九、填料	166
十、液泛点和压力损失的关系	170

第六章 萃 取

§ 6-1 萃取操作	175
一、液-液平衡的表示方法	175
二、萃取操作的物料衡算	181
§ 6-2 萃取设备	195

第七章 调 湿

§ 7-1 湿 度	199
一、湿度图	199
二、热焓-温度线图	204
§ 7-2 增湿与减湿	209
一、增湿操作	209
二、减湿操作	215
三、凉水操作	219

第八章 干 燥

§ 8-1 等速干燥期和降速干燥期	230
一、等速干燥期	230
二、降速干燥期	233

	三、连续干燥的物料衡算和热量衡算·····	235
§ 8-2	干燥装置·····	242
	一、干燥装置的种类·····	242
	二、干燥机的选择方法·····	245

第九章 流体的处理

§ 9-1	流体的基础·····	246
	一、流体的行为·····	246
	二、流体的粘度·····	249
	三、流体的流动·····	253
	四、流动的理论式·····	264
	五、物体受到的流体阻力 R ·····	270
	六、压缩性气体的流动·····	274
	七、非牛顿型流体·····	276
§ 9-2	流体的输送·····	286
	一、气体的输送·····	288
	二、液体的输送·····	302
§ 9-3	流量测定·····	314
	一、各种测定方法·····	314
	二、流量计·····	316
§ 9-4	流体贮槽·····	326
	一、贮槽的设计·····	326
	二、气体贮槽·····	328
	三、液体贮槽·····	329

第十章 固体的处理

§ 10-1	粉粒体的基础·····	331
	一、粒程分布表示法·····	332

二、形状系数	335
三、流体中粒子的运动	338
§ 10-2 粉 碎	342
一、粉碎的目的	344
二、粉碎操作	349
三、粉碎机的种类	354
§ 10-3 粉粒体的输送	363
一、固体输送装置	365
二、造 粒	373
§ 10-4 混合和搅拌	377
一、混 合	377
二、搅 拌	384
三、捏 和	402

第十一章 机械性分离

§ 11-1 机械性分离的基础	406
一、分离效率	406
二、筛 分	408
§ 11-2 分 级	414
一、湿式分级器	415
二、干式分级器	424
§ 11-3 除 尘	427
一、除尘性能	429
二、除尘性能的测定法	430
三、重力除尘	433
四、惯性除尘	434
五、离心除尘	434

六、洗涤除尘	438
七、过滤除尘	443
八、电除尘	445
九、声波除尘	448
§ 11-4 过 滤	450
一、过滤的基础	450
二、滤块过滤器	456
§ 11-5 离 心 分 离	477
一、离心沉降机	477
二、离心过滤机	482
§ 11-6 沉 降 分 离	489
一、悬浮液粒子的沉降	489
二、浓缩装置	491
三、连续逆流澄清法	495

第十二章 反应工程基础

§ 12-1 化学反应的分类	499
§ 12-2 反应速度式	500
§ 12-3 反应速度与传质速度	502
§ 12-4 温度对总反应速度的影响	506
§ 12-5 反应操作的方式	507
§ 12-6 反应装置的形式及选择	508
一、装置的结构形式	508
二、在选定装置时应考虑的因素	510
§ 12-7 按反应的物料衡算计算装置容积	514
一、间歇式反应装置	514

二、排挤流装置	515
三、完全混合装置	517
四、多级槽式装置	518
§ 12-8 按热量衡算计算装置容积	521
一、间歇式反应装置	521
二、连续式反应装置	523
§ 12-9 均相反应装置	525
一、均一液相反应装置	525
二、均一气相反应	527
§ 12-10 非均相反应装置	528
一、非均相液-液反应装置	528
二、非均相气-液反应装置	530
三、非均相气-固反应装置	533
§ 12-11 固定床反应装置	533
一、等温床式反应装置	533
二、绝热床式反应装置	533
三、外部换热式反应装置	534
四、内部换热式反应装置	536
§ 12-12 流化床反应装置	536
一、流化现象	536
二、流化床的优缺点	537
三、反应程度	539

第十三章 流程与装置

§ 13-1 流程图	540
一、测量系统用符号	540

二、可以用流程图表示的内容·····	549
三、流程图与方块图的关系·····	550
§ 13-2 流程计划·····	552
一、预备业务·····	552
二、计划的要点·····	552
§ 13-3 装置设计、建设及运转·····	559
一、装置设计的有关事项·····	559
二、装置设计·····	561
三、装置建设·····	563
四、建设业务·····	563
五、装置的运转·····	567
六、建设费用·····	570
§ 13-4 装置材料与防蚀·····	571
一、选定装置材料的关联因素·····	571
二、腐蚀·····	571
§ 13-5 计测与控制·····	580
一、计测的任务·····	580
二、控制的任务·····	581
三、控制方法·····	582
四、计测与控制装置·····	585
五、计测设备系统的构成与动力学·····	597
六、主要实例·····	601
§ 13-6 工厂的安全与维修·····	604
一、安全组织·····	604
二、安全维护计划·····	605
三、公害问题·····	605

第十四章 公害与化学工程

§ 14-1	公害的种类	606
§ 14-2	公害的限制标准	610
§ 14-3	公害的处理	611

第十五章 附 录

§ 15-1	因次分析与相似定律	612
	一、因次分析	612
	二、相似定律	613
§ 15-2	蒸馏用的气-液平衡值	614
§ 15-3	萃取用的液-液平衡值	620
§ 15-4	全回流时的 N_{OG} (甲醇-水系)	629
§ 15-5	甲醇水溶液的浓度换算	633
§ 15-6	水的蒸气压、空气的饱和湿度、饱和焓	636
§ 15-7	填充物的特性	640
§ 15-8	单位换算表	642
*§ 15-9	流体的粘度、重度和比热	649

第一章 传 热

在蒸发、蒸馏、干燥等单元操作中,要用到各种热的传递(即传热机理)。在其传热方式中,有传导、对流和辐射三种,它们的传热机理可分别以单一的或复合*的形式表示。

§ 1.1 热 传 递 方 式

一、传 导

在时间 $d\theta$ 内,传递的热量 dQ 总是处于恒定的稳定状态下,传热速率 q 可以由下式(傅立叶定律)表示:

$$q = \frac{dQ}{d\theta} = -\lambda A \frac{dt}{dl} \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-1)$$

对于单层平壁为:

$$q = \lambda A \left(\frac{t_1 - t_2}{l} \right) = \frac{\Delta t}{\left(\frac{l}{\lambda A} \right)} \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-2)$$

符号列于表 1-1。

对于多层平壁(图 1-1),则有:

$$q = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3}{\frac{l_1}{\lambda_1 A_1} + \frac{l_2}{\lambda_2 A_2} + \frac{l_3}{\lambda_3 A_3}} \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-3)$$

*一般,在 300℃ 以下的常温状态,主要由传导和对流方式传热;到 500℃ 左右,对流和辐射的传热作用几乎相同;而在 1000℃ 以上的高温状态,辐射传热已起主要作用。

圆筒壁(图 1-2)的平均面积(外圆面积 = A_1 , 内圆面积 = A_2)
为: 若 $A_1/A_2 < 2$ (算术平均值):

$$A_m = \frac{1}{2} (A_1 + A_2) = \frac{1}{2} \pi L (D_1 + D_2)$$

若 $A_1/A_2 > 2$ (对数平均值):

$$A_m = \frac{A_1 - A_2}{\ln \frac{A_1}{A_2}} = \frac{A_1 - A_2}{2.3 \log \frac{A_1}{A_2}}$$

(1-4)

表 1-1 本章使用的符号(之一)

使用范围	符 号 [单位]	内 容
共 同	Q [kcal]	传热量
	\dot{q} [kcal/hr]	传热速率
	θ [hr]	时间
	A [m^2]	传热面积
	A_1 [m^2]	圆筒的外面积 (= $\pi D_1 L$)
	A_2 [m^2]	圆筒的内面积 (= $\pi D_2 L$)
	t [$^{\circ}C$]	温度 ($T [K] = t + 273$)
传 导	l [m]	壁或层的厚度
	dt/dl [$^{\circ}C/m$]	温度梯度
	λ [kcal/m · hr · $^{\circ}C$]	导热系数(表1-2) (也称热传导率)
对 流	h [kcal/ m^2 · hr · $^{\circ}C$]	传热膜系数(表1-3) (也称对流给热系数)
辐 射 (热辐射)	A_1 [m^2]	第一面的面积
	ϵ_1	第一面的黑度(辐射能) [表1-4]
	ϵ_2	第二面的黑度(辐射能) [表1-4]
	ϕ_{12}	自第一面发出的热辐射中, 被第二面吸收的分数(总吸收率, 有效辐射黑度)
	F_{12}	自第一面观察第二面的角系数(形态系数)
其 它	U [kcal/ m^2 · hr · $^{\circ}C$]	总传热系数(也称热穿流系数)
	h_{1a} [kcal/ m^2 · hr · $^{\circ}C$]	管外壁的污垢系数[表1-5]
	h_{2a} [kcal/ m^2 · hr · $^{\circ}C$]	管内壁的污垢系数[表1-5]
	F	热交换器的温度差修正系数

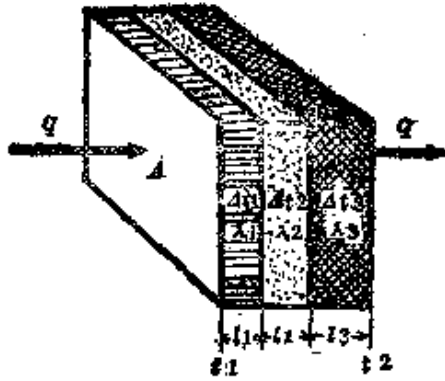


图1-1 多层壁

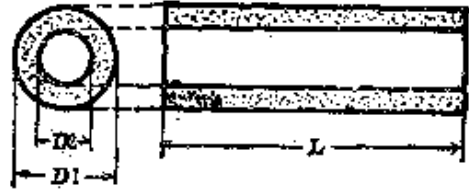


图1-2 圆筒壁

表1-2 导热系数的值

(a) 导热系数 λ [kcal/m·hr·°C] 的值

空气的 λ		25% NaCl 水溶液的 λ		18-8 钢的 λ		
温度 [°C]	压力 [kg/cm ²]		温度 [°C]	[kcal/m·hr·°C]	温度 [°C]	[kcal/m·hr·°C]
	1	200				
0	0.0210	0.0340	-20	0.340	0	12.5
100	0.0276	0.0358	-10	0.350	50	13.0
200	0.0338	0.0398	0	0.360	100	13.5
300	0.0396	0.0444	10	0.375	150	14.0
400	0.0448	0.0487	20	0.395	200	14.5
500	0.0494	0.0527	30	0.410	250	15.0
600	0.0536	0.0565	40	0.420	300	16.0
700	0.0577	0.0602	50	0.430	350	16.5
800	0.0617	0.0640	60	0.450	400	17.0
900	0.0656	0.0676	70	0.465	450	18.0
1000	0.0694	0.0712	80	0.475	500	18.5

(b) 20℃时的导热系数 λ [kcal/m·hr·℃]值

气 体	导热系数	液 体	导热系数	固 体	导热系数
空 气	0.0220	水	0.305	铜	340
甲 烷	0.0275	甲 醇	0.175	铝	175
氨	0.0425	乙 醇	0.145	铁	62
氮	0.0075	甘 油	0.247	锡	55
氢	0.1500	液态二氧化碳	0.070	铅	30

二、对 流

对流是固体与流体间产生的热传递，其间存在的界膜成为重要因素。

$$q = hA\Delta t = \frac{\Delta t}{\left(\frac{1}{hA}\right)} \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-5)$$

表 1-3 传热膜系数 h 的数值

流 体 的 状 态	流 体 的 种 类	h [kcal/m ² ·hr·℃]
无 相 变 时	水	1500~10000
	气体	15~250
	有机溶剂	300~2500
	油	50~600
凝 缩 时	水蒸气	3000~15000
	有机溶剂	750~2500
	轻油	1000~2000
	重油(减压)	100~250
	氮	2500~5000
蒸 发 时	水	4000~10000
	有机溶剂	500~1500
	轻油	750~1500
	重油	50~250
	氮	1000~2000

(根据Coulson, Chemical Engineering Vol.1)

三、辐射(热辐射)

辐射传热与传导或对流不同,它是一种以波动形式向四周传递能量的现象。

$$q = 4.88 A_1 \phi_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-6)$$

对两无限大平行平面的情况,适用(1-7)式

$$\frac{1}{\phi_{12}} = \frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \quad (1-7)$$

在第一面 A_1 完全被第二面 A_2 包围时,符合式(1-8)

$$\frac{1}{\phi_{12}} = \frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) \quad (1-8)$$

特殊情况,当 $A_1 \ll A_2$ 时,可认为 $\phi_{12} \approx \varepsilon_1$ 。

四、热穿流

在实际设备中,考虑穿越管壁和两界膜总体的系数 U ,称为总传热系数,其值随所处理流体的种类、温度、流速等而变化。

$$q = UA \Delta t = \frac{\Delta t}{\left(\frac{1}{UA} \right)} \quad [\text{kcal/hr}] \quad (1-9)$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_1 A_1} + \frac{l}{\lambda A_m} + \frac{1}{h_2 A_2} \quad (1-10)$$

(1) 以外壁面积 A_1 作基准时

$$q = U_1 A_1 \Delta t$$

$$\frac{1}{U_1} = \frac{1}{h_1} + \frac{l}{\lambda} \left(\frac{A_1}{A_m} \right) + \frac{1}{h_2} \left(\frac{A_1}{A_2} \right) \quad (1-11)$$

(2) 以内壁面积 A_2 作基准时

$$q = U_2 A_2 \Delta t$$

$$\frac{1}{U_2} = \frac{1}{h_1} \left(\frac{A_2}{A_1} \right) + \frac{l}{\lambda} \left(\frac{A_2}{A_m} \right) + \frac{1}{h_2} \quad (1-12)$$

(3) $A_1 = A_2$ 时

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{l}{\lambda} + \frac{1}{h_2} \quad (1-13)$$

若考虑污垢系数的影响,则如式(1-14)

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_1 A_1} + \frac{1}{h_{1d} A_1} + \frac{l}{\lambda A_m} + \frac{1}{h_2 A_2} + \frac{1}{h_{2d} A_2} \quad (1-14)$$

右式中的第二项为外壁污垢阻力,末一项为内壁污垢阻力。

表 1-4 固体表面的黑度 ε (热辐射率)

金 属				非 金 属			
物质	ε	温度(°C)	表面状态	物质	ε	温度(°C)	表面状态
金	0.018~ 0.035	227~628	纯金,高度研 磨	玻璃	0.94	22	平滑面
铁	0.87~ 0.95	923~1118	铁,钢锭粗面	混凝土	0.63	1000	瓦片状
铝	0.08~ 0.36	38~600	研磨面	石膏	0.903	21	厚度0.5毫米
铅	0.057~ 0.075	127~227	纯金属面,未 氧化	冰	0.626		
锌	0.045~ 0.053	227~527	商品,研磨面	红砖	0.93	21	粗面
汞	0.09~ 0.12	0~100	纯水银,清洁 面	土壤	0.40~ 0.44	63~193	矿物
铂	0.096~ 0.202	727~2600	细丝	陶瓷器	0.92	22	上釉
镍	0.045~ 0.087	21~371	纯镍,研磨面	云母	0.747		矿物
白金	0.054~ 0.104	227~627	纯白金,研磨 面	石棉	0.93~ 0.94	38~370	纸
钨	0.032~ 0.35	26.7~3320	长期使用的 灯丝	炭素	0.526	1040~1406	细丝

五、平均温度差

若 $\Delta t_1/\Delta t_2 < 2$ (算术平均值)

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$$

若 $\Delta t_1/\Delta t_2 > 2$ (对数平均值, 图1-3)

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2.3 \log \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

(1-15)

表 1-5 各种流体的污垢系数 h_a 值

	$R_a = 1/h_a$ (污垢阻力)	h_a [kcal/m ² · hr · °C]
燃料油	0.0010	1000
机械油, 变压器油	0.0002	5000
植物油	0.0006	1700
一般有机液体	0.0002	5000
冷媒液	0.0002	5000
盐水	0.0002	5000
一般有机蒸汽	0.0001	10000
水蒸气	0.0001	10000
废蒸气	0.0002	5000
冷媒蒸气	0.0004	2500
空气	0.0004	2500
海水	0.0001~0.0002	10000~5000
自来水, 井水	0.0002~0.0004	5000~2500
河水	0.0002~0.0040	5000~250
硬水	0.0006~0.0010	1700~1000
锅炉给水	0.0001~0.0002	10000~5000
蒸馏水	0.0001	10000

(根据 Kern; Process Heat Transfer 及其它)

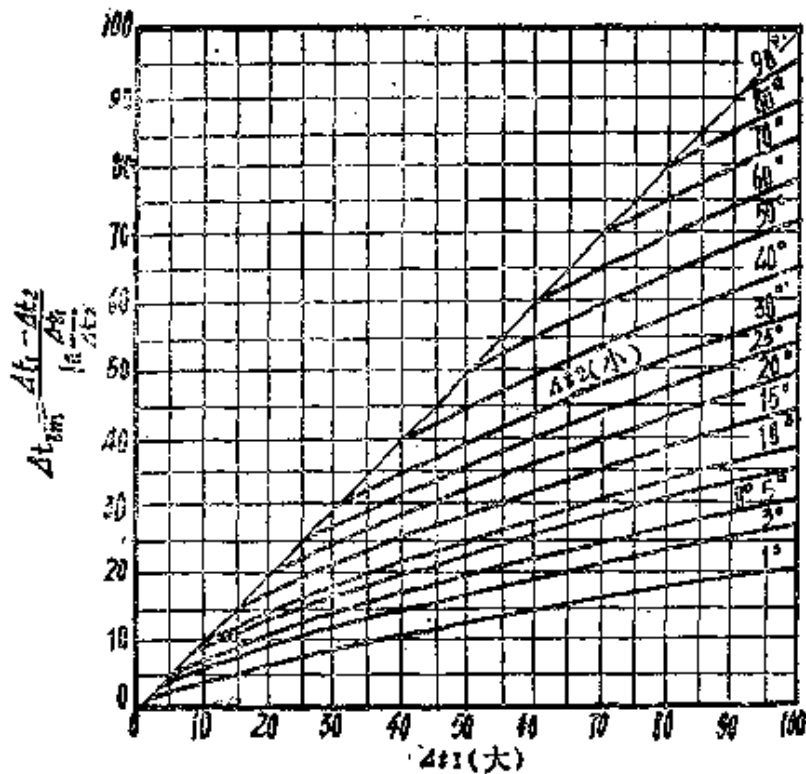


图 1-3 对数平均温度差 (LMTD)

表 1-6 本章使用的符号(之二)

符 号	意 义	单 位	其 它
h	管内面的传热膜系数	[kcal/m ² · hr · °C]	
D	管的内径	[m]	
L	管的长度	[m]	
G	质量速度	[kg/m ² · hr] ($G = u\rho$)	u : 流速(m/hr) ρ : 密度[kg/m ³]
λ	流体的导热系数	[kcal/m · hr · °C]	
C_p	流体的等压比热	[kcal/kg · °C]	
μ	流体的粘度	[kg/m · hr]	其中 1cP = 3.6kg/m · hr, 1P = 360kg/m · hr
Nu	努塞尔准数	$Nu = hD/\lambda$	
Pr	普朗德准数	$Pr = C_p\mu/\lambda$	
Re	雷诺准数	$Re = Du\rho/\mu = DG/\mu$	
St	斯通顿准数	$St = h/C_pG = Nu/RePr$	

六、流体在管内流动的情况

当气体或液体在管内通过时，自管外加热或冷却的设备恰如此例。

Re (雷诺准数*)在 10000 以上的湍流场合，对气体、水、油等流体通常可应用(1-16)式。式中使用的符号已列于表 1-6 中。

$$\frac{hD}{\lambda} = 0.0225 \left(\frac{Du\rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{\lambda} \right)^n \quad (1-16)$$

又对于 $Pr = 0.7 \sim 120$ ， $Re = 10000 \sim 120000$ ， $L/D > 60$ 的情况，阐明如下。

1. 对低粘性液体(约 2 厘泊以下)、气体的方程式为

(1) 迪忒斯-波尔脱(Dittus-Boelter)式

$$\frac{hD}{\lambda} = 0.0225 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{\lambda} \right)^n \quad (1-17)$$

其中，加热时 $n = 0.4$ ，冷却时 $n = 0.3$ ，其它物性值以流体本体的温度为准。

(2) 柯尔勃(Colburn)式

$$\left(\frac{hD}{\lambda} \right)_f = 0.0225 \left(\frac{DG}{\mu} \right)_f^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{\lambda} \right)_f^{\frac{1}{3}} \quad (1-18)$$

其中，物性值以界膜温度(流体本体的温度和管壁温度的算术平均值)为准。

(3) 西特-泰脱(Sieder-Tate)式

对高粘性液体(温度差大时粘度变化明显的液体)的适用方程式为(1-19)

$$\frac{hD}{\lambda} = 0.0225 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (1-19)$$

* 雷诺准数在第九章流体的处理中详细说明。

其中, μ_w 是处于壁温时的粘度, 其它物性取流体本体的平均温度值. 而且对石油馏分宜取系数 0.027, 对空气则取系数 0.021 较合适.

2. 其它的简易式

(1) 空气、气体的场合

$$h = 0.016C_p \left(\frac{G^{0.8}}{D^{0.2}} \right) \quad (1-20)$$

有时系数也可取 0.0156 .

(2) 水的场合

$$h = 3100(1 + 0.015t) \left[\frac{(u')^{0.8}}{(D')^{0.2}} \right] \quad (1-21)$$

有时系数也可取 $3210 + 43t$.

式中: t —水温[$^{\circ}\text{C}$], u' —水的流速[m/sec], D' —管的内径[cm].

表 1-7 主要气体的普朗德数 ($Pr = C_p \mu / \lambda$) (接近常压时)

温 度[$^{\circ}\text{C}$]	空 气	H ₂	O ₂	N ₂	CO	CO ₂	水 蒸 气
-17.8	0.721	0.718	0.717	0.725	0.742	0.772	1.112
0	0.716	0.715	0.713	0.720	0.738	0.770	1.103
10.0	0.713	0.712	0.711	0.717	0.737	0.769	1.098
37.8	0.705	0.707	0.707	0.711	0.731	0.764	1.086
65.6	0.702	0.700	0.706	0.705	0.727	0.759	1.073
93.3	0.695	0.694	0.703	0.700	0.724	0.752	1.063
121.0	0.692	0.688	0.703	0.695	0.722	0.746	1.054
149.0	0.689	0.683	0.703	0.692	0.720	0.739	1.045
176.7	0.687	0.677	0.704	0.689	0.720	0.734	1.038
204.4	0.686	0.673	0.706	0.688	0.720	0.725	1.031
232.0	0.684	0.668	0.708	0.686	0.720	0.716	1.025
260.0	0.682	0.664	0.710	0.686	0.721	0.709	1.020

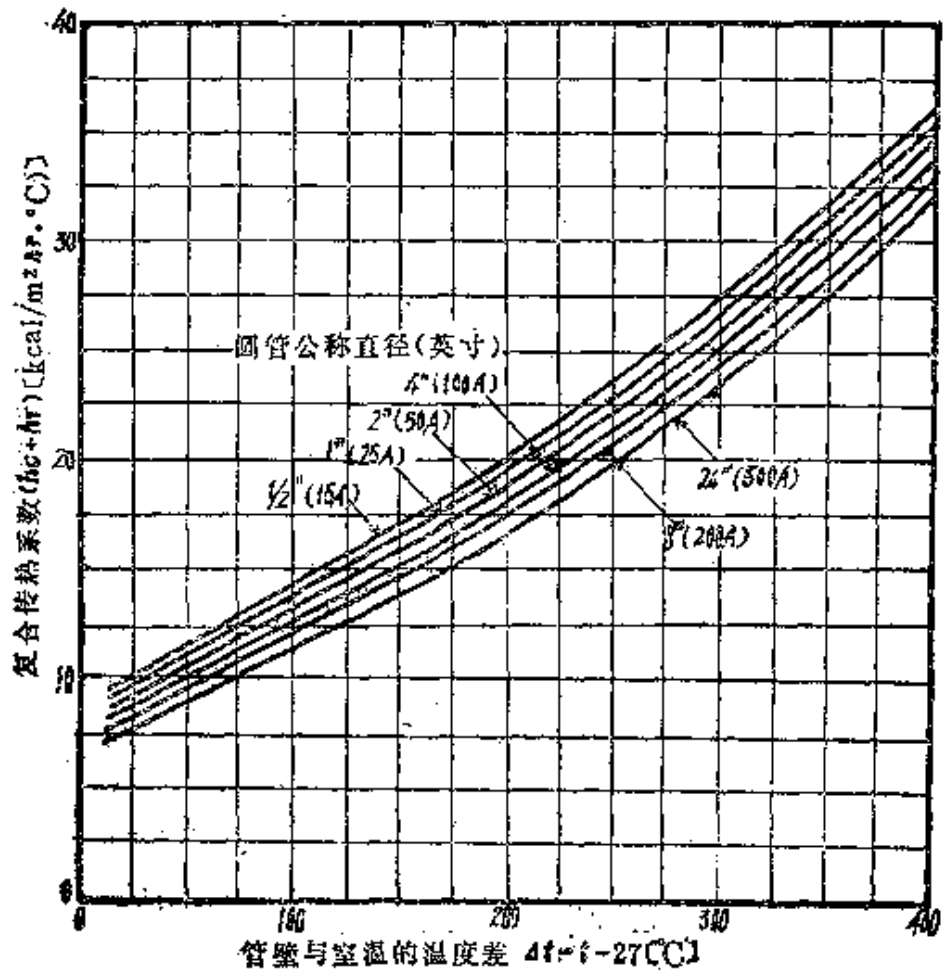
(根据 Badger & Banchero, *Introduction to Chemical Engineering*)

表 1-8 主要液体的普兰德准数($Pr = C_p \mu / \lambda$)

液 体	15.6℃	100℃	液 体	15.6℃	100℃
水	7.7	1.5	四氯化碳	7.5	4.2
醋 酸	14.5	10.5	丙 酮	4.5	2.4
浓 硫 酸(98%)	149.0	15.0	苯	7.3	3.8
甲 醇	7.2	3.4	甲 苯	6.5	3.8
乙 醇	16.5	10.1	氯 苯	9.3	7.0
正 丁 醇	43.0	11.5	硝 基 苯	19.5	6.5
乙 二 醇	350.0	125.0	苯 胺	69.0	9.3
乙 醚	4.0	2.3	正 庚 烷	6.0	4.2
醋酸乙酯	6.8	5.6	正 辛 烷	5.0	3.6

(根据 McCabe & Smith, *Unit Operations of Chemical Engineering*)

七、复合传热系数(表面传热系数)

图 1-4 复合传热系数($hc + hr$)

$$h = h_o + h_r$$

$$q = hA\Delta t = (h_o + h_r)A(t - t_o) \quad (1-22)$$

$$h_r = 4.88e \frac{\left(\frac{T}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_o}{100}\right)^4}{T - T_o} \quad (1-23)$$

式中： h_o —对流传热膜系数〔kcal/m²·hr·°C〕； h_r —辐射传热系数〔kcal/m²·hr·°C〕； t 、 T —表面温度〔°C〕、〔°K〕； t_o 、 T_o —外界空气(周围壁)温度〔°C〕、〔°K〕； A —表面积〔m²〕； e —表面的黑度(表1-4)。

表1-9、图1-4表示复合传热系数的一个实例。

表1-9 圆管表面的复合传热系数例($h_o + h_r$)
〔kcal/m²·hr·°C〕

(此处是指在温度27°C的室内,经过氧化的单一水平钢管的表面)

管表面与室温的 温度差 $\Delta t = t - 27$	圆 管 的 公 称 直 径						
	1/2"	1"	2"	4"	8"	12"	24"
	15A	25A	50A	100A	200A	300A	600A
28	10.4	9.9	9.4	9.0	8.6	8.4	8.0
55	12.1	11.6	10.8	10.6	10.1	9.8	9.4
83	13.5	12.9	12.3	11.8	11.2	10.9	10.5
110	15.1	14.6	13.9	13.3	12.7	12.4	12.0
140	16.7	16.1	15.3	14.7	14.1	13.8	13.3
165	18.3	17.7	16.9	16.3	15.6	15.3	14.8
230	21.8	21.1	20.4	19.6	19.0	18.7	18.1
280	25.9	25.2	24.4	23.6	22.9	22.5	21.9
335	30.3	29.6	28.8	27.9	27.1	26.9	26.2
390	35.4	34.7	33.8	33.0	32.2	31.8	31.2
445	41.0	40.3	39.4	38.5	37.8	37.4	36.7
500	47.5	46.7	45.8	45.0	44.2	43.8	43.1
555	54.7	53.9	53.0	52.1	51.3	50.9	50.2
610	62.6	61.8	60.8	59.9	59.1	58.7	58.1
665	71.5	70.7	69.7	68.8	68.0	67.6	66.9

上表根据 McAdams, *Heat Transmission* P. 179 的数据换算

例 1-1 水平放置长度 10 米的 2B 钢管(外径 60.5 毫米)内通过 150℃ 的饱和水蒸气,推算室温 27℃ 时裸管的热损失及保温层包裹厚度为 13 毫米(导热系数为 0.049 kcal/m·hr·℃)情况下的热损失。

解 (1) 裸管的情况: 如果管壁热阻忽略不计, 表面温度作为 150℃, 温度差 $\Delta t = 150 - 27 = 123^\circ\text{C}$ 。因此, 根据图 1-4

$$h_c + h_r = 14.5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}.$$

裸管表面积

$$A_1 = \pi DL = \pi \times 0.0665 \times 10 = 1.90 \text{ m}^2$$

热损失

$$q = (h_c + h_r) A_1 \Delta t = 14.5 \times 1.9 \times 123 \approx 3400 \text{ kcal/hr}$$

(指每 10 米长度钢管)

(2) 保温管的情况: 保温后外径为

$$60.5 + 2 \times 13 = 86.5 \text{ mm} = 0.0865 \text{ m}$$

保温层的外表面积为

$$A_2 = \pi \times 0.0865 \times 10 = 2.72 \text{ m}^2$$

平均面积为

$$A_m = \frac{2.72 - 1.90}{2.3 \log \frac{2.72}{1.90}} = 2.28 \text{ m}^2$$

假定保温层的表面温度为 60℃ 左右, 与外界空气的温度差为

$$\Delta t = 60 - 27 = 33^\circ\text{C}$$

由图 1-4，此时的 $(h_c + h_r)$ 约可读得为 $9.5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°C}$ 。热阻为

$$R = \frac{1}{\lambda A_m} + \frac{1}{(h_c + h_r) A_2} = \frac{0.013}{0.049 \times 2.28} + \frac{1}{9.5 \times 2.72}$$

$$= 0.116 + 0.0387 = 0.1547$$

热损失为

$$q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{123}{0.1547} \approx 800 \text{ kcal/hr (指每10米长的2B钢管)}$$

界膜热阻对总热阻的比率为

$$\frac{0.0387}{0.1547} \approx 0.25 (25\%)$$

据此求得温度下降

$$123 \times 0.25 \approx 31 \text{ °C}$$

因此，保温层的表面温度为 $27 + 31 = 58 \text{ °C}$ ，也就是说与开始的假定(60 °C)大致符合。

§ 1.2 传 热 设 备

工业上使用各式各样的传热设备，但大致可分为两类，即间接传热设备(两流体隔着管壁间接地进行热量交换)和直接传热设备(使两流体直接接触而进行流体间热交换的设备)。对于直接传热，拟在蒸发、调湿、吸收等章节涉及，本节仅叙述间接传热设备中有代表性的热交换器。

在用冷却器冷却因化学反应而生成的高温产物的工程中，如果用原料代替冷却水冷却生成物，就能达到节约冷却水和使原料本身预热的目的。这种在温度不同的两流体间进行热量交换，利用了本来损失掉的热量以提高经济性的设备，一般称为热交换器，略称换热器，它的种类有列管式、套管式、盘管式以及其它形式。

一、热交换器的分类与特征

1. 按热交换器结构的分类参阅图1-5 及表 1-10.

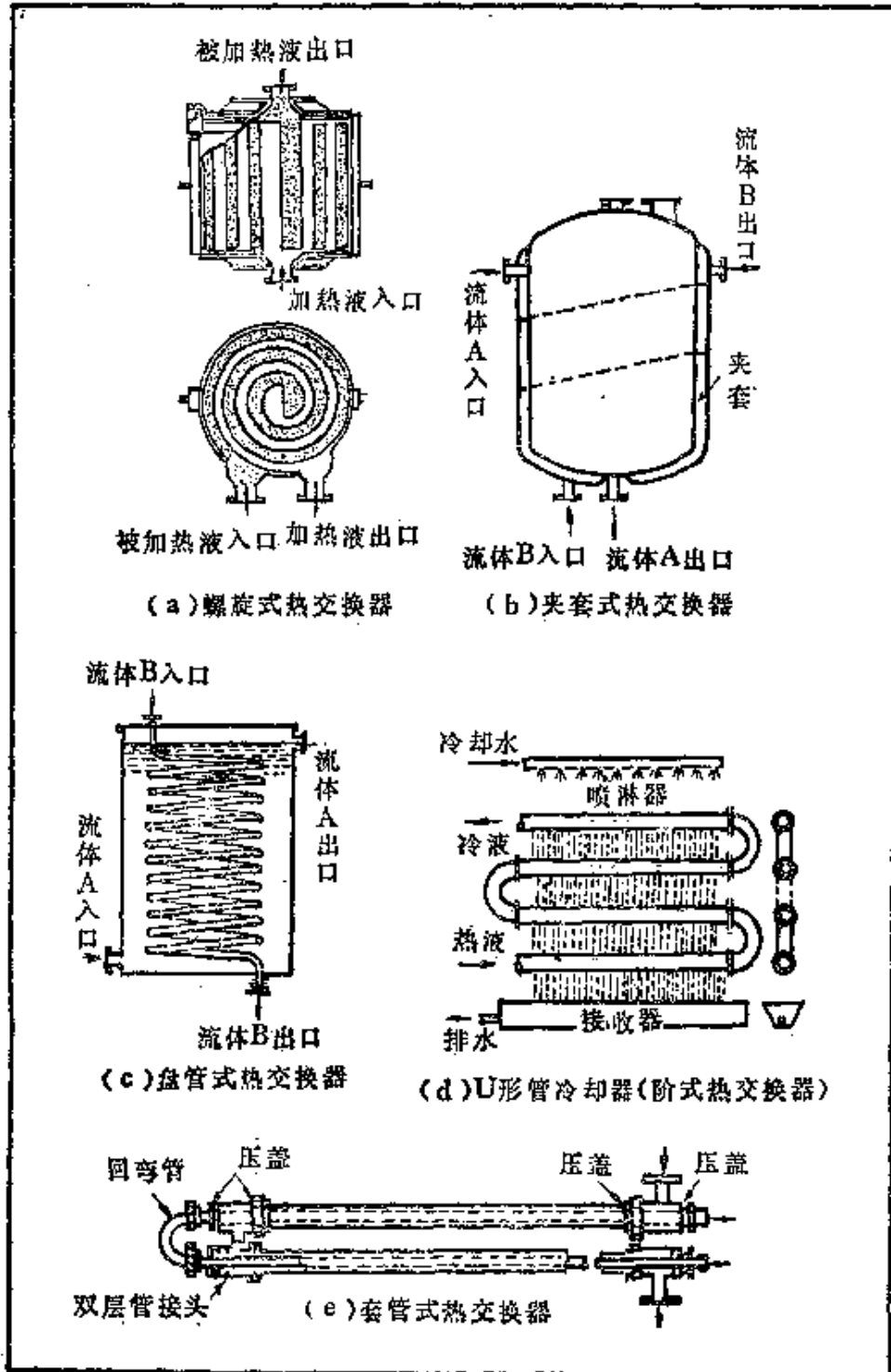


图1-5 各种热交换器

表 1-10 热 交 换 器 的 分 类

形 式	分 类
管 型	列 管 式 (管 壳 式) 套 管 式 盘 管 式 液 膜 式 (再 沸 器 等)
板 型	板 式 满 卷 式 (螺 旋 式) 夹 套 式
特 殊 型	砌 块 式 蓄 热 式

2. 各种热交换器的特征

表 1-11 各 种 热 交 换 器 的 特 征

热交换器的种类	特 征
列管式热交换器	① 单位容积的传热面积大 ② 工业上广泛使用 ③ 加热用、冷却用、冷凝用、蒸发用(再沸器)
套管式热交换器	① 结构简单, 制造容易, 故障少 ② 多用于传热面积小的小容量装置 ③ 结构坚固, 也可以用于高压液体 ④ 附加翅片后能增加传热面积
盘管式热交换器	① 蛇形管内液体或气体、外筒侧液体 ② 蛇管内壁不能清除, 故管内只能通过不易结垢的流体 ③ 小规模用
液膜式热交换器 (U形冷却器)	① 结构简单, 制造费用低 ② 对高压流体、腐蚀性流体有利 ③ 管外淋注冷却水(亦可用空气冷却)
板式热交换器	① 平板、波形板, 多数为压力机加工而成的薄传热板 ② 传热面的拆卸、清扫容易
夹套式热交换器	① 搅拌槽、高压釜的加热、冷却、保温、保冷 ② 传热系数不太大 ③ 小规模适用
砌块式热交换器	① 不透气石墨的立方体、长方体、圆筒 ② 机械性能优良 ③ 传热面积小

3. 各种热交换器的总传热系数

表 1-12 各种热交换器的总传热系数 U 值

形 式	流 体 的 种 类 和 条 件		U [kcal/m ² ·hr·°C]
	壳 侧	管 侧	
列管式热交换器	气体(1大气压)	气体	5~30
	气体(200~300大气压)	气体(200~300大气压)	150~400
	液体	气体(1大气压)	15~60
	液体	气体(200~300大气压)	200~600
	蒸气	液体	150~1000
		液体	300~1000
套管式热交换器	内 管	外 管	
	气体(1大气压)	气体(1大气压)	10~30
	气体(200~300大气压)	气体(1大气压)	20~50
	气体(200~300大气压)	气体(200~300大气压)	150~400
	气体(200~300大气压)	液体	200~500
		液体	300~1200
盘管式热交换器	蛇 管 内	容 器 侧	
	气体(200~300大气压)	水	150~400
	气体(1大气压)	水, 盐水	20~50
	液体	水, 盐水	200~600
		水, 盐水	300~800
液膜式热交换器	管 内	管 外	
	气体(1大气压)	冷水淋注	20~50
	气体(200~300大气压)		150~300
	液体		250~800
		冷凝蒸气	300~1000
板式热交换器	气体——水		20~50
	液体——水		300~1000
夹套式热交换器	夹 套 侧	容 器 侧	
	冷凝蒸气	液体	400~1200
	冷凝蒸气	沸腾液	600~1500
	冷水, 盐水	液体	150~300

(根据若尾法昭, 化学工程 Vol.15, No.7 (1970))

4. 在热交换器内的温度分布

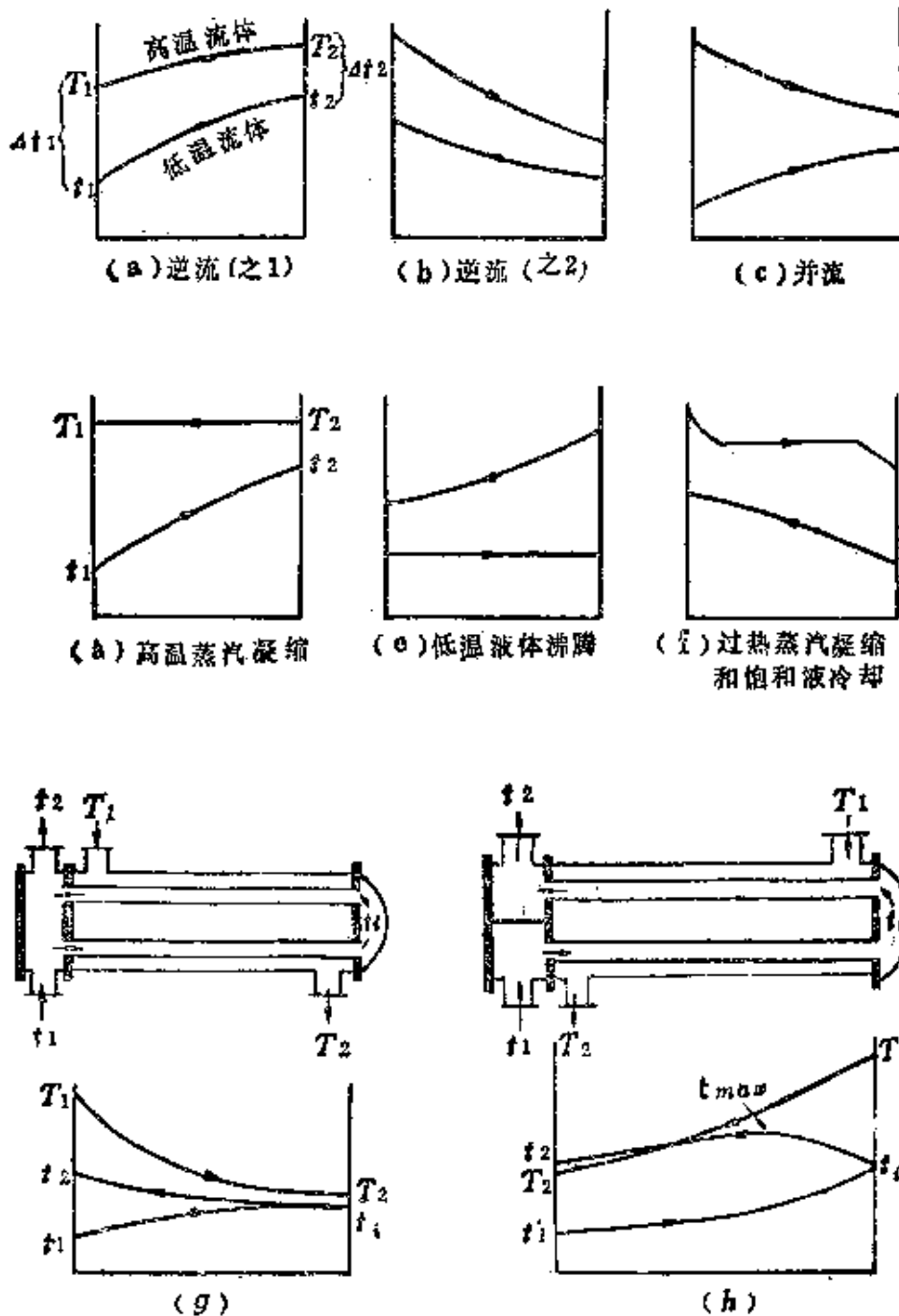
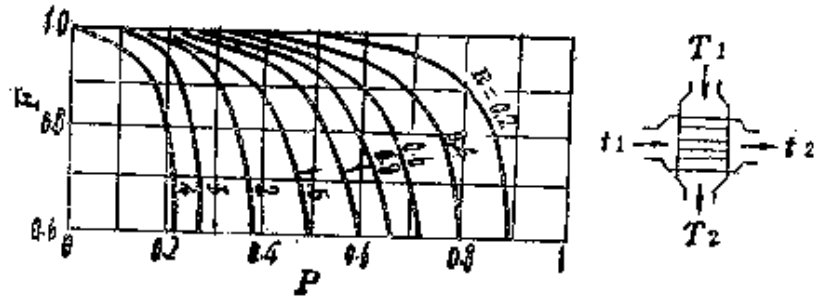


图 1-6 在热交换器中的温度分布



F: 温度差修正系数

$$P = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$R = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

此为叉流(一面混合, 另一面不混合)的情况

图1-7 温度差修正系数

二、列管式热交换器

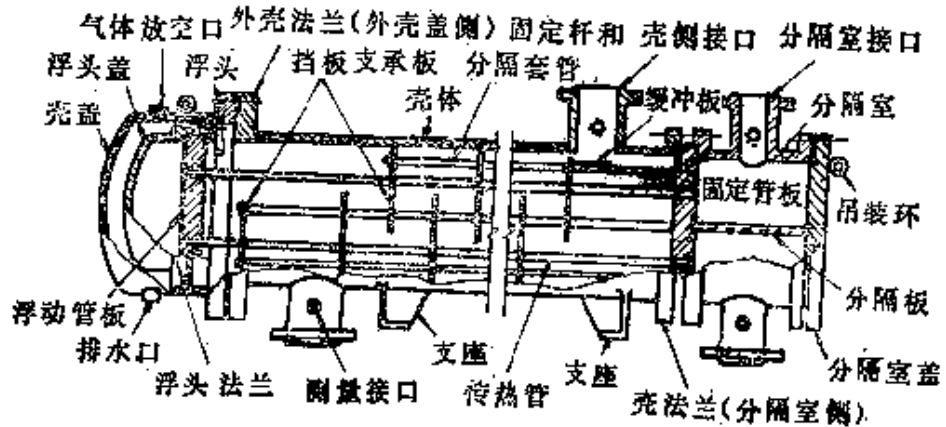


图1-8 列管式热交换器的各部分名称

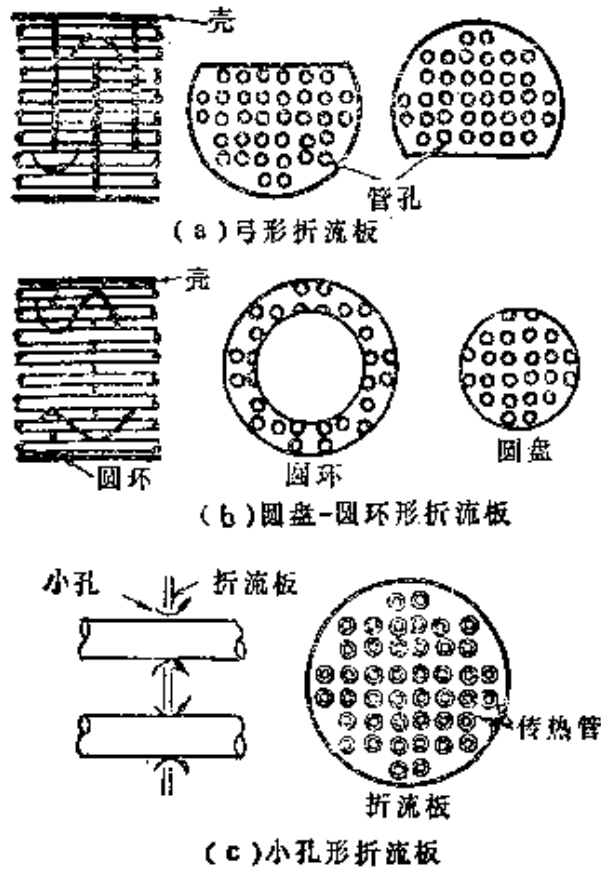


图 1-9 列管式热交换器中各种折流板例

1. 列管式热交换器的流体选择

表 1-13 列管式热交换器的流体选择

管 侧 (管 内) 流 体	壳 侧 (管 外) 流 体
① 容易产生污垢的流体 ② 含固体颗粒易于结垢的流体 ③ 高压流体 ④ 腐蚀性流体	二流体中流量较小的 (壳侧扫除不便, 而且要做到耐压、耐蚀比较困难。)

[注] 传热管普通多用外径 19~25mm, 长度 5~6m 的管子。

2. 列管式热交换器的管子固定方式

表 1-14 列管式热交换器的管子固定方式

形 式	特 征
浮 头 式	① 管内外、壳侧都容易清洗(适用易污垢流体) ② 因能自由膨胀, 故适合温度差大的场合 ③ 管子拆换容易 ④ 制造费用高
固 定 管 板 式	① 结构简单 ② 壳侧不能清洗 ③ 适用于流体温差小, 污垢少的场合 ④ 壳侧与管侧的温度差较大时, 必需设置膨胀圈
U 形 管 式 (hair-pin 式)	① 可以自由热膨胀 ② 因为管束移出容易, 所以管外或壳侧可以清洗 ③ 也能用于高压流体(管侧) ④ 内管无法替换, 管内不能清洗

3. 列管式热交换器的管子排列方式

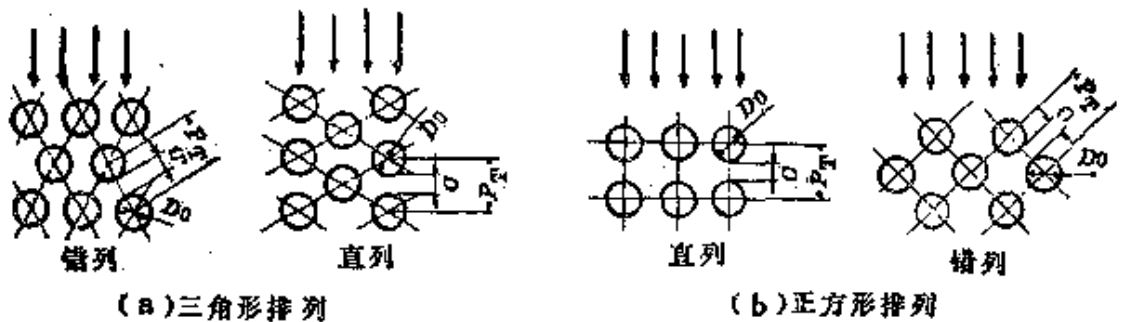


图 1-10 列管式热交换器的管子排列方式

4. 列管式热交换器的总传热系数

表 1-15 列管式热交换器的总传热系数 U

(c)

设备名称	高温侧	低温侧	$U(\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C})$
冷 凝 器	水蒸气(高压)	水	1750~3750
	水蒸气(真空)	水	1500~3000
	有机溶剂(饱和蒸气, 常压)	水	500~1000
	有机溶剂(饱和蒸气, 减压)*	水-盐水	250~600
	有机溶剂(不饱和, 常压)**	水-盐水	100~400
	有机溶剂(不饱和, 减压)**	水-盐水	50~250
	低沸点烃类(常压)	水	400~1000
高沸点烃类(减压)	水	50~150	
加 热 器	水蒸气	水	1250~3750
	水蒸气	轻油	250~750
	水蒸气	重油	50~400
	水蒸气	有机溶剂	500~1000
	水蒸气	气体	25~250
	有机载热体(道生)	气体	20~200
	有机载热体(道生)	重油	40~300
蒸 发 器	水蒸气	水	1750~3750
	水蒸气	有机溶剂	500~1000
	水蒸气	轻油	400~900
	水蒸气	重油(减压)	125~375
	水	冷媒	375~750
	有机溶剂	冷媒	150~600
热 交 换 器 (无相变的情况)	水	水	750~1500
	有机溶剂	水	250~750
	气体	水	15~250
	轻油	水	300~800
	重油	水	50~250
	有机溶剂	轻油	100~350
	水	盐水	500~1000
	有机溶剂	盐水	150~450
	气体	盐水	15~250
	有机溶剂	有机溶剂	100~300
重油	重油	40~250	

〔注〕*含部分不凝性气体 **含大量不凝性气体

〔根据 Coulson & Richardson, *Chemical Engineering*, Vol. 1 (1964), P. 269〕

(b)

设备名称	高温侧	低温侧	U [kcal/m ² ·hr·°C]
冷 却 器	水	水	1200~2400
	甲醇	水	1200~2400
	氨	水	1200~2400
	水溶液	水	1200~2400
	轻质有机液体*	水	360~730
	中质有机液体**	水	240~610
	重质有机液体***	水	24~37
	气体	水	10~240
	水	盐水	490~980
	轻质有机液体	盐水	195~490

〔注〕 * 0.5 厘泊以下：苯、甲苯、丙酮、乙醇、汽油、煤油等。

** 0.5~1.0 厘泊：煤油、轻油、原油等。

*** 1.0 厘泊以上：轻油、润滑油、燃料油、重油、焦油、沥青等。

〔根据 Kern, *Process Heat Transfer* (1950), P.840〕

5. 列管式热交换器的传热管根数

表 1-16 传 热 管 标 准 厚 度

管 外 径	炭素钢、铝、铝合金		铜、铜合金		其它合金	
	伯明翰线规 (BWG)	mm	伯明翰线规 (BWG)	mm	伯明翰线规 (BWG)	mm
3/4英寸(19.0mm)			18	1,245	18	1,245
	16	1,651	16	1,651	16	1,651
	14	2,108	14	2,108	14	2,108
1英寸(25.4mm)	14	2,108	16	1,651	18	1,245
	12	2,769	14	2,108	16	1,651
	10	3,404	12	2,769	14	2,108
					12	2,769

表 1-17 列管式热交换器传热管的根数 { 上列：浮头式
下列：固定管板式

管 外 径 间 距 与 排 列	25.4 mm				19.0 mm				
	32 mm □		32 mm △		25 mm □		25 mm △		
	单程	双程	单程	双程	单程	双程	单程	双程	
壳	350	61	60	74	72	109	108	126	118
		74	93	88	78	129	124	151	128
	400	87	86	100	98	150	144	170	164
		102	98	121	110	171	162	206	188
	450	112	108	130	128	196	188	220	216
		122	124	149	138	212	208	251	242
壳	500	145	138	168	164	246	239	286	278
		166	158	186	180	275	266	316	302
	550	184	178	211	202	308	306	357	354
		196	194	235	216	331	324	380	368
内	600	219	216	258	246	373	358	433	412
		241	228	271	266	402	374	460	446
	650	266	254	307	296	439	432	511	494
		291	276	330	316	479	464	559	526
内	700	302	296	361	350	517	506	594	578
		339	332	388	380	554	536	647	622
径	750	356	348	421	408	593	576	686	668
		388	382	448	438	651	624	748	716
	800	419	406	480	468	673	664	789	776
		446	436	512	498	739	712	856	820
(mm)	850	481	464	542	534	777	768	913	882
		510	492	583	570	837	812	970	934
	900	529	518	614	606	878	868	1027	1002
		573	562	658	638	949	914	1095	1036
	950	593	588	684	680	992	964	1147	1116
		641	670	741	714	1060	1021	1233	1186
	1000	665	644	752	740	1082	1064	1261	1232
		701	692	823	808	1173	1150	1353	1326
1100		796	792	925	912	1316	1312	1542	1508
		855	848	1001	986	1427	1384	1658	1620

* 管子排列方式参考图1-12。

6. 列管式热交换器的设计计算程序

由于列管式热交换器目前在工业生产上应用最广，故将其设计计算方法作一大致介绍，程序如下：

(1) 选定管内流速 u_i [m/sec] 选用流速大时无疑可使管内传热系数增大，降低设备投资，但因压力损失大体上和流速的二次方成正比，故流速过大又会提高运转操作费用，与选择输送管道的经济管径一样，这里也有一个经济流速问题，同时还得考虑管道的磨蚀作用，进行经济上的权衡。

一般说，由于湍流传热效率总要比滞流高得多，所以原则上应将流速 u_i 选在湍流区，按雷诺准数 Re 应大于 10^4 进行核算，当然对于粘度特大的油类等流体，也可按滞流范围进行设计。

(2) 管子直径 d 及程数确定 传热管直径按市场商品规格选用，一般常为 19 及 25.4mm (表1-17)，管子过细会增加长度，并不经济，管长与管径的最适比值可用经验式估算。

在假定管径后(在以后计算中如发现此管径并不合适，则可再行调整)，由上面选定的 u_i 和已知处理量，即可定出一程通过的管数 n 。经圆整后，确定实际流速 u_i 及总管数 N 核算雷诺准数。

(3) 决定壳体内径 D [mm, m] 由程数与总管数，根据管子的排列方式及选择的中心距，由表 1-17 确定壳体内径 D 。此时可画一花板草图，在图上作少量的管数调整(在总管数与表列值并不吻合时)。

对正三角形排列，壳体内径还可按下式计算。

$$D = \frac{1}{3} p (\sqrt{69 + 12\sqrt{N}} - 3) + d_s \quad [\text{mm}]$$

式中： $N < 200$ ， p —中心距[mm]， d_s —管外径[mm]。

(4) 计算管内传热膜系数 h 按具体情况，选用(1-16)~(1-21)式进行计算。

(5) 选定管外流速 u_o [m/sec] 与管内流速 u_i 的考虑因素

相同,既不使压力损失太大,又不希望流体作滞流流动,以此确定 u_s 的上下限。

管外流动的截面除了与管束平行的情况外,是很不规则的,实际流速 u_s [m/sec] 随情况不同而异,一般按如下二原则计算 u_s 。

与管束成垂流流动时,取管间最狭截面的流速作为 u_s ;

有折流板时按下式计算:

$$u_s = \frac{W/3600}{(D - n_s d_s) B \cdot \rho} \quad [\text{m/sec}]$$

式中: n_s —流经最大截面处的管数, W —流量 [kg/hr], B —折流板间距 [m], ρ —流体密度 [kg/m³].

(6) 管外传热膜系数 h_s [kcal/m² · hr · °C] 按具体情况选用 (1-26)~(1-28) 式进行计算,其它情况(不符合公式应用条件时)可查阅有关手册。

(7) 计算总传热系数 U [kcal/m² · hr · °C] 总传热系数计算式可简化为

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{1}{h_0} \quad \text{或} \quad \frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_s}$$

因管壁极薄,加之导热良好,忽略管壁导热阻力及基准面积的修正并不会引起多大误差,要考虑污垢阻力时, $\frac{1}{h_0}$ 按表(1-5)选择。对于有使用热交换器经验而又是作大致估算的, U 值也可从表(1-15)直接选用。

(8) 计算传热面积 A [m²] 按传热速率式求出

$$q = UA\Delta t$$

式中: Δt 应取进出口温差的对数平均值,见式(1-15)。对非并流或逆流的情况,还得对温度差数值进行相应的修正。

(9) 计算管长 l [m] 由传热面积 A 及设定的管径 d 与总管

数 N 求取之, 即

$$l = \frac{A}{\pi d N}$$

求得的 l 值应注意与选定的壳体内径 D 比例适当, 还要考虑商品管长规格。

(10) 最后按(1-29)~(1-31)式计算压降, 以便确定运转中的动力消耗。

三、传热膜系数和压力损失

1. 套管式热交换器的传热系数

内管的内面和外面的传热膜系数 h 可由式(1-16)~(1-21)的基本式求得。但对内管外面部分应由式(1-24)求出当量直径* D_e 为内径, 作管内湍流计算(图1-11)。

$$\begin{aligned} D_e &= 4 \left(\frac{\text{环状流路截面积}}{\text{浸润长度}} \right) \\ &= 4 \left[\frac{\frac{\pi}{4}(D_1^2 - D_2^2)}{\pi D_2} \right] \\ &= \frac{D_1^2 - D_2^2}{D_2} \end{aligned} \quad (1-24)$$

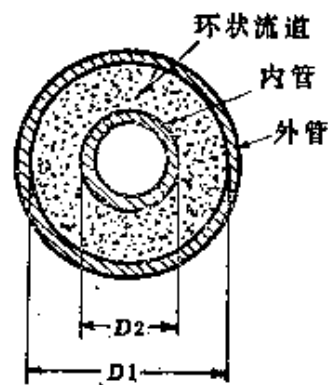


图 1-11 套管式热交换器

式中: D_1 —外管内径(m), D_2 —内管外径(m)。

另外, 计算环状流路的压力损失时当量直径 D_e 根据式(1-25)计算。

$$D_e = 4 \times \frac{\frac{\pi}{4}(D_1^2 - D_2^2)}{\pi(D_1 + D_2)} = D_1 - D_2 \quad (1-25)$$

*关于当量直径在第九章流体的处理中作详细叙述。

2. 列管式热交换器管外的传热膜系数 h_o

在 $2 \times 10^3 < Re < 10^6$ 、弓形折流板 (25% 切除, 图 1-13) 的场合

$$\frac{h_o D_e}{\lambda} = 0.36 \left(\frac{D_o G}{\mu} \right)^{0.55} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (1-26)$$

式中: μ_w —取管壁温度的数值, 其它物性以管外流体的平均温度值为准,

质量速度为

$$G = W/a \quad [\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}]$$

垂直于流动方向的最小截面积为

$$a \approx \frac{D_s}{P_T} (P_T - D_o) B \quad [\text{m}^2]$$



图 1-12 圆管的排列
(粗直线部分表示浸润周边)

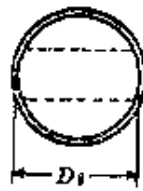
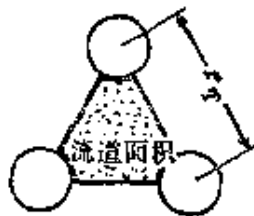


图 1-13 25%缺口的弓形
(半月形)折流板

式中: h_o —管外面的传热膜系数 $[\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}]$, D_e —管的当量直径 $= 4$ [流路面积(自由面积)/浸润长度(浸润周边的长度)], W —壳侧的流量 $[\text{kg}/\text{hr}]$, D_s —壳的内径 $[\text{m}]$, D_o —管外径 $[\text{m}]$, P_T —管排列的间距 $[\text{m}]$, B —折流板相互的间隔 $[\text{m}]$.

此外, h_o 、 l 、 G 、 μ 、 μ_w 、 C_p 等的单位均见表 1-1。

当量直径 D_e (m)

正 方 形 排 列	正 三 角 形 排 列
$\frac{4 \left(P_T^2 - \frac{\pi}{4} D_o^2 \right)}{\pi D_o}$	$\frac{4 \left(\frac{\sqrt{3}}{4} P_T^2 - \frac{1}{2} \times \frac{\pi}{4} D_o^2 \right)}{\frac{\pi}{2} D_o}$

空气、气体场合的简易式 ($Re > 2000$) 为

$$h_o = 0.156 C_p \times \frac{(G_{\max})^{0.6}}{D_o^{0.4}} \quad (1-27)$$

式中: G_{\max} —最大质量速度(最狭部分的质量速度) [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$].

[注] 若以 D_o (cm) 表示管外径, 则取系数 0.98.

水场合的简易式:

$$h_o = 6500(1 + 0.01t) \left(\frac{u^{0.6}}{D_o^{0.4}} \right) \quad (1-28)$$

式中: u —流速 (m/sec), D_o —管外径 (cm).

3. 列管式热交换器的压力损失

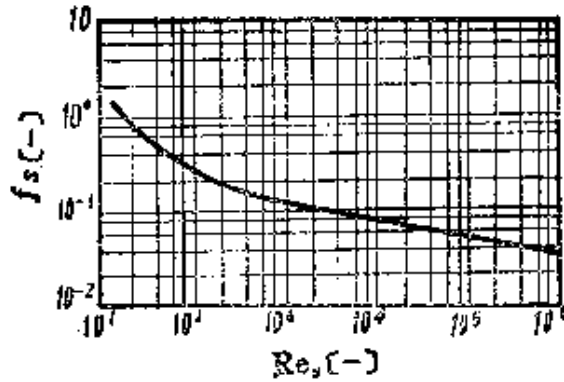
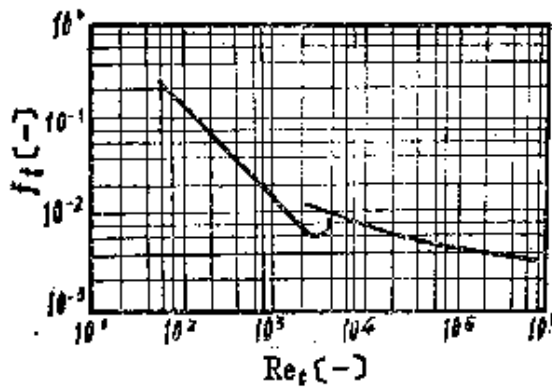
管侧(管内)的压力损失为 $\Delta P_t + \Delta P_r$ [kg/m^2].

$$\left. \begin{array}{l} \text{直管部分: } \Delta P_t = \frac{2 f_t \bar{u}^2 L n}{g_c D \phi_t} \rho = \frac{2 f_t G^2 L n}{g_c \rho D \phi_t} \end{array} \right\} \quad (1-29)$$

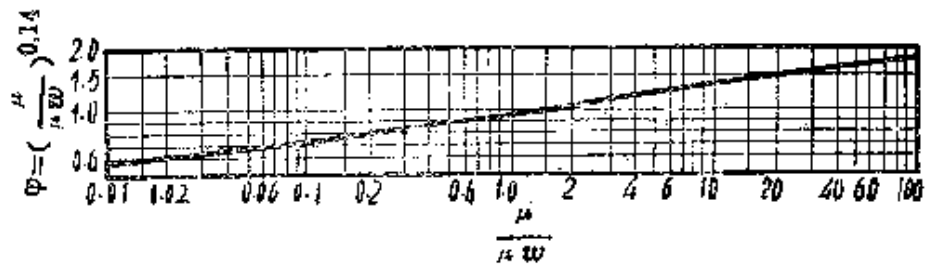
$$\left. \begin{array}{l} \text{分隔室: } \Delta P_r = \frac{2 \bar{u}^2 \rho n}{g_c} = \frac{2 G^2 n}{g_c \rho} \end{array} \right\} \quad (1-30)$$

但对气体, ΔP_r 可以忽略。壳侧(管外)的压力损失为

$$\Delta P_s = \frac{2 f_s G_s^2 D_s (N+1)}{g_c D_e \phi_s} \rho_s \quad (1-31)$$

图 1-14 壳侧摩擦系数 f_s 图 1-15 管内摩擦系数 f_t

式中： f_t —管内摩擦系数(图 1-15)， \bar{u} —管内平均流速[m/sec]， L —管长[m]， n —管程数， g_c —重力换算系数 [=9.80kg·m/sec²·kg]， D —管内径[m]， ϕ_t —管侧粘度修正系数 [= $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$] (图 1-16)， G —管内质量速度 (= $u_t \rho_t$) [kg/m²·sec]， ρ —管内流体的密度 [kg/m³]， f_s —壳侧摩擦系数(图 1-14)， D_s —壳的内径[m]， N —折流板数 [$D_s(N+1)$ 为流体的流动长度]， ϕ_s —壳侧粘度修正系数 [= $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$] (图 1-16)， D_e —当量直径， ρ_s —壳侧流体的密度 [kg/m³]， G_s —壳侧的质量速度， μ —流体的粘度， μ_w —以管壁温度为准的流体粘度。

图1-16 粘度修正系数 ϕ

例 1-2 在 9 kg/cm^2 的加压条件下, 用列管式冷凝器, 每小时计划冷凝 27000 kg 异丁烷蒸气, 使用 28°C 的冷却水。传热管外径 19 mm , 厚度 1.6 mm , 设计此冷凝器。其中, 设此设备蒸气侧(壳侧)的传热膜系数为 $750 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 。

根据数据资料, 纯异丁烷于 9 kg/cm^2 压力下的沸点为 60°C , 此温度下的蒸发潜热约为 66.9 kcal/kg 。

(CRC: *Handbook of Chemistry and Physics*, 50th ed, E-25)

解 热负荷为

$$q = 27000 \times 66.9 = 1810000 \text{ kcal/hr}$$

因异丁烷的冷凝的温度约为 60°C , 为安全起见, 冷却水出口温度控制在 40°C 。

冷却水量为

$$\frac{1810000}{1 \times (40 - 28)} = 151000 \text{ kg/hr}$$

为决定热交换器的尺寸, 根据经验设定此种情况的总传热系数为 $400 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 。

异丁烷 $60^\circ\text{C} \longrightarrow 60^\circ\text{C}$, 冷却水 $28^\circ\text{C} \longrightarrow 40^\circ\text{C}$, 平均温度差为

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{20 + 32}{2} = 26^\circ\text{C}$$

所需传热面积

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{1810000}{400 \times 26} = 174 \text{m}^2$$

对于传热管

外径: $D_o = 19 \text{mm} = 0.019 \text{m}$

内径: $D_i = 19 - 2 \times 1.6 = 15.8 \text{mm} = 0.0158 \text{m}$

单位长度的表面积

$$\pi D_o L = \pi \times 0.019 \times 1 = 0.0597 \text{m}^2/\text{m}$$

截面积

$$\frac{\pi}{4} D_i^2 = \frac{\pi}{4} (0.0158)^2 = 1.96 \times 10^{-4} \text{m}^2$$

所需传热管的总长度为

$$\frac{174}{0.0597} = 2920 \text{m}$$

如果用长度 5 米的圆管, 则 $2920/5 = 584$ 根。采用壳侧单程, 管侧四程的热交换器(浮头式), 如果作间距为 25mm 的三角形排列, 则壳体内径大约需要 750mm。

每 1 流程

$$584/4 = 146 \text{根}$$

每根管内冷却水的流量为

$$\frac{151000}{146} = 1033 \text{kg/hr} \approx 1.033 \text{m}^3/\text{hr}.$$

管内的平均流速为

$$\frac{1.033}{1.96 \times 10^{-4} \times 3600} = 1.46 \text{m/sec}$$

(根据经验, 此为适当流速,)

由近似式(1-21)求管内面(水)的传热膜系数, 水的平均温度
 $t = (28 + 40)/2 = 34^\circ\text{C}$, $u' = 1.46\text{m/sec}$, $D' = 1.58\text{cm}$

$$\begin{aligned} h &= 3100(1 + 0.015t) \frac{(u')^{0.8}}{(D')^{0.2}} \\ &= 3100(1 + 0.015 \times 34) \frac{1.46^{0.8}}{1.58^{0.2}} \\ &= 3100 \times 1.51 \times \frac{1.135}{1.110} \\ &= 4790\text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

其次要讨论总传热系数 U 的数值是否合适, 现忽视管壁的热阻, 并推定污垢热阻在蒸汽侧约为 0.0001, 水侧约为 0.0004 (表1-5).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{4790} + \frac{1}{750} + 0.0001 + 0.0004$$

两边同乘以 10000, 则成下式

$$\frac{10000}{U} = 2.088 + 13.33 + 5 \approx 20.42$$

$$\therefore U \approx 490\text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

也就是说, 开始的假定稍为小了一点.

例 1-3 有一原油和自精馏塔底排出重油进行换热的热交换器, 壳侧单程, 内径为 590mm; 传热管外径 19mm, 壁厚 2.1mm, 长度 3.66m, 324 根排列成间距为 25mm 的正方形; 用 25% 切口的弓形折流板(挡板), 间距 230mm.

运转实况如下.

管侧: 原油 136000kg/hr, $21^\circ\text{C} \rightarrow 58^\circ\text{C}$ (平均 39.5°C)

壳侧: 重油 117000kg/hr, $146^\circ\text{C} \rightarrow 107^\circ\text{C}$ (平均 126.5°C)

主要物性(平均值)如下表

物 性	原 油	重 油
比热 C_p [kcal/kg · °C]	0.48 [39.5°C]	0.53 [127°C]
粘度 μ (cP)	2.9 [39.5°C]	5.2 [105°C]
导热系数 λ [kcal/m · hr · °C]	0.116 [39.5°C]	0.103 [105°C]
比重 [—]	0.826 [39.5°C]	0.868 [150°C]

试讨论此换热器的传热系数。

解 现考察热量衡算

原油 $q = 138000 \times 0.48 \times (58 - 21) = 2420000 \text{ kcal/hr}$

重油 $q = 117000 \times 0.53 \times (146 - 107) = 2420000 \text{ kcal/hr}$

壳侧(重油)传热膜系数 h_o 的数值求法如下:

管壁平均温度 $(39.5 + 126.5)/2 = 83^\circ\text{C}$

管外界膜平均温度 $(126.5 + 83)/2 = 105^\circ\text{C}$

在 105°C 时粘度为 5.2cP 的重油在 126.5°C (本体温度)时假定为 2.9cP , 83°C (管壁温度)时假定为 6cP 。

对于有效流经的截面积 a , 求法如下:

壳内径 $D_i = 0.59\text{m}$, 管排列间距 $P_T = 0.025\text{m}$, 管外径 $D_o = 0.019\text{m}$, 折流板间隔 $B = 0.23\text{m}$ 。

$$a = \frac{D_i}{P_T} (P_T - D_o) B$$

$$= \frac{0.59}{0.025} (0.025 - 0.019) \times 0.23 = 0.0326\text{m}^2$$

正方形排列的当量直径 D_e 为

$$D_e = \frac{4(P_T^2 - \frac{\pi}{4}D_o^2)}{\pi D_o} = \frac{4(0.025^2 - \frac{\pi}{4}0.019^2)}{0.019\pi}$$

$$= 0.0229\text{m}$$

$$G = \frac{W}{a} = \frac{117000}{0.0326} = 3590000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$$

$$\mu = 5.2 \text{ cP} = 5.2 \times 3.6 \text{ kg/m} \cdot \text{hr} = 18.7 \text{ kg/m} \cdot \text{hr}$$

$$\left(\frac{D_e G}{\mu}\right)^{0.55} = \left(\frac{0.0229 \times 3590000}{18.7}\right)^{0.55} = 4400^{0.55} = 101$$

$$\left(\frac{C_p \mu}{\lambda}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0.53 \times 18.7}{0.103}\right)^{\frac{1}{3}} = (96.2)^{\frac{1}{3}} = 4.58$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = \left(\frac{2.9}{6}\right)^{0.14} = (0.483)^{0.14} = 0.903$$

$$\therefore \frac{h_p \times 0.0229}{0.103} = 0.36 \times 101 \times 4.58 \times 0.903$$

$$h_o = 680 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°C}$$

管内面传热膜系数 h_i 的数值求法如下

单程管子根数为 $324/2 = 162$ 根，外径 19mm，长度 3.66m，壁厚 2.1 mm，则内径为 $19 - 2 \times 2.1 = 14.8 \text{ mm}$ 。

$$\text{外表面积 } \pi D_o L = \pi \times 0.019 \times 3.66 = 0.218 \text{ m}^2$$

$$\text{内截面积 } \frac{\pi}{4} D_i^2 = \frac{\pi}{4} \times (0.0148)^2 = 1.72 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{质量速度 } G = \frac{136000}{162 \times (1.72 \times 10^{-4})} = 4880000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$$

$$\left(\frac{DG}{\mu}\right)^{0.8} = \left(\frac{0.0148 \times 4880000}{2.9 \times 3.6}\right)^{0.8} = 6920^{0.8} = 1180$$

$$\left(\frac{C_p \mu}{\lambda}\right)^{0.4} = \left(\frac{0.48 \times 10.42}{0.116}\right)^{0.4} = (42.3)^{0.4} = 4.47$$

$$\therefore \frac{h_i(0.0148)}{0.116} = 0.023 \times 1180 \times 4.47$$

$$h_i = 952 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°C}$$

如果求以外表面积为基准的热阻(不考虑污垢),则有

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_o} &= \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} \left(\frac{A_o}{A_i} \right) = \frac{1}{680} + \frac{1}{952} \left(\frac{19}{14.8} \right) \\ &= 0.00147 + 0.00135 = 0.00282 \end{aligned}$$

总传热面积 $0.218 \times 324 = 70.9 \text{ m}^2$

平均温度差 $\Delta t = 126.5 - 39.5 = 87 \text{ °C}$

此热交换器可允许的最高热阻, 可由 $q = UA\Delta t$ 式按以下方法求取:

$$\frac{1}{U_m} = \frac{A\Delta t}{q} = \frac{70.9 \times 87}{2420000} = 0.00255$$

由此可知, 此热交换器已几乎没有余量了。

四、传热媒体

如果在高温下, 正好也有如在低温时的水蒸气一样的物质时, 即可用于高温下蒸发而无需很高压力。例如, 水算是一种最出色的传热媒体, 但在高温下会产生极高的压力。

为此, 如表 1-18 所列, 正在开发各种在高温下蒸气压较低的传热媒体。例如, 联苯($C_6H_5-C_6H_5$, 沸点 255 °C 、熔点 70 °C)和二苯醚($C_6H_5-O-C_6H_5$, 沸点 259 °C , 熔点 28 °C)熔点都过高, 但是, 如以大约 26.5% 的联苯和二苯醚组成共融混合物时, 其熔点就只有 10 °C 左右, 在 400 °C 左右还是稳定的, 这类传热媒体称为“道生”(“Dowtherm A”),

其它, 以烷基萘为主要成分的“SK-Oil# 260”(沸点 263 °C)

等也正在工业上实际使用。

表 1-18 代表性传热媒体的使用温度

使 用 温 度 [°C]	使 用 的 传 热 媒 体
150~250	Dow therm E, SK* 170
250~350	Dow therm A, SK* 240, SK* 260
350~500	水银, 熔融金属, HTS*, TAS**
500~1000	He, N ₂ , CO ₂ , 熔融金属

〔注〕 *HTS (heat transfer salt)

**TAS (tetraaryl silicate)

第二章 蒸 发

化学工业中的所谓蒸发,系指使溶液中的水分气化,以浓缩成更浓溶液的操作。工业上蒸发一般在沸腾情况下进行,但有时也有只在液体表面气化的情况,对这种现象要特地加以区别时,可称之为挥发。

一般液体达到其蒸汽压等于外压的温度时就沸腾,而实际上沸腾温度要比此稍高。作为蒸发的热源普通都用水蒸气。

§ 2-1 蒸发操作的关系式

对于蒸发现象用下列关系式表示(图 2-1)。式中所使用的符号列于表 2-1。

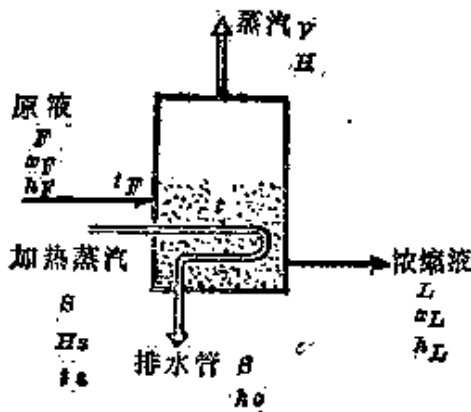


图 2-1

传热速率方程式

$$q = UA\Delta t_m \quad (2-1)$$

总物料衡算方程式

$$F = L + V \quad (2-2)$$

溶质物料衡算方程式

$$Fx_F = Lx_L \quad (2-3)$$

应蒸发水量方程式

$$V = F \left(1 - \frac{x_F}{x_L} \right) \quad (2-4)$$

热量(焓)衡算方程式*

$$Fh_F + SH_S = VH + Lh_L + Sh_G \quad (2-5)$$

在只利用加热蒸汽潜热的情况下,相应的方程式为

$$Fh_L + S\lambda = VH + Lh_L \quad (2-6)$$

若以 C [kcal/kg·°C] 作为温度 $0 \sim t$ 间的平均比热,则液体的热焓(以 0°C 为基准)即如下式

$$h = C(t - 0) \text{ [kcal/kg]}$$

表 2-1 本章使用的符号(之一)

	原 液	浓 缩 液	加 热 蒸 汽	发 生 蒸 汽	排 水
流量 [kg/hr]	F	L	S	V	S
温度 [°C]	t_F	t_L	t_s	t	t_s
溶质浓度 [重量分数]	x_F	x_L			
焓 [kcal/kg]	h_F	h_L	H_S	H	h_G

〔注〕1. 以饱和水蒸气作为加热蒸汽。

2. 排水(冷凝水)以饱和水排出。

3. 因此,在温度 t_s 时水的蒸发潜热(冷凝热)如为 λ [kcal/kg], 则

$$\lambda = H_S - h_G$$

一、原液温度影响

除垂直长管型蒸发器外,大多数蒸发器的液容量都非常大,原液温度几乎不影响蒸发器内的液温。因此,蒸发器内的液温可以

* 在溶质溶解热不能忽略时,必须由焓-组成线图来考虑热量衡算。

认为就是浓缩液(产品)的沸点。原液通常用外加热器预热至接近沸点后加入。

二、加热蒸汽、排水的温度

也有用过热水蒸气作热源的,但一般因过热程度不太大,其显热与潜热相比几乎可以忽略不计,故仍可看作是饱和蒸汽。另外,蒸汽冷凝的排水通常作为饱和水排出,即使比饱和温度低2~3度也不于考虑。

三、沸点升高

1. 因溶质引起的沸点升高

除特别稀的溶液以外,一般溶液的比热、沸点、蒸发潜热与纯水相比均有很大差别。理想溶液的沸点可以根据拉乌尔定律**推算,但是浓溶液或电解质溶液的沸点则通常由杜林(Dühring)线图求取。对于蒸发潜热,稀薄水溶液可由水蒸气表求出的值代用,浓溶液则根据(2-7)式求算。

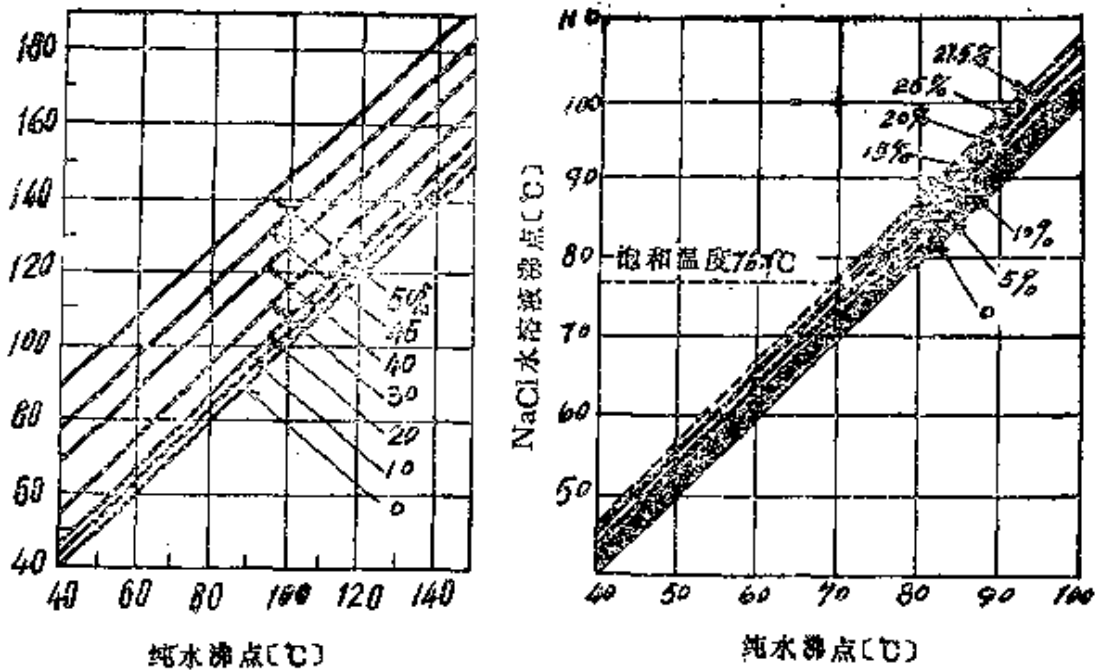
$$\lambda = \lambda_w \left(\frac{T}{T_w} \right)^2 \left(-\frac{dT_w}{dT} \right) \quad (2-7)$$

式中: λ —在水溶液沸点 $T(^{\circ}\text{K})$ 时的潜热, λ_w —在纯水沸点 $T_w(^{\circ}\text{K})$ 的潜热, dT_w/dT —杜林线图的斜率(如果是稀溶液则 $dT_w/dT \approx 1$), $T-T_w$ —由于溶质的存在而引起沸点的升高(BPR)。

**拉乌尔定律:

$$p = P^{\circ}(1 - x)$$

式中: P° —在温度 t 时纯水的饱和蒸汽压, x —溶质的分子分数, p —在温度 t 时水溶液的蒸汽压(此值若与外压相等就沸腾了),



(a) 氢氧化钠水溶液图例

(b) 氯化钠水溶液图例

图 2-2 Dühring 线图

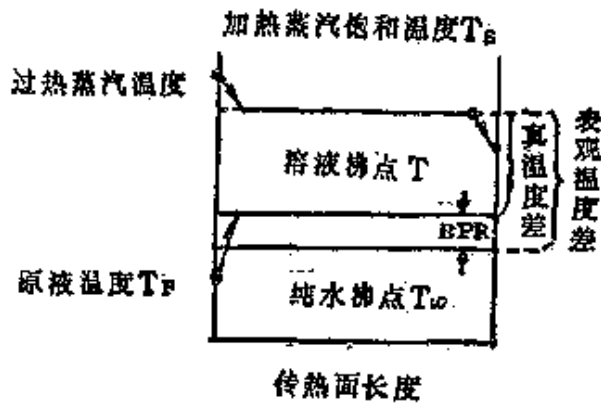


图 2-3 蒸气器内的温度分布

〔注〕 一般因为蒸发器内的温度分布很复杂，所以通常测定蒸发室的压力 p ，由水蒸气表求取饱和蒸汽压 p 时的 T_w (称此为表观液温)，再加上 BPR 即为溶液的沸点 T 。

由液温 t 发生的蒸汽温度严格说应为 T ，比对应蒸发室压力 p 的纯水沸点 T_w 过热 $T - T_w$ ，但这个过热度一般是忽略的，仍作为 p 或 T_w 时的饱和蒸汽处理。

2. 因液深引起的沸点升高

在常压下问题不大,但在减压蒸发时影响就大了,此时必须计及由静压头 $P_H - P$ 引起的沸点升高(BPR)。

$$P_H = P + \gamma \Delta H$$

式中: P_H —在传热面处的总压力[kg/cm²], P —蒸发室的压力[kg/cm²], ΔH —液体深度[m], γ —液体的重度[kg/m³].

3. 蒸发器的传热系数

由于蒸发器的形式和温度差异等因素的不同而有很大差别, h 值可在 500~10000 [kcal/m²·hr·°C] 范围内变动, 请参照表 2-2、表 2-3 等数值 [Perry: Handbook (4th ed) P. 11~29~34].

表 2-2 温度差 Δt [°C] 与传热膜系数 h [kcal/m²·hr·°C]

h \ Δt	3	4	5	7	10	15	20
不 锈 钢	2900	3200	3600	4100			
铜	3000	3500	4000	4600	5100	6200	9400
银						10000	

[注] 1. LTV 型蒸发器 [长 = 1.6 m, 直径 = 0.5 英寸的直立铜管, 水的蒸发 (蒸发温度 = 82°C), 水的加入速度 = 5.6 cm/sec].

2. Δt —界膜平均温度差 [°C], h —平均传热膜系数 [kcal/m²·hr·°C].

表 2-3 单位时间、单位面积对液体的传热量
[kcal/m²·hr]

q \ Δt	10	15	20	30	40	50	60	70
水	80000	130000	175000	290000				
苯	(a)	45000	80000	120000	105000	85000	50000	
	(b)			70000	110000	90000	70000	45000
	(c)			50000	36700	69000	37000	
	(d)			35000	15000	50200	45000	

- 〔注〕 1. 水平管型蒸发器内对液体的传热量。
 2. 温度差 Δt (°C) 是对传热面的平均值, 这里所谓的传热量是指每单位面积的传热速率 q 。
 3. 最终蒸发量对苯为: (a) = 66, (b) = 80, (c) = 90, (d) = 100, 对水为 20~41, 67~77。

例 2-1 计划每小时浓缩 10000 kg 含溶质 1% 的溶液到 1.5% 的浓度。原液温度为 38°C, 蒸发器在常压下操作, 用 108°C 的饱和水蒸气作热源。在总传热系数为 1200 [kcal/m²·hr·°C] 时, 求水分蒸发量, 加热蒸汽消耗量及所需传热面积。

解 因为原液和产品的浓度均极为稀薄, BPR 可以忽略不计, 比热、潜热等也可以认为与纯水的相等。

$$F = 10000 \text{ kg/hr}, \quad x_p = 0.010, \quad x_L = 0.015$$

发生蒸汽量(蒸发水量)

$$V = 10000 \left(1 - \frac{0.010}{0.015} \right) = 3330 \text{ kg/hr}$$

浓缩后液量

$$L = 10000 - 3330 = 6670 \text{ kg/hr}$$

因是常压操作，溶液沸点以 100°C 计。

	原 液	浓 缩 液	发 生 蒸 汽
温 度	$t_F = 38$	$t_L = 100$	$t = 100$
热 焓	$h_F = 33$	$h_L = 100$	$H = 638.8$

又因加热蒸汽的潜热 $\lambda_s(108^\circ\text{C})$ 为 533.7 kcal/kg ，故热量衡算(加热蒸汽需要量 S)为

$$10000 \times 38 + 533.7S = 3330 \times 638.8 + 6670 \times 100$$

$$\therefore S = \frac{2794000 - 380000}{533.7} = \frac{2414000}{533.7} = 4523 \text{ kg/hr}$$

由上式可知传热量

$$q = S\lambda_s = 2414000 \text{ kcal/hr}$$

故所需传热面积为

$$A = \frac{q}{U\Delta t_m} = \frac{2414000}{1200 \times (108 - 100)} = 252 \text{ m}^2$$

§ 2-2 多 效 蒸 发

一、多 效 蒸 发

按原液的加料方式有如图(2-4)所示的四种形式。不言而喻，为了依次降低沸点，最后一个蒸发器必需配备真空发生装置，多效

蒸发器的热量,即加热蒸汽量可以节约,但对装置总体的蒸发能力却没有影响。如果用 n 效蒸发器,则消耗蒸汽量只需约 $\frac{1}{n}$, 然而设备投资等要相应增大约 n 倍。

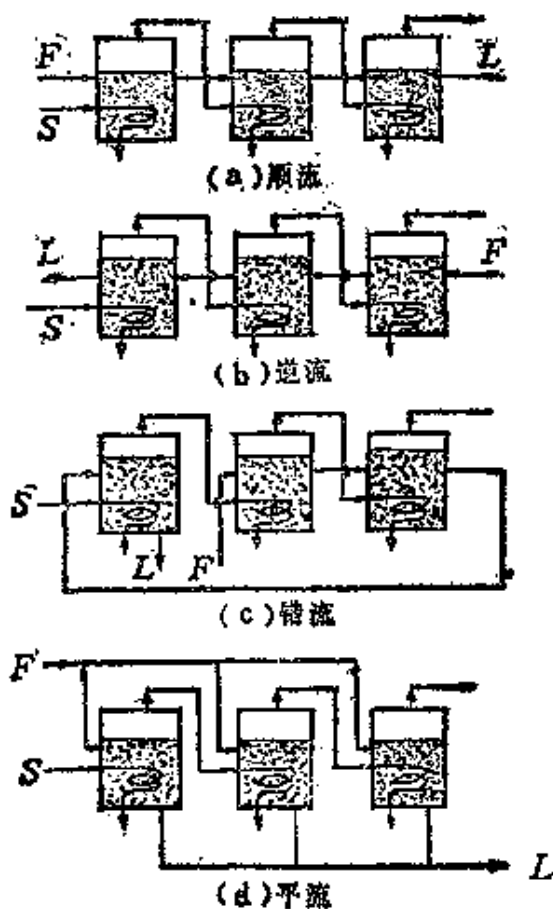


图 2-4 多效蒸发器的各种原液给料方式

二、多效蒸发器的近似计算法

如果只利用各蒸发器热源的潜热,而此热量又只耗费于水的蒸发,并忽略 BPR, 则

$$\lambda_S S \approx \lambda_1 V_1 \approx \lambda_2 V_2 \approx \lambda_3 V_3 \quad (2-8)$$

$$q_1 \approx q_2 \approx q_3 \quad (2-9)$$

如忽视潜热随温度的变化,则

$$\lambda_s \approx \lambda_1 \approx \lambda_2 \approx \lambda_3 \quad (2-10)$$

$$S \approx V_1 \approx V_2 \approx V_3 \quad (2-11)$$

因此由最初的加热蒸汽 $S = 1 \text{ kg/hr}$, 就能蒸发 $V_1 + V_2 + V_3$ [kg/hr] 的水。但是,实际上加热原液到沸点,还需要热量;而且由于温度下降时(从而压力同时下降)蒸发潜热 λ 逐渐变大,还有其它热损失,故在 n 效蒸发器中经济效率(每公斤加热蒸汽的蒸发水量)也只能是 $(0.7 \sim 0.8)n$ [kg] 左右。

另外,作为多效蒸发器的制作,原则上应该是各蒸发器的传热面积相等,这样经济上比较有利。

$$A_1 = A_2 = A_3$$

此时,粗看起来,有如下关系式

$$U_1 \Delta t_1 \approx U_2 \Delta t_2 \approx U_3 \Delta t_3$$

或

$$\Delta t_1 : \Delta t_2 : \Delta t_3 = \frac{1}{U_1} : \frac{1}{U_2} : \frac{1}{U_3}$$

表 2-4 多效蒸发方式的特征

方 式	特 征
顺 流	① 一般不要给液泵 ② 原液温度高时有利 ③ 不适于浓缩后粘度上升很大的物系
逆 流	① 各器需要给液泵 ② 原液温度低时有利 ③ 适用于浓缩后粘度增大的场合 ④ 不适于浓缩液在高温时易分解的物系
错 流	适用于最末蒸发器液体浓稠,析出结晶,温度有限制的场合
半 流	① 除制盐用的结晶器外,一般不太应用 ② 可分别浓缩两种以上的溶液

表 2-5 本章使用的符号 (之二)

	第一蒸发器	第二蒸发器	第三蒸发器
传热速率 [kcal/hr]	q_1	q_2	q_3
总传热系数 [kcal/m ² ·hr·°C]	U_1	U_2	U_3
传热面积 [m ²]	A_1	A_2	A_3
温度差 [°C]	Δt_1	Δt_2	Δt_3
蒸发量 [kg/hr]	V_1	V_2	V_3
蒸发潜热 [kcal/kg]	λ_1	λ_2	λ_3

因此,若能给出 U_1 、 U_2 、 U_3 , 且总温度差 $\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3$ 已知,即可分别推算出 Δt_1 、 Δt_2 、 Δt_3 的近似值。

例 2-2 要对沸点上升可以忽视的某物质的溶液,用三效蒸发器自 10% 浓缩到 50%。用表压为 1kg/cm² 的饱和水蒸气作热源,最后一效压力保持在 100mm 汞柱。每小时处理 21°C 的原液 25000kg, 溶液的比热可认为接近 1, 取各蒸发器的传热面积相等,总传热系数可以设定如下:

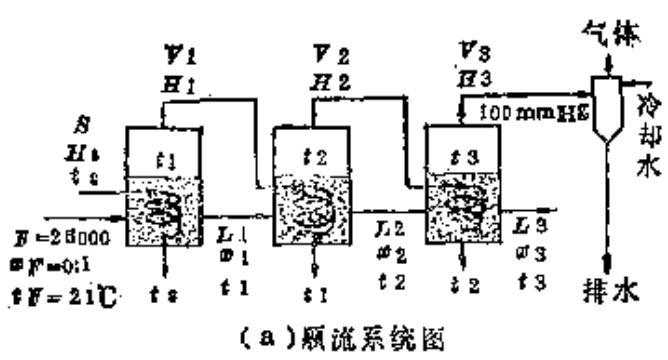
	第一蒸发器	第二蒸发器	第三蒸发器
顺流	2700	1700	1000
逆流	2200	1700	1300

计算在两种操作情况下的传热面积、蒸汽消耗量、温度分布及经济效率。

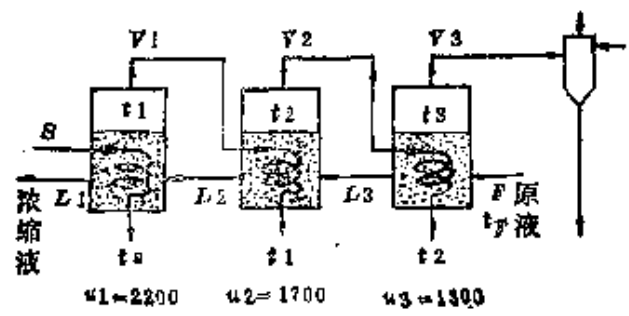
解 如下表所列,不论顺流还是逆流每小时蒸发的水量相同

	总 量	溶 质	水
原液	25000(F)	2500	22500
浓缩液	5000(L ₃)	2500	2500
蒸发水量	20000		20000

(1) 顺流的情况(图2-5) 热量衡算(第一效蒸发器的沸点与潜热可看作与第二效蒸发器热源的冷凝温度和潜热相等, 以下相同)为



(a) 顺流系统图



(b) 逆流系统图

图 2-5

$$q_1 = S\lambda_s = V_1\lambda_1 + FC_F(t_1 - t_F)$$

$$q_2 = V_1\lambda_1 = V_2\lambda_2 + L_1C_1(t_2 - t_1)$$

$$q_3 = V_2\lambda_2 = V_3\lambda_3 + L_2C_2(t_3 - t_2)$$

式中: $C_F \approx C_1 \approx C_2 = 1 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$, $V_1 = F - L_1$, $V_2 = L_1 - L_2$,
 $V_3 = L_2 - L_3$

由水蒸气表

- 1 kg/cm² G \approx 2.03 kg/cm² abs.....饱和温度 120°C
- 100 mm 汞柱.....饱和温度 52°C

$$\text{总温度差} \quad \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 = 120 - 52 = 68^\circ\text{C}$$

各效的温度差大致可认为与总传热系数成反比,可是,热负荷特别大的蒸发器的温度差可采取比其它几效的温度差更大些。

因为本例第三效的 U 值最小,而第一效的热负荷最大(因为要预热原液),所以假定总温度差作如下分配

第一假定

$$\Delta t_1 = 21^\circ\text{C}, \quad \Delta t_2 = 18^\circ\text{C}, \quad \Delta t_3 = 29^\circ\text{C}, \quad t_p = 21^\circ\text{C},$$

$$t_s = 120^\circ\text{C}, \quad \lambda_s = 525.9$$

$$t_1 = t_s - \Delta t_1 = 120 - 21 = 99^\circ\text{C} \quad \lambda_1 = 539.4$$

$$t_2 = t_1 - \Delta t_2 = 99 - 18 = 81^\circ\text{C} \quad \lambda_2 = 550.5$$

$$t_3 = t_2 - \Delta t_3 = 81 - 29 = 52^\circ\text{C} \quad \lambda_3 = 567.6$$

$$F = 25000 \quad L_3 = 5000$$

将这些数值代入热量衡算,即得如下各式,其中 S 、 L_1 、 L_2 为未知数。

$$525.9S = 539.4(25000 - L_1) + 25000(99 - 21) \quad (1)$$

$$539.4(25000 - L_1) = 550.5(L_1 - L_2) + (81 - 99)L_1 \quad (2)$$

$$550.5(L_1 - L_2) = 567.6(L_2 - 5000) + (52 - 81)L_2 \quad (3)$$

由式(2)与式(3)可求出

$$L_1 = 18825, \quad L_2 = 12162,$$

$$V_1 = 25000 - 18825 = 6175, \quad V_2 = 18825 - 12162 = 6663.$$

将各值代入式(1)则得 $S = 10517$

由此,各效的传热量为

$$q_1 = 10517 \times 525.9 = 5530890$$

$$q_2 = 6175 \times 539.4 = 3330795$$

$$q_3 = 6663 \times 550.5 = 3667982$$

各效的传热面积为

$$\left. \begin{aligned} A_1 &= \frac{q_1}{U_1 \Delta t_1} = \frac{5531000}{2700 \times 21} = 97.5 \\ A_2 &= \frac{q_2}{U_2 \Delta t_2} = \frac{3331000}{1700 \times 18} = 109 \\ A_3 &= \frac{q_3}{U_3 \Delta t_3} = \frac{3668000}{1000 \times 29} = 126.5 \end{aligned} \right\} \text{平均 } 111\text{m}^2$$

据此,要达到各效的传热面积相等,必须对上面假定的温度分配进行修正,如以传热面积与温度差基本成反比例作为大致的标准,将第一假定重作如下调正后再进行试算。

第二假定

$$\Delta t_1 = 18^\circ\text{C}, \Delta t_2 = 17^\circ\text{C}, \Delta t_3 = 33^\circ\text{C}$$

$$t_1 = t_3 - \Delta t_1 = 120 - 18 = 102^\circ\text{C} \quad \lambda_1 = 537.4$$

$$t_2 = t_1 - \Delta t_2 = 102 - 17 = 85^\circ\text{C} \quad \lambda_2 = 548.1$$

$$t_3 = t_2 - \Delta t_3 = 85 - 33 = 52^\circ\text{C} \quad \lambda_3 = 567.6$$

因而

$$525.9S = 537.4(25000 - L_1) + 25000(102 - 21)$$

$$537.4(25000 - L_1) = 548.1(L_1 - L_2) + (85 - 102)L_1$$

$$548.1(L_1 - L_2) = 567.6(L_2 - 5000) + (52 - 85)L_2$$

解得 $L_1 = 18828, \quad L_2 = 12193, \quad S = 10158.$

$$V_1 = 6172, \quad V_2 = 6635$$

因此各蒸发器的传热量为

$$q_1 = 10158 \times 525.9 = 5342092$$

$$q_2 = 6172 \times 537.4 = 3316833$$

$$q_3 = 6635 \times 548.1 = 3636844$$

各蒸发器的传热面积为

$$\left. \begin{array}{l} A_1 = 110 \\ A_2 = 115 \\ A_3 = 110 \end{array} \right\} \text{平均 } 112\text{m}^2$$

经济效率(每公斤加热蒸汽的蒸发量)为

$$E_1 = \frac{V_1}{S} = \frac{6172}{10158} = 0.61$$

$$E_2 = \frac{V_3}{V_1} = \frac{6635}{6172} = 1.07$$

$$E_3 = \frac{V_3}{V_2} = \frac{12193 - 5000}{6635} = 1.08$$

$$E_t = \frac{F - L_3}{S} = \frac{20000}{10158} = 1.97 \text{ (总经济效率)}$$

(2) 逆流场合 热量衡算式为

$$q_1 = S\lambda_s = V_1\lambda_1 + L_2C_2(t_1 - t_2)$$

$$q_2 = V_1\lambda_1 = V_2\lambda_2 + L_3C_3(t_2 - t_3)$$

$$q_3 = V_2\lambda_2 = V_3\lambda_3 + FC_F(t_2 - t_F)$$

$$V_1 = L_2 - L_1 \quad V_2 = L_3 - L_2 \quad V_3 = F - L_3$$

经过反复试算，假定温度差为

$$\Delta t_1 = 19^\circ\text{C}, \quad \Delta t_2 = 23^\circ\text{C}, \quad \Delta t_3 = 26^\circ\text{C}$$

$$t_s = 120^\circ\text{C} \quad \lambda_s = 525.9$$

$$t_1 = 120 - 19 = 101^\circ\text{C} \quad \lambda_1 = 538.1$$

$$t_2 = 101 - 23 = 78^\circ\text{C} \quad \lambda_2 = 552.3$$

$$t_s = 78 - 26 = 52^\circ\text{C} \quad \lambda_3 = 567.6$$

$$F = 25000 \quad L_1 = 5000 \quad t_F = 21$$

将数值代入，解方程式求得

$$L_2 = 12939, \quad L_3 = 19744, \quad S = 8689,$$

$$V_1 = 7939, \quad V_2 = 6805$$

由此各蒸发器的传热量为

$$q_1 = 8689 \times 525.9 = 4569541$$

$$q_2 = 7939 \times 538.1 = 4271976$$

$$q_3 = 6805 \times 552.3 = 3758402$$

各蒸发器的传热面积为

$$\left. \begin{aligned} A_1 &= \frac{4569500}{2200 \times 19} = 109 \\ A_2 &= \frac{4272000}{1700 \times 23} = 109 \\ A_3 &= \frac{3758000}{1300 \times 26} = 111 \end{aligned} \right\} \text{平均 } 110\text{m}^2$$

经济效率

$$E_1 = \frac{7939}{8689} = 0.914$$

$$E_2 = \frac{6805}{7939} = 0.859$$

$$E_3 = \frac{25000 - 19744}{6805} = 0.772$$

$$E_t = \frac{25000 - 5000}{8689} = 2.305$$

与顺流不同,逆流情况下各蒸发器的经济效率虽都在 1 以下,但总的经济效率却比顺流要大。

三、蒸发器的分类

1. 根据操作方式分类 依此可分为单效蒸发器、多效蒸发器(能节约热源)、蒸汽压缩法、闪急蒸发法(用于海水淡化)。

2. 根据液体流动方式分类 依此可分为无循环型、自然循环型、强制循环型(适用于污垢产生多的场合)、强制搅拌型(适用于高粘性液体)。

3. 根据结构分类 如表 2-6 和表 2-7 所示。

表 2-6 根据蒸发器的结构分类(之一)

结 构		用 途
夹套型 (jacket) 环状单元型 (ring element) 水平管型		一般用 高粘性液 腐蚀性液
垂 直 管 型	标准式 (列管式) 筐式 (basket)	一般用 一般用
	长管型 垂直多管式 降膜式 (falling film) 搅拌膜式	高粘性, 发泡性 易热分解液 易生成结晶液
倾斜管型		一般用

表 2-7 蒸发器的分类(之二) (参照图2-6)

管外沸腾	自然循环		水平管	(a) 直管 (b) U形管 (c) 蛇管
			垂直管	(d) 蛇管
管内	升	泵循环	垂直长管	(e) 非浸液型 (f) 浸液型, 晶析用
			水平管	(g) 浸液型
	膜	旋浆循环	垂直短管	(h) { 非浸液型 浸液型 晶析用
			垂直短管	(i) { 非浸液型(标准型) 浸液型 晶析用
沸	式	自然循环	垂直长管 平面板 曲面 水平管 板 斜管	(j) 非浸液 (k) 环状单元式
		无循环	垂直长管 垂直短管	(l) 垂直长管, 无循环式
		降膜式	自然流下 强制流下	垂直管 垂直管
腾	搅拌膜式		垂直管 水平管	(n) 垂直搅拌膜式
旋转加热面	圆	板		

(1) 管壳型 (垂直短管、垂直长管、倾斜管、强制循环等)是很早以前就有的形式, 适用于 100cP 以下的低粘度液体, 不易析出污垢的澄清溶液的浓缩, 操作压力一般在 50mmHg 柱以上。

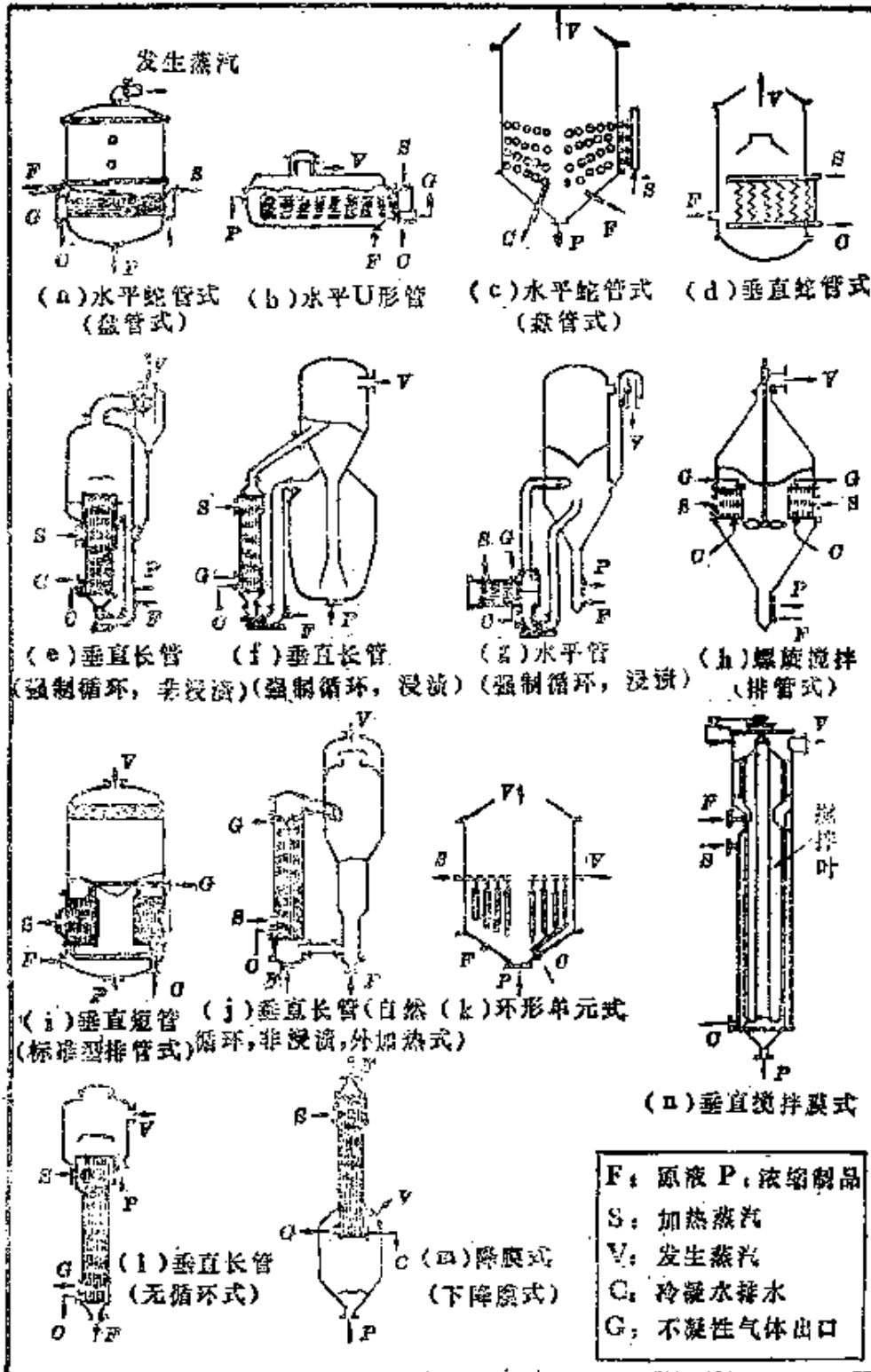


图 2-6 各种蒸发装置的示意图

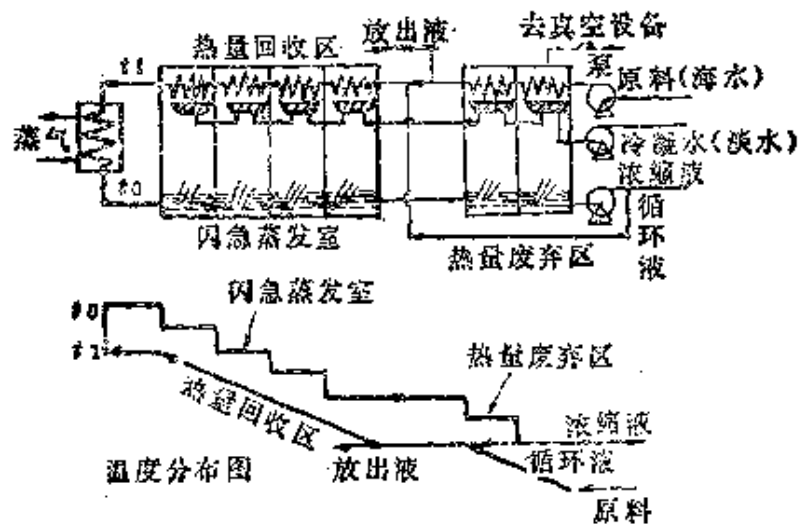


图 2-7 多级闪蒸示意图 (海水循环式)

(2) 搅拌膜型 (垂直型、水平型)比管壳型成本高,但能处理直到1000P (泊)左右广泛粘度范围内的液体,适用于容易生成污垢的溶液、固体悬浮液、发泡性溶液的浓缩。偏流少,传热传质性能良好。停留时间数秒,操作压力0.3~75mmHg柱,适于不耐热的高粘性溶液。

(3) 板型 是象压滤机似的由很多液膜板和蒸气板组合成的层状结构,单位容积的传热面积大,结构紧凑。能进行热敏性物料的高浓度浓缩。停留时间约数秒,操作压力与管壳型大致相同。

(4) 离心型 利用200G左右的离心力,能形成约0.1mm的薄膜,传热系数和操作压力与搅拌型差不多。停留时间约1秒,适用于对热非常敏感的物质,粘度限制在200cP以下。这种形式也有在1~10 μ Hg柱的超低压下操作的。

(5) 降膜型 以前的降膜型液体都平稳地下流,新式的由于合并采用了旋转圆盘,可以防止偏流,还能促进传热。适用于低粘度、热敏性物料。

(6) 液下燃烧型 是将溶液喷雾到热气流中的一种操作方法。适用于含5~15%的固体物质的液体,优点是不会有污垢附

着在加热器壁面上。

(7) 多级闪蒸型 作为大规模的海水淡化装置，近年来已实用化，特别被用于发电厂锅炉的给水，而且最近在与原子能发电组合成多种目的的使用方面也引起了注意。

(8) 临界压型 是将海水加压到临界压力，在高温下分离蒸汽和浓缩水的新方式，装置可以小型化。

§ 2-3 利用二次蒸汽压缩的蒸发方法

(热泵蒸发)

除了多效蒸发以外，作为节约所需能量的又一种蒸发方法，为二次蒸汽压缩法。在压缩气体时，一般温度随压力的增加而上升，而利用这种现象进行操作的就是二次蒸汽压缩法。也就是压缩由蒸发器中发生的蒸汽变成高温蒸汽，并送入这个蒸发器的蒸汽室作为热源利用。这一原理早为人们所熟悉，但最近才开始实用化。

作为二次蒸汽压缩法，正在开发的有机械蒸汽压缩法与喷射器蒸汽压缩法两种。

第三章 扩 散

在单元操作中,处理两相间扩散的操作称为质量传递操作。两相间发生质量传递时,在两相界面上存在有流体界膜,此界膜内的质量传递,可以认为是由扩散引起的。因此,质量传递操作又称扩散操作,但若考虑到两相间的质量传递不只是在界膜内的扩散,称为扩散操作就不一定确切。

作为质量传递,相内组成必定起变化。固体的溶解、升华或液体的蒸发,是单一相内的质量传递;气体的吸收、解吸与蒸馏是气-液间的质量传递;溶剂萃取则是液-液间的质量传递。

§ 3-1 扩 散 操 作

一、单元操作的种类

基于扩散(质量传递)的原理以分离混合物中各成分的单元操作有表 3-1 所列的各种方式。

表 3-1 混合物系统的扩散例

混 合 系 统	扩 散 操 作 的 具 体 例
气-气	加压液化(深冷分离),液化蒸馏吸收,吸附,离子交换,热扩散
气-液	分凝、减湿、解吸、减压脱气
液-液	蒸馏、萃取、吸附、离子交换
液-固	蒸发、干燥、晶析
固-固	溶解、浸取、升华

这些操作都得利用热能或某种吸收剂、溶剂、吸附剂，而且从严密意义上说还不是分离操作，重要的扩散操作为空气-水接触(增湿、凉水等操作)。

二、质量传递设备

1. 气-液接触设备

表 3-2 气-液 接 触 设 备

设备名称	流 动 形 式	质量传递机理	两液相	用 途
填料塔	逆流(顺流、错流)	微分式	气	吸收、精馏、解吸、调湿
板式塔	逆流、错流	阶 梯 式	液	吸收、精馏、解吸、调湿
湿壁塔	逆流(顺流)	微分式	无	吸收、精馏
喷雾塔	顺流(逆流、错流)	微分式	气	蒸馏、分凝
混合型	一级操作	阶 梯 式	液	吸 收
文丘里型	顺流	微分式	气	吸 收

2. 气-液接触设备的选择标准

表 3-3 气-液接触设备的选择标准

条 件	适 用 顺 序
塔径 75cm 以下	填料塔
塔径 75cm 以上	板式塔(有溢流管)
腐蚀性原料	① 填料塔 ② 筛板塔 ③ 板式塔(无溢流管) ④ 喷射塔
污垢多的原料	① 筛板塔或板式塔(无溢流管) ② 喷射塔 ③ 浮阀塔 ④ 泡罩塔
处理量变动大	① 浮阀塔 ② 泡罩塔(特别在液面较低时) ③ 多孔板塔
真 空(减压)	① 筛板塔 ② 填料塔 ③ 浮阀塔 ④ 多孔板塔 ⑤ 泡罩(圆形)塔
液量特别多	① 喷射塔 ② S型泡罩塔(uniflux) ③ 浮阀塔(float) ④ 其它阀塔 ⑤ 筛板塔 ⑥ 泡罩(长方形)塔
存在两个液相	板式塔(无溢流管)或填料塔

§ 3-2 主要的质量传递设备形式

按两相接触的方式,大体上分为阶梯接触和微分接触两种。

一、阶 梯 接 触

两相组成的变化(浓度变化)是以阶梯形不连续的方式进行的,蒸馏用的板式塔,逆流浸取设备等属于这一类。在这种情况下,两相的接触是在不连续的几个接触单元中进行的,首先使两相接触,混合物中某成分即可依扩散而分配在两相中,随后两相作物理性分离,将这样的接触单元称作阶梯或梯级,因此所谓级数成了阶梯接触的理论基础,板式塔中,每块塔盘相当于一个梯级,各盘都可以看作是一个独立的接触设备,再沸器和分凝器(部分冷凝器)也相当于一个梯级。

二、微 分 接 触

填料塔、喷雾塔或逆流干燥器等接触设备,两相组成的变化方式可以看成是连续的,所以微分接触也可叫做连续接触,此时,设备内不存在可以作物理分隔的单元,因此微分学上的长度或高度成了微分接触的理论基础,但不管怎么说,作为所有计算基准的两相间的平衡关系却是不变的。

三、理 想 级

在阶梯接触中,两相充分接触,各相内部不存在浓度梯度,流出的两相达到完全平衡的那种梯级,就称为理想级(也称平衡级或理论级)。

不言而喻,在实际的接触设备中,两相间的接触并不充分,达不到完全平衡,可是为进行满意分离所需的实际级数,可以由这

种理想级数为基准来决定。微分接触中理想级的概念是不存在的，但就是在这种场合，也有相似理想级的处理方式。

理想级中的分离操作要满足如下条件。

- (1) 离开理想级的各相间的平衡。
- (2) 各成分和相总体的物料衡算。
- (3) 能量衡算(普通为热衡算或焓衡算)。

图 3-1 表示为任意的理想级(第 n 级)，离开此级的流体均加上注脚 n 。图中， V 表示蒸气， L 表示液体， y 和 x 分别表示一种成分在蒸气和液体中的浓度(普通为分子分数)。

根据条件(1)， V_n 和 L_n 必须成平衡关系，根据条件(2)，在稳定状态下有如下关系式。

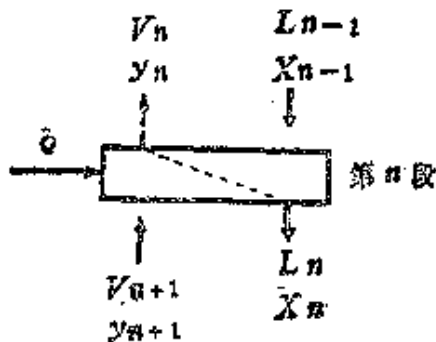


图 3-1 理想级的物料、热量衡算

对总量

$$L_{n-1} + V_{n+1} = L_n + V_n \quad (3-1)$$

对任意成分 i

$$(Lx_i)_{n-1} + (Vy_i)_{n+1} = (Lx_i)_n + (Vy_i)_n \quad (3-2)$$

根据条件(3)，如果液体的焓和蒸气的焓分别以 h 和 H 表示，则下面的关系式成立。

$$L_{n-1} h_{n-1} + V_{n+1} H_{n+1} + Q = L_n h_n + V_n H_n \quad (3-3)$$

若已知焓关系或平衡关系，则根据这些方程式即可对任意两相的平衡级求取进料量与出料量的关系。此处的两相无论是固相、液相、气相都能适用，但是，实际工业上的分离操作，只用这样的单级是很少的，一般是将很多级串联起来使用。这种情况下，即使相间不断接触，两相的分离总是每级一次。这样一连串的阶梯群，称为串联梯级，在串联梯级内的两相流体，可以用顺流、逆流、错流等流动形式，但通常采用逆流接触。

1. 填料塔

填料塔的性能由填料的性质决定。近年来正在开发金属网制作的高效填料，但主要供蒸馏使用；对气体吸收则希望用结构简单、价格低廉的填料，塑料制的花篮状填料等在这方面引人注目。

2. 板式塔

气体处理量大时用板式塔比填料塔有利。以前石油工业一直沿用泡罩塔和多孔板塔，近年来又使用阀式塔 (Flexi、Ballast、Float 阀等)。还有在多孔板上放置一些大小不同的球形体以减少漏液，同时也考虑到圆球体的旋转可起搅拌作用。此外，为了减少塔板上的液体混合，还出现了气体只沿液流方向喷射的改良型泡罩结构。

3. 流动层式

利用轻质塑料球的浮动，来达到气-液接触的目的，可不必担心堵塞。

4. 错流接触式

液体自同心圆的多层网状物上部流下，气体自中心向四周流动，与圆筒状薄膜成垂直接触，效率高，设备紧凑。

5. 其它

还有用机械力等作用使液滴或气泡细微化的操作方式，鼓泡

塔、湿壁塔用于反应热大的气-液反应操作中比用在吸收操作上更合适。

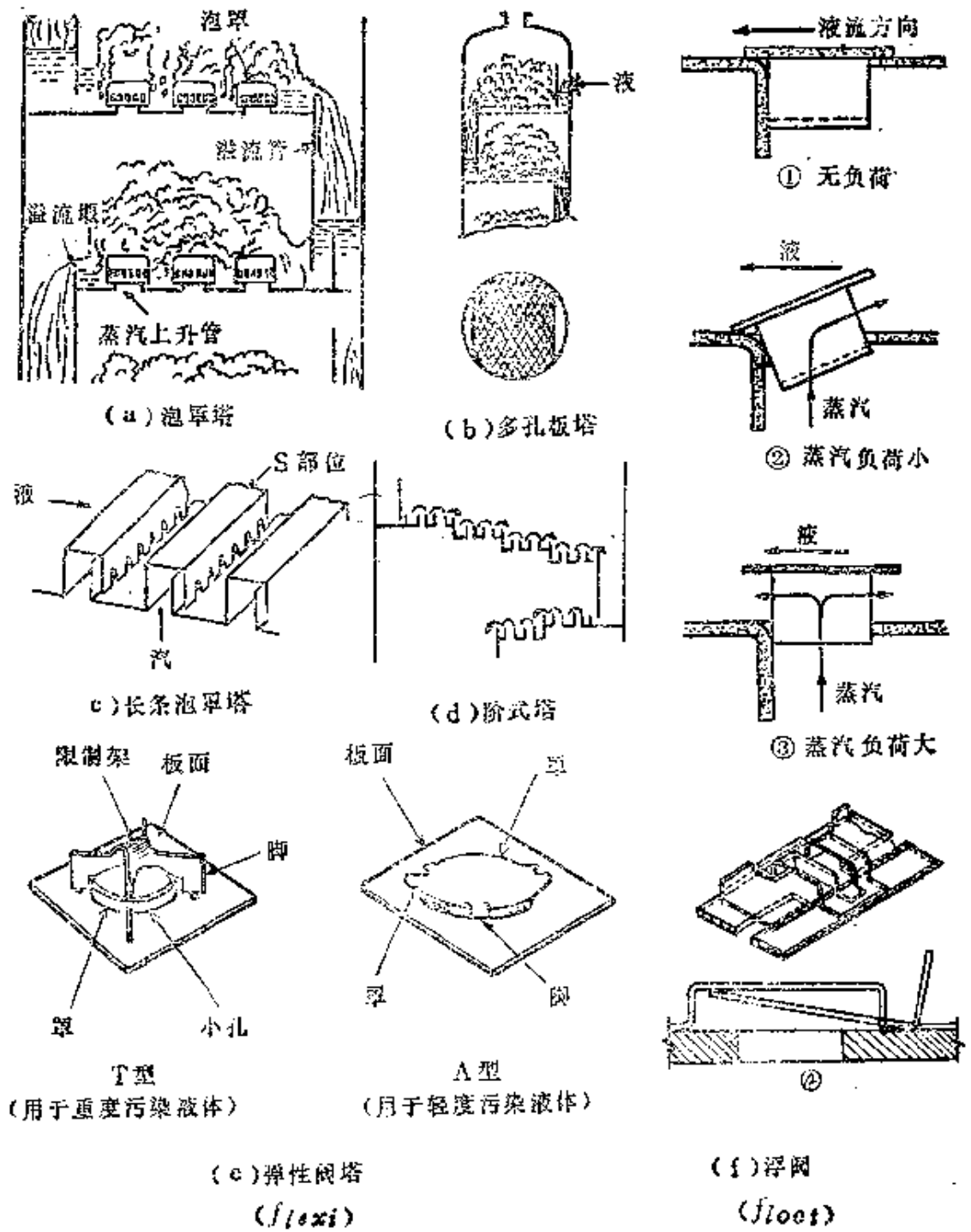
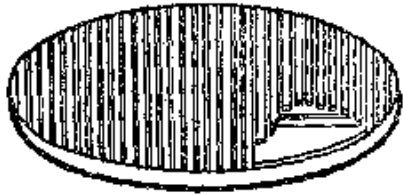
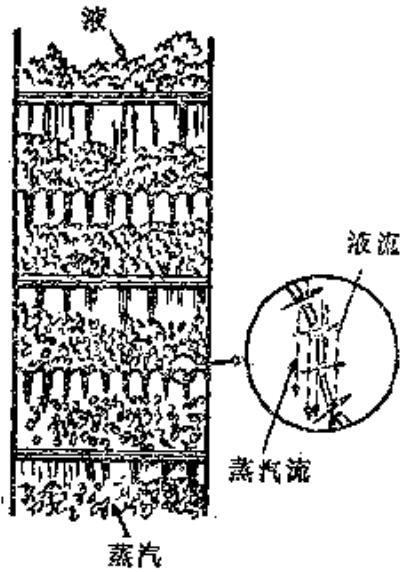
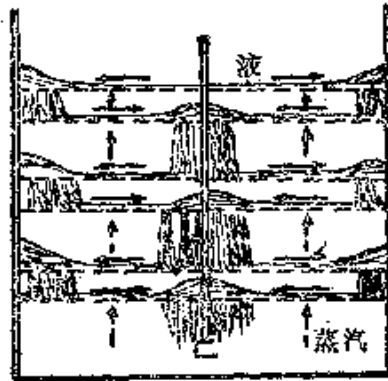


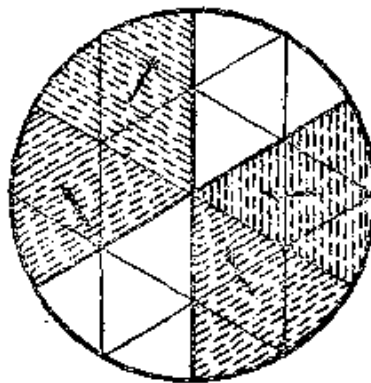
图 3-2 有溢流管的塔板



(a) 波纹板



(b) 波纹筛板



(c) 多向筛板塔

图 3-3 无溢流管的塔板

表 3-4 各种板式塔的优缺点和用途

塔板形式	结 构	优 点	缺 点	用 途	
鼓泡型	泡罩 (bubble-cap) 〔图3-2(a)〕	复 杂	① 稳定操作范围广 ② 富有通用性	① 成本高 ② 塔板间隔大 ③ 压头损失较大	适用广, 塔板数少时有利
	S型泡罩 (Uniflux) 〔图3-2(c)〕	比较复杂	波泡罩结构简单化, 性能相似。	与泡罩相似	同上
阀型	Floot浮阀 〔图3-2(f)〕	简 单	① 大范围内效率不下降 ② 最高负荷的效率比泡罩略高	没有特别缺点, 但多受国外专利限制	所有场合均适用
	Ballast浮阀	有简单的也有较复杂的	③ 成本较低		
	Flexi浮阀 〔图3-2(e)〕	简 单	④ 雾沫夹带少 ⑤ 液体梯度小		
淋降式 (shower)	多孔板 (Sieve) 〔图3-2(b)〕	最 简单	① 最高负荷的效率最高 ② 价格最低 ③ 压头损失小	① 稳定操作范围窄 ② 除非扩大开孔否则对有堵塞危险的物料不适合	适用于处理量变化小, 不析出固体的系统
	波纹筛板 (Ripple) 〔图3-3(b)〕	简单, 无溢流管	① 比多孔板型价格略高而优点相同 ② 气液分布好	③ 容易漏液	
	涡轮板 (Turbogrid) 〔图3-3(a)〕	简单, 无溢流管	① 处理能力大 ② 压头损失小 ③ 成本低	① 塔板效率低 ② 处理量一减效率急骤下降	适用于粗蒸馏

〔注〕1. 图3-2是附有溢流管的板式塔, 图3-3是无溢流管的板式塔。

2. 最近使用现状的数据如下:

	多孔板(%)	阀式塔(%)	泡罩及其它(%)
欧 美	60	20~30	10~20
日 本	25	50	25

表 3-5 各种板式塔的比较

塔板形式	处理能力	塔板效率	操作范围 (%)	压头损失	滞液量	价 格 (只比较塔板)
泡 罩	1	1	10~100	普 通	普 通	1
S 型泡罩	1~1.2	1	10~100	普 通	普 通	0.5~0.8
Flexi 浮阀	1.2~1.4	1~1.2	10~100	普 通	普 通	0.7~0.9
多孔板	1.2~1.4	1~1.1	40~100	少	普 通	0.5~0.8
波纹筛板 ^{**}	1.2~1.4	1~1.3	50~100	少	普 通	0.5~0.8
栅条板 [*]	1.2~1.5	0.8	50~100	少	普 通	0.5
多向筛板 ^{**} (Kettle)	1	1	35~100	少	少	0.5~0.8
文 丘 里	1	1	10~100	少	少	1

〔注〕1. 表中所列均为相对值。

2. *修理容易, **不耐腐蚀, 不适于含有固体的物料。

3. 属于鼓泡型的有 Montz 塔板, 属于多孔板形的有喷射型塔板, 属文丘里型的有串联阶梯板。

4. 多孔板、孔板、筛板三者几乎是同意语, 但筛板有时特指用金属网制的板式塔。

第四章 蒸 馏

利用挥发性液体混合物各组分蒸气压(或挥发度)的不同,将各组分分离的操作称为蒸馏。若原料中含有两种以上的挥发组分,则分离这些组分的操作称为分馏。当两种液体互溶时,如苯-甲苯或乙醇-水的混合物,它们的沸点随组成而变化,且所产生的蒸气组成与液体的组成也是互不相同的。

上述混合物,如果用简单蒸馏,是得不到纯苯和纯乙醇的。因此必须进行再蒸馏,为了恒定地获得一定浓度的含苯或含乙醇的馏出液,需要进行回流。

表 4-1 蒸 馏 的 方 式

间 歇 式	连 续 式	备 注
简单蒸馏(微分蒸馏)	平衡蒸馏 [*] (闪蒸)	无回流
间歇精馏	连续精馏	有回流

〔注〕 *这里所指的平衡蒸馏不同于用来测定气-液平衡常数的平衡蒸馏。

此外,按操作压力又可分为常压蒸馏、减压蒸馏(真空蒸馏)、加压蒸馏、特殊蒸馏有共沸蒸馏、萃取蒸馏、反应蒸馏、分子蒸馏等,石油工业上还有裂解蒸馏。工业上的蒸馏装置主要可分为如下三部分:

精馏塔——板式塔,填料塔

加热部分——管式炉,再沸器

冷凝器——全凝器,分凝器,后冷却器

§ 4-1 气液平衡关系

一、理想溶液与蒸气压

挥发性混合物各组分的气液平衡关系,原则上由实验测定,如果是理想溶液或接近理想溶液的体系,可根据相对挥发度 α 或平衡系数 K 求得。苯-甲苯二元体系在1atm下气液平衡数据(x - y 关系)的实测值如表4-2所示,其它二元体系请参阅附录(P,614)。

表4-2 气液平衡数据(苯-甲苯)

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	110.56	60.0	79.1	89.82
10.0	20.8	105.71	70.0	85.7	87.32
20.0	37.2	101.78	80.0	91.2	84.97
30.0	50.7	98.25	90.0	95.9	82.61
40.0	61.9	95.24	95.0	98.0	81.34
50.0	71.3	92.43	100.0	100.0	80.01

[注] x : 低沸点组分的液相分子百分数; y : 低沸点组分的气相分子百分数; 其它主要体系的气液平衡值列于附录中。

设液相中各组分的分子分率为 x_1, x_2, x_3, \dots , 气相中各组分的分子分率为 y_1, y_2, y_3, \dots , 气相中各组分的分压为 p_1, p_2, p_3, \dots , 挥发度分别为 $p_1/x_1, p_2/x_2, p_3/x_3, \dots$, 纯物质在温度 t 时的饱和蒸气压(图4-1)为 $P_1^0, P_2^0, P_3^0, \dots$, 系统总压 $\pi = p_1 + p_2 + p_3 + \dots$, 则有

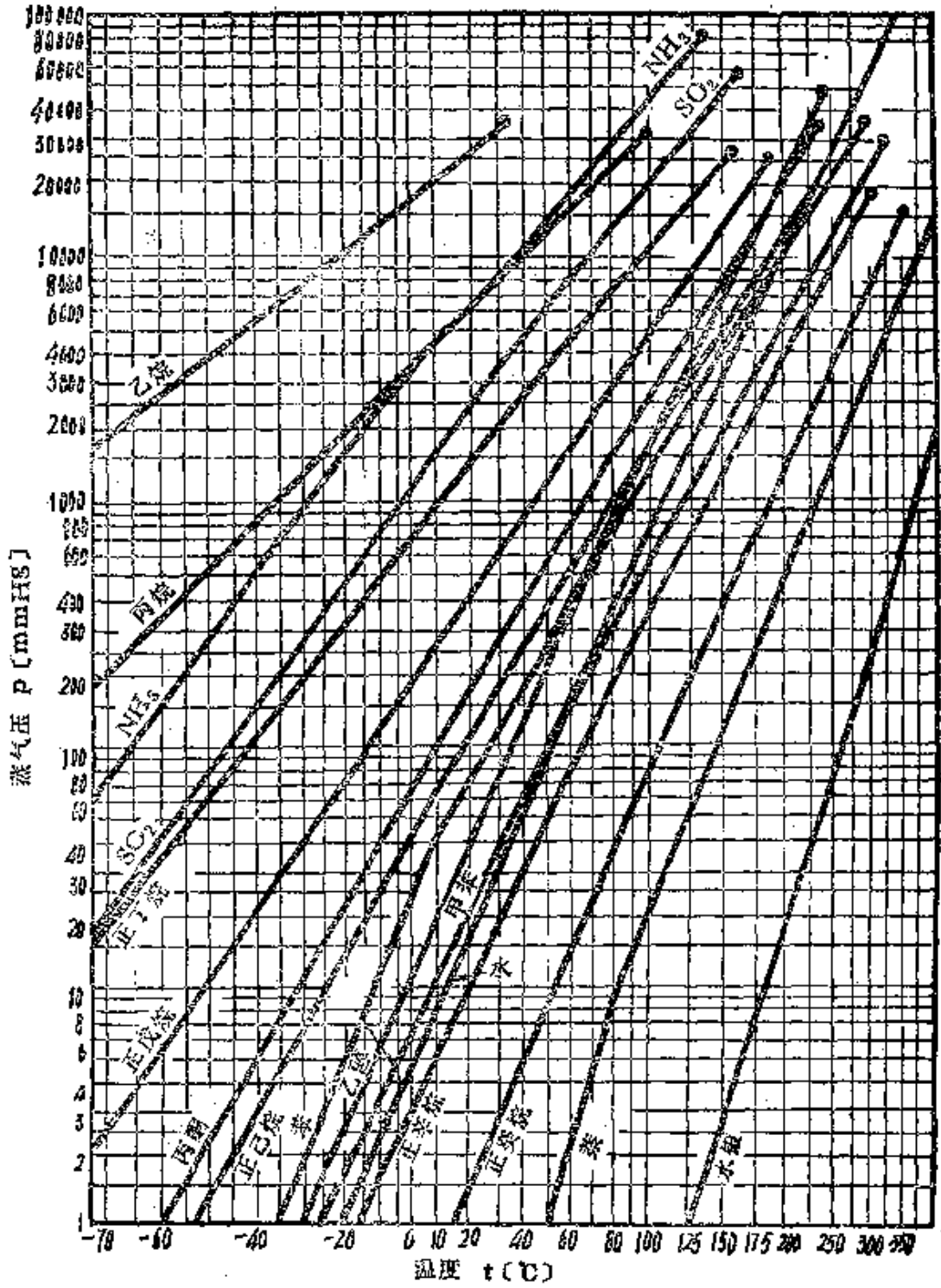


图 4-1 各种液体的蒸气压曲线

(1) 拉乌尔定律(理想溶液)

$$\left. \begin{aligned} p_1 &= P_1^\circ x_1 \\ p_2 &= P_2^\circ x_2 \\ p_3 &= P_3^\circ x_3 \end{aligned} \right\} \quad (4-1)$$

(2) 道尔顿定律(理想气体)

$$\left. \begin{aligned} p_1 &= \pi y_1 \\ p_2 &= \pi y_2 \\ p_3 &= \pi y_3 \end{aligned} \right\} \quad (4-2)$$

(3) 联立拉乌尔定律和道尔顿定律

$$\left. \begin{aligned} y_1 &= \frac{P_1^\circ}{\pi} x_1 \\ y_2 &= \frac{P_2^\circ}{\pi} x_2 \\ y_3 &= \frac{P_3^\circ}{\pi} x_3 \end{aligned} \right\} \quad (4-3)$$

二、相对挥发度

任意二组分挥发度之比定名为相对挥发度(或比挥发度),通常以 α 表示。任意组分1对组分2的相对挥发度为

$$\alpha_{12} = \frac{p_1/x_1}{p_2/x_2} = \left(\frac{y_1}{y_2} \right) \left(\frac{x_2}{x_1} \right) \quad (4-4)$$

$$\frac{y_1}{y_2} = \alpha_{12} \left(\frac{x_1}{x_2} \right) \quad \text{或} \quad \frac{y_1}{x_1} = \alpha_{12} \left(\frac{y_2}{x_2} \right) \quad (4-5)$$

相对挥发度亦可用平衡系数表示，

$$\alpha_{12} = K_1/K_2 \quad (4-6)$$

对理想溶液，相对挥发度用纯液体的饱和蒸气压之比表示

$$\alpha_{12} = P_1^0/P_2^0 \quad (4-7)$$

对二元体系，设 x 、 y 分别为低沸点组分在液相和气相中的分子分率，则

$$\alpha = \left(\frac{y}{1-y} \right) \left(\frac{1-x}{x} \right) \quad \text{或} \quad \frac{y}{1-y} = \alpha \left(\frac{x}{1-x} \right) \quad (4-8)$$

$$\therefore y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (4-9)$$

这里， α 不仅随温度而且也随组成的变化而变化，因此 x - y 的关系是复杂的。但若体系服从拉乌尔定律(理想溶液)，则因 α 为同一温度下饱和蒸气压之比 P_1^0/P_2^0 ，所以此时 α 仅为温度的函数。而且在较狭窄的温度范围内，因为蒸气压基本上随温度升高而成比例地增大，所以 α 随温度的变化很小。此时，用两端温度时的 α 的几何平均值 $\bar{\alpha} = \sqrt{\alpha\alpha'}$ 代入式(4-9)，即可算出 x - y 的关系。

三、平衡系数*

在一定温度、一定压力(总压)下，设 x 为液相中某组分的浓

* 平衡系数与化学平衡时的所谓平衡常数是有区别的，也可叫做平衡比。在日本，烃类的 K_i 的数据可比较方便地由下列各书查得，但这些书均为二手文献。

Perry: *Chemical Engineers' Handbook 3rd ed.* (1950), P. 568~572(图表)
<新版 4th ed. (1963) 仅有文献介绍，图表已省略>。

Robinson & Gilliland: *Elements of Fractional Distillation 4th ed.* (1950), P. 41~42 (仅有数据表)

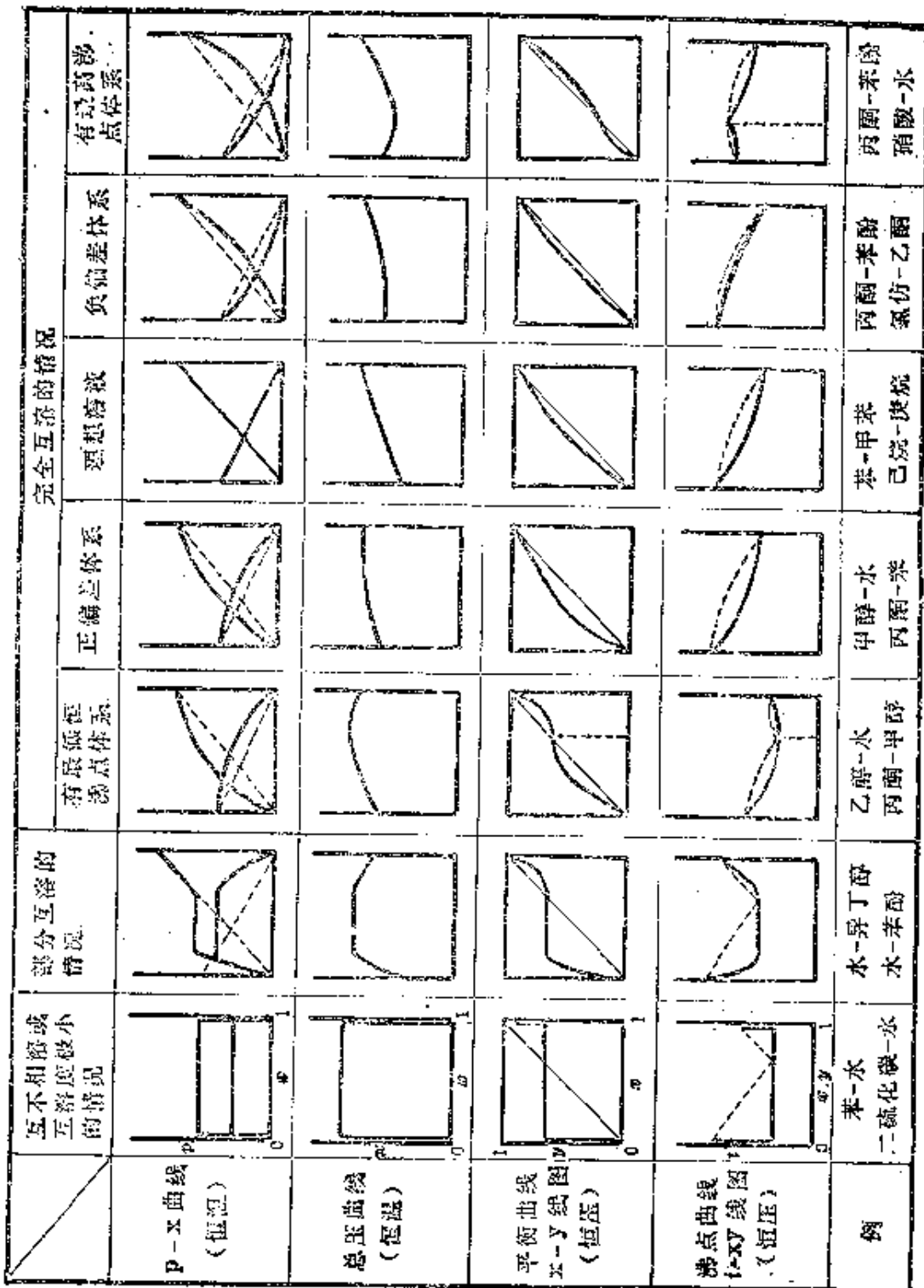


图 4-2 二元混合物的各种状态图

度(分子分率), y 为与 x 成平衡的气相中该组分的浓度, 则可写成 $y = Kx$, 式中的 K 称为该组分在此温度、压力下的平衡系数, 通常, K 为体系的压力和温度的函数, 严格地说, 也是组成的函数, 但可以认为各种烃类的 K 值几乎只与压力和温度有关, 故在许多文献中 K 常以图表的形式发表, 可参看图 4-25 所示的实例。

又若为理想溶液, 则 $K = P^0/\pi$, 其中 P^0 为该组分的饱和蒸气压, π 为体系总压。

§ 4-2 简单蒸馏与平衡蒸馏

一、简单蒸馏(微分蒸馏)

即蒸馏时不经分凝而将所产生的蒸气按原样全部馏出, 可以说是完全没有回流的间歇蒸馏, 适用下列基本方程式 (Rayleigh 公式),

$$\ln \frac{F}{W} = \ln \frac{1}{1-\beta} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y-x} \quad (4-10)$$

积分项一般由图解积分法求得(图 4-3), 如体系适用拉乌尔定律, 且相对挥发度 α 可看作不变时, 则式(4-11)~式(4-13)成立,

$$\begin{aligned} \ln \frac{F}{W} &= \frac{1}{\alpha-1} \left(\ln \frac{x_F}{x_W} + \alpha \ln \frac{1-x_W}{1-x_F} \right) \\ &= \frac{1}{\alpha-1} \ln \frac{x_F(1-x_W)}{x_W(1-x_F)} + \ln \frac{1-x_W}{1-x_F} \end{aligned} \quad (4-11)$$

$$\log \frac{F x_F}{W x_W} = \alpha \log \frac{F(1-x_F)}{W(1-x_W)} \quad (4-12)$$

$$\log \frac{A_1}{A_2} = \alpha_{AB} \log \frac{B_1}{B_2} \quad (4-13)$$

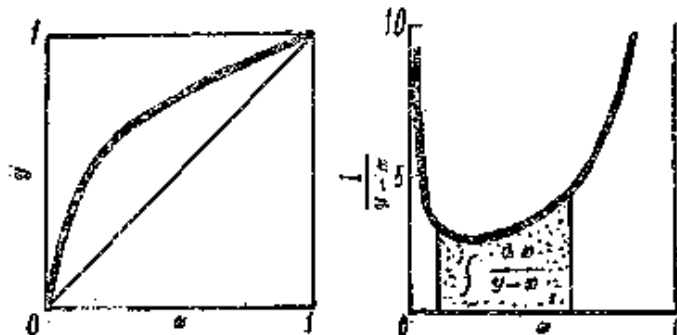


图 4-3 简单蒸馏的图解积分

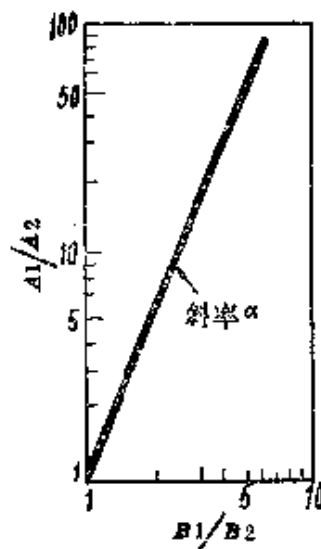


图 4-4 式(4-13)的图

〔注〕 式(4-13)在以 A_1/A_2 为纵坐标, B_1/B_2 为横坐标的双对数坐标纸上,可用一通过原点(1, 1)斜率为 α 的直线表示之(图4-4)。

由(4-14)式可求得馏出液的平均组成

$$y_D = \frac{F x_F - W x_W}{F - W} = \frac{x_F - (1 - \beta) x_W}{\beta} \quad (4-14)$$

表 4-3 本章使用的符号(之一)

符 号	内 容
F, x_F	初始的液量[kmol]及浓度[分子分率] } 亦可用重量及重量分率。
W, x_W	
β	馏出率[$= (F - W)/F$]
x, y	气液平衡值(低沸点组分在液相和气相中的分子分率)。
z	原料中某组分 A 的分子分率
V	每单位时间的馏出蒸气量[kmol/hr]
L	每单位时间的残液量[kmol/hr]
A_1, B_1	初始液体中任意两组分 A, B 的分子数(或重量)
A_2, B_2	蒸馏后的残液中两组分的分子数(或重量)
$-L/V$	操作线斜率

二、平衡蒸馏(闪蒸)

是将互相保持平衡的蒸气和液体经一段操作(闪蒸)而使气液分离的方法。

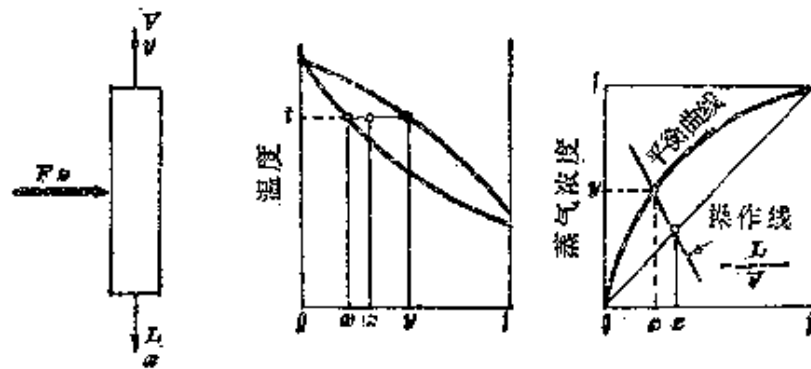


图 4-5

总物料衡算

$$F = V + L \quad (4-15)$$

任一组分的物料衡算

$$Fz = Vy + Lx \quad (4-16)$$

操作线(物料衡算线)

$$L/V = \frac{y - z}{z - x} \quad (4-17)$$

$$y = -\frac{L}{V}x + \left(\frac{L}{V} + 1\right)z \quad (4-18)$$

$$y = -\left(\frac{q}{1-q}\right)x + \frac{z}{1-q} \quad (4-19)$$

其中, $q = \frac{L}{F}$, $1 - q = \frac{V}{F}$ $0 \leq q \leq 1$

如为多元系时，对任意的组分 i 有

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i, \quad y_i = K_i x_i$$

$$y_i = \frac{F}{V} \left(\frac{K_i z_i}{K_i + \frac{L}{V}} \right) \quad (4-20)$$

$$\sum y_i = \frac{F}{V} \sum \left(\frac{L}{V} \right) \frac{z_i}{K_i + 1} = 1 \quad (4-21)$$

$$V = \sum \frac{Fz_i}{\left(\frac{L}{V} \right) K_i + 1} \quad (4-22)$$

$$x_i = \frac{F}{V} \left(\frac{z_i}{K_i + \frac{L}{V}} \right) \quad (4-23)$$

$$\sum x_i = \frac{F}{V} \sum \frac{z_i}{K_i + \frac{L}{V}} = 1 \quad (4-24)$$

$$L = \sum \frac{Fz_i}{\left(\frac{L}{V} \right) K_i + 1} \quad (4-25)$$

例 4-1 设正庚烷与正辛烷形成理想溶液，试进行下列计算：

(1) 根据蒸气压数据求在 1 atm 下的气液平衡关系。

(2) 50% (分子) 庚烷与 50% (分子) 辛烷的混合液于 1 atm 下进行简单蒸馏，求原料液馏出 60% (分子) 时的馏出液与残液的平均组成。

(3) 使上述溶液于 1 atm 下闪蒸，求将原料液气化 60% (分

子)时蒸气和残液的组成。

解 (1) 气液平衡关系

蒸 气 压 数 据

$t(^{\circ}\text{C})$	正庚烷的蒸气压 P_A^0 (mmHg)	正辛烷的蒸气压 P_B^0 (mmHg)
98.4	760	333
105	940	417
110	1050	484
115	1200	561
120	1350	650
125.6	1540	760

举例: $t = 110^{\circ}\text{C}$ 时计算如下:

$$\pi = p_A + p_B = P_A^0 x + P_B^0 (1 - x)$$

$$x = \frac{\pi - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} = \frac{760 - 484}{1050 - 484} = 0.487$$

$$y = \frac{p_A}{\pi} = \frac{P_A^0 x}{\pi} = \frac{1050 \times 0.487}{760} = 0.674$$

$$\alpha = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \frac{1050}{484} = 2.17$$

下面, 用同样的方法计算并列成下表

$t(^{\circ}\text{C})$	$x = \frac{\pi - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$	$y = \frac{P_A^0 x}{\pi}$	$\alpha = \frac{P_A^0}{P_B^0}$
98.4	1.0	1.0	2.28
105	0.655	0.810	2.25
110	0.487	0.674	2.17
115	0.312	0.492	2.14
120	0.157	0.279	2.08
125.6	0	0	2.02

α 的算术平均值 $(\sum \alpha)/6 = 2.16$

α 的几何平均值 $\begin{cases} \sqrt[6]{(2.28) \cdots (2.02)} = 2.155 \\ \sqrt{2.28 \times 2.02} = 2.146 \end{cases}$

气液平衡式(α 取算术平均值)

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.16x}{1 + 1.16x}$$

将 x 对 y^* 的关系绘曲线, 可得图 4-6 的平衡曲线

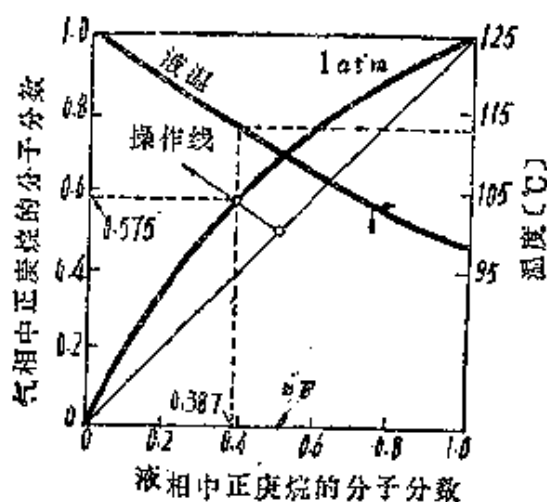


图 4-6 [例4-1] 的图解

(2) 简单蒸馏

$$F = 100 \text{ mol}, x_F = 0.50, D = 60 \text{ mol}, W = 40 \text{ mol}$$

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}$$

$$\text{左边} = 2.303 \log \frac{100}{40} = 0.916$$

利用上述气液平衡式, 求出 $x = 0.3 \sim 0.5$ 范围内的 y^* , 算

出 $1/(y^* - x)$, 得下表:

x	$1/(y^* - x)$	x	$1/(y^* - x)$
0.30	5.584	0.41	5.259
0.31	5.480	0.42	5.263
0.32	5.472	0.43	5.272
0.33	5.392	0.44	5.284
0.34	5.357	0.45	5.301
0.35	5.328	0.46	5.322
0.36	5.304	0.47	5.348
0.37	5.286	0.48	5.377
0.38	5.272	0.49	5.411
0.39	5.263	0.50	5.448
0.40	5.259		

用此关系作曲线, 得图 4-7 的曲线, 由 $x_D = 0.50$ 开始进行图解积分, 求出面积为 0.916 的横坐标, 得 $x_W = 0.328$

另外, 若用 Rayleigh 公式〔式(4-10)〕

$$\log \frac{100 \times 0.5}{40x_W} = 2.16 \log \frac{100(1-0.5)}{40(1-x_W)}$$

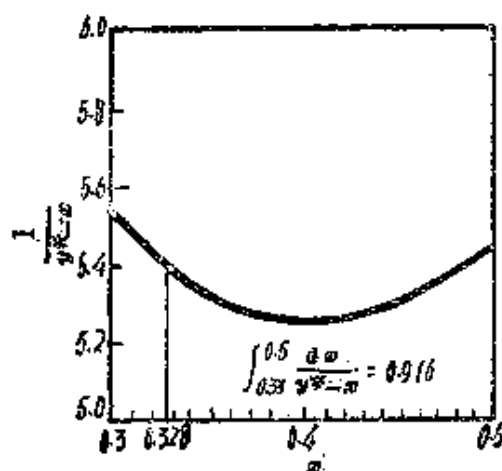


图 4-7 〔例4-1〕简单蒸馏的图解积分

由试算解得 $x_W = 0.3275$ ，通过物料衡算，求全部馏出液的平均组成

$$100 \times 0.50 = 60 \bar{y}_D + 40 \times 0.328$$

$$\therefore \bar{y}_D = 0.614$$

(3) 闪蒸 $F = 100 \text{ mol}$, $z_F = 0.50$,

$V = 60 \text{ mol}$, $L = 40 \text{ mol}$

操作线斜率 $-\frac{L}{V} = -\frac{40}{60} = -0.667$

如图 4-6，画出操作线，读得操作线与平衡线的交点为 $y^* = 0.575$ ， $x = 0.387$ 。闪蒸温度约为 113°C 。

例 4-2 对苯(B)、甲苯(T)、邻二甲苯(X)组成的三元系混合物，计算下列问题。设此混合物为理想溶液。

(1) 求：B 50%(分子)，T：25%(分子)，X：25%(分子)的混合物在 1atm 时的泡点及平衡蒸气的组成。

(2) 将此混合液于 1atm 进行简单蒸馏，求将原料液的 32.5% (分子) 馏出时，馏出液及残液的组成。

(3) 求在 1atm、 100°C 时进行闪蒸时的液相量和蒸气量与它们的组成。

解 (1) 泡点及平衡蒸气组成

蒸 气 压 数 据 (mmHg)

$t(^{\circ}\text{C})$	B	T	X
90	1030	410	140
95	1200	475	166
100	1370	550	200

设泡点为 95℃ 进行试算, 结果列表如下

	液相组成 x	饱和蒸气压 P^0	$p^* = P^0 x$	$y^* = p^*/760$
B	0.50	1200	600	0.789
T	0.25	475	118.5	0.156
X	0.25	166	41.5	0.0545
			$\Sigma 760$	0.9995

又利用相对挥发度可得(以甲苯为基准)

	x	P^0	α	αx	$y^* = \alpha x / \Sigma \alpha x$
B	0.50	1200	$1200/475 = 2.52$	1.260	0.788
T	0.25	475	$475/475 = 1.00$	0.250	0.156
X	0.25	160	$166/475 = 0.349$	0.087	0.0544
				$\Sigma 1.597$	0.9994

(2) 简单蒸馏 因为泡点为 95℃, 故蒸馏液的平均温度要比泡点高几度, 暂设液体温度为 100℃ (后面再对此温度进行校对), 由 100℃ 的蒸气压之比可确定相对挥发度。

$$\begin{aligned} \text{将 } \alpha_B &= 1370/550 = 2.49, & \alpha_T &= 1.0, \\ \alpha_X &= 200/550 = 0.364, & F &= 100, \\ D &= 32.5, & W &= 67.5 \text{ mol} \end{aligned}$$

代入 Rayleigh 公式[式(4-12)]可得:

B组分为

$$\log \frac{100 \times 0.50}{67.5 x_{BW}} = 2.49 \log \frac{100 \times 0.25}{67.5 x_{TW}}$$

X组分为

$$\log \frac{100 \times 0.25}{67.5 x_{XW}} = 0.364 \log \frac{100 \times 0.25}{67.5 x_{TW}}$$

$$x_{BW} + x_{TW} + x_{XW} = 1.0$$

由试算得

$$\begin{array}{r} x_{BW} = 0.385 \\ x_{TW} = 0.285 \\ x_{XW} = 0.335 \\ \hline \Sigma \quad 1.005 \end{array}$$

馏出液的平均组成(B组分)

$$100 \times 0.50 = 32.5 \bar{y}_B + 67.5 \times 0.385$$

$$\therefore \bar{y}_B = 0.742$$

$$\text{同样, } \bar{y}_T = 0.178 \quad \bar{y}_X = 0.075$$

(3) 闪蒸 因为是理想溶液, 可由下式计算:

$$y^* = \frac{P^0 x}{\pi} = Kx$$

$$y^* = \frac{F}{V} \left[\frac{z_i}{1 + \frac{L}{V} \left(\frac{1}{K_i} \right)} \right] \quad \text{或} \quad \frac{z_i \left(\frac{L}{V} + 1 \right)}{1 + \frac{L}{V} \left(\frac{1}{K_i} \right)}$$

	z_i	100°C 的 P^0	$K = P^0/\pi$	假 设 $L/V = 2.08$	
				y^*	$x = y^*/K$
B	0.50	1370	1.803	0.715	0.397
T	0.25	550	0.724	0.1983	0.274
X	0.25	200	0.263	0.0865	0.329
				$\Sigma 0.9998$	1.000

$$F = L + V = 100 \quad L/V = 2.08$$

$$\therefore V = 32.5 \text{ mol} \quad L = 67.5 \text{ mol}$$

§ 4-3 其它蒸馏

一、共沸蒸馏

当要分离的两组分形成共沸混合物时，添加挥发性的第三组分，以形成新的共沸混合物，使原来两组分中的一种组分残留在塔底，另一种组分与添加组分一起馏出的方法，这就是共沸蒸馏。

表 4-4 共沸蒸馏

体系	添加剂	馏出液	残液
醋酸-水	醋酸丁酯	醋酸丁酯 + 水(共沸物)	醋酸
异丙醇-水	苯	3 组分共沸物	异丙醇
乙醇-水	苯或三氯乙烯	3 组分共沸物	乙醇
吡啶-水	苯	苯 + 水(共沸物)	吡啶

二、萃取蒸馏

要分离的两个组分形成共沸混合物或沸点非常接近时，添加挥发度比此两种组分都低的第三组分而进行的蒸馏的方法称为萃取蒸馏。

表 4-5 萃 取 蒸 馏

分 离 体 系	添 加 剂	馏 出 液	残 液
丙酮-甲醇	水	丙 酮	甲醇-水溶液
醋酸甲酯-甲醇	水	醋酸甲酯+水(共沸物)	甲醇-水溶液
醋酸乙酯-乙醇	水	醋酸乙酯+水(共沸物)	乙醇-水溶液
甲醇-高级醇	水	浓高级醇	甲醇-水溶液
乙醇-高级醇	水	浓高级醇	乙醇-水溶液
硝酸-水	硫 酸	浓 硝 酸	硫酸水溶液
甲苯-烃	苯 酚	烃	甲苯+苯酚
丁烯-丁烷	糠醛或丙酮	丁 烷	丁烯+添加剂
丁烯-丁二烯	糠醛或丙酮	丁 烯	丁二烯+添加剂

(注) 关于共沸蒸馏与萃取蒸馏的详细说明见下列各书:
 平田光穗编: 最新蒸馏工学 P.35~P.129 (日刊工业)
 平田·赖实编: 蒸馏工学ハンドブック, P.167~P.208 (朝仓书店)
 有关共沸混合物的平衡数据请参阅下列手册:
 日本化学会编: 化学便览·基础编 I, P.607~P.620
 Perry: Chem. Engrs. Handbook, P.13~10, 11
 化学工学协会编: 物性定数

§ 4-4 二元系的精馏理论

本节所用符号列于表4-6。下面考察二元系的连续精馏。

表 4-6 本章所用的符号(之二)

符 号	内 容	符 号	内 容
L	下降液量 [kmol/hr]	L'	下降液量 [kmol/hr]
V	上升蒸气量 [kmol/hr]		
L_R	回流液量 [kmol/hr]	x	液相中某一组分的分子分率
F	原料的流量 [kmol/hr]	y	气相中某一组分的分子分率
D	塔顶流出产品量 [kmol/hr]	H	蒸气的焓 [kcal/kmol]
W	塔底排出产品量 [kmol/hr]	h	液体的焓 [kcal/kmol]
$z, x_D,$ x_W	任一组分在 F, D, W 中的分子分率	H_F	原料的焓 [kcal/kmol] (不限于液态)
x_R	回流液的分子分率 [用全凝器时 $x_R = x_D$]		

一、物料衡算

回流比*用式(4-26)表示。

$$R = \frac{L_R}{D} \approx \frac{L}{D} \quad (4-26)$$

全塔的物料衡算(图 4-8 的方框 I)，对总物料由式(4-27)表示。

$$F = D + W \quad (4-27)$$

对某一组分(通常以低沸点组分为准)

$$Fz = Dx_D + Wx_W \quad (4-28)$$

又塔顶的物料衡算(图 4-8 的方框 II)，对总物料由式(4-29)表示。

$$V_1 = D + L_R = D(R + 1) \quad (4-29)$$

对某一组分

$$V_1 y_1 = Dx_D + L_R x_R \quad (4-30)$$

因此

$$\left. \begin{aligned} \frac{D}{F} &= \frac{z - x_W}{x_D - x_W} \\ \frac{W}{F} &= \frac{x_D - z}{x_D - x_W} \end{aligned} \right\} \quad (4-31)$$

* 详细说 R 算是外回流比，与此对应还有将 L/V 写成 R' 而称为内回流比的， $R' = R/(R+1)$

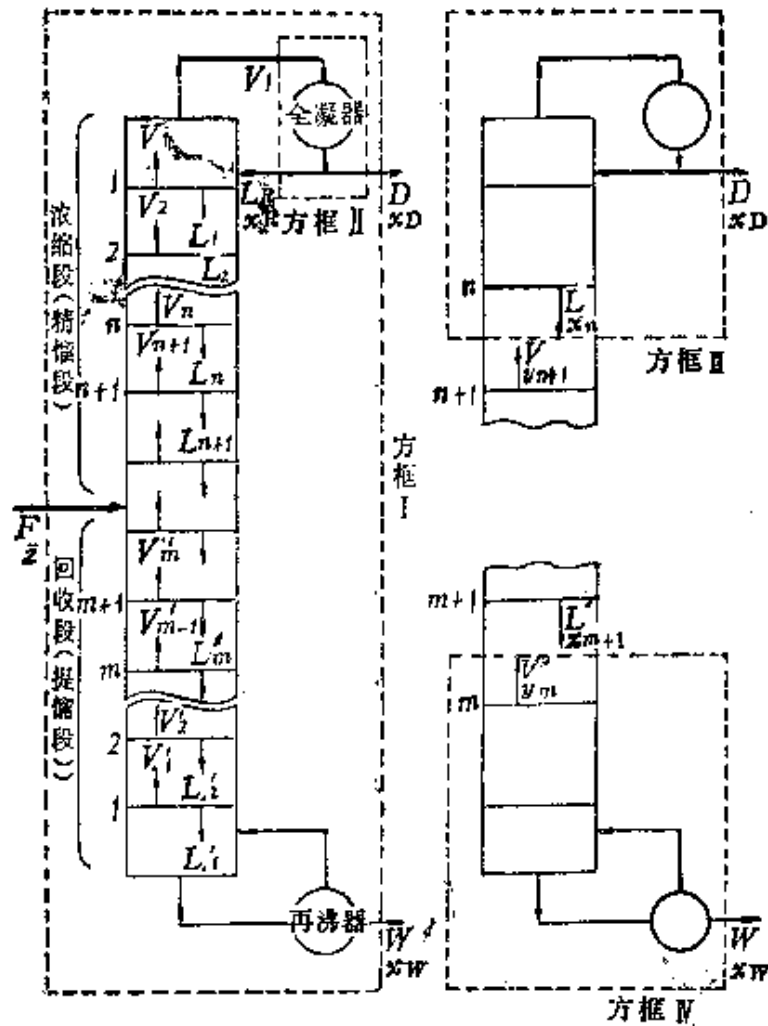


图 4-8 连续精馏

精馏操作线(图 4-8 的方框 II)可用式(4-32)或(4-33)表示

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{Dx_D}{V_{n+1}} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{Dx_D}{L_n + D} \quad (4-32)$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R + 1} x_n + \frac{x_D}{R + 1} \quad (4-33)$$

而提馏操作线(图 4-8 的方框 IV)可用式(4-34)表示

$$\begin{aligned}
 y_{m+1} &= \frac{L'_m}{V'_{m+1}} x_m - \frac{Wx_w}{V'_{m+1}} \\
 &= \frac{L'_m}{L'_m - W} x_m - \frac{Wx_w}{L'_m - W}
 \end{aligned} \quad (4-34)$$

二、原料的热状态

加料板的总物料衡算为

$$F + L + V' = V + L' \quad (4-35)$$

焓的衡算

$$FH_F + Lh + V'H = VH + L'h \quad (4-36)$$

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{L' - L}{F} = \frac{H - H_F}{H - h} = \frac{\text{(饱和蒸气的焓)} - \text{(原料的焓)}}{\text{(饱和蒸气的焓)} - \text{(饱和液体的焓)}} \\
 &= \frac{\text{(使 1mol 原料从进料状态变为沸点下的饱和蒸气所需的热量)}}{\text{(原料的 mol 蒸发潜热)}}
 \end{aligned} \quad (4-37)$$

用 q 表示的总物料衡算式为

$$L' = L + qF \quad (4-38)$$

$$V' = V - (1 - q)F \quad (4-39)$$

通常 q 线方程式(精馏线与提馏线交点的轨迹)由式(4-40)表示。

$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{z}{1-q} \quad (4-40)$$

将二元系的 q 线描绘在 x - y 图上, 则如图 4-11 或图 4-18 所示。

表 4-7 q 值与蒸气量、液量之间的关系(图4-9)

原料的状态	q 值	q 线的斜率 $m = \frac{q}{q-1}$	原料中的 蒸气量	原料中的 液体量	蒸气量与液 体量的关系
(a) 沸点以下的 液体	$q > 1$	$m > 1$ ↗	0	F	$V' > V$ $L' > L$
(b) 饱和液体	$q = 1$	$m = \infty$ ↓	0	F	$V' = V$ $L' = L + F$
(c) 气液混合物	$1 > q > 0$	$m < 0$ ↘	$V_F = (1-q)F$	$L_F = qF$	$V' = V - V_F$ $L' = L + L_F$
(d) 饱和蒸气	$q = 0$	$m = 0$ ←	F	0	$V' = V - F$ $L' = L$
(e) 过热蒸汽	$q < 0$	$1 > m > 0$ ↙	F	0	$V' < V$ $L' < L$

〔注〕 特别是原料为气液混合物的情况($1 > q > 0$)

$$F = V_F + L_F = (1 - q)F + qF$$

$$q = \frac{L_F}{F} = \frac{\text{原料中的液体分子数}}{\text{原料的总分子数}} = \text{原料中液相的分子分率}$$

原料为气液混合物的情况($1 > q > 0$)就是将进料预热至比其沸点高但比露点低的温度,这是最为常见的。

$$F = V_F + L_F \quad (4-41)$$

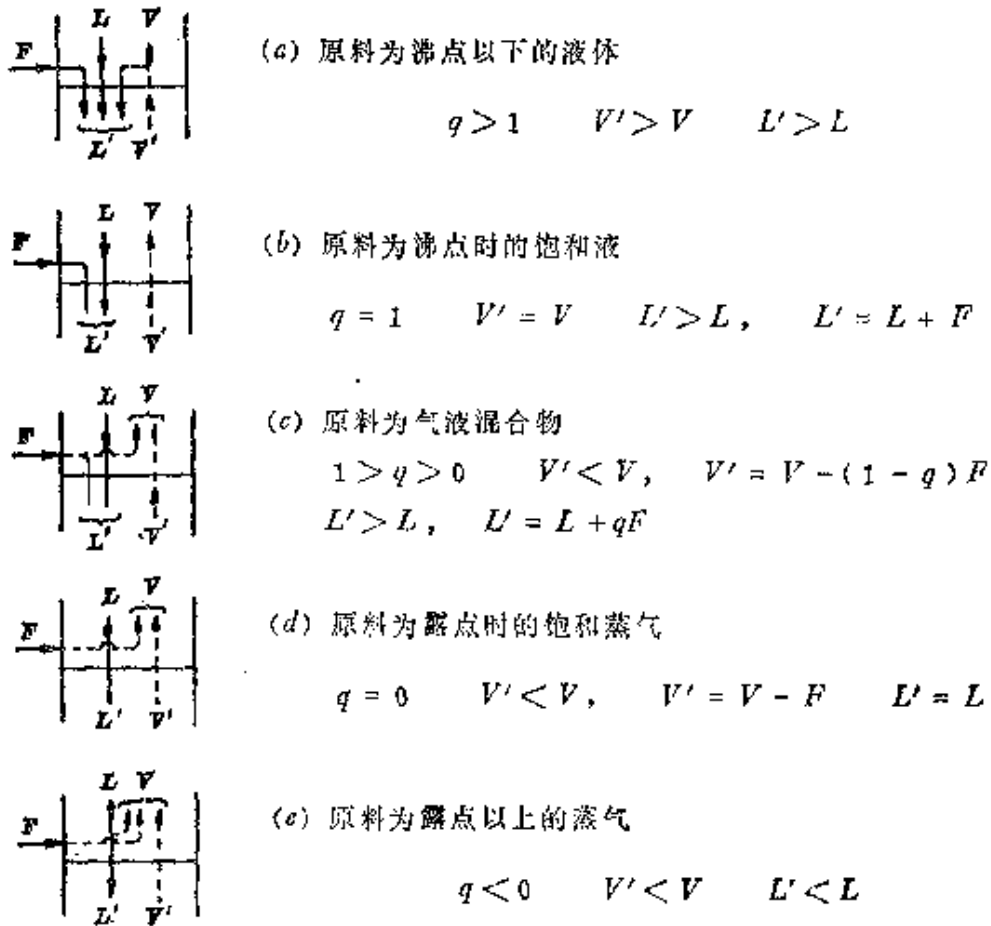
$$V = V' + V_F = V' + (1 - q)F \quad (4-42)$$

$$L' = L + L_F = L + qF \quad (4-43)$$

此时 q 也可以作如下定义

$$q = \frac{L_F}{F} = \frac{\text{原料中液体的分子数}}{\text{原料总分子数}} \quad (4-44)$$

$$1 - q = \frac{V_F}{F} = \frac{\text{原料中蒸气的分子数}}{\text{原料总分子数}} \quad (4-45)$$

图 4-9 q 值与蒸气体量、液量之间的关系

换言之, q 相当于原料中液相的分子分率。特别对二元系, q 线与平衡曲线交点的坐标 (x_c, y_c) 表示组成原料的液相和气相中低沸点组分的分子分率, 即 $Fz = L_F x_c + V_F y_c$ 。此时的 q 线必然是平衡蒸馏(闪蒸)中的操作线(参照图 4-10 及 4-11、4-18 等)。

三、麦卡勃-谢列 (McCabe-Thiele) 的板数确定法

是由作图求二元系精馏所需板数的方法。此法建立在下列假设的基础上:

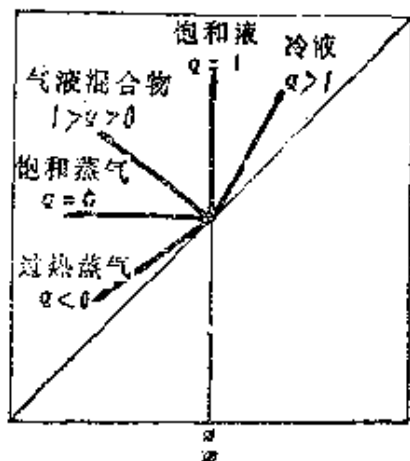


图 4-10 q 线的斜率

(1) 塔内各板液体的显热之差可以忽略。

(2) 各组分的分子气化潜热相等。

(3) 略去各组分的混合热(溶解热)。

(4) 略去塔壁等造成的热损失。

若按以上假设则下述恒分子流原理成立。

精馏段:

$$\left. \begin{aligned} L_1 = L_2 = L_3 \dots \dots \dots = L_n (= L) \text{ [kmol/hr]} \\ V_1 = V_2 = V_3 \dots \dots \dots = V_n (= V) \text{ [kmol/hr]} \end{aligned} \right\} \quad (4-46)$$

提馏段:

$$\left. \begin{aligned} L'_1 = L'_2 = L'_3 = \dots \dots \dots = L'_n (= L') \text{ [kmol/hr]} \\ V'_1 = V'_2 = V'_3 = \dots \dots \dots = V'_n (= V') \text{ [kmol/hr]} \end{aligned} \right\} \quad (4-47)$$

按此近似关系,操作线就成为直线,在 $x-y$ 线图上容易绘出。

阶梯法作图的步骤如下 (图4-11):

(1) 根据气液平衡数据作平衡曲线。

(2) 在 x 轴上取 z 、 x_D 、 x_W , 过这三点作垂线与对角线的交点分别标以 F 、 D 、 W 。

(3) 由 D 点作精馏操作线。(也

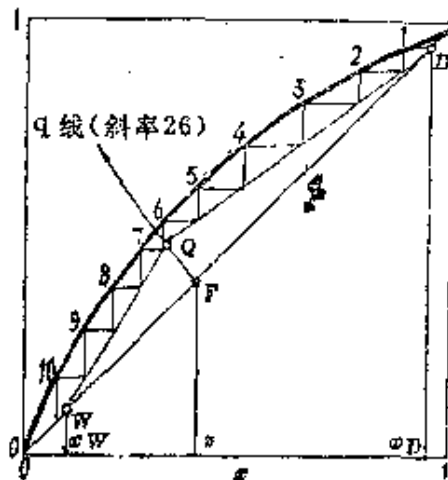


图 4-11 麦卡勃-谢列作图法

可利用斜率 $R/(R+1)$ 作出，但联接 y 轴截距 $x_D/(R+1)$ 与 D 的作法更为简便。

(4) 由 F 点作 q 线，与精馏操作线交于 Q 点。

(5) 连结 Q 和 W 两点即得提馏操作线。

(6) 由 D 点开始在平衡曲线与精馏操作线间作阶梯图，越过 Q 点后则在提馏操作线与平衡曲线之间作图，直至越过 W 点。

(7) 作图所得的梯级就是进行预定分离所必需的梯级数。

〔注〕阶梯作图也可自 W 点开始向上进行；还有自 q 线与操作线的交点分别向上和向下进行作图的。

四、最小回流比 R_m (图 4-12)

设 $R(x_c, y_c)$ 为 q 线与平衡曲线的交点，则 \overline{DR} 表示最小回流比时的精馏操作线〔式(4-48)〕，此时所需板数为无限大。

$$y = \frac{R_m}{R_m + 1} x + \frac{x_D}{R_m + 1} \quad (4-48)$$

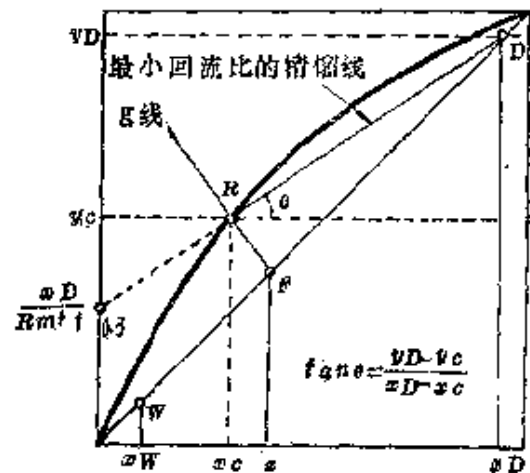


图 4-12 求最小回流比的图

\overline{DR} 的斜率为

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{y_D - y_c}{x_D - x_c}, \quad x_D = y_D \quad (4-49)$$

$$\therefore R_m = \frac{x_D - y_c}{y_c - x_c} \quad (4-50)$$

或根据 y 轴上的截距 $x_D/(R_m + 1)$ 的值也可求 R_m 。

五、最小理论板数 N_m (图4-13)

全回流即 $R = L_R/D = \infty$ 时的操作线与对角线 $y = x$ 重合, 因而阶梯作图在平衡曲线与对角线之间进行, 此时便得出最小梯级数 $S_m = N_m + 1^*$.

六、最适宜回流比

设计精馏塔时, 回流比的大小对于塔建造的固定费用和塔的运行费用有显著的影响。当回流比增大时, 引起变化的主要因素列举如下。

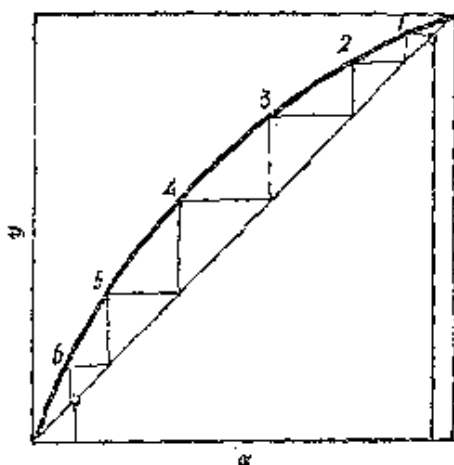


图4-13 求最小梯级数(最小理论板数)的图

- (1) 所需板数减少;
- (2) 上升蒸气量增加, 塔径变大。
- (3) 冷凝器热负荷增大**。
- (4) 再沸器热负荷增大***。
- (5) 回流泵及配管容量加大。

因此, 在确定最适宜回流比时, 必须考虑这些经济问题。根据经验, 普通精馏塔的最适宜回流比在最小回流比的 1.2~2.0 倍范围内是经济的。

* 蒸馏中, 再沸器(或称蒸馏釜)也可看作为一个平衡级(理论板), 因此当蒸馏塔体内的理论板数为 N 时, 往往再加上再沸器的一块而把 $N + 1$ 叫做梯级数。通常由作图或解析法求得理论板数指的就是梯级数 $S = N + 1$ 。

同样, 对应于最小理论板数 N_m , $S_m = N_m + 1$ 称为最小梯级数, 若塔顶配置分凝器(部分冷凝器), 则它也相当于一块理论板。

** 冷凝器负荷由下式表示, $Q_c \approx \lambda V$ (kcal/hr),

*** 再沸器负荷由式 $Q_R \approx \lambda V'$ (kcal/hr) 表示。

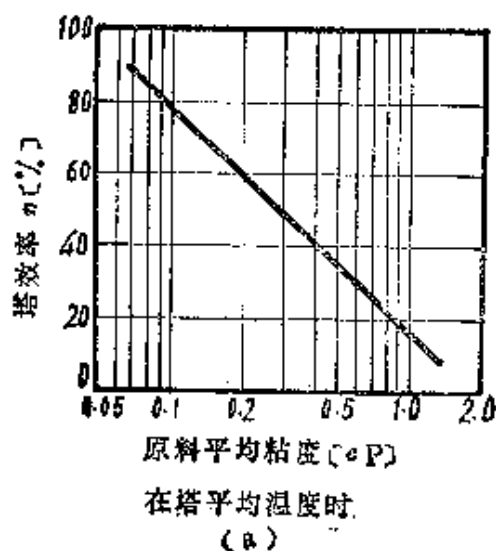
其中, λ 为分子气化潜热(kcal/kmol),

七、板效率(图 4-14)

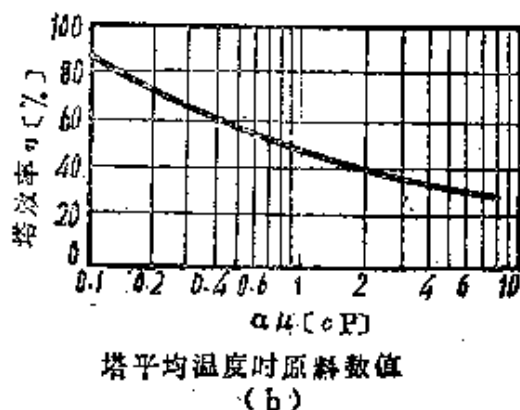
要用精馏方法进行实际所希望的分离, 采用的板数必须多于阶梯作图等法所求得 的理论板数(NTP)。一般认为板效率有三种: ① 总板效率(塔效率); ② 莫弗里(Murphree)效率; ③ 点效率。有关板效率的理论探讨以往一直在进行, 虽然近年来取得了相当的成果, 但还没有获得简单而又准确的方法。有关鼓泡塔的总板效率(塔效率), 很早就由经验得出了图 4-14(a) 及图 4-14(b), 虽然实际使用简便, 但缺乏理论上的根据, 主要只限于在烃类或性质接近烃类的物质的精馏设计方面用作粗略的估算。

$$\text{实际所需板数} = \frac{\text{理论板数 } N}{\text{塔效率 } \eta}$$

Drickamer 和 Bradford 的图〔图4-14(a)〕提出了以工业规模处理烃类时的板效率只是粘度的函数。此时粘度 μ 取塔的平均温度(塔顶和塔底温度的算术平均值)时料液的分子平均粘度。



(a) Drickamer & Bradford (1943)



(b) O'Connell (1946)

图 4-14 板 效 率

由于〔图 4-14(a)〕给出的 η 值稍偏高, 故 O'Connell 的图〔图4-14(b)〕以相对挥发度 α 与粘度 μ 的乘积的函数形式对此作

了修正。 α 、 μ 都取原料液在塔平均温度时的值。

工业规模的鼓泡塔的塔效率可以认为大致在 $\eta = 50 \sim 80\%$ 的范围内, 作为设计估算经常采用下列各值:

减压蒸馏 40%, 常压蒸馏 60%, 加压蒸馏 80%。

关于板效率的计算方法和理论探讨及实测数据方面均有详细的报道。另外, 在表 4-8 中汇总了对泡罩塔的各项要求。

表 4-8 对泡罩塔的各项要求

板 间 距	取降液管内净液层高的二倍是安全的, 但不得小于 6" (15cm) 以下, 考虑到清扫的方便, 工业上取 18" (45~46cm) 为最低限。	
	塔 径	板 间 距
空 塔 速 度	4' 以下 (1.2m 以下)	18~20" (46~50cm)
	4~10' (1.2~3m)	24" (61cm)
	10~12' (3~3.7m)	30" (76cm)
	12~24' (3.7~7.3m)	36" (91cm)
其 它	在常压蒸馏中, 气速 3ft/sec (1m/sec) 以下, 一般可取气速与板间距相同。而对于石油蒸馏大多采用下列数据	
	操 作 压 力	空 塔 速 度 [ft/sec]
	常压蒸馏 1 atm	2~3 (0.6~0.9m/sec)
	减压蒸馏 30mmHg	9~12 (2.7~3.7m/sec)
	减压蒸馏 90mmHg	5~8 (1.5~2.4m/sec)
稳定塔 160psia (11atm)	1.7~2.2 (0.52~0.67m/sec)	
其 它	① 液封: 减压蒸馏 0.5" (12~13mm) 常压蒸馏 1" (25mm) 加压蒸馏 3" (76mm)	
	② 每块板的压降:	
	操 作 压 力	ΔP
	35mmHg	3mmHg 以下
1 atm	4~8mmHg	
20 atm	7~8mmHg	

八、塔径的确定

精馏塔的直径亦即横截面积决定了塔内上升蒸气和下降液体的流速，通常根据蒸气流量来确定塔径。

若设塔的横截面积为 A [m²]，蒸气上升量为 V [m³/sec]，则 $\bar{u} = \frac{V}{A}$ [m/sec]，称为蒸气的表观线速度或空塔速度。将 \bar{u} 的单位看作为 [m³/m² · sec] 时，亦可称之为每单位横截面积的体积流量。

$$\bar{u} = \frac{V}{A} = \frac{V}{\frac{\pi}{4}d^2}, \text{ 塔径 } d = \sqrt{\frac{4V}{\pi\bar{u}}} = 1.13\sqrt{\frac{V}{\bar{u}}} \text{ [m]} \quad (4-51)$$

可见 \bar{u} 愈大塔径愈小，换言之，即塔的处理能力增加。在某个范围内板效率也随着提高。但若 \bar{u} 过大，就会产生雾沫夹带及其它不希望产生的现象，板效率反而降低，而且塔内压降也增大，因此可以认为上升蒸气速度有一个最大限度。

在求取板式塔的最大容许蒸气速度 \bar{u}_{\max} 时，通常可用式 (4-52)。

$$\bar{u}_{\max} = C\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \text{[m/sec]} \quad (4-52)$$

$$G_{\max} = C\sqrt{\rho_V(\rho_L - \rho_V)} \quad \text{[kg/m}^2 \cdot \text{sec]}$$

式中： ρ_L —塔内平均温度时的液体密度 [kg/m³]， ρ_V —塔内平均温度、平均压力下的蒸气密度 [kg/m³]， C —实验常数 [m/sec]， G —蒸气的质量速度 [kg/m² · sec]。

此处的常数 C 与板间距、液体浸没深度、表面张力等各种因素有关，通常根据图 4-15 和图 4-16 求得。

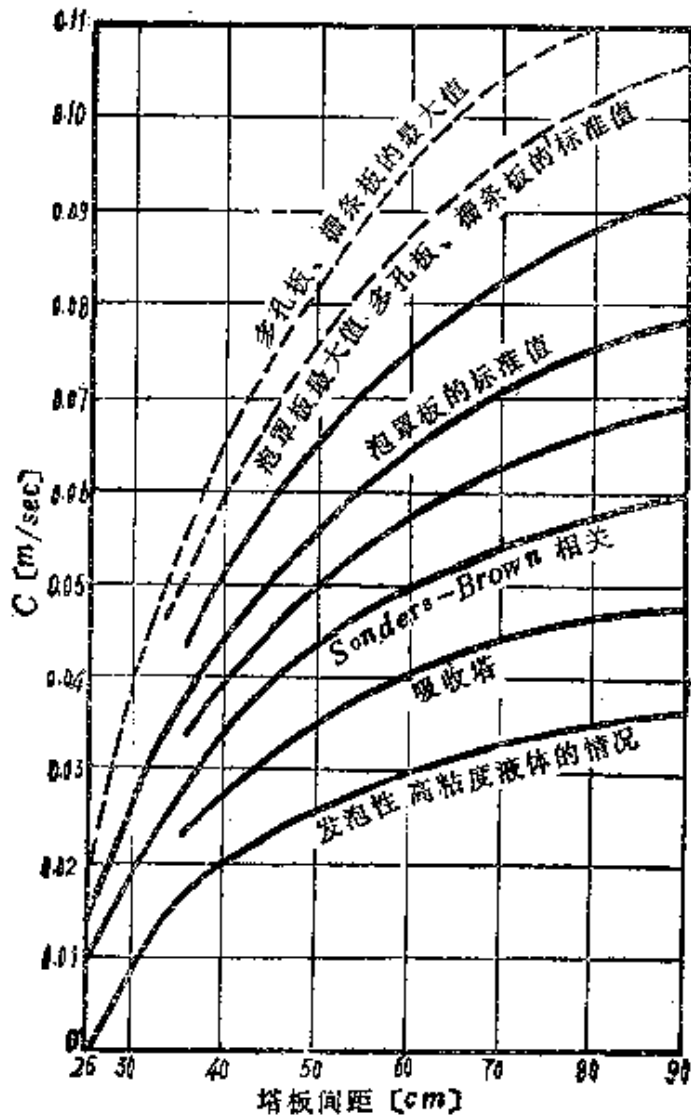


图 4-15 板式塔的允许蒸汽速度系数

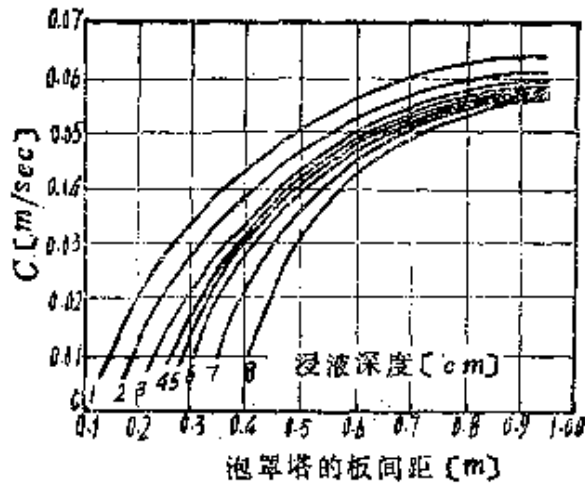


图 4-16 式(4-52)的系数 C 图

〔注〕 液体浸没深度(液封)为上升蒸气必须穿过的液体深度。例如,泡罩塔板的液体浸没深度就是泡罩的齿缝顶到液体表面的高度。

若板间距为 b [cm], 液体深度为 h [cm], 则大致有如下关系(藤田重文)。

$$C = 0.069 \log(b - 2.5h) - 1$$

九、板式塔的液泛

若板式塔的压降过大,液体就要从降液管逆流至上面的塔板,使操作无法进行,这就是液泛。设计板式塔时操作气速应不超过液泛速度的 85% (易起泡的体系取 50~60% 为安全)。板式塔和多孔板塔的液泛速度 u_F [m/sec] 的确定可参见图 4-17。

例 4-3 采用板间距为 46cm 的泡罩塔,以液体质量速度为 $10000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 和蒸气质量速度 $5600 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 进行精馏,求液泛速度。已知液体的密度为 720 kg/m^3 , 蒸气密度 1.2 kg/m^3 , 液体表面张力为 39 dyn/cm 。

$$\text{解 } \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{10000}{5600} \sqrt{\frac{0.0012}{0.72}} = 1.785 \times 0.0408 = 0.073$$

板间距为 $46\text{cm} \approx 18\text{in}$ ，由图 4-17 的纵坐标读得 $C = 0.26$ ，经表面张力修正得 $0.26(39/20)^{0.2} = 0.297$

$$\therefore u_F = \frac{0.297}{3.28} \sqrt{\frac{0.72 - 0.0012}{0.0012}} \approx 2.22\text{m/sec}$$

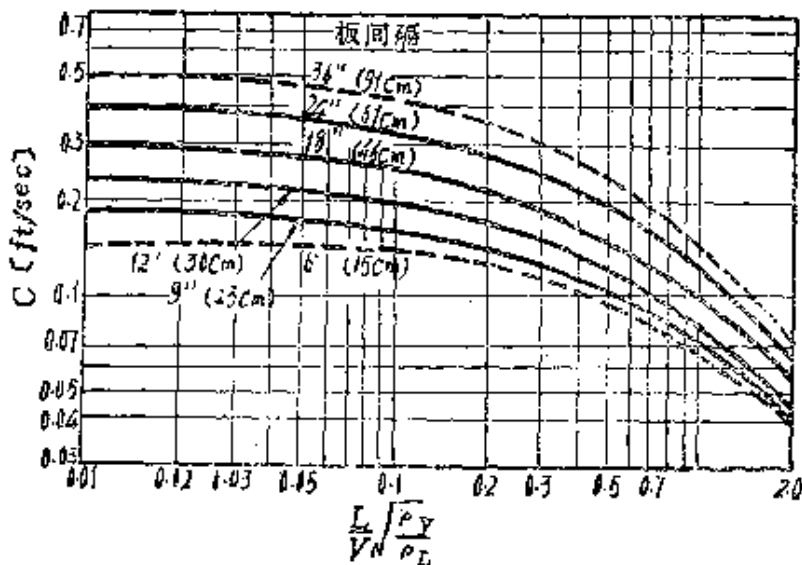


图 4-17 液泛范围的适用条件(泡罩塔、多孔板塔)

〔注〕(1) 缝隙面积(或开孔面积)占板有效面积的10%以上(若为8%则 C 值乘上0.9, 若为6%则乘0.8)。

(2) 多孔板孔径在 $0.25''$ (约 6.4mm) 以下。

(3) 液体表面张力为 20dyn/cm [若表面张力为 σ (dyn/cm) 则 u_F 要乘以校正系数 $(\sigma/20)^{0.2}$]

将上图纵轴读数 C (ft/sec) 代入下式可算出 u_F [m/sec]

$$u_F = \frac{C}{3.28} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [\text{m/sec}]$$

十、填料塔精馏

因为是微分接触，故塔高可按下式计算。

表 4-9 本章所用符号 (之三)

符 号	内 容
G_M	上升蒸气的质量速度 [kmol/m ² ·hr]
L_M	下降液体的质量速度 [kmol/m ² ·hr]
K_{ya}	以蒸气浓度为基准的总容量系数 [kmol/m ³ ·hr·Δy]
K_{xa}	以液体浓度为基准的总容量系数 [kmol/m ³ ·hr·Δx]
y	气相主体中 A 组分的浓度 [分子分率]
x	液相主体中 A 组分的浓度 [分子分率]
y^*	与液相浓度 x 平衡的蒸气浓度 ($y^* = Kx$)
x^*	与蒸气浓度 y 平衡的液相浓度 ($y = Kx^*$)
H_{oG}, H_{oL}	总传质单元高度 [m] (HTU)
N_{oG}, N_{oL}	总传质单元数 [-] (NTU)
$HETP$	相当于一块理论板的高度，用填料层高度除以与该填料层高度相当的理论板数即为 HETP 值。换言之，就是起一块理论板作用的填料层高度。使用 HETP 的概念很方便，也有各种情况下的实测值发表，但因 HETP 值往往受填料形状、种类、大小、所处理的液体种类、蒸气速度、塔径、塔高等许多因素的影响，因此并不通用。

以蒸气浓度作基准

$$H_{oG} = \frac{G_M}{K_y a}$$

$$N_{oG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y}$$

$$Z = H_{oG} N_{oG}$$

以液体浓度作基准

$$H_{oL} = \frac{L_M}{K_x a} \quad (4-53)$$

$$N_{oL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} \quad (4-54)$$

$$Z = H_{oL} N_{oL} \quad (4-55)$$

H_{oG} 、 H_{oL} 之值随填料种类、大小、所处理体系的物性、蒸气与液体的流量及气液平衡曲线的斜率等因素而异。虽然可由实验

求得,但无法得到一般的公式。当操作线与平衡曲线平行时,则 HTU 与 HETP 的值相等。 N_{OG} 、 N_{OL} 一般由图解积分求得。附录中列有甲醇水溶液 N_{OG} 的速算表(P.629)

例 4-4 常压下连续精馏含苯 40%(分子)的苯-甲苯混合液,原料处理量为 15000kg/hr。希望得到含苯 95%(分子)的塔顶产物及含甲苯 90%(分子)的塔底产品。原料预热到 96℃ 加入塔内,计算下列问题:

- (1) 物料衡算 (2) 原料的 q 值 (3) 最小理论板数
(4) 最小回流比 (5) 回流比为 3 时所需的板数

解 (1) 物料衡算 苯的分子量 $C_6H_6 = 78$,

甲苯 $C_6H_5CH_3 = 92$, $z = 0.40$, $x_D = 0.95$, $x_W = 0.10$

原料的平均分子量为 $78 \times 0.40 + 92 \times 0.60 = 86.4$

$$F = 15000/86.4 = 174 \text{ kmol/hr}$$

由 $F = D + W$, $Fz = Dx_D + Wx_W$ 得:

$$D = 61.5 \text{ kmol/hr} \quad W = 112.5 \text{ kmol/hr.}$$

(2) 原料的热状态 原料沸点为 95℃, 露点为 101℃ (由图 4-18 的上图读得), 因此预热到 96℃ 就为气液混合状态 ($0 < q < 1$)

由沸点图得 $x_D = 0.31$ $y_D = 0.52$

$$q = \frac{L_F}{F} = \frac{y_D - z}{y_D - x_D} = \frac{0.52 - 0.40}{0.52 - 0.31} = 0.572$$

q 线方程为

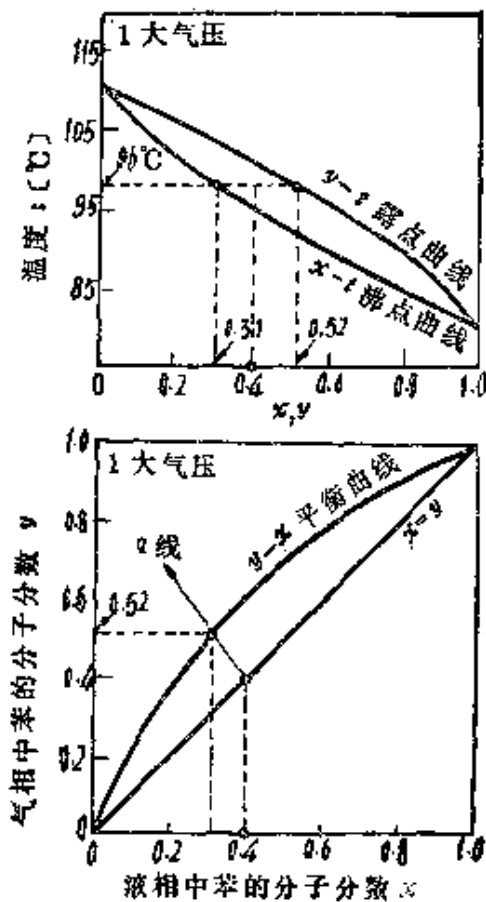
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{z}{1-q}$$

$$\therefore y = -1.333x + 0.935$$

(3) 最小理论板数 由作图法(参照图 4-13)

$$S_m = N_m + 1 = 5.8 \text{ 块 (包括再沸器)}$$

$$\therefore N_m = 4.8 \text{ 块}$$



苯-甲苯体系的气液平衡数据

x	y	°C
0.0	0.0	110.6
10.0	20.8	105.7
20.0	37.2	101.8
30.0	50.7	98.3
40.0	61.9	95.2
50.0	71.3	92.4
60.0	79.1	89.8
70.0	85.7	87.3
80.0	91.2	85.0
90.0	95.9	82.6
95.0	98.0	81.3
100.0	100.0	80.1

图 4-18 苯-甲苯体系的气液平衡图(1atm)

化学便览(旧版) P. 542

化学便览(新版) P. 591

(4) 最小回流比

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{y_D - y_G}{x_D - x_G} \quad x_D = y_D$$

$$\therefore R_m = \frac{x_D - y_G}{y_G - x_G} = \frac{0.95 - 0.52}{0.52 - 0.31} = 2.05$$

或利用在 y 轴上的截距(参照图 4-12)

$$\frac{x_D}{R_m + 1} = 0.31 \quad \therefore R_m = 2.06$$

(5) $R = 3$ 时的理论板数 精馏操作线为

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} \quad \therefore y = \frac{3}{4} x + 0.238$$

由作图(参照图 4-11)得: $S = 9.8$ 块 $N = 8.8$ 块

例 4-5 用二元系的精馏计算方法设计下述连续精馏塔: 常压蒸馏浓度为 50wt% 的甲醇-水溶液, 希望得到含甲醇浓度为 95wt% 的塔顶馏出液与浓度 1wt% 的塔底残液。

原料温度为 27°C, 处理量为 2500kg/hr, 塔底液体经热交换器预热原料液后降至 38°C 排出。塔顶蒸气直接进入全凝器, 在沸点下回流, 回流比采用最小回流比的 1.5 倍。

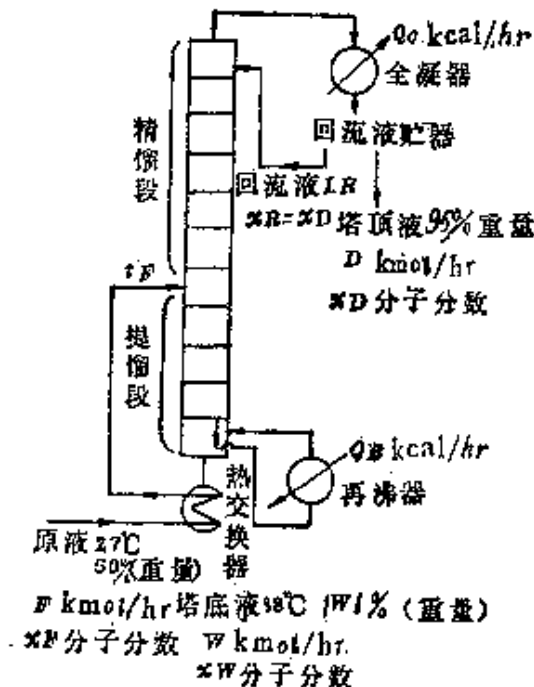
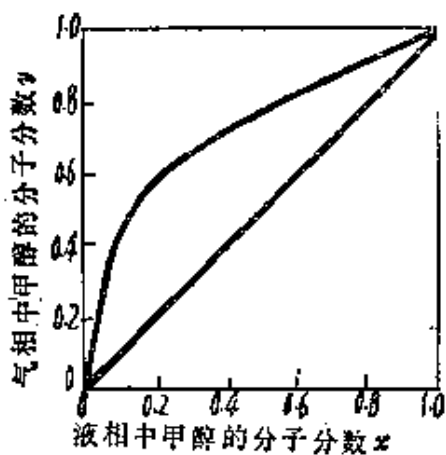
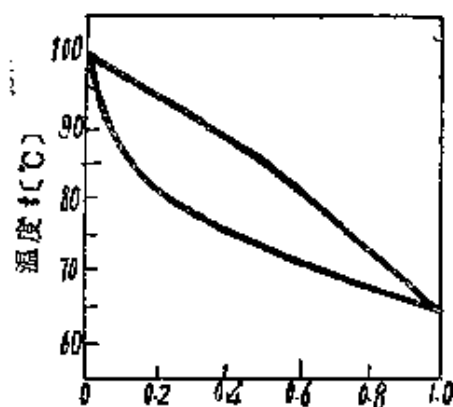


图 4-19 [例 4-5] 流程图

基准: 1hr, 1atm, 27°C

解 (1) 物料衡算 (原料液 2500kg/hr)

原 料	分子 量	重 量 %	kg/hr	kmol/hr	分 子 分 率
甲 醇 (A)	32	50	1250	39.1	$\frac{39.1}{108.6} = 0.360$
水 (B)	18	50	1250	69.5	$\frac{69.5}{108.6} = 0.640$
		100	2500	108.6	1.000



x (液相)	y (气相)	$^{\circ}\text{C}$
0	0	100.0
0.02	0.134	96.4
0.04	0.230	93.5
0.05	0.275	92.3
0.06	0.304	91.2
0.08	0.365	89.3
0.10	0.418	87.7
0.15	0.517	84.4
0.20	0.579	81.7
0.30	0.665	78.0
0.40	0.729	75.3
0.50	0.779	73.1
0.60	0.825	71.2
0.70	0.870	69.3
0.80	0.915	67.6
0.90	0.958	66.0
0.95	0.979	65.2
1.00	1.000	64.6

化学便览(新版) P. 589

图 4-20 甲醇-水体系的气液平衡关系(1atm)

塔 顶 液	重 量 %	分 子 比	分 子 分 率
甲 醇	95	$95/32 = 2.97$	0.915 ($=x_D$)
水	5	$5/18 = 0.278$	0.085
	100	3.248	1.000

塔底液	重量%	分子比	分子分率
甲醇	1	$1/32 = 0.031$	0.006 (= x_W)
水	99	$99/18 = 5.50$	0.994
	100	5.531	1.000

$$F = 108.6 \text{ kmol/hr}, \quad x_F = 0.360$$

原料的平均分子量: $M_F = 2500/108.6 \approx 23.0$

或 $32 \times 0.360 + 18 \times 0.640 \approx 23.0$

塔顶液的平均分子量: $M_D = 100/3.248 \approx 30.8$

或 $32 \times 0.915 + 18 \times 0.085 \approx 30.8$

塔底液的平均分子量: $M_W = 100/5.531 \approx 18.1$

或 $32 \times 0.006 + 18 \times 0.994 \approx 18.1$

由总物料衡算 $F = D + W, \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W$

得 $D = 42.3 \text{ kmol/hr} = 42.3 \times 30.8 = 1300 \text{ kg/hr}$

$W = 66.3 \text{ kmol/hr} = 66.3 \times 18.1 = 1200 \text{ kg/hr}$

(2) 原料的热状态(q 值的确定)

1) 原料预热温度 t_F 的确定 塔底液体的温度看作为浓度 $x_W = 0.006$ 的沸点, 由沸点图读得塔底温度为 99°C , 塔底液(1wt%)的比热为 0.998^* , 原料液(50wt%)的比热为 0.920^* , 原料预热器(热交换器)的热量衡算即为

$$2500 \times 0.920 \times (t_F - 27) = 1200 \times 0.998 \times (99 - 38)$$

$\therefore t_F = 58.8^\circ\text{C}$ (为安全起见取 58°C)

[注] 由沸点图得, 原料液沸点是 76°C , 露点是 89°C . 由上面的计算, 如果得出的 t_F 比沸点高, 则原料呈气液混合状态或蒸气状态入塔, 此时须根据闪蒸计算求 q 值.

* 本例题中附加 * 号的数值是由各种手册查得的物性数据.

2) 液体焓— h ，蒸气焓— H

纯 组 分	热 数 据	89℃(原料露点)时的气化潜热*		常温液体的比热*
		[kcal/kg]	[kcal/kmol]	[kcal/kg·℃]
甲 醇		250	8000	0.65
水		545	9840	1.00

原料的混合热为 $\Delta H_S = -220 \text{ kcal/kmol}$ 溶液*

原料进料状态的焓(58℃的液体)为

$$h = 23.0 \times 0.920 \times (58 - 27) - 220 = 436 \text{ kcal/kmol}$$

原料在沸点时的焓(76℃的液体)为

$$h_F = 23.0 \times 0.920 \times (76 - 27) - 220 = 816 \text{ kcal/kmol}$$

原料为饱和蒸气时的焓(89℃)

$$\begin{aligned} H_F &= 0.36 \times 32 \times [0.65 \times (89 - 27) + 250] \\ &\quad + (1 - 0.36) \times 18 \times [1 \times (89 - 27) + 545] \\ &= 10370 \text{ kcal/kmol} \end{aligned}$$

3) q 值的计算

$$q = \frac{H_F - h}{H_F - h_F} = \frac{10370 - 436}{10370 - 816} = 1.04$$

〔注〕此时,即使忽略溶解热亦可得到基本上相同的结果,即

$$q = (10370 - 656) / (10370 - 1036) = 1.04$$

(3) 最小回流比 R_m

q 线的斜率为 $\frac{q}{q-1} = \frac{1.04}{1.04-1} = 26$

设 q 线与平衡曲线的交点为 (x_C, y_C) 。

最小回流比为 $R_m = \frac{x_D - y_G}{y_G - x_G} = \frac{0.915 - 0.71}{0.71 - 0.37} = 0.603$

或利用 y 的截距

$\frac{x_D}{R_m + 1} = \frac{0.915}{R_m + 1} = 0.57 \quad \therefore R_m = 0.605$

(4) 最小理论板数 N_m 由 McCabe-Thiele 作图法(图4-21) 得到最小梯级数为 $S_m = N_m + 1 = 4.9$ (包括再沸器)

$\therefore N_m = 3.9$ 块

(5) $R = 1.5R_m$ 时的理论板数

$R = 1.5 \times 0.605 = 0.908$

精馏操作线为

$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \quad \therefore y = 0.476x + 0.480$

由作图(图4-22) 得

$S = N + 1 = 8.8$ 块(包括再沸器) $\therefore N = 7.8$ 块 ≈ 8 块

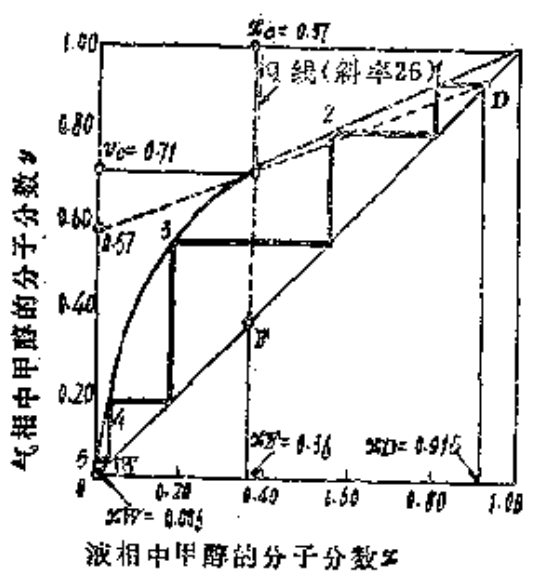


图4-21 作图法求 R_m 及 N_m

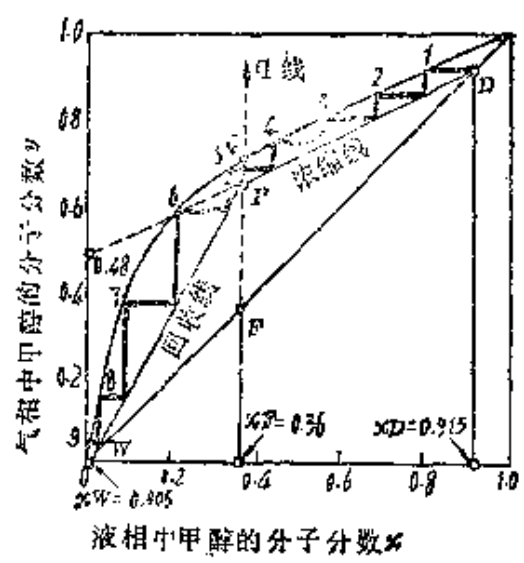


图4-22 作图法求 $R = 0.908$ 时的 N

(6) 上升蒸气量, 下降液量

精馏段

$$L = RD = 0.908 \times 42.3 = 38.4 \text{ kmol/hr}$$

$$V = (R + 1)D = (0.908 + 1) \times 42.3 = 80.6 \text{ kmol/hr}$$

提馏段

$$L' = qF + L = 1.04 \times 108.6 + 38.4 = 151.3 \text{ kmol/hr}$$

$$\begin{aligned} V' &= (q - 1)F + V = (1.04 - 1) \times 108.6 + 80.6 \\ &= 84.9 \text{ kmol/hr} \end{aligned}$$

(7) 冷凝器和再沸器的热负荷

1) 冷凝器必须移走的热量 Q_c 由沸点图读得 $x_D = 0.915$ 时塔顶馏出液的沸点为 65.6°C , 塔顶馏出蒸气的露点为 67.5°C .

塔顶液体的混合焓为

$$\Delta H_s = -29.7 \text{ kcal/kmol 溶液}^*$$

露点时的汽化潜热*纯甲醇 = 260,

$$\text{纯水} = 559 \text{ kcal/kg}$$

液体的焓

$$h_D = 30.8 \times 0.65 \times (65.6 - 27) - 29.7 = 743 \text{ kcal/kmol}$$

蒸气的焓

$$\begin{aligned} H_D &= 0.915 \times 32 \times [0.65 \times (67.5 - 27) + 260] + (1 - 0.915) \\ &\quad \times 18[1 \times (67.5 - 27) + 559] = 9297 \text{ kcal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{故 } Q_c &= V\lambda_D = (R + 1)D \times (H_D - h_D) = 80.6 \times (9297 - 743) \\ &= 690000 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

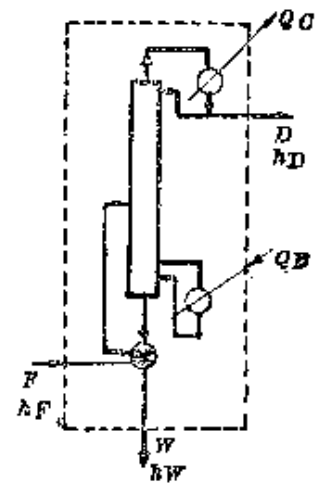


图 4-23 精馏塔的焓衡算(热量衡算)

2) 再沸器须提供的热量 Q_B 塔底液体的混合热为 $\Delta H_B = -66.7 \text{ kcal/kmol}$ 溶液*, 塔底液体的焓(可看作全是水)

$$h_W = 18 \times 1 \times (38 - 27) - 66.7 = 131 \text{ kcal/kmol}$$

预热前原料液的焓

$h_F = \Delta H_B = -66.7 \text{ kcal/kmol}$ (以原料温度 27°C 作为基准温度)

$$\begin{aligned} Q_B &= Dh_D + Wh_W - Fh_F + Q_C \\ &= 42.3 \times 743 + 66.3 \times 131 - 108.6 \times (-66.7) + 690000 \\ &= 47320 + 690000 = 737320 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

〔注〕 本计算中忽略了塔壁的热损失, 在只需估算时, 取 $Q_B \approx Q_C$ 即可。

(8) 板效率与实际板数 利用图 4-14 求取。因塔顶温度(塔顶蒸气的露点)为 67.5°C , 塔底温度(塔底液的沸点)为 99°C , 假设塔的平均温度为 83°C 。估计此温度下原料液的粘度 μ 约为 0.3 cP (纯甲醇为 0.27 cP , 纯水为 0.34 cP *)。其次把甲醇-水溶液看作理想溶液求相对挥发度。

温 度 ($^\circ\text{C}$)	甲 醇 蒸 气 压 P_A (mmHg)	水 的 蒸 气 压 P_B (mmHg)	相 对 挥 发 度 $\alpha = P_A/P_B$
80	1340	355	3.78
85	1590	434	3.66

由上表取 83°C 时的平均相对挥发度 $\bar{\alpha} = 3.7$

$$\bar{\alpha}\mu = 3.7 \times 0.3 \approx 1.1 \quad \therefore \eta = 50\%$$

由于 NTP 为 7.8 块, \therefore 实际板数为 $\frac{7.8}{0.5} \approx 16$ 块

(9) 塔径和塔高

1) 用塔顶条件计算塔径 塔顶蒸气量为

$$V = (R + 1)D = (0.908 + 1) \times 42.3 = 80.6 \text{ kmol/hr}$$

按理想气体计算蒸气密度 (1atm, 67.5°C, 平均分子量 30.8)。

$$\rho_v = \frac{30.8}{22.4 \left(\frac{273 + 67.5}{273} \right)} = \frac{30.8}{27.8} = 1.11 \text{ kg/m}^3$$

查得 95% (重量) 甲醇水溶液在塔顶温度下的比重为 0.78*, 液体密度就为 $\rho_L = 780 \text{ kg/m}^3$ 。若用鼓泡塔, 根据经验可设板间距 30cm (12in), 液封 2.5cm, 则 $C = 0.026 \text{ m/sec}$ (由图 4-16 查得) 容许蒸气速度为

$$\bar{u} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} = 0.026 \sqrt{\frac{780 - 1.11}{1.11}} = 0.69 \text{ m/sec}$$

塔顶蒸气的体积流量为

$$27.8 \times 80.6 = 2240 \text{ m}^3/\text{hr}$$

设所需塔径为 d (m), 则

$$(\pi/4)d^2 \bar{u} \cdot 3600 = 2240$$

塔横截面积

$$\frac{\pi}{4} d^2 = \frac{2240}{0.69 \times 3600} = 0.90 \text{ m}^2$$

塔径为

$$d = \sqrt{\frac{0.90}{0.785}} \approx 1.1 \text{ m}$$

2) 塔高 如果板间距离为 0.3m, 实际板数为 16 块, 则 $0.3 \times 16 = 4.8 \text{ m}$, 加上塔顶塔底各留 1m 的余量, 实际塔高可定为 7m 左右。

§ 4-5 多元系精馏

虽然求多元系精馏最小回流比及所需板数的方法比二元系更为复杂，但在恒分子流假设成立，相对挥发度大致可看作为常数的情况下，仍然可以进行比较简单的计算。

一、关键组分(简称 keys)

在多元系精馏计算中，以某特定组分为目标，考虑怎样使此二组分获得完全分离的计算方法是较为简便的。现以6元体系为例来说明，原料中各组分，从挥发度高的开始，依次为A、B、C、D、E、F。将原料加入精馏塔，要求全部A、B、C及部分D自塔顶馏出，全部D、E、F及部分C从塔底排出。此时希望塔顶基本上不出现E、F，塔底基本上不出现A、B，为简明地表示这种关系，列成表4-10。由表可见，此项精馏是否可行以及难易的程度与组分C、D的分离情况有关。在此情况下，就把这两个组分算作临界组分或关键组分，而且把挥发度大的(组分C)叫作轻关键

表 4-10

组 分	原 料	塔 顶 产 物	塔 底 产 物
A	○	○	
B	○	○	
C (轻)	○	○	△
D (重)	○	△	○
E	○		○
F	○		○

〔注〕 轻关键组分轻的组分(A、B)叫做较轻组分，比重关键组分重的组分(E、F)叫做较重组分，也有把组分A称为最轻组分，组分F叫做最重组分的，通常象上例中那样轻重两关键组分是相邻的，但偶尔也有其它中间组分夹入两个关键组分中间的情况，这组分被称为分割关键组分或分散临界组分。

组分,挥发度小的为重关键组分。

总之,尽管是多元系精馏,因为以两个关键组分为目标,就有可能采用二元体系的考察和处理方法。

二、最小理论板数 N_m

对于理想溶液(服从拉乌尔定律的体系),全回流所需的板数 N_m 可由下面的芬斯克公式求得。

$$S_m = N_m + 1 = \frac{\log\left(\frac{x_{Dlk}}{x_{Dhk}}\right)\left(\frac{x_{Wlk}}{x_{Whk}}\right)}{\log\alpha_{lk}} \quad (4-56)$$

式中 α_{lk} 为 l_k 组分对 h_k 组分的相对挥发度(一般为塔顶条件和塔底条件的几何平均值), x_{Dlk} 、 x_{Wlk} 分别为塔顶产物和塔底产物的低沸点关键组分的分子分率, x_{Dhk} 、 x_{Whk} 分别为塔顶产物和塔底产物的高沸点关键组分的分子分率。

三、最小回流比 R_m

确定多元系精馏最小回流比的方法有很多报道,但都各有利弊,大体上越精确的方法计算就越复杂。对于相对挥发度可大致看成定值*及恒分子流假设成立的体系,可由下面的恩德伍德(Underwood)公式比较简单地求得。

首先,由试算求得满足式(4-57)的 θ 值

$$\sum \frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (4-57)$$

*即使相对挥发度不为定值,也可用塔顶和塔底的平均值或原料加料板的值作近似计算。

取 $\alpha_{ik} > \theta > \alpha_{hk}$ 的根。

其中 α_i 为以任意组分为基准的各组分的相对挥发度 (一般取 $\alpha_{hk} = 1$)， x_{Fi} 为原料中各组分的分子分率， q 为表示原料热状态的值 (饱和液 $q = 1$ ；饱和蒸气 $q = 0$ ；气液混合物 $q = \frac{L_F}{F}$ 时则由闪蒸计算求取 q 值)。

将 α_{ik} 和 α_{hk} 之间的各 θ 值代入上式，试差算得等号左右两边相等的 θ 值，再将此 θ 值代入下式求最小回流比。

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \theta} \quad (4-58)$$

其中 x_{Di} 为塔顶馏出物中各组分的分子分率。

四、吉利兰特关联 (Gilliland correlation)*

如以最小回流比 R_m 进行所要求的精馏操作，则需要的板数 $N = \infty$ ；但如为全回流即 $R = \infty$ 时操作，所需的板数就是 N_m 。实际上总是取 R_m 的若干倍作为回流比来操作 (通常为 1.5 倍左右)，这种情况下可方便地利用图 4-24 来确定所需板数 N 。

图 4-24 是大家熟悉的吉利兰特关联图。虽说这是近似的经验方法，但因简便，故广泛应用于估算成本等方面。不过需要特别注意的是，吉利兰特关联图有时误差非常大。

* Gilliland 关联与上面的 Fenske 公式同样可应用于二元系精馏的估算，此时求最小塔板数的 Fenske 公式成为

$$N_{m+1} = \frac{\log \left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right)}{\log \alpha}$$

其中 α 为塔顶塔底相对挥发度的几何平均值，Gilliland 关联图与上同。

——译者注

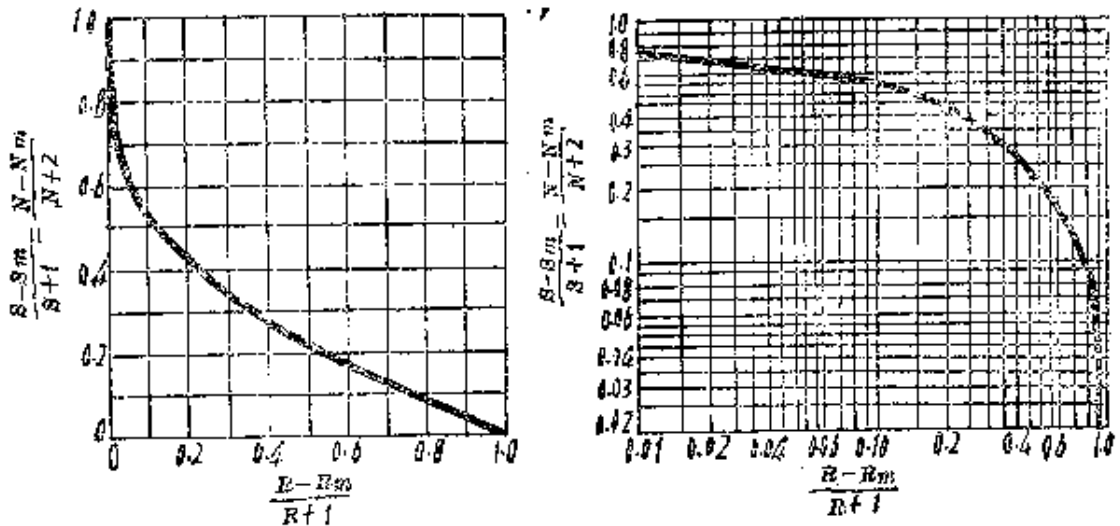


图4-24 吉利兰特关联图

五、加料板 N'

首先由式(4-59)求出 N'_m ，再利用吉利兰特关联求给定回流比 R 时的 N' 。

$$S'_m = N'_m + 1 = \frac{\log\left(\frac{x_{D1k}}{x_{Dhk}}\right)\left(\frac{x_{Fhk}}{x_{F1k}}\right)}{\log\alpha_{1k}} \quad (4-59)$$

或由 Kirkbride 式来求(参阅例4-6 P.122)。

六、逐板计算* (Lewis-Matheson 法)

已知的多元系精馏的板数计算方法有逐板计算法、解析计算法、图解计算法等多种。其中逐板计算法由于要对每一块板进行逐次计算，因此计算复杂，但因其是一种准确的方法，故仍然有广泛应用。

此法也适用于相对挥发度不是定值，每块塔板上的上升蒸气量和下降液体量并不相同的情况，而且其优点还在于在确定板数的同时还能算出各板上蒸气和液体的组成。

粗看起来这是一种复杂的计算方法,但并无理论上的困难,只要作一个整齐的数据表循序计算就可避免出现差错。虽说有时也需要进行试算,但近年来因为计算机的发展,使这类问题同样也能够得到迅速的处理。

作为逐板计算法典型方法的路易斯-麦捷逊 (Lewis-Matthewson)法是大家最熟悉的,这个方法是利用各板的物料衡算关系与气液平衡关系,逐板计算出每块板上的组成(但要假设恒分子流原理成立)。

1. 物料衡算关系(与二元系相同)

对精馏段的任一组分,由式(4-60)给出

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad (4-60)$$

对提馏段的任一组分由式(4-61)给出

$$L'x_{m+1} = V'y_m + Wx_w \quad (4-61)$$

2. 气液平衡关系

从塔底向上的计算,采用式(4-62)

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i} \quad (4-62)$$

* 逐板计算: *Stepwise calculations, Plate-to-Plate calculations, Tray-to-Tray calculations.*

[注] 多元系精馏与二元系精馏显著不同点之一是在多元系精馏中,有时原料中某组分在塔顶或塔底几乎不出现,即使有也少得实际上可以忽略,所以浓度可以看成为零。对这种情况,如果只是从塔顶或塔底开始逐板计算,则初始浓度为零的组分无论计算到哪里都是零,因此只能先估算板数,然后从塔顶或塔底开始计算到某块板时将以前忽略的组分微量添进去(假设一个适当的浓度加入计算),反复试算直到与塔两端开始计算的数值(组成)一致为止,这是逐板计算的烦琐之处。

从塔顶向下计算,采用式(4-63)

$$x_i = \frac{y_i}{\alpha_i} / \sum \frac{y_i}{\alpha_i} \quad (4-63)$$

式中: α_i —以某组分为基准的任意组分 i 的相对挥发度。

3. 加料板

通常将两个关键组分的浓度比值 x_{lk}/x_{hk} 超过两操作线交点处这一比值的塔板作为加料板,即

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_G = \frac{x_{lkF} - x_{lkD} \left(\frac{1-q}{R+1} \right)}{x_{hkF} - x_{hkD} \left(\frac{1-q}{R+1} \right)} \quad (4-64)$$

特别是当原料为饱和液体($q=1$)时,有式(4-65)。

$$\frac{x_{lkG}}{x_{hkG}} = \frac{x_{lkF}}{x_{hkF}} \quad (4-65)$$

此时由式(4-66)定出两操作线交点的组成 x_{iG}

$$x_{iG} = \frac{x_{iF} - (1-q)x_{iD} \left(\frac{D}{V} \right)}{q + (1-q) \left(\frac{L}{V} \right)} \quad (4-66)$$

例 4-6 对下列组成的丁烷-戊烷混合物进行精馏,要求从塔顶将原料中 95% 的正丁烷回收,塔底回收原料中 95% 的异戊烷。

异丁烷 ($i-C_4$)	6% (分子)
正丁烷 ($n-C_4$)	17% (分子)
异戊烷 ($i-C_5$)	32% (分子)
正戊烷 ($n-C_5$)	45% (分子)

回流比为最小回流比的 1.3 倍,塔顶操作压力为 7 kg/cm^2 (绝压)。

原料液和回流液均为沸点时的饱和液体。计算 (1) 最小回流比, (2) 最小理论板数, (3) 实际板数, (4) 进料板位置。

因为每块板的压降通常约为几个 mmHg, 所以塔内压力降可以忽略。

解 (1) 塔顶、塔底温度的确定 各组分的标准沸点及 7kg/cm^2 时的沸点如下: (由蒸气压线图读得)

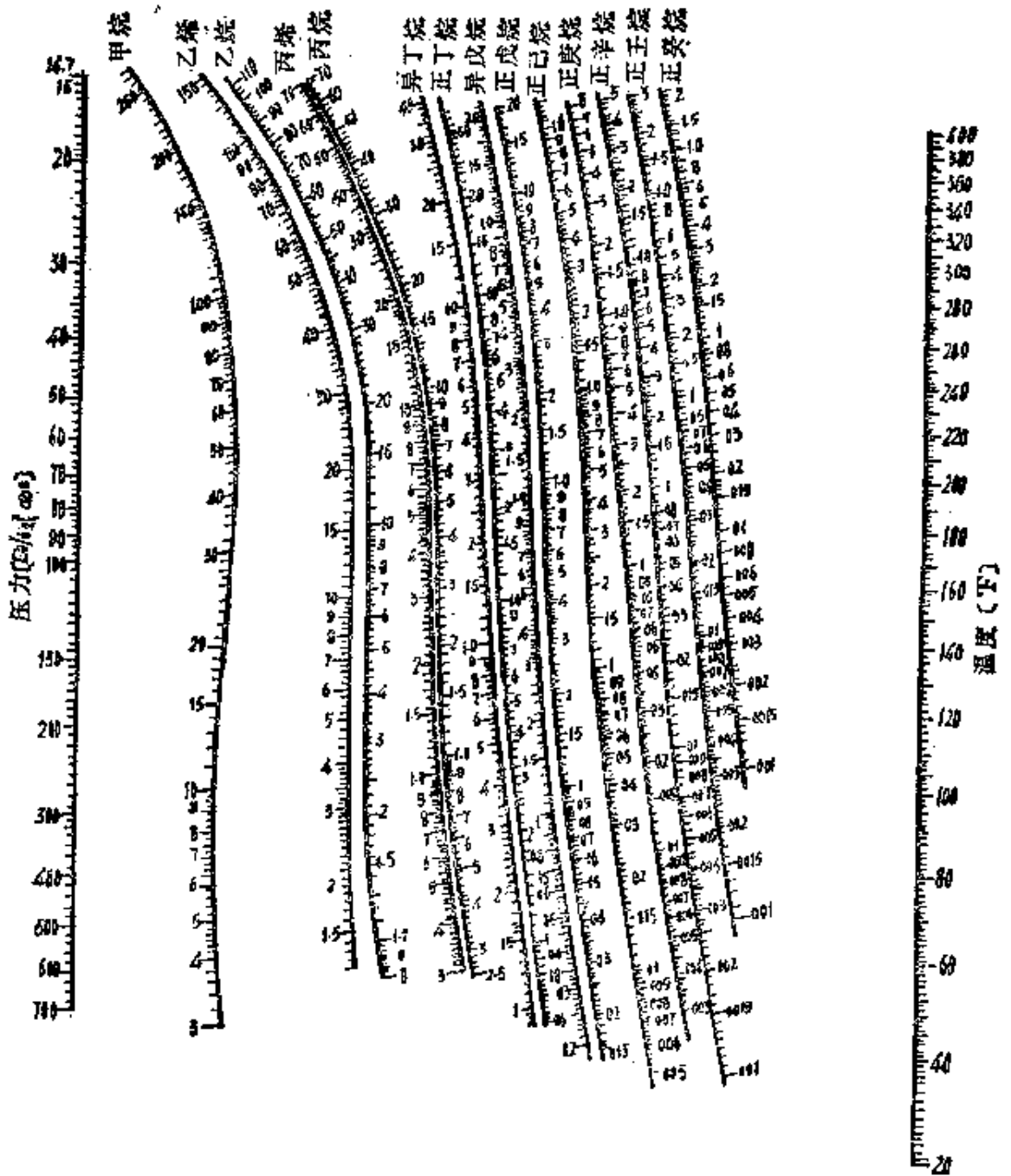
组 分	标 准 沸 点 ($^{\circ}\text{C}$)	7kg/cm^2 的沸点 ($^{\circ}\text{C}$)
1 $i\text{-C}_4$	-11.7	50
2 $n\text{-C}_4$	-0.5	64
3 $i\text{-C}_5$	28	99
4 $n\text{-C}_5$	36.1	107

首先由上面的表确定塔顶约为 63°C , 塔底约为 104°C 。

(2) 确定原料液的沸点 采用试算法, 先假设一个适当的温度 t_F ($^{\circ}\text{C}$), 由图 4-25 读得总压为 7kg/cm^2 、温度为 t_F 时各组分的平衡系数 K , 使 $\sum K_i x_{Fi} = 1$ 。试算情况列于下表。

组 分	x_{Fi}	$t_F = 90^{\circ}\text{C}$		$t_F = 91^{\circ}\text{C}$	
		K_i	$K_i x_{Fi}$	K_i	$K_i x_{Fi}$
1	0.06	2.15	0.129	2.17	0.130
2	0.17	1.66	0.282	1.67	0.284
3	0.32	0.835	0.267	0.84	0.269
4	0.45	0.705	0.317	0.71	0.320
合 计	1.00		0.995		1.003

由这个表确定原料液的沸点为 91°C 。



[由 G. L. De Priestev, *Chem. Eng. Progr, Symposium Ser. 7*, 49(1953)]

图 4-25 重要烃类的平衡系数 K 的求算图 ($K = y/x$)

(3) 确定塔顶馏出液、塔底釜液的组成 此处利用下列亨斯脱别克(Hengstebeck)公式

$$\log \frac{i_D}{i_W} = C \log \alpha_{jk}$$

式中： i_D 、 i_W —任意一组分在塔顶和塔底的分子数， α_{jk} —此组分对其它组分的相对挥发度（取塔内平均温度或加料板温度时的值）， C —比例常数。

这里取原料沸点(91℃)时的 K_i 值，并以第3组分(hk 组分)为基准，由 K_i 的比值求相对挥发度。

组 分	平 衡 系 数	相 对 挥 发 度	$\log \alpha_{jk}$
1	$K_1 = 2.37$	$\alpha_{13} = K_1/K_3 = 2.58$	0.412
2	$K_2 = 1.67$	$\alpha_{23} = K_2/K_3 = 1.99$	0.299
3	$K_3 = 0.84$	$\alpha_{33} = K_3/K_3 = 1.00$	0
4	$K_4 = 0.71$	$\alpha_{43} = K_4/K_3 = 0.845$	-0.0731

由题意，要求将两个关键组分分别回收95%，因为原料液中的第2组分(lk 组分)的分子分率 $x_{F_2} = 0.17$ ，故每分子原料中第2组分的分布如下：

$$\text{塔顶分子数 } i_{D_2} = 0.17 \times 0.95 = 0.1615$$

$$\text{塔底分子数 } i_{W_2} = 0.17 \times 0.05 = 0.0085$$

$$\therefore \log \frac{i_{D_2}}{i_{W_2}} = \log \frac{0.1615}{0.0085} = 1.279$$

同样，对原料中第3组分(hk 组分)，因为原料中的第3组分的浓度 $x_{F_3} = 0.32$ ，故每分子原料中第3组分的分布为

$$\text{塔顶分子数 } i_{D_3} = 0.32 \times 0.05 = 0.016$$

$$\text{塔底分子数 } i_{W_3} = 0.32 \times 0.95 = 0.304$$

$$\therefore \log \frac{i_{D_3}}{i_{W_3}} = \log \frac{0.016}{0.304} = -1.279$$

据此，可以画出如图 4-26 的直线，利用此图即可求出第 1 组分和第 4 组分的分子分布。

第 1 组分

$$\log \alpha_{13} = 0.412$$

$$\log \frac{i_{D1}}{i_{W1}} = 2.24$$

$$\therefore \frac{i_{D1}}{i_{W1}} = 174$$

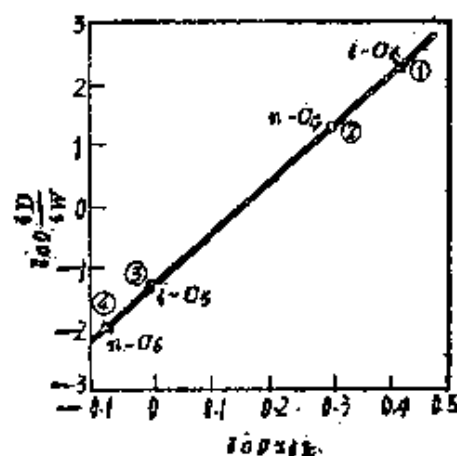


图 4-26 Hengstebeck 的关系

又因

$$i_{F1} = i_{D1} + i_{W1} = 0.06$$

$$\therefore i_{D1} = 0.0597 \quad i_{W1} = 0.0003$$

第 4 组分

$$\log \alpha_{43} = -0.0731$$

$$\log \frac{i_{D4}}{i_{W4}} = -1.90 \quad \therefore \frac{i_{D4}}{i_{W4}} = 0.0126$$

又因为

$$i_{F4} = i_{D4} + i_{W4} = 0.45$$

$$\therefore i_{D4} = 0.0056 \quad i_{W4} = 0.4444$$

根据以上结果，将物料衡算归纳于表 4-11 (以 1 分子原料液为基准)。

表 4-11 物料衡算

组 分	原 料 液		塔 顶 馏 出 液		塔 底 釜 液	
	分子数	x_F	分子数	x_D	分子数	x_W
1	0.06	0.06	0.0597	0.2459	0.0003	0.0004
2 (Ik)	0.17	0.17	0.1615	0.6651	0.0085	0.0112
3 (Ik)	0.32	0.32	0.0160	0.0659	0.3040	0.4015
4	0.45	0.45	0.0056	0.0231	0.4444	0.5859
合 计	1.00 (=F)	1.00	0.2428 (=D)	1.0000	0.7572 (=W)	1.0000

(4) 确定塔顶液的沸点 设一适当的温度进行试算,使得

$$\sum K_i x_i = 1$$

组 分	x_{Di}	$K_i(60^\circ\text{C}, 7\text{kg/cm}^2)$	$y_i = K_i x_{Di}$
1	0.246	1.30	0.3198
2	0.665	0.96	0.6384
3	0.066	0.455	0.0300
4	0.023	0.37	0.0085
合 计	1.000		0.9967

由此确定塔顶液沸点为 60°C 。

(5) 确定塔顶液的露点 设一适当的温度进行试算,使

$$\sum y_i/K_i = 1$$

组 分	$y_{Di}(=x_{Di})$	$K_i(64^\circ\text{C}, 7\text{kg/cm}^2)$	$x_i = y_{Di}/K_i$
1	0.246	1.40	0.1757
2	0.665	1.04	0.6394
3	0.066	0.49	0.1347
4	0.023	0.405	0.0568
合 计	1.000		1.0066

由此确定塔顶液的露点为 64°C 。

(6) 确定塔底液的沸点

组 分	x_{Wi}	$K_i(106^\circ\text{C})$	$K_i x_{Wi}$
1	0.0004	2.67	0.0011
2	0.0112	2.13	0.0239
3	0.4015	1.065	0.4276
4	0.5869	0.93	0.5458
合 计	1.0000		0.9984

可见,塔底液的沸点为 106°C 。

(7) 最小理论板数(由 Fenske 公式求)

$$S_m = N_m - 1 = \frac{\log \left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}} \right)_D \left(\frac{x_{hk}}{x_{1k}} \right)_F}{\log \alpha_{1k}}$$

式中: α_{1k} — $1k$ 组分对 hk 组分的相对挥发度(塔顶和塔底的平均值或在加料板时的值), 这里取加料板(91℃)的数值。

$$\alpha_{1k} = \frac{K_1}{K_3} = \frac{1.67}{0.84} = 1.99$$

$$S_m = \frac{\log \left(\frac{0.6651}{0.0659} \right) \left(\frac{0.4015}{0.0112} \right)}{\log 1.99} = 8.55$$

$$N_m = 7.55 \text{ 块}$$

(8) 最小回流比(按 Underwood 法)

$$\sum \frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \alpha_{1k} > \theta > \alpha_{hk}$$

由试算求满足上式的 θ 值, 将此 θ 值代入下式求 R_m 。

$$R_m = \sum \frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

式中: α_i —加料板(或塔平均温度下)的值, q —表示原料热状态的值(在本例中, 因是沸点时的饱和液, 故 $q = 1$)

取 $\theta = 1.603$ 进行试算:

组 分	x_{Fi}	$\alpha_i(90^\circ\text{C})$	$\frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - \theta}$	x_{Di}	$\frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \theta}$
1	0.06	2.58	0.159	0.246	0.650
2	0.17	1.99	0.875	0.665	3.419
3	0.32	1.00	-0.531	0.066	-0.109
4	0.45	0.845	-0.501	0.023	-0.025
合 计			0.000		3.935

$$\therefore R_m = 3.94 - 1 = 2.94$$

(9) 所需板数〔由 Gilliland 关联图(图 4-24)求〕由题意, 实际回流比为 $R = 1.3R_m = 1.3 \times 2.94 = 3.82$

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{3.82 - 2.94}{3.82 + 1} = 0.18$$

由图 4-24 得

$$\frac{S - S_m}{S + 1} = \frac{N - N_m}{N + 2} = 0.46 \quad S_m = 8.55$$

$$\therefore S = 16.7 \approx 17 \text{ 块(包括再沸器)}$$

$$N = 15.7 \approx 16 \text{ 块}$$

(10) 加料板(由 Kirkbride 法求)

$$\log \frac{n}{m} = 0.206 \log \left[\frac{W}{D} \left(\frac{x_{HKF}}{x_{LKF}} \right) \left(\frac{x_{LKW}}{x_{HKD}} \right)^2 \right]$$

式中: D —塔顶液体的分子数, W —塔底液体的分子数, n —加料板以上的板数, m —加料板以下的板数,

所以

$$\begin{aligned} \log \frac{n}{m} &= 0.206 \log \left[\frac{0.7572}{0.2428} \times \frac{0.32}{0.17} \times \left(\frac{0.0112}{0.0659} \right)^2 \right] \\ &= -0.159 \end{aligned}$$

$$\frac{n}{m} = 0.693 \quad \text{又因 } n + m = 16$$

$$\therefore n \approx 6 \quad m \approx 10$$

故加料板是由塔顶数起的第 7 块板。

〈参考〉 应用 Fenske 公式和 Gilliland 关联图求加料板

$$S'_m = \frac{\log\left(\frac{x_{1k}}{x_{hk}}\right)_D \left(\frac{x_{hk}}{x_{1k}}\right)_F}{\log\alpha_{1h}} = \frac{\log\left(\frac{0.0651}{0.0659}\right) \left(\frac{0.32}{0.17}\right)}{\log\left(\frac{1.67}{0.84}\right)} = 4.27$$

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{3.82 - 2.94}{3.82 + 1} = 0.18$$

$$\frac{S' - S'_m}{S' + 1} = \frac{S' - 4.27}{S' + 1} = 0.46 \quad (\text{由图 4-24 查得})$$

$$\therefore S' = 8.76 \approx 9$$

$N' = 8$ (由塔顶数起第 8 块板为加料板)

(11) 逐板计算 (Lewis-Matheson 法)

1) 假设为恒分子流

$$\text{精馏段} \begin{cases} L_1 = L_2 = L_3 = \dots = L_n = (L_R) \\ V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_n \end{cases}$$

1、2、3、…… n 是自塔顶向下数的塔板序号。

$$\text{提馏段} \begin{cases} L'_1 = L'_2 = L'_3 = \dots = L'_m \\ V'_1 = V'_2 = V'_3 = \dots = V'_m \end{cases}$$

1、2、3、…… m 是自塔底数起的塔板序号。

整个塔内的相对挥发度看作定值,以加料板温度为准。

组	分	x_D	x_F	x_W
1		0.06	0.2459	0.0004
2		0.17	0.6651	0.0112
3		0.32	0.0659	0.4015
4		0.45	0.0231	0.5869
合	计	1.00	1.0000	1.0000

$$F = 1.0 \text{ kmol}, \quad D = 0.2428 \text{ kmol},$$

$$W = 0.7572 \text{ kmol}, \quad R = L_R/D = 3.82,$$

$$L = L_R = 3.82D = 3.82 \times 0.2428 = 0.9275$$

$$V = V_1 = D(1 + R) = 0.2428(1 + 3.82) = 1.1703$$

或 $V_1 = D + L_R = 0.2428 + 0.9275 = 1.1703$

2) 自塔顶开始向下计算 精馏段物料衡算为

$$V_{n+1}y_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

$$1.1703y_{n+1} = 0.9275x_n + 0.2428x_D$$

$$\therefore y_{n+1} = 0.7925x_n + 0.2075x_D \text{ (精馏操作线)}$$

气液平衡关系为

$$x_i = \frac{y_i/a_i}{\sum y_i/a_i}$$

a. 根据塔顶第一块板的 y_1 值, 利用平衡关系求 x_1 .

b. 由 x_1 值利用物料衡算关系求 y_2 .

c. 以下重复同样的计算, 直至 x_{1k}/x_{Nk} 的比值基本上与原料液的这个比值接近为止.

组 分	$y_1 (=x_D)$	α	y_1/α	x_1
1	0.2459	3.06	0.08035	0.1816
2	0.6651	2.35	0.28302	0.6398
3	0.0659	1.18	0.05584	0.1262
4	0.0231	1.00	0.02310	0.0522
合 计	1.0000		0.44231	0.9998

组 分	$0.7925x_1$	$0.2075x_D$	y_2
1	0.3439	0.0510	0.1949
2	0.5070	0.1380	0.6450
3	0.1000	0.0137	0.1137
4	0.0414	0.0048	0.0462
合 计			0.9998

以下用同样的方法重复计算求得下表，由表可得自塔顶数起的第7块板为加料板。

x_2	y_3	x_3	y_4	x_4	y_5
0.1325	0.1560	0.0953	0.1273	0.0713	0.1075
0.5709	0.5904	0.4744	0.5140	0.3748	0.4350
0.2004	0.1725	0.2761	0.2325	0.3376	0.2812
0.0961	0.0810	0.1530	0.1261	0.2161	0.1761
0.9999	0.9999	0.9998	0.9999	0.9998	0.9998

x_5	y_6	x_6	y_7	x_7
0.0553	0.0948	0.0458	0.0873	0.0403
0.2916	0.3691	0.2322	0.3220	0.1938
0.3755	0.3113	0.3899	0.3227	0.3869
0.2774	0.2246	0.3320	0.2678	0.3789
0.9998	0.9998	0.9999	0.9999	0.9999

(原料)

(第6块板)

(第7块板)

$$\frac{x_{1k}}{x_{2k}}$$

$$\frac{0.17}{0.32} = 0.53$$

$$\frac{0.2322}{0.3899} = 0.60$$

$$\frac{0.1938}{0.3869} = 0.50$$

3) 自塔底开始向上计算 提馏段物料衡算为

$$L' x_{m+1} = V' y_m + W x_W$$

本例中因为 $q = 1$,

$$\therefore L' = L + qF = 0.9275 + 1.000 = 1.9275$$

$$V' = V + (q - 1) = 1.1703$$

$$\therefore 1.9275x_{m+1} = 1.1703y_m + 0.7572x_w$$

$$x_{m+1} = 0.6072y_m + 0.3928x_w \text{ (提馏操作线)}$$

此处以 x_{m+1} 看作为离开塔底最下面一块板的液体浓度 x_1 , y_m 与再下面一块板即再沸器产生的蒸气浓度 y_w 相当。

气液平衡关系给出如下:

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i}$$

a. 自 $x_m(x_w)$ 开始利用平衡关系计算 $y_m(y_w)$ 。

b. 由 $y_m(y_w)$ 利用物料衡算计算 $x_{m+1}(x_1)$ 。

c. 以下依次向上计算上升的 x_{lk}/x_{hk} 值直至与原料的 x_{lk}/x_{hk} 相近为止。

组 分	x_w	α	αx_w	y_w
1	0.0004	3.66	0.00122	0.00112
2	0.0112	2.35	0.02632	0.02418
3	0.4015	1.18	0.47377	0.43536
4	0.5869	1.00	0.58690	0.53932
合 计	1.0000		1.08821	0.99998

组 分	$0.6072y_w$	$0.3928x_w$	x_1
1	0.000880	0.000157	0.000837
2	0.014682	0.004399	0.019081
3	0.264351	0.157709	0.422060
4	0.327475	0.230534	0.558009
合 计			0.999987

组 分	αx_1	y_1	x_2
1	0.002561	0.00232	0.001566
2	0.044840	0.04064	0.029076
3	0.498031	0.45134	0.431763
4	0.558009	0.50570	0.537595
合 计	1.103441	1.00000	1.000000

用同样的方法重复计算求得下表，由表可见加料板为从塔底数起的第12块板。

组 分	x_3	x_4	x_5	x_6	x_7
1	0.002755	0.004648	0.00759	0.0120	0.0184
2	0.041436	0.056277	0.07344	0.0924	0.1122
3	0.433871	0.430469	0.42290	0.4122	0.3990
4	0.521936	0.508604	0.49606	0.4835	0.4704
合 计	0.999998	0.999998	0.99999	1.0001	1.0000

组 分	x_8	x_9	x_{10}	x_{11}	x_{12}
1	0.0273	0.0390	0.0540	0.0722	0.0934
2	0.1313	0.1482	0.1614	0.1693	0.1727
3	0.3844	0.3692	0.3541	0.3399	0.3269
4	0.4570	0.4436	0.4305	0.4182	0.4070
合 计	1.0000	1.0000	1.0000	1.0001	1.0000

$$\begin{array}{ccc} \text{(原料)} & \text{(第11块板)} & \text{(第12块板)} \\ \frac{x_{12}}{x_{11}} & \frac{0.17}{0.32} = 0.53 & \frac{0.1698}{0.3399} = 0.50 \\ & & \frac{0.1727}{0.3269} = 0.53 \end{array}$$

故阶梯数 $S = 7 + 12 - 1 = 18$ 块 (因为加料板在计算时重复了, 所以要减去 1), 塔内所需板数为 $N = 18 - 1 = 17$ 块。

〈参考〉 闪蒸计算 在本例中, 原料为沸点(91℃)时饱和液($q = 1$), 如果进料温度高于沸点而低于露点, 则 q 不等于 1, 此时 q 值必须由下述闪蒸计算求得。

例如原料预热至 93℃ 进入塔内。

总物料衡算为

$$F = L + V \text{ [kmol]}$$

任意一組分的物料衡算

$$Fz_i = Lx_i + Vy_i$$

式中： z_i —原料的总组成(各組分的分子分率)， x_i 、 y_i —原料在气液平衡状态下的液相和气相组成。

于是 $\frac{L}{F} = q, \quad \frac{V}{F} = 1 - q \quad 1 > q > 0$

而任一組分的组分平衡关系为

$$y_i = K_i x_i$$

故得 $z_i = q x_i + (1 - q) K_i x_i$

$$\therefore x_i = \frac{z_i}{q + (1 - q) K_i}$$

然而,因为 $\sum x_i = 1$, 因此先求出给定温度下的 K_i , 再假设适当的 q 值代入上式, 反复试算以使 $\sum x_i = 1$ 。在温度 $t_F = 93^\circ\text{C}$ 、总压 7kg/cm^2 时, 设 $q = 0.69$, 则得下表

组 分	z_i	$K_i(93^\circ\text{C})$	$\frac{z_i}{q + (1 - q) K_i} = x_i$
1	0.06	2.26	0.04314
2	0.17	1.75	0.13793
3	0.32	0.89	0.33129
4	0.45	0.75	0.48780
合 计	1.00		1.00016

由表可见, $q = 0.69$ 假设合适(意味着每分子原料中液相占 0.69 分子, 气相占 0.31 分子, 气液之间相互保持平衡)。

第五章 气体吸收

气体吸收的主要目的如下：

- (1) 回收混合气体中的有用组分；
- (2) 除去混合气体中无用组分或有害组分；
- (3) 进行化学反应。

自液体中逐出气体的解吸是吸收的相反操作，但原理大致是相同的。另外，用水等液体洗涤气体的洗涤器的原理与目的属于上述第二项。

本章讨论的主要是如表 5-1 所列条件下的吸收操作。

表 5-1 吸收操作的条件

①	主要以填料塔进行连续逆流吸收操作
②	吸收热(放热、吸热)可以忽略的系统
③	不伴随化学吸收的场合
④	气体中只有一种组分溶于溶剂(主要是水)中,换言之,气体中的惰性组分(与吸收目的无关的气体)在溶剂中并不溶解
⑤	溶剂(水)几乎不蒸发
⑥	系统的总压力保持恒定
⑦	气-液浓度不太大的场合(气体浓度在百分之几以下)

§ 5-1 气体吸收的基础

一、气体吸收的气-液平衡关系(气体溶解度)

在一定温度状态下,如果以 C 表示液相中的浓度[kmol/m^3], p 表示与液相成平衡的气相分压[atm], x 、 y 分别表示液相和气相中的分子分数[-], 则式(5-1)~式(5-3)成立。

表 5-2 气体吸收中气液浓度的表示方法

液	相	气	相
分子分数 x		分子分数 y	
分子比 $X = \frac{x}{1-x}$		分子比 $Y = \frac{y}{1-y}$	
分子浓度 C (kmol/m ³ 溶液)		分压 p (atm)	
重量分数 w (kg/kg 溶液)		分压 p' (mm Hg)	
重量比 w' (kg/kg 溶剂) 或 $100w'$			

- [注] 1. 亨利定律的成立条件是: (a) 对比较难溶的气体, 总压力在几个大气压以下, 或分压在 1 大气压以下的场合, 以及 (b) 对溶解度大的气体, 在高温或者浓度约 1mol% 以下的场合。
2. 一般因气体溶解而引起的溶剂体积变化可以忽略, 所以 C 的单位也可以看作是对 1m³ 纯溶剂的分子数 (kmol/m³ 溶剂)。
3. C 与 x 的关系 (指双组分系统)

$$C = \rho_M x = \left(\frac{\rho_L}{\bar{M}} \right) x = \frac{\rho_L x}{M_A x + M_B (1-x)}$$

式中: M_A —溶质气体的分子量, M_B —溶剂的分子量, \bar{M} —溶液的平均分子量, ρ_L —溶液的密度 (kg/m³), ρ_M —溶液的分子密度 (kmol/m³)。

表 5-3 气体对于水的亨利常数 $K (= p/x)$
(单位: 大气压/分子分数)

气体 \ 温度	0℃	10℃	20℃	25℃	30℃	40℃
H ₂	57900	63600	68300	70700	72900	75100
N ₂	52900	66800	80400	86500 90000	92400	104000
O ₂	25500	32700	40100	43800 44700	47500	53500
CO	35200	44200	53600	58000	62000	69600
C ₂ H ₄	5520	7680	10200	11400	12700	
C ₂ H ₂	720	960	1210	1530	1460	
CO ₂	723 692	1040 1015	1420 1450	1640	1860	2330
H ₂ S	268	367	425	545	609	745

- [注] 1. 数值越小, 气体越容易溶于水。
2. NH₃ 的亨利常数 ($x < 0.01$ 的场合) K 值为: 0.27 (0℃)、0.46 (10℃)、0.76 (20℃)、1.21 (30℃)、1.90 (40℃)

$$C = Hp \quad (5-1)$$

$$p = H' C \quad (5-2)$$

$$p = Kx \quad (5-2-1)$$

$$y = mx \quad (5-3)$$

H 、 H' 、 K 、 m 的值,一般是由实验求出的,与组分的种类、温度、液相浓度有关,在高压下还受总压影响。

在液相浓度低(稀释溶液)或组分的溶解度小的场合,这些常数仅是温度的函数,上式关系就相当于亨利定律。 H 、 H' 、 K 均称为亨利常数, m 相当于蒸馏时的平衡系数(平衡比)。

所谓某气体(目标组分)符合亨利定律,即意味着在 $C = Hp$ 中的 H 值与此气体的分压 p 无关而保持恒定(指一定温度下),所以在 C 对 p 的线图中表示为直线。而且, H 值越大,意味着溶解度越大(但是, H' 、 K 、 m 的情况相反,越容易溶解的气体其值越小)。

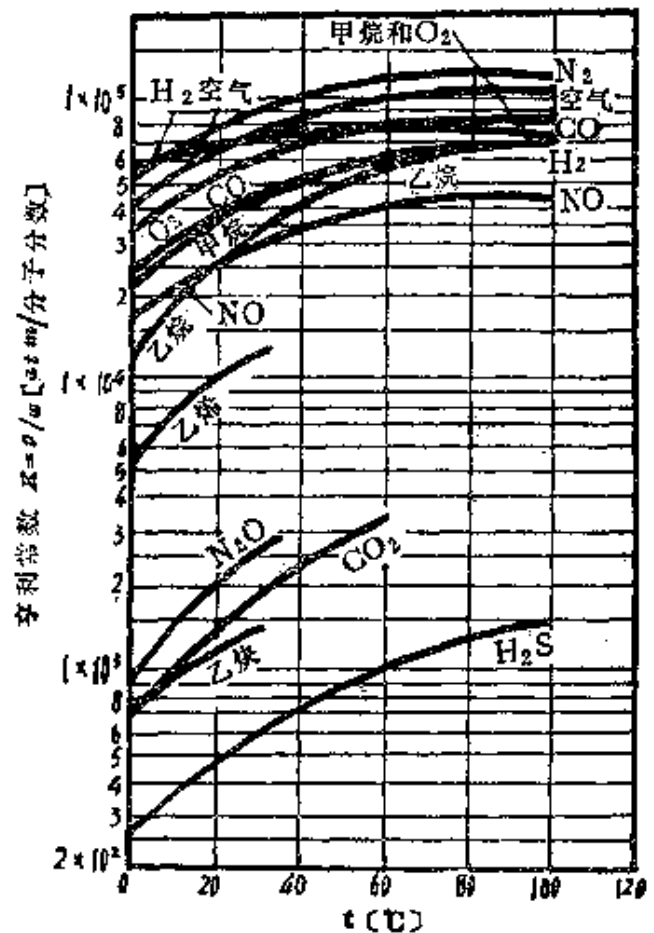


图 5-1 主要气体水溶液的亨利常数 K

对于理想溶液,设纯溶质的饱和蒸汽压为 P° , 则因 $p = P^\circ x$, 故亨利定律 $p = Kx$ 中的常数 K 就相当于饱和蒸汽压。当气相可

看作为理想气体时，若设总压为 π ，则因 $p = \pi y$ ，代入 $p = Kx$ 式中，可得 $K = \pi m$ 的关系。

又若以 ρ_M 为溶液的分子密度 [kmol/m³]，则 $K = \rho_M H'$ 。

表 5-3 和图 5-1 表示各种气体的亨利常数。

表 5-4

(a) NH₃ 的溶解度

kgNH ₃ /100kgH ₂ O	液相中的 分子分数 x	气 相 中 的 分 压 p [atm]					
		0℃	10℃	20℃	25℃	30℃	40℃
100.0	0.514	1.25					
90.0	0.486	1.03					
80.0	0.458	0.837	1.30	1.91			4.34
70.0	0.425	0.658	1.03	1.54			3.63
60.0	0.388	0.500	0.790	1.24			2.80
50.0	0.346	0.362	0.578	0.903			2.00
40.0	0.297	0.250	0.396	0.618		0.946	1.40
30.0	0.241	0.157	0.250	0.392		0.597	0.911
25.0	0.209	0.118	0.190	0.298		0.463	0.703
20.0	0.175	0.0842	0.136	0.218		0.342	0.520
15.0	0.137	0.0562	0.0922	0.150		0.236	0.359
10.0	0.0957	0.0330	0.0550	0.0916		0.145	0.220
7.5	0.0735	0.0233	0.0393	0.0658		0.105	0.158
5.0	0.0562	0.0147	0.0251	0.0417		0.0671	0.101
4.0	0.0466		0.0212	0.0328		0.0528	0.0800
3.0	0.0368		0.0149	0.0239	0.0399	0.0389	0.0592
2.5	0.0258			0.0197	0.0255	0.0321	0.0495
2.0	0.0207			0.0158	0.0201	0.0254	0.0395
1.6	0.0166				0.0158	0.0201	0.0317
1.2	0.0125				0.0120	0.0151	0.0241
1.0	0.0105				0.00974		0.0203
0.5	0.00526				0.00447		

〔注〕 溶解度不仅包括未解离的气体，还包括离子浓度。

(b) SO₂ 的溶解度

kgSO ₂ /100kgH ₂ O	液相中的 分子分数 x	气 相 中 的 分 压 p (atm)				
		0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C
20.0	0.0533	0.850				
15.0	0.0405	0.624	0.955			
10.0	0.0274	0.405	0.624	0.918		
7.5	0.0207	0.300	0.450	0.680	0.905	
5.0	0.0139	0.195	0.297	0.442	0.595	0.875
2.5	0.00698	0.0903	0.138	0.212	0.284	0.424
1.5	0.00420	0.0500	0.0775	0.121	0.165	0.245
1.0	0.00280	0.0307	0.0487	0.0776	0.104	0.159
0.7	0.00196	0.0200	0.0311	0.0513	0.0684	0.115
0.5	0.00140	0.0130	0.0205	0.0342	0.0474	0.0750
0.3	0.000843	0.00671	0.0104	0.0186	0.0259	
0.2	0.000562	0.00368	0.00603	0.0112	0.0155	
0.15	0.000422	0.00250	0.00403	0.00703	0.0107	0.0170
0.10	0.000281	0.00153	0.00230	0.00421	0.00613	0.00987
0.05	0.000141	0.000739	0.000987	0.00158	0.00224	0.00368
0.02	0.0000562	0.000329	0.000395	0.000658	0.000789	0.00105

二、气体溶解度实验式

对于有代表性的 SO₂、Cl₂、NH₃ 有如下实验式。

1. SO₂ (分压 $p > 0.025$ atm 时) 的实验式

$$x = ap + bp^{\frac{1}{2}} \quad (5-4)$$

式中： x —液相浓度[分子分数]， p —气体分压[atm]， a 、 b —见表 5-5 (a) 所列值。

表 5-5

(a) 实验式(5-4)中的 a 、 b 值

温度(°C)	a	b
0	0.0564	0.0060
10	0.0392	0.0040
20	0.0273	0.0027
	0.0274	0.0024
30	0.0196	0.0019
40	0.0143	0.0014

[注] 根据藤田重文数据

$$\log a = \frac{1282}{T} - 5.939$$

$$\log b = \frac{1368}{T} - 7.232$$

式中: T —绝对温度(°K)

(b) 实验式(5-4-1)中的 a' 、 b' 值

温度(°C)	a'	b'
0	33.0×10^{-4}	5.46×10^{-4}
10	19.3×10^{-4}	5.38×10^{-4}
20	13.2×10^{-4}	5.44×10^{-4}
30	9.38×10^{-4}	5.45×10^{-4}
40	6.90×10^{-4}	5.31×10^{-4}

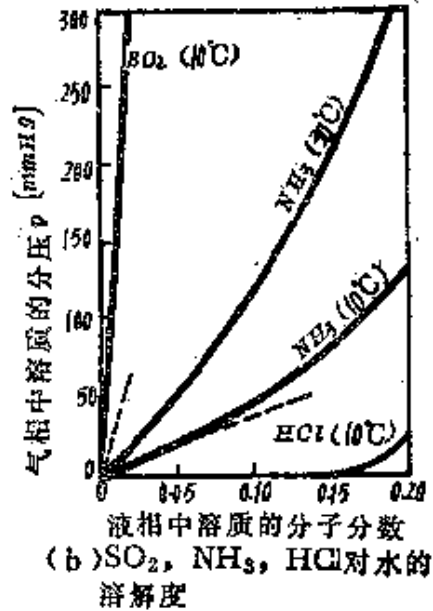
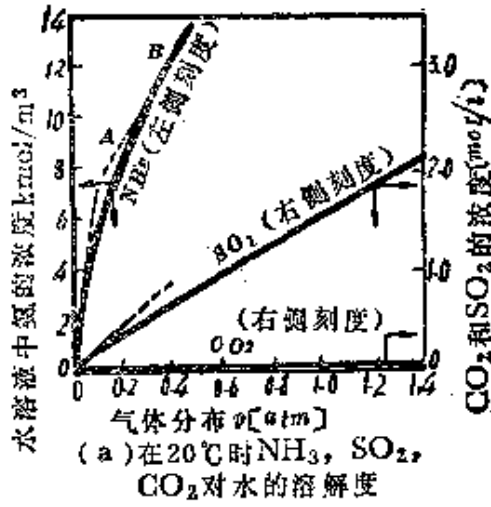


图 5-2

2. Cl₂(分压 $p = 0.0066 \sim 1$ atm 时)的实验式

$$x = a' p + b' p^{\frac{1}{3}} \quad (5-4-1)$$

式中: a' 、 b' 见表 5-5(b)所列值

3. NH₃(x 极小的)实验式

$$\log \left(\frac{p}{x} \right) \approx 6.442 - \frac{1922}{T} \quad (5-4-2)$$

式中: T —绝对温度(°K)

三、物料衡算

设溶剂不蒸发,气体中的惰性组分不溶解,则全塔目标组分的物料衡算如下:

$$G_1 y_1 - G_2 y_2 = L_1 x_1 - L_2 x_2 \quad [\text{kmol/hr}] \quad (5-5)$$

$$\begin{aligned} N &= G' \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) \\ &= L' \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad [\text{kmol/hr}] \quad (5-6) \end{aligned}$$

式中: 左边为气相中目标组分的减少量,右边为液相中目标组分的增加量。

表 5-6 本章使用的符号(参照图 5-3)

符号	内 容 [单 位]
G	混合气体的流量 [kmol/hr]
L	溶液的流量 [kmol/hr]
y	目标组分在气相中的分子分数
x	目标组分在液相中的分子分数
下标 ₁	表示在塔底状态的值
下标 ₂	表示在塔顶状态的值
G'	惰性气体的流量 [kmol/hr] = $G(1-y) = \frac{G}{1+Y}$
L'	纯溶剂的流量 [kmol/hr] = $L(1-x) = \frac{L}{1+X}$
Y	与 1 分子惰性气体共存的目标组分的分子数 = $\frac{y}{1-y}$
X	与 1 分子纯溶剂共存的目标组分的分子数 = $\frac{x}{1-x}$

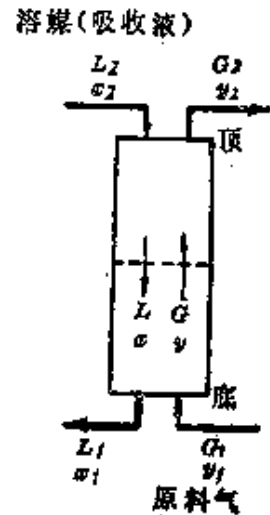


图 5-3

气体吸收原理图

〔注〕 也有用空塔的质量速度(每单位截面积的流量) G'_M 、 L'_M 代替 G' 、 L' 的,单位为 $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$, 无论哪一种,在塔内均是定值。

还有,在气体吸收中经常是 $G_1 > G_2$, $L_1 > L_2$ 。

$$G' = G_1(1 - y_1) = G_2(1 - y_2) \quad (5-7)$$

$$L' = L_1(1 - x_1) = L_2(1 - x_2) \quad (5-8)$$

在可能定出塔顶状态 (x_2, y_2) 的情况下，吸收操作方程式即为。

$$\frac{y}{1-y} - \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{L'}{G'} \left(\frac{x}{1-x} - \frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad (5-9)$$

溶质浓度稀的场合 $(1 \gg y, 1 \gg x)$

$$y - y_2 \approx \frac{L'}{G'}(x - x_2) \dots \dots \dots \text{直线(也可以用 } L, G \text{ 的平均值}$$

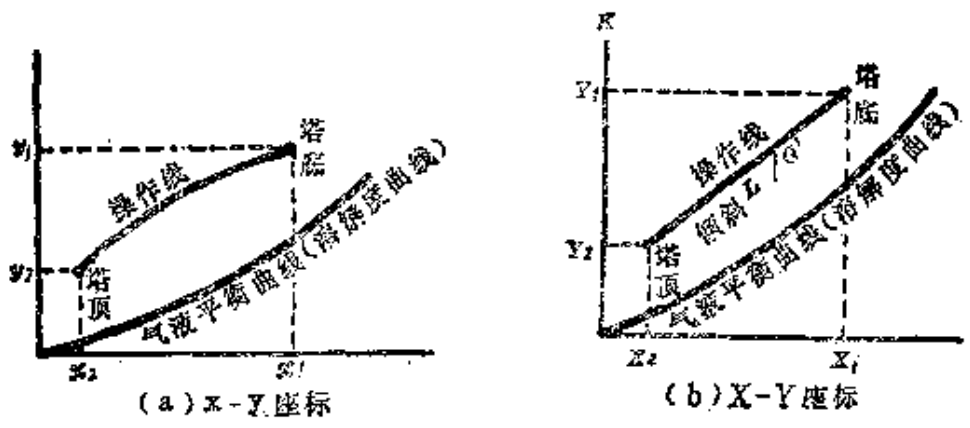
代换 L', G') (5-10)

以分子比表示的场合，表达式如下。

物料衡算：

$$G'(Y_1 - Y_2) = L'(X_1 - X_2) \quad [\text{kmol/hr}] \quad (5-11)$$

操作线： $Y - Y_2 = \frac{L'}{G'}(X - X_2) \dots \dots \dots \text{直线} \quad (5-12)$



考虑吸收速度(移质速度)时较方便

只作物料衡算,不考虑吸收速度时较方便

(注) 采用 X, Y 坐标时, 操作线成为直线, 但平衡曲线不一定是直线。

图 5-4

$$\left. \begin{aligned} Y &= \frac{y}{1-y}, & Y_1 &= \frac{y_1}{1-y_1}, & Y_2 &= \frac{y_2}{1-y_2} \\ X &= \frac{x}{1-x}, & X_1 &= \frac{x_1}{1-x_1}, & X_2 &= \frac{x_2}{1-x_2} \end{aligned} \right\} \quad (5-13)$$

四、最小液流量和最适液流量

吸收操作中的操作线必定在平衡曲线的上方(但是,解吸的情况与此相反),如果两线相交于某一点,就意味着在此点上气-液达到平衡,这种状态在理论上说,如果塔的高度不是无限大是不会发生的。

在图 5-5(a)中,操作线 BT 的斜率为 L'/G' , 表示对一定气体量所用的液体量。在设计吸收设备时,一般是给定应该处理的气体流量,设备入口的气液浓度 (y_1, x_2) 和设备出口的气体浓度 (y_2), 而液体流量多数需作选择。此时由图 5-5(a)的操作线 $B'T$ 的斜率可定出液气比的最小值(但此时塔的高度成为无限大)。

如将平衡曲线大致看作直线,设斜率为 m ,则实际的吸收操作大体上可取式(5-14)所示的范围。

$$\frac{(L'/G')}{m} = \frac{L'}{mG'} = 1 \sim 2 \quad (5-14)$$

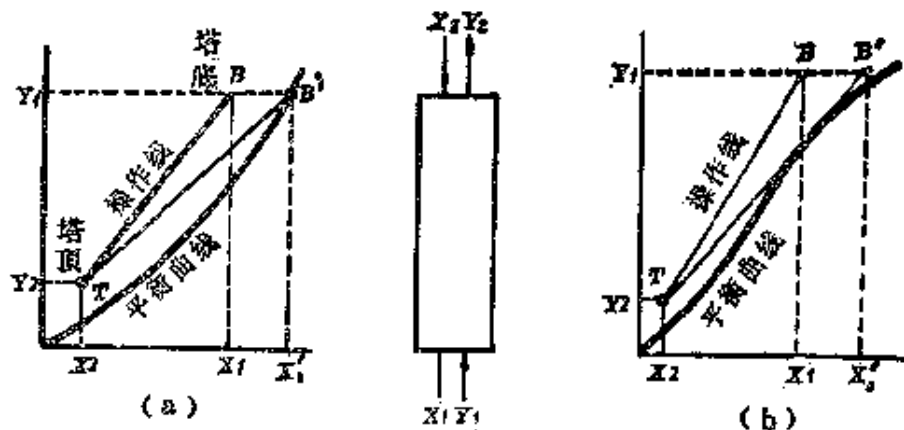


图 5-5 求最小液气比的作图法($B'T$ 的斜率 = L'/G' 的最小值)

五、传质速度式

如果根据“双膜理论”，则气相中的1个组分由气相主体通过气相界膜达到界面的速度或通过液相界膜向液相主体移动的速度，在稳定状态下，可由下式表示。式中使用的符号如表5-7所示。

$$N = k_G A (p_G - p_i) = k_L A (C_i - C_L) \quad (5-15)$$

$$N = k_y A (y - y_i) = k_x A (x_i - x) \quad (5-16)$$

用总传质系数表示时，可表达为下式。

$$N = K_G A (p_G - p^*) = K_L A (C^* - C_L) \quad (5-17)$$

$$N = K_y A (y - y^*) = K_x A (x^* - x) \quad (5-18)$$

表 5-7 气体吸收中传质使用的符号(之一)

符 号	内 容 [单 位]
N	传质速度[kmol/hr]
A	气液的接触面积[m ²]
p_G, y	气体主体的分压[atm]及分子分数($p_G = \pi y$)
p_i, y_i	在界面上的分压[atm]及分子分数($p_i = \pi y_i$)
C_L, x	液体主体的浓度[kmol/m ³]及分子分数($C_L = \rho_M x$)
C_i, x_i	界面上的浓度[kmol/m ³]与分子分数($C_i = \rho_M x_i$)
p^*	和液体主体浓度 C_L 成平衡的理论上的分压($p^* = H' C_L$)
y^*	相当于 p^* 的气相中的分子分数
C^*	和气体主体的分压 p_G 成平衡的理论上的液体浓度($p_G = H' C^*$)
x^*	相当于 C^* 的液相中的分子分数
ρ_M	液相的平均分子密度[kmol/m ³]
k_G, k_y	气膜传质系数[kmol/m ² ·hr·atm], [kmol/m ² ·hr·Δy]
k_L, k_x	液膜传质系数[m/hr], [kmol/m ² ·hr·Δx]
K_G	气相分压基准, 总传质系数[kmol/m ² ·hr·atm]
K_L	液相浓度基准, 总传质系数[m/hr]

$$\frac{p_G - p_i}{C_L - C_i} = -\frac{k_L}{k_G}, \quad \frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_G}{k_y} \quad (5-19)$$

还有，以 N/A [$\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$] 代替 N 表示传质速度的方式也很多。

在服从亨利定律或平衡曲线大致可看作直线的场合，存在如下关系〔即 $p = H' C$ ， $y = mx$ 时(图 5-6)〕。

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H'}{k_L} = \frac{H'}{K_L} \quad (5-20)$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \frac{m}{K_x} \quad (5-21)$$

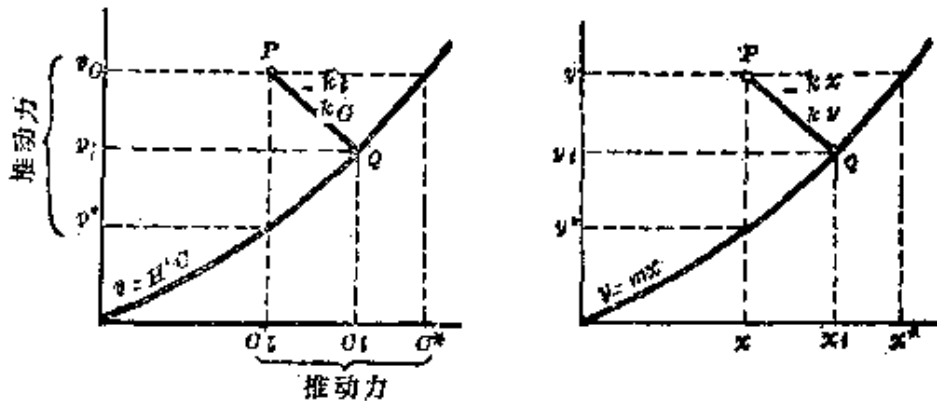


图 5-6 气体吸收的推动力

六、按容量系数求传质速度

若设填充层的表观容积为 V [m^3]，气-液接触面积为 A [m^2]，及 $A/V = a$ ，则下面的关系式成立。式中符号列于表 5-8。

$$N = K_G a V (p_G - p^*) = K_L a V (C^* - C_L) \quad [\text{kmol}/\text{hr}] \quad (5-22)$$

$$N = K_y a V (y - y^*) = K_x a V (x^* - x) \quad [\text{kmol}/\text{hr}] \quad (5-23)$$

$K_G a$ ， $K_L a$ 等均称为容量系数，可由实验求出，对于 $k_G a$ ， $k_L a$ 等同样也由实验求取。又若塔的截面积为 S [m^2]，微分高度为

表 5-8 气体吸收中传质使用的符号(之二)

气相界膜、容量系数	液相界膜、容量系数
$k_G a$ [kmol/m ³ · hr · atm]	$k_L a$ [kmol/m ³ · hr · (kmol/m ³)] = [hr ⁻¹]
$k_y a$ [kmol/m ³ · hr · Δy]	$k_x a$ [kmol/m ³ · hr · Δx]
$k_y a = \pi k_G a$	$k_x a = \rho_M k_L a$
气相分压基准、总容量系数	液相浓度基准、总容量系数
$K_G a$ [kmol/m ³ · hr · atm]	$K_L a$ [kmol/m ³ · hr · (kmol/m ³)] = [hr ⁻¹]
$K_y a$ [kmol/m ³ · hr · Δy]	$K_x a$ [kmol/m ³ · hr · Δx]
$K_y a = \pi K_G a$	$K_x a = \rho_M K_L a$

(注) $\left. \begin{array}{l} p_G = \pi y \\ p^* = \pi y^* \end{array} \right\} \pi \text{ 为总压 [atm]}$ $\left. \begin{array}{l} C^* = \rho_M x^* \\ C_L = \rho_M x \end{array} \right\} \rho_M \text{ 为液相平均分子密度 [kmol/m}^3\text{]}$

dZ [m], 则因 $dV = SdZ$ (图 5-7), 故

$$\begin{aligned} dN &= k_G a (p_G - p_i) S dZ = k_L a (C_i - C_L) S dZ \\ &= K_G a (p_G - p^*) S dZ = K_L a (C^* - C_L) S dZ \end{aligned} \quad (5-24)$$

$$\begin{aligned} dN &= k_y a (y - y_i) S dZ = k_x a (x_i - x) S dZ \\ &= K_y a (y - y^*) S dZ = K_x a (x^* - x) S dZ \end{aligned} \quad (5-25)$$

在服从亨利定律或平衡曲线可看作直线的范围内

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a} = \frac{m}{K_x a} \quad (5-26)$$



图 5-7 物质传递(气体吸收)的说明图

七、传质单元高度(HTU)

传质单元高度的值表示吸收塔(亦即填充物)的性能,此值越小,意味着吸收塔的性能越好,一般在0.2~1.0m左右范围内。

在气-液浓度不太大时, $G_M/k_y a$ 、 $G_M/K_y a$ 等可作为定值,或用塔内的平均值,以式(5-27)~式(5-28)定义之。

表 5-9 传质单元高度(HTU)中使用的符号

符 号	内 容
HTU	传质单元高度
下标 M	表示塔每单位截面积的流量 [$\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$]
G_M	总(体量) ($= G/S$)
G_M'	惰性气体量 ($= G'/S$)
L_M	总液体量 ($= L/S$)
L_M'	纯溶剂量 ($= L'/S$)
	$\left. \begin{array}{l} G_M' = G_M(1 - \gamma) \\ L_M' = L_M(1 - x) \end{array} \right\}$

[注] 对稀溶液 $G_M \approx G_M'$, $L_M \approx L_M'$ 。

表 5-10 传质单元高度(HTU)的优点

- ① 在容量系数中有各种单位,使用麻烦,但是,HTU的单位都是长度(m),使用方便。
- ② HTU由气-液的流速(或流量)决定,没有容量系数那样大的变化。
- ③ HTU和容量系数根据定义可以互相换算,实际使用上HTU方便。

[注] 如按扩散理论,则因吸收是单向扩散,作为传质系数,严格说是用 $k_G(\pi/p_{BM})$ 代替 k_G ,但是在气体浓度很稀的场合,可认为 $\pi/p_{BM} \approx 1$,其中, p_{BM} 为惰性气体分压 p_{B1} (入口)和 p_{B2} (出口)的对数平均值,也有人将 $k_G(\pi/p_{BM}) = k_G'$ 或 $k_G \pi = k_G''$ 称之为传质系数的。

气相界膜 HTU

$$H_G = \frac{G_M}{k_G a \pi} = H_V = \frac{G_M}{k_y a} \quad (5-27)$$

液相界膜 HTU

$$H_L = \frac{L_M}{k_L a \rho_M} = H_x = \frac{L_M}{k_x a} \quad (5-27-1)$$

气相分压基准、总 HTU

$$H_{OG} = \frac{G_M}{K_G a \pi} = H_{Oy} = \frac{G_M}{K_y a} \quad (5-28)$$

液相浓度基准、总 HTU

$$H_{OL} = \frac{L_M}{K_L a \rho_M} = H_{Ox} = \frac{L_M}{K_x a} \quad (5-28-1)$$

此外,还有用分子比 X 、 Y 表示的,在气液浓度很小时

$$H_{Oy} = H_y + \left(\frac{m}{R}\right)H_x = \left(\frac{m}{R}\right)H_{Ox} \quad (5-29)$$

式中: m —平衡曲线 $y = mx$ 的斜率, R —操作线的斜率($= L_M/G_M = L/G$).

八、传质单元数(NTU)

传质单元数是表示系统传质操作难易的无因次数。推动力越小(操作线与平衡曲线的间隔小),且进出口的浓度差别越大,则传质单元数的值就越大。

表 5-11 用于传质单元数(NTU)的符号

符 号	内 容
NTU	传质单元数
N_x, N_y	由操作线上各点作斜率为 $-k_y a/k_x a$ 的直线, 求出与平衡曲线的交点 (x_i, y_i) , 再进行图解积分, 虽合理但很麻烦。
N_{Ox}, N_{Oy}	仅由操作线和平衡曲线进行图解积分, 方法简便, 但关于 H_{Oy} , H_{Ox} 缺乏一般的实验式。

1. 气液浓度不太大的情况

$$\left. \begin{aligned} N_G = N_V &= \int_2^1 \frac{dy}{y - y_i} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \\ N_L = N_x &= \int_2^1 \frac{dx}{x_i - x} - \frac{1}{2} \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \end{aligned} \right\} \quad (5-30)$$

$$\left. \begin{aligned} N_{OG} = N_{Ov} &= \int_2^1 \frac{dy}{y - y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \\ N_{OL} = N_{Ox} &= \int_2^1 \frac{dx}{x^* - x} - \frac{1}{2} \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \end{aligned} \right\} \quad (5-30-1)$$

〔注〕 这些式中的积分项通常可由图解积分求出，但若在 N_V 式中作 $1/(y - y_i)$ 对 y 的标绘，则纵坐标就可能变得非常大。为避免此缺点，可用 $y d(\ln y)$ 代替 dy ，而按下式以 $y/(y - y_i)$ 对 $\log y$ 标绘即可。

$$\int_2^1 \frac{dy}{y - y_i} = 2.303 \int_2^1 \frac{y}{y - y_i} \cdot d(\log y) \quad (5-30-2)$$

2. 气液浓度极低的情况

$$N_V = \int_2^1 \frac{dy}{y - y_i} \quad N_x = \int_2^1 \frac{dx}{x_i - x} \quad (5-31)$$

$$N_{Ov} = \int_2^1 \frac{dy}{y - y^*} \quad N_{Ox} = \int_2^1 \frac{dx}{x^* - x} \quad (5-31-1)$$

〔注〕 这种情况原则上也采用图解积分，但有下列简捷法。

3. 可以把平衡曲线和操作线均看作直线的情况

$$N_V = \frac{y_1 - y_2}{(y - y_i)_{lm}} \quad N_x = \frac{x_1 - x_2}{(x_i - x)_{lm}} \quad (5-32)$$

$$N_{Ov} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{lm}} \quad N_{Ox} = \frac{x_1 - x_2}{(x^* - x)_{lm}} \quad (5-32-1)$$

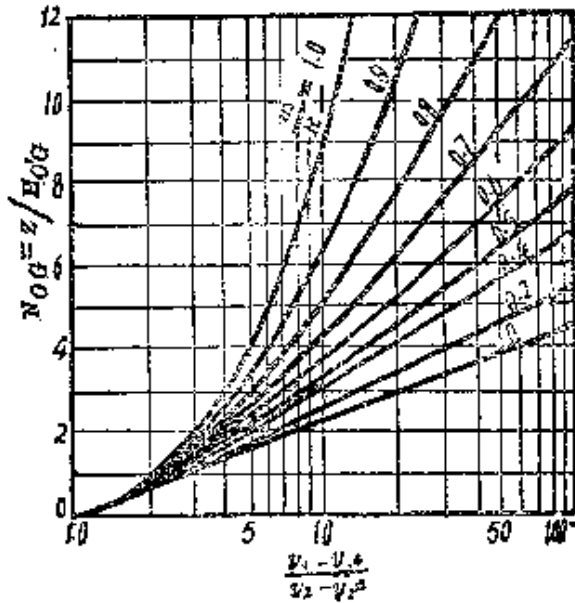
式中： $(y - y_i)_{lm}$ 、 $(y - y^*)_{lm}$ —两端推动力的对数平均值。

例如

$$(y - y_i)_{lm} = \frac{(y - y_i)_1 - (y - y_i)_2}{2.3 \log \frac{(y - y_i)_1}{(y - y_i)_2}} \quad (5-33)$$

$$(y - y^*)_{lm} = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{2.3 \log \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2}} \quad (5-33-i)$$

式中：\$(y - y_i)_1, (y - y^*)_1\$—塔底的推动力，\$(y - y_i)_2, (y - y^*)_2\$—塔顶的推动力。



m —平衡曲线斜率， R —操作线斜率

图 5-8 求取 N_{OG} 的线图(操作线与平衡线都为直线的情况)

若按这些计算式就无必要进行图解积分，而可根据计算求取 NTU 。即使平衡曲线不是直线，也可将其划分成几段，而将各小范围的线段看作直线，对各个范围分别求出 NTU ，再算出总和即可。

〔注〕 现将操作线(物料衡算)近似地用下述一次式表示，

$$y_1 - y = R(x_1 - x)$$

$$R = L'/G'$$

同时平衡曲线也近似地用下面的一次式表示

$$y^* = mx + b$$

则利用此二式可得

$$\begin{aligned} N_{OG}(N_{OY}) &= \int_2^1 \frac{dy}{y-y^*} = \frac{1}{1-\left(\frac{m}{R}\right)} \ln \frac{y_1-y_1^*}{y_2-y_2^*} \\ &= \frac{1}{1-\left(\frac{m}{R}\right)} \ln \left[\left(1-\frac{m}{R}\right) \left(\frac{y_1-y_2^*}{y_2-y_2^*}\right) + \frac{m}{R} \right] \quad (5-32-2) \end{aligned}$$

此时以平衡曲线和操作线的斜率比 m/R 作为参数, 标绘 N_{OG} 和 $(y_1 - y_2^*) / (y_2 - y_2^*)$ 间的关系, 就得到如图 5-8 所示的线图, 利用此图即可简便地求出 N_{OG} 。

§ 5-2 吸收设备

对于吸收塔的高度、直径、填充物等, 拟顺次进行说明。

表 5-12 气 体 吸 收 设 备

方 式	优 点	缺 点
鼓 泡 式 (泡罩塔、多孔板塔)	① 接触面积大 ② 可以增大吸收速度 ③ 建设费用较低	① 压力损失大 ② 送风消耗动力大
液 滴 式 (喷 雾 塔)	压力损失小	① 容易引起雾沫夹带 ② 塔高大 ③ 为提高液体压力, 需增加动力 ④ 很难制成高性能设备
填 料 塔 式	① 应用最广泛 ② 耐腐蚀性强 ③ 小规模用	① 容易引起偏流(沟流) ② 填充物价格高 ③ 容易引起液泛
湿 壁 塔 式	① 结构简单 ② 压力损失极小	① 处理量少 ② 塔高大 ③ 工业上不适用

表 5-13 填料高度 Z 的一般(气-液浓度大的情况)关系式

	关 系 式
①	$Z = \frac{G_M'}{k_y' a} \int_2^1 \frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)^2(y-y_i)} dy = \frac{G_M}{k_y' a} \int_2^1 \frac{(1-y)_{lm}}{(1-y)(y-y_i)} dy$
②	$Z = \frac{G_M'}{k_{ya}} \int_2^1 \frac{1}{(1-y)^2(y-y_i)} dy = \frac{G_M}{k_{ya}} \int_2^1 \frac{1}{(1-y)(y-y_i)} dy$
	式中, k_y' —等分子互相扩散的传质系数, k_y —单向扩散的传质系数。其比值如③式
③	$\frac{k_y'}{k_y} = \frac{P_{BM}}{\pi} = y_{BM} = (1-y)_{lm} = \frac{(1-y_i) - (1-y)}{\ln \frac{1-y_i}{1-y}}$

【注】 基础关系式如下:

$$d(G_M \cdot y) = G_M' d\left(\frac{y}{1-y}\right) = G_M' \cdot \frac{dy}{(1-y)^2} = G_M \cdot \frac{dy}{(1-y)}$$

$$dN/S = d(G_M \cdot y) = k_y a (y - y_i) dZ$$

表 5-14 伴随化学反应的气体吸收剂

CO ₂	(单)乙醇胺(MEA) 热碳酸钾(添加亚砷酸或甘氨酸) 磺酰胺基醇(二异丙基胺+磺酸)
H ₂ S	碳酸钠(添加亚砷酸) 碳酸钠(添加葱醌磺酸钠, 硼磺酸钠) 碳酸钠(添加苦味酸) 碳酸钠或氢氧化钠(添加对苯二酚) 碳酸钠(添加萘醌磺酸钠) 二乙醇胺(DEA)
SO ₂	氨水 碳酸钠 接触氧化吸收 芳香胺(二甲代苯胺, 二甲基苯胺等)
CO	铜铵盐溶液
HCl HF HCN	氢氧化钠溶液

一、塔高(填料高度)

可由以下方法决定。

- (1) 用容量系数 $k_G a$, $K_G a$ 等方法。
- (2) 用理论塔板的当量高度 HETP 法。
- (3) 用传质单元高度 HTU 法。

由实验数据或实验式可知 HTU (简称 H), 如再根据图解积分或数值计算求出 NTU (简称 N), 则其乘积就表示所要的塔高 Z。

$$\begin{aligned} Z &= H_G N_G = H_L N_L = H_{OG} N_{OG} = H_{OL} N_{OL} \\ &= H_Y N_Y = H_X N_X = H_{OY} N_{OY} = H_{OX} N_{OX} \end{aligned} \quad (5-34)$$

二、 H_G , H_L 的实验式

如有 HTU 或容量系数的实测数据时, 则希望利用这些数据。

对物理吸收已发表有多种推算公式(实验式), 但其中对 HTU 即 H_G , 以算式(5-35)比较简便(适于载点以下)。

$$H_G = c \left(\frac{G^p}{L^q} \right) \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} \quad [m] \quad (5-35)$$

式中: G —气体的空塔质量速度 $[kg/m^2 \cdot hr]$, L —液体的空塔质量速度 $[kg/m^2 \cdot hr]$, μ_G —气体粘度 $[kg/m \cdot hr]$ 或 $[P] = [g/cm \cdot sec]$, ρ_G —气体密度 $[kg/m^3]$ 或 $[g/cm^3]$, D_G —气相扩散系数 $[m^2/hr]$ 或 $[cm^2/sec]$, c, p, q —常数(表 5-15)

关于 H_L , 与气体流速无关, 在 $L = 2000 \sim 75000 kg/m^2 \cdot hr$ 的范围内由下式(5-36)计算。

$$H_L = \frac{1}{a} \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^n \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [m] \quad (5-36)$$

式中: μ_L —液体粘度 $[kg/m \cdot hr]$, ρ_L —液体密度 $[kg/m^3]$, D_L —液相扩散系数 $[m^2/hr]$, a, n —常数(表 5-16)

表 5-15 式(5-35)中的常数 c 、 p 、 q 值

填 料	尺 寸 (in)	C	p	q	G 的适用范围 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$)	L 的适用范围 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$)
拉 西 环	3/8	0.850	0.45	0.47	1000~2500	2500~7500
	1/2	4.20	0.43	0.60	1000~2500	2500~8500
	1	3.07	0.32	0.51	1000~3000	2500~22500
	1 $\frac{1}{2}$	9.59	0.38	0.66	1000~3500	2500~7500
	1 $\frac{1}{2}$	0.946	0.38	0.40	1000~3500	7500~22500
	2	1.44	0.41	0.45	1000~4000	2500~22500
弧鞍形填料	1/2	23.1	0.30	0.74	1000~3500	2500~7500
	1/2	0.262	0.30	0.24	1000~3500	7500~22500
	1	0.745	0.36	0.40	1000~4000	2500~22500
	1 $\frac{1}{2}$	2.20	0.32	0.45	1000~5000	2500~22500

表 5-16 式(5-36)中的常数 α 、 n 值

填 料	尺寸(in)	α	n	L 的适用范围($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{hr}$)
拉 西 环	3/8	3100	0.46	2000~75000
	1/2	1400	0.35	
	1	430	0.22	
	1 $\frac{1}{2}$	380	0.22	
	2	340	0.22	
弧鞍形填料	1/2	690	0.28	2000~75000
	1	780	0.28	
	1 $\frac{1}{2}$	730	0.28	

三、板式塔的吸收塔板数

用板式塔进行连续逆流吸收时的理论塔板数 (NTP) 与蒸馏用的麦卡勃-谢列法相同, 以阶梯作图法求取之(图 5-9)。

实际塔板数可用塔板效率除以理论塔板数求得, 但与精馏不同, 吸收的塔板效率相当低, 一般在 20~30% 以下。图 5-10 是泡罩塔用于气体吸收时塔板效率的线图。

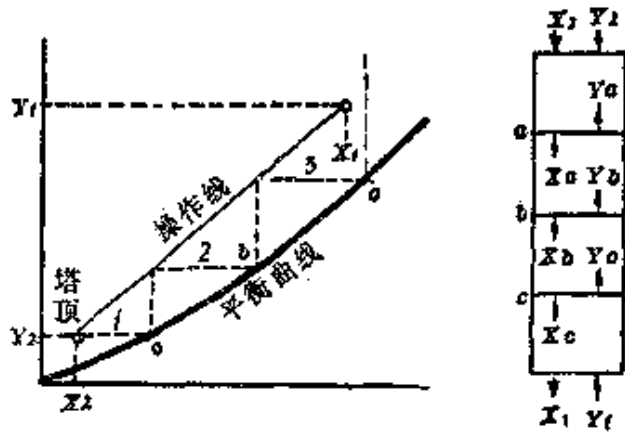
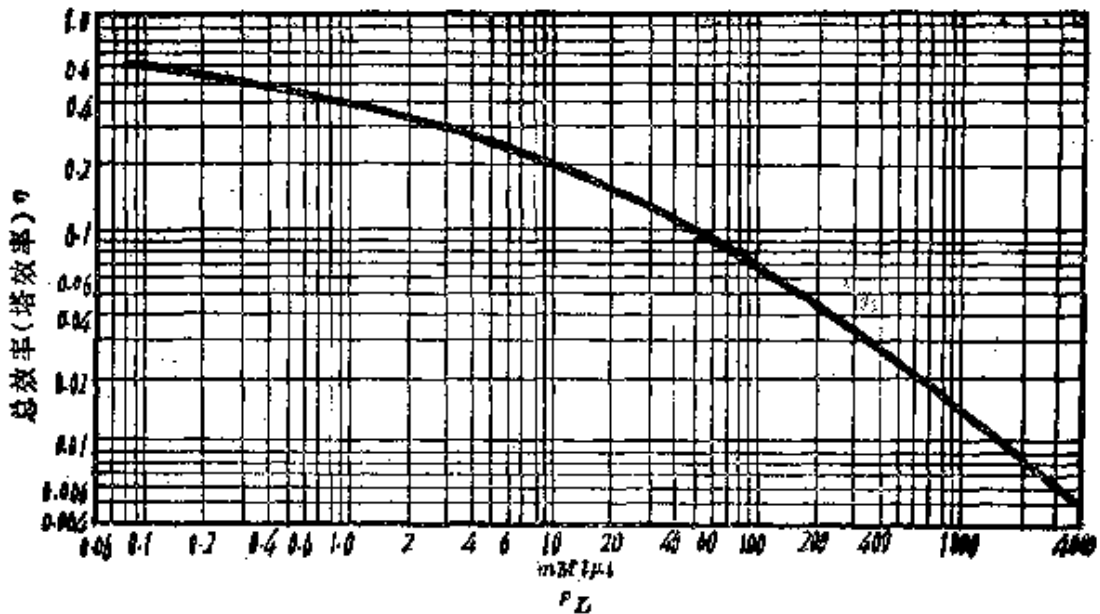


图 5-9 求取吸收理论塔板数的作图法



m —平衡曲线的斜率(y^*/x), M_L —液体分子量,
 μ'_L —液体粘度(cP), ρ_L —液体密度[kg/m³]

图 5-10 气体吸收时, 泡罩塔的总效率(by O'Connell)

四、理论塔板的当量高度(HETP)

结合填料塔的微分接触原理和板式塔阶梯接触的概念,将表示一块理想塔板(理论塔板)同样效果的填料层高度命名为HETP,用长度单位[m]表示。

$$Z = (\text{HETP})(\text{NTP}) \quad (5-37)$$

HETP在实际应用上是方便的,但是其数值不仅视填料种类、形状、大小而异,且与处理原料的种类、蒸气速度、塔径、塔高等有关,情况复杂,因此发表的资料也少。

表 5-17 HETP 与 HTU 的关系

HETP	<p>相当于一块理论塔板的高度</p> <p>操作线和平衡曲线都当作直线时,有如下关系,</p> $\frac{\text{HETP}}{H_{Oy}} = \frac{\ln(m/R)}{(m/R) - 1}$ <p>式中: m—平衡曲线的斜率, R—操作线的斜率($=L'/G'$)当 $m/R=1$ 即操作线与平衡曲线平行时则 $\text{HETP} = H_{Oy}$</p>
------	--

五、吸收系数与理论塔板数

气体吸收的操作线与平衡曲线都能近似看作为直线时的理论塔板数,用式(5-38)可比较简单地求出。

$$\text{NTP} = \frac{\log \left[\frac{y_1 - y_2^*}{y_2 - y_2^*} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad (5-38)$$

$$A = \frac{L/G}{m} = \frac{L}{mG}$$

式中: A —吸收系数(操作线与平衡曲线的斜率比)。

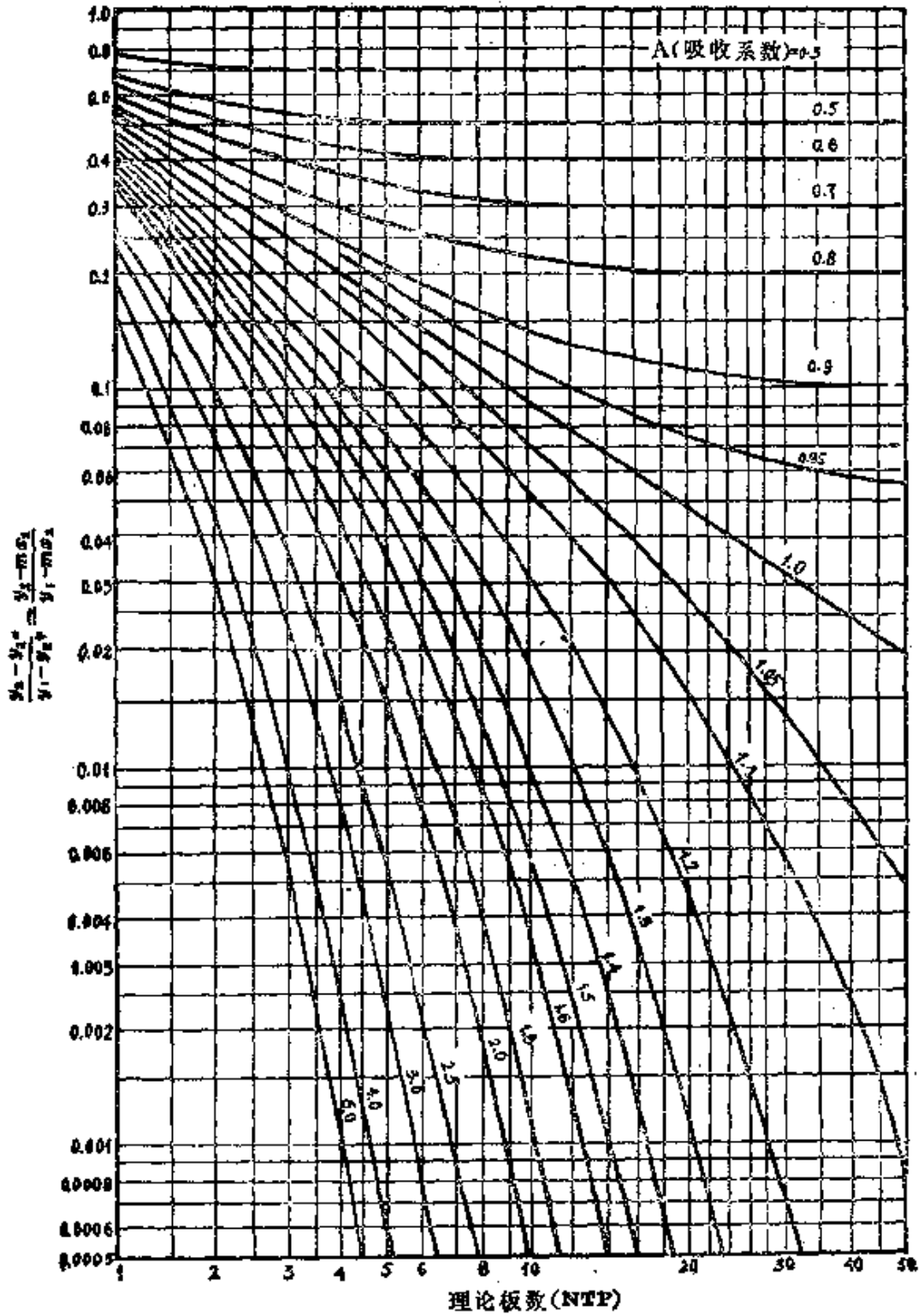


图 5-11 气体吸收的理论塔板数
(其中：吸收系数 $A = L/mG$)

$A < 1$	$A > 1$
在塔底状态,操作线接近平衡曲线,所需塔板数增多,最终变成无限大。	如果用足够塔板数,吸收是可能的。 A 越大塔板数越少,但得到的液体浓度较稀。

根据经验, $A = 1.25 \sim 2.0$ 的范围被认为是经济的。图 5-11 是取 A 为参数的 $(y_2 - y_2^*) / (y_1 - y_2^*)$ 与 NTP 的关系线图。

例 5-1 用轻油洗涤含 2% (体积) 苯蒸气的煤气, 计划吸收苯含量的 95%, 试按下列条件设计吸收塔。

设原料气为 26°C , 800mmHg , $850\text{m}^3/\text{hr}$, 粘度 0.01cP , 气相中苯的扩散系数 $D_G = 0.13\text{cm}^2/\text{sec}$, 惰性气体的平均分子量为 11.0。

设吸收液体为 26°C , 含 0.5% (分子) 的苯, 液体粘度 2.0cP , 比重 0.84, 液相中苯的扩散系数 $D_L = 0.478 \times 10^{-5}\text{cm}^2/\text{sec}$, 纯溶剂 (轻油) 的平均分子量为 260。

填料塔直径 0.5m, 填充 1.5" (38mm) 的弧鞍形填料, 塔在 26°C 操作, 液气比取最小值的 1.5 倍。而且可将此系统作为理想气体, 理想溶液考虑。

解 (1) 液体流量的计算 入口气量

$$G_1 = 850 \times \frac{273}{273 + 26} \times \frac{800}{760} \times \frac{1}{22.4}$$

$$= 36.5\text{kmol/hr}$$

入口气体浓度

$$y_1 = 0.02, \quad Y_1 = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.0204$$

惰性气体量

$$G' = G_1(1 - y_1) = 36.5(1 - 0.02) = 35.8\text{kmol/hr}$$

因要回收苯的 95%，所以出口气体浓度为

$$Y_2 = 0.0204(1 - 0.95) = 0.00102$$

入口液体浓度为

$$x_2 = 0.005, \quad X_2 = \frac{0.005}{1 - 0.005} = 0.00502$$

26℃时苯蒸气压为 $P^\circ = 100\text{mmHg} = 0.1315\text{atm}$

如当作理想溶液, $p^* = P^\circ x = 0.1315x$, 总压 $\pi = 800\text{mmHg} = 1.053\text{atm}$, 如当作理想气体时 $p^* = \pi y^*$.

因此

$$y^* = (P^\circ/\pi)x = 0.1250x$$

气液平衡曲线式如下

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = 0.1250 \left(\frac{X}{1 + X} \right)$$

据此描绘曲线,如图 5-12。因为塔顶状态(X_2, Y_2)已经算出,所以决定了D点。因为平衡曲线稍微向上凸起,所以决定最少液量的操作线是D点向曲线所引的切线DE。由 $Y_1 = 0.0204$ 的水平线的交点E可以读出

$$X_1 = 0.176.$$

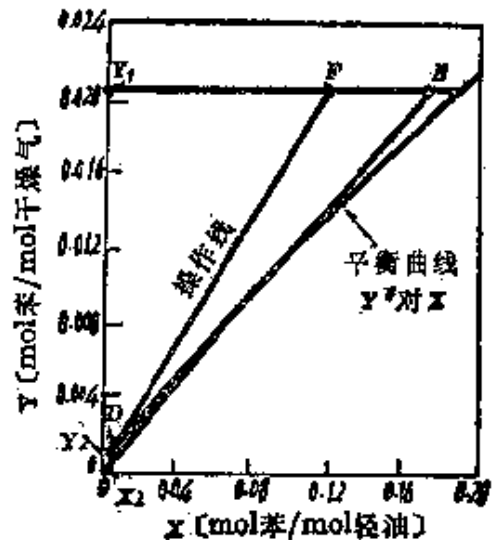


图 5-12 [例 5-1]图解

(2) DE 线的斜率

$$\left(\frac{L'}{G'} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0204 - 0.00102}{0.176 - 0.00502} = 0.1133$$

惰性气体量: $G' = 35.8\text{kmol/hr}$

最小纯溶剂量

$$L'_{min} = 35.8 \times 0.113 = 4.06 \text{ kmol/hr}$$

实际上用 L'_{min} 的 1.5 倍, 所以

$$L' = 1.5 \times 4.06 = 6.09 \text{ kmol/hr}$$

$$G'(Y_1 - Y_2) = L'(X_1 - X_2)$$

$$35.8(0.0204 - 0.00102) = 6.09(X_1 - 0.00502)$$

因此, $X_1 = 0.1192$, 操作线为 DF .

(3) 操作线方程式

$$35.8(0.0204 - Y) = 6.09(0.1192 - X)$$

利用此式或图 5-12, 由 X 求 Y , 将 X 、 Y 的值换算成 x 、 y (表 5-18), 即可绘成线图 (参考图 5-4)。而平衡曲线为 $y = 0.1250x$ 。

表 5-18 [例 5-1] 中 X 、 Y 换算成 x 、 y

X	$x = \frac{X}{1+X}$	Y	$y = \frac{Y}{1+Y}$
0.00502	0.00500	0.00102	0.00102
0.02	0.01961	0.00356	0.00355
0.04	0.0385	0.00695	0.00690
0.06	0.0566	0.01035	0.01024
0.08	0.0741	0.01374	0.01355
0.10	0.0909	0.01714	0.01685
0.1192	0.1065	0.0204	0.0200

[注] 本例中, 以 X - Y 为坐标的操作线是直线, 平衡曲线微微弯曲, 以 x - y 为坐标的操作线微微弯曲, 平衡曲线则成为直线。

(4) 质量速度的计算 塔截面积为

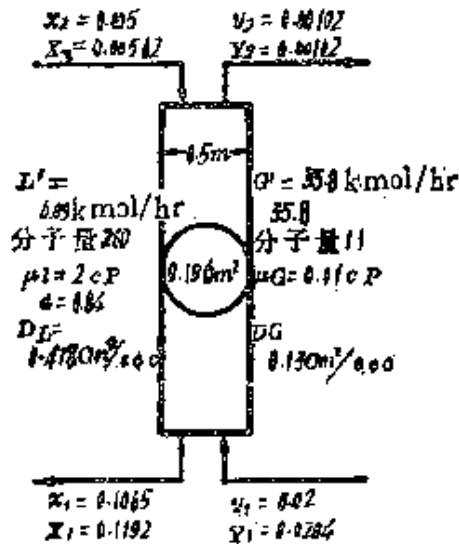


图 5-13 [例 5-1] 的物料衡算

$$S = \frac{\pi}{4}(0.5)^2 = 0.196\text{m}^2$$

$$L'_M = \frac{L'}{S} = \frac{6.09}{0.196} = 31.05\text{kmol/hr} \cdot \text{m}^2$$

$$G'_M = \frac{G'}{S} = \frac{35.8}{0.196} = 182.6\text{kmol/hr} \cdot \text{m}^2$$

而且, 由 $L = L'(1 + X)$, $G = G'(1 + Y)$ 可计算总液量、总气体量如表 5-19。

(5) HTU 的计算 为利用式 (5-35), 对 $1\frac{1}{2}$ " 弧鞍形填

料查得 $c = 2.20$ 、 $p = 0.32$ 、 $q = 0.45$ (表 5-15), 平均质量速度 $\bar{G} = 2160\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$, $\bar{L} = 8230\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$

$$1cP = 3.6\text{kg/m} \cdot \text{hr}$$

$$\mu_G = 0.01cP = 0.01 \times 3.6\text{kg/m} \cdot \text{hr} = 0.036\text{kg/m} \cdot \text{hr}$$

$$\rho_G = \frac{11}{22.4} \times \frac{273}{273+26} \times \frac{800}{760} = 0.472 \text{ kg/m}^3$$

$$1 \text{ cm}^2/\text{sec} = 0.36 \text{ m}^2/\text{hr}$$

$$D_G = 0.13 \text{ cm}^2/\text{sec} = 0.13 \times 0.36 \text{ m}^2/\text{hr} = 0.0468 \text{ m}^2/\text{hr}$$

$$\begin{aligned} H_G &= c \left(\frac{G^p}{L^q} \right) \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 2.20 \times \frac{2160^{0.32}}{8230^{0.45}} \times \left(\frac{0.036}{0.472 \times 0.0468} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.616 \text{ m} \end{aligned}$$

在式(5-36)中, $\alpha = 730$, $n = 0.28$ (表 5-16)

$$\mu_L = 2cP = 2 \times 3.6 \text{ kg/m} \cdot \text{hr} = 7.2 \text{ kg/m} \cdot \text{hr}$$

$$\rho_L = 840 \text{ kg/m}^3$$

$$D_L = 0.478 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{sec}$$

$$= 0.478 \times 10^{-5} \times 0.36 \text{ m}^2/\text{hr}$$

$$= 0.172 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{hr}$$

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{1}{2} \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^n \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right) \\ &= \frac{1}{730} \left(\frac{8230}{7.2} \right)^{0.28} \left[\frac{7.2}{840 \times (0.172 \times 10^{-5})} \right] \\ &= 0.694 \text{ m} \end{aligned}$$

平衡曲线的斜率 $m = 0.125$, 操作线的斜率

$$R = L'/G' = 6.09/35.8 = 0.17$$

$$H_{ov} = H_y + \left(\frac{m}{R} \right) H_x = 0.616 + 0.7 \times 0.694 \approx 1.05 \text{ m}$$

表 5-19 在[例 5-1]中的总液量、总气量

单位		总 液 量	总 气 量
分 子 单 位	塔底	$L_1 = 6.09(1 + 0.1192) = 6.816$	$G_1 = 35.8(1 + 0.0204) = 36.53$
	塔顶	$L_2 = 6.09(1 + 0.00502) = 6.121$	$G_2 = 35.8(1 + 0.00102) = 35.84$
	平 均	$\bar{L} = 6.468 \text{ kmol/hr}$ $L_M = \frac{6.468}{0.196} = 33.0 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{hr}$	$\bar{G} = 36.18 \text{ kmol/hr}$ $G_M = \frac{36.18}{0.196} = 184.6 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{hr}$
重 量 单 位	塔 底	$6.09 \times 260 + 6.09 \times 0.1192 \times 78$ $= 1640 \text{ kg/hr}$ $= 8370 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$	$35.8 \times 11 + 35.8 \times 0.0204 \times 78$ $= 450.8 \text{ kg/hr}$ $= 2300 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$
	塔 顶	$6.09 \times 260 + 6.09 \times 0.00502 \times 78$ $= 1585 \text{ kg/hr}$ $= 8090 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$	$35.8 \times 11 + 35.8 \times 0.00102 \times 78$ $= 396.7 \text{ kg/hr}$ $= 2020 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$
	平 均	$\frac{1613}{0.196} = 8230 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$	$\frac{423.7}{0.196} = 2160 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$

(6) NTU 的计算

1) 按对数平均值计算时

塔底 $y_1 = 0.02 \quad x_1 = 0.1065$

$$y_1^* = mx_1 = 0.125 \times 0.1065 = 0.01331$$

$$(y - y^*)_1 = 0.02 - 0.01331 = 0.00669$$

塔顶 $y_2 = 0.00102 \quad x_2 = 0.0050$

$$y_2^* = mx_2 = 0.125 \times 0.0050 = 0.000625$$

$$(y - y^*)_2 = 0.00102 - 0.000625 = 0.000395$$

$$\therefore (y - y^*)_{\text{lm}} = \frac{0.00669 - 0.000395}{2.3 \log \frac{0.00669}{0.000395}} = 0.00223$$

$$\therefore N_{\text{ov}} = \frac{0.02 - 0.00102}{0.00223} = 8.55$$

2) 按含有斜率 m 、 R 项的算式计算时

$$N_{ov} = \frac{\ln \left[\left(\frac{y_1 - y_2^*}{y_2 - y_2^*} \right) \left(1 - \frac{m}{R} \right) + \frac{m}{R} \right]}{1 - (m/R)}$$

式中： m —平衡曲线的斜率， R —操作线的斜率

$$\frac{y_1 - y_2^*}{y_2 - y_2^*} = \frac{0.02 - 0.000625}{0.00102 - 0.000625} = 49.0$$

$$N_{ov} = \frac{2.3 \log [49.0(1 - 0.7) + 0.7]}{1 - 0.7} \approx 9.09$$

而若应用图 5-8 则可读出约为 9.02

3) 根据式(5-30)计算时

$$\begin{aligned} N_{ov} &= \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \\ &= \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 + Y_2}{1 + Y_1} \end{aligned}$$

由图 5-12 或如下的平衡曲线式，可得出下表所列的 X 、 Y 等值

$$G'(Y - 0.00102) = L'(X - 0.00502)$$

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = 0.1250 \left(\frac{X}{1 + X} \right)$$

X	Y	Y^*	$\frac{1}{Y - Y^*}$
$X_2 = 0.00502$	0.00102	0.00062	2500
0.02	0.00356	0.00245	901
0.04	0.00696	0.00483	462
0.06	0.01035	0.00712	310
0.08	0.01374	0.00935	228
0.10	0.01714	0.01150	177.5
$X_1 = 0.1192$	0.0204	0.01350	145.0

积分项按图解积分求得为 8.63 .

$$\therefore N_{Oy} = 8.63 + \frac{2.3}{2} \log \frac{1 + 0.00102}{1 + 0.0204} = 8.62$$

若采用 8.6 作为 N_{Oy} 的平均值, 所需塔高 (填料高度) Z 按式 (5-34) 可得

$$Z = H_{Oy} N_{Oy} = 1.05 \times 8.6 \approx 9\text{m}$$

另外, 作为参考而求板式塔的理论塔板数时, 可由图(5-14)的作图法求得约 7.6 块.

如利用图(5-11)的线图, 则

$$y_1 = 0.02 \quad y_2 = \frac{Y_2}{1 + Y_2} = \frac{0.00102}{1 + 0.00102} = 0.00102$$

$$x_2 = 0.005 \quad m = y^*/x = 0.125$$

$$y^*_2 = mx_2 = 0.125 \times 0.005 = 0.000625$$

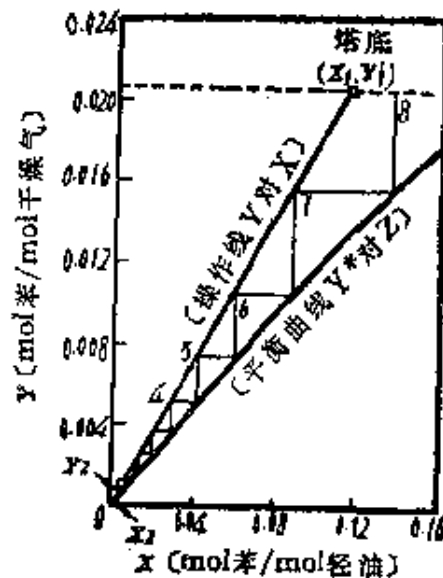


图 5-14 [例 5-1] 的图解

塔底
$$A_1 = \frac{L_1}{mG_1} = \frac{6.816}{0.125 \times 36.53} = 1.49$$

塔顶
$$A_2 = \frac{L_2}{mG_2} = \frac{6.121}{0.125 \times 35.84} = 1.34$$

平均 $\bar{A} \approx 1.42$

$$\frac{y_2 - y_2^*}{y_1 - y_2^*} = \frac{0.00102 - 0.000625}{0.02 - 0.000625} = 0.0204$$

由此,自图(5-11)读得 NTP 为 7.7 块.

六、填料塔的直径

在填料层中进行气-液逆流接触时,压力损失和流量间一般存在如图 5-15 的关系,在一定的液流量下增加气体流量时,则 Δp 在

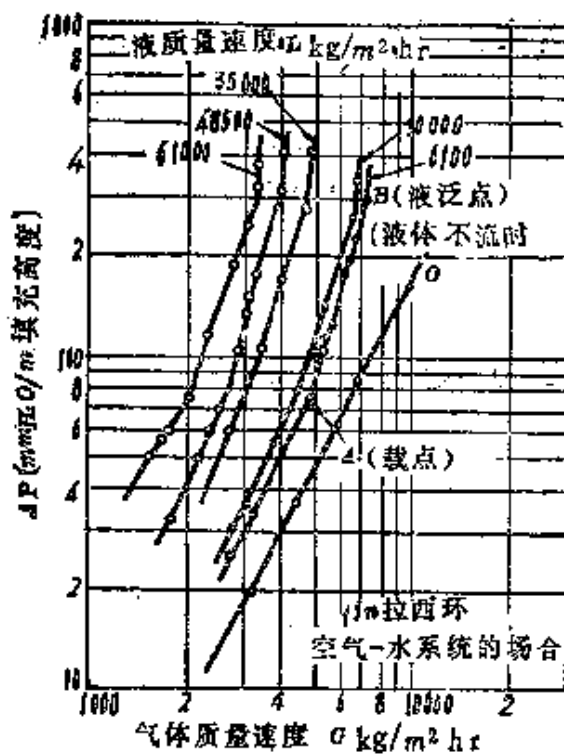


图 5-15 填料塔压力损失例

A点开始急骤增加(即载点)。进一步增加流速到B点时,压力损失又一次急速增加(即液泛点)。

根据经验,在气体吸收中,在载点或比其稍低的负荷下进行操作效率较高。设计时,按液泛速度的 $\frac{1}{2}$ 左右确定塔径即可。关于填料塔的液泛速度或载点速度,可由图5-16,图5-17确定。

填料塔的直径可按单位时间内处理的气量和液量决定,此时有必要考虑以下诸点。

- (1) 不引起液泛。
- (2) 填料表面要充分湿润,有效接触面积尽可能增大。
- (3) 液体在塔内均一分布,不引起沟流。

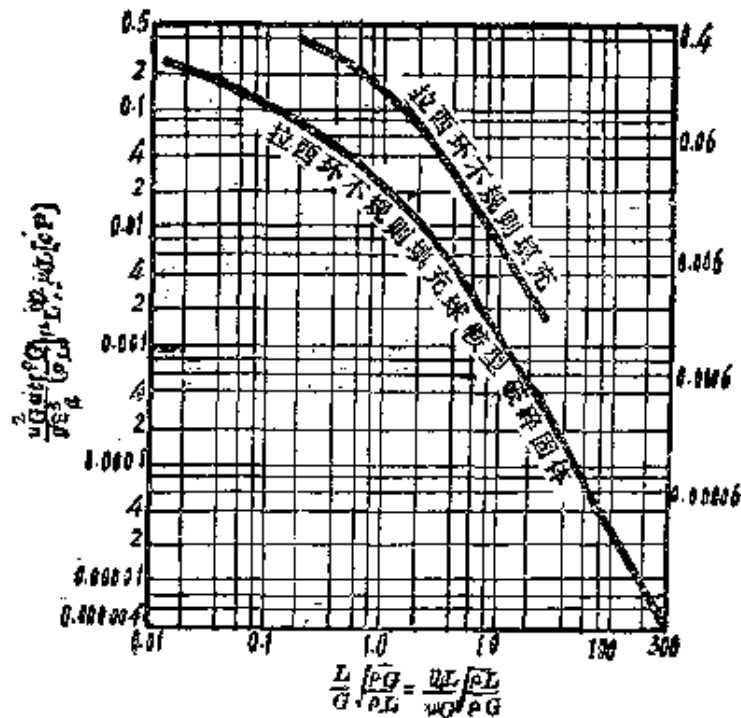


图5-16 填料塔的液泛速度

(Sherwood et al Ind, Eng, Chem 30, 765(1938))

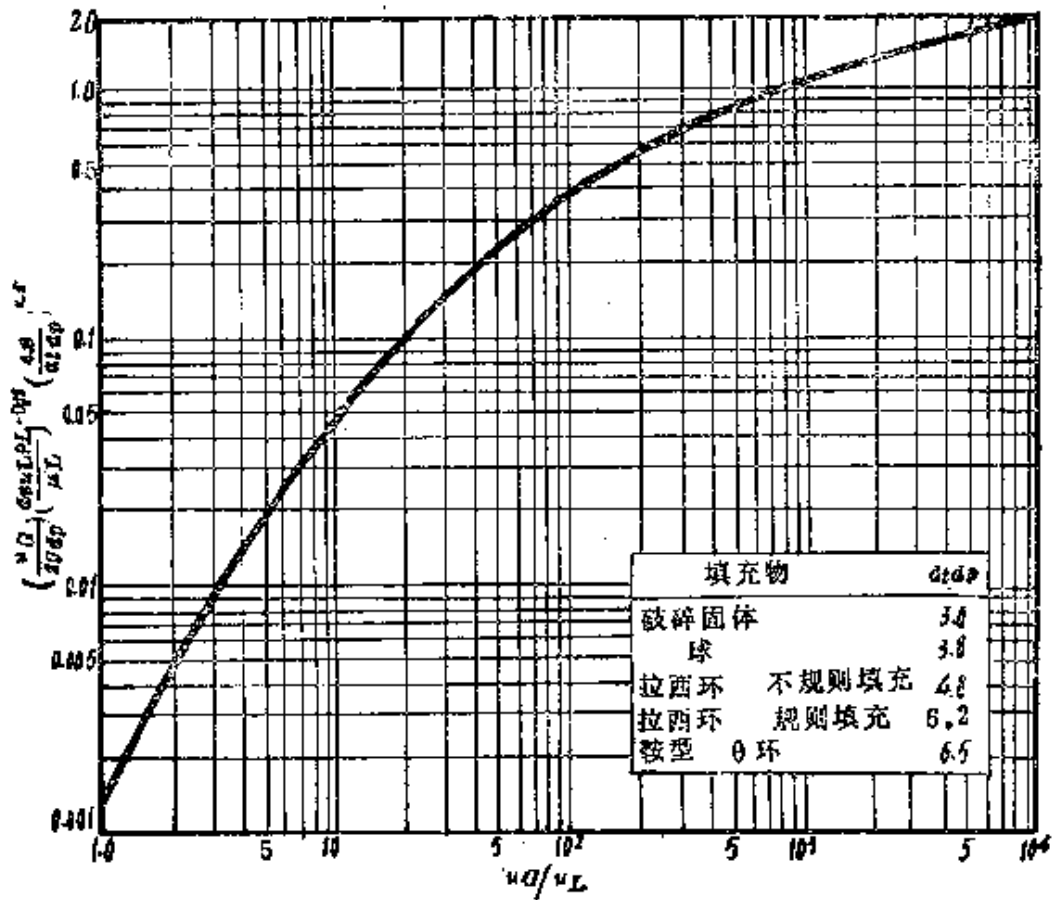


图5-17 填料塔的载点速度

〔大竹伝雄等：化学工学 17，261(1953)〕

为不引起液泛，塔径必须加大，但为了气—液充分接触，塔径又不能过大。因此必须根据此互相矛盾的两个条件，来决定塔径的上限和下限。

- 〔注〕 1. 也有人认为填料塔的直径以取液泛速度的50~70%计算为宜(根据Perry手册)。
2. 塔内气体流量或液流量达到某值以上时，填料间隙中滞留的液量，即所谓滞液量急骤增加，最终使液体无法流下面逆流向上塔顶，塔的正常操作破坏。可以认为液体滞留量开始增加的状态就是载点，从塔顶开始溢流的状态为液泛点。

七、填料塔的压力损失

有关填料塔压损的问题已有诸多研究，但以下述实验式较为简便。此式确定在载点以下的状态操作时，每米填料层的压力损失(有液流时的压力损失)为

$$\frac{\Delta P}{Z} = \alpha(10)\beta L/\rho_L \left(\frac{G^2}{\rho_G} \right) \times 10^{-8} \quad [\text{kg/m}^2/\text{m}] \quad (5-39)$$

式中： ΔP —压力损失 $[\text{kg/m}^2] = [\text{mmH}_2\text{O}]$ ， Z —填料层高度 $[\text{m}]$ ， G —空塔气体质量速度 $[\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}]$ ， L —空塔液体的质量速度 $[\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}]$ ， $\rho_G \rho_L$ —分别表示气体和液体的密度 $[\text{kg/m}^3]$ ， α, β —填料的特性常数(表 5-20)。

表 5-20 式 (5-39) 中的 α 、 β 值

填 料	大 小 (in)	α	β	L 的 适用 范围 $[\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}]$
拉 西 环(磁制)	1/2 (12.7mm)	14.95	0.0236	1500~42000
	3/4 (19.1mm)	3.54	0.0148	8800~53000
	1 (25.4mm)	3.45	0.0143	1760~132000
	1 $\frac{1}{2}$ (38.1mm)	1.30	0.0131	3500~88000
	2 (50.8mm)	1.20	0.0097	3500~105000
弧 鞍 形 环(磁制)	1/2 (12.7mm)	6.50	0.0112	1500~69000
	3/4 (19.1mm)	2.59	0.0097	1760~70000
	1 (25.4mm)	1.72	0.0097	3500~140000
	1 $\frac{1}{2}$ (38.1mm)	0.86	0.0074	3500~105000

〔注〕 每米填料层的压力损失达到 170mmH₂O 以上时(约 160~250mmH₂O)，认为有引起液泛的危险。如在液泛点的 50% 附近操作，则 $\Delta P/Z$ 一般在 40mmH₂O 左右(也有认为是在 10~50mmH₂O/m 的)。

八、最小湿润液量 (MWR)

如填料塔的塔径增大,质量速度变小,那压力损失可以减少。但是塔径太大,液体分布会不均匀,填料的湿润率下降,利用率变坏了。能保持最大的填料表面利用率的液流量之最小值称为最小湿润液量,可以 $L/\rho_L a_t$ 表示。

表 5-21 在液泛时的 $\Delta P_{FW}/Z$ 例(空气-水系统)

拉 西 环	1/4 in (6.3mm)	330mmH ₂ O/m
	1/2 in (13mm)	290mmH ₂ O/m
	3/4 in (19mm)	250mmH ₂ O/m
	1 in (25mm)	230mmH ₂ O/m
	1 $\frac{1}{2}$ in (38mm)	210mmH ₂ O/m
	2 in (50mm)	210mmH ₂ O/m
弧 鞍 形 环	1/2 in (13mm)	170mmH ₂ O/m
	1 in (25mm)	210mmH ₂ O/m
	1 $\frac{1}{2}$ in (38mm)	180mmH ₂ O/m

(根据 Perry: *chem, Engis, Hand book*)

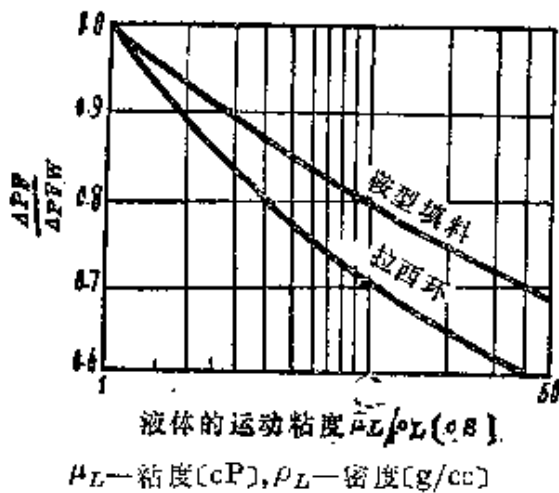
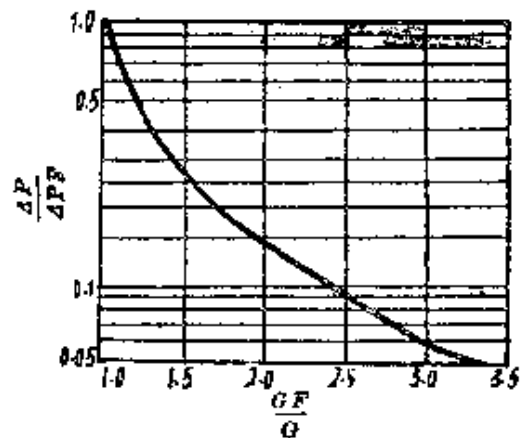


图 5-18 其它液体的泛点压损对水泛点压损 ΔP_{FW} 的修正线图



G_F —泛点时的气体流量
 G —操作时的气体流量

图 5-19 由泛点压损 ΔP_F 求取操作时压损的线图

$$MWR = L/\rho_L \alpha_t \quad (5-40)$$

式中： L —液流量[$\text{kg}/\text{hr} \cdot \text{m}^2$]， ρ_L —液体密度[kg/m^3]， α_t —每单位空塔容积的填料总表面积[m^2/m^3]。

$$MWR \begin{cases} 3 \text{ in 以下的拉西环: } 0.80 \text{m}^2/\text{hr} \cdot \text{m} \\ \text{其它填料: } 0.12 \text{m}^2/\text{hr} \cdot \text{m} \end{cases}$$

实际上以取 2 倍 MWR 左右的值为宜。可以 ΔP 作为塔径最小值、以 MWR 作为塔径最大值的标准。

〔注〕除 MWR (minimum wetting rate) 外，作为填料塔高效率操作的最小有效液流量，也有以 MELR (minimum effective liquid rate) 定义的。对拉西环比值为 $0.167 \text{m}^3/\text{hr} \cdot \text{m}$ 。一般说来，增加流量，填料的湿润面积就变大，容量系数也同时增大。到某一点湿润面积变得最大，以后就不再增加，此时的流速即为最小有效液流量 (MELR)。

例 5-2 在装填 1in 磁制拉西环的塔中，求水与空气流量分别为 $18000 \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 与 $1460 \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 时的压力损失和 MWR。设操作条件为：温度 24°C ，压力 1atm 。

解 24°C ， 1atm 时的空气密度

$$\rho_a = \frac{29}{22.4} \times \frac{273}{297} = 1.2 \text{kg}/\text{m}^3$$

水的密度 $\rho_L = 1000 \text{kg}/\text{m}^3$

另外，由表 5-20 查得 $\alpha = 3.45$ $\beta = 0.0143$

$$L = 18000 \quad G = 1460 \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$$

$$\frac{\beta L}{\rho_L} = \frac{0.0143 \times 18000}{1000} = 0.258$$

$$\frac{G^2}{\rho_a} = \frac{1460^2}{1.2} = 1.78 \times 10^6$$

$$\begin{aligned} \Delta P/Z &= 3.45 \times 10^{0.238} \times (1.78 \times 10^6) \times 10^{-6} \\ &= 11.1(\text{kg}/\text{m}^2)/\text{m} = 11.1\text{mmH}_2\text{O}/\text{m} \end{aligned}$$

$$\text{MWR} = \frac{L}{\rho_L \alpha_t} = \frac{18000}{1000 \times 190} \approx 0.095 \text{m}^3/\text{hr} \cdot \text{m}$$

此值稍嫌小，尚可再增加一些液量。

九、填 料

填料(图 5-20)应具备的条件如下。

- (1) 价格低廉；
- (2) 对气体流动的阻力小；
- (3) 空隙率(间隙的比例)大,滞留液量少；
- (4) 表面积大,易被液体湿润；
- (5) 轻而坚实,耐腐蚀性强。

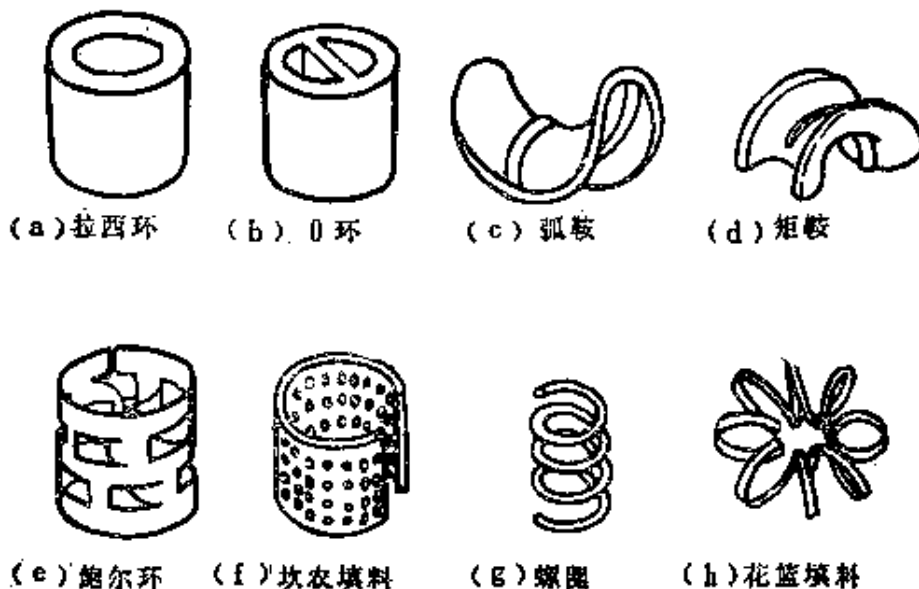


图 5-20 几种典型的填料

1. 比表面积 a_t [m^2/m^3]

为每单位填充体积填料的总表面积，若设填料的代表直径为 d_p [m]，则

拉西环(1/4~3 in)不规则填充

$$a_t d_p \approx 4.8$$

弧鞍形环(1/2~2 in)不规则填充

$$a_t d_p \approx 6.2$$

(5-41)

一般即使塔径在1m以上时，拉西环的直径最大也只能在50~75mm左右才比较安全。另外，湿润面积(液体流过时的比表面积) a_w 远比 a_t 为小，而有效比表面积(气体吸收时有效的工作面积) a 则更小。

2. 单位体积内填料的个数 n

填料直径在塔径的1/10以下时，按下法求取个数即可。

拉西环(不规则填充) $nd_p^3 \approx 0.77$

鞍形环(不规则填充) $nd_p^3 = 1.3$

(5-42)

式中： n 为 $1m^3$ 中填料的个数， d_p 为填料的代表直径[m]。

3. 干燥时空隙率 ε

对拉西环，设外径为 d_p ，内径为 d'_p ，则对于不规则填充可得下面的关系式(5-43)。

$$\varepsilon = 0.395 + 0.605 \left(\frac{d'_p}{d_p} \right)^2 \quad (5-43)$$

〔注〕 填料诸特性的计算式选自藤田重文编的化学装置便览。

例 5-3 在内径50cm的填料塔内，求外径35mm，厚度4mm的拉西环不规则填充3m时的(1)填料个数；(2)比表面积；(3)干燥空隙率。

解 (1) 填料的个数

$$\text{填充容积} \quad \frac{\pi}{4} \times 0.5^2 \times 3 = 0.589\text{m}^3$$

$$\text{每 m}^3 \text{ 的个数} \quad n = \frac{0.77}{d_p^3} = \frac{0.77}{(0.035)^3} = 1.79 \times 10^4 \text{ 个}$$

因此,总个数为 $1.79 \times 10^4 \times 0.589 = 10550$ 个

(2) 比表面积

$$a_t = \frac{4.8}{0.035} = 137\text{m}^2/\text{m}^3$$

(3) 干燥时空隙率

$$\varepsilon = 0.395 + 0.605 \left(\frac{27}{35} \right)^2 = 0.756$$

表 5-22 填料塔与板式塔的比较

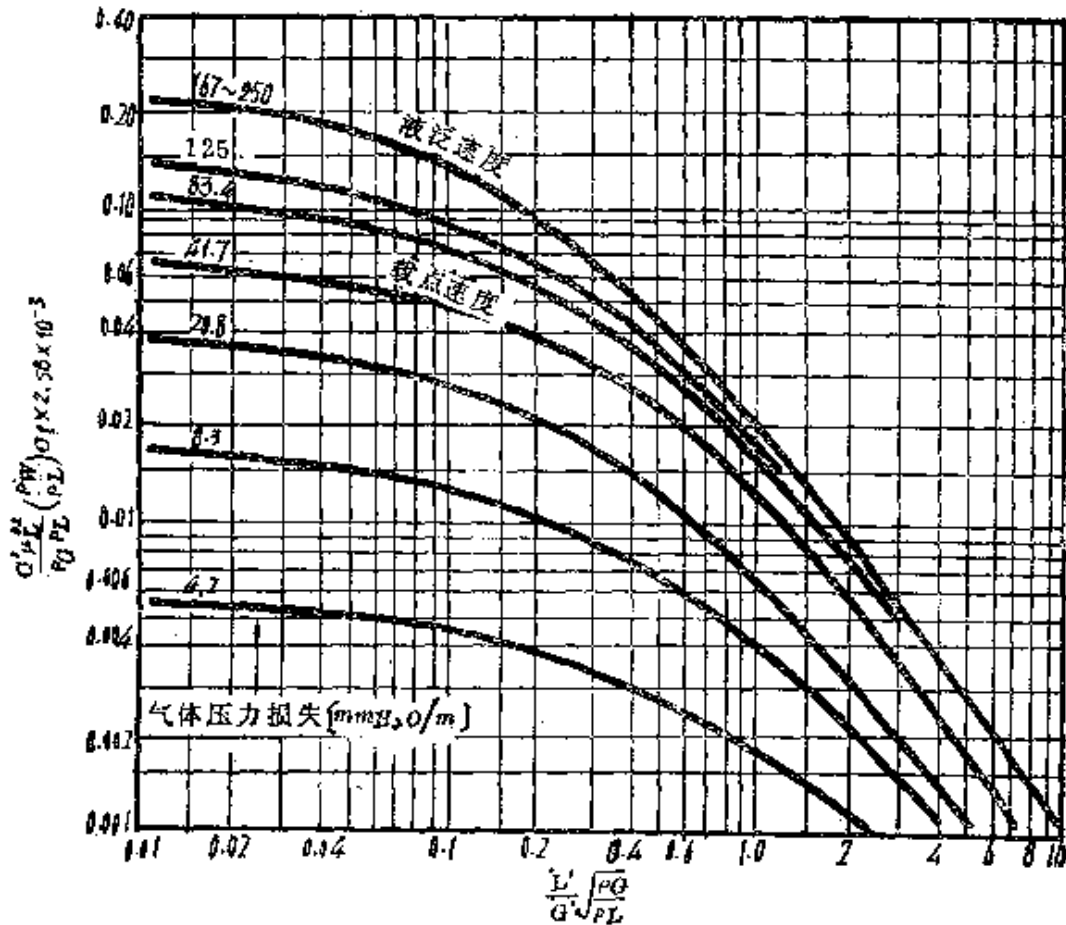
填 料 塔	板 式 塔
① 建设费用比较低	① 液体处理量的适应性大
② 气体压力损失比较小	② 在容易沉积固体物质的场合,板式塔易于调节
③ 与板式塔相比,填料塔容易产生不均匀现象,而且还容易使气-液接触不完全。	③ 放热,吸热大的场合板式塔易于调节
	④ 对相同的处理量,板式塔的总重量小
	⑤ 在吸收伴随有化学反应的场合,板式塔滞留时间长,而且反应调节容易

*表 5-23 填料的优缺点与用途

名 称	优 点	缺 点	用 途
拉西环(Raschig)	形状简单(一般高度与直径相等), 制造成本低	效率低, 压损大, 强度不足, 气液流动时易形成沟流	操作要求不高时应用
θ (lessing) 环 十字(Partition) 环	在拉西环中加一横隔或十字隔以增加接触面积, 提高强度, 属于拉西环的改良型	未获预想效果	工业用途不广, 十字环可作整砌填充的最下几层以支持填料重量
弧鞍形填料 (Berl saddle)	效率比拉西环高, 实际表面积比拉西环大 $\frac{1}{4}$	造价贵, 压降较大, 填充时易叠合或架空成“巢”影响接触面积和效率	取代拉西环
矩鞍形填料 (Intalox Saddle)	是对弧鞍形填料的改良, 有效表面积大, 气液接触平稳, 液体分散良好, 沟流减少, 压损比弧鞍形约小30%	成本比拉西环稍高	是目前公认的工业高效填料之一, 国外正逐步取代拉西环, 弧鞍形环
鲍尔(Pall)环	其结构使环内、外面积充分利用, 效率大为提高, 压损比拉西环少 $\frac{1}{4}$, 故允许通过容量大, 液体分散良好, 沟流小	成本高	亦是工业高效填料之一, 国外已取代拉西环广泛使用
坎农(Cannon)填料	充分利用了液体表面张力, 使其分布和浸润改善, 增加了流体湍动, 提高了效率	制造稍麻烦	国内尚处于试用阶段
花篮状填料 (Tellerette)	由聚苯乙烯, 聚氯乙烯等注射成型, 重量较轻, 空隙率及有效表面积大, 使容量、效率大大提高, 压损小, 不易堵塞, 容易清洗		国内尚待开发

十、液泛点和压力损失的关系

对于填料塔中的气-液比与 ΔP 的关系,有各种计算式,但都存在相当大的误差。在图 5-21 中有关于不规则填充的较新资料。规则填充的液泛速度可认为比不规则填充时大得多。图的特性系数 C_f 见表 5-24。



G —气体的质量速度($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$), μ_L —液体粘度(cP)

ρ_W/ρ_L —液体密度修正系数, C_f —填料特性系数(表 5-24)

图 5-21 填料塔的液泛与压力损失
(by Sherwood et al)

表 5-24 填料的特性系数 C_f

		填料的公称直径					
		$\frac{1}{2}$ in	$\frac{3}{4}$ in	1 in	$1\frac{1}{2}$ in	2 in	3 in
拉西环	磁制	640	256	160	95	65	37
	金属制(厚度 0.8mm)	300	185	115			
	金属制(厚度 1.6mm)	340	230	145	82	57	37
弧鞍形填料(磁制)		380	170	110	65	45	
矩鞍形填料(磁制)		265	130	98	52	40	
鲍尔环	塑料制			52	32	25	
	金属制			48	38	20	

例 5-4 用装填 1 in 磁制拉西环的填料塔，以铵盐水溶液洗涤含 7% SO_2 的空气，要求去除几乎全部的 SO_2 。气体于 26℃，1 atm 下加入，处理量为 2800 m³/hr。洗涤液比重 1.23，粘度 2.5 cP 流量为 13600 kg/hr，求下述 (a) 和 (b) 项。

(a) 适当的塔径，(b) 克服拉西环不规则填充 7.6 m 时气体压力损失的动力(其中鼓风机马达的总效率为 60%)。

解 因为塔底流量大，所以用塔底条件计算。分子量 $\text{SO}_2 = 64$ ，空气 = 29，求法如下：

入口气体的平均分子量

$$64 \times 0.07 + 29 \times 0.93 = 31.4$$

入口气量(此处以理想气体计)

$$2800 \times \frac{273}{273 + 26} \times \frac{1}{22.4} = 114 \text{ kmol/hr} = 3580 \text{ kg/hr}$$

气体密度

$$\rho_G = \frac{3580}{2800} = 1.28 \text{ kg/m}^3$$

液体密度

$$\rho_L = 1000 \times 1.23 = 1230 \text{ kg/m}^3$$

SO₂ 的吸收量(作为完全除去计)

$$114 \times 0.07 \times 64 = 511 \text{ kg/hr}$$

出口液量

$$13600 + 511 = 14111 \text{ kg/hr}$$

其次利用图 5-21 求液泛速度, 横坐标为

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{14111}{3580} \left(\frac{1.28}{1230} \right)^{\frac{1}{2}} = 3.95 \times 0.03225 = 0.127$$

由液泛曲线的纵坐标读取

$$\frac{G^2 (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_L} \left(\frac{\rho_w}{\rho_L} \right) C_f (2.58 \times 10^{-8}) = 0.13$$

1in 拉西环 $C_f = 160$ (由表 5-24 查得)

$$\frac{G^2 \times 2.5^{0.2}}{1.28 \times 1230} \times \frac{1000}{1230} \times 160 \times 2.58 \times 10^{-8} = 0.13$$

$$G^2 \times 0.255 \times 10^{-8} = 0.13$$

$$\therefore G (\text{液泛速度}) = 7140 \text{ kg/hr} \cdot \text{m}^2$$

按液泛速度的 60% 设计, 设此时的质量速度为 G' , 则

$$G' = 7140 \times 0.6 = 4280 \text{ kg/hr} \cdot \text{m}^2$$

塔所需截面积为

$$A = \frac{3580}{4280} = 0.837 \text{ m}^2$$

塔径 D

$$D = \sqrt{\frac{0.837}{\pi/4}} = 1.03 \text{ m}$$

以此质量速度 G' 值计算图 5-21 的纵坐标值为

$$4280^2 \times 0.255 \times 10^{-9} = 0.0468$$

再利用图 5-21*

$$\left. \begin{array}{l} \text{纵轴 } 0.0468 \\ \text{横轴 } 0.127 \end{array} \right\} \frac{\Delta P}{Z} = 41.7 \text{ mmH}_2\text{O/m} = 41.7 (\text{kg/m}^2)/\text{m}$$

因填料高 7.6m, 所以总压力损失为

$$\Delta P = 41.7 \times 7.6 = 316 \text{ kg/m}^2$$

所需动力 P_w 为

$$P_w = \frac{316 \times 2800}{75 \times 3600 \times 0.6} = \frac{3.28}{0.6} = 5.47 \approx 5.5 \text{ PS}$$

另外, 作为参考可根据式(5-39)*求压力损失.

$$\text{气体质量速度} \quad G = 4280 \text{ kg/hr} \cdot \text{m}^2$$

$$\text{液体质量速度} \quad L = \frac{14111}{0.837} = 16860 \text{ kg/hr} \cdot \text{m}^2$$

$$\text{对于 1in 拉西环} \quad \alpha = 3.45 \quad \beta = 0.0143$$

$$\frac{\beta L}{\rho_L} = \frac{0.0143 \times 16860}{1230} = 0.196$$

$$10^{0.196} = 1.57$$

$$\frac{G^2}{\rho_G} = \frac{4280^2}{1.28} = 14.3 \times 10^6$$

$$\therefore \frac{\Delta P}{Z} = 3.45 \times 1.57 \times 14.3 \approx 77 (\text{kg/m}^2)/\text{m}$$

* 以上两种计算方式, 还是利用图 5-21 较为简便, 准确.

第六章 萃 取

一般说, 萃取大致可分为液-液萃取(液体萃取, 溶剂萃取)和固-液萃取(浸出)两类, 但这里讨论的是化学工业等方面经常使用的液-液萃取。萃取常用的术语列于表 6-1。

表 6-1 萃 取 用 的 术 语

术 语	意 义、内 容
原料(萃取料)	指作为萃取操作对象的液体混合物
溶质(萃取物质) A	为原料中的目的组分
原溶剂 B	指原料中溶解溶质的组分
萃取剂(溶剂) C	指萃取出组分 A 使用的溶剂
萃取液	由萃取剂 C 萃出的液体 [A + C + (B)]
萃余液	萃取后的残液 [B + (A) + (C)]

如原溶剂 B 和萃取剂 C 完全不互溶, 那萃取理论就比较简单。但一般说来, 因为原溶剂 B 和萃取剂 C 或多或少有部分互溶, 所以不论是萃取相还是萃余相大多是 A + B + C 三种组分的混合物。液-液萃取和蒸馏或吸收的传质操作相似。但在萃余相为液相, 萃取相为气相时, 液-液萃取操作就相当于气提。

表 6-2 萃 取 溶 剂 应 具 备 的 条 件

性 质	具 备 条 件
基 本 性 质	① 选择性 β 大(首先必须大于 1) ② 对目的组分的溶解度大 ③ 分配系数 K 要尽可能大
分 离 特 性	① 与原料的密度差要大 ② 界面张力大(不易乳化)

续表 6-2

性 质	具 备 条 件
回收难易的性质	① 与目的组分沸点差(相对挥发度)大, 不形成共沸混合物(因为要用蒸馏回收) ② 蒸发潜热、比热小, 蒸馏回收时热量消耗不大 ③ 蒸气压(挥发度)低, 处理过程中损失少
其它性质	① 凝固点(熔点)低, 不易燃 ② 毒性、腐蚀性小 ③ 价格低廉

§ 6-1 萃 取 操 作

一、液-液平衡的表示方法

在液-液萃取中的浓度或组成, 一般用重量分数(质量分数)表示, 大多对萃余相用符号 x , 萃取相采用符号 y 。

(溶质) (原溶剂) (萃取剂)

$$\text{萃余相: } x_A + x_B + x_C = 1$$

$$\text{萃取相: } y_A + y_B + y_C = 1$$

然而, 在原溶剂 B 和萃取剂 C 完全不互溶时, 因为这些量可看作不变, 所以用式 (6-1) 定义的重量比表示比较方便。

$$\left. \begin{aligned} \text{萃余相: } x &= \frac{[A]}{[B]} = \frac{x_A}{x_B} \quad (\text{每公斤原溶剂中的溶质重量}) \\ \text{萃取相: } y &= \frac{[A]}{[C]} = \frac{x_A}{x_C} \quad (\text{每公斤萃取剂中的溶质重量}) \end{aligned} \right\} \quad (6-1)$$

对于三组分系统的液-液平衡图, 一般可用正三角形坐标或直

角三角形坐标(图 6-1)表示,两者原理完全相同,但是用直角三角形方法作图简便,而且在必要时对应一边的刻度可以任意扩大,所以近年来应用较广。

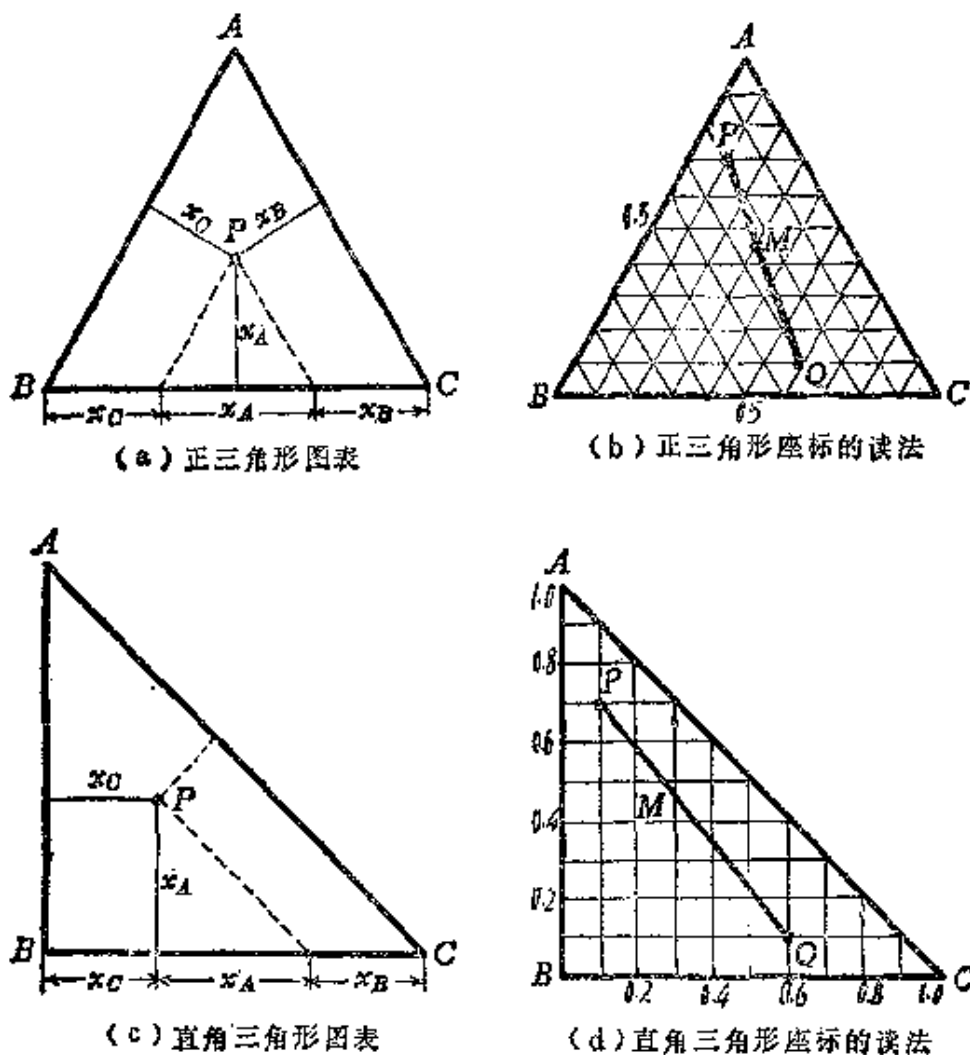


图 6-1

三角形顶点上的各组分可随意选定,但一般认为溶质A取在上方较为方便。三组分液-液平衡系统可有各种形式,其中工业上最重要的是图 6-2 所示的类型,就是A与B, A与C分别完全互溶,而B与C部分互溶。此处,曲线 R_0PE_0 是在一定温度下的相

互溶解度曲线(图 6-2)。

表 6-3 三角坐标(图 6-1)的看法

	x_A	x_C	$x_B = 1 - (x_A + x_C)$
P点	0.7	0.1	$1 - (0.7 + 0.1) = 0.2$
Q点	0.1	0.6	$1 - (0.1 + 0.6) = 0.3$
M点	0.46	0.30	$1 - (0.46 + 0.30) = 0.24$

- (注) 1. 如果组成 P 的液体和组成 Q 的液体混合, 就变成组成 M 的液体, 反之, 如果由组成 M 的液体分离出组成 P 的液体, 残液的组成就变成 Q。
2. 如果设组成 P 的液体重量为 [P], 组成 Q 的液体重量为 [Q], 则:
 $[P] : [Q] = \overline{MQ} : \overline{PM}$
3. 图 6-1 中, (b) (d) 是将 \overline{PQ} 在 M 点作 2:3 内分的情况, P 与 Q 的重量比即为 3:2, 混合液 M 的组成可以作如下计算。

$$x_A = (0.7 \times 3 + 0.1 \times 2) / 5 = 0.46$$

$$x_B = (0.2 \times 3 + 0.3 \times 2) / 5 = 0.24$$

$$x_C = (0.1 \times 3 + 0.6 \times 2) / 5 = 0.30$$

1. AB 边表示原料的组成。
2. $R_1, R_2, R_3 \dots$ 表示萃余相的组成;
 $E_1, E_2, E_3 \dots$ 表示萃取相的组成。
3. 连结线 $\overline{R_1E_1}, \overline{R_2E_2}, \overline{R_3E_3} \dots$ 表示互相平衡的两相间关系。
4. P 点称为临界点, 是萃余相和萃取相组成一致的状态。
5. 设 M 为原料加萃取剂的组成, 则

$$[R_1] : [E_1] = \overline{ME_1} : \overline{MR_1}$$

此处 [R₁], [E₁] 分别表示萃余液、萃取液的重量。

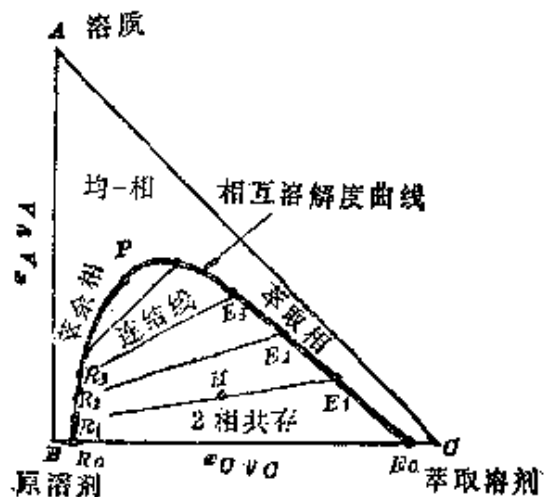


图 6-2 液-液平衡

1. 直角坐标

液-液平衡也可以用直角坐标表示,这样在比较设计计算或萃取剂的选择性时很方便。其中,按坐标的取法可有如表 6-4 所列的各种表示方式。

表 6-4 直角坐标的表示方式

	横坐标(溶质浓度)		纵坐标(溶质浓度)
分配曲线	萃余相的溶质分数 $x_A = \frac{[A]}{[A] + [B] + [C]}$		萃取相的溶质分数 $y_A = \frac{[A]}{[A] + [B] + [C]}$
选择性曲线	萃余相 $X = \frac{[A]}{[A] + [B]} = \frac{x_A}{x_A + x_B}$		萃取相 $Y = \frac{[A]}{[A] + [B]} = \frac{y_A}{y_A + y_B}$
	X, Y 是将萃取剂除外的重量比		
伽纳克 (Jancke) 线图	萃余相	$\frac{x_A}{x_A + x_B}$	$\frac{x_C}{x_A + x_B}$
	萃取相	$\frac{y_A}{y_A + y_B}$	$\frac{y_C}{y_A + y_B}$

〔注〕对萃取级数很多和带有回流的萃取操作等情况,应用伽纳克线图比较方便。

2. 连结线的内插法

要由比较少的平衡数据作任意的连结线时,有如下各种方法。

(1) 利用分配曲线*(图 6-3)可以方便地进行简单的内插,但精度差。

(2) 利用共轭线(图 6-4)由已知几条连结线的两端,引三角形任意两边的平行线,平滑地联结各交点的曲线称为共轭线,共轭线一定通过临界点。

*三角坐标的连结线如向右下方时,分配曲线就在对角线 $y = x$ 的下方,如果向右上方,就在 $y = x$ 的上方,当然临界点一定在对角线上。

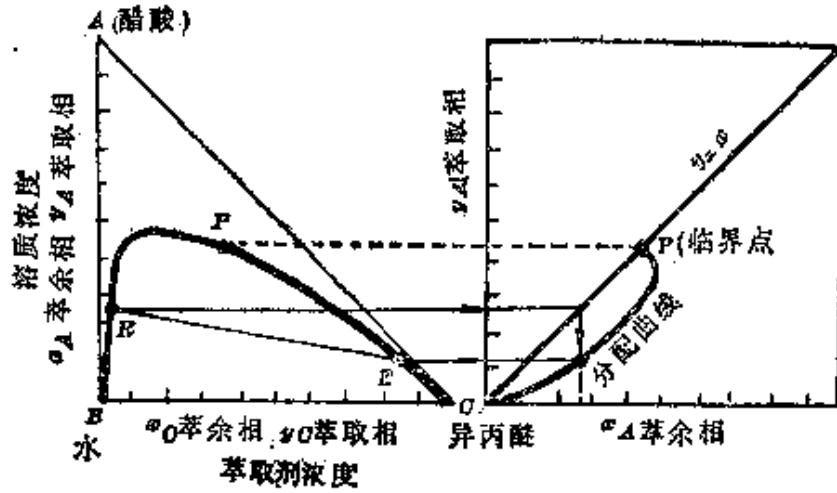


图 6-3 液-液平衡与分配曲线

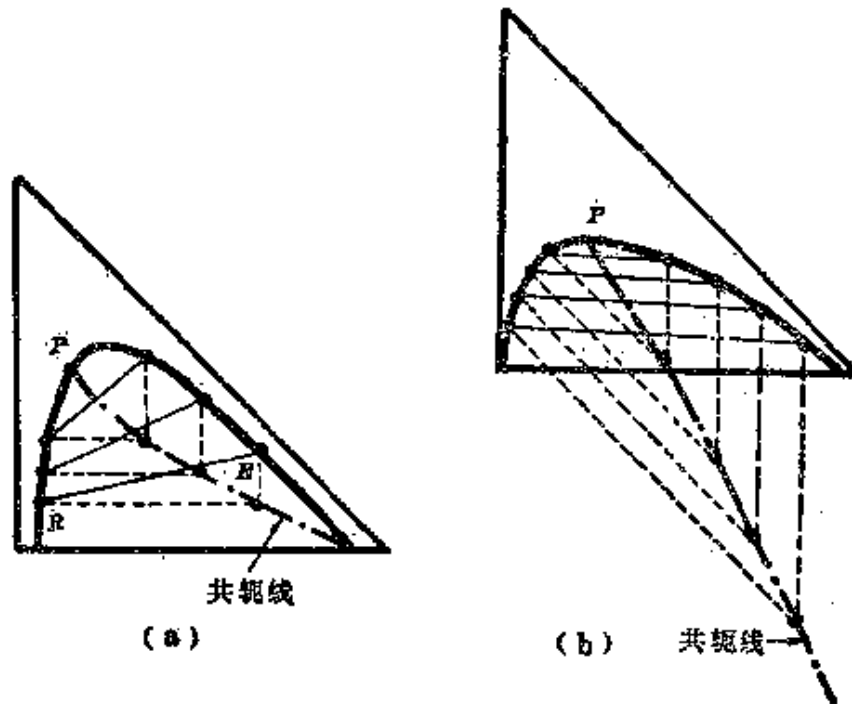


图 6-4 共轭线作法

(3) 其它 还有亨特(Hand)法, 奥斯默-托皮斯(Othmer-Tobias)法, 平田、藤田法等多种, 但各有其优缺点。

3. 分配系数 K

以直角坐标表示萃余相的溶质浓度 x_A 和萃取相的溶质浓度 y_A 的关系的曲线称为分配曲线, 其和三角坐标中连结线 RE 的关系如图 6-3 所示. 分配曲线的斜率 y_A/x_A 称为分配系数*(分配比), 一般以 K_A 表示.

$$K_A = y_A/x_A \quad (6-2)$$

根据萃取目的, 希望 y_A/x_A 的比尽可能大, 因这样可减少萃取剂的用量. 但其与分离性能无关, 即使分配系数小于 1 也能进行萃取操作.

4. 选择性** β

是溶质 A 的分配系数 K_A 和原溶剂 B 的分配系数 K_B 的比值.

$$\text{溶质: } K_A = \frac{y_A}{x_A}, \quad \text{原溶剂: } K_B = \frac{y_B}{x_B}$$

$$\beta = \frac{K_A}{K_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = \frac{\text{萃取相中 A 对 B 的比}}{\text{萃余相中 A 对 B 的比}} \quad (6-3)$$

选择性一定要大于 1, 否则就无法达到萃取的目的. β 越大分离程度越好, 萃取次数(萃取用塔板数)越少. 但因萃取剂用量不是根据 β 决定的, 故须兼顾分配系数来选择萃取剂.

* 分配系数相当于蒸馏中的平衡系数(平衡比)或挥发度, x 、 y 取不同浓度表示时面其他各异. 对于浓度有重量分数, 分子分数, 萃取剂除外的重量比 $(x_A/(x_A + x_B), y_A/(y_A + y_B))$, kmol/m^3 , g/l 等各种表示方法.

在稀浓度范围内, 有时分配曲线几乎成直线, 取 y_A/x_A 的比为定值, 此时认为符合分配定律.

** 相当于蒸馏中的相对挥发度 α , 选择性大的萃取剂分配系数不一定也大, 一般在溶质浓度低的范围内选择性大, 在临界点 $\beta = 1$.

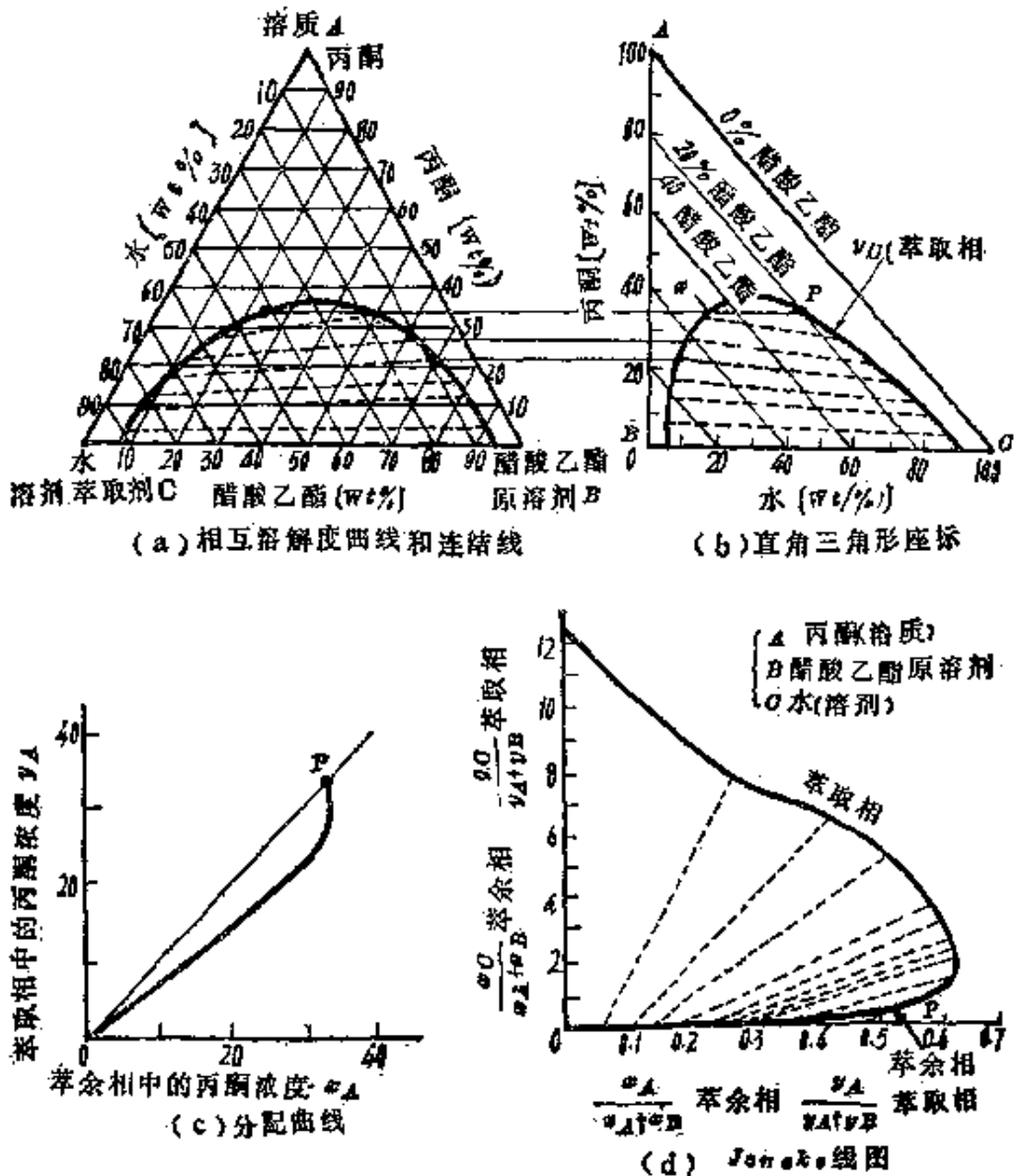


图 6-5 丙酮-水-醋酸酯系(30℃)的线图

二、萃取操作的物料衡算

萃取操作大致区分为：

- (1) 1次萃取(单级萃取) 在槽内搅拌后,静置、分离萃取液和萃余液(间歇式)。
- (2) 多级萃取(平流多级萃取) 将萃取剂分成几份,反复进行单级萃取,即每次用新的萃取剂来处理萃余液。

(3) 逆流萃取 (逆流多级萃取) 将数个萃取槽串联或采用

萃取塔, 使原料和萃取剂逆流 (连续式) 操作。

上述操作都有原溶剂与萃取剂几乎不互溶及部分互溶的情况, 前者的物料衡算关系比较简单。

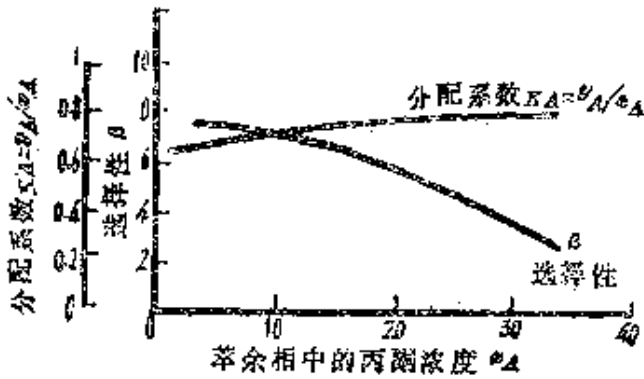


图 6-6 分配系数与选择性

1. 原溶剂 B 和萃取剂 C 几乎不互溶的场合

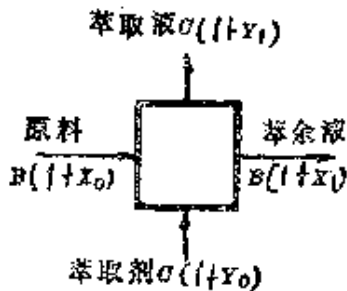
因为萃取相和萃余相都仅有两个组分, 因此溶质 A 的浓度用重量比 X 、 Y 表示比用重量分数 x 、 y 表示更为方便。

萃余相 $X = \frac{x_A}{x_B}$ [kg 溶质/kg 原溶剂]

萃取相 $Y = \frac{y_A}{y_C}$ [kg 溶质/kg 萃取剂]

(1) 1 次萃取 (单级萃取) 今以图 6-7 为例, 设溶质为 A [kg], 原溶剂为 B [kg], 萃取剂为 C [kg], 则原料中的溶质浓度 (重量比) 就成为 $X_0 = A/B$, 再设溶剂中的溶质浓度为 Y_0 (如果为纯溶剂, 则 $Y_0 = 0$), 就有如下关系。

原料 $F = B + A = B(1 + X_0)$ [kg]



萃取率 = 转移至萃取液中的溶质量 / 溶质总量
 萃余率 = 残留在萃余液中的溶质量 / 溶质总量
 萃取因子: $J = m \cdot \frac{C}{B}$ 其中 m 称为分配系数

图 6-7 单级萃取的物料衡算

若平衡后萃余相的浓度为 X_1 , 萃取相的浓度为 Y_1 (图 6-7), 则得如下关系

总物料衡算

$$B(1 + X_0) + C(1 + Y_0) = B(1 + X_1) + C(1 + Y_1) \quad (6-4)$$

溶质物料衡算

$$BX_0 + CY_0 = BX_1 + CY_1 \quad (6-5)$$

$$\therefore \frac{Y_1 - Y_0}{X_1 - X_0} = -\frac{B}{C} \quad (6-6)$$

或
$$Y_1 - Y_0 = -\frac{B}{C}(X_1 - X_0) \quad (6-6-1)$$

在图 6-8 中, 自 P 点 (X_0, Y_0) 引斜率为 $(-B/C)$ 的直线 (操作线), 求得与平衡曲线的交点 Q , 则由坐标 X_1, Y_1 就可确知萃取后的浓度。若开始的萃取剂已含有 Y_0 溶质时, 则自 P' 点 (X_0, Y_0) 引一斜率为 $(-B/C)$ 的直线即可。

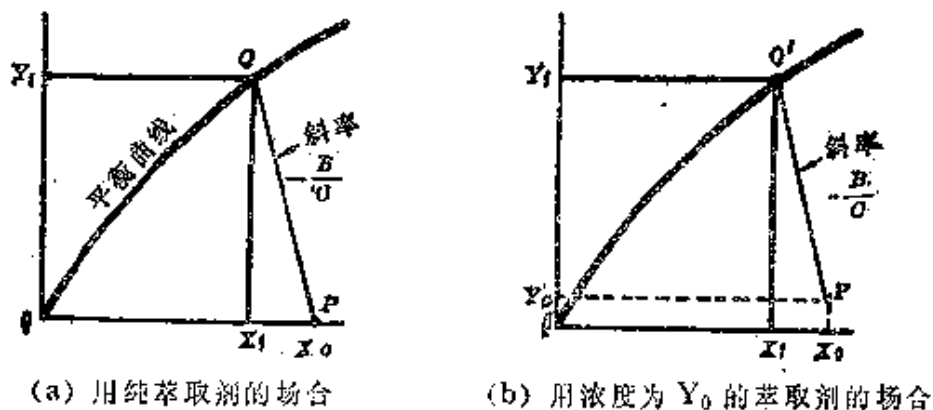


图 6-8 单级萃取的操作线

特别对符合分配定律的系统, 若有式 $Y = mX$ 时, 则可不必要作图而根据式 (6-7) 进行计算。

$$\left. \begin{aligned} X_1 &= \frac{BX_0 + CY_0}{B + mC} \\ Y_1 &= mX_1 \end{aligned} \right\} \quad (6-7)$$

对纯净的萃取剂，则有 $Y_0 = 0$

(2) 多级萃取(平流多级萃取) 在图 6-9 中，每级都应用纯萃取剂 ($Y_0 = 0$)，今设每级萃取剂用量为 C_1, C_2, \dots, C_n ，则可得下列关系式。

$$\frac{Y_1}{X_1 - X_0} = -\frac{B}{C_1}, \quad \frac{Y_2}{X_2 - X_1} = -\frac{B}{C_2}, \dots \quad (6-8)$$

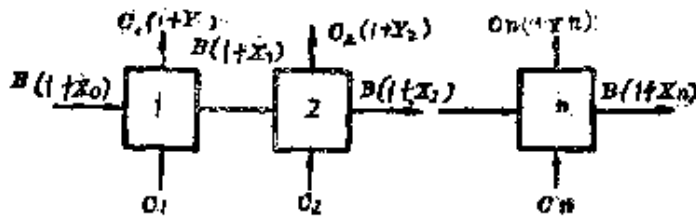


图 6-9 多级萃取的物料衡算

如图 6-10 由 X_0, X_1, \dots 作上式斜率的直线(操作线)，求得与平衡曲线的交点，则各级萃取相、萃余相的浓度就可读出。将全部萃取剂等分，每级用量均为 C 时，各操作线就互相平行。

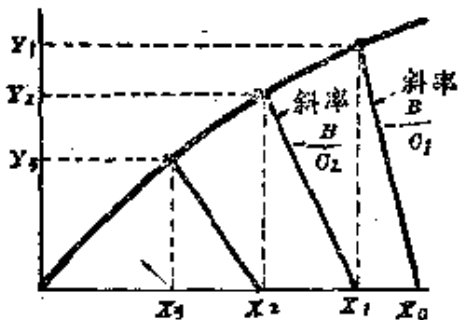


图 6-10 确定多级萃取的级数

对符合分配定律 $Y = mX$ 的系统，同样可以不用作图而由下式进行计算(其中，设定每级都用等量 C 的萃取剂)。

$$X_1 = \left(\frac{B}{B + mC} \right) X_0$$

$$X_2 = \left(\frac{B}{B + mC} \right)^2 X_0$$

经 n 级萃取后的萃余率为

$$\frac{X_n}{X_0} = \left(\frac{B}{B + mC} \right)^n \quad (6-9)$$

萃取所需要的级数为

$$n = \frac{\log \left(\frac{X_n}{X_0} \right)}{\log \left(\frac{B}{B + mC} \right)} \quad (6-10)$$

在符合分配律的场合,每次用等量萃取剂的方法是很有效的,但要注意 n 过大,对萃取效果的提高就不太显著了。

(3) 逆流萃取(逆流多级萃取) 若考虑图 6-11 中任意的第 n 级前的总物料衡算,则有式(6-11)所示的关系。

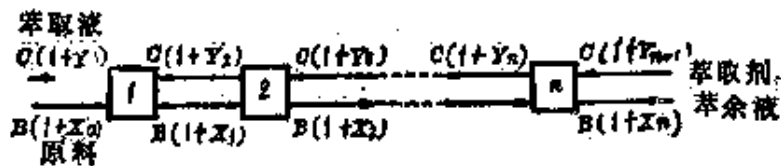


图 6-11 逆流多级萃取的物料衡算

$$B(1 + X_0) + C(1 + Y_{n+1}) = B(1 + X_n) + C(1 + Y_1) \quad (6-11)$$

如考虑溶质的物料衡算,其式如(6-12)。

$$BX_0 + CY_{n+1} = BX_n + CY_1 \quad (6-12)$$

$$\therefore \frac{Y_1 - Y_{n+1}}{X_0 - X_n} = \frac{B}{C} \quad (6-13)$$

$$\text{或} \quad Y_{n+1} = \frac{B}{C} X_n + \left(Y_1 - \frac{B}{C} X_0 \right) \text{ [操作线]} \quad (6-13-1)$$

现若给出 B, C, Y_1, X_0 (图 6-12), 上式即成 Y_{n+1} 对 X_n 的一次方程式,可以由 (X_n, Y_{n+1}) 或 (X_0, Y_1) 所引的斜率为 B/C 的直线 \overline{PQ} 表示。由此,可以根据图 6-12 那样的作图法,求出萃取

的级数。

当然用纯萃取剂时 $Y_{n+1} = 0$ ，而最小溶剂量可由直线 $\overline{Q1}$ 的斜率 B/C_{min} 给出。

例 6-1 在 20°C 时用煤油萃取含尼古丁 1% (重量) 的水溶液，水和煤油作为几乎不互溶。求以下 (1)、(2)、(3) 项的值。

(1) 用煤油 150 kg 萃取 100 kg 原液时，在单级萃取情况下的萃取率。

(2) 每次用 50 kg 煤油进行三级萃取时的萃取率。

(3) 原液以 1000 kg/hr 的流率，用煤油进行连续逆流萃取，使尼古丁含量达 0.1% 时萃取剂的最小用量，以及萃取剂用量为 1150 kg/hr 流率时的理论级数。

此系统在 20°C 时的平衡数据如下：

X (kg 尼古丁/kg 水)	Y (kg 尼古丁/kg 灯油)	$m = Y/X$
0	0	
0.001011	0.000807	0.7982
0.00246	0.001951	0.7972
0.00502	0.00456	0.9084
0.00751	0.00686	0.9134
0.00998	0.00913	0.9148
0.0204	0.01870	0.9166

解 设尼古丁(溶质)为 A ，水(原溶剂)为 B ，煤油(萃取剂)为 C ，求法如下：

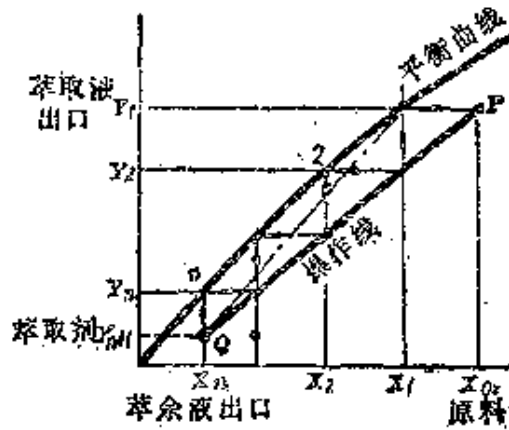


图 6-12 确定逆流多级萃取的级数

因原料浓度 x_A 为 0.01, 故

$$X_D = \frac{x_A}{x_B} = \frac{0.01}{1-0.01} = 0.0101 \text{ kg 尼古丁/kg 水}$$

或
$$X_0 = \frac{A}{B} = \frac{1}{99} = 0.0101$$

(1) $F = 100 \text{ kg}, \quad A = 100 \times 0.01 = 1 \text{ kg},$
 $B = 100 \times 0.99 = 99 \text{ kg}, \quad C = 150 \text{ kg}.$

用平衡数据作图, 可得如图 6-13(a) 所示的平衡曲线(几乎接近于直线), 操作线的斜率为

$$-\frac{B}{C} = -\frac{99}{150} = -0.66$$

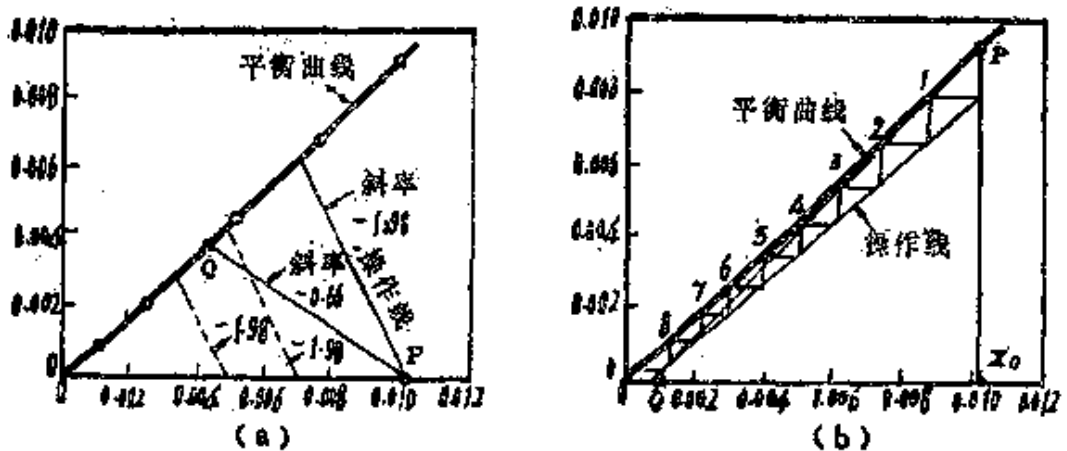


图 6-13 (例 6-1) 图解

由 $P(X_0 = 0.0101, Y_0 = 0)$ 引斜率为 -0.66 的直线, 读出与平衡曲线的交点 Q 的坐标是 $X_1 = 0.00425, Y_1 = 0.00380$ 。

萃取率

$$\frac{BX_1}{BX_0} = \frac{99 \times 0.00425}{99 \times 0.0101} = \frac{0.4208}{1} \approx 0.421 = 42.1\%$$

萃取率

$$\frac{B(X_0 - X_1)}{BX_0} = \frac{99(0.0101 - 0.00425)}{1} \approx 0.579 = 57.9\%$$

(2) 因为每次用等量的萃取剂, 所以各操作线平行, 此时 $C = 150/3 = 50\text{kg}$, 斜率 $-B/C = -99/50 = -1.98$, 根据作图 (图 6-13) $X_3 = 0.0034$, 所以萃取率为

$$\begin{aligned} \frac{B(X_0 - X_3)}{BX_0} &= \frac{99(0.0101 - 0.0034)}{1} \\ &= 0.663 = 66.3\% \end{aligned}$$

(3) 由 $F = 1000\text{kg/hr}$, $B = 1000(1 - 0.01) = 990\text{kg/hr}$, 萃余液浓度 $x_n = 0.001$, 可得

$$X_n = \frac{0.001}{1 - 0.001} = 0.001001\text{kg 尼古丁/kg 水}$$

于图 6-13(b) 中求出 $Q(X_n = 0.001001, Y_{n+1} = 0)$, 最小萃取剂量可由 P 点坐标 ($X_0 = 0.0101, Y_1 = 0.0093$) 表示, 通过连接 Q 点与 P 点的斜率求得下式,

$$-\frac{B}{C_{\min}} = \frac{Y_1 - Y_{n+1}}{X_0 - X_n} = \frac{0.0093 - 0}{0.0101 - 0.001001} = 1.021$$

$$\therefore C_{\min} = \frac{990}{1.021} = 969\text{kg(萃取剂)/hr}$$

当 $C = 1150\text{kg/hr}$ 时, 则有

$$\frac{B}{C} = \frac{990}{1150} = 0.86$$

操作线为

$$\frac{Y_1 - Y_{n+1}}{X_0 - X_n} = 0.86$$

$$\therefore Y_1 = 0.86 \times (0.0101 - 0.001001) = 0.00782$$

根据作图(图 6-13(b))得理论级数约为 8.3 级(实际操作要考虑级效率)。

2. 原溶剂 B 和萃取剂 C 部分互溶的场合

在实际进行的萃取操作中,原溶剂 B 和萃取剂 C 间有一定互溶性的情况是不少的,对这种系统不宜用 $X-Y$ 坐标,必须用三角坐标的图解法。

(1) 单级萃取 在图 6-14 中,原料 F 中加纯萃取剂 C 组成为 M 的混合液。

量的关系 $[F]/[C] = \overline{MC}/\overline{FM}$

通过 M 点引连结线 RE, 平衡后 M 分为两相 R 和 E。

量的关系为 $[R]/[E] = \overline{ME}/\overline{RM}$

此处, $[M] = [F] + [C] = [R] + [E]$

在图 6-14 中,自 R, E 中回收萃取剂后的状态(制品的组成)分别是 R' , E' 。为使萃取液中溶质浓度达到最大值 E'_0 ,可由 C 引溶解度曲线的切线,求通过切点 E_0 的连结线 $\overline{R_0E_0}$,再从其与

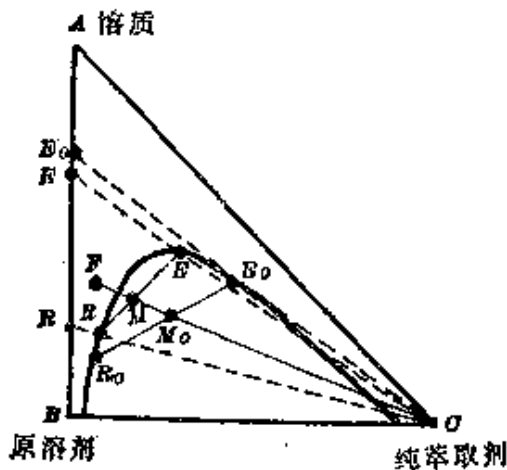


图 6-14 单级萃取的图解法

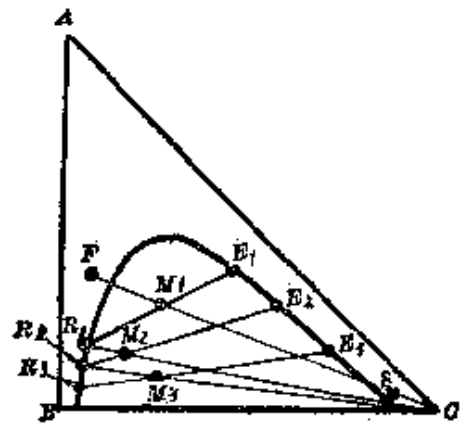


图 6-15 多级萃取的图解法

〔注〕 在利用三角坐标求切线有困难时,利用 Janecke 线图(图 6-5d)较方便。在开始不是用纯溶剂而用多少含一些溶质的萃取剂 S 时,只需用接近 C 点的 S 点代换 C 点即可。

原料线 \overline{FC} 的交点求出所需萃取剂的用量。

$$[F]/[C] = \overline{M_0C}/\overline{FM_0}$$

(2) 多级萃取 如图 6-15 所示, 反复进行与一次萃取同样的作图法。第二次萃取用前一级的萃余液组成 R_1 代替原料 F 作为原料, 与 C 点连接, 从量的关系求 M_2 , 通过 M_2 引连结线 $\overline{R_2E_2}$ 。

$$[R_1]:[C] = \overline{M_2C}:\overline{R_1M_2}$$

$$[R_2]:[E_2] = \overline{M_2E_2}:\overline{R_2M_2}$$

以下按同样方法一直继续到萃余液达到所希望的浓度为止。

〔注〕 如果萃取剂开始含少量溶质, 则用其组成 S 点代替 C 点。

(3) 逆流萃取 在如图 6-16 所示的逆流萃取中, 若萃取剂的组成为 S 〔图 6-17(a)〕 (如为纯溶剂就为 C 点), 则有总物料衡算

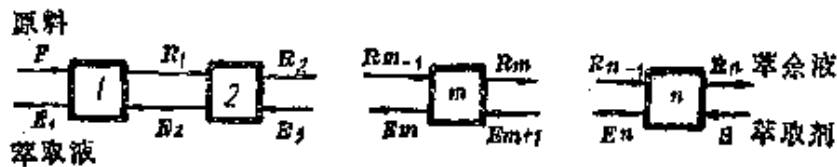


图 6-16 逆流多级萃取

$$F + S = R_n + E_1 = M$$

$$F - E_1 = R_1 - E_2 = \dots = R_m - E_{m+1}$$

$$= R_{m-1} - E_m = R_n - S = 0 \quad (6-14)$$

溶质的物料衡算

$$F x_F - E_1 y_1 = R_1 x_1 - E_2 y_2 \dots = R_m x_m - E_{m+1} y_{m+1}$$

$$= R_{m-1} x_{m-1} - E_m y_m = R_n x_n - S y_S \quad (6-15)$$

根据以上关系, $\overline{FE_1}$, $\overline{R_1E_2}$, …… $\overline{R_{m-1}E_m}$, $\overline{R_nS}$ 等集中于一点 O (图 6-17(a)), 称此 O 点为操作点, 若已知 O 点, 则可由任意的 R_{m-1} 求出 E_m , 进而再由 E_m 按连结线求 R_m 。

〈参 考〉 1. 作图的顺序

- (1) 由原料 F 与萃取剂 S 的重量比和组成, 在原料线 \overline{FS} 上决定 M 点(根据物料衡算)。
- (2) 连接预定的萃余液组成 R_n 和 M , 求得溶解度曲线上的 E_1 。
- (3) 由 $\overline{FE_1}$ 和 $\overline{R_nS}$ 的交点, 求出操作点 O 。
- (4) 根据连结线自 E_1 求 R_1 。
- (5) 连接操作点 O 与 R_1 , 求溶解度曲线上的 E_2 。作通过 E_2 的连结线求出 R_2 。

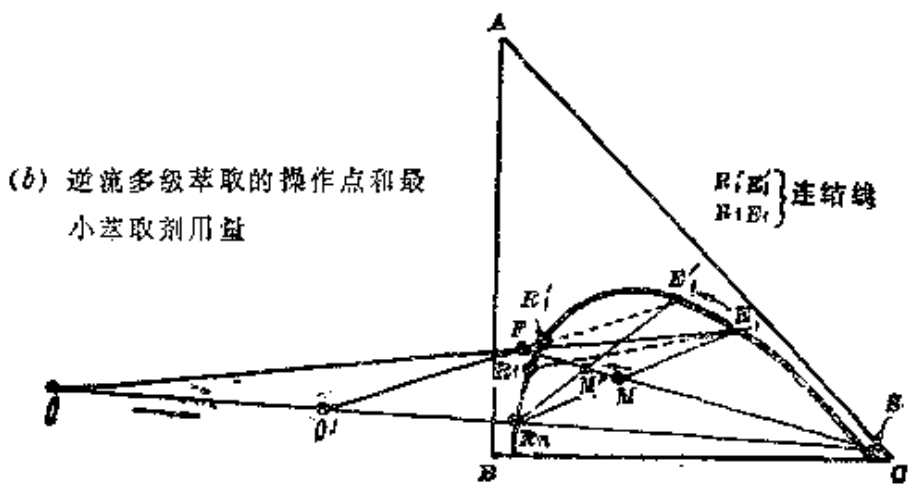
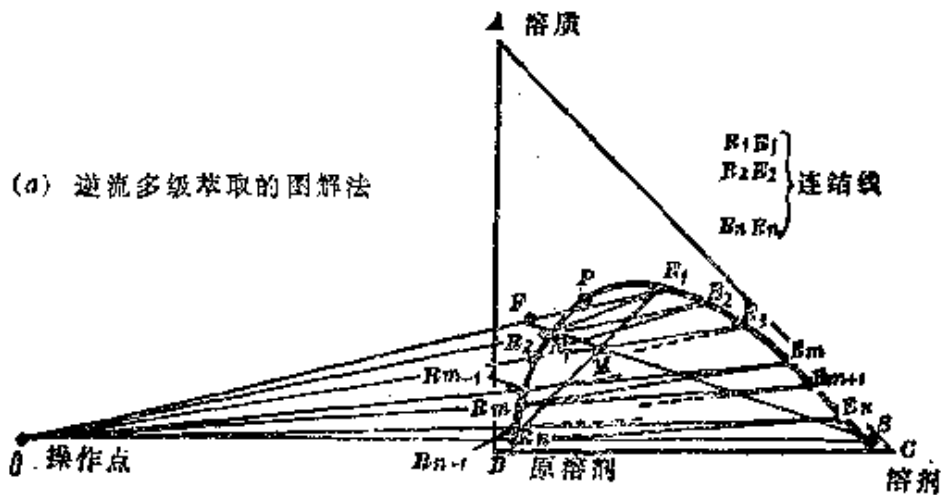


图 6-17

(6) 以下按同样方法进行 $E_2 \rightarrow R_2 \rightarrow E_3 \rightarrow R_3$ 作图。

各级 R、E 的量，由物料衡算求得，在级数较多时，同时并用 $x-y$ 坐标就比较方便。

2. 操作点位置与最小萃取剂用量[图 6-17(b)] 操作点 O 的位置根据 F、S 的重量比或 E_1, R_n 的值可位于三角形的左侧或右侧，而且也有成无限远的。

操作点位于三角形左侧的场合，萃取剂用量一减少，M 点[图 6-17(b)] 就接近 F 点，比如，成为 M' 点， $R_n \overline{M'}$ 线延长所得的 E_1' 点，在 E_1 点上面，因此，操作点 O 成了 $\overline{FE_1'}$ 延长线上的 O' 点，靠近了三角形(但是，如在右侧时，情况相反)。操作点接近时，最终会使 $\overline{O'R_n}$ 线的斜率与某一连结线的斜率相同，作图时无法越过此线，萃取级数成为无限大，由此时的 M' 点可定出最小萃取剂用量。

实际的萃取操作，操作点必须取比此极限点 O' 远的点(在右侧的场合必须取比极限点近的点)。在求取最小萃取剂用量时，如图 6-17(b) 所示，通常引过 F 的连结线 $\overline{R_1'E_1'}$ ，由 $\overline{R_nE_1'}$ 与 \overline{FS} 的交点 M' 的坐标计算 S 的用量。

例 6-2 在每次用 40 kg 异丙醚，于 20℃ 三次萃取浓度为 30% 的醋酸水溶液 100 kg 中的醋酸时，计算下列各值。

(1) 各级的液量与组成。

(2) 用单级萃取，要获得同样的萃余液浓度时所需的萃取剂用量。

此系统在 20℃ 时的平衡数据(单位为重量百分数)列于下表。

水 相 (萃 余 液)			醚 相 (萃 取 液)		
醋 酸 x_A	水 x_B	异 丙 醚 x_C	醋 酸 y_A	水 y_B	异 丙 醚 y_C
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.30	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.50	71.1	3.4	11.40	3.9	84.7
36.70	58.9	4.4	21.60	6.9	71.5
44.30	45.1	10.6	31.10	10.8	58.1
45.40	37.1	16.5	36.20	15.1	48.7
43.20	24.0	32.8	43.20	24.0	32.8

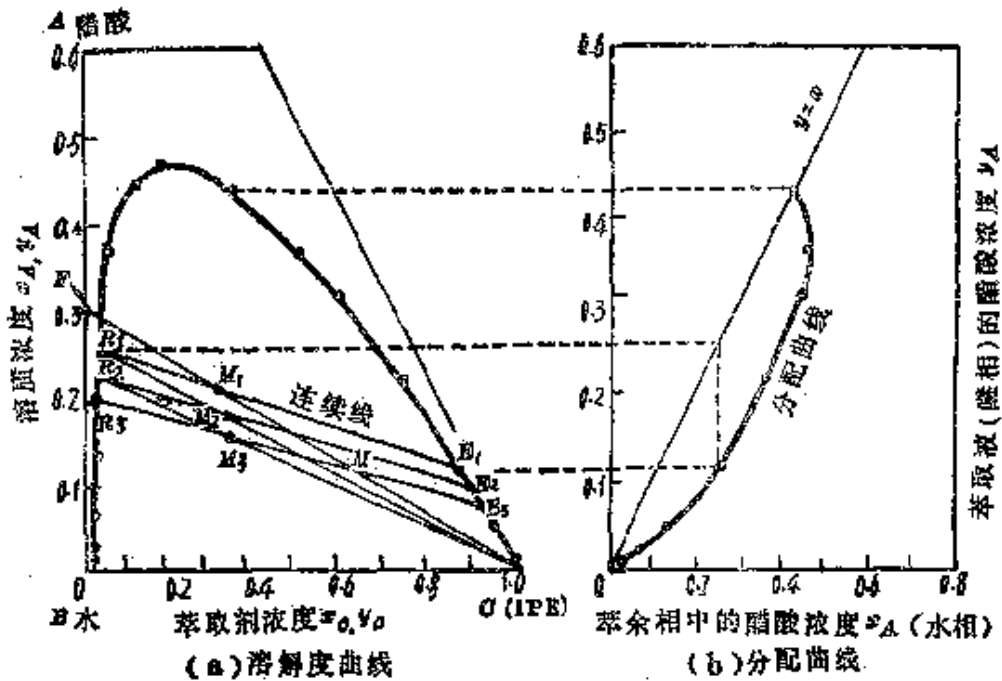


图 6-18 [例 6-2] 图解

解 (1) 根据平衡数据作出相互溶解度曲线及分配曲线如图 6-18 所示。并对本例中必要的范围(醋酸浓度到 30%)作放大标绘。

(第一级萃取)

$$F = 100\text{kg}, x_F = 0.30, S_1 = C_1 = 40\text{kg}(\text{纯萃取剂})$$

总物料衡算

$$M_1 = F + S_1 = 100 + 40 = 140\text{kg}$$

$$F x_F + S_1 y_s = M_1 x_{M1}$$

本例中因为是纯萃取剂, 故取 $y_s = 0$ 。

溶质物料衡算

$$100 \times 0.30 = 140 x_{M1}$$

$$\therefore x_{M_1} = 0.214$$

在原料线 FC (图 6-18a) 上取 M_1 点, 利用分配曲线 (图 6-18b) 引过 M_1 的连结线 $\overline{R_1 E_1}$, 读出 R_1 和 E_1 的浓度:

$$x_1 = 0.258 \quad y_1 = 0.117$$

$$E_1 y_1 + R_1 x_1 = M_1 x_{M_1} \quad E_1 + R_1 = M_1$$

$$\begin{aligned} \therefore E_1 &= \frac{M_1 \times (x_{M_1} - x_1)}{y_1 - x_1} \\ &= \frac{140 \times (0.214 - 0.258)}{0.117 - 0.258} = 43.6 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$R_1 = M_1 - E_1 = 140 - 43.6 = 96.4 \text{ kg}$$

(第二级萃取)

$$S_2 = C_2 = 40 \text{ kg}$$

$$M_2 = R_1 + C_2 = 96.4 + 40 = 136.4 \text{ kg}$$

$$96.4 \times 0.258 = 136.4 x_{M_2}$$

$$\therefore x_{M_2} = 0.1822$$

在 $\overline{R_1 C}$ 上取 M_2 点, 引通过 M_2 的连结线 $\overline{R_2 E_2}$

$$x_2 = 0.227 \quad y_2 = 0.095$$

$$\begin{aligned} E_2 &= \frac{M_2 (x_{M_2} - x_2)}{y_2 - x_2} \\ &= \frac{136.4 \times (0.182 - 0.227)}{0.095 - 0.227} = 46.3 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$R_2 = M_2 - E_2 = 136.4 - 46.3 = 90.1 \text{ kg}$$

(第三级萃取)

$$\text{同样, } S_3 = C_3 = 40\text{kg} \quad M_3 = 130.1\text{kg} \quad x_{M_3} = 0.1572$$

$$x_3 = 0.20 \quad y_3 = 0.078 \quad E_3 = 45.7\text{kg} \quad R_3 = 84.4\text{kg}$$

最终萃余液的醋酸含量为

$$R_3 x_3 = 84.4 \times 0.20 = 16.88\text{kg}$$

萃取液总和

$$E_1 + E_2 + E_3 = 43.6 + 46.3 + 45.7 = 135.6\text{kg}$$

醋酸的总萃出量为

$$E_1 y_1 + E_2 y_2 + E_3 y_3 = 13.12\text{kg}$$

(2) 由单级萃取要使萃余液浓度为 $x = 0.20$ 时, 在图 6-18(a) 中读出连结线 $\overline{R_3 E_3}$ 与原料线 \overline{FC} 的交点 M 的坐标 ($x_M = 0.12$).

必要的萃取剂量为

$$F x_F + S y_S = M x_M \quad F + S = M$$

本例中因为用纯萃取剂 $y_1 = 0$

$$\therefore S = \frac{F(x_F - x_M)}{x_M - y_1} = \frac{100 \times (0.30 - 0.12)}{0.12 - 0} = 150\text{kg}$$

§ 6-2 萃取设备

在化学工业中经常使用的液-液萃取设备, 如表 6-5、表 6-6 所示。

表 6-5 液-液 萃 取 设 备

	形 式	优 点	缺 点	
非 搅 拌 型	微 分 { 喷雾塔(spray)	① 结构简单 ② 制造费用低 ③ 清扫容易 ④ 故障少	① 效率低 ② 萃取速度慢	
	接 { 隔板(baffle)塔 (折流板塔)	① 适用范围广 ② 适于工业性操作	效率低	
	触 { 填 料 塔	① 结构简单 ② 耐蚀性能良好	① 效率低 ② 不适于含固体的液体	
	型 { 阶梯接触	多 孔 板 塔 (孔 板 塔)	① 效率比较高 ② 每单位面积处理量大	操作条件的范围狭窄
		池 罩 塔		效率低
搅 拌 型	立式混合-沉降型 { 内藏式 混合器-内藏式 沉降器-内藏式	① 对界面阻力大的情况有利 ② 安装面积小	① 容量大的塔高大,消耗动力大 ② 处理量比非搅拌型为小	
	卧式混合-沉降型 { 搅拌槽式 泵式 流动混合式 离心分离式	① 适于大量操作 ② 液量比不受限制 ③ 对界面阻力大的场合有利	① 安装面积大 ② 需要动力大	
	脉冲-振动塔 { 多孔板塔 喷雾塔 填料塔	① 操作,控制容易 ② 运转条件范围广 ③ 效率良好 ④ 液泛、构流危险少	① 易乳化 ② 容易发生返混和气泡	
	离心分离型 { 卧式 立式 【注】有著名的RDC, RCC, Mixco 塔等	① 效率高 ② 混合、分离完全 ③ 需要时间少 ④ 设备紧凑 ⑤ 处理量大 ⑥ 对易乳化、界面阻力大的物料有利	① 设备复杂 ② 价格高 ③ 易磨损	
	其它形式 { 旋转圆筒式 旋转圆盘式	Sheibel, Shoneborn, Bottaro, othmer 等		

〔注〕非搅拌型处理量一增大,装置将相当庞大,不适于两液体比重差小的系统及高粘度液体。

表 6-6 液-液萃取设备的选择标准

条 件	合 适 的 设 备 顺 序	
几乎不消耗动力的场合	1 级 操 作 数 级 操 作 多 级 操 作	喷 雾 塔 鼓 泡 塔 ① 多 孔 板 塔 ② 填 料 塔
消耗相当动力的场合 (数级操作)	一般在污垢多时	① 旋转搅拌塔(易乳 化系统) ② 离心机(液量比大 的系统)
	污垢少, 滞留时间短, 占空间小时	① 离 心 机 ② 旋 转 搅 拌 塔
消耗动力多的场合	多 级 操 作	离 心 机
	1~2 级 操 作	混 合 器-沉 降 器
液 量 比 大 的 场 合		① 多 孔 板 塔 ② 混 合 器-沉 降 器
易 乳 化 系 统	污 垢 多 时	离 心 机
没有设计资料的场合		混 合 器-沉 降 器

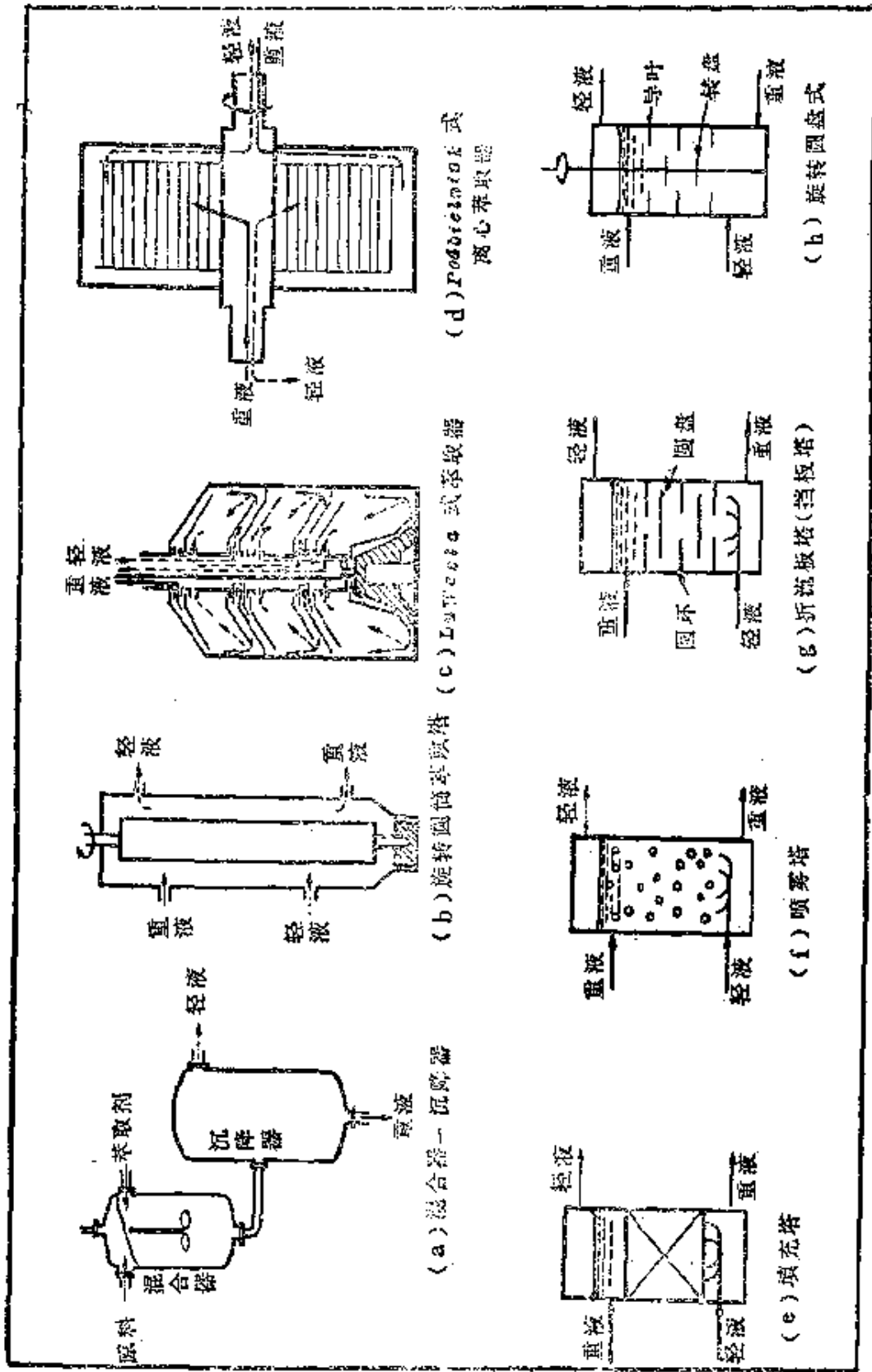


图 6-19 各种萃取装置

第七章 调 湿

在纤维、制药等工厂，保持室内温度与湿度恒定是很有必要的，因此，应该随着大气状态的变化而不断进行调节。这种调节空气湿度与温度的操作称为调湿，也称为空气调节。将含有水分的多孔性固体与热风接触时，固体内部的水分就向固体表面传递（固相内传质），接着，表面的水分就蒸发而在热风中散逸掉（气相内传质）。因此，用加热方法除去固体材料中水分的干燥等单元操作，除传质外还同时进行传热过程。这种传质的起因并不限于浓度差的存在，多孔性固体中水分的传递，还起因于外界压力和毛细管现象的作用，而仅由浓度差所引起的物质传递称为分子扩散。

§ 7-1 湿 度

湿度除了用绝对湿度，即相当于 1kg 干空气中所含的水蒸气量[kg]表示外，还有饱和湿度、比较湿度和关系湿度等几种表示方法(表 7-1)。

一、湿 度 图

图 7-1 中所使用的符号见表 7-2。

1. 等湿球温度线方程式

$$p_w - p = \frac{h}{\lambda_w k_a} (t - t_w) \quad (7-1)$$

表 7-1

(π) 湿度的术语

绝对湿度 H	饱和湿度 H_s	比较湿度 ψ	关系湿度 r
以 1kg 干空气中所含水蒸气量表示 $H = \frac{18}{29} \cdot \frac{p}{760 - p}$ $= 0.621 \left(\frac{p}{760 - p} \right)$ [kg H ₂ O/kg 干空气] 此处 p (mmHg) 为水蒸气分压, 总压为 1atm	以水蒸气饱和了的空气的绝对湿度表示 $H_s = 0.621 \left(\frac{p_s}{760 - p_s} \right)$ 此处, p_s 为该温度时的饱和水蒸气压 (mmHg)	也称饱和度 $\psi = 100 \left(\frac{H}{H_s} \right)$ [%]	也称相对湿度 $r = 100 \times \frac{p}{p_s}$ [%] 此处 ψ 与 r 间有下列关系 $\psi = r \left(\frac{\pi - p_s}{\pi - p} \right)$ $\psi < r$, π 为总压

[注] 1. 如取水的分子量为 18.02, 空气的平均分子量为 28.96, 则绝对湿度的系数为 18.02/28.96 = 0.622

如以 p (atm) 表示水蒸气分压时, $H = 0.621 \left(\frac{p}{1 - p} \right)$

总压为 π 时, $H = 0.621 \left(\frac{p}{\pi - p} \right)$

2. 摩尔湿度 $H_m = \frac{p}{\pi - p}$

这种方法在考察工业用气体时比较方便, H 还可用下式表示

$$H = \frac{M_v}{M_g} \cdot \frac{p}{\pi - p} = \frac{M_v}{M_g} \cdot H_m$$

式中: M_g —气体分子量, M_v —蒸气分子量

3. 气象学与日常生活中所用的湿度指出的是相对湿度 r .

4. 湿空气冷却时, 空气中的水蒸气呈饱和状态时的温度, 称为露点, 这时的水蒸气分压与露点 t_D 的饱和水蒸气压相等。

(b) 其它术语

湿 比 热 C_H	饱和比热 C_S	湿 比 容 v_H	饱和比容 v_S
表示 1kg 干空气与其中所含的水蒸气温度升高 1℃ 时所需的热量 $C_H = 0.24 + 0.46H$ (kcal/kg 干空气 · °C)	饱和空气的比热, 以下式表示之 $C_S = 0.24 + 0.45H_H$	表示 1kg 干空气与其中所含的水蒸气在 1atm, t(°C) 时的体积 $v_H = 22.4 \times \left(\frac{1}{29} + \frac{H}{18} \right) \times \left(\frac{273+t}{273} \right)$ (m ³ /kg 干空气)	即饱和空气的体积, 以下式表示 $v_S = 22.4 \times \left(\frac{1}{29} + \frac{H_H}{18} \right) \times \left(\frac{273+t}{273} \right)$
饱和比容 v_S	湿 焓 i_H	饱和焓 i_S	湿 焓 i_H
即饱和空气的体积, 以下式表示 $v_S = 22.4 \times \left(\frac{1}{29} + \frac{H_H}{18} \right) \times \left(\frac{273+t}{273} \right)$	1kg 干空气与其中所含的水蒸气所具有的焓 $i_H = 0.24t + (597 + 0.45t)H$ $= C_H \cdot t + \lambda_0 H$ (kcal/kg 干空气)	即饱和空气的焓, 以下式表示 $i_S = 0.24t + (597 + 0.45t)H_S$	1kg 干空气与其中所含的水蒸气所具有的焓 $i_H = 0.24t + (597 + 0.45t)H$ $= C_H \cdot t + \lambda_0 H$ (kcal/kg 干空气)

(注) 1. C_H 与 C_S 式中的系数 0.24 为 0~120℃ 间干空气的平均比热 [kcal/kg · °C], 0.45 为 0~120℃ 间水蒸气的平均比热 [kcal/kg · °C]

2. 湿比容的算式中, 假定气体是理想气体。

3. i_H 式中的 λ_0 为 0℃ 时水的蒸发潜热 [kcal/kg], 其值为 597。这个数值以往很多书中均采用 595, 如在水蒸气表中则可查得为 597.1。

表 7-2 本章所用的符号

符 号	内 容	〔单 位〕
t	空气的干球温度(°C)	
t_w	此空气的湿球温度(°C)	
p, H	空气中水蒸气分压(mmHg)及绝对湿度(kg H ₂ O/kg 干空气)	
p_w, H_w	温度 t_w 时的饱和水蒸气压(mmHg)和饱和湿度	
λ_w	温度 t_w 时水的汽化潜热	
h	水滴表面的传热膜系数(kcal/m ² ·hr·°C)	
k_G, k_H	从水滴到大气的传质系数(kg/m ² ·hr·mmHg)或(kg/m ² ·hr·ΔH)	
$\frac{h}{\lambda_w k}$	根据实验测定约为 0.5mmHg/°C	
$\frac{h}{k_G}, \frac{h}{k_H}$	湿球系数(对于水-空气体系 $h/k_H \approx 0.26$, 近似为常数)	
H, t	空气的绝对湿度及温度(°C)	
t_s	空气的绝热饱和温度(°C)	
H_s	温度为 t_s 时的饱和湿度(kg H ₂ O/kg 干空气)	
λ_s	温度为 t_s 时水的汽化潜热(kcal/kg)	
C_H	温度为 t , 湿度为 H 时空气的湿比热(kcal/kg 干空气·°C)	

$$H_w - H \approx \frac{h}{\lambda_w k_H} (t - t_w) \quad (7-2)$$

但此式在推导时忽略了热辐射的影响。湿球温度 t_w 通常比露点 t_D 高。

2. 绝热饱和线(绝热冷却线)方程

$$H_s - H = \frac{C_H}{\lambda_s} (t - t_s) \quad (7-3)$$

但此式只限于水-空气体系, 因为具有下述路易斯(Lewis)关系式, 故等湿球温度线与绝热饱和线基本上重合。

$$C_H \approx h/k_H = 0.26 \quad (7-4)$$

二、热焓-湿度线图

是将湿空气的焓 i 作为纵坐标, 温度 t 作为横坐标的线图, 在考察凉水操作等场合, 比普通湿度线图更方便。

图 7-2 为总压 1atm 时的焓湿图。

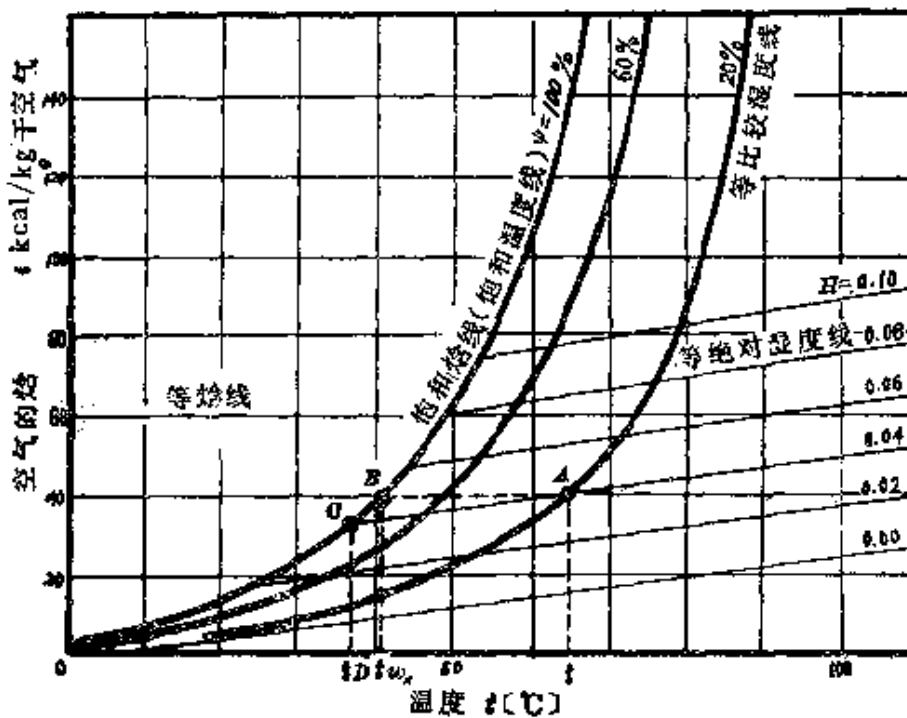
1. 饱和湿度线(饱和焓线)

将对应于各温度的饱和湿度 H_s 值代入(7-5)式, 可画出 i_s 对应于 t 的曲线。

$$i_s = 0.24t + (597 + 0.45t)H_s \quad (7-5)$$

2. 等比较湿度线

在比较湿度 $\psi = 90\%$, 80% , 70% ……等各个情况下, 以各温度时的绝对湿度 H 值代入式(7-6), 可画出 i_H 对 t 的曲线。



A 点的空气: $t = 65^\circ\text{C}$, $\psi = 20\%$, $H = 0.041$,

t_{11} (湿球温度) $= 41^\circ\text{C}$, t_D (露点) $= 37^\circ\text{C}$

图 7-2 焓-湿度线图

3. 等绝对湿度线

由式(7-6)可明确, 对一定的绝对湿度, 焓 i_H 与温度 t 之间存在着直线关系, 见图 7-2 右上方的直线群。

4. 等焓线

图 7-2 的水平线都是等焓线, 对于任意的焓有

$$i = C_H t + 597 H = C_S t_S + 597 H_S \quad (7-6)$$

这里因 $C_S \approx C_H$, $\lambda_S \approx 597$, 故式(7-6)可写成下列形式。

$$C_H(t - t_S) \approx \lambda_S(H_S - H) \quad (7-6-1)$$

上式就是绝热饱和线, 因而等焓线(水平线)可以看成是绝热冷却线。另外, 要知道某一状态的空气的湿球温度, 可以很方便地由水平线与饱和曲线的交点处的温度读得。同样, 如要求露点, 可以沿着等绝对湿度线向左下方移动, 与饱和曲线的交点即可读得。

表 7-3 露点 t_D 与湿球温度 t_W 的求法

要求的项 目〔方法〕	湿度线图 ($H-t$)	焓线图 ($i-t$)
求湿球温度 t_W 时 〔使用等湿球温度线〕	从 t 、 H 点开始, 在左上方找得。	从 t 、 H 点开始, 在水平向左方向 \leftarrow 找得
求露点 t_D 时 〔使用等湿度线〕	从 t 、 H 点开始, 在水平向左方向 \leftarrow 找得。	从 t 、 H 点开始, 在左下方 \swarrow 找得

例 7-1 求干球温度 57°C , 绝对湿度 0.030 时空气的饱和湿度、摩尔湿度、水蒸气分压、相对湿度、湿球温度、露点、湿比容、湿比热和焓。另外, 求将此空气 10m^3 加热到 93°C 所需的热量。

解 使用图 7-1, 求法示于图 7-3。

(1) 饱和度 由图 7-1 湿度图内插读得 $\psi \approx 23\%$ 。另外如用计算法, 由于 57°C 的饱和湿度 $H_S = 0.128$, 故

$$\psi = 0.03/0.128 = 23.4\%$$

表 7-4 水的蒸气压、空气的饱和湿度、饱和焓

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	饱和水蒸气压 $P_s(\text{mmHg})$	饱 和 湿 度 $H_g(\text{kgH}_2\text{O}/\text{kg 干空气})$	饱 和 焓 $i_g(\text{kcal}/\text{kg 干空气})$
0	4.58	0.00376	2.25
5	6.54	0.00539	4.43
10	9.20	0.00761	6.98
15	12.80	0.01060	10.02
20	17.50	0.01460	13.67
25	23.80	0.02010	18.21
30	31.80	0.02710	23.76
35	42.20	0.03650	30.77
40	55.30	0.04870	39.57
45	71.90	0.06490	50.85
50	92.50	0.08610	65.31
55	118.10	0.11430	84.24
60	149.40	0.15190	109.20
65	187.60	0.20350	143.10
70	233.80	0.27590	190.2
75	289.20	0.38150	258.60
80	355.30	0.54520	364.30
85	433.60	0.82500	544.50
90	525.90	1.39500	910.90
95	634.00	3.12500	2022.00

〔注〕 1. 对于各种温度的详细列表，可参阅附录。

2. 饱和水蒸气压的数据，根据日本机械学会编的水蒸气表。

3. 饱和湿度，饱和焓分别根据下面的式子算出：

$$H_g = 0.621 \left(\frac{p_s}{760 - p_s} \right)$$

$$i_g = 0.24t + (0.45t + 597)H_g$$

与化学工学便览及其它手册的数据的少许差异是因为计算的基准不同
(化学工学便览上水的蒸发潜热为 595)

4. 从精确度考虑，本表的数值尽可能取三位有效数字比较可靠，三位以上没有意义。

(2) 摩尔湿度 取 $M_o = 29$, $M_v = 18$ 求之:

$$H_m = \frac{H/M_v}{1/M_o} = H \left(\frac{M_o}{M_v} \right) = 0.030 \left(\frac{29}{18} \right) \\ = 0.0483 \text{ kmol H}_2\text{O/kmol 干空气}$$

(3) 水蒸气分压 根据表 7-1 (a) 中 H 的式子, 求算如下:

$$H = 0.621 \left(\frac{p}{760 - p} \right)$$

将此式转换为

$$p = 760 \left(\frac{H}{0.621 + H} \right)$$

$$\therefore p = 760 \left(\frac{0.030}{0.621 + 0.030} \right) = 35 \text{ mmHg}$$

(4) 相对湿度 由于 57°C 的饱和水蒸气压 $p_s = 129.8 \text{ mmHg}$, 故

$$r = (35/129.8) \times 100\% = 27\%$$

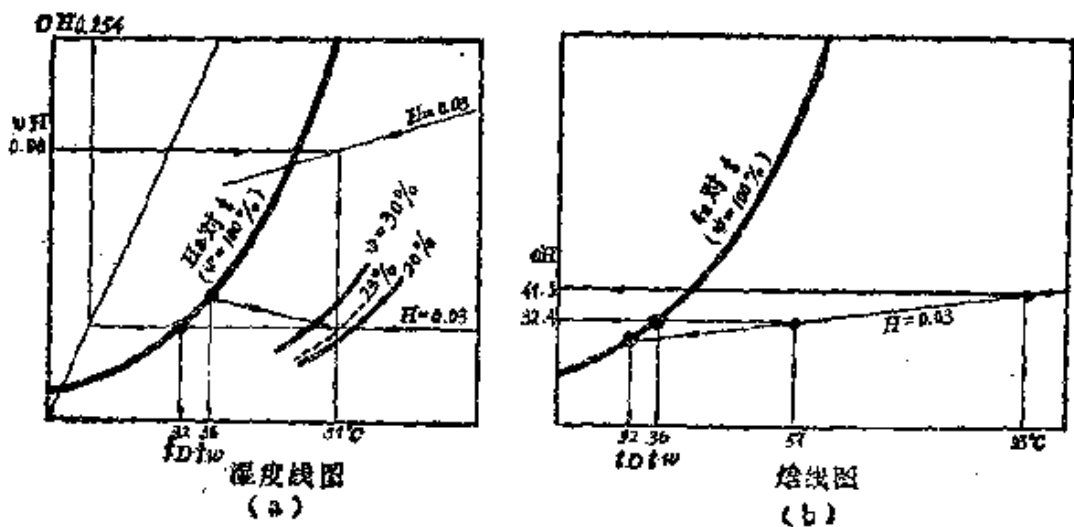


图 7-3 [例 7-1] 图解

(5) 湿球温度 由 57°C , $H = 0.03$ 点向左上方, 与饱和线的交点可读得 $t_w = 36^{\circ}\text{C}$ 。

(6) 露点 由 $H = 0.03$ 线向左与饱和曲线的交点可读得 $t_D \approx 32^{\circ}\text{C}$ 。

(7) 湿比容 由图表查得 $v_H = 0.98\text{m}^3/\text{kg}$ 干空气。另外, 用计算法可得到下面的数值:

$$\begin{aligned} v_H &= 22.4 \left(\frac{1}{29} + \frac{0.030}{18} \right) \left(\frac{273 + 57}{273} \right) \\ &= 0.979\text{m}^3/\text{kg} \text{ 干空气} \end{aligned}$$

(8) 湿比热 由图表查得 $C_H = 0.254\text{kcal}/\text{kg}$ 干空气 $\cdot^{\circ}\text{C}$, 另外, 用计算法可得到下面的数值

$$C_H = 0.24 + 0.45 \times 0.030 = 0.2535\text{kcal}/\text{kg} \text{ 干空气} \cdot^{\circ}\text{C}$$

(9) 焓 由图 7-3(b) 内插可读得 $i_H \approx 32\text{kcal}/\text{kg}$ 干空气 另外, 用计算法可得下面的数值

$$\begin{aligned} i_H &= C_H t + \lambda_0 H = 0.2535 \times 57 + 597 \times 0.030 \\ &= 32.36\text{kcal}/\text{kg} \text{ 干空气} \end{aligned}$$

(10) 所需热量

$$10/v_H = 10/0.98 = 10.2\text{kg} \text{ 干空气}$$

因此, 所需热量为:

$$Q = 10.2 C_H (93 - 57) = 10.2 \times 0.2535 \times 36 = 93.2\text{kcal}$$

或者, 由于 93°C , $H = 0.030$ 时空气的焓为

$$0.2535 \times 93 + 597 \times 0.030 = 41.49\text{kcal}/\text{kg} \text{ 干空气}, \text{ 故得}$$

$$10.2(41.49 - 32.36) = 93.1\text{kcal}$$

§ 7-2 增湿与减湿

现在来谈一下有关使空气湿度增加的增湿和使湿度减小的减湿方面的问题。

一、增湿操作

为了使空气的湿度增加，可以考虑直接吹入水蒸气，但这样做温度调节比较困难。在实际使用方面，是将空气与水接触进行增湿。

在空气与水接触的装置方面，大致有从喷嘴将水喷雾的装置（卧式喷雾器、喷雾塔）与逆流接触的填充塔（表 7-5）。塔式装置又根据不同原理分成以下两种方式（图 7-4）。

表 7-5 增 湿 方 式

方 法	特 点
喷射蒸气的方法	① 方法极为简单 ② 容易自动调节 ③ 由于同时使温度升高，所以不方便
混入高湿度空气的方法	① 当高湿度空气容易得到时比较有利 ② 实际上不太采用
将水滴喷雾的方法 (在化学工厂和纺织工厂中广泛采用)	① 利用压缩空气、蒸气、旋转圆盘等将水滴微粒化，吹入空气中，使之蒸发 ② 将加入蒸发器的水用蒸气或电热使之蒸发，湿度的精密控制困难 ③ 在喷雾室的淋水器中间通过空气，又可分为三种方式 [参看图 7-4 (a)、(b)、(c)] <ul style="list-style-type: none"> 绝热增湿(喷雾与湿球温度同温的水滴) 温水增湿(喷雾比湿球温度高的水) 加热增湿(空气预热后喷以水雾)

(1) 所谓绝热增湿就是不特别调节供给的水温，而采用循环使用方式(适当地补充)，这是过去一直采用的方式。

(2) 温水增湿 要供给经预先适当加热过的水(即与凉水操作的原理完全相同)，这是比较新的方法。

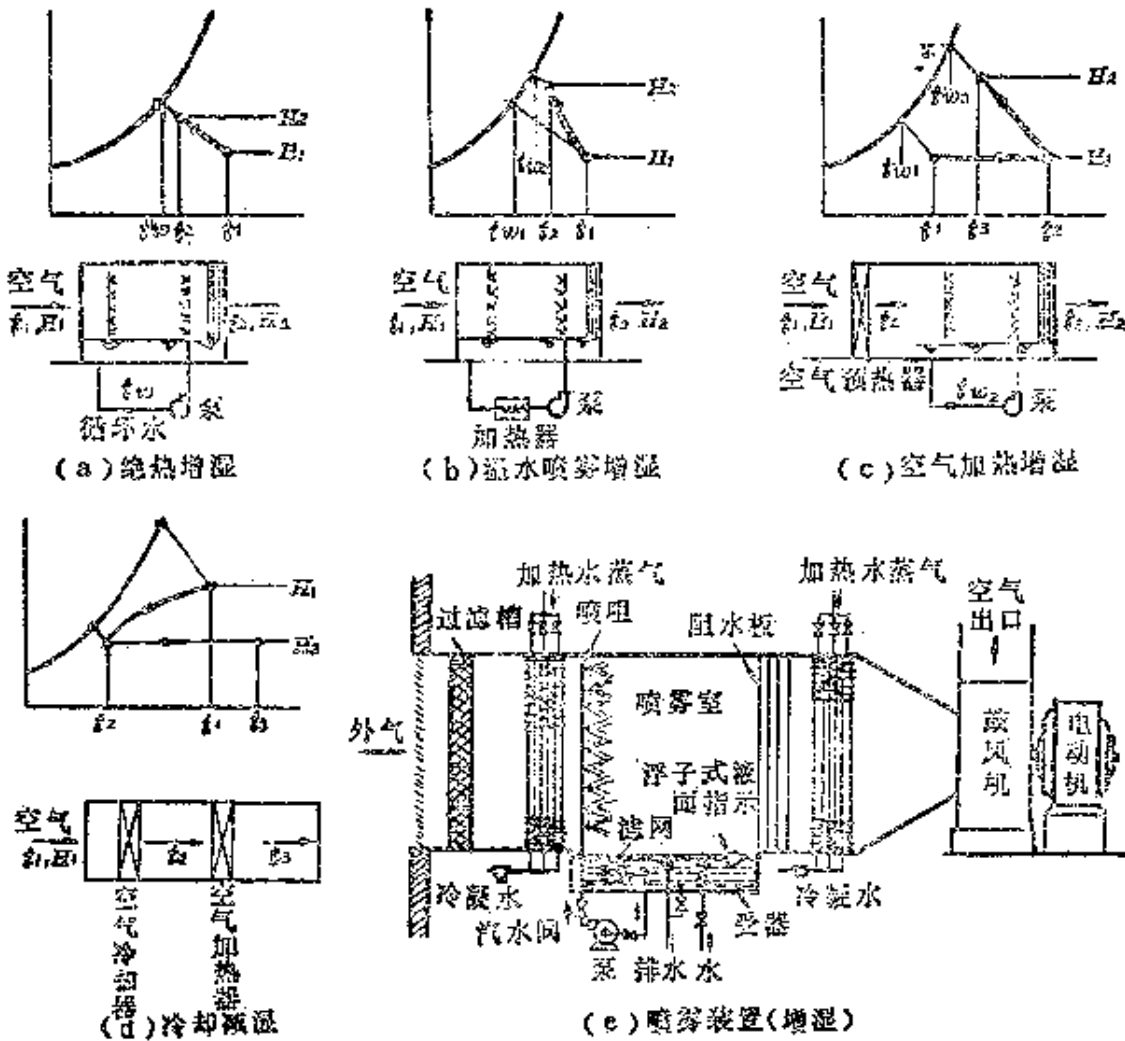
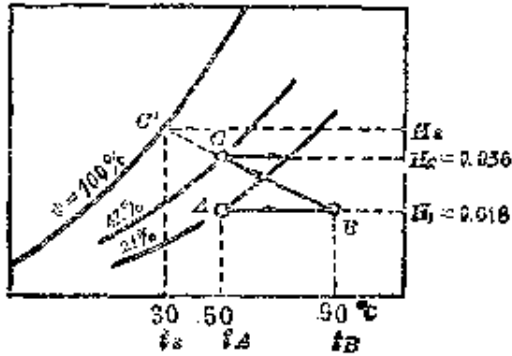


图7-4 调湿操作

1. 绝热增湿

空气的绝热增湿可利用沿着绝热冷却线(绝热饱和线)的变化。在图7-5上,要将初始的空气A(t_1, H_1)增湿至湿度 H_2 时,可先加热到B点,使之与温度为绝热饱和温度 t_s 的水接触,产生

方向为 $B \rightarrow C$ 的变化。其后再根据需要加热到适当的温度。



B 点的空气(如能理想地绝热增湿, 则应该达到 C' 点, 但实际上, 由于装置的效率问题, 停在 C' 点以前, 一般 $(H_2 - H_1) / (H_s - H_1)$ 约为 0.9, 这个比值称为增湿效率

(a) 绝热增湿(例 7-2)的图解



(b) 绝热增湿($t_1 > t_2$, $H_1 < H_2$)

图 7-5

表 7-6 增湿使用的符号

符号	内 容 (单 位)
G_0	干空气流量(kg干空气/hr)
V	装置容积(m^3) $\cdot S$ 之
S	装置横面积(m^2)
Z	装置长度或高度(m)
t_s	空气的绝热冷却温度(大致与湿球温度 t_{ws} 相等)($^{\circ}C$)
H_s	与温度 t_s 对应的饱和湿度(kgH ₂ O/kg干空气)
h_{ga}	容积传热系数(kg/hr $\cdot m^3 \cdot ^{\circ}C$)
k_{Ha}	容积传质系数(kg/m $\cdot m^3$)
λ_s	温度 t_s 时水的汽化潜热(kcal/kg)
C_H	空气的湿比热($= 0.24 + 0.45H$)(kcal/kg干空气 $\cdot ^{\circ}C$)

例 7-2 把温度 $50^{\circ}C$, 饱和度(比较湿度) $\psi = 21\%$ 的湿空气 $10000m^3/hr$ 绝热增湿到饱和度 42% 。

解 在图 7-5 中求算如下:

$$t_A = 50^{\circ}C, \psi_1 = 21\%,$$

$$H_1 = 0.018 (A \text{ 点})$$

将此空气预热到 $90^{\circ}C$ (B 点), 将此热空气与 t_B 约等于 $30^{\circ}C$ 温度的大量水接触(绝热增湿), 若空气温度降到 $50^{\circ}C$ 时, 则 $\psi_2 = 42\%$,

$$H_2 = 0.036 (C \text{ 点}).$$

起始时空气的焓 $i_A = 23.2 \text{ kcal/kg 干空气}$

B 点空气的焓 $i_B = 33.1 \text{ kcal/kg 干空气}$

起始空气的湿比容 $v_H = 0.94 \text{ m}^3/\text{kg 干空气}$

因此干空气的量为

$$G_0 = \frac{10000}{0.94} = 10640 \text{ kg 干空气/hr}$$

预热所需的热量为

$$\begin{aligned} q &= G_0(i_B - i_A) = 10640(33.1 - 23.2) \\ &= 1053000 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

2. 增湿装置的容量

设由于使用循环水，水温保持恒定，为空气的绝热饱和温度 t_s ，则单位时间内由空气传给水的热量（水蒸发所耗费的热量）可用式(7-7)计算。

$$q = G_0 C_H(t_1 - t_2) = G_0 \lambda_S(H_2 - H_1) \quad [\text{kcal/hr}] \quad (7-7)$$

应补充的循环水量可由式(7-8)计算

$$W = G_0(H_2 - H_1) \quad [\text{kg/hr}] \quad (7-8)$$

以温度差作为推动力的速度方程如式(7-9)所示

$$q = h_G \alpha V \left[\frac{t_1 - t_2}{\ln \left(\frac{t_1 - t_s}{t_2 - t_s} \right)} \right] \quad (7-9)$$

以湿度差作为推动力的速度方程如式(7-9-1)所示

$$q = k_H \alpha \lambda_S V \left[\frac{H_2 - H_1}{\ln \left(\frac{H_s - H_1}{H_s - H_2} \right)} \right] \quad (7-9-1)$$

根据路易斯关系式 $h_G/k_H \approx C_H$, 则得式(7-10)

$$\begin{aligned} \frac{h_G a}{C_H} \left(\frac{V}{G_0} \right) &= 2.3 \log \left(\frac{t_1 - t_s}{t_2 - t_s} \right) = k_H a \left(\frac{V}{G_0} \right) \\ &= 2.3 \log \left(\frac{H_s - H_1}{H_s - H_2} \right) \end{aligned} \quad (7-10)$$

$h_G a$, $k_H a$ 值由实验求得, 例如在喷雾增湿时, 有式(7-11)

$$h_G a = 0.0116(L')^{1.5} \quad (7-11)$$

此处 L' 为喷雾水的质量速度 ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$).

[注] 如用质量速度 G_0' ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$) 来代替 G_0 时, 则式(7-10)中的 V (m^3) 就可以看成塔高 Z (m).

例 7-3 温度 30°C , 湿度 0.015 , 流量为 $3000\text{m}^3/\text{hr}$ 的空气进行绝热增湿, 要使湿度变为 0.040 , 计算此种装置的容量. 已知增湿效率为 90% .

解 (1) 预热温度 t_1

起始空气 $t_0 = 30^\circ\text{C}$, $H_1 = 0.015$, $v_H = 0.88$, $C_{H1} = 0.247$,

增湿后的空气 $t_2 = ?$, $H_2 = 0.040$, $C_{H2} = 0.258$

由于增湿效率为 90% , 故可得到下列关系式

$$\frac{H_2 - H_1}{H_s - H_1} = \frac{0.040 - 0.015}{H_s - 0.015} = 0.9$$

$$\therefore H_s = 0.0428$$

在图 7-6 中, 通过饱和曲线上该点, 由绝热冷却线(用等湿球温度线代替的线)向右下方, 与 $H = 0.015$ 线相交, 由该点读得 $t_1 = 98^\circ\text{C}$, 此即为空气所需要的预热温度.

虽然由精确的绝热冷却线应查得 $t_1 \approx 102^\circ\text{C}$, 但此处的数值是根据本书湿度线图查得的. $t_1 = 98^\circ\text{C}$, $H_1 = 0.015$ 时空气的绝热冷却温度(湿球温度)为 $t_s = 37.5^\circ\text{C}$, 到达 $H_2 = 0.040$ 时的冷

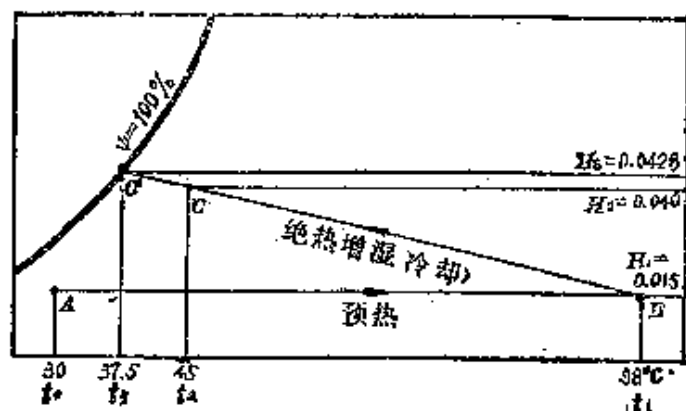


图7-6 [例7-3]的图解

却温度为 $t_2 = 45^\circ\text{C}$ 。

(2) 容积传热系数 $h_G a$ 根据经验, 增湿装置内空气流速可取 $1 \sim 3\text{m/sec}$, 水-空气比 L_0/G_0 一般约为 0.5 。

设空气流速为 1m/sec , 装置的截面积为

$$S = \frac{3000}{3600 \times 1} = 0.834\text{m}^2$$

空气质量流量为

$$G_0 = 3000/0.88 = 3410\text{kg干空气/hr}$$

喷雾水的质量流速

$$L' = \frac{0.5G_0}{S} = \frac{3410 \times 0.5}{0.834} = 2045\text{kg/m}^2 \cdot \text{hr}$$

如能适用(7-11)式, 计算如下

$$h_G a = 0.0116 \times 2045^{1.5} = 1070$$

(3) 增湿的传热量 q $H_1 \sim H_2$ 间的平均湿比热为

$$\bar{C}_H = (0.247 + 0.258)/2 = 0.253$$

$$\therefore q = G_0 \bar{C}_H (t_1 - t_2) = 3410 \times 0.253 \times (98 - 45) = 45800\text{kcal/hr}$$

(4) 装置的容量 V 由式(7-10)

$$\frac{h_G a}{C_H} \left(\frac{V}{G_0} \right) = 2.3 \log \frac{t_1 - t_B}{t_2 - t_B} = \frac{1070}{0.253} \left(\frac{V}{3410} \right)$$

$$= 2.3 \log \frac{98 - 37.5}{45 - 37.5} = 2.085$$

$$\therefore V = \frac{2.085 \times 0.253 \times 3410}{1070} \approx 1.68 \text{m}^3$$

装置长度 Z 求得如下:

$$Z = \frac{V}{S} = \frac{1.68}{0.834} = 2.02 \text{m}$$

为安全起见, 需取 2.5m 左右.

(5) 空气预热所需的热量

$$G_0 C_{H1} (t_1 - t_0) = 3410 \times 0.247 \times (98 - 30) = 57400 \text{kcal/hr}$$

3. 温水增湿

利用温水使空气增湿, 与凉水操作比较只是目的相反, 但原理完全相同。可以认为比先前的绝热增湿有利。

表 7-7 温水增湿与绝热增湿的特点

绝 热 增 湿	温 水 增 湿
① 从理论上说热量利用略为经济一点	① 所需塔高只要前者的几分之一
② 为了得到高湿度的空气, 必须把入口空气预热到非常高的温度	② 只要条件选择适当, 操作相当灵活
	③ 总的来说是比较优越的。

二、减湿操作

要使空气湿度下降, 可采用吸附、吸收、压缩等方法。但简单的方法是将空气与温度比其露点低的冷却面接触, 或是直接与凉水接触。

表 7-8 减湿操作的分类

方 法	特 点	备 注
冷却法	使用最为普遍 ① 用冷水、盐水、冷冻剂将空气冷却到露点以下,使之结露 ② 将空气通入冷水喷淋器	① 一定要有除霜装置 ② 盐水容易引起腐蚀 ③ 往往要有再热器 ④ 适合于处理大量空气
压缩法	将空气压缩后,进行冷却使水分冷凝,随后如进行绝热膨胀,则温度进一步降低,湿度减小	① 动力设备大 ② 适合小规模处理
吸收法	用固体吸收剂(氯化钙、生石灰、五氧化二磷)、液体吸收剂(氯化锂、二缩三乙二醇)	① 吸收剂需再生 ② 固体吸收剂适用于小规模、特别适合于要求低湿度的场合 ③ 液体吸收剂适用于大规模的情况 ④ 有腐蚀问题 ⑤ 有时需要除去吸收热的设备 ⑥ 与冷却法结合使用比较有效
吸附法	用硅胶、活性炭、活性氧化铝、氧化铝凝胶,此外还可用分子筛	① 吸附剂要有选择性 ② 需要再生,但比吸收剂再生容易 ③ 设备可大型化 ④ 预先用冷却法减湿比较有利 ⑤ 适用于小容量、低湿度的情况

减湿操作的基本方程 空气、水进行接触的减湿操作,其基本方程如下所示,

物料衡算

$$G_0(H_1 - H_2) = L_1 - L_2 \quad (7-12)$$

全塔热量衡算(水的比热作为 1)

$$G_0(i_1 - i_2) = L_1 T_1 - L_2 T_2 \quad (7-13)$$

表 7-9 减湿使用的符号

符 号	内 容 [单 位]	符 号	内 容 [单 位]
G_0	干空气流量(质量速度) [kg干空气/m ² ·hr]	H	空气的绝对湿度
L	水的流量(质量速度) [kg/m ² ·hr]	H_i	与界面温度 t_i 对应的饱和湿度
i	空气的湿焓 [kcal/kg干空气]	$k_H a$	容积传质系数
t	空气温度[℃]	$h_G a$	容积传热系数
T	水的本体温度[℃]	λ_0	0℃时水的汽化潜热
t_i	水的界面温度[℃]	$h_G \approx C_H$	路易斯关系式(只限于水-空气体系使用)

如忽略水量的变化, 即 $L_1 \approx L_2 = L$ 则

$$G_0(i_1 - i_2) = L(T_1 - T_2) \quad (7-13-1)$$

操作线(i_1, T_1, L 为已知时)

$$G_0(i_1 - i) = L(T_1 - T) \quad (7-13-2)$$

传质速度方程(从空气向气液界面传质)

$$G_0(-dH) = k_H a(H - H_i)dZ \quad (7-14)$$

传热速度方程(从空气向气液界面传热)

$$G_0 C_H(-dt) = h_G a(t - t_i)dZ \quad (7-15)$$

空气焓的变化

$$i = C_H t + \lambda_0 H, \quad i_i = C_H t_i + \lambda_0 H_i$$

如近似地取 $C_H \approx C_i$ 则

$$i - i_i \approx C_H(t - t_i) + \lambda_0(H - H_i) \quad (7-16)$$

$$di \approx C_H dt + \lambda_0 dH \quad (7-16-1)$$

$$\therefore -G_0 di = k_H a(i - i_i)dZ \quad (7-17)$$

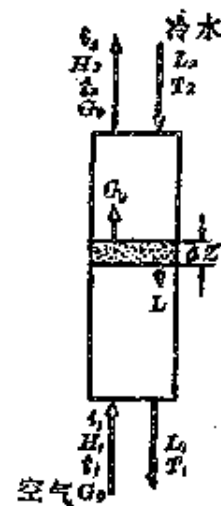


图 7-7 使用凉水的减湿操作

如果取 $G_0/k_H a$ 为定值进行积分, 则如下式

$$Z = \frac{G_0}{k_H a} \int_2^1 \frac{di}{i - i_i} \quad (7-18)$$

但是, 如用式(7-18)求塔高时, 还需知道液相的容积传热系数 $k_L a$ 。

如果没有 $k_H a$ 和 $k_L a$ 的数据时, 也可用总系数由式(7-18-1)很方便地算出塔高

$$Z = \frac{G_0}{K a} \int_2^1 \frac{di}{i - i_s} \quad (7-18-1)$$

式中, i_s 是在水本体温度时饱和空气的焓。

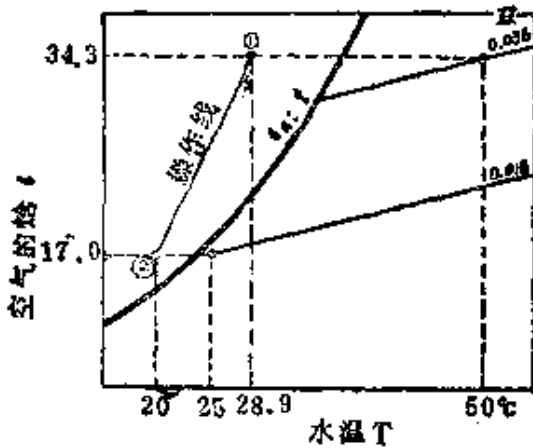
另外, 空气焓与空气温度 t 之间的关系, 如式(7-19)所示

$$\frac{di}{dt} = \frac{i - i_i}{t - t_i} \quad (7-19)$$

在此, 为了要知道界面状态 (t_i, i_i) , 必需要有 $k_L a$ 和 $k_H a$ 的数据。

但是如果可以把水的表面温度 t_i 与水的本体温度 T 看作大致相等的话, 即可比较简单地了解空气温度 t 的变化。

例 7-4 将温度 50°C , 湿度 $H = 0.036$ 的空气直接与 20°C 凉水接触, 空气变为 25°C , $H = 0.018$, 取湿空气的送入量为 $10000\text{m}^3/\text{hr}$, 凉水加入的量为 $20000\text{kg}/\text{hr}$, 试进行有关计算。



与增湿和凉水操作不同, 减湿操作的水温(界面温度)总是应该比空气露点低, 故操作线常常位于饱和曲线的左侧

图 7-8 [例 7-4] 的图解

解 由图 7-8 依次进行计算

入口空气 $t_1 = 50^\circ\text{C}$, $H_1 = 0.036$, $v_H = 0.968\text{m}^3/\text{kg}$ 干空气,

$i_1 = 34.3 \text{ kcal/kg}$ 干空气, $G_0 = 10000/0.968 = 10330 \text{ kg}$ 干空气/hr

出口空气 $t_2 = 25^\circ\text{C}$, $H_2 = 0.018$, $i_2 = 17.0$

冷凝水量

$$L_1 - L_2 = G(H_1 - H_2) = 10330(0.036 - 0.018) \approx 186 \text{ kg H}_2\text{O/hr}$$

入口水温 $T_2 = 20^\circ\text{C}$, 设出口水温为 T_1 , 全塔的热量衡算如下式所示(水的比热为 1)

$$G_0(i_1 - i_2) = L_1 T_1 - L_2 T_2$$

如忽略水量变化, 可得下式

$$G_0(i_1 - i_2) \approx L(T_1 - T_2)$$

$$10330(34.3 - 17.0) = 20000(T_1 - 20)$$

$$\therefore T_1 = 20 + 8.9 = 28.9^\circ\text{C}$$

操作线如下式所示

$$i - i_2 = \frac{L}{G_0} (T - T_2)$$

$$i - 17.0 = \frac{20000}{10330} (T - 20)$$

三、凉水操作

在图 7-9 所示的凉水操作中, 考察水与空气在逆流接触时的物料衡算与热量衡算的情况。全塔的物料衡算如下

$$G_0(H_2 - H_1) = L_2 - L_1 \quad (7-20)$$

热量衡算(水的比热 $C_L = 1$)如下

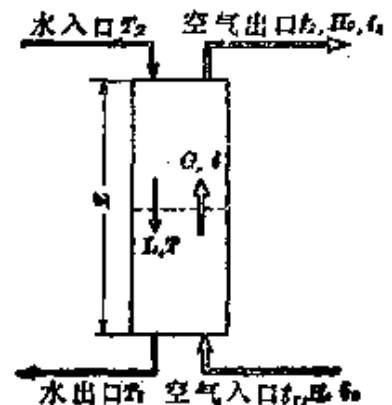


图 7-9 凉水操作

$$G_0(i_2 - i_1) = L_2 C_L T_2 - L_1 C_L T_1 \quad (7-21)$$

如水流量很大时, 可以为 $L_1 \approx L_2$, 以 L 表示之, 则得

$$G_0(i_2 - i_1) = L(T_2 - T_1) \quad (7-21-1)$$

操作线(如已知塔底条件)如下式所示

$$i - i_1 = \frac{L}{G_0}(T - T_1) \quad (7-22)$$

表 7-10 凉水操作使用的符号

符 号	内 容 [单 位]
L	水的质量速度 [kg/m ² · hr]
T	水温 [°C]
G_0	干空气的质量速度 [kg/m ² · hr] (在塔内看作是不变的)
t	空气温度 [°C]
H	空气的绝对湿度 (kgH ₂ O/kg干空气)
V	冷水塔的容积 [m ³]
S	塔的截面积 (与空气流动方向垂直) [m ²]
Z	塔高 (空气、水接触的有效长度) [m]
K_0	塔的容积总传递系数 [kcal/m ³ · hr · Δi]
i	空气的湿焓 [kcal/kg干空气]
i_s	与水温 T 相对应的饱和焓 [kcal/kg干空气]
$k_H a$	空气侧的容积传质系数 [kg/m ³ · hr · Δi]
$h_L a$	液侧的容积传热系数 [kcal/m ³ · hr · °C]
i_i	气液界面上空气的焓 [kcal/kg干空气]

(注) 凉水塔的塔高, 可采用下式精确地求得。

$$Z = \frac{G_0}{k_H a} \int_1^2 \frac{di}{i_i - i}$$

另外, 还有下列近似的关系式,

$$\frac{i_i - i}{t_i - T} = - \frac{h_L a}{k_H a}$$

根据此式, 若以斜率 $-h_L a/k_H a$ 从操作线上任意点画直线, 与饱和线的交点, 即得界面状态 (t_i, i_i) , 此直线称为连结线。

即相当于图7-10中斜率为 L/G_0 的直线 AB 。因为在有限高的塔中，空气焓 i 不可能达到饱和焓 i_s ，所以，实际的操作线不会与饱和曲线 $i_s - t$ 相接触，而必然是在它的下方。

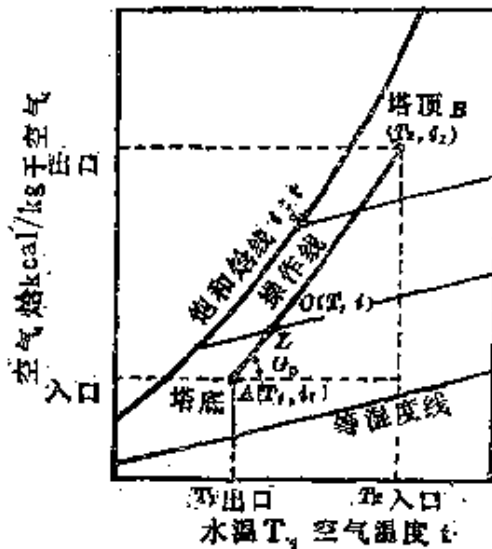


图 7-10 凉水操作的操作线

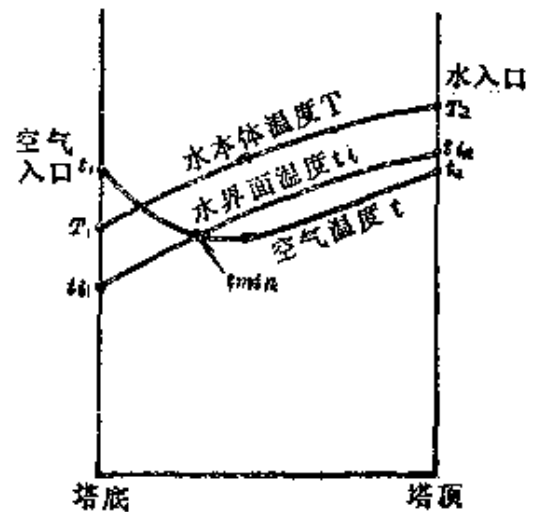


图 7-11 凉水塔内空气温度的变化

- (注) 1. 只要有水的蒸发, 水的表面温度(水与空气的界面温度) t_i 一定比水的本体温度 T 低。
2. 希望空气温度低些, 但只要湿度低, 即使将温度比出口水温 T_2 更高的空气送入, 凉水操作也能进行。这种情况下, 空气温度变化的例子示于图 7-11。
3. 在图 7-12(a) 中焓为 i_1 的入口空气的湿球温度为 t_{w1} , 焓为 i_2 的出口空气的湿球温度为 t_{w2} , 出口水温 T_1 不可能降到入口空气的湿球温度 t_{w1} 以下。
4. 平衡曲线(饱和曲线)与操作线间的间隔表示凉水操作的推动力。图 7-12(b) 表示当水的温度降(冷却范围) $T_1 \sim T_2$, 水量 L , 空气量 G_0 一定时, 若 $T_1 - t_{w1}$ 差值减小, 操作线 AB 即平行移动至 $A'B'$, 推动力减少, 因而塔高就要增加。
5. 当水的温度降 $T_1 \sim T_2$ 、水量 L 、 $(T_1 - t_{w1})$ 差值、湿球温度 t_{w1} 一定时, 如增大空气量, 则操作线的斜率 L/G 变小[参看图 7-12(c)], 推动力就增大。
6. 入口空气允许的最大焓如图 7-13 求得。
7. L/G_0 的最大值由图 7-14 求得, 由此可算出最大水量 L_{max} 或最小风量 G_{min} 。

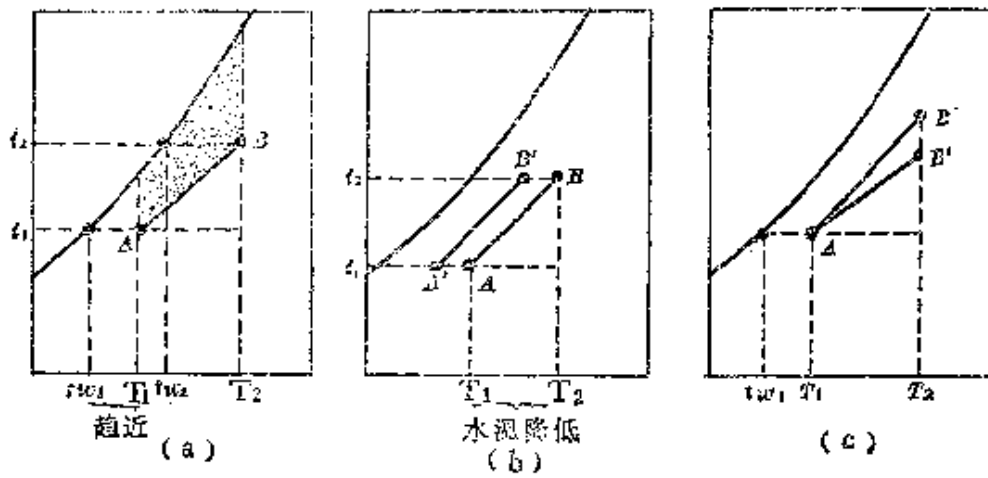


图7-12 凉水操作的操作线

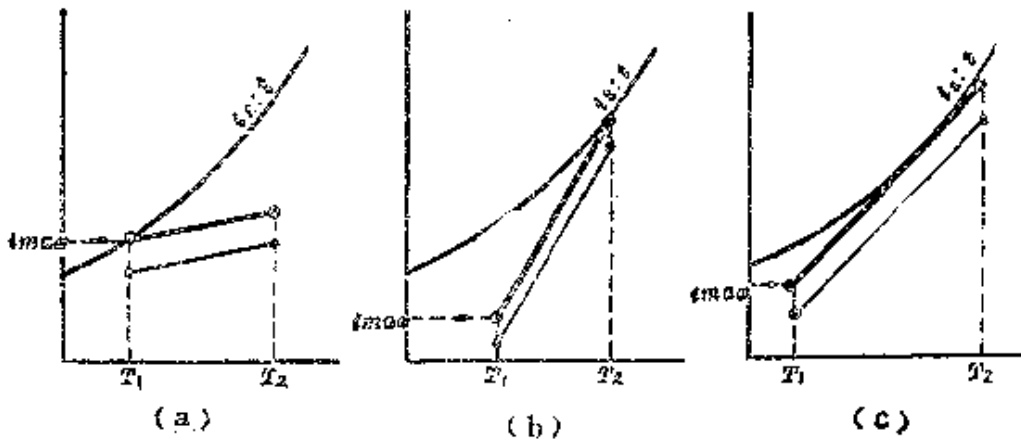


图7-13 入口空气的最大焓 i_{max} (水温范围 $T_1 \sim T_2$ 与 L/G 已定时)

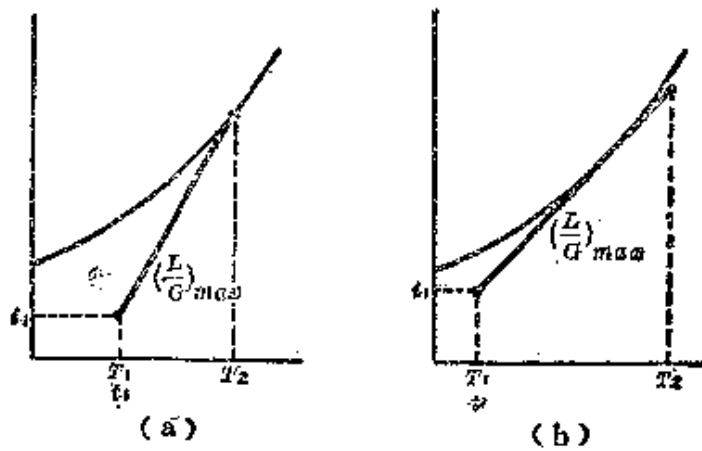


图7-14 水、空气的最大比值 $(L/G)_{max}$
(当入口空气状态水温范围 $T_1 \sim T_2$ 已知时)

凉水塔的容积(塔高)虽然严格说来凉水塔(图7-15)高度应考虑界面状态后才能算出,但因为缺乏数据,实际计算中大多用下面的近似式

$$Z = \frac{V}{S} = \frac{G_0}{Ka} \int_1^2 \frac{di}{i_s - i} \quad (7-23)$$

总传递单元高度(HTU)_{OG}由式(7-24)定义之,

$$H_{OG} = \frac{G_0}{Ka} \quad (\text{根据实验数据}) \quad (7-24)$$

总传递单元数(NTU)_{OG}为

$$N_{OG} = \int \frac{di}{i_s - i} \quad (\text{根据图解积分或数值积分}) \quad (7-25)$$

在用数值计算法求 N_{OG} 时,可采用下式:

$$\int_1^2 \frac{di}{i_s - i} = \frac{i_2 - i_1}{(i_s - i)_{lm}}$$

上式中分母为对数平均值,计算如下:

$$(i_s - i)_{lm} = \frac{(i_s - i)_2 - (i_s - i)_1}{\ln \frac{(i_s - i)_2}{(i_s - i)_1}} \quad (7-26)$$

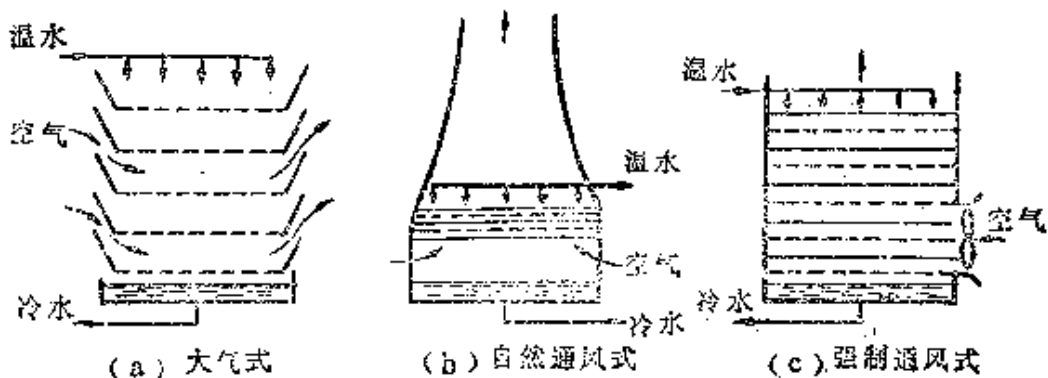


图7-15 凉水塔

(注) L, 随着 L/G_0 减小, 推动力增大, 塔高就降低下来, 但塔径随之增大(在 L 不变时)。

2. 随着 L 增大, K_a 增加, 截面积减小, 但截面积太小, 水的分布会不均匀。
3. 无论是 G_0 还是 L , 如果太大的话, 都易造成液泛。
4. G_0 增大时, 压降就增大, 水量损失也多, 一般, 由于所用的轴流式送风机的风压最大不过是 $20 \sim 24 \text{ mmHg}$, 故可依此来确定 G_0 的大小。
5. 实用上比较合适的 G_0 和 L 值的大致范围是:
 $L = 6000 \sim 14000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$, $G_0 = 6000 \sim 10000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 。
6. 出口水温 T_1 与入口空气的湿球温度 t_{w1} 之差至少要在 3°C 以上。

例 7-5 逆流凉水塔每小时处理 3000 m^3 (3000 t) 水, 希望水温由 40°C 降至 30°C , 今大气湿球温度为 27°C , 空气负荷为 $7000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$, 水-空气比为 1.5 , 求塔高, 塔截面积、空气量。

估计此处的总容量系数 $K_a = 7200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \Delta i$ 。

解 由图 7-16, 计算步骤如下:

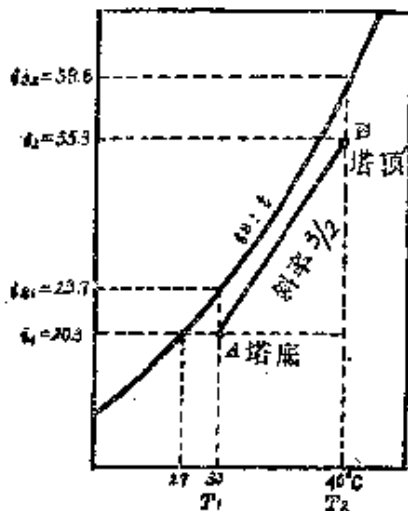


图 7-16 [例 7-5] 的图解

$$L/G_0 = 1.5$$

$$G_0 = 7000 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$$

$$\begin{aligned} \therefore L &= 1.5 \times 7000 \\ &= 10500 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr} \end{aligned}$$

所需塔的截面积为

$$S = 3000 \times 10^3 / 10500 = 286 \text{ m}^2$$

入口水温 $T_2 = 40^\circ\text{C}$, 出口水温

$T_1 = 30^\circ\text{C}$, 由湿球温度 27°C 与饱和

和曲线的交点水平向右, 与出口水温 T_1 交于 A 点, 由 A 点引的斜率 1.5 直线, 与入口水温交于 B 点, AB 即为操作线。

$$i_1 = 20.3, \quad i_2 = 35.3,$$

$$i_{E1} = 23.7, \quad i_{E2} = 39.6$$

$$\begin{aligned}
 (i_S - i)_{tm} &= \frac{(i_S - i)_2 - (i_S - i)_1}{\ln \frac{(i_S - i)_2}{(i_S - i)_1}} \\
 &= \frac{(39.6 - 35.3) - (23.7 - 20.3)}{2.31 \log \frac{4.3}{3.4}} \\
 &= 3.84 \text{ (算术平均值为 3.85) }
 \end{aligned}$$

$$\therefore N_{OG} = \int_1^2 \frac{di}{i_S - i} \approx \frac{i_2 - i_1}{(i_S - i)_{tm}} = \frac{35.3 - 20.3}{3.84} = 3.9$$

$$Z = \frac{G_0}{Ka} \times N_{OG} = \frac{7000}{7200} \times 3.9 \approx 3.8 \text{ m}$$

凉水塔容积 V

$$V = SZ = 286 \times 3.8 = 1090 \text{ m}^3$$

风量

$$G_0 S = 7000 \times 286 = 2 \times 10^6 \text{ kg/hr}$$

第八章 干 燥

借热的作用从固体材料中除去水分的操作称为干燥。在这种固体干燥中(用蒸发除去固体中的水分),多数利用热空气(热风),所以和调湿关系极大。

(1) 含水率与水分 如表 8-1 所示,有干基含水率 w 和湿基水分 x 之分,一般情况下,大多采用干基含水率 w 。

表 8-1 含水率与水分的关系

含 水 率 w	水 分 x
以绝对干料为基准的含水量(干基) $w = \frac{W - W_0}{W_0}$ (kg 水/kg 干料) 式中: W —总重量(kg), W_0 —干料重量(kg)	以总物料重量为基准的含水量(湿基) $x = \frac{W - W_0}{W}$ (kg 水/kg 总重) 一般以 $\times 100\%$ 表示,但在计算中几乎不用

(注) w 与 x 间的关系有: $w = x/(1-x)$ 或 $x = w/(1+w)$

(2) 平衡含水率 w_0 。在一定温度和湿度的空气中干燥时,与此空气成平衡的材料含水率称为平衡含水率,平衡含水率主要取决于材料的种类和空气的湿度,在一定的干燥条件下,物料不可能干燥至此条件的平衡含水率以下,各种材料的 w_0 实测值见表 8-2。

(3) 自由含水率 F 材料的含水率与干燥条件下平衡含水率之差称为自由含水率,即通过干燥操作可以除去的含水率,也有称之为自由水分的。

$$F = w - w_0 \quad (8-1)$$

表 8-2 平衡含水率 w_e 值

平衡含水率 w_e (%)					平衡含水率 w_e (%)				
材料	湿度				材料	湿度			
	20	40	60	80		20	40	60	80
橡胶[25°]	0.8	1.0	1.5	2.8	木材[20°]	5.0	7.4	10.2	14.2
人造丝[25°]	7.0	11.0	12.5	18.5	石膏[25°]	0.25	0.35	0.65	1.0
丝绸[25°]	6.0	3.8	11.3	17.5	木炭[25°]	3.0	4.8	6.0	8.0
新闻纸[25°]	3.3	4.7	6.2	8.9	肥皂[25°]	3.9	6.6	10.6	17.7
纸 [25°]	4.3	6.1	8.4	12.0	软木[25°]	0.7	1.2	1.5	2.0
小麦[20°]	8.5	10.8	13.4	16.8	活性炭[25°]	1.7	2.7	8.5	38.0
土豆[20°]	8.0	11.5	16.4	23.3	炭黑[25°]	3.0	3.7	3.9	4.9
纸浆[25°]	5.3	7.2	8.6	11.5	烟叶[30°]	4.0	9.0	11.2	25.0

(4) 临界含水率 w_c 。自恒速干燥过渡到降速干燥时的含水率称为临界含水率，随材料的种类、干燥方式、干燥条件等不同而不同，可由实验求得(表 8-3)。有些物料临界点并不明显，临界自由含水率为

$$F_c = w_c - w_e \quad (8-2)$$

表 8-3 临界含水率 w_c 值

材 料	初期 临界		厚 度	无水时	干 燥 条 件		
	含水率	含水率			容 积 密 度	温 度	相 对 湿 度
	[%]	[%]	[mm]	[kg/m ³]	[°C]	[%]	[m/sec]
本节粘土	67	→ 13	30	1250	45	71	2.1
人造丝(绞卷)	250	→ 132			70	25	0.6
亚硫酸纸浆	780	→ 110	30	115	40	40	1.8
丁腈橡胶薄板	70	→ 55	1.5	490	30	60	2.0
炭 黑	380	→ 260	约 5		86		0.95

(5) 干燥速度 R 图 8-1 中含水率减少曲线的斜率即表示干燥速度，图 8-2 表示各种材料的干燥速度曲线。

对于蒸发面明显的定形材料的干燥速度相当于单位时间内、单位面积上蒸发的水分量,如下式所示。

$$R = -\frac{W_0}{A} \left(\frac{dw}{d\theta} \right) \quad [\text{kgH}_2\text{O}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}] \quad (8-3)$$

式中: W_0 —材料的绝对干重[kg], A —面积[m²], θ —时间[hr]

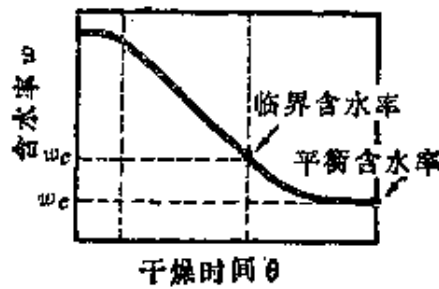


图 8-1 干燥减量曲线

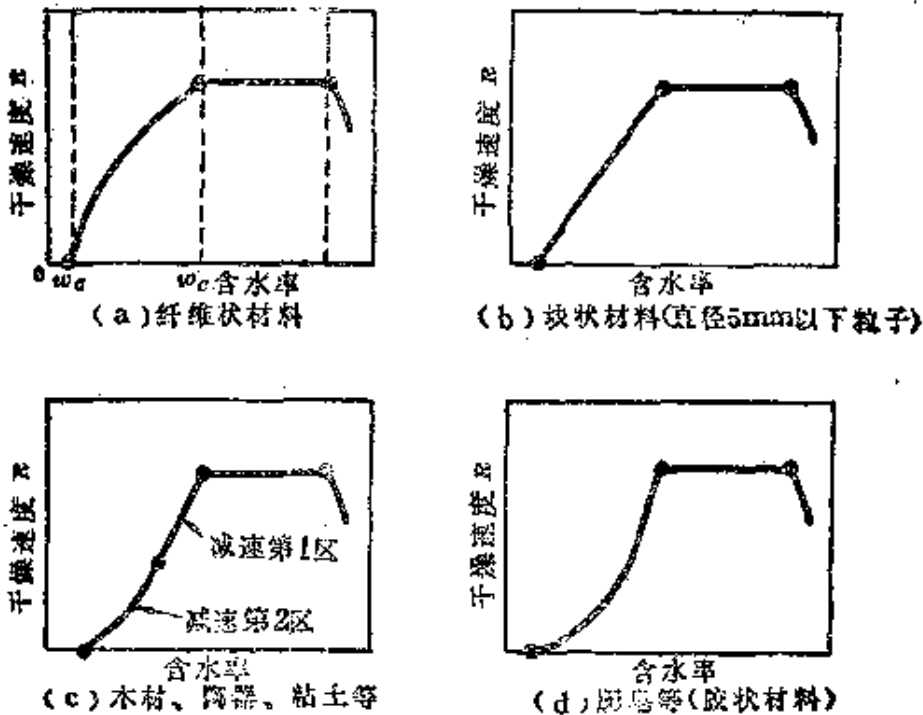


图 8-2 干燥速度曲线(干燥特性曲线)

不定形材料的干燥速度以 1 公斤绝对干燥材料每小时内蒸发的水分量计算,如下式。

$$R' = -dw/d\theta \quad [\text{kgH}_2\text{O}/\text{kg干重} \cdot \text{hr}] \quad (8-3-1)$$

而对于板状材料(厚度 = l , 无水密度 = ρ)的单面、两面干燥的速度式如下示。

单 面 干 燥 速 度	两 面 干 燥 速 度
$R' = \frac{R}{\rho l}$	$R' = \frac{2R}{\rho l}$

表 8-4 本章所用的符号(之一)

记 号	内 容 (单 位)
t	热风温度[℃]
H	热风湿度(kgH ₂ O/kg干空气)
t_w	热风湿球温度[℃]
t_m	材料表面温度[℃]
H_m	对应 t_m 的饱和湿度(kgH ₂ O/kg干空气)
W_0	完全干燥材料的重量(kg)
A	材料表面积[m ²]
k_H	传质系数(绝对湿度基准)[kg/m ² ·hr·ΔH]
h_c	传热膜系数[kcal/m ² ·hr·℃]
h_t	总传热系数[kcal/m ² ·hr·℃]
λ_m	温度 t_m 时水的蒸发潜热[kcal/kg]

[注] 对水-空气系统, 有路易斯关系 $h_c/k_H \approx C_H$, 其中 C_H 为空气的湿比热 (kcal/kg·℃)。

§ 8-1 等速干燥期和降速干燥期

一、等速干燥期

水分从材料表面蒸发,表面温度保持恒定(图 8-3),因此和自由水面的水分蒸发相同。干燥速度 R 仅决定于空气的条件而与材料的特性无关。

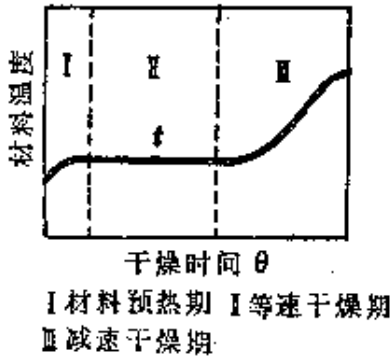


图 8-3 材料的温度变化

一般说,由于此时是对流传热,故可认为材料的表面温度 t_m 等于热风的湿球温度 t_w 。但当有辐射和传导影响时,材料表面温度 t_m 和热风湿球温度 t_w 间的关系为:

$$t_m > t_w .$$

等速干燥速度 R_0 [kg/hr · m²] 计算如下:

$$\begin{aligned} R_0 &= -\frac{W_0}{A} \left(\frac{dw}{d\theta} \right) = k_U (H_m - H) \\ &= \frac{h_c (t - t_m)}{\lambda_m} \quad \text{[kg/hr} \cdot \text{m}^2] \end{aligned} \quad (8-4)$$

当干燥器内的热风温度、湿度变化较大时, $H_m - H$, $t - t_m$ 应采用热风入口和出口的对数平均值。

等速干燥期内,含水率从 w_1 减至 w_2 所需的时间 θ_c 可按下式计算。

$$\theta_c = \frac{W_0}{A} \left(\frac{w_1 - w_2}{R_0} \right) \quad \text{[hr]} \quad (8-5)$$

要求干燥至临界含水率所需的时间,只需将上式中的 w_2 代换成 w_c 即可。

传热系数 h_t 将材料在浅箱中布成薄层状进行热风干燥时，其传热系数 h_t 如下列各式。

(1) 在上面(蒸发面)对流传热

$$h_t \approx h_c \quad (8-6)$$

(2) 在上下两面对流传热

$$h_t = h_c + \frac{1}{\left(\frac{1}{h_c} + \frac{l}{k} + \frac{l'}{k'} \right)} \quad (8-6-1)$$

(3) 在上面对流、辐射传热

$$h_t = h_c + h_r \quad (8-6-2)$$

表 8-5 热风干燥传热膜系数 h_c [kcal/m²·hr·°C] 的表达式

平行流	$h_c = 0.0176G^{0.8}$ 式中: G —热风的质量速度 ($=\rho\bar{u}$) (kg/m ² ·hr) 适用范围 $2500 < G < 15000$ (流速 0.6~8m/sec) 通常 h_c 在 15~30 范围内。
垂直流	$h_c = 1.0G^{0.8}$ 式中: G —每米 ² 受热面的质量速度(kg/m ² ·hr) 适用范围 $4000 < G < 20000$ (流速 0.9~4.6m/sec) 自喷嘴喷出时, 则按下式 $h_c = (0.1 \sim 0.4)G^{0.78}$ 通常, h_c 值约为 100~200。
通风流	$\frac{D_p G}{\mu} < 350 \quad \frac{h_c}{C_H G} = 2.407 \text{Re}^{-0.51}$ $\frac{D_p G}{\mu} > 350 \quad \frac{h_c}{C_H G} = 1.312 \text{Re}^{-0.41}$ 式中: G —空气的质量速度(kg/m ² ·hr), C_H —空气的湿比热[kcal/kg干空气], D_p —和颗粒表面积相等的球体直径(m), μ —空气粘度[kg/m·hr]

(4) 在上下两面对流、辐射传热

$$h_t = (h_o + h_r) + \frac{(A_o/A)}{\frac{1}{h_o + h_r} + \frac{l}{k} + \frac{l'}{k'}} \quad (8-6-3)$$

(5) 在上面对流、辐射，下面传导传热

$$h_t = (h_o + h_r) + \frac{(A_o/A)}{\frac{l}{k} + \frac{l'}{k'}} \left(\frac{t_k - t_m}{t - t_m} \right) \quad (8-6-4)$$

(6) 在上下两面对流、辐射、传导传热

$$h_t = h_o + h_r \left(\frac{t_r - t_m}{t - t_m} \right) \left(\frac{A_r}{A} \right) + \frac{(A_o/A)}{\frac{l}{k} + \frac{l'}{k'}} \left(\frac{t_k - t_m}{t - t_m} \right) \quad (8-6-5)$$

近似有: $t_r \approx t$; $A_r \approx A$

表 8-6 本章所用的符号(之二)

记号	内 容 [单 位]
h_r	辐射传热系数 $h_r = 4.96 \epsilon \left[\frac{\left(\frac{T_r}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_m}{100}\right)^4}{T_r - T_m} \right]$
ϵ	材料表面黑度(一般为 0.90~0.95)
T_m	材料表面的绝对温度(K)
T_r	热源的绝对温度(K)
A	材料表面积(m ²)
A_o	浅箱的外表面积(m ²)
l, l'	材料层及浅箱厚度(m)
k, k'	材料及浅箱的导热系数[kcal/m·hr·°C](通常,材料的 k 值约为 1.5~3)
t_k, t_r	传导热源及辐射热源的温度[°C]
A_k, A_r	传导热面积及辐射受热面积(m ²)
ρ	干材料的密度(kg/m ³)
W_c	干材料重量, 即 $W_c \approx \rho A l$ (kg)

二、降速干燥期

一过临界含水率 w_c ，干燥速度即开始降低，材料表面和内部温度都逐渐升高。此阶段的干燥速度和材料特性有关，关系复杂，除以下特殊情况外，都需由实验确定。

1. 降速干燥速度与含水率成比例的情况(图 8-4)

降速曲线的斜率 S 为 $S = R_c / (w_c - w_e)$ (8-7)

降速干燥速度 R_t 为 $R_t = \frac{R_c}{(w_c - w_e)} (w - w_e)$ (8-8)

在降速期内，自临界含水率 w_c 降低至任意含水率 w 所需的时间 θ_t 可按式计算。

$$\theta_t = \frac{W_0}{A} \left(\frac{w_c - w_e}{R_c} \right) \ln \frac{w_c - w_e}{w - w_e} \quad (8-9)$$

或者，用自由含水率 F 表示时，因临界自由含水率为 $F_c = w_c - w_e$ ，自由含水率为 $F = w - w_e$ ，故得

$$\theta_t = \frac{W_0}{A} \left(\frac{F_c}{R_c} \right) \ln \frac{F_c}{F} \quad (8-9-1)$$

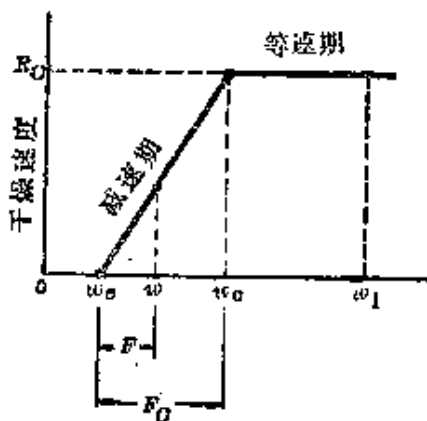


图 8-4 含水率与自由含水率

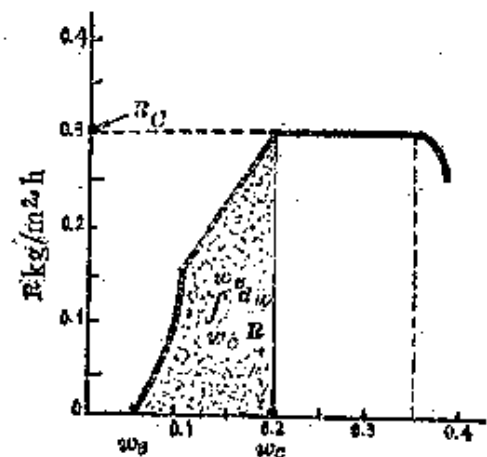


图 8-5 降速干燥的图解积分

2. 一般情况(图 8-5)

如可定出干燥特性曲线, 则纵轴以 $1/R$ 、横轴以 w 标绘后进行图解积分可得

$$\theta_t = \frac{W_0}{A} \int_{w_c}^w \frac{dw}{R} \quad (8-10)$$

例 8-1 有图 8-5 所示干燥特性曲线的固体, 要求将水分 25% 干燥至 6%, 开始时湿料重量为 160kg, 干燥面积为每 3.9kg 干料 1m^2 , 计算干燥所需时间。

$$\text{解 干燥前 } x_1 = 0.25 \quad w_1 = \frac{0.25}{1 - 0.25} = 0.333$$

$$\text{干燥后 } x_2 = 0.06 \quad w_2 = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064$$

$$W_0/A = 3.9\text{kg干料}/\text{m}^2$$

由特性曲线(图 8-5)读出, 临界含水率 $w_c = 0.20$, 平衡含水率 $w_e = 0.05$, 等速干燥速度为 $R_c = 0.3\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$, 故等速干燥所需时间为

$$\theta_c = \frac{W_0}{A} \left(\frac{w_1 - w_c}{R_c} \right) = 3.9 \times \frac{0.333 - 0.20}{0.3} \approx 1.73\text{hr}$$

降速干燥时间 θ_r 求法如下, 即由特性曲线读取 $w_c \sim w_2$ 范围内的干燥速度 R , 以 w 对 $1/R$ 标绘。

w	R	$1/R$	w	R	$1/R$
0.20	0.300	3.33	0.10	0.150	6.67
0.18	0.266	3.76	0.09	0.097	10.3
0.16	0.239	4.18	0.08	0.070	14.3
0.14	0.268	4.80	0.07	0.043	23.3
0.12	0.180	5.55	0.064	0.025	40.0

由图解积分得

$$\int_{w_c}^{w_2} \frac{dw}{R} = 1.06$$

$$\therefore \theta_t = 3.9 \times 1.06 \approx 4.13 \text{ hr}$$

干燥所需的总时间为

$$\theta = \theta_c + \theta_t = 1.73 + 4.13 = 5.86 \text{ hr}$$

如将降速干燥期近似看作直线进行概算时，则可得

$$\theta_t = 3.9 \times \frac{0.20 - 0.05}{0.3} \times 2.3 \log \frac{0.20 - 0.05}{0.064 - 0.05} \approx 4.6 \text{ hr}$$

三、连续干燥的物料衡算和热量衡算

图 8-6 中，若考虑水分的物料衡算，则有

$$W_0 w_1 + G_0 H_2 = W_0 w_2 + G_0 H_1 \quad [\text{kg/hr}] \quad (8-11)$$

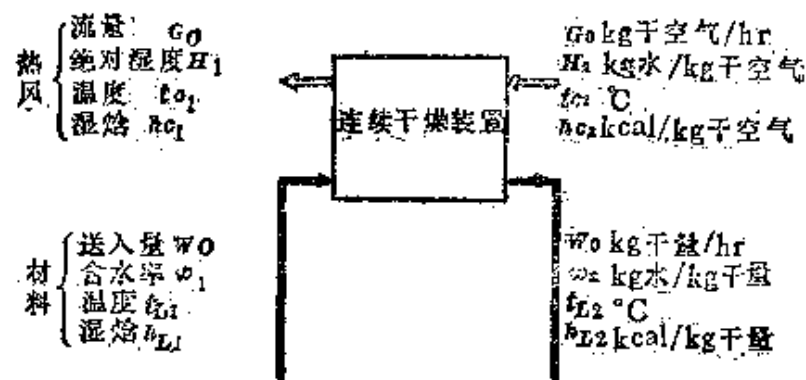


图 8-6 连续干燥的物料衡算、热量衡算说明

移项后有

$$W_0 (w_1 - w_2) = G_0 (H_1 - H_2) \quad [\text{kg/hr}] \quad (8-11-1)$$

考虑焓的衡算，则如下式

$$\underbrace{W_0 h_{L1} + G_0 h_{G2}}_{\text{热量加入}} = \underbrace{W_0 h_{L2} + G_0 h_{G1}}_{\text{热量移出}} + Q \quad [\text{kcal/hr}] \quad (8-12)$$

式中：Q—实际的热损失(若是完全绝热系统，则 $Q = 0$ ，在装置内有热量加入时， $Q < 0$)。

此外，材料的支承台的显热也有加以考虑的必要时。当考虑材料的湿焓时，则如下式

$$h_L = \bar{C}_L(t_L - t_0) + wC(t_L - t_0) + \Delta H \quad [\text{kcal/kg干料}] \quad (8-12-1)$$

式中： t_L —材料温度[$^{\circ}\text{C}$]， t_0 —基准温度[$^{\circ}\text{C}$]， \bar{C}_L —干燥材料的比热[kcal/kg· $^{\circ}\text{C}$]， w —含水率[kg H_2O /kg干料]， C —水的比热[≈ 1 kcal/kg· $^{\circ}\text{C}$]， ΔH —表示水和固体的润湿热(吸附、水合、溶解热)，一般都可忽略不计。

(注) 如略去材料显热，湿空气的比热采用入口和出口的平均值 \bar{C}_H 时，则传热式成为下列简式

$$q = W_0 \lambda (w_1 - w_2) = G_0 \bar{C}_H (t_{G2} - t_{G1}) \quad [\text{kcal/hr}]$$

例 8-2 在洞道式干燥机中，温度 27°C ，含水率 $1.0\text{kgH}_2\text{O}/\text{kg}$ 干料的棉花干燥至含水率 0.1 、温度 66°C 时移出，棉花放在宽 60cm 的皮带运输机上堆成厚度 13mm 送入，干燥用热风以每 1kg (干基)棉花使用 60kg (干燥空气)的比率逆流鼓入，质量速度要求达到 $2440\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ ，热风的温度为：干球 93°C ，湿球 49°C 。

原棉的视密度 $0.7\text{g}/\text{cc}$ ，比热 $0.35\text{kcal}/\text{kg干料} \cdot ^{\circ}\text{C}$ ，临界含水率 0.4 。

在材料出口状态(入口空气的相对湿度约 $r \approx 3\%$)，其平衡含水率为 0.008 ，求干燥所需要的时间及干燥机的截面积。

解 按图 8-7 (a)、(b)、(c)，依次求取如下：

基准：棉花(干料) 1kg [图 8-7 (a)]

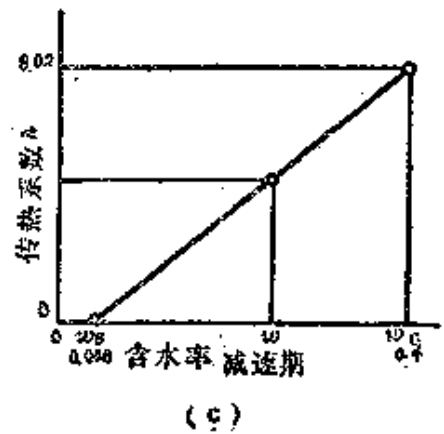
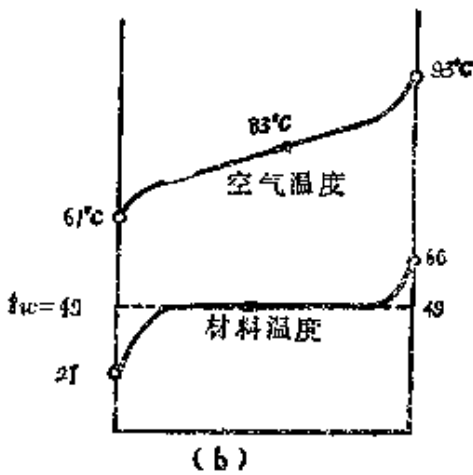
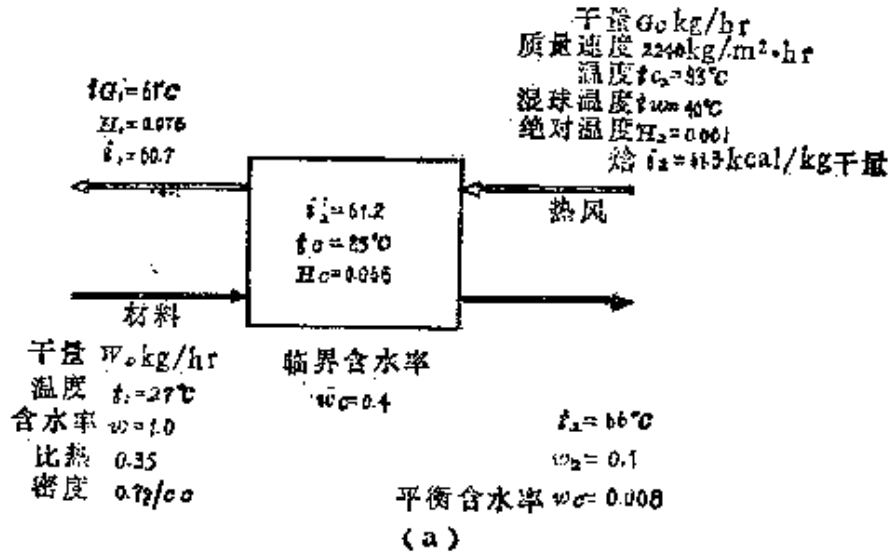


图 8-7 [例 8-2] 的说明图

(1) 出口空气绝对湿度 H_1

入口空气 $t_{G_2} = 93^\circ\text{C}$, $t_w = 49^\circ\text{C}$

因此, 由湿度表可查得 $H_2 = 0.061$

物料衡算(对水分)为 $W_0(w_1 - w_2) = G_2(H_1 - H_2)$

由题意, $G_0/W_0 = 60$, $w_1 = 1.0$, $w_2 = 0.1$ 故代入上式得

$$1.0 - 0.1 = 60(H_1 - 0.061)$$

$$\therefore H_1 = 0.076$$

(2) 干燥机内空气的焓 i'_2

入口空气 $t_{G2} = 93^\circ\text{C}$, $t_w = 49^\circ\text{C}$

因此, 由焓线图可查得 $i_2 = 61.3$

材料在干燥机内可看作大体上保持着空气入口的湿球温度 (49°C), 在出口附近由 49°C 被加热到 66°C 。

为此, 入口空气的焓略有减少, 现将其值作为 i'_2 , 则热量衡算关系如下:

$$\underbrace{1 \times 0.35 \times (66 - 49)}_{\text{干料加热}} + \underbrace{0.1 \times 1 \times (66 - 49)}_{\text{出口水分加热}} = 60(i_2 - i'_2)$$

$$\therefore i_2 - i'_2 \approx 0.128 \quad i_2 = 61.3$$

$$\therefore i'_2 \approx 61.2 \text{ kcal/kg干空气}$$

因此, 可认为空气的温度近于不变, 而在干燥中, 因为基本上考虑是一绝热冷却 (等焓变化) 过程, 故热风的湿球温度和焓几乎不变。

(3) 材料在入口附近的预热 ($27^\circ\text{C} \rightarrow 49^\circ\text{C}$) 假定此时无水分蒸发, 出口空气焓以 i_1 表示时, 构成下列热量衡算式

$$\underbrace{1 \times 0.35 \times (49 - 27)}_{\text{干料加热}} + \underbrace{1 \times 1 \times (49 - 27)}_{\text{进口水分加热}} = 60(i'_2 - i_1)$$

$$\therefore i'_2 - i_1 = 0.495 \quad \text{而 } i'_2 = 61.2$$

$$\therefore i_1 \approx 60.7 \text{ kcal/kg干空气}$$

出口空气的温度由湿度表 $H_1 = 0.076$, $t_w = 49^\circ\text{C}$ 可查得 $t_1 \approx 61^\circ\text{C}$ 。

(4) 传热系数(在干燥过程中看作定值) 由表 8-5 选用合适的算式求算如下

$$h = 0.0176G^{0.8} = 0.0176 \times 2440^{0.8} = 9.02 \text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

(5) 每 1m^2 输送带上的材料重量 M 因物料层厚为 13mm , 密度 $0.7\text{g/cc} = 700\text{kg/m}^3$, 故

$$M = 1\text{m}^2 \times 0.013\text{m} \times 700\text{kg/m}^3 = 9.1\text{kg干料/m}^2$$

以下以 M 作为计算基准。

(6) 材料的最终加热时间 θ_2 先按下式计算所需热量。

$$\begin{aligned} Q &= 9.1[1 \times 0.35 \times (66 - 49) + 0.1 \times 1 \times (66 - 49)] \\ &= 9.1 \times 7.65 = 69.6 \text{kcal/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{Q}{\theta_2} = hA\Delta t_m [\text{kcal/hr}]$$

此时间内的平均温度差采用对数平均值, 求法如下

$$\Delta t_m = \frac{(93 - 49) - (93 - 66)}{2.3 \log \frac{93 - 49}{93 - 66}} = 34.8^\circ\text{C}$$

$$\therefore \theta_2 = \frac{69.6}{9.02 \times 1 \times 34.8} = 0.222 \text{hr}$$

(7) 等速期所需时间 θ_c 列出热量衡算式如下

$$M\lambda(w_1 - w_c) = hA\Delta t_m\theta_c$$

式中: λ —空气湿球温度 49°C 时的蒸发潜热 ($= 569.4\text{kcal/kgH}_2\text{O}$),
 w_c —临界含水率 ($= 0.4$)

现为求 Δt_m ，需先确定材料达 w_0 点时之湿度 H_0 ，由 H_0 即可从湿度图(P.202)查得此时的空气温度 t_0 。由物料衡算得

$$w_1 - w_0 = G_0(H_1 - H_0)$$

$$1.0 - 0.4 = 60(0.076 - H_0)$$

$$\therefore H_0 = 0.066$$

由 $t_w = 49^\circ\text{C}$ ， $H_0 = 0.066$ 查得空气温度 $t_0 = 83^\circ\text{C}$ ，则

$$\Delta t_m = \frac{(83 - 49) - (61 - 49)}{2.3 \log \frac{34}{12}} = 21.2^\circ\text{C}$$

$$\therefore \theta_c = \frac{9.1 \times 569.4 \times (1.0 - 0.4)}{9.02 \times 1 \times 21.2} \approx 16.25\text{hr}$$

(8) 降速期所需时间 θ_r 如在降速期中假定干燥速度和含水率 w 都按直线关系减小，传热系数 h 也与 w 成直线变化。由题意，材料出口的平衡含水率为 $w_0 = 0.008$

w_0 时， $h = 9.02$ ； w_0 时， $h = 0$

h 对 w 的变化率(即斜率)可由图 8-7(c) 求得如下

$$\frac{\Delta h}{\Delta w} = \frac{9.02 - h}{0.4 - w} = \frac{9.02 - 0}{0.4 - 0.008} = 23.0(\text{常数})$$

由此可得

$$h = 23w - 0.18$$

传热式为

$$hA\Delta t_m d\theta = -M\lambda dw$$

式中因 $dw < 0$ ，故冠以负号。

如将上式自临界含水率 $w_0 = 0.4$ 至出口含水率 $w_2 = 0.1$ 积分，则如下式。

$$\theta_r = -\frac{M\lambda}{A\Delta t_m} \int_{w_c}^{w_2} \frac{dw}{(23w - 0.18)}$$

$$\Delta t_m = \frac{(93 - 49) - (83 - 49)}{2.3 \log \frac{44}{34}} = 38.8$$

$$\frac{M\lambda}{A\Delta t_m} = \frac{9.1 \times 569.4}{1 \times 38.8} = 133.5$$

$$\begin{aligned} \int_{0.4}^{0.1} \frac{dw}{(23w - 0.18)} &= \frac{1}{23} \ln \frac{23 \times 0.1 - 0.18}{23 \times 0.4 - 0.18} \\ &= \frac{2.3}{23} \log \frac{2.12}{9.02} = -0.0629 \end{aligned}$$

$$\therefore \theta_r = -133.5(-0.0629) = 8.39 \text{ hr}$$

(9) 材料的最初加热时间(预热时间) θ_1 所需热量(以输送带 1m^2 面积为准)为

$$\begin{aligned} Q &= 9.1[1 \times 0.35 \times (49 - 27) + 1 \times 1 \times (49 - 27)] \\ &= 9.1 \times 29.7 = 270.3 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\frac{Q}{\theta_1} = hA\Delta t_m \quad [\text{kcal/hr}]$$

此期间的温度差为 $(61 - 27)$ 和 $(83 - 49)^*$, 故 Δt_m 取 34°C

$$\therefore \theta_1 = \frac{270.3}{9.02 \times 1 \times 34} = 0.882 \text{ hr}$$

(10) 所需总时数

$$\theta = \theta_1 + \theta_c + \theta_r + \theta_2 = 0.882 + 16.25 + 8.39 + 0.222 \approx 25.75 \text{ hr}$$

* 译者注: 材料预热的温度差拟为 $(61 - 27)$ 与 $(61 - 49)$ 的平均值, 题中计算有误。

(11) 干燥机截面积 假定输送带长度为 60m, 则移动速度为 $60/25.75 = 2.33\text{m/hr}$

制品生产速度(此输送带宽 0.6m)按下式计算.

$$9.1 \times 0.6 \times 2.33 = 12.7 \text{ kg干料/hr}$$

因含水率为 0.1, 故换算成总重量时有

$$12.7(1 + 0.1) \approx 14 \text{ kg/hr(制品)}$$

所需空气量为

$$12.7 \times 60 = 763 \text{ kg干空气/hr}$$

93℃、 $H_2 = 0.061$ 的空气湿比容为 $v_H \approx 1.14\text{m}^3/\text{kg}$ 干空气, 因此换算成体积为

$$1.14 \times 763 = 870\text{m}^3 \text{湿空气/hr}$$

按重量计算则有

$$763 \times (1 + 0.061) = 810 \text{ kg湿空气/hr}$$

干燥机截面积(亦即输送带上部空气流通过面积)为

$$810/2440 = 0.332\text{m}^2$$

其中, 空气质量速度 G_0 为 $2440\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$

§ 8-2 干燥装置

一、干燥装置的种类

干燥装置的种类繁多, 若按热量导入方法分类时, 大致如表 8-7(a)所示; 若按干燥操作方式分类则见表 8-7(b)。图 8-8 中列出了几种主要的干燥装置。

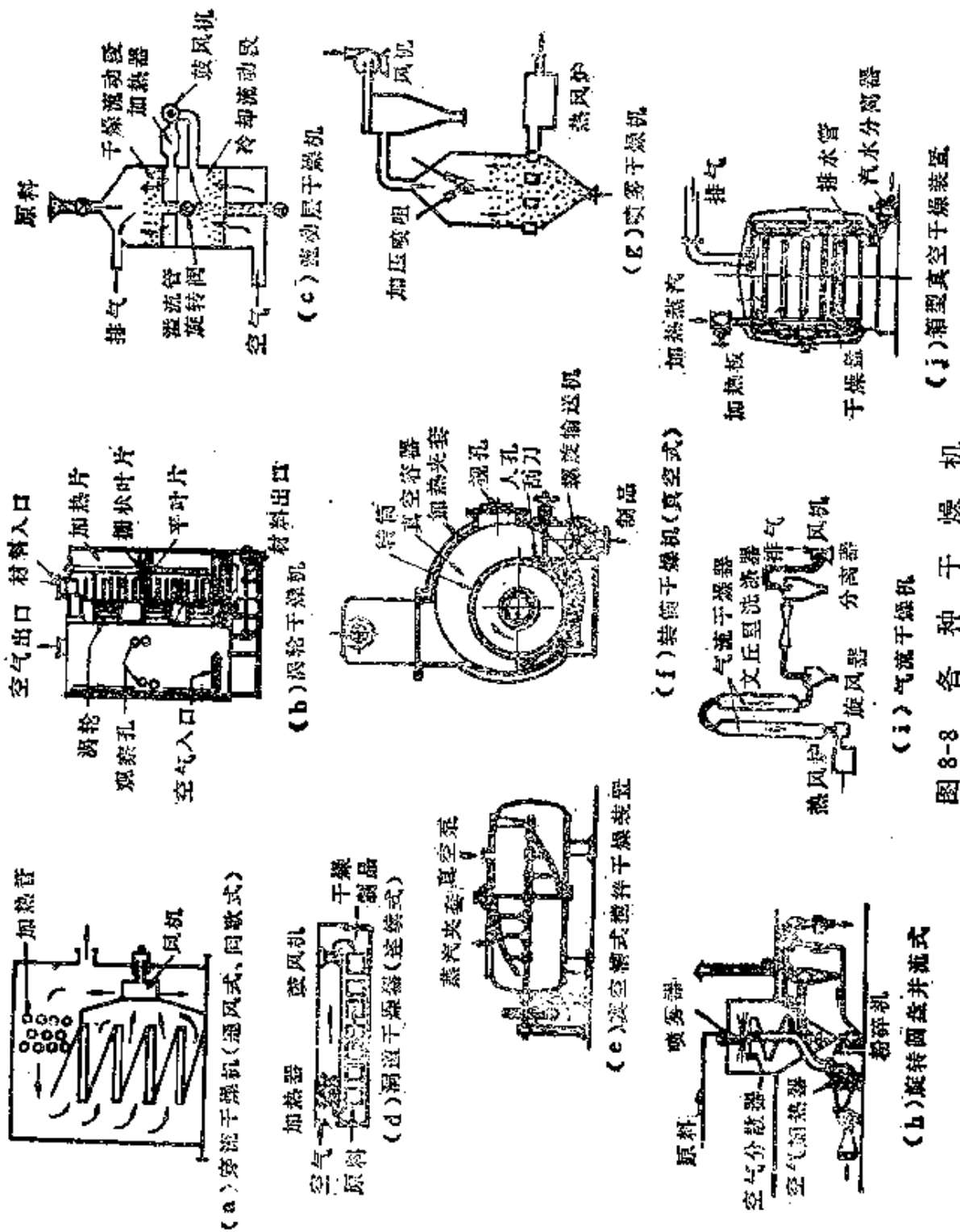


图 8-8 各种干燥机

表 8-7 干燥装置的分类

(a) 按热的导入方法分类

受 热 方 式		例
热 风	材 料 静 置 型	箱式干燥机 洞道干燥机
	材 料 输 送 型	带式干燥机 滚筒干燥机(立式、卧式)
受 热	材 料 搅 拌 型	旋转干燥机 通气旋转干燥机 槽式搅拌干燥机 流化床干燥机 多层圆盘干燥机
	热 风 输 送 型	喷雾干燥机 气流干燥机
传 导 受 热	材 料 静 置 型	真空箱式干燥机 冷冻干燥机
	材 料 输 送 型	滚筒干燥机 圆筒干燥机
	材 料 搅 拌 型	槽式干燥机 圆筒干燥机 水蒸气加热管束、旋转干燥机
辐 射 受 热		红外线干燥机
高 频 受 热		高频干燥机

(b) 按干燥操作方式分类

间 歇 式	箱式干燥机 槽式搅拌干燥机	一般用粉块小批量加工
连 续 式	滚筒干燥机 旋转干燥机 喷雾干燥机 气流干燥机 带式干燥机	液体小批量加工 粉块大量处理 液体大量处理 粉体、浆状物料大量处理 成形材料
	冷 冻 干 燥 机 红 外 线 干 燥 机	医药品等 涂覆表面等

二、干燥机的选择方法

表 8-8 干燥机的选择法

加热方式	材 料 状 态 装 置 形 式	溶 浆	糊 状	泡 沫	粉 状	粒 状	块 状	片 状	短 纤	定 型	连 续 膜 状	不 连 续 膜 状	涂 覆 印 刷	冷 冻 材 料
		液 料	物 沫	状 状	状 状	状 状	维 物	状 状	状 状	状 状	状 状	状 状	状 状	状 状
直 接 干 燥	箱式(并行通气)	D	D	C	×	A	A	A	A	A	×	A	B	×
	箱式(流动层)	×	×	×	×	A	A	B	C	×	×	×	×	×
	洞 道 式	D	D	C	×	B	A	A	A	B	A	×	C	B
	带式(并行通气)	×	×	C	×	A*	A*	A	A	A	B			
	膜 带 式	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×	A	A	A
	多层圆盘(立式涡轮)	×	×	D	×	B	B	B	C	×	×	×	×	×
	立式通气式	×	×	×	×	×	C	A	B	×	×	×	×	×
	旋转式(直接)	×	×	D	×	B	A	A	B	×	×	×	×	×
	旋转式(通气)	×	×	×	×	D	C	B	A	B	D	×	×	×
	振 动 式	×	×	×	×	B	A	B	C	×	C	×	×	×
	流 化 床 式	×	×	×	×	A	A	C	D	×	×	×	×	×
	气 流 式	×	×	×	×	A	A	C	×	×	×	×	×	×
	喷 雾 式	A	A	D	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×
泡 沫 层 式	×	×	×	A	×	×	×	×	×	×	×	×	×	
间 接 干 燥	真 空 式	D	C	A	B	A	A	B	B	C	D	×	D	×
	冷 冻 真 空 式	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×	A
	搅 拌 式(盆型、球型、沟型)	×	×	D	D	B	A	B	C	×	×	×	×	×
	旋 转 式(间 接)	×	×	C	×	B	A	B	C	×	×	×	×	×
	液 筒 型	A	A	C	×	×	×	×	×	×	×	×	×	×
其 它	红 外 线	×	×	D	×	D	D	×	×	×	D	A	B	A
	高 频	×	×	D	D	D	D	D	D	C	D	D	×	×
	超 声 波	×	×	×	×	C	C	×	×	×	×	×	×	×

(注) A: 最适用; B: 适用, 但费用较高; C: 适用于特殊情况; D: 可以应用, 但并不合适; ×: 不能用; *: 进行造粒的场合。

第九章 流体的处理

化学工业中，要处理很多原料、中间产品、制成品、废液、废气的输送问题，因此在许多工厂中，流体(气体和液体)的输送是否恰当，对运转和生产能力方面具有重大的影响。

§ 9-1 流体的基础

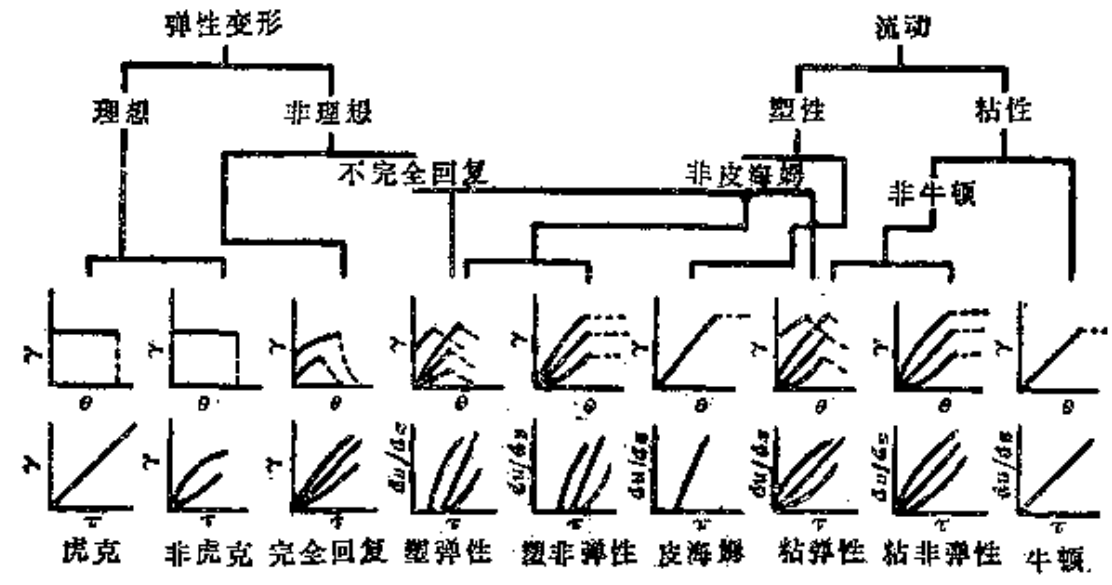
一、流体的行为

1928年美国的皮海姆(E. C. Bingham)取希腊语“流动”命名流变学[(rheology)流动的学问]作为处理流体的“静的”变形和“动的”流动特性的领域。

图 9-1 所列为应力 τ 和应变 γ 关系的静的变形及表示应力 τ 和应变速率 du/dz 关系的动的流动有关的各种问题的处理方法，因此流变学的领域包括图 9-1 所见的很广的范围，而实际上是研究介于固体和液体中间状态的材料变形流动这样一个极窄的范围，所以时间 θ 对应变 γ 和应力 τ 的关系影响很大的情况，组成了流体流变特性的重要部分。

1. 牛顿流体

如水、空气、各种油类等，应力 τ 和应变速率 du/dz 成比例，如图 9-2(a)，属于最单纯的流体。现若以 μ [kg/m·sec] 作为比例常数，则应力 τ [kg/m²] 和应变速率 du/dz 间关系可以用式 (9-1) 表示。



牛 顿 流 体	牛 顿 流 体	水、空气、各种油类等流体
广义非牛顿型流体	非牛顿流体 皮海姆流体 非皮海姆流体	油漆、胶体溶液，某些高分子物质等 固体微粒悬浮液，所谓的浆料等 水泥、浆料等

τ—应力，γ—应变， du/dz 应变速率，θ—时间
 ——(实线)表示应力作用时的变形。
(虚线)表示应除去后的变形。

〔注〕 记有*号的粘非弹性和塑非弹性的两流体，其γ-θ曲线和 du/dz -τ曲线不同时成为直线。

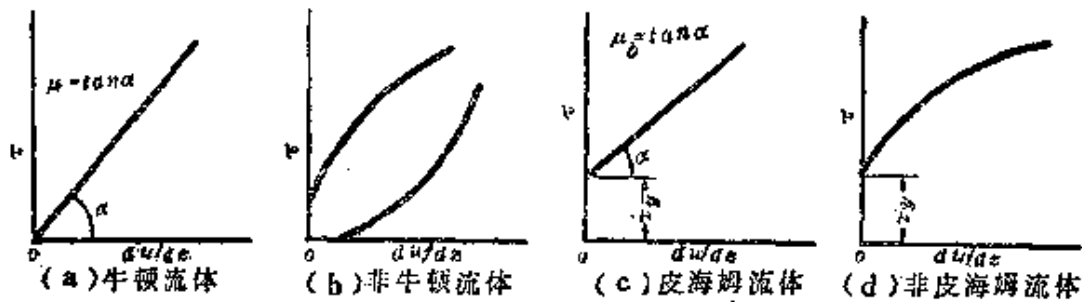
图 9-1 按变形流动的流体分类

$$\frac{du}{dz} = \frac{1}{\mu} \cdot \tau g_0^* \quad (9-1)$$

或
$$\tau g_0 = \mu \frac{du}{dz} \quad (9-1-1)$$

式中： g_0 —重力换算系数[$kg \cdot m/kg \cdot sec^2$]

式中的比例常数 μ [$kg/m \cdot sec$]称为粘度， μ 大时，流动阻力也大。



流体分类	应变速率 du/dz 与应力 τ 的关系式	备注
牛顿流体	$\frac{du}{dz} = \frac{1}{\mu} \cdot \tau g_0$ 或 $\tau g_0 = \mu \frac{du}{dz}$	是最单纯的流体，应变速率 $\frac{du}{dz}$ 与应力 τ 有比例关系
狭义非牛顿流体	$\tau g_0 = f\left(\frac{du}{dz}\right)$ 式中： $\frac{du}{dz} = 0$ 时 $\tau = 0$ 例如， $\tau g_0 = \mu_p \left(\frac{du}{dz}\right)^n$ 式中： $n < 1$ 时 拟塑性流体 $n = 1$ 时 牛顿流体 $n > 1$ 时 膨胀流体	应力 τ 为应变速率 du/dz 的函数，对 $du/dz = 0$ 时 $\tau = 0$ 的情况，则有应力 τ 增加比 du/dz 增加比例小的（拟塑性流体或结构粘性流体）和与上情况相反的（膨胀流体）二类
皮海姆流体	$(\tau - \tau_y) g_0 = \mu_b \frac{du}{dz}$ 式中：比例常数 μ_b —塑性粘度 [kg/m·sec]	在某一应力 τ_y (应力屈服点或屈服应力) 以上, 开始引起变形, 为塑性流体的一种
非皮海姆流体	$(\tau - \tau_y) g_0 = f\left(\frac{du}{dz}\right)$ 或 $\begin{cases} \tau g_0 = f\left(\frac{du}{dz}\right) \\ \tau \leq \tau_y \text{ 时 } \frac{du}{dz} = 0 \end{cases}$	是具有最一般的流动特性的流体，其它流体可能出现这种特殊情况。应力 τ 与应变速率 du/dz 不成直线关系的塑性流体属于非皮海姆流体

图 9-2 各种流体的流动特性

2. 非牛顿流体

牛顿流体以外的三种流体可称为非牛顿流体，其中包括狭义非牛顿流体、皮海姆流体与非皮海姆流体(图 9-1 及 图 9-2)。

〔注〕 1. 在同一式中有重量单位和质量单位的量值时，必须在式中加进重力换算系数 $g_c = 9.80665 \text{ kg} \cdot \text{m} / \text{kg} \cdot \text{sec}^2$ ， g_c 的使用方法如下：

- ① 质量单位除以 g_c 化为重量单位。
- ② 重量单位乘以 g_c 化为质量单位。

2. 在流体分类方法中，除此之外，还有压缩性流体(流体密度随压力而变化)和非压缩性流体(流体密度与压力无关，为定值)以及不考虑粘性的完全流体和考虑粘性的粘性流体等各种其它分类法。

二、流体的粘度

1. 绝对粘度和运动粘度

流体(气体和液体)的粘度 μ (图 9-3)就是指绝对粘度，用 C. G. S 制单位表示时为 $[\text{g}/\text{cm} \cdot \text{sec}]$ ，称为泊[P]，泊的 1/100 单位称为厘泊[cP]，其换算值如 9-2 式。

$$1\text{P} = 100\text{cP} = 1\text{g}/\text{cm} \cdot \text{sec} = 0.1\text{kg}/\text{m} \cdot \text{sec} \quad (9-2)$$

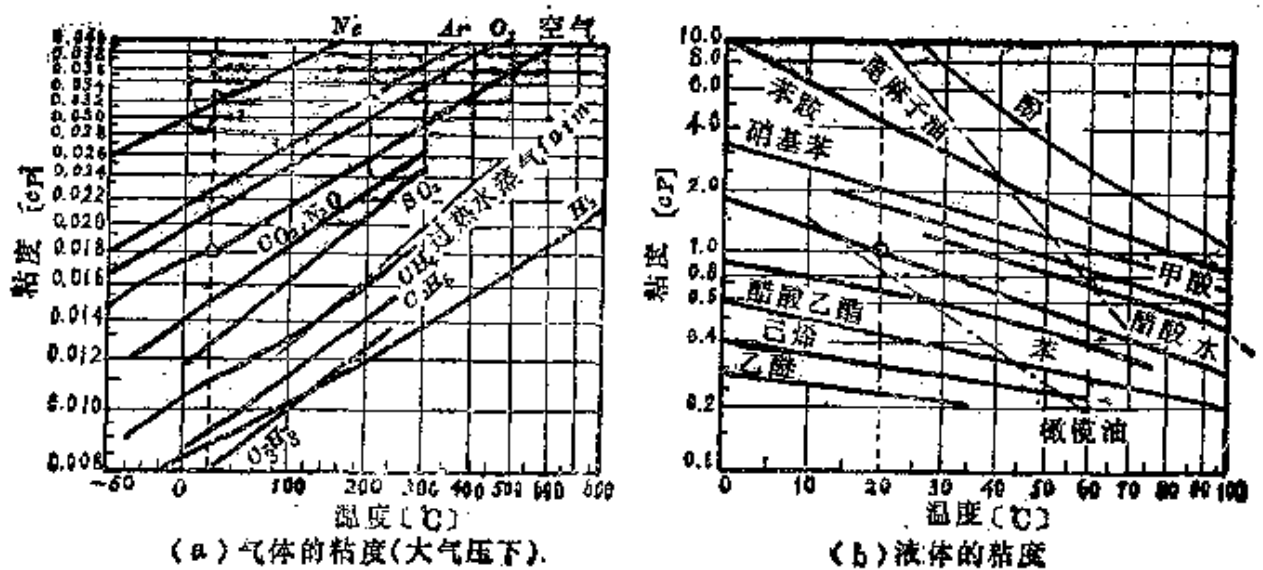


图 9-3 流体(气体和液体)的粘度

*〔注〕更详细的数据可参阅附录

例如，温度 20.2℃ 的水的粘度为

$$1\text{cP} = 0.01\text{P} = 0.001\text{kg/m} \cdot \text{sec} \quad (9-2-1)$$

通常，将称作粘度的绝对粘度与 20.2℃ 时水的粘度相比，其比值称为相对粘度，以 Z^* 表示。绝对粘度 μ 除以流体密度 ρ 所得的商 μ/ρ 称为运动粘度，以 ν^{**} 表示。

表 9-1 空气的粘度与温度的关系

温 度 [°C]	粘 度 [cP]
0	0.01710
10	0.01760
20	0.01809
30	0.01857
40	0.01904
50	0.01951
60	0.01998
70	0.02044
80	0.02089
90	0.02133
100	0.02176

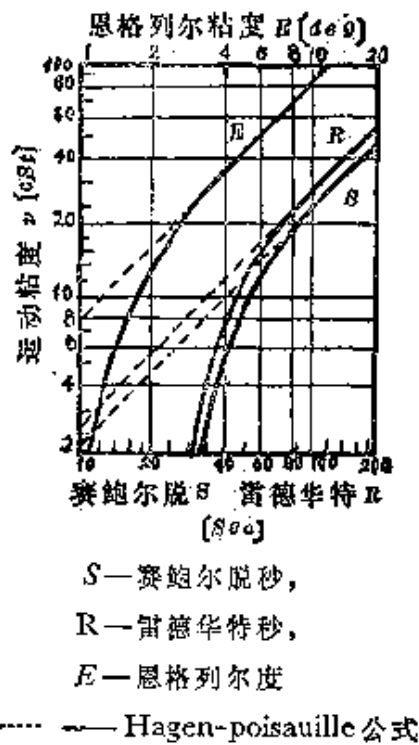


图 9-4 工业用粘度的换算

2. 工业用粘度

作为实际应用，经常使用的粘度单位有赛鲍尔脱粘度 (Saybolt universal viscosity) $S[\text{sec}]$ 、雷德华特粘度 (Redwood viscosity) $R[\text{sec}]$ 和恩格列尔粘度 (Engler viscosity) $E[\text{deg}]$ 。它们和运动粘度 $\nu[\text{cSt}]$ 的关系如图 9-4 所示，而且在高粘度范围内成为

* 相对粘度 Z^* 值在数值上与 cP 一致，要换算成泊时需乘以 0.01，换算成 $\text{kg/m} \cdot \text{sec}$ 时，需乘以 0.001。

** 运动粘度 ν 值在 C. G. S 制中单位为 $(\text{g/cm} \cdot \text{sec}) / (\text{g/cm}^3) = \text{cm}^2/\text{sec}$ ，此单位称为 1 斯 (St)，1 斯的 1/100 单位称为 1 厘斯 (cSt)。

直线,有式(9-3)的关系。

$$\nu [\text{cSt}] = 0.2235S = 0.260R = 7.60E \quad (9-3)$$

成为各种粘度测定标准的水的绝对粘度 μ [cP] 与运动粘度 ν [cSt] 如表 9-2 所示。

表 9-2 水的绝对粘度与运动粘度

温度 [°C]	绝对粘度 [cP]	运动粘度 [cSt]	温度 [°C]	绝对粘度 [cP]	运动粘度 [cSt]
0	1.7887	1.7887	55	0.5072	0.5146
5	1.5155	1.5155	60	0.4701	0.4781
10	1.3061	1.3065	65	0.4395	0.4445
15	1.1406	1.1416	70	0.4062	0.4154
20	1.0046	1.0064	75	0.3795	0.3892
25	0.8941	0.8968	80	0.3556	0.3659
30	0.8019	0.8054	85	0.3341	0.3451
35	0.7205	0.7248	90	0.3146	0.3259
40	0.6533	0.6584	95	0.2981	0.3099
45	0.5958	0.6017	100	0.2821	0.2944
50	0.5497	0.5546			

[注] 赛鲍尔脱粘度 S ; 美国(试样 60cc) 雷德华特粘度 R ; 英国(试样 50cc) 恩格列尔粘度 E ; 苏联、德国(试样 5(cc, 200cc))

(1) 赛鲍尔脱·尤尼维斯尔粘度计 这种粘度计用以测定 60 毫升试样在粘度计细孔中流下所需的秒数 [SVS (Saybolt universal viscosity second)]。在同一装置中,孔径用得较大时,成为赛鲍尔脱·弗劳尔(Saybolt furol)粘度计。

(2) 雷德华特粘度计 用以求取 50 毫升试样在粘度计细孔中流下所需的秒数(Redwood second),随粘度计孔径大小分成 I 型和 II 型。II 型以前用来表示重泊粘度的基准,但在目前计量法完全施行后已用运动粘度来代替。

(3) 恩格列尔粘度计 求出 50 毫升或 200 毫升试样在粘度

计细孔中流下所需的时间，再算出恩格列尔度(Engler degree)。恩格列尔度是试样50毫升或200毫升的流出时间和同量水流出时间的比值，在欧洲应用甚广。

(注) 旋转式粘度计是利用在液体中旋转物体所受阻力与液体绝对粘度 μ 成比例的原理，以扭转力测出其阻力，再求出液体的粘度。这种类型粘度计的应用实例之一为B型粘度计(Brookfield viscometer)。

表 9-3 气体与液体的粘度

(a) 气体的粘度[压力: 760mmHg]

气 体 名	温 度 [°C]	绝对粘度[cP]	气 体 名	温 度 [°C]	绝对粘度[cP]
空气	0	0.01710	氯化氢 HCl	0	0.01332
氧气 O ₂	0	0.01920	乙炔 C ₂ H ₂	20	0.01020
二氧化碳 CO ₂	0	0.01366	一氧化碳 CO	0	0.01665
氨 NH ₃	20	0.00982	二氧化硫 SO ₂	0	0.01168
甲烷 CH ₄	17	0.01094	硫化氢 H ₂ S	17	0.01251
水蒸气* H ₂ O	99	0.01235	一氧化氮 NO	0	0.01797
氢 H ₂	0	0.00850	氧化亚氮 N ₂ O	0	0.01366
氯 Cl ₂	0	0.01294	氮 N ₂	0	0.01665

* 水蒸气(压力: 1 atm)

(b) 液体的粘度(单位: cP)

温度[°C]	蓖麻子油	硫 酸	乙 醇	酚	甘 油	苯 胺	醋酸乙酯
0	7200	54	1.77		5400	10.20	0.583
10	2400	36	1.47		2550	6.50	0.512
20	990	25.5	1.20	11.90	1200	4.40	0.415
30	460	18.5	1.00	7.09	600	3.16	0.370
40	230	13.5	0.830	4.82	330	2.37	0.335
50	128	10.3	0.702	3.40	175	1.85	0.309
60	77	8.2	0.591	2.55	100	1.51	0.282
70	48	6.6	0.504	1.98	57	1.27	0.258
80	33.5	5.4	0.435	1.56	33	1.09	0.237
90			0.376	1.28		0.935	0.217
100			0.325	1.07		0.825	0.199

三、流体的流动

1. 滞流与湍流

在流体中，有称作滞流与湍流的两种完全不同的流动方式。滞流状态〔图 9-5(a)〕是保持前后次序的相邻流体层间互相没有混合的流动；而湍流状态〔图 9-5(b)〕则是流体各部分在流动中，同时进行无规律的混合，具有对流动产生不规则变动的特征。

对于圆管内的流动，雷诺(Reynolds)曾进行了各种研究。用代表长度 d [m]*、平均流速 \bar{u} [m/sec]、流体密度 ρ [kg/m³] 的乘积除以流体粘度 μ [kg/m·sec] 的 $d\bar{u}\rho/\mu$ 式表示的无因次值 Re 的大小来判明流动状态的变化。

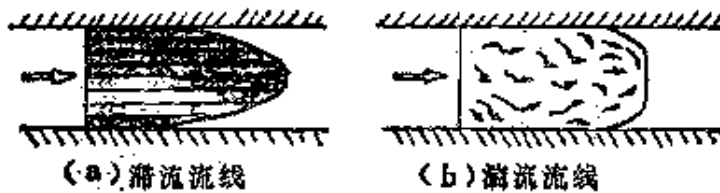


图 9-5 圆管内的流速分布

$$Re = \frac{d\bar{u}\rho}{\mu} = \frac{[m][m/sec][kg/m^3]}{[kg/m \cdot sec]} \quad (9-4)$$



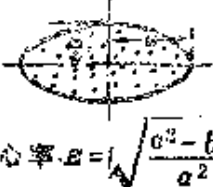




$$\left. \begin{array}{l} Re < 2100 \quad (\text{滞流状态}) \\ Re > 4000 \quad (\text{湍流状态}) \end{array} \right\} \quad (9-5)$$

如进行实验，则在直通圆管中流动时，雷诺数 Re 值大致在 2100 以下为滞流，4000 以上为湍流，2100~4000 之间** 则是不稳定流动状态。

* 代表长度 d 为流路截面中流体平均深度的 4 倍，对于圆管则相当于内径 d_i 。

** 雷诺数 Re 在 2100~4000 间称为临界区域。

表 9-4 各种流路截面的代表长度 d

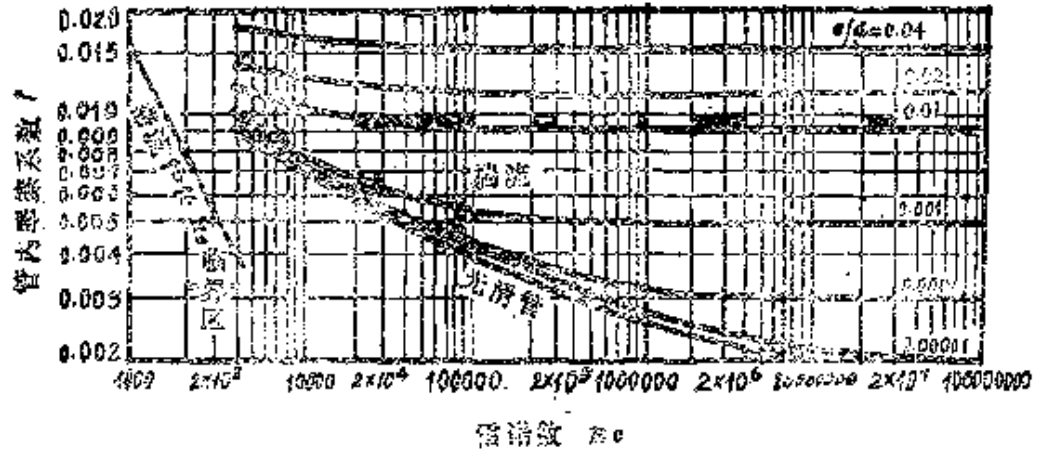
	圆	圆环	椭圆	长方形
流路断面			 离心率 $e = \sqrt{\frac{a^2 - b^2}{a^2}}$	
流体平均深度 H	$\frac{d_1}{4}$	$\frac{d_2 - d_1}{4}$	$(\frac{\pi}{4}) \frac{b}{E(\frac{\pi}{2}) \sqrt{1 - (b/a)^2}}$	$\frac{1}{2} (\frac{bH}{b+H})$
代表长度 $d = 4H$	d_1	$d_2 - d_1$	$\frac{\pi b}{E(\frac{\pi}{2}) \sqrt{1 - (b/a)^2}}$	$\frac{2bH}{b+H}$
	正方形	二等边三角形	二等边梯形	
流路断面				
流体平均深度 H	$\frac{a}{4}$	$\frac{1}{2} (\frac{bH}{b + \sqrt{4H^2 + b^2}})$	$\frac{1}{2} (\frac{(a+c)H}{(a+c) + \sqrt{4H^2 + (a-c)^2}})$	
代表长度 $d = 4H$	a	$\frac{2bH}{b + \sqrt{4H^2 + b^2}}$	$\frac{2(a+c)H}{(a+c) + \sqrt{4H^2 + (a-c)^2}}$	

2. 流速和流量

一般所谓流速指的是平均流速。例如流体在圆管中流动时的流速〔图 9-5(a)〕在管中心部分最大，愈接近管内壁处流速愈小。因此，对于在截面积为 A 〔 m^2 〕的圆管内以流量 Q 〔 m^3/sec 〕流动的流体的平均流速 \bar{u} 〔 m/sec 〕如式(9-6)所示。

$$\bar{u} = \frac{Q}{A} \quad [m/sec] \quad (9-6)$$

如以质量流量 m 〔 kg/sec 〕代换流量 Q 〔 m^3/sec 〕表示时，则与截面积 A 〔 m^2 〕的质量速度 G ，有如式(9-7)所示的关系。



e/d 称为相对粗糙度, e 为粗糙度(普通钢管 0.045mm, 铸铁管 0.26mm, 混凝土管 0.3~3.0mm, 涂锌管 0.15mm, 无缝铜管 0.0015mm)

$$Re = \frac{d\bar{u}\rho}{\mu} \text{ 为雷诺数, } f = \frac{\Delta p d g c}{2\rho l \bar{u}^2} \text{ 称为管子的摩擦系数}$$

图 9-6 管子的摩擦系数与雷诺数的关系

$$G = \frac{m}{A} = \frac{\rho Q}{A} = \frac{\rho A \bar{u}}{A} = \rho \bar{u} \quad [\text{kg/m}^2 \cdot \text{sec}] \quad (9-7)$$

对于体积变化受温度影响显著的气体, 其流速(平均流速) \bar{u} [m/sec] 与流体密度 ρ [kg/m³] 都有变化, 但其乘积 $\bar{u}\rho$ [kg/m² · sec] 是不变的, 这种情况下, 用质量速度 G [kg/m² · sec] 表示比用 \bar{u} [m/sec] 更为合适。

[注] 1. 雷诺数 $Re = d\bar{u}\rho/\mu$ 如用质量速度 $G = \bar{u}\rho$ 或运动粘度 $\nu = \mu/\rho$ 表示时, 则有:

$$Re = \frac{dG}{\mu} = \frac{d\bar{u}}{\nu}$$

2. 与质量流量 m [kg/sec] 对应, 流量 Q [m³/sec] 称为体积流量, 以示区别。

例 9-1 试求内管外径为 d_1 、外管内径为 d_2 组成的套管环形截面流路的当量直径[参考表 9-4]。

解 对于圆形以外的流路，以浸润周边长度除以截面积的 4 倍作为当量直径 d_e ，故求法如下：

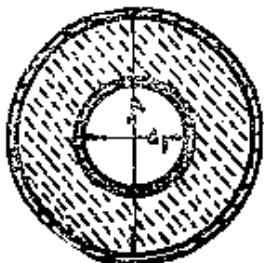


图 9-7 (例 9-1)
说明图

$$\begin{aligned}
 d_e &= 4 \cdot \frac{\text{截面积}}{\text{浸润周边长度}} \\
 &= 4 \cdot \frac{\pi/4 \cdot (d_2^2 - d_1^2)}{\pi(d_2 + d_1)} \\
 &= \frac{(d_2 + d_1)(d_2 - d_1)}{d_2 + d_1} \\
 &= d_2 - d_1
 \end{aligned}$$

例 9-2 在内径为 2.16mm 的圆管内，每分钟流过 21、粘度为 1cP、密度为 0.995g/cc 的水，试求其流动状态是滞流还是湍流。

解 按题意：

$$d = 21.6\text{mm} = 2.16\text{cm} = 0.0216\text{m}$$

$$Q = 21/\text{min} = \frac{2000}{60}\text{cc/sec} = 33.3\text{cc/sec} = 33.3 \times 10^{-6}\text{m}^3/\text{sec}$$

$$A = \frac{\pi}{4}d^2 = 0.785 \times 2.16^2\text{cm}^2 = 3.66\text{cm}^2 = 3.66 \times 10^{-4}\text{m}^2$$

$$u = \frac{Q}{A} = \frac{33.3}{3.66}\text{cm/sec} = 9.1\text{cm/sec} = 0.091\text{m/sec}$$

$$\rho = 0.995\text{g/cc} = 995\text{kg/m}^3$$

$$\mu = 1\text{cP} = 0.01\text{P} = 0.01\text{g/cm} \cdot \text{sec} = 0.001\text{kg/m} \cdot \text{sec}$$

原则上，应以 MKS 制单位的各数值代入 9-4 式中，故有

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.0216 \times 0.091 \times 995}{0.001} = 1955 < 2100$$

为了简便，以 CGS 制单位计算雷诺数时，则如下式

$$Re = \frac{d\bar{u}\rho}{\mu} = \frac{2.16 \times 9.1 \times 0.995}{0.01} = 1955 < 2100$$

算出雷诺数为 $Re = 1955 < 2100$ ，故流动状态为滞流。

例 9-3 在上例中〔例 9-2〕，若增加流量，试求每分钟流量达何值时，才能成为 Re 超过 4000 以上的湍流。

解 按题意将 $Re = 4000$ 代入(9-4)式中，先求出流速 \bar{u} 。

$$\bar{u} = \frac{\mu Re_c}{d\rho} = \frac{0.001 \times 4000}{0.0216 \times 995} = 0.186 \text{ m/sec}$$

$$\begin{aligned} \text{故 } Q &= \bar{u} \cdot A = 3.66 \times 10^{-4} \times 0.186 = 68 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{sec} \\ &= 68 \text{ cc/sec} = 4080 \text{ cc/min} = 4.08 \text{ l/min} \end{aligned}$$

每分钟约以 2 倍的水(4.08l/min 以上)流入圆管时，雷诺数 Re 可达 4000 以上，流动状态成为湍流。

3. 流动与摩擦损失

(1) 相同截面的流路 流体在截面相同的直管内流动时，摩擦损失 F 可按范宁公式 (Fanning's equation) 计算。现如以 ΔP [kg/m²] 作为相当于摩擦损失 F [kg·m/kg] 的压力损失，则可表示如(9-8)式。

$$F = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2fl\bar{u}^2}{g_c d} \quad [\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg}] \quad (9-8)$$

式中： F —相当于每 kg 流体的摩擦损失 [kg·m/kg]， ΔP —相当于摩擦损失的压力损失， ρ —流体密度 [kg/m³]， \bar{u} —流体平均流速 [m/sec]， f —摩擦系数〔无因次〕， l —管子长度 [m]， d —管子内径 [m]， $g_c \approx 9.80$ [kg·m/kg·sec²]

由图 9-6 可见，滞流时摩擦系数 f 不受相对粗糙度 ϵ/d 的影响，而与雷诺数成反比，有如下简单关系。

$$f = \frac{16}{Re} \quad [\text{无因次}] \quad (9-9)$$

表9-5 主要的碳素钢管的尺寸[mm]

称 呼 法		配 管 用 钢 管			医 力 配 管 用 "STPG"			
		外 径 [mm]	"SGF"		schedule-40		schedule-80	
[A]	[B]		厚 度	内 径	厚 度	内 径	厚 度	内 径
6A	$\frac{1}{8}$ B	10.5	2.0	6.5	1.7	7.1	2.4	5.7
8A	$\frac{1}{4}$ B	13.8	2.3	9.2	2.2	9.4	3.0	7.8
10A	$\frac{3}{8}$ B	17.3	2.3	12.7	2.3	12.7	3.2	10.9
15A	$\frac{1}{2}$ B	21.7	2.8	16.1	2.8	16.1	3.7	14.3
20A	$\frac{3}{4}$ B	27.2	2.8	21.6	2.9	21.4	3.9	19.4
25A	1 B	34.0	3.2	27.6	3.4	27.2	4.5	25.0
32A	1 $\frac{1}{4}$ B	42.7	3.5	35.7	3.6	35.5	4.9	32.9
40A	1 $\frac{1}{2}$ B	48.6	3.5	41.6	3.7	41.2	5.1	38.4
50A	2 B	60.5	3.8	52.9	3.9	52.7	5.5	49.3
65A	2 $\frac{1}{2}$ B	76.3	4.2	67.9	5.2	65.0	7.0	62.3
80A	3 B	89.1	4.2	80.7	5.5	78.1	7.6	73.6
90A	3 $\frac{1}{2}$ B	101.6	4.2	93.2	5.7	90.2	8.1	85.4
100A	4 B	114.3	4.5	105.3	6.0	102.4	8.6	97.1
125A	5 B	139.8	4.5	130.8	6.6	126.6	9.5	120.8
150A	6 B	165.2	5.0	155.2	7.1	151.0	11.0	143.2
175A	7 B	190.7	5.3	180.1				
200A	8 B	216.3	5.8	204.7	8.2	199.9	12.7	193.9
225A	9 B	241.8	6.2	229.4				
250A	10 B	267.4	6.6	254.2	9.3	248.8	15.1	237.2
300A	12 B	318.5	6.9	304.7	10.3	297.9	17.4	283.7
350A	14 B	355.6	7.9	339.8	11.1	333.4	19.0	317.6
400A	16 B	406.4			12.7	381.0	21.4	363.6

[注] [A]、[B]两种管子称呼法都可使用，按需要可将符号[A]、[B]注在各数字后面，以示区别。

以此 $f = 16/Re$ 的关系代入(9-8)式中,则可导出下述适于滞流情况的哈琴-泊赛尔(Hagen-Poiseuille)式,

$$F = \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{32l\bar{u}\mu}{g_c d^2 \rho} \quad [\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg}] \quad (9-8-1)$$

〔注〕1. 对于流路截面不同的情况,不成立 $\Delta P = \rho \cdot F$ 的关系,

2. 哈琴-泊赛尔式中的流速 \bar{u} [m/sec] 和截面积 $A = \frac{\pi}{4} d^2$ [m²] 的乘积,可导出流量 Q [m³/sec] 的计算式,

3. 哈琴-泊赛尔式〔参见(9-8-1)〕与流速 \bar{u} 成比例,范宁公式〔参见(9-8)式〕则与流速 \bar{u} 的2次方成比例。

例 9-4 粘度为 0.8cP 的液体,在内径 9.2mm、长度为 5m 的等截面直管内作滞流流动时,求管末端每分钟液体流出量。此时液体入口处压力仅 8kg/m²。

解 适用于滞流的哈琴-泊赛尔式(9-8-1)中,以流速 \bar{u} 和管截面 $A = \pi d^2/4 = \pi r^2$ 的乘积求算流量 Q 时,则如下式:

$$Q = \frac{\pi \Delta P d^4 g_c}{128 l \mu} = \frac{\pi \Delta P (d/2)^4 g_c}{8 l \mu} = \frac{\pi \Delta P r^4 g_c}{8 l \mu}$$

由题意:

$$l = 5\text{m}, \quad d = 9.2\text{mm} = 0.0092\text{m},$$

$$r = d/2 = 0.0046\text{m},$$

$$\mu = 0.8\text{cP} = 0.008\text{P} = 0.008\text{g}/\text{cm} \cdot \text{sec}$$

$$= 0.0008\text{kg}/\text{m} \cdot \text{sec},$$

$$\Delta P = 8\text{kg}/\text{m}^2, \quad g_c = 9.80\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg} \cdot \text{sec}^2$$

$$\begin{aligned} \therefore Q &= A\bar{u} = \frac{\pi \times 8 \times 0.0046^4 \times 9.80}{8 \times 5 \times 0.0008} \\ &= 3.45 \times 10^{-9} \text{m}^3/\text{sec} = 3.45\text{cc}/\text{sec} \\ &= 207\text{cc}/\text{min} \approx 0.21/\text{min} \end{aligned}$$



图 9-8 等截面直管内的滞流

作为参考，设流体密度 ρ 为 $0.950\text{g/cc} = 950\text{kg/m}^3$ ，求算 Re 时，则有

$$Re = \frac{d\bar{u}\rho}{\mu} = \frac{d(Q/A)\rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.0092[3.45 \times 10^{-3} / (0.665 \times 10^{-4})] \times 950}{0.0008}$$

$$= 569 < 2100$$

(2) 截面变化的流路 考察管路截面突然变化 (图 9-9a) 与逐渐变化 (图 9-9b) 两种情况。

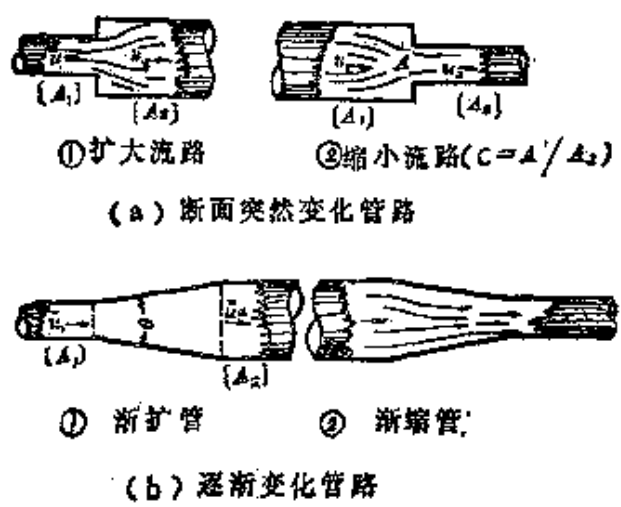


图 9-9

1) 突然变化的情况 由于管路截面积由 A_1 变化为 A_2 , 平均流速 \bar{u}_1 回复到 \bar{u}_2 状态时, 有如下关系式。

突然扩大流路

$$\Delta P = \frac{(\bar{u}_1 - \bar{u}_2)^2 \rho}{2g_c} \quad (9-10)$$

突然缩小流路 (表 9-6)

$$\Delta P = \frac{\sigma_2 \bar{u}_2^2 \rho}{2g_c} \quad (9-11)$$

2) 逐渐变化的情况 对图 9-9 b ① 那样的扩大流路 (逐渐扩大的流路), 可得关系式 (9-12)。

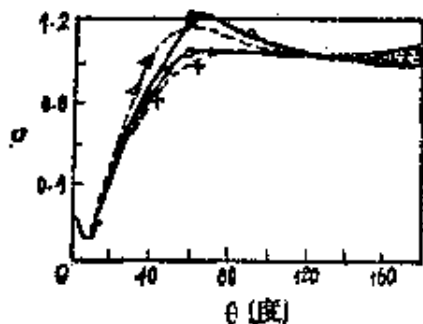
$$\Delta P = \frac{\sigma [1 - (A_1/A_2)]^2 \rho (\bar{u}_1 - \bar{u}_2)^2}{2g_c} \quad (9-12)$$

表 9-6 缩流系数 c 与式 (9-11) 中的系数 σ_2

截面积比 A_2/A_1	1.0	0.9	0.8	0.7	0.6	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1
缩流系数 c	1.00	0.84	0.77	0.73	0.70	0.67	0.65	0.63	0.62	0.61
式 (9-11) 系数 σ_2	0	0.036	0.089	0.14	0.18	0.24	0.29	0.34	0.38	0.41

〔注〕 缩流系数 c 为图 9-9a ② 中的 $A'/A_2 = 0.6 \sim 0.8$ (对 A_2/A_1 的常用值)

式中 σ 值对于圆管流路的情况其值如图 9-10 所示。由图可见, θ 角加大时, σ 值也迅速增加, 但 θ 过小, 由于扩大段部分增长, 摩擦



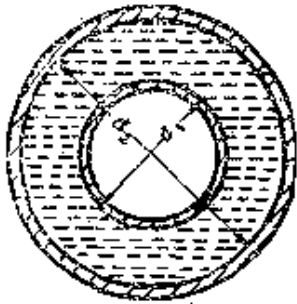
	d_1	A_2/A_1
0	2.0 in	2.25
Δ	1.5	4.0
•	0.5	9.0
x	1.0	9.0

图 9-10 渐扩圆管的 σ 值

阻力亦增加,故 θ 角在 $6\sim 10^\circ$ 范围内 σ 具有极小值。

图 9-9b② 的渐缩角度小时,只要在出口处不形成缩流,一般说除摩擦阻力外,并无其它特别的压力损失。

4. 具有非圆形截面的流路



d_1 : 内管外径 d_2 : 外管内径

图 9-11 圆环状流路

对于流路截面为非圆形的情况,只要以下述当量直径或水力半径代换各个计算式中的直径 d 即可。

(1) 当量直径 对于圆形以外的流路,以流路截面积除以浸润周边长度所得商的 4 倍作为当量直径。

例如对于一圆环状流路(图 9-11),若内管外径为 d_1 ,外管内径为 d_2 时,则当量直径 d_e 如(9-13)式所示。

$$d_e = 4 \cdot \frac{\text{流路截面积}}{\text{浸润周边长度}} = 4 \cdot \frac{\pi(d_2^2 - d_1^2)/4}{\pi(d_2 + d_1)} = d_2 - d_1 \quad (9-13)$$

对于圆环形流路,只需以外管内径 d_2 减去内管外径 d_1 作为当量直径代换圆形截面的直径 d 即可(表 9-4)。

(2) 水力半径(当量直径的 1/4 值) 在求取非圆形截面流路的摩擦损失等场合中,以下述水力半径 r_H 的 4 倍值 $4r_H$ 代换计算式中的直径 d ,作为表示截面大小的代表尺寸(在土木工程方面的水力学上应用)。

$$r_H = \frac{\text{流路截面积}}{\text{和流体接触的周边长度(浸润周边长度)}} \quad (9-14)$$

如用 r_H 表示非圆截面流路内流体流动的雷诺数 R_e 和范宁公式时,则如下式。

$$R_e = \frac{4r_H u \rho}{\mu} \quad (9-4-1)$$

$$\Delta P = \frac{f l \rho u^2}{2g_s r_H} \quad (9-8-2)$$

表 9-7 非圆形截面流路的压力降 ΔP 和摩擦系数 f [滞流情况]

椭圆形截面管 (长轴径: $2a$, 短轴径: $2b$)	环状截面管(同心套管) (内管外径: d_1 , 外管内径: d_2)	矩形(长方形)截面管 (长边: a , 短边: b)
$\Delta P = \frac{32l\mu u}{g_c} \left[\frac{2(a^2 + b^2)}{L^3} \right]$ $f = \frac{16}{Re} \cdot \frac{2(a^2 + b^2)}{L^3}$ <p>式中: $L = (a+b) \left[1 + \frac{1}{4} \left(\frac{a-b}{a+b} \right)^2 + \frac{1}{64} \left(\frac{a-b}{a+b} \right)^4 + \dots \right]$</p>	$\Delta P = \frac{32l\mu u}{g_c} \left[\frac{d_2^2 - d_1^2}{\ln(d_2/d_1)} \right]$ $f = \frac{16}{Re} \cdot \left[\frac{(d_2 - d_1)^2}{(d_2^2 + d_1^2) - \ln(d_2/d_1)} \right]$ <p>[注] (1) 正方形 $a/b = 1, f = 14.21/Re$ (2) 平行平面 $a/b = \infty, f = 24/Re$</p>	$\Delta P = \frac{32l\mu u}{g_c} \left[\frac{8a^2}{(a+b)^3 X} \right]$ $f = \frac{16}{Re} \cdot \left[\frac{8a^2}{(a+b)^3 X} \right]$ $X = -\frac{16}{3} - \frac{1024}{\pi^5} \frac{b}{a} \times \left[\operatorname{tg} h \frac{\pi a}{2b} + \frac{1}{32} \operatorname{tg} h \frac{3\pi a}{2b} + \dots \right]$

四、流动的理论式

流体中存在有牛顿型流体(水、空气等)和非牛顿型流体(具有可塑性的水泥、浆料等),此处先讨论适用于单纯牛顿型流体的理论式。

1. 连续性方程式

如沿流管轴心(图 9-12)取一距离 r , 则式(9-15)的连续性方程式成立。

$$\frac{\partial \rho A}{\partial \theta} + \frac{\partial \rho u A}{\partial r} = 0 \quad (9-15)$$

式中: A —流管截面积[m^2], r —移动距离[m], u —流体的流速[m/sec],
 ρ —流体密度[kg/m^3], θ —时间[sec].

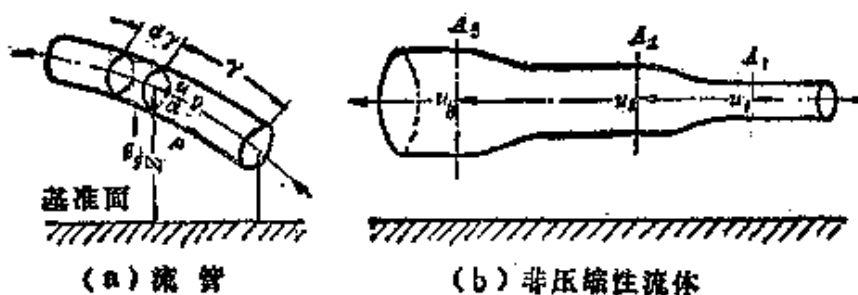


图 9-12 连续性方程式说明图

在稳定状态, 上述(9-15)式成为

$$\rho u A = \text{常数} \quad (9-15-1)$$

而对于非压缩性流体(如水那样的液体), 则可得下述简单的连续性方程式*。

* 一般的连续性方程式, 将 \mathbf{u} 作为速度矢量, $d\rho/d\theta = -\rho(\mathbf{v} \cdot \mathbf{u})$, 如用直角坐标表示时, 有: $-\frac{\partial \rho}{\partial \theta} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho u_y) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho u_z) = 0$

$$u_1 A_1 = u_2 A_2 = \dots \dots u_n A_n = \text{常数} \quad (9-15-2)$$

按此连续性方程式,可知在流管截面积 A [m²] 增大时,流体的流速 u [m/sec] 减缓(图 9-12b)。

2. 伯诺里方程式

1738年左右,住在瑞士的旦尼尔·伯诺里(Daniel Bernoulli)发表了伯诺里定理。理想流体在流管内的运动方程式(表 9-8a)如以 p 表示压力[kg/m²], α 表示流管与垂直轴的夹角(图 9-13), g 表示重力加速度[m/sec²]时,可表示如(9-16)式。

$$\frac{\partial u}{\partial \theta} + u \frac{\partial u}{\partial r} = g \cos \alpha - \frac{g_c}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} \quad (9-16)$$

表 9-8 流体的运动方程式与流动特性

(a) 流体流动的运动方程式

理想流体在流管中的运动方程式

在一定流管内流动的理想流体的运动方程式,如以 p 表示压力, α 表示流管与垂直轴的夹角, g 表示重力加速度时,如下式:

$$\frac{\partial u}{\partial \theta} + u \frac{\partial u}{\partial r} = g \cos \alpha - \frac{g_c}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r}$$

理想流体的运动方程式

现若以 \mathbf{g} 表示作用于此系统的外力的矢量,则理想流体的运动方程式如下:

$$\frac{d\mathbf{u}}{d\theta} = \frac{g_c}{\rho} (-\mathbf{v}p + \rho\mathbf{g})$$

此式称为埃列尔(Euler)运动方程式。

粘性流体的运动方程式

现以 τ 作为应力张量时,粘性流体的运动方程式表达如下:

$$\frac{d\mathbf{u}}{d\theta} = \frac{g_c}{\rho} [-\mathbf{v}p - (\mathbf{v} \cdot \tau) + \rho\mathbf{g}]$$

一般,上式适用于变形物体。

(b) 流体的流动特性

直角坐标 (x, y, z)	$\tau_{xx} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_x}{\partial x} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{yy} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_y}{\partial y} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{zz} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_z}{\partial z} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{xy} = \tau_{yx} = -\frac{\mu}{g_c} \left(\frac{\partial u_x}{\partial y} + \frac{\partial u_y}{\partial x} \right)$ $\tau_{yz} = \tau_{zy} = -\frac{\mu}{g_c} \left(\frac{\partial u_y}{\partial z} + \frac{\partial u_z}{\partial y} \right)$ $\tau_{zx} = \tau_{xz} = -\frac{\mu}{g_c} \left(\frac{\partial u_z}{\partial x} + \frac{\partial u_x}{\partial z} \right)$ $(\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) = \frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z}$
圆周坐标 (r, φ, z)	$\tau_{rr} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_r}{\partial r} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{\varphi\varphi} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \left(\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{u_r}{r} \right) - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{zz} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_z}{\partial z} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{r\varphi} = \tau_{\varphi r} = -\frac{\mu}{g_c} \left[r \frac{\partial}{\partial r} \cdot \frac{u_\varphi}{r} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u_r}{\partial \varphi} \right]$ $\tau_{\varphi z} = \tau_{z\varphi} = -\frac{\mu}{g_c} \left[\frac{\partial u_\varphi}{\partial z} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u_z}{\partial \varphi} \right]$ $\tau_{zr} = \tau_{rz} = -\frac{\mu}{g_c} \left[\frac{\partial u_z}{\partial r} + \frac{\partial u_r}{\partial z} \right]$ $(\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) = \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r u_r) + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{\partial u_z}{\partial z}$
极坐标 (r, φ, ω)	$\tau_{rr} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \frac{\partial u_r}{\partial r} - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{\varphi\varphi} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \left(\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial u_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{u_r}{r} \right) - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{\omega\omega} = -\frac{\mu}{g_c} \left[2 \left(\frac{1}{r \sin \varphi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega} + \frac{u_r}{r} + \frac{u_\varphi \cot \varphi}{r} \right) - \frac{2}{3} (\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) \right] - p$ $\tau_{\varphi\omega} = \tau_{\omega\varphi} = -\frac{\mu}{g_c} \left(\frac{\sin \varphi}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot \frac{u_\omega}{\sin \varphi} + \frac{1}{r \sin \varphi} \cdot \frac{\partial u_\varphi}{\partial \omega} \right)$ $\tau_{\omega r} = \tau_{r\omega} = -\frac{\mu}{g_c} \cdot \left(\frac{1}{r \sin \varphi} \cdot \frac{\partial u_r}{\partial \omega} + r \frac{\partial}{\partial r} \cdot \frac{u_\omega}{r} \right)$ $(\mathbf{v} \cdot \mathbf{u}) = \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r^2 u_r) + \frac{1}{r \sin \varphi} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} \cdot u_\varphi \sin \varphi + \frac{1}{r \sin \varphi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega}$

(c) 流体的运动方程式

直角坐标 (x, y, z)	圆柱坐标 (r, φ, z)
$\frac{du_x}{dt} = \left(g_x - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial x} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial x} (v^2 u_x)$ $\frac{du_y}{dt} = \left(g_y - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial y} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial y} (v^2 u_y)$ $\frac{du_z}{dt} = \left(g_z - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial z} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial z} (v^2 u_z)$ $\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u_x \frac{\partial}{\partial x} + u_y \frac{\partial}{\partial y} + u_z \frac{\partial}{\partial z}$ $v^2 = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$	$\frac{du_r}{dt} = \left(g_r - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial r} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (v^2 u_r - \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial u_\phi}{\partial \phi} - \frac{u_r}{r^2})$ $\frac{du_\phi}{dt} + \frac{u_r u_\phi}{r} = \left(g_\phi - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial \phi} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} (v^2 u_\phi + \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial u_r}{\partial \phi} - \frac{u_\phi}{r^2})$ $\frac{du_z}{dt} = \left(g_z - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial z} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial z} (v^2 u_z)$ $\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u_r \frac{\partial}{\partial r} + u_\phi \frac{\partial}{r \partial \phi} + u_z \frac{\partial}{\partial z}$ $v^2 = \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2}{\partial \phi^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}$
$\frac{du_r}{dt} - \frac{u_\phi^2 + u_\omega^2}{r} = \left(g_r - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial r} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (v^2 u_r - \frac{2 \text{ctg} \phi}{r^2} u_\phi - \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial u_\phi}{\partial \omega} - \frac{2}{r^2 \sin \phi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega})$ $\frac{du_\phi}{dt} - \frac{u_\omega^2 \text{ctg} \phi}{r} + \frac{u_r u_\phi}{r} = \left(g_\phi - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial \phi} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} (v^2 u_\phi - \frac{u_\phi}{r^2 \sin^2 \phi} - \frac{2 \cos \phi}{r^2 \sin^3 \phi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega})$ $\frac{du_\omega}{dt} + \frac{u_r u_\omega}{r} + \frac{u_\phi u_\omega \text{ctg} \phi}{r} = \left(g_\omega - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial \phi \sin \phi} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} (v^2 u_\omega - \frac{u_\omega}{r^2 \sin^2 \phi} + \frac{2}{r^2 \sin \phi} \cdot \frac{\partial u_r}{\partial \omega} + \frac{2 \cos \phi}{r^2 \sin^2 \phi} \cdot \frac{\partial u_\phi}{\partial \omega})$ $\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u_r \frac{\partial}{\partial r} + u_\phi \frac{\partial}{r \partial \phi} + u_\omega \frac{\partial}{r \sin \phi \partial \omega}$ $v^2 = \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} + \frac{\text{ctg} \phi}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2}{\partial \phi^2} + \frac{1}{r^2 \sin^2 \phi} \cdot \frac{\partial^2}{\partial \omega^2}$	$\frac{du_r}{dt} - \frac{u_\phi^2 + u_\omega^2}{r} = \left(g_r - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial r} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (v^2 u_r - \frac{2 \text{ctg} \phi}{r^2} u_\phi - \frac{2}{r^2} \cdot \frac{\partial u_\phi}{\partial \omega} - \frac{2}{r^2 \sin \phi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega})$ $\frac{du_\phi}{dt} - \frac{u_\omega^2 \text{ctg} \phi}{r} + \frac{u_r u_\phi}{r} = \left(g_\phi - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial \phi} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} (v^2 u_\phi - \frac{u_\phi}{r^2 \sin^2 \phi} - \frac{2 \cos \phi}{r^2 \sin^3 \phi} \cdot \frac{\partial u_\omega}{\partial \omega})$ $\frac{du_\omega}{dt} + \frac{u_r u_\omega}{r} + \frac{u_\phi u_\omega \text{ctg} \phi}{r} = \left(g_\omega - \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial p}{\partial \phi \sin \phi} \right) g_c + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} (v^2 u_\omega - \frac{u_\omega}{r^2 \sin^2 \phi} + \frac{2}{r^2 \sin \phi} \cdot \frac{\partial u_r}{\partial \omega} + \frac{2 \cos \phi}{r^2 \sin^2 \phi} \cdot \frac{\partial u_\phi}{\partial \omega})$ $\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u_r \frac{\partial}{\partial r} + u_\phi \frac{\partial}{r \partial \phi} + u_\omega \frac{\partial}{r \sin \phi \partial \omega}$ $v^2 = \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} + \frac{\text{ctg} \phi}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \phi} + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial^2}{\partial \phi^2} + \frac{1}{r^2 \sin^2 \phi} \cdot \frac{\partial^2}{\partial \omega^2}$

[注] 流体的密度ρ, 粘度μ都为常数时的情况。

现流动为稳定状态，故以 $dr\cos\alpha = dZ$ 进行积分时，可得下式。

$$\int \frac{dp}{\rho} + \frac{1}{2} \frac{u^2}{g_c} + Z \frac{g}{g_c} = \text{常数} \quad (9-16-1)$$

此式称为伯诺里定理，对于非压缩性流体（如水那样的液体），则有下列简单式。

$$\frac{p}{\rho} + \frac{u^2}{2g_c} + Z \frac{g}{g_c} = \text{常数} \quad (9-16-2)$$

如图 9-13 所示，对于在一定的流管内流动的非压缩性流体（如水等液体），用下式表示简明易懂。

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2g_c} + Z_1 \frac{g}{g_c} = \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2g_c} + Z_2 \frac{g}{g_c} \quad (9-16-3)$$

若以流体单位体积的重量（即所谓重度）作为 γ [kg/m³] 时，则 $\gamma = \rho(g/g_c)$ ，因此(9-16)式成为

$$\frac{p}{\gamma} + \frac{u^2}{2g} + Z = \text{常数} \quad (9-16-4)$$

上式各项为 1kg 流体所具有的能量用长度因次表示的值，因而分别称为各种压头。

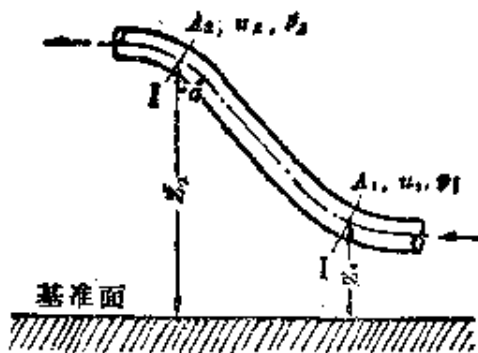


图 9-13 伯诺里方程式说明图

$$\left. \begin{array}{l} \frac{p}{\gamma} : \text{静压头} \\ \frac{u^2}{2g} : \text{速度头} \\ Z : \text{位压头} \end{array} \right\} (9-17)$$

〔注〕 静压头 p/γ 的因次为 $[\text{kg/m}^2]/[\text{kg/m}^3] = [\text{m}]$ ，速度头 $u^2/2g$ 的因次为 $[\text{m}^2/\text{sec}^2]/[\text{m}/\text{sec}^2] = [\text{m}]$ ，位压头 Z 的单位当然也是 $[\text{m}]$ 。

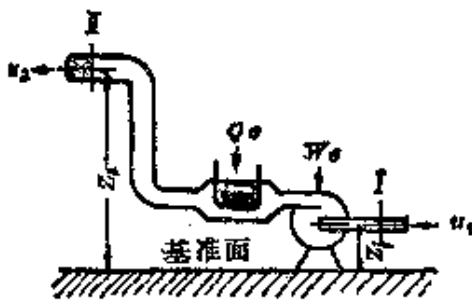
3. 伯诺里定理的一般应用

比如, 设 W_e 为泵所加的功 $[\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg}]$, Q_e 是加热器所加的热量 $[\text{kcal}/\text{kg}]$, J 为热功当量 $[427 \text{kg} \cdot \text{m}/\text{kcal}]$, 则可得下述关系式。

$$p_1 v_1 + \frac{\bar{u}_1^2}{2\zeta g_0} + Z_1 \frac{g}{g_0} + JU_1 + W_e + JQ_e$$

$$= p_2 v_2 + \frac{\bar{u}_2^2}{2\zeta g_0} + Z_2 \frac{g}{g_0} + JU_2 \quad (9-18)$$

式中: U_1, U_2 表示 I, II 断面处的内能, 而 ζ 是由于用管内平均流速 \bar{u} 当作速度而加的动能修正系数 (湍流时, $\zeta \approx 1$; 对滞流则 $\zeta \approx 0.5$, 但因滞流时速度能量数值很小, 近似地作为 1 考虑也可以)。



形态	I 截面	II 截面
内能	U_1	U_2
速度能	$\bar{u}_1^2/2\rho g_0$	$\bar{u}_2^2/2\rho g_0$
位能	$Z_1 g/g_0$	$Z_2 g/g_0$
静压能	$p_1 v_1$	$p_2 v_2$

图 9-14 流体能量的形态

在截面 I 和 II 之间加于流体的热量不仅是 Q_e , 还得加上由于流体粘性而散逸出的能量的总和 ΣF_i ($\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg}$), 这些热量和内能及流体所作的功相等, 因而可得出下列关系。

$$JQ_e + \Sigma F_i = J(U_2 - U_1) + p_2 v_2 - p_1 v_1 - \int_{p_1}^{p_2} v dp \quad (9-19)$$

由上述关系, 可将 (9-18) 式改写成

$$\frac{\bar{u}_1^2}{2g_0} + Z_1 \frac{g}{g_0} + W_e = \frac{\bar{u}_2^2}{2g_0} + Z_2 \frac{g}{g_0} + \int_{p_1}^{p_2} v dp + \Sigma F_i \quad (9-18-1)$$

又从焓 $i = U + pv/J$, 可得 $Ji = JU + pv$, 故式(9-18)又可写成

$$\frac{\bar{w}_1^2}{2g_c} + Z_1 \frac{g}{g_c} + Ji_1 + W_e + JQ_e = \frac{\bar{w}_2^2}{2g_c} + Z_2 \frac{g}{g_c} + Ji_2 \quad (9-18-2)$$

五、物体受到的流体阻力 R

一般置于流速为 u 的流体中的物体或在静止流体中以速度 u 运动的物体所受到的流体阻力 R [kg], 可以下述(9-20)式表示,

$$R = C \frac{\rho u^2}{2g_c} \cdot A_p \quad (9-20)$$

式中: R —物体受到的流体阻力[kg], ρ —流体的密度[kg/m³], u —流速或移动速度[m/sec], g_c —重力换算系数[kg·m/kg·sec²], A_p —物体的基准面积[m²], 通常是和流动方向成垂直的物体投影面积[m²], C —物体的阻力系数[—], 按物体形状而不同, 为雷诺数 $Re = d_o u \rho / \mu$ 的函数, 其中 d_o 为物体的代表长度。

1. 球、圆柱等的阻力系数 C 及其四周的压力分布

球、圆柱、圆板等的阻力系数 $C = 2Rg_o / \rho u^2 A_p$ 的值, 可作为雷诺数 $Re = du\rho/\mu$ 的函数用线图表示(图9-15)。此时, 物体的代表长度 d_o 可采用各自的直径 d 。球四周的压力 p 的分布如图9-16

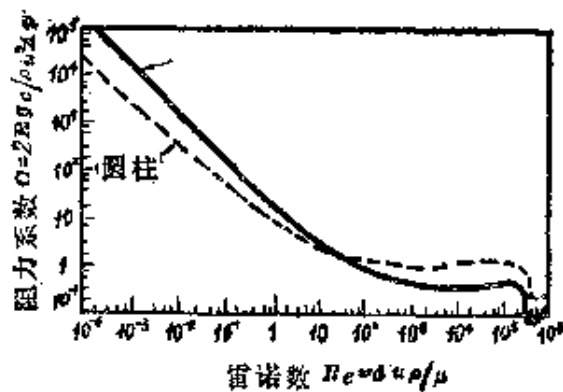


图9-15 球、圆柱的阻力系数

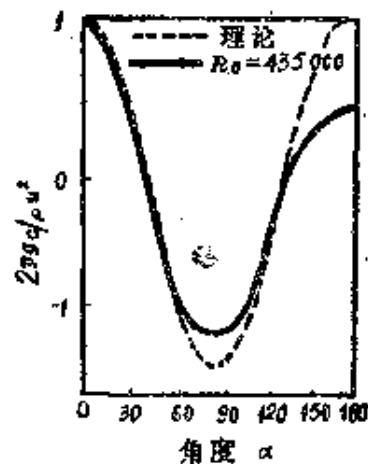


图9-16 球四周的压力分布

所示,而圆柱四周的压力 p 的分布如图 9-18a 所示。在 Re 值 60~5000 范围内,物体背后形成 2 列有规则的旋流(所谓卡门 Kármán 旋流,图 9-17)。图 9-17 中只有当 b 和 a 值间 $b/a=0.2806$ 的关系成立时,这种卡门旋流才是稳定的。

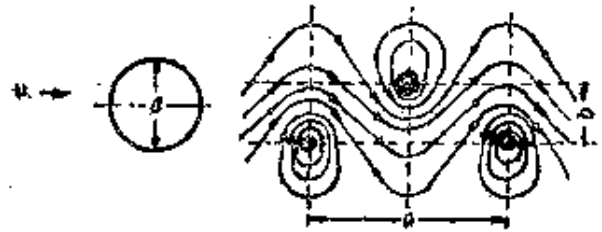
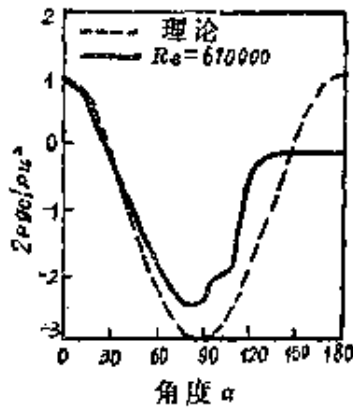
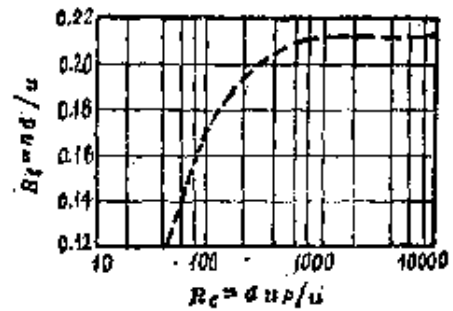


图 9-17 卡门旋流列



(a) 压力分布



(b) 圆柱的 St 与 Re 之关系

图 9-18 圆柱四周的流动特性

卡门旋流列的旋流,以速度 u_v 整体行进,若设物体移动速度为 u ,则大体上两者间有 $u/u_v \approx 0.14$ 的关系。现若设每秒发生的旋流数为 n [1/sec],则斯恰海尔(strouhal)数 $St = nd/u$ 为雷诺数 $Re = du\rho/\mu$ 的函数(图 9-18b)。

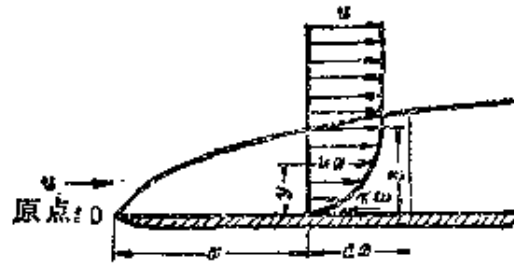
2. 边界层与平板摩擦阻力

通常在雷诺数 Re 比较大的情况下,考察物体四周的流动状态时,流体粘性 μ 的影响在非常接近表面的一薄层内才明显表现出来。在流速为 u 的流体中,与流动方向平行放置一块薄的平板(图 9-19),则可发现,在近平板处存在着一薄层速度为 0 突然变到速度为 u 的流体,即所谓流体边界层。

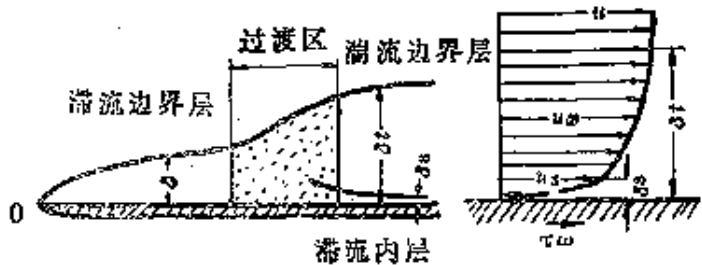
表 9-9 边界层的各种方程式

边 界 层 方 程 式	运 动 量 方 程 式
<p>平板前端作为原点 O，沿平板作 x 轴，则边界层方程式或连续性方程式如下：</p> $\frac{\partial u_x}{\partial x} + u_x \frac{\partial u_x}{\partial x} + u_y \frac{\partial u_x}{\partial y} = \frac{\partial u}{\partial x} + u \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\mu}{\rho} \cdot \frac{\partial^2 u_x}{\partial y^2} \cdot \frac{\partial p}{\partial y} = 0$ <p>称此为边界层方程式</p>	<p>卡门运用动量守恒定律，导出如下适于稳定状态的方程式。</p> $\rho \frac{d}{dx} \int_0^{\delta} (u - u_x) u_x dy = \tau_w + \delta \frac{dp}{dx}$ <p>式中：δ—边界层厚度，τ_w—在壁面处的剪切应力。 此式称为边界层动量方程式。</p>
<p>边界层的速度分布</p> <p>保尔海屋 (Pohlhausen) 将滞流边界层的速度分布看作为如下 4 次方程式</p> $u_x = ay + by^2 + cy^3 + dy^4$ <p>a, b, c, d 各系数由下列边界条件求出</p> $\left\{ \begin{array}{l} y = 0 \text{ 时, } u_x = 0 \\ \frac{\partial^2 u_x}{\partial y^2} = -\frac{\rho u}{\mu} \cdot \frac{\partial u}{\partial x} \\ y = \delta \text{ 时, } u_x = u \\ \frac{\partial u_x}{\partial y} = 0 \quad \frac{\partial^2 u_x}{\partial y^2} = 0 \end{array} \right.$ <p>$\therefore u_x = u \left[\left(2 + \frac{\lambda_x}{6} \right) \times \frac{y}{\delta} - \frac{\lambda_x}{2} \cdot \frac{y^2}{\delta^2} - \left(2 - \frac{\lambda_x}{2} \right) \times \frac{y^3}{\delta^3} + \left(1 - \frac{\lambda_x}{6} \right) \frac{y^4}{\delta^4} \right]$</p> <p>式中：$\lambda_x = \frac{\partial u}{\partial x} \cdot \frac{\rho \delta^2}{\mu}$</p>	<p>平 板 的 摩 擦 阻 力</p> <p>与流动方向平行放置的，长度为 l (m) 的平板所受到的流体的摩擦阻力 R (kg/m)，可由下式求得</p> $R = C \cdot \frac{\rho u^2}{2g_c} \cdot l$ <p>式中：C 为摩擦阻力系数是 $Re = lu\rho/\mu$ 的函数</p> <p>滞流时 $C = 1.328/\sqrt{Re}$</p> <p>湍流时 $C = 0.074/Re^{1/2}$</p> <p>此时 $Re \leq 3 \times 10^5$</p> <p>同上：$C = 0.455 / (\lg Re)^{2.58}$</p> <p>包括有滞流，过渡区、湍流时</p> $C = \frac{0.455}{(\lg Re)^{2.58}} - \frac{1700}{Re}$ <p>此为 $Re \leq 5.3 \times 10^5$ 的情况</p>

边界层内的流动状态为滞流时称作滞流边界层。对于图9-19a所示的平板或作成平滑形状的物体的边界层，在前端部是薄层滞流边界层，至下游逐渐增厚，在某一限度以上转变成层内流动为湍流的湍流边界层。滞流边界层转变成湍流边界层的中间存在一过渡区域，即使是湍流边界层，在接近物体处还是存在一极薄的滞流层(边界膜或滞流内层)。



(a) 滞流边界层



向湍流边界层的移动

速度分布

(b) 湍流边界层

图 9-19

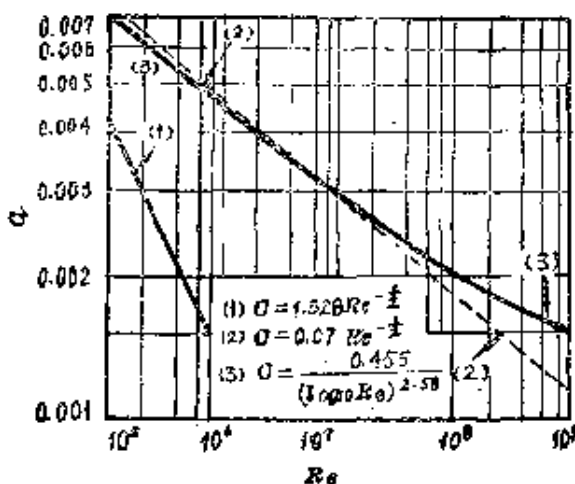


图 9-20 平板的摩擦阻力系数

因此，圆管内的流动状态也可以认为是从管壁表面发展的边界层逐渐接近至管中心所形成的。

〔注〕1. 表 9-9 中各式都是由边界层理论求得的，与图 9-20 的实验结果颇为一致。

2. 表 9-9 最后一栏下端，在包括有滞流、过渡区、湍流时，摩擦阻力系数 C 按下式计算。

$$C = \frac{0.455}{(\lg Re)^{2.58}} - \frac{1}{Re} \left[\frac{0.455}{(\lg Re)^{2.58}} \cdot Re_0 - 1.328 (Re_0)^{1/2} \right]$$

六、压缩性气体的流动

1. 状态方程式与伯诺里方程式

现设定一定的流管，其截面积为 A ，流动速度为 u ，密度为 ρ ($\rho = 1/v$ 或 $v = 1/\rho$)，沿管轴的移动长度为 r 时，则可假定下述气体状态方程式与连续性方程式成立。

$$\text{状态方程式} \quad \frac{p g_c}{\rho} = \frac{RT}{M} \quad (9-21)$$

$$\text{连续性方程式} \quad \rho u A = \text{常数} \quad (9-15-1)$$

式中： M —气体分子量， T —绝对温度， p —气体压力， R —气体常数。

对于流管，自流体的运动方程式（表 9-8a）中略去重力 g ，可得如下(9-22)的运动方程式。

$$\frac{u du}{dr} = - \frac{g_c}{\rho} \cdot \frac{dp}{dr} \quad (9-22)$$

对上式积分，即可得如下伯诺里方程式。

$$\frac{1}{2} u^2 + g_c \frac{dp}{\rho} = \text{常数} \quad (9-16-1)$$

〔注〕1. 流体速度 u 与音速 C 的比值 $M_a = u/C$ 称作马赫(Mach)准数，为一表征流动特性的无因次数群。 $M_a > 1$ 的流动称为超音速流动， $M_a < 1$ 的流动称为亚音速流动，包括二者的流动称为跨音速流动。如流动速度 u 达到音速 C 时，此速度 u^* 就叫做临界速度。

此状态的音速如用 C^* 表示，则

$$u^* = C^* = C_0 \sqrt{2/(r-1)}$$

式中： $r = C_p/C_v$ ， C_0 为 $u = 0$ 时的音速。

2. 气体常数 R 值为 $R = 8.314 \times 10^7 \text{ erg/mol} \cdot ^\circ\text{K} = 1.986 \text{ cal/mol} \cdot ^\circ\text{K}$ ，此外还有 $R = 82.05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot ^\circ\text{K}$
 $= 62360 \text{ cm}^3 \cdot \text{mmHg/mol} \cdot ^\circ\text{K}$
 $= 0.08205 \text{ l} \cdot \text{atm/mol} \cdot ^\circ\text{K}$

表 9-10 压缩性气体的伯诺里方程式

$$\text{伯诺里方程式: } \frac{1}{2} u^2 + g_c \frac{dp}{\rho} = \text{常数}$$

在绝热变化场合,若以 C_p 表示等压比热(kcal/kg·°C), T_0 代表 $u = 0$ 的停滞点温度时,则有

$$\frac{1}{2} u^2 + J C_p T = J C_p T_0$$

式中: J —热功当量(427kg·m/kcal)

如对 $u = 0$ 的停滞点各状态参数附以注脚 0, 则成

$$\frac{1}{2} u^2 + \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{p g_c}{\rho} = \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{p_0 g_c}{\rho_0} = \text{常数}$$

式中: γ —等压比热与等容比热的比值(C_p/C_v)

再有,与气体的粘性 μ 一样,热传导也可省略时,就成为等熵流动, $p v^\gamma = \text{常数}$, 故上式可写成

$$\frac{1}{2} u^2 + \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{p_0 g_c}{\rho_0} \left(\frac{p g_c}{\rho_0} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} = \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{p_0 g_c}{\rho_0}$$

总之,在稳定、等熵流动时,速度仅为压力的函数。

2. 压缩性气体的管内流动

通常考察在完全绝热的、直径为 d 的圆管内压缩性流体稳定状态流动的情况。

现若设管壁处存在摩擦,则对于 dx 微分区间内的动量方程式为

$$w du + \frac{\pi}{4} d^2 g_c dp - \pi d g_c \tau_w dx = 0$$

式中: w —气体流量(kg/sec), τ_w —壁面的剪切应力(kg/m²),

取全部流路管内摩擦系数的平均值为 \bar{f} , 由于

$$\tau_w = \bar{f} \rho u^2 / 2 g_c,$$

故应用临界马赫数 M_a^* 变换后,可得(9-23)式。

$$2 \bar{f} \frac{dx}{d} = \frac{\gamma+1}{2\gamma} \left(\frac{1}{M_a^*} - \frac{1}{M_a^{*3}} \right) dM_a^* \quad (9-23)$$

式中 γ 为等压比热与等容比热的比值 ($= C_p/C_v$) 上式在 $M_a^* > 1$ 时, 则 $dM_a^* < 0$; 在 $M_a^* < 1$ 时, 则 $dM_a^* > 0$ 。

摩擦的影响, 对于流动状态为 $M_a > 1$ 的超音速流动使速度与马赫数减小, 相反对于 $M_a < 1$ 的亚音速流动使速度与马赫数增加, 故 $M_a^* = 1$ 的状态仅存在于管的末端 ($x = 0$) 处。因此积分式(9-23)并考虑 $M_a^* = 1$ 的情况, 可得下式

$$4 \bar{f} \frac{l_{\max}}{d} = \frac{\gamma+1}{2\gamma} \left(\frac{1}{M_a^{*2}} - 1 + \ln M_a^{*2} \right) \quad (9-23-1)$$

由此式可定出给定 M_a^* 情况下的流路最大长度 l_{\max} 。

七、非牛顿型流体

此处考察具有可塑性等非牛顿型流体的滞流、湍流的同时, 还研究空气提送(参阅图 9-49)等场合所形成的两相流动。

1. 滞流与湍流(非牛顿型流体)

关于非牛顿型流体在湍流状态时的速度分布研究还不透彻, 而对滞流状态的研究则属于流变学领域, 近年来正风行一时。

(1) 关于滞流 这种情况, 流动特性可由剪切应力 τ 与屈服应力 τ_y 等以式(9-24)表示。

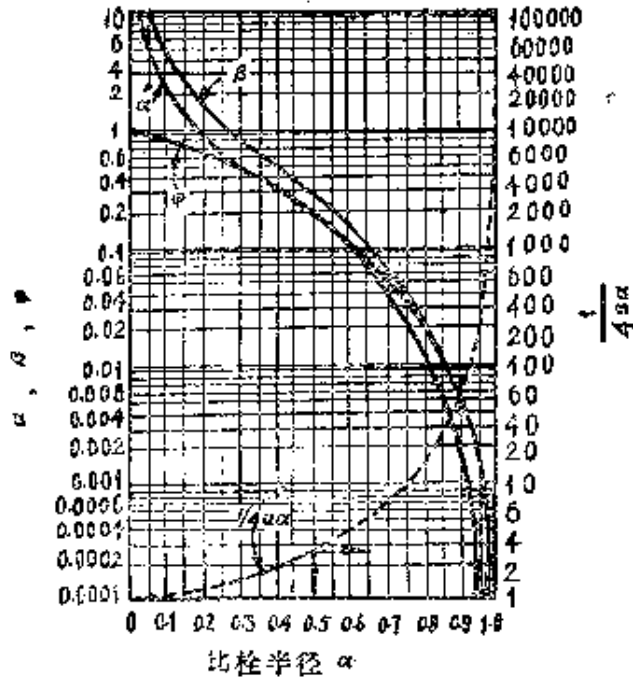
$$\tau - \tau_y = -\mu_b \frac{du}{dr} \quad (9-24)$$

式中: τ —剪切应力, τ_y —屈服应力, u —速度, r —半径, μ_b —一般粘度[为速度梯度 du/dr 或 τ 的函数, 即 $\mu_b = f(du/dr) = \varphi(\tau)$]

现若设与流管长度 l 相当的压力损失为 ΔP , 则管内的应力分布与半径 r 成比例*。

$$\Delta P = \frac{32lu}{g_c d^2} \cdot \mu_a \quad (9-25)$$

*管内的应力分布与 r 成比例, 存在 $\frac{\tau}{r} = \frac{\tau_y}{r_y} = \frac{\tau_w}{r_w} = \frac{\Delta P}{2l}$ 的关系。



$$\alpha = \frac{a^4 - 4a + 3}{12a}, \quad \beta = \frac{(1-a)^2}{2a}, \quad \frac{\mu_a}{\mu_B} = \frac{1}{4\pi\alpha}$$

$$\phi = \frac{\zeta_0}{4a\alpha}, \quad \bar{u} = \frac{\tau_w g_0 d}{2\mu_B} \alpha, \quad u_{nmax} = \frac{\tau_w g_0 d}{2\mu_B} \beta$$

式中： a —比栓半径[—] μ_a —表现粘度[kg/m·sec]
 μ_B —皮海姆流体的粘度[kg/m·sec] ζ_0 —动能修正系数[—]

〔注〕 求流速 u 、平均流速 \bar{u} 、表现粘度 μ_a 时使用的线图。

图 9-21 比栓半径 a 及其函数(皮海姆流体)

其中

$$\mu_a = \frac{\tau_w^4}{4 \int_{\tau_y}^{\tau_w} \frac{\tau^2 (\tau - \tau_y)}{\mu_b} d\tau} = \frac{1}{4 \int_a^1 \frac{R^2 (R - a)}{\mu_b} dR} \quad (9-25-1)$$

式中： μ_a —表现粘度， r_w —管内半径， r_y — $\tau = \tau_y$ 处半径， τ —剪切应力，
 τ_w — $r = r_w$ 处的应力， R —无量纲半径， $R = r/r_w = \tau/\tau_w$ ， a —比栓半径， $a = r_y/r_w = \tau_y/\tau_w$

表 9-11

以一般粘度 μ_b 的函数形式表示

粘 度 等 种 类	一 般 粘 度 μ_b (kg/m·sec)	管 内 流 动 的 表 观 粘 度 μ_a (kg/m·sec)
牛 顿 流 体	μ	μ
皮 海 姆 流 体	μ_B	$\frac{\mu_B}{4a\alpha}$ * μ_B —皮海姆流体的粘度 [kg/m·sec]
非 牛 顿 流 体 (指 数 模 型)	$\mu_p(\tau g_c)^{m-1}$	$\frac{(m+3)\mu_p}{4(\tau_w g_c)^{m-1}}$ * μ_p —与牛顿型流体粘度有关的常数 [kg ^m /m ^m ·sec ^{2(m-1)+1}]
非 皮 海 姆 (指 数 模 型)	$\frac{\mu_p}{[(\tau - \tau_y) g_c]^{m-1}}$	$\frac{\mu_p}{4(\tau_w g_c)^{m-1}(1+a)^{m+1}} \left[\frac{(1+a)^2}{m+3} + \frac{2a(1+a)}{m+2} + \frac{a^2}{m+1} \right]$
非 皮 海 姆 (幂 级 数 模 型)	$\frac{1}{\sum_{\gamma=0}^{\gamma} \varphi_{\gamma} [(\tau - \tau_y) g_c]^{2\gamma}}$	$\frac{1}{4 \sum_{\gamma=0}^{\gamma} \varphi_{\gamma} (\tau_w g_c)^{2\gamma}} \left[\frac{(1+a)^{2\gamma+2}}{2\gamma+4} + 2a \frac{(1+a)^{2\gamma+3}}{2\gamma+3} \right]$
一 般 式	μ_b	$\frac{1}{4 \int_a^R \frac{R^2(R-a)}{\mu_b} dR}$

的表观粘度 μ_0 与动能修正系数 ξ_0 。

动能修正系数 ξ_0 [—]	备注
1	
$\frac{9(5+3\alpha-11\alpha^2)}{5(3+2\alpha+\alpha^2)^2}$	$a = r_y/r_{yw} = r_y/r_{tw}$ $\alpha = \frac{a^4 - 4a + 3}{13a}$
$\frac{3(m+3)}{4(m+2)}$	
$\frac{3 \left[\frac{1-a^2}{2} - \frac{2}{m-3} \cdot \frac{1-a^{m+3}}{(1+a)^{m+1}} + \frac{1}{2m+4} \cdot \frac{(1-a^{2m+4})^2}{(1+a)^{2m+2}} \right]}{2(m+1)^2 \left[\frac{(1+a)^2}{m+3} + \frac{2a(1+a)}{m+2} + \frac{a^3}{m+1} \right]^2}$	* m —表示管内速度分布的指数 [—]
$\left[\frac{+ a^2 2(1+a)^{2\gamma+2}}{2\gamma+2} \right]$	$* \gamma = \frac{C_p}{C_v}$ $\gamma = 0, 1, 2, \dots$
$\frac{3 \int_a^1 \left[\int_R^1 \frac{R-a}{\mu_0} dR \right]^2 R dR}{2 \left[\int_a^1 \frac{R^2(R-a)}{\mu_0} dR \right]^2}$	* R —元固次半径 a —比栓半径

(2) 关于湍流 这种情况几乎从未进行过研究, 对于压力损失 ΔP 的问题也是各人意见不同, 不过在雷诺数 Re 极大的湍流状态下流动时, 流体结构从凝胶被破坏成溶胶而呈现出所谓摇溶现象的状态, 此时可认为其性质与牛顿型流体相似。

通常, 压力损失 ΔP 与范宁公式相同, 以(9-26)式表示。

$$\Delta P = 4f^* \zeta_e \left(\frac{\rho \bar{u}^2}{2g_c} \right) \left(\frac{l}{d} \right) \quad (9-26)$$

其中

$$\begin{aligned} \zeta_e &= \frac{3 \int_{\tau_y}^{\tau_w} \left[\frac{\tau - \tau_y}{\mu_b} d\tau \right]^2 \tau d\tau}{2 \left[\int_{\tau_y}^{\tau_w} \frac{\tau^2 (r - \tau_y)}{\mu_b} d\tau \right]^2} \\ &= \frac{3 \left[\int_a^1 \int_R^1 \frac{R - a}{\mu_b} dR \right]^2 R dR}{2 \left[\int_a^1 \frac{R^2 (R - a)}{\mu_b} dR \right]^2} \quad (9-26-1) \end{aligned}$$

式中: f^* —广义摩擦系数[-], 为广义雷诺数 $Re^* = \frac{d \bar{u} \rho}{\mu_a}$ 的函数(牛

顿型流体的雷诺数 Re 与 Re^* 相同时的 f 值等于 f^*), ζ_e —因平均速度 \bar{u} 所加的动能修正系数[-]

(3) 关于向湍流的过渡 关于非牛顿型流体的湍流过渡的研究, 几乎都是按具有皮海姆流体(参阅图 9-2)特性的流体进行的, 一般对牛顿型流体, 从滞流过渡到湍流的最小临界雷诺数 Re_c 大概在 2320 左右(图 9-6)。

对于非牛顿型流体, 湍流过渡在比牛顿型流体更小的雷诺数 Re 下就产生了(图 9-6, 图 9-22)。

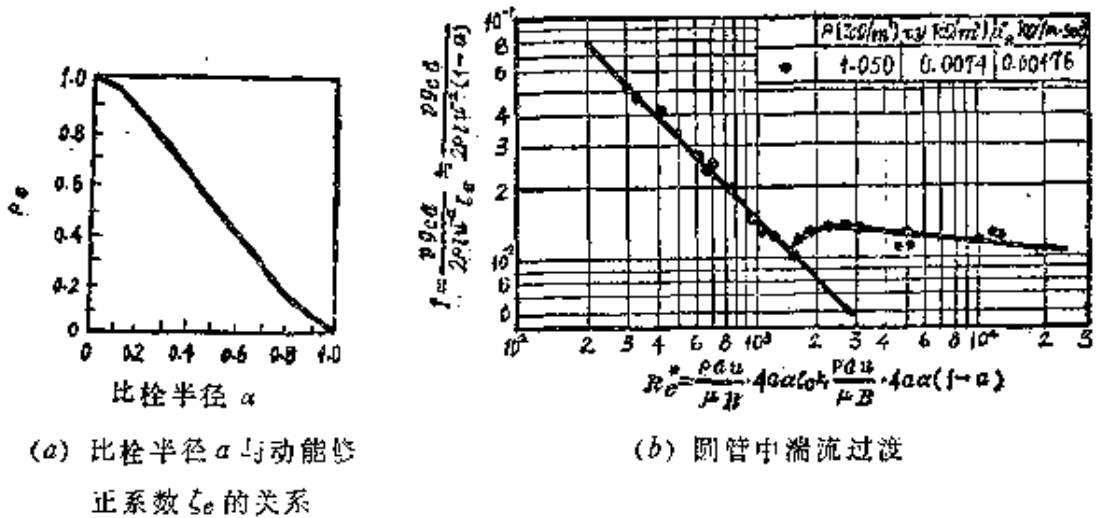


图 9-22 皮海姆流体的特性

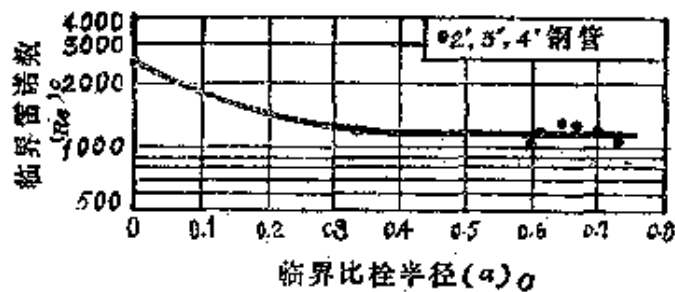


图 9-23 临界比栓半径 $(\alpha)_c$ 与 $(Re^*)_c$ 的关系

2. 关于两相流动

从空气提送(参阅图 9-49)的气-液系统开始,分别考察固-液系及固-气系的两相流动问题。

(1) 气-液两相流 存在空气提送时(P.313)的垂直管内流动与管线输送时的水平管内流动两种情况(图 9-24)。

(2) 固-液两相流 对于液体中固体粒子的直径与密度很小,在液体中沉降速度很慢的情况,可以当作均一的流体处理。

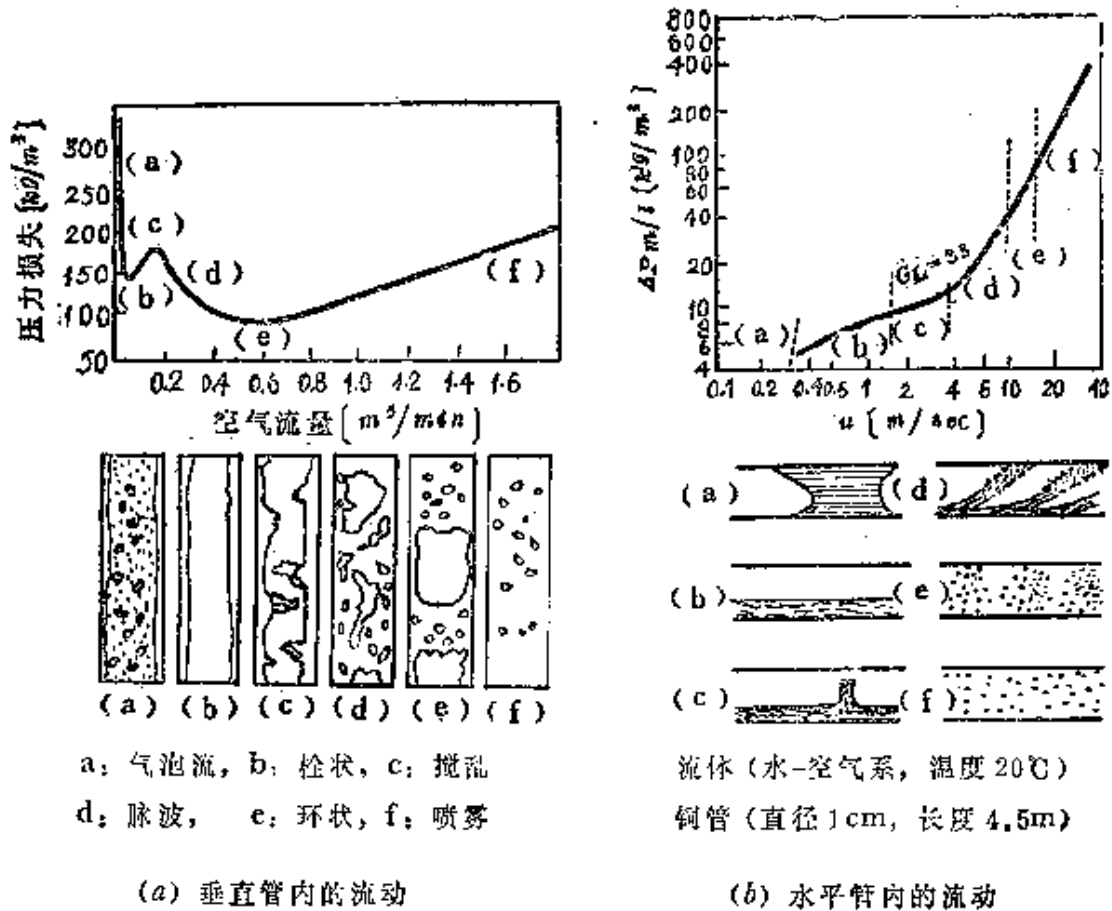


图 9-24 水-空气系统的两相流动

1) 纸浆悬浮液的流动 能够输送的浓度一般在 6% 以下, 但也能允许到 10% 左右。通常压力损失 ΔP_m 的计算与牛顿型流体时的范宁公式相似的(9-27)式还是非常吻合的。

$$\Delta P_m = 4f_m \frac{\rho \bar{u}^2}{2g_c} \cdot \frac{l}{d} \cdot K \quad (9-27)$$

式中: f_m —管摩擦系数[—], $f_m = 56.4 \text{Re}_m^{-1.63}$ (式中的 Re_m 为变形雷诺数 $\text{Re}_m = d^{0.205} \bar{u} \rho / C^{1.16}$, 而 C 是以重量%表示的纸浆浓度值)。

表 9-12 垂直管内流动(气-液两相)

环	状	流	动
液流量: $w_L = w_{L0} + w_{L1}$ [kg/sec] 或 [kg/hr]			
其中, 式中的 w_{L0} 与 w_{L1} 值分别取用如下:			
滞流内层液流量: $w_{L0} = 2\pi r_w \rho_L \left[u_{\delta} \left(y_i - \frac{\delta}{2} \right) \right]$			
滞流内层外的液流量:			
$w_{L1} = 2\pi r_w \rho_L \left[\ln \frac{r_i}{\delta} (X y_i - Y y_i^2) - \left(1 - \frac{6}{y_i} \right) \left(X y_i - \frac{3}{2} Y y_i^2 \right) \right]$			
其中, X 与 Y 计算如下:			
$X = 2.5 \left(\frac{r_w}{2 \rho_L} \frac{\Delta P_m g_c}{l} \right)^{\frac{1}{2}}$ $Y = 1.25 \left(\frac{2 \rho_L l g^2}{r_w \Delta P_m g_c} \right)^{\frac{1}{2}}$			
又 δ 等直接下列各式算出:			
滞流内层厚度: $\delta = \frac{11.0 \mu_L}{\sqrt{\tau_{\delta} g_c \rho_L}}$			
滞流内层内侧端的速度: $u_{\delta} = g \cdot \frac{\rho_L}{\mu_L} \left[\left(\frac{\tau_{\delta} g_c}{f_L g} - y \right) \delta + \frac{\delta^2}{2} \right]$			
滞流内层内侧端的剪切应力: $\tau_{\delta} = \tau_i - (y_i - \delta) \rho_L \frac{g}{g_c}$			
而且, 液体气体都是湍流, 液体界膜与液层厚度的比 $\delta/y_i \leq 0.425$, 在同一高度截面上, 液体、气体内的静压力相等。			
喷	雾	流	动
现按 $d = 8 \sim 17.5 \text{ mm}$ $\bar{u}_G = 0.1 \sim 0.6 \text{ m/sec}$ 范围内的实测值, 可适用下列算式。			
停滞液量的容积比 φ :			
$\varphi/(1-\varphi) = 700 \left(\frac{\bar{u}'_L}{\bar{u}_G} \right)^{0.28} \cdot G_L^{-0.6} \mu_L^{0.2}$			
气体的压力损失 ΔP_m :			
$\frac{\Delta P_m g_c}{\rho_G l g} = 5000 \left(\frac{\bar{u}_L^2}{2 g D} \right)^{0.75} \left(\frac{D G_L}{\mu_L} \right)^{-0.6}$			
且有如下关系: $\bar{u}'_L = \bar{u}_L / \varphi$			
脉	波	流	动
气体的压力损失 ΔP_m :			
$\frac{\Delta P_m g_c}{\rho_G l g} = 0.9 \times 10^{-4} \cdot (\varphi \rho_L)^2 D^{0.44} \left(\frac{\bar{u}'_G^2}{2 g D} \right)$			
且有如下关系: $\bar{u}'_G = \bar{u}_G / (1-\varphi)$			

 δ : 滞流内层厚度 (m) y : 离管壁的距离, $y = r_0 - r$

表 9-13 水平管内流动(气-液两相)的压力损失 ΔP_m

Martinelli et al 式	喷 雾 流 动
<p>假定液体侧与气体侧的压力损失相等, 液体容积与气体容积的和等于管子容积, 则压力损失 ΔP_m 的计算式表达如下:</p> $\Delta P_m = \phi_m^2 \Delta P_G$ <p>式中, ϕ_m 是随流量、流动状态、流体性质而不同的一种系数[—]</p>	<p>对喷雾流动状态的压力降 ΔP_m 可按式计算,</p> $\Delta P_m = \Delta P_G \left(1.5 + 0.83 \frac{\mu_L}{D} \right) \left(1 + \frac{\bar{u}_L}{\bar{u}_G} \cdot \frac{\bar{p}}{p_0} \right) \left(1 + \frac{G_L}{G_G} \right)^{0.8} \cdot \frac{p_0}{\bar{p}}$ <p>式中: p_0—管出口处的绝对压力 (kg/m^2), \bar{p}—管内平均压力 (kg/m^2), $\bar{p} = p_0 + (\Delta P_m/2)$</p> <p>而且上式的适用范围为: $\bar{u}_G = 10 \sim 70 \text{m/sec}$, $\bar{u}_L = 0.03 \sim 1.24 \text{m/sec}$, $\mu_L = 0.0008 \sim 0.07 \text{kg/m} \cdot \text{sec}$, 表面张力 $\delta > 0.004 \text{kg/m}$, $d = 6.4 \sim 16.1 \text{mm}$</p>

2) 含有催化剂颗粒、煤、砂砾等的液体 近似地,可用下式表示垂直管路与水平管路的压力损失 ΔP_m 。

垂直管路

$$\Delta P_m = \Delta P(1 - \varepsilon) \left[1 - \frac{1}{2fFr^2 + \frac{1}{\rho_s/\rho_L - 1}} \right] \quad (9-28)$$

水平管路

$$\Delta P_m = \Delta P(1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{\zeta_f}{2fFr^2} \right) \quad (9-29)$$

式中: \bar{u} —平均速度, ρ_s —粒子密度, ρ_L —液体密度, ε —自管中流出的浆液的空隙率, ζ_f —粒子与管壁间的摩擦系数, ΔP —对于同一速度 u 的单纯液体的压力损失 (此时的摩擦系数为 f), Fr —弗洛德 (Froude) 准数, 定义为 $Fr = \bar{u} / \sqrt{(\rho_s/\rho_L - 1)gd}$ 。

【注】1. 在粒子速度 2m/sec 以上时, 对煤、砂砾、铁屑 $\zeta_f = 0.26 \sim 0.27$, 对木片 $\zeta_f = 0.1$ 。

2. 粒子的沉降速度 v_s 与液体的平均空塔速度 \bar{u}_L 间, 存在式 $\bar{u}_L = v_s + K_0 \sqrt{(\rho_s/\rho_L - 1)gd}$ 的关系, 式中 $K_0 = 0.65 \sim 2.00$, 为由实验决定

的系数。

(3) 固-气两相流 一般在稳定状态下, 固-气两相流的总压力损失 ΔP_m 大致可按(9-30)式考虑。

$$\Delta P_m = \Delta P + \Delta P_s \quad (9-30)$$

式中: ΔP_m —两相流的总压力损失, ΔP —只有流体流动时的压力损失, ΔP_s —由于固体混入而附加的压力损失。

对于垂直管的情况, 还得加上流体与粒子混合物所产生的静压。如考虑全部管路, 则需附加由于粒子加速造成的损失和改变方向等引起的损失。

1) 由于加速造成的压力损失 由于加速造成的压力损失 ΔP 由(9-31)式计算

$$\Delta P = \xi_{sa} \frac{w_s}{w_g} \cdot \frac{\rho u^2}{2g_c} \quad (9-31)$$

式中: ΔP —由于加速而造成 的压力损失 (kg/m^2), u —气体的空管速度 (m/sec), w_s —粉体输送量 (kg/sec), w_g —气体输送量 (kg/sec), ξ_{sa} —系数(—), 由实验可知 $\xi_{sa} = 1.3 \sim 3.0$ (粒体 1.3, 粉体 3.0 左右)。

2) 直管中的压力损失 对于垂直管与水平管, 必须分别加算下述压力损失。

垂直管

$$\Delta P_m = \Delta P \left[1 + \frac{3}{8} \cdot \frac{C}{f} \cdot \frac{d}{d_s} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s} \cdot \frac{w_s}{w_g} \cdot \frac{(1 - \xi_u)^2}{\xi_u} \right] + \rho_g \frac{g}{g_c} l \quad (9-32)$$

水平管

$$\Delta P_m = \Delta P \left[1 + \frac{3}{8} \cdot \frac{C}{f} \cdot \frac{d}{d_s} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s} \cdot \frac{w_s}{w_g} \cdot \frac{(1 - \xi_u)^2}{\xi_u} \right] + \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\rho_s} \cdot \frac{g}{g_c} \cdot \frac{w_s}{w_g} \cdot \frac{l}{\xi_u} \quad (9-32-1)$$

式中： C —粒子的阻力系数（取用此时粒子与气体速度差值为基准的值），
 f —只有气体流动时的管子摩擦系数， d_s —粒子直径， d —管子直径， ζ_u —粒子速度对气体速度的比值 $\zeta_u = u_s/u_f$ ， u_f —气体的空管速度。

§ 9-2 流体的输送

作为流体(气体、液体)的输送装置,可考虑采用各种气体与液体输送机械(表 9-14)。

用于输送气体的压缩机,在大气压力下吸入时,排气压力在 1.5kg/cm^2 以上。由于气体压缩温度升高,必须进行冷却。鼓风机风压范围在 $500\text{mmH}_2\text{O}$ 以上、 $1.5\sim 2.0\text{kg/cm}^2\text{G}$ 以下,在气体压缩时无需特别考虑冷却。通风机风压只在 $350\sim 500\text{mmH}_2\text{O}$ 以下,可不必考虑气体的压缩性问题。

用于输送液体的泵种类繁多,各个类型可适用的范围也广。比如,离心式、往复式、旋转式等泵有一效率高、经济性好的流量、

表 9-14 气体与液体输送装置

(a) 各种流体输送装置

流体的输送装置	气体输送机	压缩机 鼓风机,通风机 真空泵
	液体输送机	旋涡泵(离心泵) 往复泵 旋转泵 其它泵(喷射泵,空气提送器,酸泵等)

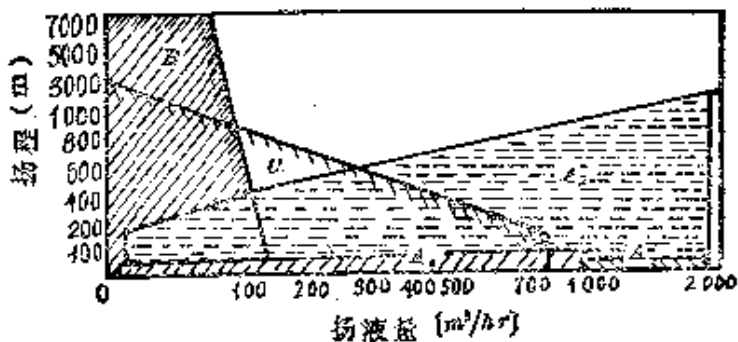
(b) 气体输送机

压 缩 机	离心压缩机	(透平压缩机) 排气压力 = 2.5~10kg/cm ² G 风量 = 100m ³ /min 以上
	往复压缩机	排气压力 = 3~1000kg/cm ² G (表压) 风量 = 100m ³ /min 以下
	旋转压缩机	1级 3kg/cm ² G 以下, 2级 10kg/cm ² G 以下 风量 1000m ³ /min 以下
	轴流压缩机	每轴压缩比 4~5 以下
	喷射压缩机	吸入压力为大气压时, 3kg/cm ² 以下
鼓 风 机	旋转鼓风机	(罗茨鼓风机) 风压 = 200~600mmHg, 风量 = 1~250m ³ /min
	透平鼓风机	1级透平 风压 = 15~200mmHg, 风量 = 20~3000m ³ /min 多级透平 风压 = 100~1500mmHg, 风量 = 20~3000m ³ /min
通 风 机	离心通风机	透平式 总压 = 50~500mmH ₂ O 以下, 总压效率 = 60~80% 叶片式(辐射式叶片)
		多叶式(Sirocco型) 总压 = 50~250mmH ₂ O 以下, 总压效率 = 50~70%
	轴流通风机	总压 = 50~150mmH ₂ O 以下, 总压效率 = 45~65% (旋浆式)总压 100mmH ₂ O 以下, 总压效率 = 55~75%

(c) 液体输送机(泵)

液 体 输 送 机	离心式	涡壳泵, 涡轮泵, 旋浆泵 (单吸, 双吸, 1级, 多级)
	往复式	活塞泵, 柱塞泵, 隔膜泵 (单动, 双动, 2级, 3级等)
	旋转式	齿轮泵, 螺杆泵, 括板泵
	特殊泵	喷射泵, 空气输送器, 酸蛋

扬程* 范围(图 9-25), 往复泵(图中 B)适用于高扬程、小流量; 旋浆泵(A_3)适用于低扬程、大流量; 旋转泵(C)适用于中扬程、中流量; 涡壳泵(A_1)适用于低扬程、中流量; 涡轮泵(A_2)则可适用于高扬程、大流量。



A_1 : 涡壳泵 A_2 : 涡轮泵 A_3 : 旋浆泵
 B : 往复泵、 齿轮泵 C : 旋转泵

图 9-25 各种泵的使用范围

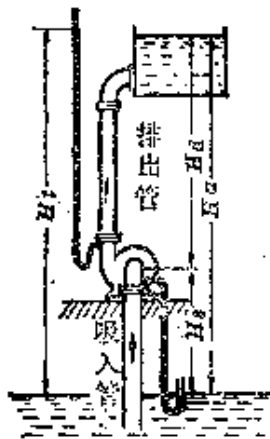


图 9-26 泵的扬程

一、气体的输送

一般气体输送时要考虑的重要因素(表 9-15)是排出气体的流量(风量)、由输送机械附加的压差(风压)及所需马力等等。

1. 气体输送的基础

(1) 所需功率(表 9-16)

通常称单位时间内所作的功为功

* 如图 9-26 所示, 自吸入平面至泵的吸入口高度 H_s 称为吸入扬程, 自泵至排出液面的高度称为压出扬程 H_d , 二者之和称为实际扬程 $H_a = H_s + H_d$, 如在实际扬程上再加上管内摩擦等损失, 则称为泵的总扬程 H_t 。

表 9-15 气体输送的考虑因素

风量	风压	鼓风机	动力	鼓风机位置
<p>在所需风量随时间变化时,则结合工艺过程性质,送风系统的阻力特点,鼓风机的性能等考虑选定鼓风机的排风量。</p> <p>排量是按单位时间内排出的气体体积换算成吸入状态时的数值来表示的。</p> <p>单位采用 $[m^3/min]$、$[m^3/sec]$、$[m^3/hr]$ 等。</p>	<p>分为有效静压和有效总压二种,鼓风机所提供的静压和动压的增加量表示有效总压。</p> <p>此有效总压中减去鼓风机出口处的动压即成为有效静压。通常风压的单位为 $[kg/cm^2]$ (用于压缩机), $[mmHg]$ (用于鼓风机), $[mm(水柱)]$ (用于通风机)。</p>	<p>在风量、风压确定时,必须选用下述合适的风机形式、机种、容量等。</p> <p>风量、风压按管路系统的特性、工艺过程方面的要求进行考虑。</p>	<p>所需动力可由公式计算。电机容量按机种与使用情况在计算所得动力上加 10~15% 左右的余量。</p>	<p>由以下各点决定。</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. 按工艺过程要求,希望管路系统处于正压时,安装在管路进口处,要求管路系统处于负压时,安装于管路出口处。 2. 应安装在腐蚀性、高温气体、悬浮颗粒磨损等不良条件较少之处。 3. 对于风压小的通风机,不管安装在管路何处,性能相差不大,但同一鼓风机在同样运转条件下当作排风机使用时,风量将会减小。 4. 另外,应设想在管路系统中安装鼓风机的情況。

表 9-16 各种气体输送机所需功率

压	缩	机
---	---	---

压缩机所需的轴功率 P_S (PS) 如下式

$$P_S = \frac{P_{ad}}{\eta_{ad}} = \frac{2.22}{\eta_{ad}} \cdot \frac{2\kappa}{\kappa-1} \cdot p_1 Q \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\kappa-1)/2\kappa} - 1 \right]$$

式中: P_{ad} —绝热压缩功率(PS), η_{ad} —绝热效率(—), p_1, p_2 —吸入与排出压力 (kg/m²·abs), Q —换算成吸入状态时的排出风量(m³/min), $\kappa = C_p/C_v$ 等压比热与等容比热之比(—)

上式假定为多级压缩的情况, 各级压缩比相等而且完全冷却, 绝热效率 η_{ad} (%) 的值, 对往复式, $p_2 = 7 \text{ kg/cm}^2$ 时如下表所列

	立式一级	卧式一级 中型	卧式二级 大型	罗茨 鼓风机	离心 压缩机
η_{ad} (%)	40~70	70~85	80~90	60~80	55~75

若吸入气体温度为 T_1 , 排出气体温度为 T_2 (°K), 则绝热压缩时

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\kappa-1)/2\kappa}$$

假定为等温压缩, 则其理论功率与轴功率 P_S 之比称为等温效率 η_{ts} , 如下式所示

$$\eta_{ts} = 2.22 p_1 Q \frac{\ln(p_2/p_1)}{P_S}$$

可用于各种压缩机的效率比较

鼓	风	机	通	风	机
<p>如吸入压力 p_1, 排出压力 p_2 的单位为 (kg/cm²·abs) 或 (manH₂O·abs) 时, 则鼓风机所需功率 P_S (PS) 计算如下式</p> $P_S = \frac{\text{总压理论功率}}{\text{总压效率}} = 2.22 \times 10^{-4} Q \frac{A_t}{\eta_t}$ <p>式中:</p> $A_t = \frac{\kappa}{\kappa-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\kappa-1/k} - 1 \right] + (p_{d2} - p_{d1})$ $P_S = \frac{\text{静压理论功率}}{\text{静压效率}} = 2.22 \times 10^{-4} Q \frac{A_s}{\eta_s}$ <p>式中:</p> $A_s = \frac{\kappa}{\kappa-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\kappa-1/k} - 1 \right] - p_{d1}$ <p>p_{d1}—吸入口动压(kg/m²) p_{d2}—排出口动压(kg/m²)</p>			<p>对于通风机, 由于 $(p_2 - p_1)/p_1$ 值很小, 故可用下列简单的公式表示</p> $P_S = \frac{\text{总压理论功率}}{\text{总压效率}} = 2.22 \times 10^{-4} Q \frac{A_t'}{\eta_t}$ <p>式中:</p> $A_t' = (p_2 - p_1) + (p_{d2} - p_{d1})$ $P_S = \frac{\text{静压理论功率}}{\text{静压效率}} = 2.22 \times 10^{-4} Q \frac{A_s}{\eta_s}$ <p>式中:</p> $A_s = (p_2 - p_1) - p_{d1}$		

率,其单位除 kW 外,还可用英制马力 HP 或法制马力 PS 等。

$$\left. \begin{aligned} 1 \text{ kW} &= 102.0 \text{ kg} \cdot \text{m}/\text{sec} \\ 1 \text{ HP} &= 76.04 \text{ kg} \cdot \text{m}/\text{sec} \\ 1 \text{ PS} &= 75.0 \text{ kg} \cdot \text{m}/\text{sec} \end{aligned} \right\} \quad (9-33)$$

对于气体输送机所需的功率,可分别考察压缩机所需功率、鼓风机所需功率及通风机所需功率。理论上所需功率除以输送机械的效率即为实际所需功率,称为轴功率。

(2) 气体输送机械的选择方法 风机的形式有离心式、往复式、旋转式与轴流式(表 9-14 b)等多种,往复压缩机有压力 $10 \text{ kg}/\text{cm}^2$ 以上,离心式和轴流式鼓风机有风量 $1600 \text{ m}^3/\text{min}$ 以上的独特之处,而各机种又有互相共有的风量、风压范围,故在确定机种时应结合价格、特性、工艺过程等要求进行评选(表 9-17)。

另外,也有在高压压缩的低压部分用透平式压缩,高压部分用往复式压缩的组合情况。

(3) 性能上的特点 离心式、往复式和旋转式气体输送机的不同特性(表 9-17),在于离心力加压与压挤式加压的差异。因而风压、风量曲线也各有特征(图 9-27)。

离心式的风压曲线(图 9-27)成向右下降的抛物线形,有与往复式及旋转式的风压曲线情况完全不同的特点。

2. 气体输送机

(1) 往复压缩机 使气缸内的活塞作往复运动,进行气体的吸入和压缩。排出压力大多在 $3 \sim 1000 \text{ kg}/\text{cm}^2 \text{ G}$ (表 9-14 b),排出量以吸

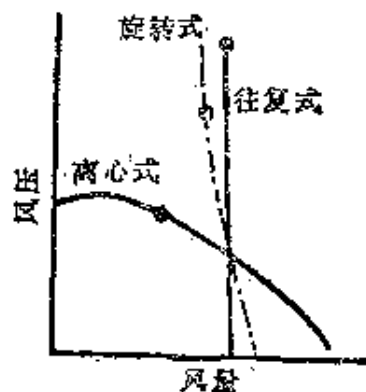


图 9-27 气体输送机的风压曲线

表9-17 各种流体输送机的特性

	离 心 式	往 复 式	旋 转 式
旋 转 数	高速旋转(多与电机直接连接)	低速	中间速度(有时与电机直连)
排 出 量	大容量也能做得比较小, 合适	大容量时设备大型化, 不合适	容量中等程度, 对中小容量效率良好
流 体 的 流 动	完全均匀的流动	有脉冲, 不连续, 需要有飞轮、空气室、贮气柜	几乎均匀的流动
音 响、振 动	小	大	中等程度
对高精度流体的特性	对高精度流体效率极差	效率不变	效率不变
阀 的 有 无	不需要阀	在吸入、排出口需有自动阀	吸入阀不需要, 但要排出阀
开泵时的引水	需要	吸入性能优良, 不需要	不需要
每级扬程(或压缩比)	不适用高扬程、高压缩比(压缩比1.3以下)	具有高扬程, 适于高压缩比(压缩比2~12)	可以相当高(压缩比在5以下)
排出压力变化与排出量的变动	随排出压力不同, 排出量大幅度波动	即使排出压力变化, 排出量无增减	排出量变动较小
润 滑 油	内部无需润滑, 排气中不带油	作为气体压缩用时需要内部润滑, 排气中含有油雾	大多需要内部润滑
对含有杂质的流体的特性	对于含有固体粒子的流体不太敏感	除隔膜式, 一般不适用于这类流体	不适宜
工作、修理、故障等	故障少, 运转方便	阀的故障多, 但修理容易	大多要求精度较高, 故障修理困难
安装面积与基础	对相应的排出量, 安装面积最小, 基础简单	需有大的安装面积与牢固的基础	安装面积中等, 基础简单
安 全 阀	不需要(即使排出口全部关闭, 运转也不会超过一定压力)	需要(由于是压挤式, 需设置安全阀避免压力过分升高)	需要

表 9-18 气体输送机的分类方法和形式

分类方法	形 式	说 明
活塞运动方向	卧 式	活塞水平运动,用于大型装置,操纵容易
	立 式	活塞垂直运动,从基础安装面积看,小型设备比较有利
	L 型	一活塞垂直运动,另一活塞则作水平运动
	V 型	容量比较小,运动部件平衡好,安装面积小
	W 型	
气缸体排列	串 型	气缸排列成串联式
	并 列 型	气缸平行布置,由同一曲轴驱动
	相 对 型	气缸布置在曲轴两边,振动小
单动、双动	单 动 型	只是活塞一边进行压缩
	双 动 型	活塞两边都能进行压缩
压缩级数		分成单级、双级(图 9-28)和多级式
安 装 方 式	固 定 式	固定某处,不可移动
	移 动 式	可移动,不固定

入状态计算一般在 $100\text{m}^3/\text{min}$ 以下,有时也有超过 $300\text{m}^3/\text{min}$ 的。每级压缩比 p_2/p_1 值可在 $2\sim 12$ 的宽范围内取用,当排出压力增加时,排出量几无减少。

活塞平均速度只能以 $2\sim 4\text{m}/\text{sec}$ 移行,故大容量装置体积庞大。一般冲程容积 V [m^3] 和换算成吸入状态时的排出量 Q [m^3/min] 可按下列式计算。

冲程容积

$$V = \frac{\pi D^2 S_p}{4} \quad (9-34)$$

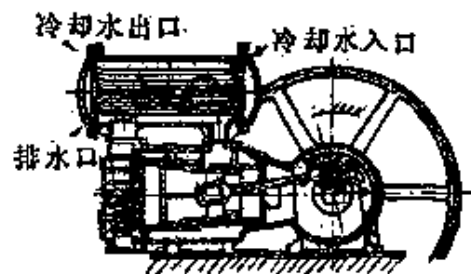


图 9-28 卧式压缩机(气缸夹套水冷,附有列管式中间冷却器)

排出流量

$$Q = \lambda nV \approx \left\{ 1 - \varepsilon_p \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/m} - 1 \right] - \left(1 + \frac{p_2}{p_1} \right) 100 \right\} nV \quad (9-35)$$

式中： S_p —活塞冲程[m]， D —气缸直径[m]， λ —往复压缩机的体积效率[—]， n —转数， p_1 —吸入压力[$\text{kg/cm}^2 \cdot \text{abs}$]， p_2 —排出压力[$\text{kg/cm}^2 \cdot \text{abs}$]， m —多变指数[—]， ε_p —筒隙比(表示气缸与活塞间的余隙程度)。

筒隙比 ε_p ，体积效率 λ ，多变指数 m 值如表 9-19 所示。

表 9-19 筒隙比、体积效率、多变指数值

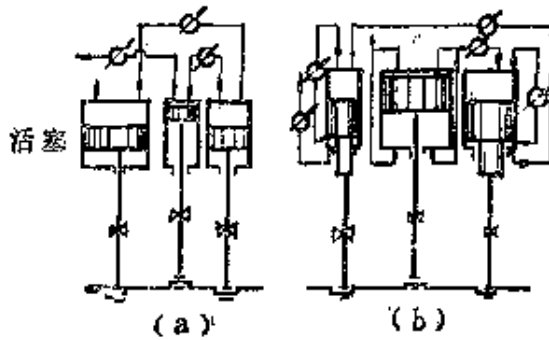
	筒隙比 ε_p	体积效率 λ	多变指数 m
大型立式 1 级	2~5%	一般情况 50~90%	压缩 1.30~1.35
小型 1 级	4~8	对于小型、高速、高压 缩比的设备 λ 值较小	膨胀 1.20
高压 多级	8~15		$pV^m = \text{常数}$ ，只要用 m 代换比热比 $\kappa = C_p/C_v$ 即可

[注] 1. 冲程 S_p /气缸直径 D 之比，大体取近于 1 的数值。

2. 旋转数 n [rpm]，按活塞平均速度 $S_p n / 30$ 数值为 2.0~2.5m/sec(小型装置)、2.5~4.0m/sec(大型装置)取用。

1) 多级压缩 压缩比 $r = p_2/p_1$ 太大时，用一级不可能压缩到最终压力，此时可分成几段进行多级压缩(图 9-29)。多级压缩的特征参阅表 9-20。

2) 冷却法与润滑法 往复压缩机的冷却方法有气缸冷却法与气体冷却法二种(表 9-21，图 9-30)。气缸内的润滑用最高级润滑油以飞溅法、混入吸气中的方法或加压注油法等注入。标准给油量按活塞每分钟摩擦面积 ($2\pi DS_p n$) 每 100m^2 计算约为 0.05l/10hr (D —气缸直径， S_p —活塞行程， n —转数)。在输送



行程容积 (形式)	$V = 0.1 \sim 1.5$ 小型	$V = 1.5 \sim 15$ 中型	$V \leq 20$ 大型
各级压缩比	6 ~ 12	5 ~ 8	2 ~ 4

级数 Z	1		2		3		4		5	
最终压缩压力 ($\text{kg/cm}^2 \cdot \text{abs}$)	大型	小型	大型	小型	大型	小型	大型	小型	大型	小型
	2 ~ 6		4 ~ 35		12 ~ 150		40 ~ 350		100 ~ 600	

图 9-29 多级压缩的说明图

表 9-20 多级压缩的优缺点

优 点	缺 点
1. 减小所耗能量 2. 降低排气温度 3. 改善体积效率 4. 减小机械各部分的作用力 5. 由于气缸排列适当,使旋转力获得良好的平衡	1. 由于增加了气缸和中间冷却器的个数,制造费用增加 2. 各部分的摩擦损失和阀、配管、冷却器等的阻力都增加(因此,级数 Z 自然地有一定限度)

空气、氮、二氧化碳等气体时,润滑油最好用透平油或柴油机燃油;而在输送氧气时用含 5~10% 甘油的水;输送氢气时用少量的发动机润滑油;烃类气体用精制菜油;跟食品有关的空气或二氧化碳

表9-21 冷却方法(往复压缩机)

气缸的冷却		气体冷却		
空冷法	水冷法	{ 中间冷却器 } { 终端冷却器 }		
	夹套式	水槽式	列管式	蛇管式
气缸外面做成翅片状, 只能用在小型设备上	气缸和气缸盖做成双层, 中间通以冷却水进行循环	将气缸全部浸在冷水槽内	用于低压气体的冷却	用于 30kg/cm^2 以上的高压气体的冷却

〔注〕 气体冷却时会有冷凝水析出, 故有必要用手动或自动方式进行排放。

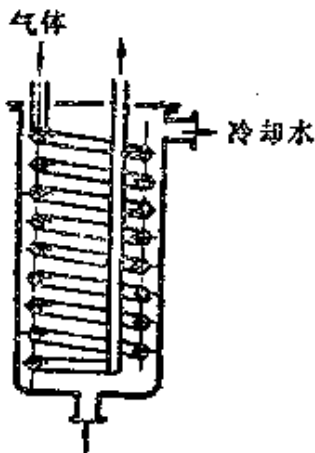


图9-30 蛇管式冷却器

的输送、压缩用甘油水或无臭油类。

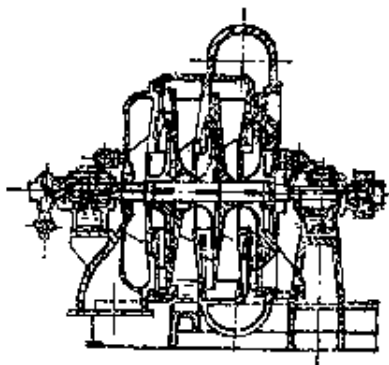
(2) 氧压缩机(特殊压缩机)

用于氧气钢瓶的充气, 充氧压力在 150kg/cm^2 左右, 为立式三级压缩机(表9-22)。内部润滑油用 5~10% 甘油加水或纯水以雾状喷入低压气缸, $10\text{m}^3/\text{min}$ 的压缩机每小时注入 5 立升。因湿性高压氧气对铁有显著的腐蚀性, 故与气体接触部分必须用不锈钢、青铜、磷青铜制造。

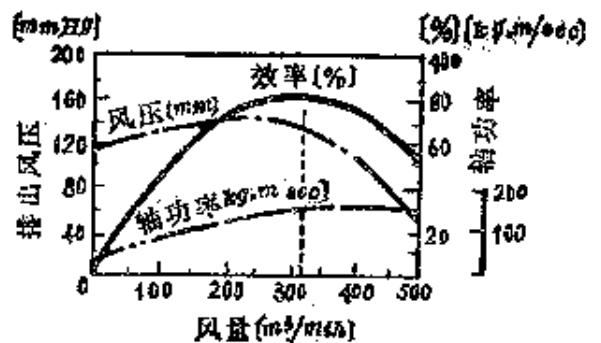
表9-22 氧压缩机的种类

乙炔压缩机	无给油压缩机
<p>压缩比小至 3 以下, 作成三级, 充气压力 15kg/cm^2, 使之溶解在容器内的丙酮中。因是爆炸性气体, 故排气压力在 30kg/cm^2 以下。</p> <p>铜和铜合金会生成爆炸性的乙炔铜, 故不能应用。用电动机驱动时, 因火花有引火危险, 应将其置于另室, 用皮带传递动力。</p>	<p>用于排出气体中不宜混入油沫的食品工业, 此外还用于压缩氦与实验室。用油压活塞使金属隔膜或波纹管伸缩, 进行气体的吸入和排出。由于用了石墨制活塞环或迷宫型活塞, 故是一种无需给油的压缩机。</p>

(3) 离心鼓风机(图 9-31) 和离心泵相同,使气体通过高速旋转的翼轮内部,在离心力作用下加压。翼轮(碳钢、镍钢制)的圆周速度从强度考虑应控制在 200m/sec 以下,故每一级压缩比 γ 对空气而言最高在 1.2 左右。



(a) 三级透平鼓风机



(b) 一级透平鼓风机的特性曲线

图 9-31 离心鼓风机

表 9-23 离心鼓风机的一般特性

离心鼓风机	① 气体流动均匀,无需气体贮罐
	② 高转速,常可和驱动电机、蒸汽透平直接相连,整体效率高
	③ 体积、重量小,所需安装面积小
	④ 因是旋转运动,故振动、噪音低,基础也简单
	⑤ 只有轴承为接触运动部件,因而故障少,操作简单,除腐蚀性气体外,使用良好
	⑥ 排气中不含油雾
	⑦ 即使排出口全闭也不会超过一定压力,动力机械超载的危险性小
	⑧ 风量与风压间有关连性,用阀调节可方便地调节风量
	⑨ 一般说,价格比较便宜

〔注〕 一般,可在很广的范围使用。但对 10kg/cm^2 以上的高压、 $20\text{m}^3/\text{min}$ 以下的小风量是不够合适的。

通常,在大气压下吸入的场合,压缩压力大约在 1.5kg/cm^2 G 以上的装置就称透平压缩机。多级式备有中间冷却器。一轴上

的翼轮数以 12 级左右为限，最高压缩压力在 $10\text{kg/cm}^2\text{G}$ 左右，排出压力在 $15\sim 1500\text{mmHgG}$ 范围的称为透平鼓风机(图 9-31)，可有 1~8 级，与透平压缩机结构相似，但一般不进行冷却。

(4) 通风机 按叶片形状有涡轮式、叶板式、多叶式和旋桨式四种(图 9-32)，各种型式的优缺点汇集于表 9-24 中。

通常排出压力在 $500\text{mmH}_2\text{O}$ 以下的称为离心式通风机(表 9-15 b)。在特性曲线中(图 9-33)，将流量 $Q[\text{m}^3/\text{sec}]$ 、风压 $\Delta p[\text{kg}/\text{m}^2]$ 、轴功率 $P_s[\text{PS}]$ 等代之以用无因次的流量系数 φ 、压力系数 ψ 、动力系数 μ_p 及效率 η 表示。

$$\left. \begin{aligned} \text{流量系数} \quad \varphi &= \frac{Q}{\pi u_2 D_2 b_2} \\ \text{压力系数} \quad \psi &= \frac{\Delta p}{\gamma u_2^2 / 2g} \\ \text{动力系数} \quad \mu_p &= \frac{P_s}{\pi u_2^3 D_2 b_2 \gamma / 2g} \end{aligned} \right\} \quad (9-36)$$

式中： Q —换算成吸入状态下的排出流量 $[\text{m}^3/\text{sec}]$ 或 $[\text{m}^3/\text{min}]$ ， P_s —轴功率 $[\text{PS}]$ ， Δp —风压 $[\text{kg}/\text{m}^2]$ ， D_2 —翼轮外径 $[\text{m}]$ ， u_2 —翼轮的圆周速度 $[\text{m}/\text{sec}]$ ， b_2 —翼轮的出口宽度 $[\text{m}]$ ， γ —重度 $[\text{kg}/\text{m}^3]$ 。

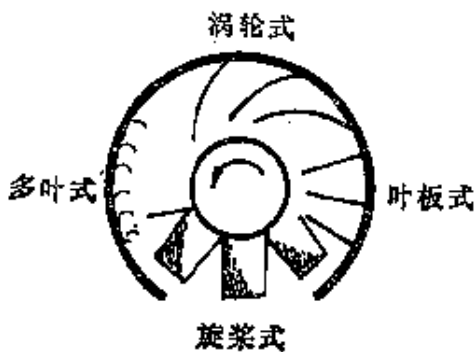


图 9-32 各种通风机的叶片

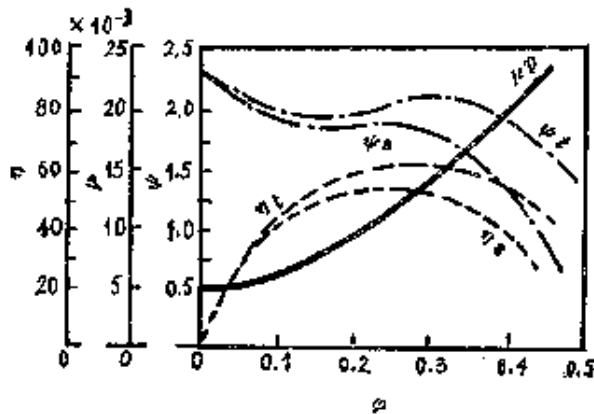


图 9-33 多叶通风机的特性曲线

表 9-24 各种通风机 的特性

特性	种类	蜗 轮 式	叶 板 式	多 叶 式	旋 浆 式
总 压 范 围	同	50~500mmH ₂ O	50~250mmH ₂ O	50~150mmH ₂ O	100mmH ₂ O以下
总 压 效 率		55~75%	50~60%	45~55%	55~75%
比转速* $C_{ns} = n\sqrt{Q(p/\gamma)^{3/4}}$		300~800	250~600	400~900	1500~2000
动力机械余量		10~20%	15~30%	30~40%	15~30%
质 需 功 率		在最高效率附近最大,有自限性	随风速提高而增加,无自限性	随风量提高而增加,无自限性	风量θ时最大,有自限性
总 压 曲 线		适用并联运转,前端有向下倾向	与涡轮式相仿	不适于并联运转,平坦,随风量变化,风压变小	前端有向下倾向
叶 片 流 路 形 状		形状合理,效率高	平面叶片,强度高,修理容易	形状不合理,效率不高	形状不合理
叶 片 出 口 角 度		后向叶片 (35~50°) 90°以下	径向叶片 90°	前向叶片 (120~150°) 90°以上	[轴流式]
* $n_s = n\sqrt{Q(\frac{p}{\gamma})^{3/4}}$ 式中: n—[rpm], Q—排风量(m ³ /min), p—平均有效总压 [mmH ₂ O], γ—吸入状态下气体的重量(kg/m ³)		① 效率最好 ② 价格昂贵,体积大 ③ 噪音小,可靠性好 ④ 维护运转容易 ⑤ 适于风压较高,动力较大时	① 高温 ② 适于腐蚀性气体,含有粉尘的气体输送系统	① 效率不高 ② 用于低风压小功率 ③ 价格便宜 ④ 体积小,噪音低 ⑤ 适于多支管回路通风	① 风量范围5~20000m ³ /min ② 适于低风压、大风量 ③ 重量轻,价格低 ④ 高速旋转,可与电机直连 ⑤ 若做成可动叶片,则在风量范围内,效率良好 ⑥ 在同一风压下,翼论圆周速度最大,故噪声大

(5) 旋转式压缩机与鼓风机 在气缸内有一个或几个转子回旋转动,使气缸壁与转子及叶片分隔成的小室容积发生变化,从而进行气体的吸入与压缩(表 9-25、26)。

表 9-25 旋转式的各种形式

偏 心 式	可动叶型(双叶式、多叶式),转动型
双 轴 式	罗茨型(转子形状相同) 列雪尔姆型(转子形状不同)
液 封 式	纳 氏 泵

表 9-26 旋转式的优缺点

特 征	缺 点
① 对于 $100\text{m}^3/\text{min}$ 以下的中小容量,效率良好	① 运转时噪音大
② 取用 1 级 $4\text{kg}/\text{cm}^2\text{abs}$, 2 级 $10\text{kg}/\text{cm}^2\text{abs}$ 的高压缩比 γ	② 排气侧与吸入侧的压差吃在轴承上,故滑动部分的间隙调整困难
③ 排气量均匀,气柜容积可减小	③ 只有偏心式(气缸要求润滑)非出气中混有油分
④ 重量轻,安装面积与振动都小	
⑤ 安装方便,而且不需阀门,故障少	
⑥ 此外,基础等也简单	

压缩机理与往复式一样是压挤式的,不过从旋转运动这点看又象是离心式。这种具有如表 9-27 所列特点的旋转式机械,适用于中等的压力和容量。

表 9-27 旋转式压缩机与鼓风机

可动叶片式旋转压缩机	双 轴 式		勃 氏 泵
	罗 茨 鼓 风 机	列 雪 尔 姆 型 旋 转 压 缩 机	
<p>压缩比 r 为旋转式中最大者,容量在 $0.5 \sim 50 \text{m}^3/\text{min}$. 在圆筒形气缸内安装一偏心转子,嵌在转子沟槽中的叶片在转子旋转时依离心力作用而与气缸内壁紧密接触. 将吸入叶片间密闭小室中的气体压缩后排出(参阅图 9-34).</p>	<p>送风量 $1 \sim 400 \text{m}^3/\text{min}$, 排气压力 $299 \sim 600 \text{mmHg}$, 作真空泵用时,可得 $60 \sim 70\%$ 的真空度. 转子与气缸壁及转子间都不直接接触,旋转时都有一微小间隙,因此转子间无需润滑油,排气中不含油分.</p> <p>由于体积小,重量轻,坚固耐用,故应用广泛(参阅图 9-35).</p>	<p>也称作螺旋罗茨型或螺杆压缩机,具有半圆形截面扭转成螺旋状的四齿主动转子(雄转子)与和其啮合的六齿凹形被动转子(雌转子)间,旋转时保持极小位间隙,气体由轴向吸入、压缩并排出.</p> <p>风量范围在 $20 \sim 200 \text{m}^3/\text{min}$ 左右,排出压力象罗茨型那样没有很大变动.</p>	<p>适用于腐蚀、爆炸性气体及气-液混合物的压缩与输送.例如,用硫酸作液封用以压缩输送氯气.用作压缩机时,排出压力在 $3 \text{kg}/\text{cm}^2$ 以下,容量在 $0.3 \sim 30 \text{m}^3/\text{min}$ 左右.</p> <p>作为真空泵时,最大真空度为 600mmHg(参阅图 9-36).</p>

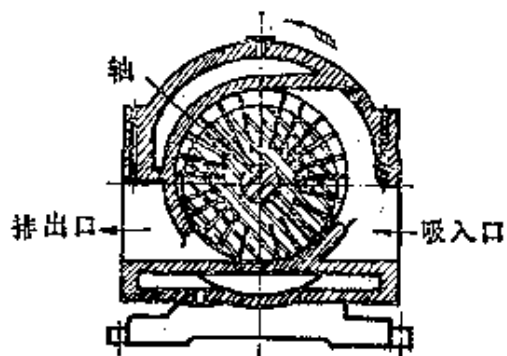


图 9-34 可动叶型旋转压缩机
(多叶式)

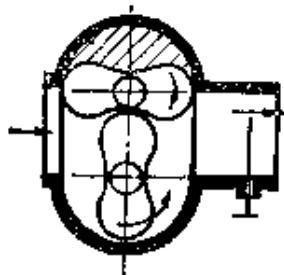


图 9-35 罗茨(Roots)鼓风机



图 9-36 纳氏(Nash)泵

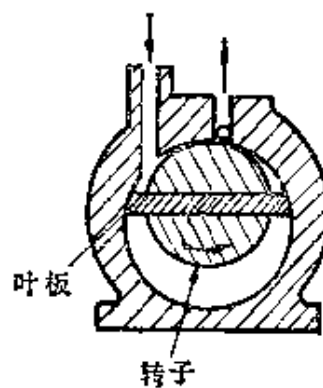


图 9-37 真空泵(旋转式 garter 型)

(6) 真空泵 真空泵的结构与压缩机相似，不同处只在于前者吸入压力在大气压以下，排气压力即为大气压而已。真空泵也有往复式与图 9-37 所示的旋转式。

二、液体的输送

通常先给定输送液体的种类、流量、输送路线等条件，其次结合实际配管，从液体的粘度、管径、管长考虑压力损失等项，选定适合于这种压力、流量及液体性质的泵。

因此应考虑配管、液体的性质、流量、压力、泵的选定、动力消耗等项目(表 9-28, 表 9-29)。

表 9-28 液体输送计划

配 管	流体的性质	流 量	所 需 功 率
<p>和气体的情况不同, 从与泵的位置关系分成吸入管, 排出管及辅助管三大类。</p> <p>吸入管的吸入高度 H 为 $H = \text{大气压} - (\text{蒸汽压} + h_f + h_s)$ 式中: H—吸入高度, h_f—吸入摩擦损失, h_s—有效吸入速度头</p> <p>由于有上述关系, 所以吸入高度 H 不可能取到大气压头 10.34m。</p> <p>如忽视蒸汽压等因素, 吸入高度取得过大, 则由于液流空洞、振动等不稳定的水力学现象, 易发生各种故障</p>	<p>考虑粘度、挥发性、腐蚀性、固体悬浮物浓度等项。对非牛顿型流体, 注意出现摇变性和膨胀性那样的特异现象。</p> <p>泵的扬程对数 μ 以下的胶体状物和均匀液体一样, 以泵的出口压力 p_2 除以混合液密度 ρ 表示。</p> <p>对于数 μ 以上的不均匀混合液, 则以 p_2 除以母液的密度表示</p>	<p>一般说, 制造工程中的液体流量是一定的, 但如工业用水等综合性的液体流量会随时间而变动, 离心泵等在额定流量下具有最佳效率。</p> <p>比如, 工厂的平均流量为最大流量的 70%, 则可设置 2 台定额各为最大流量 70% 的泵, 通常用 1 台在最佳效率下操作, 最大流量时 2 台并联运转</p>	<p>输送液体时所需的动力表现在:</p> <ol style="list-style-type: none"> ① 将液体升扬至高处 ② 将液体压入压力容器 ③ 只是克服输送管道阻力消耗的扬程 <p>不管上述哪一项目的, 所需动力都按下式计算:</p> <p>水马力:</p> $P_{th} = \frac{\gamma Q H_t}{75}$ <p>轴马力:</p> $P_s = \frac{100 P_{th}}{\eta}$ <p>泵的效率</p> $\eta = 100 \cdot \frac{P_{th}}{P_s}$ <p>式中:</p> <p>γ—液体重度 (kg/m^3), η—效率 [%], Q—流量 (m^3/sec), H_t—总扬程 (m)</p> <p>而 水马力 = 泵理论上所需动力 轴马力 = 外加于泵的动力</p>

表 9-29 泵的选择方法

选 择 方 法	<ol style="list-style-type: none"> ① 对有关液体的输送, 作出适于各种条件的泵的选定与估计 ② 调研各种泵的特性, 液体的种类、流量、扬程等与输送计划的条件比较 ③ 同时考虑各种类型泵的价格及其它经济方面的条件选定之
------------------	---

1. 泵的种类

有离心式、往复式、旋转式及特殊泵(表 9-30)。

表 9-30 各种泵

形 式	泵 名	备 注	形 式	泵 名	备 注
离 心 式	涡壳泵	单吸, 双吸 一级, 多级	旋 转 式	齿轮泵	
	涡轮泵			螺杆泵	
	旋浆泵			滑板泵	
往 复 式	活塞泵	单动、双动 双缸、三缸等	特 殊 泵	喷射泵	
	柱塞泵			空气输送机	
	隔膜泵			酸 蛋	

2. 离心泵

通常依旋转叶片使液体回旋, 由此离心力作用而产生压力的泵称为离心泵。无导向叶片的称涡壳泵, 有导向叶片的则是涡轮泵。

效率按涡壳泵、涡轮泵、多级涡轮泵的顺序约在 0.50~0.78 范围内变动, 比往复泵稍低一些。

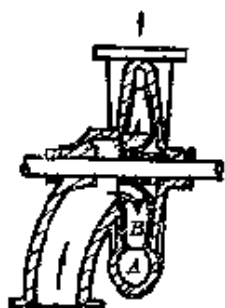
表 9-31 离心泵的优缺点

特 长	缺 点
① 因是高速旋转, 可比往复泵小型化	① 高效率操作范围较窄
② 结构简单, 价格便宜	② 如需要高扬程时, 级数要增多
③ 无脉冲现象, 不用吸入、排山阀门, 故亦可输送泥水和浆料	③ 开车时无法自动吸入, 必须在进料管与泵内灌满“起动引水”后, 再开车运转

表 9-32 离心泵的选定要点

选 择 时 的 考 虑 项 目	① 输送单位数量 ② 液体性质(种类和新鲜程度、温度与蒸气压、比重、粘度、有无分散介质、化学成分与 pH 值) ③ 容量(泵的要求流量,预定的最大及最小流量) ④ 吸入条件(吸入高度或吸入扬程,吸入管的直径和长度) ⑤ 排山条件(静扬程及其变动性、摩擦扬程、最大排出压力) ⑥ 总扬程(④ ⑤ 的变动是造成总扬程变动的原因) ⑦ 泵的使用方法(连续还是不连续) ⑧ 泵的位置(横向还是纵向,纵向时坑内的干湿程度) ⑨ 泵运转用原动机的种类及其特性 ⑩ 关于所占空间、重量及运送方面的限制 ⑪ 安装地点(地势上的位置、海拔高度、室内外的不同、环境温度范围) ⑫ 泵的设计(是否在结构与性能方面有特殊要求)
--------------------------------------	--

(1) 涡壳泵(图 9-38) 由特性曲线(图 9-38 b)可知,泵的转数 n 与流量 Q 、扬程 H 、所需功率 P_s 间,存在如式(9-37)所示关系。



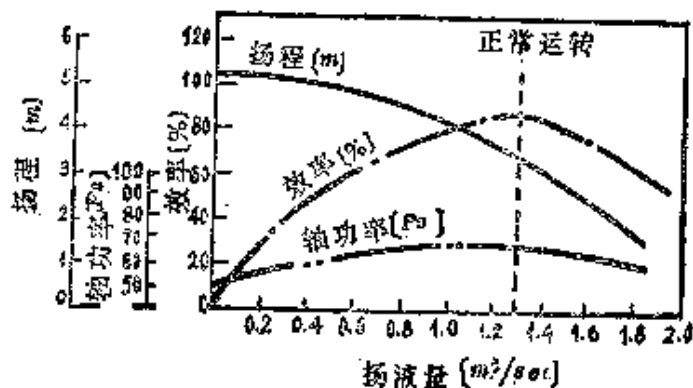
A: 涡型室



B: 翼轮

(a) 涡壳泵的结构

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2 \quad \frac{P_{s1}}{P_{s2}} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (9-37)$$



(b) 涡壳泵的特性曲线

图 9-38 涡壳泵的结构与特性

表9-33 单吸涡壳泵的轴功率 P_s 与扬程 H 值

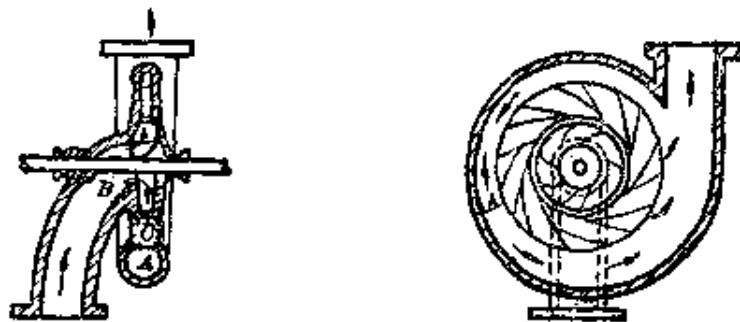
泵的口径 [mm]	流量 [l/sec]	重量 [kg]	轴 功 率 (PS)		扬 程 (m)	
			600 750 1000 1500	720 900 1700 1800	600 750 1000 1500	720 900 1700 1800
38	1.9	75	0.32	0.51	6	9.5
50	3.8	112	0.67	1.05	7	11
65	5.7	150	1.25	1.9	9.5	14
75	9.5	188	2.4	1.4 3.9	11.5	6.5 17.5
100	18.0	265	2.1 6.5	3.5	5.5 17	9.5
125	23.0	360	4.6 24.5	3.4 7.7	8.5 24	6 14
150	42.0	490	9.1	6.7 14.3	11.5	8.5 17.5
175	60.0	637	7.3 17.5	6.9 12.6	6.5 15.5	6 11.5
200	85.0	825	18.4 31	12.3 23.5	9 19	8 15
250	135.0	1309	19.3 34	30 51	8 14	12.5 20
300	190.0	1800	35 59	51	10.5 17	15

〔注〕1. 600~1500及720~1800的值为电动机的同步转速rpm, 满负荷时相错4~7%。

2. 600~1500栏频率为50周, 720~1800栏频率为60周, 但600rpm例外, 是50周与60周共同的。

石油工厂高温液化丙烷用的大型涡壳泵可达级数 $Z = 19$ 级，扬程 $H = 3200\text{m}$ 。

(2) 涡轮泵(图 9-39) 有导向叶片的高压涡轮泵,可作为锅炉给水用。日本正在制作排出压力为 $p = 150\text{kg}/\text{cm}^2$ 左右的涡轮泵,不过苏尔泽制的锅炉给水泵已达排出压力 $p = 225\text{kg}/\text{cm}^2$ 、排出流量 $Q = 135\text{m}^3/\text{hr}$ 、轴功率 $P_s = 2500\text{PS}$ 、温度 $t = 180^\circ\text{C}$ 。



(a) 涡轮泵

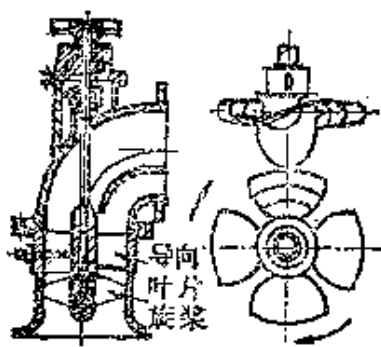


(b) 多级泵

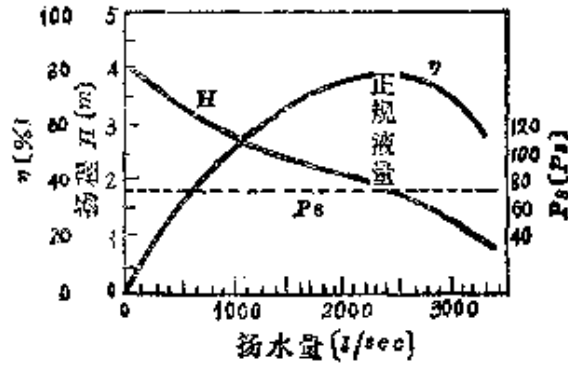
A: 涡形室 B: 翼轮 C: 导向叶片

图 9-39 涡轮泵的结构

(3) 旋浆泵(图 9-40) 利用旋浆式翼轮在管内旋转,使液体由一端流入沿轴向流动,再自另一端排出。一般在流量很大,扬程要求很低在 10m 以下,用涡壳泵效率很低时使用。有可动叶型(在宽广的流量范围内效率较高)与固定叶型(叶片角度不能变化)两种(图 9-40 b)。



(a) 旋浆泵的结构图



(b) 旋浆泵(可动叶)的特性曲线

图 9-40 旋浆泵的结构与特性

(4) 用于各种目的的泵

- 1) 衬胶砂泵
- 2) 化学泵
- 3) 泥浆泵
- 4) 立式泵

3. 往复泵

由活塞或柱塞的往复运动，将液体间歇地排出。一般由于转速很低，所以电动机和曲轴不直接连接，而是通过三角皮带或齿轮箱使转速降低，或采用和蒸汽机直接连接的办法。主要用在输送粘度大的液体或压力高、流量小的场合。

为了使排出量均匀、采用双动、差动、双缸、三缸（表 9-34）的操作方式。此外，为缓和波动，可附装空气室；为使转速均一，可采用重型皮带轮或飞轮。

表 9-34 往复泵的操作方式(参阅图 9-41)

操作方式	单	动	一次往复，进行一次吸入和排出
	双	动	一次往复，进行二次吸入和排出
	差	动	每次往复，作一次吸入二次排出
	单	式	单缸操作方式
	双	缸	二缸并列操作方式
	三	缸	三缸并列操作方式

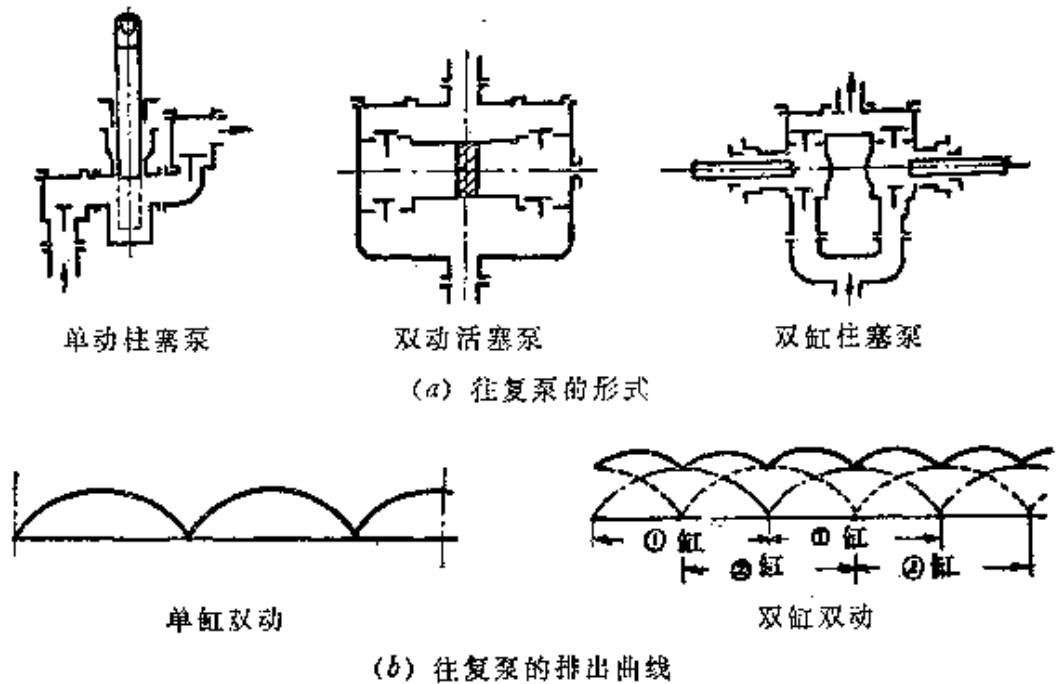


图 9-41 往复泵的形式与排出曲线

(1) 排出量(表 9-35) 往复泵的排出量 Q [m^3/sec], 以式 9-38 表示

$$Q = \frac{\eta_v j A S_p n}{60} \quad (9-38)$$

式中: η_v —体积效率(小型 0.85~0.90; 大型 0.97~0.99 左右), A —截面积(m^2), S_p —冲程(m), n —转速(rpm), j —每转有效冲程数(单动为 1, 双动为 2)

表 9-35 往复泵最大排出量 q_m 与平均排出量 q_{av} 的比值 (q_m/q_{av})

泵的形式	单动柱塞 ①	单动柱塞 ②	双动活塞 ①	双动活塞 ②	单动柱塞 ③	双动活塞 ③
相位差	—	90°	180°	—	90°	120°
q_m/q_{av}	3.24	2.22	1.62	1.62	1.31	1.079

〔注〕 q_m/q_{av} 值越接近于 1, 表示排出速度的均匀性越好。

(2) 活塞泵(图 9-42) 活塞泵用在输送油类、锅炉给水等处,在压力特别高的情况下,可用柱塞代替活塞作用。此种泵的特点为压力、速度、流量的调节容易,在宽广的流量范围内效率良好。

(3) 柱塞泵(图 9-43) 为一卧式单动柱塞泵,此种泵如果驱动曲轴的电动机功率足够,则不管扬程 H 如何,其平均流量几乎可保持为定值。

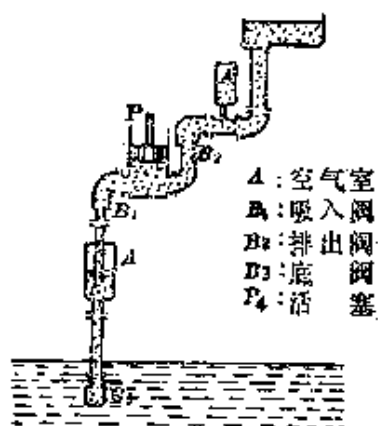


图 9-42 往复活塞泵

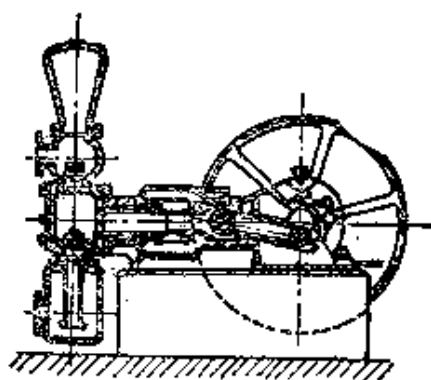


图 9-43 单动柱塞泵

(4) 隔膜泵 适于输送高浓度浆料、污水、碱液、酸类等。图 9-44 为一活塞与隔膜并用、安有球阀的隔膜泵,不仅可用于澄清液,

也能用在固体悬浮液的输送中,隔膜材料用耐蚀、耐磨性强的塑料、橡胶、皮革等挠性材料制成。

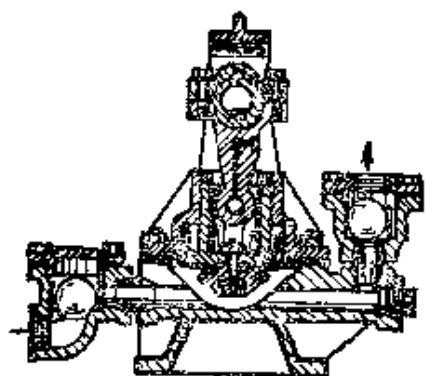


图 9-44 隔膜泵

4. 旋转泵

适于输送高粘度液体或要求流量小而压力很高的场合。一般在壳体内几无间隙地装入齿轮、螺杆或滑板等,当其旋转时,液体在形成的密闭空隙间挤压排送。作用原理从

转速较慢这点看似乎近于往复泵,但流动较往复泵均匀。

(1) 齿轮泵(图 9-45) 相同形状的二齿轮互相啮合,驱动一齿轮,则另一齿轮随之按反方向旋转,为了减少脉动也有将齿轮做成螺旋状的。

(2) 螺杆泵(图 9-46) 成对的驱动螺杆与从动螺杆相互啮合,液体沿螺杆的轴向流动排出。此时为了抵消对泵的推力,左螺纹和右螺纹对向同时使用。

(3) 滑板泵(图 9-47) 在转子旋转时,由于离心力作用使滑板紧贴壳壁同时旋转,液体夹在二滑板间挤压排送。

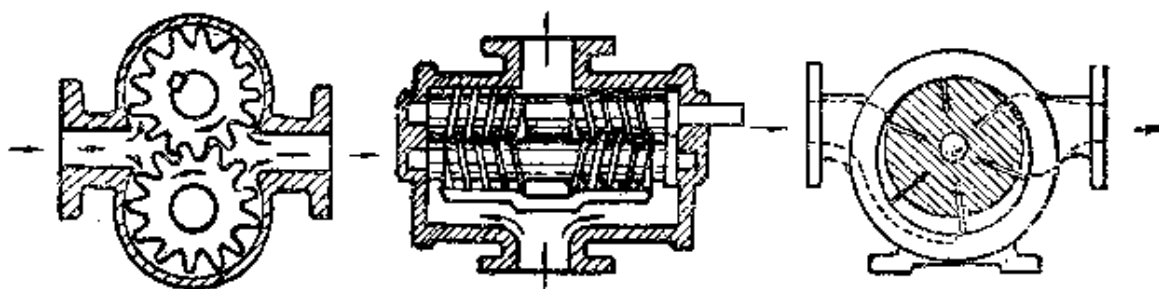


图 9-45 旋转式齿轮泵

图 9-46 螺杆泵

图 9-47 滑板泵

5. 特殊泵

大多用于经常处理腐蚀性液体的化工厂中,无翼轮、活塞、转子等机械性运动部件。

特殊泵主要是利用流体压力作为液体输送装置方面研究开发出来的输送工具。

(1) 喷射泵

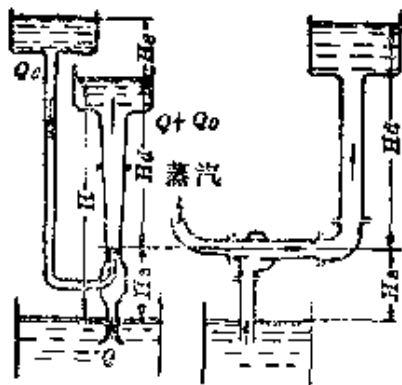
1) 喷射泵(图 9-48 a) 用蒸汽或水经喷嘴喷射而得的一股射流吹入文丘里喷嘴的中心处,其周围即产生真空以吸入液体,之后此液体随射流一起排出。

扬水量一般在 $Q = 40\text{l/sec}$ 左右。

2) 喷射器(图 9-48 b) 在喷射泵中, 喷射流体的压头比输送阻力压头更高时, 称作喷射器。通常适用于碱、酸、有磨蚀性固体粒子的悬浮液等的输运和扬送, 但若液体能被稀释时, 则有使效率下降的缺点。

图 9-48 b 为一水蒸气多级喷射器。

3) 注射器 自喷嘴射出的蒸汽与水接触重又冷凝成水, 而将速度能传递给水的装置, 也就是说, 喷射蒸汽的压力与送入容器中的压力相等的就叫做注射器。一般用在锅炉给水等方面。注射器作为泵考虑, 效率不良, 仅只百分之几, 但用于锅炉给水等方面时, 由于回收了蒸汽的热量, 总效率却可高达近于 100%。



① 水喷射 ② 蒸汽喷射

对①的水喷射情况, 如设泵的效率为 η , 则有下列关系式

$$\eta = \frac{HQ}{H_0 Q_0} \times 100$$

$$H = H_d + H_s$$

其中: H —实扬程, H_d —排出扬程,
 H_s —吸入扬程, H_e —有效压头,
 Q —扬水量, Q_0 —供水量
 一般 $Q/Q_0 = 0.3 \sim 0.6$, $\eta = 15 \sim 20\%$,
 扬量为 $Q = 40\text{l/sec}$ 左右。

(a) 喷射泵

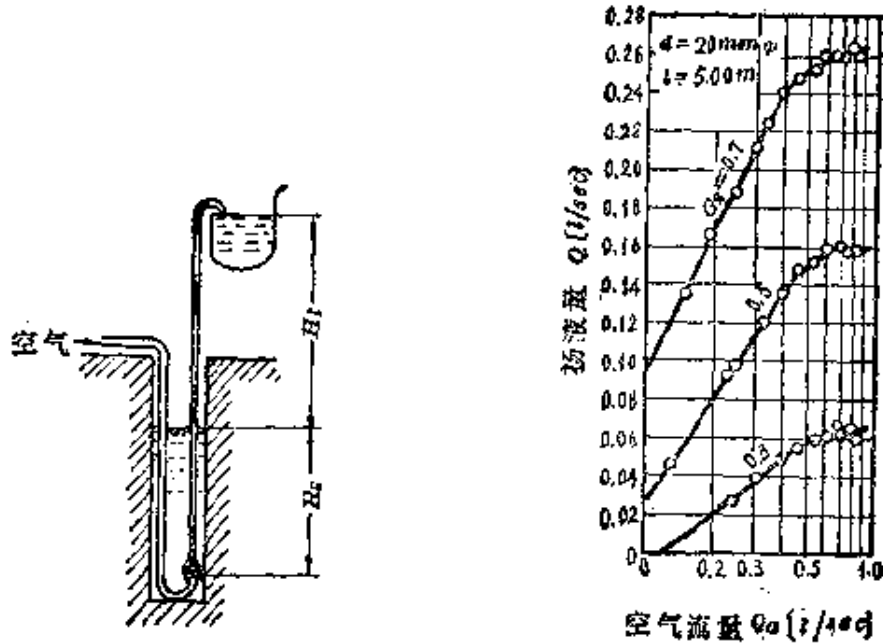


(b) 喷射泵的蒸汽喷射器

图 9-48 喷射泵的结构与原理图

〔注〕 对于注射器的形状, 以文丘里入口侧夹角 30° 左右、喉管长度约为直径的 $5 \sim 10$ 倍、出口扩散部扩大角 7° 上下为好。另外, 从喷嘴至喉管处的距离随喷嘴压力增大而增加, 随吸入压力的增大而减小, 不过这也就是喉管直径一倍上下的限度而已,

(2) 空气提送器(或气体提送器, 图 9-49) 若自扬液管下吹入压缩空气时, 则由于管中气泡混合液的视比重要比外部的纯液体比重小, 按吹入口处管内外压力的平衡关系, 可使管内液面升高



空气提送器的扬液特性受浸液率 $\sigma_s = H_s / (H_t + H_s)$ 的影响, 由实验得, 扬水量每 $1 \text{ m}^3/\text{sec}$ 所需的自由空气量 $Q_a (\text{m}^3/\text{sec})$, 按扬程 $H_t (\text{m})$ 与浸水深度 $H_s (\text{m})$ 由下式计算。

$$Q_a = 19.3 \frac{H_t}{C \ln \left(\frac{H_s + 10.35}{10.35} \right)}$$

扬程 $H_t (\text{m})$	C	扬程 $H_t (\text{m})$	C
3~18	245	150~200	185
18~60	233	200~230	156
60~150	216		

图 9-49 空气提送器的说明图与特性

而自管上端排出。

这种提送器也可用于自喷能力减弱的石油井中，但此时要自下端鼓入压缩空气而使管上端排出原油在技术与经济上是不可能的，所以应在长的扬液管内部等距离地安装上分离阀。

(3) 酸蛋(图9-50) 容器由陶瓷等做成，用在腐蚀性液体的扬送等方面。容器中贮存液体，在此液面上施加由压缩空气或其它气体产生的压力，于是液体通过扬液管上升，所以酸蛋的操作是间歇的，大多用手工操作。

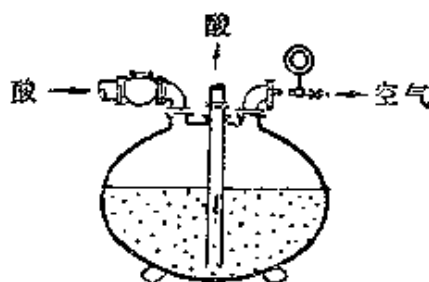


图 9-50 酸 蛋

§ 9-3 流 量 测 定

化学工厂中流体的流量测定法如表 9-36 所列，有适合于各种情况的多种方法，正在实际中应用。

一、各种测定方法

在流体(气体、液体)的流量测量方面，大体上有直接计量法(直接测定流体的体积、质量)和间接测量法(测定与流速有关的其它量值，再由此求出流速)两种。

例如，湿式气体流量计就是直接计量法的代表，作为间接测量法的代表则有孔板流量计、文丘里流量计、毕托管、喷嘴流量计等。

与表 9-36 所示的各种测量方法相对应，研究开发了各式流量计，以供实际中应用。

表 9-36 流 量 的 测 定

流 量 计	方 式	内 容	原 理
① 孔板流量计 ② 文丘里流量计	节流式	用于气体、液体的流量测定, 简单、使用方便 ①比②压损更大, 见 JIS 规范	由管路或敞开水路的节流作用, 从压力差求算流量
③ 管端流量计 ④ U形管动压流量计	动能式	③ 应急用测定方便, 几 mm~几 cm 直径 ④ 也可测定浆料, 管径在几 cm 范围内	③ 由管端流出的水平距离与落下距离间的关系 ④ 用差动变压器检测作用于 U 型管底部的动压
⑤ 阻抗体式流量计 ⑥ 面积式流量计 ⑦ 阀式流量计 ⑧ 球变位流量计 ⑨ 滞流流量计	流体阻力方式	⑤ 有一直线性指示的使用范围 ⑥ 用于液体时, 要注意因气泡引起的误差 ⑦ 可用于测定低压、小流量气体 ⑧ 适于实验室中小流量测定 ⑨ 压力损失大, 用于实验室小流量测定	⑤ 测定作用于阻力体上的阻力 ⑥ } ⑦ } 作用于管路中阻力体上的阻力与重力平衡 ⑧ } ⑨ 管路滞流的压力损失
⑩ 盐水速度法 ⑪ 同位素法 ⑫ 浮子法 ⑬ 移动幕法	示踪方式	⑩ } 用以测定大流量流体 ⑪ } ⑫ } 精度很差 ⑬ }	⑩ } 用同位素或盐类作为示踪物, 测定其移动速度 ⑪ } ⑫ } 用物体作示踪物, 检测其移动速度 ⑬ }
⑭ 弯管计 ⑮ 环管计	离心压差方式	可用于测定浆料流量, 环管计的指示为对数值, 可表示与流量的直接关系	测定管路弯曲部分内、外侧的压力差
⑯ 托马斯计 ⑰ 边界层流量计	热方式	⑯ 非腐蚀性气体流量计, 指示为线性的 ⑰ 也可用于腐蚀性流体	⑯ 测出用加热器后, 不同流量下温度上升的差值 ⑰ 在管外壁处设置加热器, 温度计
⑱ 翼轮式流量计		精度不高, 使用方法简单	由翼轮的旋转速度测定
⑲ 容积式流量计 ⑳ 电磁流量计		⑲ 有自实验室用(小容量)至工业用(大容量)的各种规格 ⑳ 导电性介质, 也可用于浆料	⑲ 测定气体、液体的容积 ⑳ 通过磁场的流体产生的电压
㉑ 超声波流量计		从小容量到大容量都能应用, 但装置复杂	超声波流动方向与反向传播的差值(或托普勒效应)
㉒ 积分方式		可用于复杂截面的管路	用毕托管等测定各点流速, 再对全截面积分
㉓ 盖普逊法(水击方式)		用于水力发电厂等大容量水路, 需要连续测定记录适当水压之处	在管端阀门逐渐关闭时, 因水击作用而引起的压力变化在此时间内的积分值与最初流量的比例

二、流量计

1. 孔板流量计(图9-51)

比较简单,但在测定中显示的压头差在孔板下游大部分不能恢复,成为压力损失,这是其缺点。在管径 d [m] 的管路中间,夹一孔径为 d_0 [m] 的孔板,测定其前后的压差 Δp [kg/m²],即可求出流体的流量 Q [m³/sec]。

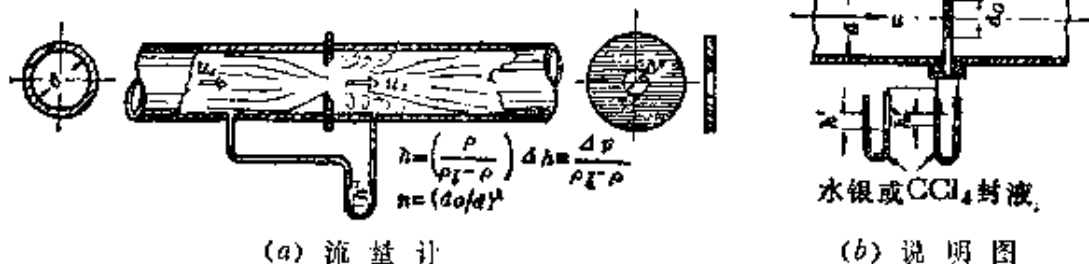


图9-51 孔板流量计

压力差 Δp [kg/m²] 的测定,可以用注有适当液体的U形压差计,根据左右二液柱的高度差 h [m] (或测定液体本身的压头差 h' [m]) 来确定。

流量 Q [m³/sec] 可由式(9-39)计算。

$$\begin{aligned}
 Q &= C \varepsilon A_0 \sqrt{2g \left(\frac{\rho_1}{\rho} - 1 \right) h} \\
 &= C \varepsilon \frac{\pi}{4} d_0^2 \sqrt{2g \left(\frac{\rho_1}{\rho} - 1 \right) h} \\
 &= n C \varepsilon \frac{\pi}{4} d^2 \sqrt{2g \left(\frac{\rho_1}{\rho} - 1 \right) h} \quad (9-39)
 \end{aligned}$$

式中: Q [m³/sec]—流体的流量, h [m]—U型管压差计读数, C —流量系数, ε —流体为气体时的膨胀修正系数, ρ [kg/m³]—流体的密度,

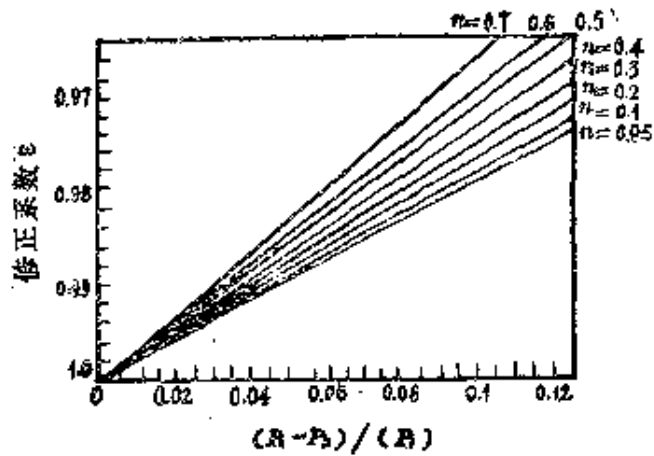
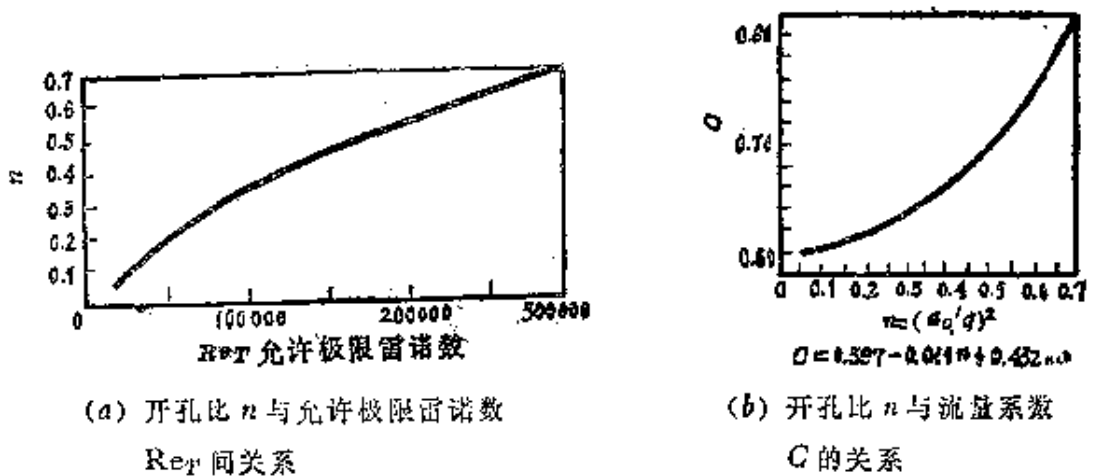


图 9-52 空气、双原子气体膨胀引起的修正系数 e

ρ_l [kg/m³]—U型管中液体的密度, d_0 [m]—孔板孔径, d [m]—圆管直径, A_0 [m²]—孔板圆孔面积, $n = (d_0/d)^2$ —开孔比.



(a) 开孔比 n 与允许极限雷诺数 Re_T 间关系

(b) 开孔比 n 与流量系数 C 的关系

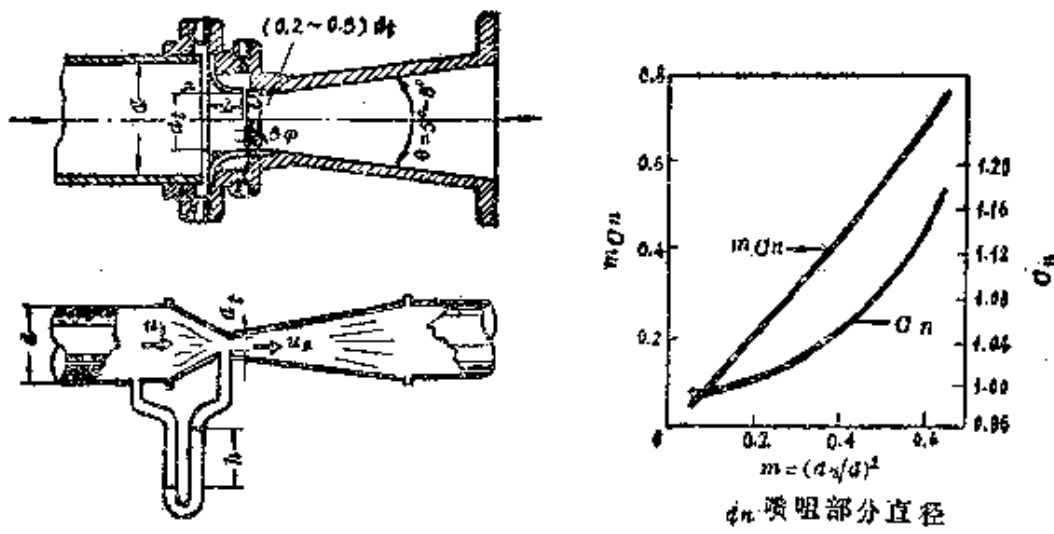
流量系数 C 值, 在某一雷诺数 Re_T 以上时, 则如结构与开孔比 n 一定, C 亦即成为定值, 此雷诺数称为允许极限雷诺数.

图 9-53 孔板流量计开孔比的特性

[注] 对于流体是空气等气体的场合, 必须乘以因膨胀引起的修正系数 e 。

2. 文丘里流量计

优点是压头差的大部分可在喉管下游处恢复，缺点是要选择一定的安装处所，价格也较高。其形状为上游的缩小与下游的扩大都成圆锥状逐渐变化(图 9-54)。由文丘里管前端的压力与喉管部分的压力差值 Δp [kg/m²] 求算流体的流量。



(a) 文丘里流量计 (b) 文丘里的结构(JIS) (c) 流量系数
规格

图 9-54 文丘里流量计的结构与流量系数

$$\left. \begin{aligned} Q &= C_v \varepsilon A_t \sqrt{2g \left(\frac{\rho_t}{\rho} - 1 \right) h} \\ &= C_v \varepsilon \frac{\pi}{4} d_t^2 \sqrt{2g \left(\frac{\rho_t}{\rho} - 1 \right) h} \end{aligned} \right\} \quad (9-40)$$

式中： d_t [m]—喉部直径， C_v —流量系数(以 d_t 为基准)

流量系数 C_v 值，可取用图 9-54 b 所示 JIS 规定的喷嘴(喷嘴直径 = d_n)流量系数 C_n 的 1.01 倍(即 $C_v = 1.01C_n$)。

3. 转子流量计(面积式)(图 9-55)

在一逐渐向上扩大并有刻度的透明管中放一浮子，要计量的液体或气体自下方流向上方，浮子浮动在浮力与重力平衡的位置上，由此浮子的位置就可测知流速，为此有必要先讨论浮子高度与流量的关系。

作用于浮子上的流体阻力 R_f ，如式(9-41)。

$$R_f = C_d \left(\frac{\rho \bar{u}^2}{2g_c} \right) A_r \quad (9-41)$$

式中： A_r —在与流向成垂直的面上浮子的投影面积， A —浮子与锥形管间的最小环隙截面， Q —自下向上通过的液体流量 ($\bar{u} = Q/A$)， V_r —浮子体积， C_d —阻力系数， ρ_r —浮子的平均密度， ρ —流体密度

在浮子稳定处，上式的流体阻力 R_f 应与作用在浮子上的表观重力相等，故式(9-42)成立。

$$R_f g_c = V_r (\rho_r - \rho) g \quad (9-42)$$

联立(9-41)与(9-42)式，即可得如下流量 Q 的计算式。

$$Q = A \sqrt{\frac{2g V_r (\rho_r - \rho)}{C_d A_r \rho}} \quad (9-43)$$

考虑转子流量计的流量系数 C_r ，则流量 Q 的表达式如下。

$$Q = C_r A \sqrt{\frac{2g V_r (\rho_r - \rho)}{A_r \rho}} \quad (9-43-1)$$

式中： $C_r = 1/\sqrt{C_d}$

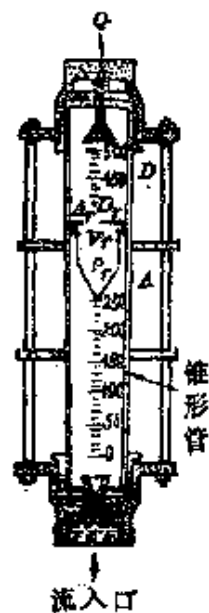


图 9-55
转子流量计

4. 毕托管

实际上是流速 u 的测定工具，但它求出流路内流速 u 的分布情况就可求出流量 Q 。一般对于直径 d 在 400mm 以上的管道(图 9-56 a)，应用毕托管测量较好。

求取流量 Q 的方法，可用图式法或数值积分法。例如，按 JIS 规范，对于半径为 r 的圆形管路(图 9-56 b)，可求出一组 $r_1 = 0.316r$ ， $r_2 = 0.548r$ ， $r_3 = 0.707r$ ， $r_4 = 0.837r$ ， $r_5 = 0.949r$ 垂直相交直径上各点的流速(共计 20 点)，取这些点流速的算术平均值表示管内的平均流速 \bar{u} 。

对于矩形截面管路，则等分成边长在 150mm 以下的许多小矩形，取这些小矩形中心流速的算术平均值作为管内平均流速 \bar{u} 。而且小矩形的数目无需细分至 64 以上。

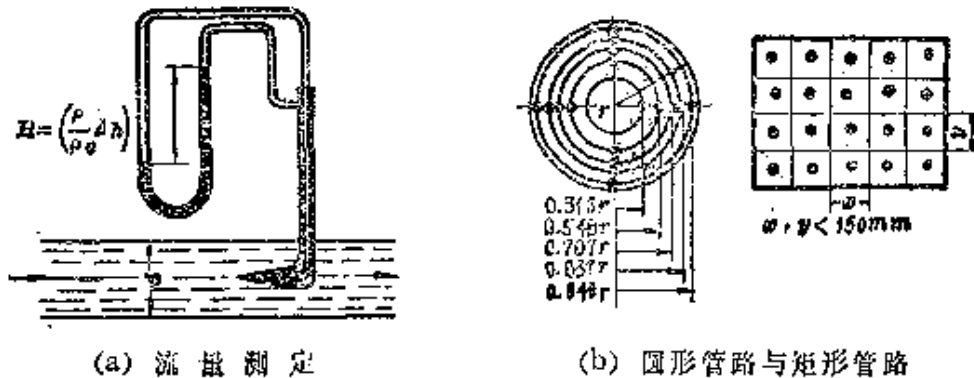


图 9-56 毕托管的流量测量原理图

【注】在压力计二液柱间读得的高差 H [m] 与压头差 Δh [m] 间，存在 $H \approx \frac{\rho}{\rho_1 - \rho} \Delta h \approx \frac{\rho}{\rho_1} \Delta h$ 的关系，压力计读数差 H [m] 与压头差 Δh [m] 是不同的。

式中： ρ_1 —压力计 U 型管中液体密度 [kg/m³] ρ —要计量的流体的密度 [kg/m³]

* 式 $H \approx \frac{\rho}{\rho_1} \Delta h$ 仅对气体测定适用。

5. 湿式气体流量计

通常广泛应用的湿式气体流量计(图 9-57)是直接计量流量的代表性仪器。气体开始自中心进入D室中时,由于浮力作用转鼓向顺时针方向转动,结果C室沉入水中,其中气体由出口排出,转数则由机械装置指示出来。

这种形式的气体流量计用于测定某一时间间隔的总流量,故可以求出平均流速而不能表示出各瞬间的流速。

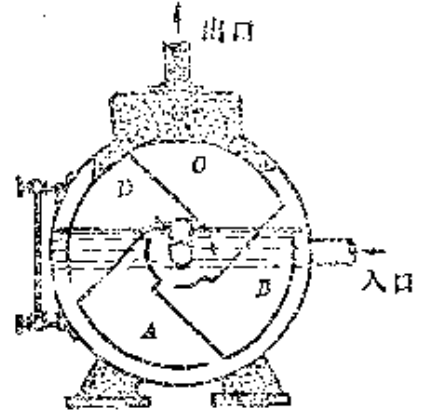
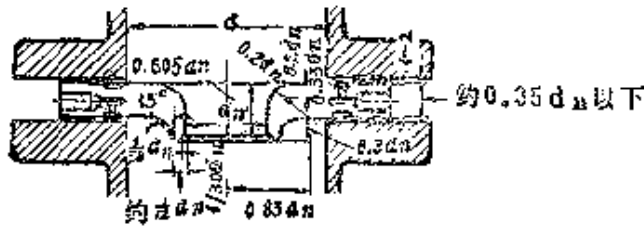
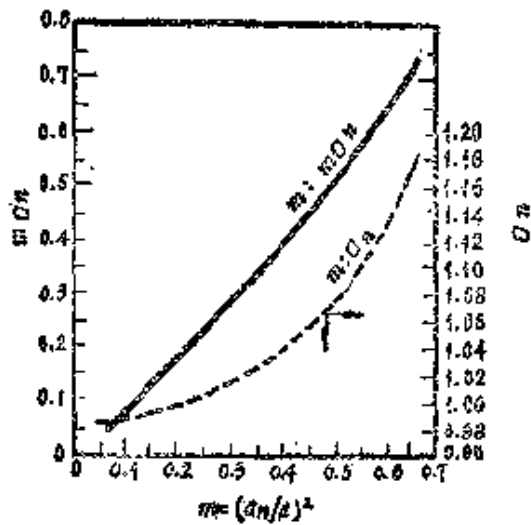


图 9-57 湿式气体流量计



(a) 喷嘴的结构(JIS 规格)



(b) 喷嘴流量系数

图 9-58 喷嘴流量计的结构与流量系数

6. 喷嘴流量计

与孔板流量计相同,由节流前后的压力差求算管路的流量。流量 Q 的计算亦与孔板流量计(式 9-39)相同,只要以喷嘴直径 d_n 代换式中的 d 即可。

另外,喷嘴的流量系数也可采用以 d_n 为基准的 C_n 值,对于JIS规定结构的喷嘴流量计(图 9-58 a), C_n 值可由图 9-58 b 求取。

7. 离心流量计

是一种利用作用于流体的离心力的流

量计。

(1) 弯管计(图9-59 a) 在流体通过弯管时,测出弯曲处内、外侧的压力差,从而求算流量。

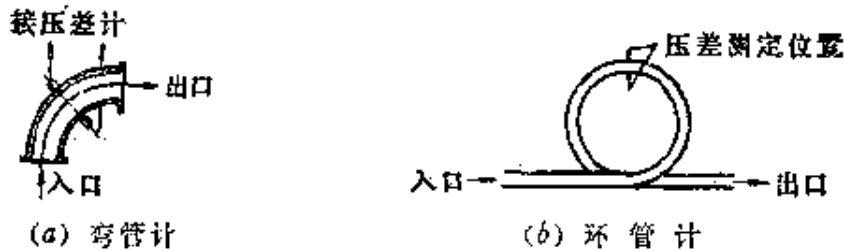


图9-59 离心流量计

(2) 环管计(图9-59 b) 将管子盘成单圈环形,测定环内、外侧压力差以求算流量。现若设管子半径为 r , 管子中心线的曲率半径为 $R(R/r \equiv \varepsilon)$ 时,则流量 Q 的计算式如下。

$$Q = C_b \pi r^2 \frac{(\varepsilon^2 - 1)(\varepsilon - \sqrt{\varepsilon^2 - 1})}{\sqrt{\varepsilon}} \sqrt{\frac{2g_c \Delta p}{\rho}} \quad (9-44)$$

式中: C_b 为流量系数

8. 管端流量计(图9-60)



图9-60 管端流量计

只要在管道末端部分加工得较为光滑即可,无需特殊装置即可简便地求出流量,是一种方便的测量方法。

自水平管路一端流出的液体在一定高度 h [m] 下,量出其喷出距离 s [m],流量 Q [m³/sec] 即可按下式计算。

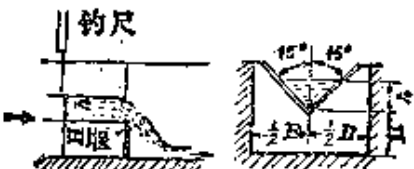
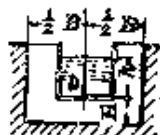

$$Q = C_e \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{s}{\sqrt{2h/g}} \quad (9-45)$$

式中: C_e 为流量系数,当管内平均流速 \bar{u} 在 1.2 m/sec 以上时,大致为 1.01, 其值几乎保持不变。

9. 堰

在开放水路中间设一堰(表 9-37), 如从水路底面至堰周最低点的高度为 H [m], 从堰最低点至水面的高度(所谓堰的水头)为 h [m], 水路宽度为 B [m] 时, 可用钩尺等读出堰的水头 h [m], 按表 9-37 所列求算各种堰的流量 [m³/min].

表 9-37 各种堰的流量 Q [m³/min]

直 角 三 角 形 堰	
	
流量 Q 如下式: $Q = C_w h^{5/2} \text{ (m}^3/\text{min)}$ 式中: 流量系数 C_w 值在 $B = 0.5 \sim 1.2\text{m}$, $H = 0.10 \sim 0.75\text{m}$, $h = 0.07 \sim 0.26\text{m}$, $h \leq H/3$ 范围内, 可以下式计算 $C_w = 81.2 + \frac{0.24}{h} - \left(8.4 + \frac{12}{\sqrt{H}} \right) \left(\frac{h}{B} - 0.09 \right)^2$	
四 方 形 堰	全 幅 堰
	
流量 Q 如下式: $Q = C_w b h^{3/2} \text{ (m}^3/\text{min)}$ 式中, b 表示堰的宽度 [m], 流量系数 C_w 值在 $B = 0.5 \sim 6.3\text{m}$, $H = 0.15 \sim 3.5\text{m}$, $b = 0.15 \sim 0.50\text{m}$, $bH/B \geq 0.6\text{m}$, $h = (0.03 \sim 0.45) \sqrt{b}$ [m] 范围内, 可以下式计算 $C_w = 107.1 + \frac{0.177}{h} + 14.2 \frac{h}{H} - 25.7 \sqrt{\frac{(B-b)h}{HB}} + 2.04 \sqrt{\frac{B}{H}}$	流量 Q 如下式: $Q = C_w B h^{3/2}$ 其中: c 为修正项, 在 $H \leq 1\text{m}$ 时, $\epsilon = 0$, $H > 1$ 时 $\epsilon = 0.55(H - 1)$. 而 C_w 在 $B \geq 0.5\text{m}$, $H = 0.3 \sim 2.5\text{m}$, $h = 0.03 \sim H\text{m}$ (但 $< 0.8\text{m}$) 的范围内, 可以下式计算. $C_w = 107.1 + \left(\frac{0.177}{h} + 14.2 \frac{h}{H} \right) (1 + \epsilon)$

10. 球变位流量计

将内径为 d 的透明圆管弯曲成半圆形, 其中放入一固体球(密度 = ρ_p , 直径 = d_p), 由于在管中流动流体的流量, 作用于固体球上的流体阻力与表观重力在管轴线方向分量成平衡, 使球的位置 s 或 θ (图 9-61) 受到相应影响。

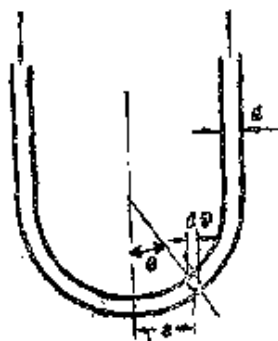


图 9-61
球变位流量计

由球的位置 s 或 θ 可求出流量 Q 。

$$Q = \frac{\pi d^2}{4} \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)g \sin\theta}{3\rho C_a}} \quad (9-46)$$

式中: 阻力系数 C_a 值在管内平均流速为 \bar{u} 时, 依雷诺数 $Re = (d - d_p)\bar{u}\rho/\mu$ 不同, 有下表所列关系。

表 9-38 球变位流量计的阻力系数 C_a

Re	5	10	20	50	100	200	500	1000	2000
$(d/d_p)^{0.16}/(C_a)^{0.5}$	0.18	0.27	0.39	0.57	0.70	0.83	0.94	1.00	1.05

11. 超声波流量计

利用声波传递速度在流动方向与反方向的差异, 可测定此两传递速度的差值以检测流体流速。此处为了提高声波的定向性, 利用了超声波。

由超声波晶体振荡器与接受器间二者频率之差(即波差频率)指示出流体流量。

12. 热式流量计

在管路中安置两个电阻温度计 T_1 和 T_2 , 其间设一加热器 H 。这样为了维持 T_1 与 T_2 的温度差成为定值, 必须随流量不同增减加热器的电流。

(1) 汤姆逊计(图 9-62) 是从流量与加热器电流间的关系求算流量的流量计。

(2) 边界层流量计 加热器、温度计不安在管内，而设置在管子外侧。

13. 电磁流量计

这种流量计的特点是管内没有妨碍流动的部件，所以压力损失小，也可用以远距离测量(图9-63)。

14. 盐水速度法测量

用于水力发电站水路的大容量流量测定。在管路两处分别设置测定盐水浓度用的电极(图 9-64)，从其上游的盐水喷射阀内脉动地喷出盐水，则可得一波形图。现若设盐水通过二极间的时间为 θ ，二极间管路的容积为 V ，则流量 Q 与其关系如式 9-47 所示。

$$Q = \frac{V}{\theta} \quad (9-47)$$

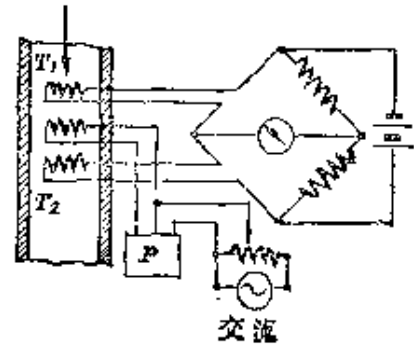


图 9-62 汤姆逊计
(热式流量计)

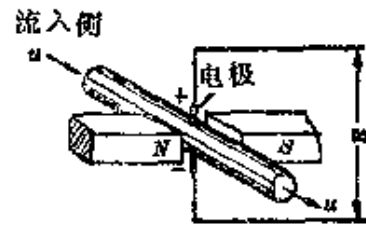


图 9-63 电磁流量计

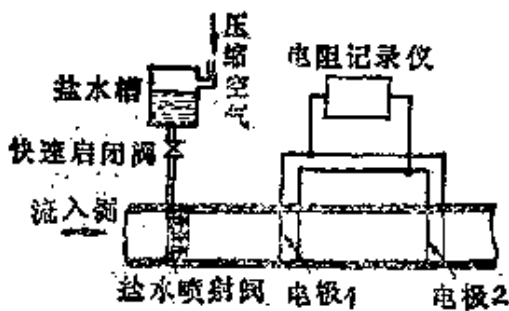


图 9-64 盐水速度法

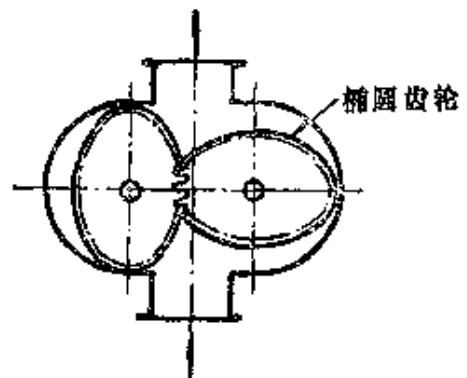


图 9-65 椭圆齿轮型

15. 容积流量计

流体通过时(与容积成比例),使齿轮型或罗茨型转子旋转(图9-65),由此转数可求出流量。有椭圆齿轮型、罗茨型、旋转圆盘型及往复活塞型等。

§ 9-4 流体贮槽

化学工业中,应用原料、中间产品、制成品、废料、辅助原料、副产品的贮槽是必要的,另外,当发生停电或事故,化学过程的一部分工序停止运转时也有需要用贮槽。

表 9-39 对贮槽应考虑的因素

考虑因素	<ul style="list-style-type: none"> ① 贮存物的种类(气体、液体、固体、浆料等)与容量(大小) ② 加压贮存还是常压贮存 ③ 要考虑防止贮存液体的挥发损耗 ④ 必须有防止浆料沉淀与固化的装置 ⑤ 必要时,用加热、冷却设备,以保持槽内温度均一 ⑥ 按贮存物质性质,需用耐蚀材料或衬里的情况 ⑦ 贮槽形式,多用圆筒形(卧式、立式),也有球形、方形等,此外,还有开放式与密闭式之分
------	---

一、贮槽的设计

基本上是作力学上的强度计算,求出压力容器的最小厚度 t 。实际上,若有工业管理规范(表9-40),必须按此规范设计。形状方面,球形在力学上最合理,但加工方便的是圆筒形,一般用得最多。最近球形容器已作为气体贮罐投入实际使用。对于浆料和粉粒体的贮存,常在直立圆筒底部做成圆锥形。

表 9-40 流体贮槽的设计指针

内压筒体所需厚度 JIS (机械) 8301	碟形封头所需厚度 JIS B 8243																				
<p>受内压的钢板制筒壁厚 t_1, 在以筒体内径作基准时, 可用下式计算,</p> $t_1 = \frac{p_{\max} D_0}{200\sigma_s \times \eta_c - p_{\max}} + C$ <p>式中, t_1—筒体最小壁厚[mm], p_{\max}—使用最大压力[kg/cm²], D_0—除去腐蚀余度的圆筒内径[mm], σ_s—拉伸强度[kg/cm²], η_c—允许拉伸应力对拉伸强度的比值(安全系数的倒数, <1), η_c—最弱部分的焊缝效率, C—腐蚀余度[mm]</p>	<p>在中凹面上受压力的钢板制封头的最小厚度 t_2, 可用下式计算,</p> $t_2 = \frac{p_{\max} D_1 W}{400\sigma_s \times \eta_c - p_{\max}} + C$ <p>式中: t_2—封头最小厚度[mm], D_1—封头中心部分的内径直径[mm], W—碟形封头形状系数, R—碟形封头中心部分曲率半径[mm], $R = \frac{D_1}{2}$, $D_1 = 2R$, r—碟形封头边缘部分曲率半径[mm]</p> <table border="1"> <tr> <td>r/R</td> <td>0.02</td> <td>0.06</td> <td>0.10</td> <td>0.14</td> <td>0.18</td> <td>0.22</td> <td>0.26</td> <td>0.30</td> <td>1.00</td> </tr> <tr> <td>W</td> <td>2.67</td> <td>1.80</td> <td>1.51</td> <td>1.37</td> <td>1.30</td> <td>1.26</td> <td>1.24</td> <td>1.20</td> <td>1.00</td> </tr> </table>	r/R	0.02	0.06	0.10	0.14	0.18	0.22	0.26	0.30	1.00	W	2.67	1.80	1.51	1.37	1.30	1.26	1.24	1.20	1.00
r/R	0.02	0.06	0.10	0.14	0.18	0.22	0.26	0.30	1.00												
W	2.67	1.80	1.51	1.37	1.30	1.26	1.24	1.20	1.00												

圆锥底贮槽的壁厚	防止变形标准 JIS (机械) 8301
<p>现若设 γ 为单位体积液体的重量[kg/cm³], σ_0 为许用应力[kg/cm²], p 为气体压力[kg/cm²], 则圆筒部分所需壁厚 t_c[cm] 为:</p> $t_c = \frac{\gamma D_t (Z_0 - h)}{2\sigma_0}$ <p>圆锥部分所需壁厚 t_b[cm] 为:</p> $t_b = \frac{\gamma \lg \alpha}{\sigma_0 \cos \alpha} h (Z_0 - h)$ <p>适于在 $h < Z_0/2$ 时 $t_b = \frac{\gamma \lg \alpha}{\sigma_0 \cos \alpha} \cdot \frac{Z_0^2}{4}$</p> <p>适于在 $h \geq Z_0/2$ 时 $Z_0 = Z_1 + Z_2 = Z_1 + \frac{p}{\gamma}$ [cm]</p> <p>$Z_0 = p/\gamma$—以液柱表示的气体压力[cm]</p>	<p>以计算求得的壁厚, 不仅要耐内压, 作为实际贮槽还要不晃动, 在支承部分无局部变形, 故必须作适当的补强。</p> <p>按 JIS (机械) 8301 第 40 条, 应作补强的范围有如下规定: $t < 0.001 D_0 + 2.5$</p> <p>式中: t—筒壁厚度[mm], D_0—除去腐蚀余度的筒内径[mm].</p> <p>符合上式厚度 t 的情况, 必须进行补强, 以防止变形。</p> <p>而且, 构成内压容器的主要部分的材料厚度规定应在 3mm 以上。</p>

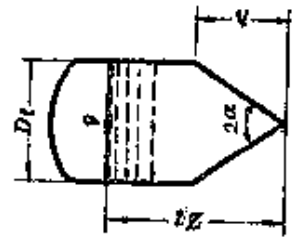


表 9-41 关于贮槽(无火受压力容器结构)的规范

	国 籍	规 范	备 注
管 理 规 范	日 本	JISB 8243	高压气体管理规范, 劳动标准法 关系诸规范。
	美 国	ASME 标准 API 标准	美国机械工程师学会 美国石油学会标准

二、气体贮槽

通常称为气体贮罐或气柜的气体用贮槽有水封式(有水式)气柜、干式气柜、球罐和圆筒形贮罐等。

图 9-66 为一水封式气柜, 各种形式的说明则列于表 9-42 中。

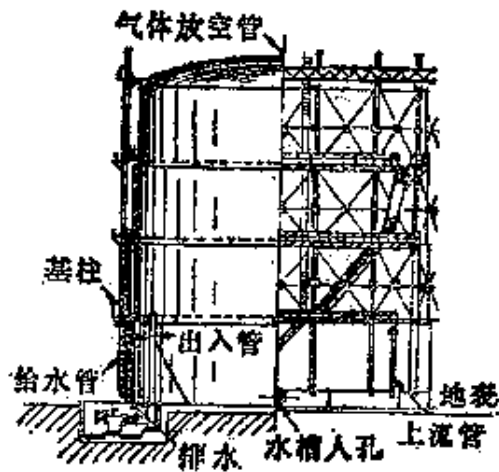


图 9-66 水封式气柜

表 9-42 气 体 贮 槽

水封式(有水式)气柜	干 式 气 柜	球 罐	圆筒形贮罐
<p>在压力低于300mm H₂O的低压状态贮存气体时，一般常作为城市煤气等贮罐，多数是容量极大的大型装置，可达几十万 m³。</p> <p>随气量的多少，贮柜可以自由地上下升降，别名又叫望远镜式或钟罩式。</p>	<p>筒是固定的，只有里面的盖可以上下滑动，压力约以600mm H₂O左右为限。与水封式比较，从封液消耗的运转作观点和盲区少这点看是有优点的。</p> <p>在活塞状的上盖和内壁间应用焦油或黄油保持气密。</p>	<p>近年来，作为气体或液化气的贮罐常应用直径十几米的球状物，其特点是可在高压状态下贮存气体，故与低压贮罐比只要很小的容积就足够了，对于气化性物质可以防止“呼吸损耗”，最适于用作气化性物料的贮存。</p> <p>已有内径33.7m(20000m³)、常用限制压力5kg/cm²的大型罐。高强度钢板厚度用于城市煤气时为3/4英寸。</p>	<p>以前一直用作高压气体贮罐，最近常将几个球形单元串合在一起，也可作成相互靠近的形式。是一种在圆筒形槽的长筒上有几处加工成蜂腰样的型式。</p>

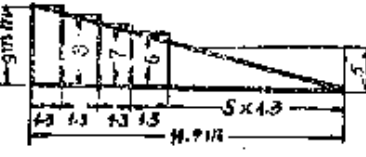
三、液体贮槽

有石油贮槽，给水贮槽等各种液体贮槽(表 9-44)。

表 9-43 各 种 容 器

石油类用容器、白铁皮罐 (JIS 444K 89)	石 油 容 器 桶 (JIS 446K 91)	木 槽
<p>净重 18 立升装罐</p> <p>重量 = 1.11kg</p> <p>顶、底边长 = 238mm</p> <p>筒高度 = 349mm</p> <p>壁厚 { 0.32mm(顶、底) 0.29mm(筒体)</p>	<p>净重 200 立升装</p> <p>内径 = 570mm</p> <p>筒高 = 885mm</p> <p>厚度 { 1.20mm(第一种) 1.60mm(第二种) 2.00mm(第三种)</p>	<p>作成直径向上扩大的直立圆筒形，以全部底面支承。</p> <p>使用 1 1/2 英寸以上(普通)的较厚木板，用环箍紧箍固定。</p>

表 9-44 液 体 贮 槽

石 油 贮 槽	 <p>① 铁板厚度：最小铁板厚度为 1.50mm，平 面底板在直径 15m 以下时为 6mm（直径 超过 15m，用 7~8mm）。 侧板按该点液柱压力计算所需厚度，见 左图例。</p> <p>② 直径/高度：此比值约为：锥形顶时，0.92；盖水顶时，0.88；木制顶 1.36； 开口槽 1.77。</p> <p>③ 槽重量与石油损失：700~900m³ 级的槽重量与容积的 2/3 次方成比例。 在贮存运输中的石油损失约在 1% 以下（汽油超过 3%）。石油贮槽的间隔 及与建筑物的允许距离规定为油槽直径的 1.5~2 倍。</p>	
给 水 高 位 槽	<p>由泵的容量大小决定，但有平均使用量的 4 小时容量即可。贮槽重量 G_1 [kg] 大致由下式决定。</p> $G_1 = 44\sqrt{(V+500)V}$ <p>式中：V—内容积[m³] 支架重量 G_2 [kg] 计算如下：</p> $G_2 = 1000 + 10V + 1000 \left(1 + \frac{gV}{200} \right) H$ <p>式中：H—支架高度[m]，$g = 9.81$ [m/sec²]</p>	
压 力 式 给 水 槽	<p>其大小取槽内水面下降至最低液位时，最大空气容积 V_{\max} 的 1.3 倍左右 即可。</p> <p>最大空气容积 V_{\max} 为：$V_{\max} = \frac{\theta_{\min} Q}{4(1 - p_{\min}/p_{\max})}$</p> <p>式中：$Q$—泵排出量[m³/sec]，$\theta_{\min}$—泵最短停车时间[sec]，$p_{\max}$—最高压 力，即泵动力切断时的压力[kg/cm²·abs]，p_{\min}—最低压力，即泵开 始启动时的压力[kg/cm²·abs]。 而水管内的经济流速为 0.6~0.7[m/sec]。</p>	

〔注〕1. 对大型容器，应从材料的节约方面定出最合适的尺寸。

2. 对挥发性、可燃性液体，应考虑设置浮动顶盖，呼吸气顶盖等和限制空
气的流动。

3. 对大型高架贮槽，应正确选定底的形状和支承方法。

第十章 固体的处理

化学工业中处理的材料有固体、液体和气体，固体与流体比较，材料的性质在许多方面不同。细小固体粒子集合起来的称为粉粒体，有天然粉体(因自然作用细化了的粉粒体)和人工粉体(由人工粉碎的粉粒体)二类。而且按粒子直径大小可分别分为粗粉粒体(40μ 以上)、细粉粒体($0.5\sim 40\mu$)和超细粉粒体(0.5μ 以下)。

和这种微细粒子有关的一系列学科特别称之为微尘学，其中对于粉粒体的物性与运动等方面的研究，成了机械性分离与混合操作的重要基础。

§ 10-1 粉粒体的基础

由于实际处理的粒子形状大多是不规则的，不可能简单地定出粒径，因此常以一个粒子的代表性尺寸称为粒径(表 10-1)。

表 10-1 单一粒子的代表粒径与粒子群的平均尺寸

(a) 粉粒体的各种代表粒径

名称	定义	备注
长径(长轴)	a	最长的粒径
短径(短轴)	b	最小的粒径
2轴平均径	$(a+b)/2$	长轴与短轴的平均值
3轴平均径	$(a+b+l)/3$	l —第三轴长度或厚度
圆等价径	$(4A/\pi)^{1/2}$	A —粒子的投影面积
球等价径	$(6V/\pi)^{1/3}$	V —粒子的体积
定方向径	在任意方向的二平行线中，将粒子投影圆往圆的距离	Green 粒径
定方向等分径	将粒子投影面积以任意的定向直线二等分时的长度	Martin 粒径
沉降速度径	与等沉降速度的球形直径	Stokes 粒径或有效粒径

〔注〕 与单一粒子的代表粒径相同，表示粒子群的大小时用平均粒径。

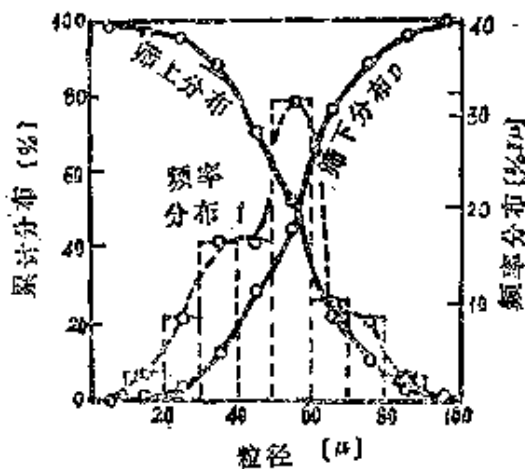
(b) 粒子群平均尺寸的表达

算 术 平 均 径	表 面 积 平 均 径
粒径为 d_{p1}, d_{p2}, \dots 的粒子个数分别为 n_1, n_2, \dots 时, 则如下式:	粒径为 d_{p1}, d_{p2}, \dots 的粒子个数分别为 n_1, n_2, \dots 时, 则如下式:
$\bar{d}_z = \frac{n_1 d_{p1} + n_2 d_{p2} + \dots}{n_1 + n_2 + \dots}$	$\bar{d}_s = \sqrt{\frac{n_1 d_{p1}^2 + n_2 d_{p2}^2 + \dots}{n_1 + n_2 + \dots}}$
体 积 平 均 径	比 表 面 积 径
粒径为 d_{p1}, d_{p2}, \dots 的粒子个数分别为 n_1, n_2, \dots 时, 则如下式:	设粒子密度为 ρ_s , 比表面积为 S_{10} 时, 则如下式:
$\bar{d}_v = \sqrt[3]{\frac{n_1 d_{p1}^3 + n_2 d_{p2}^3 + \dots}{n_1 + n_2 + \dots}}$	$\bar{d}_d = \frac{6}{\rho_s S_{10}}$

一、粒径分布表示法

粉粒体不仅仅是同一粒径的东西, 而是具有某一幅度的各种大小的集合体. 粒径分布的表示方法除了一般取筛上重量的累计分布 R 外, 还用频率分布 f .

所谓频率分布 f 就是将某间隔 Δd_p 中的粒子数量 ΔW 对粒子总量 W 的比, 按各个间隔 Δd 作成柱状图表示 (图 10-1 或表 10-2). 重量基准时用累计分



布 (筛下) 曲线, 区分成某些一定的间隔, 从各个读数中计算出增量 ΔW , 画成柱状图, 再求得频率分布曲线. 结果频率分布 f 成为累计分布 R 的微分形式

$$f = -(dR/dd_p) \Delta d_p.$$

图 10-1 按累计分布与频率分布的表示方法

布,个数基准*时大多求频率分布。

表 10-2 粒径分布的数据整理一例

粒径范围 (μ)	粒径平均值 (μ)	筛上分布 R (残留率)(%)	筛下分布 D (通过率)(%)	频率分布 f (度数分布)(%/ μ)
0~10	5	100	0	0.5
10~20	15	99.5	0.5	2.9
20~30	25	96.6	3.4	9.1
30~40	35	87.5	12.5	16.5
40~50	45	71.0	29.0	16.8
50~60	55	54.2	45.8	31.9
60~70	65	22.3	77.7	10.2
70~80	75	12.1	87.9	9.2
80~90	85	2.9	97.1	2.5
90~100	95	0.4	99.6	0.4
100以上		0	100	

除了图 10-1 和表 10-2 表示的方法外,还有用下述数学式表示的。

1. 罗逊-拉姆勒(Rosin-Rammler)分布式

是一与由粉碎机生成的煤和水泥等粉粒体的粒径分布十分吻合的实验公式。在日本 Rosin-Rammler 分布式应用很广。

$$R = 100\exp(-bx^n) \approx 100 \times 10^{-b'x^n} \quad (10-1)$$

式中: x —粒子的直径, R —筛上分布(粒径比 x 大的粒子的累积值(%)),
 b, b', n —常数(取决于实验的性质)。

下面,对式(10-1)取 2 次对数,得(10-1-1)式

$$\log(2 - \log R) = n \log x + \log b' \quad (10-1-1)$$

*工业上使用重量,一般对于卫生学上的问题用个数。

由此可见,如粒径分布符合(10-1)式的粉粒体,则将 $2 - \log R$ 与粒径 x 间的关系在对数坐标纸上标绘时(图 10-2 a)可成一直线,从中可求出常数 n 和 b' 。一般 n 值接近于 1,而且 n 值大时意味着粉粒体均一程度好,常数 b' 值越大则表示粉粒体越细。

例 10-1 用球磨机进行水泥熟料的粉碎,碎制品的粒度分布已知如下表:

粒子的直径 x (μ)	7.2	13.2	19.8	31.2	44.5
筛上分布 R (%)	97.5	95.0	90.0	80.0	65.0

由上数据,试列出粒度分布的实验式。

解 按 (10-1-1) 式,将 $2 - \log R$ 与 x 在双对数坐标纸上标绘。

$\log R$	1.9800	1.9777	1.9542	1.9031	1.8129
$2 - \log R$	0.0110	0.0223	0.0458	0.0969	0.1871

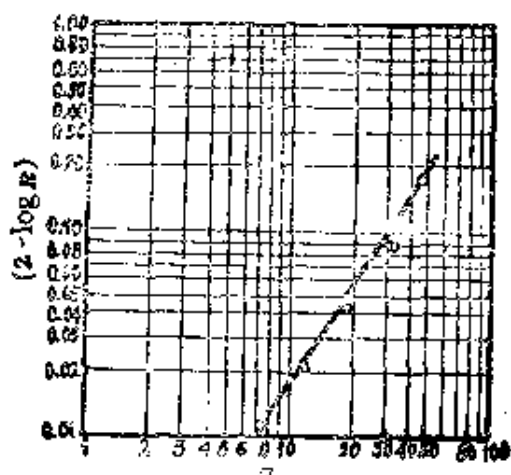


图 10-2(a) 双对数线图

如图 10-2a,以横轴作 x ,纵轴作 $(2 - \log R)$ 在双对数坐标纸上标绘时,上述数据即成一直线,求得 $n = 1.56$ 和 $b' = 0.000504$,按(10-1)式有

$$R = 100 \times 10^{-0.000504x^{1.56}}$$

2. 对数正规分布式*

是一特别适于分散液滴的分布式,在英美各国常应用这种对数正规分布式。

* 对数正规分布也称对数概率分布。

$$R = \int_0^{\infty} \frac{100}{\sqrt{2\pi} \log \sigma} \exp\left[-\frac{(\log x - \log \bar{x})^2}{2(\log \sigma)^2}\right] d(\log x) \quad (10-2)$$

式中： \bar{x} —平均粒径， σ —标准偏差（筛上分布 R 相当于 15.9% 与 50% 时的粒径比，大于 1）。

标准偏差 σ 值小时，意味着粉粒体均一性好，而在标绘服从这种分布的测定点时，为了使其成为直线，需调整坐标纸读数的选用方法。

3. 古登-斯恰姆(Gaudin-Schumann)分布式

筛上分布 R 用(10-3)式表达。

$$R = 100 \left[1 - \left(\frac{x}{k} \right)^n \right] \quad (10-3)$$

因而，筛下分布 D 成为(10-3-1)式。

$$D = 100 \left(\frac{x}{k} \right)^n \quad (10-3-1)$$

式中： k ， n —由实验决定的常数， k 值表示粒子 100% 通过时的粒径， n 值则大致在 0.5~1.0 的范围内。

二、形状系数

在讨论粒状催化剂反应或研究流体通过粒子层的流动阻力时，常涉及粒子的表面积问题；当将粒子群填充在容器中的场合，又有粒子体积的问题。因此在表示具有不规则形状粒子的表面积 S 和体积 V 时，可以采用形状系数。现如以 d_p 代表一个粒子的某种代表性尺寸，则如式(10-4)所示。

$$\left. \begin{array}{l} \text{表面积} \quad S = \phi_s d_p^2 \\ \text{体 积} \quad V = \phi_v d_p^3 \end{array} \right\} \quad (10-4)$$

式中： ϕ_s —面积形状系数， ϕ_v —体积形状系数。

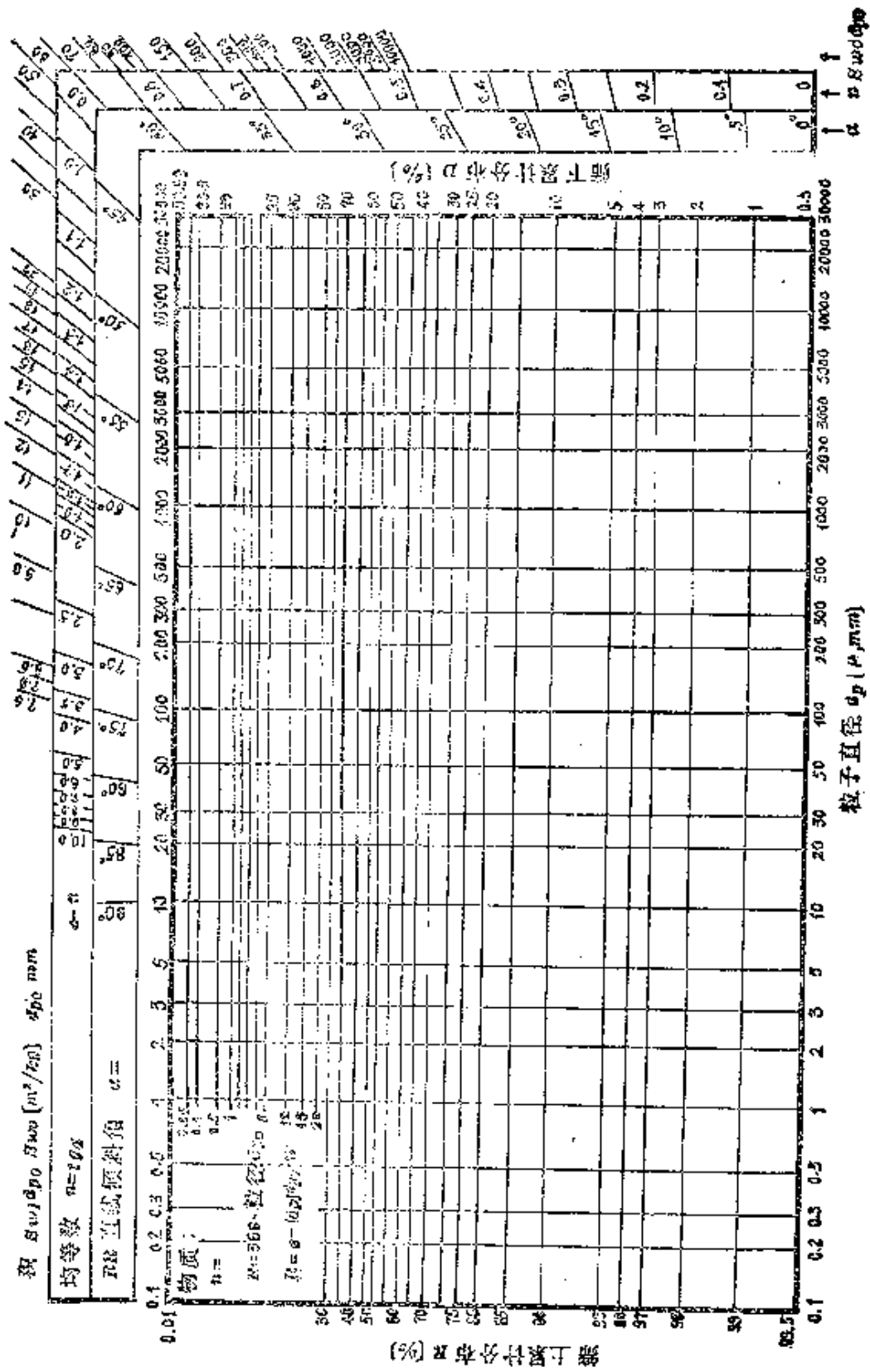


图10-2(b) Rosin-Rammler 分布线图

例如,考虑直径为 d_p 的球的情况,则(10-4)式中的面积形状系数 $\phi_s = \pi$, 体积形状系数 $\phi_v = \pi/6$. 对边长为 d_p 的立方体的情况,则各有 $\phi_s = 6$ 、 $\phi_v = 1$.

其次,若以 n 表示单位质量中的粒子数, ρ_p 表示密度,则每单位质量的表面积〔称为比表面积〕 S_w 可用式(10-5)计算.

$$S_w = \frac{n\phi_s d_p^2}{n\rho_p \phi_v d_p^3} = \frac{1}{d_p \rho_p} \cdot \frac{\phi_s}{\phi_v} = \frac{\phi}{d_p \rho_p} \quad (10-5)$$

式中: $\phi = \phi_s/\phi_v$ —比表面积形状系数

例如,式(10-5)中的比表面积形状系数(或形状系数) ϕ 值,对球形为 $\phi = \phi_s/\phi_v = \frac{\pi}{\pi/6} = 6$, 立方体时, $\phi = \phi_s/\phi_v = 6$. 对于

填料层等情况,用每单位体积的全部粒子表面积(比表面积) S_v 表示. 因而若以 ε 作为空隙率 $\left(\frac{\text{流体占据的体积}}{\text{填料层的体积}}\right)$, 则对于球形粒子,比表面积 S_v [m^2/m^3] 即如式 10-6 所示.

$$S_v = \frac{6(1-\varepsilon)^*}{d_p} \quad (10-6)$$

对于非球形粒子,用表面系数 ϕ_c 表示.

$$S_v = \frac{1}{\phi_c} \cdot \frac{6(1-\varepsilon)}{d_p} \quad (10-6-1)$$

$$\phi_c = \frac{\text{球的比表面积}(\text{m}^2/\text{kg})}{\text{与球同一粒径、同样密度的粒子比表面积}(\text{m}^2/\text{kg})} = \frac{6}{\phi}$$

而粒子的表面积 S_p 与和此粒子体积相等的球体表面积 S_s 的比值称为球形度 ϕ_0 , 其值总是小于 1, 一般有如下关系.

$$\phi_0 = (36\pi\phi_v^2)^{\frac{1}{3}}/\phi_s \quad (10-7)$$

* $S_v = \pi d_p^2 (1-\varepsilon) / (\pi d_p^3 / 6) = 6(1-\varepsilon) / d_p$.

三、流体中粒子的运动

若考察一个在流体中运动的粒子，则其受到重力、离心力及其它外力的影响，为一三度空间的运动。但在许多粒子间互不干扰的场合，其中一个粒子可以近似看作是一度空间或二度空间的运动。

再有，某一粒子在不断受到许多其它粒子的影响下运动时，作为粒子群的运动处理比当作单一粒子的运动更符合实际。

1. 对粒子移动的流体阻力

球形粒子(直径 d) 在流体(密度 ρ) 中移动的场合，若粒子直径 d 相当大、粒子对流体的运动速度 u 非常快时，对此单一粒子作用的流体阻力 R 可以式(10-8)表示。

$$R = C \cdot \frac{Au^2\rho}{2g_c} = C \cdot \frac{\pi d^2 u^2 \rho}{8g_c} \quad (10-8)$$

式中： R —在流体中运动的粒子所受到的阻力 [kg]， A —与运动方向垂直的截面积 $\left(\frac{\pi}{4}d^2\right)$ [m²]， u —粒子对流体的速度 [m/sec]， ρ —流体密度 [kg/m³]， g_c —重力换算系数 [kg·m/kg·sec²]

现将此阻力 R [kg] 作为球径 d [m]、速度 u [m/sec]、流体密度 ρ [kg/m³]、粘度 μ [kg/m·sec] 的函数进行因次分析，可得(10-9)式。

$$g_c R = K d^2 u^2 \rho \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^p \quad (10-9)$$

联立(10-8)式与(10-9)，即可得式(10-10)。

$$C = K \frac{8}{\pi} \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^p \quad (10-10)$$

结果，式(10-8)中的 C 成为雷诺数 $Re = du\rho/\mu$ 的函数，称为阻力系数。

阻力系数 C 与雷诺数 $Re = du\rho/\mu$ 的关系对各 Re 范围分述如下:

(1) $Re < 1$ (近似地 $Re < 5.8$) 的场合, $C = 24/Re = 24\mu/du\rho$, 故按式(10-8), 流体阻力 R 即如式(10-11)所示, 称为司托克斯定律(Stoke's law).

$$g_c R = 3\pi du\mu \quad (10-11)$$

(2) $Re = 30 \sim 300$ (近似地 $Re = 5.8 \sim 500$) 的场合, $C = 10/\sqrt{Re} = 10\sqrt{\mu/du\rho}$, 故按式(10-8), 流体阻力 R 即如式(10-12)所示, 称为阿仑定律(Allen's law).

$$g_c R = \frac{5\pi}{4} (du)^{1.5} (\rho\mu)^{0.5} \quad (10-12)$$

(3) $Re = 1000 \sim 150000$ (近似地 $Re = 500 \sim 200000$) 的场合, 阻力系数 C 成为常数, $C = 4/9 \approx 0.44$, 流体阻力 R 成(10-13)式, 称为牛顿定律(Newton's law).

$$g_c R = 0.44 \cdot \frac{\pi}{8} d^2 u^2 \rho \quad (10-13)$$

[注] 在司托克斯定律式(10-11)和阿仑定律式(10-12)中, 流体阻力 R 表示为流体粘度 μ 的函数, 但适于粒子运动很快的牛顿定律式(10-13)中, 流体粘度 μ 不再起作用。

2. 静止流体中, 粒子的自由沉降

质量为 m 的单一粒子在流体中以速度 u 自由沉降时的运动方程式, 按重力 mg/g_c 、浮力 $m(\rho/\rho_s)(g/g_c)$ 及作用于粒子的阻力 R 而可以式(10-14)表示。

$$m \cdot \frac{1}{g_c} \cdot \frac{du}{d\theta} = m \cdot \frac{g}{g_c} - m \cdot \frac{\rho}{\rho_s} \cdot \frac{g}{g_c} - R \quad (10-14)$$

式中: θ —时间, ρ —流体密度, ρ_s —粒子密度。

自由沉降的粒子, 最初以 $du/d\theta$ 的加速度加速, 但随之分别按

司托克斯、阿仑、牛顿定律表示的阻力 R 也在增加，直到成为加速度 $du/d\theta = 0$ 的状态。此时式(10-14)简化成式(10-15)。

$$R = m \cdot \frac{g}{g_c} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_s} \right) \quad (10-15)$$

这样粒子开始沉降后在达到某一速度时，其重力和阻力相互平衡，加速度为零而成了等速运动(稳定下降状态)，此时的速度称为终端速度 u_0 。

现对于球形粒子，质量 $m = \left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \rho_s$ 时：

(1) 若符合司托克斯定律，则球状粒子的终端速度 u_0 可由式(10-11)和(10-12)两式求得司托克斯方程式(滞流区)。

$$u_0 = \frac{g_c R}{3\pi d\mu} = \frac{(\rho_s - \rho)gd^2}{18\mu} \quad (10-11-1)$$

(2) 若符合阿仑定律，则对球形粒子的终端速度 u_0 同样可求出阿仑方程式(过渡区域)。

$$u_0 = \left[\frac{4}{225} \cdot \frac{(\rho_s - \rho)^2 g^2}{\mu\rho} \right]^{1/3} d \quad (10-12-1)$$

(3) 若符合牛顿定律，对球形粒子的终端速度 u_0 同样可得牛顿公式(湍流区)。

$$u_0 = \sqrt{\frac{3(\rho_s - \rho)gd}{\rho}} \quad (10-13-1)$$

例 10-2 试求在密度 0.981g/cc、粘度 1.20cP 的液体中，以每秒 1.1cm 稳定下降速度沉降的微粒子直径。

微粒子密度 2.541g/cc，设符合司托克斯定律。

解 司托克斯定律按(10-11-1)式

$$u_0 = \frac{2g(\rho_s - \rho)r^2}{9\mu} = \frac{g(\rho_s - \rho)d^2}{18\mu} \quad (1)$$

将上式变换得

$$d = \sqrt{\frac{18\mu u_0}{g(\rho_s - \rho)}} \quad (2)$$

按题意式中各值分别为(为方便起见,式中各值采用CGS制单位): $\mu = 1.2\text{cP} = 0.012\text{P} = 0.012\text{g/cm} \cdot \text{sec}$, $u_0 = 1.1\text{cm/sec}$, $\rho_s = 2.541\text{g/cc}$, $\rho = 0.981\text{g/cc}$, $g = 980\text{cm/sec}^2$
故由式(2)

$$d = \sqrt{\frac{18 \times 0.012 \times 1.1}{980(2.541 - 0.981)}} = \sqrt{0.000155}$$

$$= 0.01245\text{cm} = 0.1245\text{mm} = 124.5\mu$$

作为参考计算雷诺数 Re , 校核斯托克斯定律能否适用。

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.01245 \times 1.1 \times 0.981}{0.012} = 1.12 < 5.80$$

说明定律适用。

3. 流体中粒子群的运动

若在流体中悬浮粒子浓度很大时,则在重力作用下,粒子同时受到其它粒子间的互相干扰而沉降。现考察粒子尺寸小而均一、其密度比流体密度大而不凝集的这样一种干扰沉降现象。

如对粒子群中的某个粒子计及粒子群的影响而表示其流体阻力 R 时,则如式(10-16)所示(参考式 10-11)。



图 10-3

细粒子液中沉降

$$g_c R = 3\pi d u \mu F_0(\epsilon) \quad (10-16)$$

式中: u —粒子与流体的相对速度 [m/sec], ϵ —空隙率(以每单位体积粒子—流体系中流体的体积定义), $F_0(\epsilon)$ —修正项(表示粒子群的影响,为 ϵ 的函数, $\epsilon = 1$ 时,其值为 1)。

干扰沉降时,沉降速度的表达式中,密度差项必须用表观密

度差，表观密度差 $\Delta\rho$ 的计算如(10-17)式。

$$\Delta\rho = \rho_s - [(1 - \varepsilon)\rho_s + \varepsilon\rho] = (\rho_s - \rho)\varepsilon \quad (10-17)$$

用式(10-16)表示的作用于粒子的阻力与用式(10-17)求得的作用于粒子的重力，如果两者相等，则粒子的相对速度 u 即如下式。

$$u = \frac{(\rho_s - \rho)gd^2\varepsilon}{18\mu F_0(\varepsilon)} = u_0 \cdot \frac{\varepsilon}{F_0(\varepsilon)} \quad (10-18)$$

在上式中， u_0 为以(10-11-1)式计算的服从于斯托克斯定律时的终端速度。另外，实际测定的沉降实验值，不是相对速度而是粒子对实验容器的绝对沉降速度。这一绝对沉降速度 u_a 与相对速度 u 间的关系，在将容器中各部分的空隙率 ε 看作相同时，可以下式(10-19)表示。

$$u_a = \varepsilon^{2/3}u \quad (10-19)$$

因而绝对速度 u_a 按(10-18)式可计算得

$$u_a = u_0 \cdot \frac{\varepsilon^{5/3}}{F_0(\varepsilon)} = \frac{(\rho_s - \rho)gd^2}{18\mu F(\varepsilon)} \quad (10-20)$$

此处，式(10-20)中的 $F(\varepsilon)$ 称为空隙率函数， $F(\varepsilon) = F_0(\varepsilon)/\varepsilon^{5/3}$ ，这种干扰沉降中的空隙率函数 $F(\varepsilon)$ 的性质，可认为是悬浮液粘度与纯液体粘度之比，而且这主要是从流变学角度来讨论的。

§ 10-2 粉 碎

通常将固体搞得细碎的操作称为粉碎。在粉碎中，处理的碎料(粉碎原料)和碎制物(成品)的大小可以从几十 cm 到几 μ 以下。

对细粒凝聚体加以冲击力而使之再分散的操作称为碎解。

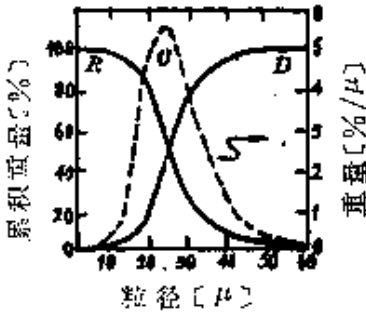
表 10-3 各种外力作用的粉碎

固体粉碎的外力	金属锤、钝刀、剪刀、轧钳	碎制物的大小与使用的力		
拉伸、压缩、弯曲、 扭转、冲击、摩擦、 剪切	一般用的力	① 压缩力	压缩	粗碎、中碎
		② 冲击力	冲击	中碎、细碎、超细碎
		③ 摩擦力	摩擦	细碎、超细碎
		④ 剪切力	剪切	细碎、韧性材料的微细化

表 10-4 粒径的表示方法

定方向径 (Green直径)	相 当 径	有 效 径
在显微镜视野内,用任意的、向一定方向的2根平行直线与观察的粒子相切,则此2平行线间的距离就称为定方向径(Green直径)	<p>假定粒子具有球形、正方体、长方体等形状,则以面积(或体积)与观察粒子相等的一假想粒子的代表尺寸作为粒径的即称为相当径。</p> <p>现设观察粒子的长度为l、宽度为b、高度为t、投影面积A、体积为V时,则可有如下列各种相当直径D:</p> <p>$D = b$, $D = (l + b)/2$, $D = (l + b + t)/3$, $D = \sqrt{lb}$, $D = \sqrt{4A/\pi}$ (相当圆直径) $D = V^{1/3}$ (Andreasen直径) $D = (6V/\pi)^{1/3}$ (相当球直径)</p>	<p>在流体中,与粒子沉降速度相等、比重相同的假想球的直径,称为有效径。</p> $D = \sqrt{\frac{18\mu u_t}{(\rho_s - \rho)g}} \text{ (stokes径)}$ $D = \frac{\rho u_t^2}{3(\rho_s - \rho)g} \text{ (Newton径)}$ <p>式中: u_t—沉降速度, μ—流体粘度, ρ_s—粒子密度, ρ—流体密度。</p>

表 10-5 粒 径 分 布 与 形 状 系 数

形 状 系 数	粒 径 分 布
<p>用形状系数作为表示粒子形状不规则性的一种尺度。现若以 S 表示粒子的表面积，V 表示体积，D 表示粒径，则形状系数定义如下：</p> <p>表面积形状系数：$\phi_s = \frac{S}{D^2}$ (对球形，$\phi_s = \pi$)</p> <p>体积形状系数：$\phi_v = \frac{V}{D^3}$ (对球形，$\phi_v = \frac{\pi}{6}$)</p> <p>比表面积形状系数：$\phi = \frac{\phi_s}{\phi_v}$ (对球形，$\phi = 6$)</p> <p>还有用将粒子投影面积以一定方向的直线 2 等分的 Martin 直径的。</p> <p>例如，对于粉碎石英那种不规则粒子有：$\phi_s = 2.5$，$\phi_v = 0.27$，$\phi = 9.3$ 左右。</p>	 <p>碎料(粉碎原料)、碎制物(制品)一般都是由粒径分布范围很广的粒子组成的。</p> <p>如图示，由横轴上表示粒径、纵轴上以 DRC 各值标绘成的粒径分布图，可清楚地表示出：</p> <p>D 曲线：比指定粒径小的粒子的累积重量占总重量的比例(%)。</p> <p>R 曲线：与 D 曲线相反，为比指定粒径大的粒子的累积重量占总量的比例(%)。</p> <p>C 曲线：在单位粒径宽度内所包含的粒子重量(%)。</p>

一、粉碎的目的

在固体处理过程中，总希望粒径越小或比表面积越大，但按用途不同，粉碎成品的要求粒径也不同。比如，粉煤燃烧炉用的粉煤与机械加煤燃烧炉用的块煤各有其最适粒径，两种煤是不能相互代用的。

表 10-6 粉 碎 的 程 度

粉 碎	大	小
粗 碎	数 cm 以上	
中 碎	数 mm	
细 碎	数十 μ ~ 数百 μ	
超 细 碎	数 μ 以下	

表 10-7 粉 碎 的 理 由

	粉 碎 的 目 的
①	增加比表面积，以提高反应速率或溶解速率等
②	使多组分组成的矿石微粒化，以便容易地分离有效成分
③	提高多组分的混合度，使之均匀化

1. 比 表 面 积

单位重量粒体所具有的表面积称为比表面积 S_w [cm^2/g]，而单位体积粉体所具有的表面积称为体积比表面积 S_v [cm^2/cm^3]。对于吸附、燃烧、溶解、化学反应等有粉体参与的情况，比表面积 S_w 具有比平均粒径更为重要的意义。将这种操作中用的粉体以粉碎操作调制时，比表面积 S_w 就成了主题。

比较同类粒子的比表面积时，将现有粒子作为球形考虑，采用与粒子群比表面积相等的球体直径，称此直径为比表面积径 D 。

$$D = \frac{6}{S_v} = \frac{6}{\rho_s S_w} \quad (10-21)$$

式中： ρ_s —粒子密度， S_w —比表面积， S_v —体积比表面积

表 10-8 粉碎原料按物理性质的分类

物 理 性 质	碎 料	物 理 性 质	碎 料
强 韧 质	金属、云母、塑料	石 碱 质	滑石、石膏、石墨
硬、脆、磨耗质	焦炭、水泥熟料、石英	纤 维 质	木材、谷类、石棉、皮、骨
中硬、脆弱质	煤、石灰石、磷灰石	粘 结 质	沥青、铝土矿、粘土
软、脆弱质	硫、硼砂、盐		

表 10-9 各种碎料的硬度

硬 度	软 质 碎 料	硬 度	硬 质 碎 料
1	石墨、滑石	4~4.5	菱铁矿、菱苦土矿
1~1.5	粘土、硅藻土	5	铬铁矿、磷矿石、磷灰石
2	硫、硝石、石膏、陶土	5.5	玻璃、硬质石灰石
2.5	岩盐、褐煤、方铅矿	6	长石、辉石、角闪石
3	云母、重晶石、方解石、水泥熟料	6~6.5	硫铁矿、赤铁矿
3~4	石棉、无水石膏	7	石英、砂岩、花岗岩、燧石
3.5~4	铜矿、白云石	8	电石、绿柱石、黄玉石
4	萤石、磷矿石(软质)	9	金刚砂、钢玉、青玉
		10	金刚石

表 10-10 各种碎料的压缩强度

弱 ←— 100kg/cm ² —→ 中 ←— 500kg/cm ² —→ 强			
煤、石膏、焦炭、骨炭、岩盐	耐火粘土熟料、水泥熟料、长石、萤石、方铅矿	“Carborundum” (*美国 Carborundum 公司制 sic 商品名) 金刚石、花岗岩、石英	
碎 料	压 缩 强 度 (kg/cm ²)	碎 料	压 缩 强 度 (kg/cm ²)
粘土(水分22~26%)	2~3	砂 岩(硬)	1000~1500
粘土(水分2~9%)	20~60	砂 岩(最硬)	1500~2000
耐火粘土熟料	60~130	大 理 石	1000~1800
方 铅 矿	150	石 灰 岩(粗)	200~600
白 云 石	220	石 灰 岩(密)	1000~1500
赤 铁 矿	230	花 岗 岩(软)	450~800
铅、锌 矿	200~400	花 岗 岩(硬)	1200~3500
砂 岩(软)	400~600	斑 岩	1900~3500
砂 岩(中硬)	600~1000	玄 武 岩	2500~5000

2. 粉 碎 比

碎料(粉碎原料)与碎制物(制品)的尺寸比称为粉碎比。实际应用的粉碎机的粉碎比见表10-11。因此要从大的碎料制得细小的制品时,需在同一粉碎机中重复几次操作,或将粗碎机、中碎机、细碎机等配置成一顺列,逐段进行粉碎。

表 10-11 粉碎机的粉碎比

粉 碎 机	粉 碎 比
粗 碎 机	3~7
中 碎 机	20~60
细 碎 机	100~300
超 细 碎 机	200~1000

3. 粉 碎 能

是表示碎料(粉碎原料)粉碎难易程度的尺度。粉碎能的测定有球磨法、哈特格洛弗(Hardgrove)法、以旁特(Bond)粉碎理论为基础的功能指数测定法等(表10-13)。

表 10-12 各种碎料的粉碎能

碎 料	粉 碎 能	碎 料	粉 碎 能
云 母	7	硅 砂	24~55
醋 酸 纤 维 素	7	石 灰 石	54~78
合 成 树 脂	14	锌 白	96~103
硬 质 橡 胶	19	煤	30~110
金 红 石	26	白 云 石	112
矿 渣	32	重 晶 石	116
铁 矿	43	滑 石	67~130
水 泥 熟 料	30~50	硅 藻 土	132
菱 铁 矿	44~64	粗 硫	104
铝 土 矿	39~76	粘 土	97
石 墨	51	闪 锌 矿	134
盐 类	54	硼 砂	143

表 10-13 作为粉碎难易尺度的粉碎能

		Bond 法		
球 磨 法 [ASTM-D408]	Hardgrove 法 [ASTM-D409]	球 磨 粉 碎 能 G_0 [g/rev]	棒 磨 粉 碎 能 G_r [g/rev]	冲 击 破 碎 强 度
<p>在一定的小型球磨机中, 定量加入一定粒度的碎料操作之, 求出此碎料 80% 成粒径 200 目以下时的转数, 这项试验操作重复几次, 取其平均转数除以 50000, 所得值即为粉碎能指数。</p>	<p>在一定的小型球磨机中, 加入一定粒度的碎料 50g 操作, 60 转后取出全部碎制物, 用 200 目筛网过筛, 若筛下物重量为 W [g] 则: $H = 13 + 6.93W$ 以此作为粉碎能指数。</p>	<p>在球磨机中(直径: 1 英尺, 长度, 1 英尺)加入 $1\frac{1}{2}$~$1\frac{3}{4}$ 英寸钢球 285 个与粒径 6 目以下的试样 700ml, 以 70rpm 的旋转速度粉碎。 将碎制物用 28~200 目间的一个筛子过筛, 再加入与筛下物量相等的新料重复操作, 直至筛上物量为筛下物的 2.5 倍时为止。 求出此时相当于每一转的筛下物重量 [g], 以此作为 G_0 值</p>	<p>在磨机(直径: 1 英尺, 长度: 2 英尺)中加钢棒(直径: $1\frac{1}{4}$~$1\frac{3}{4}$ 英寸, 长度 21 英寸) 8 根和粒径 $\frac{5}{8}$ 英寸以下的试样 1250ml, 以 46 rpm 的转速粉碎, 求出返回磨机的筛上物为筛下物 100% 时的转数。 对 3~36 目的各个筛子, 量出每转所只有筛下物重量, 以此作为 G_r 值</p>	<p>用两重叠相等、约 30 磅的重锤同时打击 2~3 英寸大小试样片的两侧, 将刚好破碎时所加的功量除以试样的厚度, 此值即作为冲击破碎强度 C [(ft-lb/in 厚试样)]。</p>
<p>指 数 比 较</p>	<p>球 磨 法 14, 21, 28, 36, 44, 52, 60, 70, 80, 90</p> <p>Hardgrove 法 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110</p>			

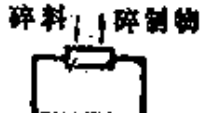
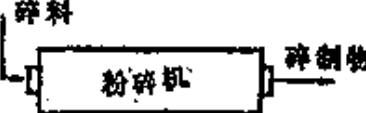
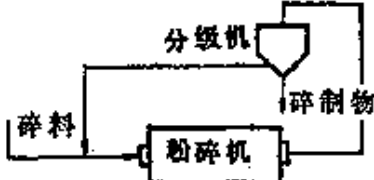
三、粉碎操作

在进行连续粉碎操作时，碎料的进料速度与碎制物的排出速度必须相等，而粉碎机中滞留量的多寡对粉碎效果又有很大影响，现考察闭塞粉碎与自由粉碎(表 10-14)两种形式。

表 10-14 闭塞粉碎与自由粉碎

闭 塞 粉 碎	自 由 粉 碎
<p>为进行适当的粉碎操作，在滞留量多、排出前重复进行多次粉碎的场合，可能会有很多比要求更细的粒子，这样就增大了能量消耗。</p> <p>这种粉碎称为闭塞粉碎。</p> <p>〔例〕球磨、环辊磨</p>	<p>一般，粉碎后的粒子立即排出，将混在其中的过大粒子经分级后再返回粉碎机操作。</p> <p>这种粉碎操作称为自由粉碎(自由排出粉碎)。</p> <p>〔例〕冲击粉碎机，喷射磨</p>

表 10-15 粉碎操作

间 歇 粉 碎	开 回 路 粉 碎
 <p>在粉碎机中，加一定量的碎料，关闭排出口进行粉碎操作，直到所要求的细度为止。</p> <p>这种间歇式粉碎操作用于要求极细微粉粒的场合。</p>	 <p>碎料自粉碎机一端加入，碎制品中的大粒子不返回原料中而全部由另一端排出，这样的连续粉碎方式称为开回路粉碎。</p> <p>这种方式多用粗磨机中。</p>
闭 回 路 粉 碎	
	<p>由连续给料式粉碎机粉碎所得制品经分级机，比一定粒径大的粒子返回原料中，与新加碎料一起重复进行粉碎操作，这种方式称为闭回路粉碎。</p> <p>与开回路操作比较，闭回路粉碎优点为：</p> <p>① 粉碎能力增加 45~95%； ② 碎制品每单位重量所耗动力减少 37~70%； ③ 有关节约直接生产费的效果好。</p>

1. 循 环 量

闭回路粉碎(表 10-15)与开回路操作比较有以下特征:

- (1) 碎料的平均粒径减小;
- (2) 磨内通过时间缩短;
- (3) 制品比表面积减小;
- (4) 减少了由于过度粉碎造成的缓冲作用。

循环量 Cl , 一般以式(10-22)表示。

$$Cl[\%] = \frac{\text{由分级机回到粉碎机的机粒量}}{\text{粉碎机中新料的加入量}} \times 100 \quad (10-22)$$

通常, $Cl[\%]$ 值约在 100~1000% 左右, 只要粉碎机不堵塞, 循环量增加可使粉碎能力提高, 但此值逐渐接近一定值。因此, 存在一最适宜的循环量 Cl_{opt} , 工业上 Cl_{opt} 约在 300% 左右(表 10-16)。

表 10-16 循 环 量

粉碎介质	分 级 器	给料量 (t/day)	循 环 量		每 1ft ³ 磨机的 通过量(t/day)	备 注
			(t/day)	(%)		
球	8 × 20 ft (1)	1000	2000	200	5.4	415
球	8 × 12 ft (2)	1120	4200	375	8.8	450
球	12 × 27 ft (1)	1117	10000	890	18.4	496
球	12 × 27 ft (1)	1117	11000	980	20.0	闭 塞
棒		1238		0	2.0	314
棒	8 × 20 ft (1)	1238	2000	160	5.4	380

[注] 8 × 12 ft: 湿式磨情况

2. 干式与湿式(表 10-17)

粉碎操作在干式状态下进行的干式粉碎, 粉碎限度(制品不可能小到某一粒径以下的限度)随细粒子在粉碎机壁面或球上粘附

开始形成被覆层而定。湿式粉碎(碎料中加水成泥浆状进行粉碎操作)时,由于不会发生粒子的分散或形成被覆层,可以粉碎至更细的粒径。

表 10-17 干 式 和 湿 式

干 式 粉 碎	湿 式 粉 碎
<p>干式粉碎时,加入粉碎助剂,这样可以防止球或壁面的粘附被复。</p> <p>〔例〕在粉碎水泥原料时,用芳烷基磺酸(RDA);在粉碎水泥熟料时用三乙醇胺盐(TDA)的混合物等</p>	<p>即使在湿式粉碎时,也会发生粒子的凝聚作用妨碍粉碎操作,防止这种凝聚作用的药剂有如下物质:</p> <p>〔例〕添加1%以下的硅酸盐、磷酸盐等分散剂,可以防止凝聚</p>
<p>若粒径在$10^4\mu$以下时,即使湿式操作也会发生粒子凝聚,妨碍粉碎。在制造同一比表面积水泥时,只要用0.03~0.07%的TDA作成10~15%的水溶液,连续地加入管磨中,即可使产量提高20~40%左右</p>	

粉碎操作中,另外还有低温粉碎、干燥粉碎、自生粉碎(表10-18),各有所长。

表 10-18 低温粉碎、干燥粉碎及自生粉碎

低 温 粉 碎	干 燥 粉 碎	自 生 粉 碎
<p>碎料在常温下有热塑性或非常强韧,粉碎困难时,可冷却至低温,使材料成为脆性后再粉碎,多用于熔点低、有氧化挥发损失危险,或使粉碎限度进一步降低之处。</p> <p>由于低温时,空气不能处于露点温度以下,故必须进行空调。</p> <p>〔例〕药品、食品、塑料、杀虫剂。</p>	<p>在湿原料中送入热空气,干燥和粉碎同时进行,在气流干燥的上升气流中使用解磨机时,将热风吹入环辊磨、竹磨等,应用于细粉由热气流带出的场合。</p>	<p>不用钢球或钢柱作粉碎介质,而是靠碎料本身的撞击和摩擦作用进行粉碎。</p> <p>为了使自生粉碎有效地进行,粉碎机必须特殊考虑。</p> <p>〔特点〕没有因粉碎介质磨损而引起的消耗、污染问题。</p>

3. 所需能量

粉碎所需能量可认为与表面积的增加成正比,由列梯格(Rittinger)、奇克(Kick)、旁特(Bond)等定律求取。若按列梯格定律,设碎料与碎制物的大小各为 l_0 [m]与 l [m],则粉碎一定量物料所要的能量 E 如下式所示。

$$E = C \left(\frac{1}{l} - \frac{1}{l_0} \right) \quad (1)$$

此处,式中的常数 C 是随粉碎机及碎料的情况决定的。

按奇克定律,粉碎所需能量 E 如下式。

$$E = K \log \frac{l_0}{l} \quad (2)$$

但上述(1)、(2)式不太实用,而且要正确求得粉碎所需的能量是十分困难的。不过介于以上两定律(列梯格和奇克)中间的理论,下述旁特定律是知名的,旁特不象式(1)或(2)以新表面积或粒子体积为基础,而是以发生的龟裂作基础,认为粉碎所需的有效功 E 与生成粒子直径的平方根成反比例,由下式表达。

$$E = C' \left(\frac{1}{\sqrt{l}} - \frac{1}{\sqrt{l_0}} \right) \quad (3)$$

结果上例(1)、(2)、(3)式可归纳为下述通式:

$$dE = -C \cdot \frac{dl}{l^n} \quad (4)$$

(4)式中的 n 值,在以下各情况分别符合各个定律。

$n = 1$ 奇克定律

$n = 1.5$ 旁特定律

$n = 2$ 列梯格定律

以上所述各定律,最后全部包括在上述(4)式的积分式中,即:

$$E = \frac{C}{n-1} \left(\frac{1}{l^{n-1}} - \frac{1}{l_0^{n-1}} \right) \quad (5)$$

例 10-3 将某一定量的碎料，从 30mm 粉碎至 15mm 时需 14kWh，若再将其从 15mm 粉碎至 5mm，求按列梯格、奇克、旁特定律计算所需功量。

解 将由列梯格、奇克、旁特定律所求的功量分别以 E_R 、 E_K 、 E_B 表示，计算如下：

(1) 按列梯格定律

$$E_R = C \left(\frac{1}{l_2} - \frac{1}{l_1} \right) \quad (1)$$

由题意，上式中各值分别为： $l_1 = 30\text{mm} = 3.0\text{cm}$ 、 $l_2 = 15\text{mm} = 1.5\text{cm}$ 、 $E_R = 14\text{kWh}$ ，将(1)式变换后代入求取 C 值，则有

$$C = \frac{l_1 l_2 E_R}{l_1 - l_2} = \frac{3.0 \times 1.5 \times 14}{3.0 - 1.5} = 42$$

从而，粉碎到 $l_3 = 5\text{mm} = 0.5\text{cm}$ 时所需的功量 E_R 为

$$E_R = \left(\frac{1}{l_3} - \frac{1}{l_2} \right) = 42 \left(\frac{1}{0.5} - \frac{1}{1.5} \right) = 56\text{kWh}$$

(2) 按奇克定律

$$E_K = k \log \frac{l_1}{l_2} \quad (2)$$

将题意值代入以求出(2)式中的 k 值，即

$$k = \frac{E_R}{\log(l_1/l_2)} = \frac{14}{\log(3.0/1.5)} = 46.5$$

粉碎至 $l_3 = 5\text{mm} = 0.5\text{cm}$ 时所需功量 E_K 为

$$E_K = k \log \frac{l_2}{l_3} = 46.5 \log \frac{1.5}{0.5} = 46.5 \times 0.4771 = 22.2\text{kWh}$$

(3) 按旁特定律

$$E_B = Z \left(\frac{\sqrt{l_1} - \sqrt{l_2}}{\sqrt{l_1}} \right) \sqrt{\frac{100}{l_2}} \quad (3)$$

将题意值代入，求出(3)式中 Z 值，即

$$Z = \frac{\sqrt{l_1} \sqrt{l_2} E_B}{\sqrt{100 (\sqrt{l_1} - \sqrt{l_2})}}$$

$$= \frac{\sqrt{3.0} \cdot \sqrt{1.5} \cdot 14}{\sqrt{100 (\sqrt{3.0} - \sqrt{1.5})}} = 5.82$$

粉碎至 $l_3 = 5\text{mm} = 0.5\text{cm}$ 时所需功量 E_B 为

$$E_B = Z \left(\frac{\sqrt{l_2} - \sqrt{l_3}}{\sqrt{l_2}} \right) \sqrt{\frac{100}{l_3}}$$

$$= 5.82 \left(\frac{\sqrt{1.5} - \sqrt{0.5}}{\sqrt{1.5}} \right) \sqrt{\frac{100}{0.5}} = 34.8\text{kWh}$$

三、粉碎机的种类

粉碎机的种类(表 10-19),分成粗碎机、中碎机、细碎机、超细碎机的种种型式,可使用于不同的场合。

表 10-19 各 类 粉 碎 机

	粗 碎 机	中 碎 机	细 碎 机	超 细 碎 机
碎料大小	10~150cm	1~10cm	3~10mm	0.5~5mm
碎制物大小	1~10cm	5~10mm	小于 100 目	数 μ 以下微粒
粉碎机名	颚式轧碎机	Dodge 粉碎机 椎形粉碎机	球 磨 机 管 磨 机	micronizer jet-o-mizer
	旋转轧碎机	双辊粉碎机	棒 磨 机	Majac-mill
	单辊轧碎机	碾轮粉碎机	辊 动 球 磨 机	Raymond-垂直磨
		解 磨 机	高 速 球 磨 机	micro-atomizer
		锤 磨 机	环 磨 机	分级冲击磨
		冲击式粉碎机	盘 磨 机	micromill
		圆盘粉碎机	“销 钉” 式 磨	Premier 胶体磨
		转动粉碎机	mikro-pulverizer*	Charlotte 胶体磨

* 为 P.M.C 公司(Pulverizing Machinery Corp.)商标,属于锤磨机的一种。

表 10-20 粉碎机的选择方法

粉碎操作	碎料硬度	碎料大小〔mm〕		碎制物大小〔mm〕		粉碎比
		最小	最大	最小	最大	
粗 碎	硬 质	300	1500	100	500	3:1
		100	500	25	125	4:1
中 碎	硬 质	25	125	5	25	5:1
		6.2	35	0.8	5	7:1
	软 质	100	500	10	50	10:1
细 碎	硬 质	0.48	4.7	0.076	0.59	10:1
	软 质	1.65	12.7	0.076	0.59	20:1
超 细 碎	硬 质	0.15	1.2	0.002	0.010	15:1
	软 质	0.50	3.96	0.002	0.010	50:1

1. 粗 碎 机

一般用于将 10~150cm 大小的碎料粉碎至 1~10cm 左右, 图 10-4 为粗碎机中的颞式轧碎机(表 10-21)。

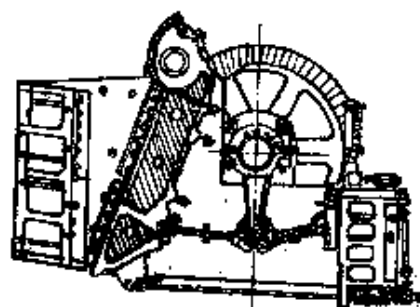


图 10-4 轧 碎 机

表 10-21 粗 碎 机 的 种 类

颞 式 轧 碎 机		旋 转 轧 碎 机	单 辊 轧 碎 机
优 点	缺 点		
结构简单, 磨损部分调换也容易, 而且粉碎比较大。	因破碎作用是间断的, 所以要有大的飞轮, 单位生产能力的重量大。	与颞式轧碎机比较, 操作是连续的, 而且排出口面积也大, 故具有粉碎能力大、振动小的优点。 〔用途〕 与颞式轧碎机相同, 用于原矿石的粗碎。 〔注〕 凹面形式有直线式和无粉化式等。	有在其它轧碎机中见不到的特殊粉碎作用。当料石投入粉碎室时, 开始先受到激烈的搅动, 小的矿石在块石间通过粉碎而排出, 其次中间大小、最后大块石料按次序进行一种选择分离性的粉碎作用。 〔用途〕 适用于白云石、石灰石、磷矿石等软质矿的粗碎。
最适于粗碎, 也能用于中碎, 是应用非常广泛的机种。 特殊型式有: Dodge 型、单肘板型等, 但代表性装置为勃拉克(Blake)型, 如图 10-4。			

表 10-22 中 碎 机 种 类

道奇(Dodge)粉碎机	<p>优点是结构简单,价格便宜,调节和维护容易。然而由于排出口位移最小,除了可得均一粒度的制品外,不适于有粘附性的物料。</p> <p>正好和粗碎机中的“勃拉克”颚式轧碎机作用相反。</p>
圆锥粉碎机	<p>优点是粉碎比大,碎制物比较均一,碎料滑动少,粉碎面磨损减少。</p> <p>本机偏心轴的转速较快。与粗碎机中的旋转轧碎机不同,是以冲击力的作用进行粉碎的。</p>
finereduction 型 颚式轧碎机	<p>结构比“勃拉克”型更简单,本机又称作单肘板型。这种粉碎机的粉碎作用在压缩力上又加上了摇动力,所以粉碎效率良好,但不免使颚板的磨损加大。</p> <p>其优点是结构简单,重量轻,价格便宜,粉碎能力大等。</p> <p>不适用于硅石含量多,硬而有粘性的岩石粉碎。</p>
双辊粉碎机	<p>煤、油母页岩、选矿作业、石灰石的粉碎等,以前在矿产工业中本机应用十分广泛,但正逐渐为其它新型粉碎机所取代。</p> <p>大型的双辊轧碎机也可用在粗碎方面。</p>
hydrocone crusher	<p>本机广泛应用于水泥熟料的粉碎、骨材制造的粉碎等方面。</p> <p>优点是当咬入铁片等硬物时,可无振动地降低锥形罩,使机械不致损伤。</p> <p>本机集旋转轧碎机及圆锥粉碎机之长。</p>
碾轮粉碎机	<p>广泛用于陶瓷器、染料、药品的制造及其它方面。是在水平的固定圆盘上有2个重型碾子转动的碾碎方式。</p> <p>碎料加在中心部分,由碾子的压缩与摩擦作用,在粉碎同时也进行了混和操作。</p>

续表 10-22

解磨机	<p>对凝聚、固结材料、纤维质材料、软质材料的碎解特别 适合。</p> <p>是由钢圆作成两个笼形滚筒同心套合,互作反向旋转,碎 料加入滚筒中。</p> <p>因离心与旋转作用,碎料在二笼所形成的环形空间分散, 碎解。</p>
锤磨机	<p>本机可以作细碎用,另外其特点是粉碎比和粉碎能力大。 它也可用于处理有磨蚀性的原矿,但对锤、破碎板和笼筛 等磨损的维护费用大。</p> <p>属于冲击式粉碎机的一种,是在同一固定轴上的几个圆盘 四周,以可绕轴转动方式装上许多锤,由其在粉碎室内高速 旋转打击碎料。</p>
冲击式粉碎机	<p>特点是粉碎比大,粒径是比较均一的立方体,粉碎所需 动力少,结构简单。本机具有单辊轧碎机与锤磨机共有的 特点。</p> <p>在箱形粉碎室内,一圆筒形滚筒以周速 8~45m/sec的高 速度旋转,由上部加入的碎料,受冲击刃的打击与粉碎,并随 之加速,以高速度冲击在粉碎室上部倾斜设置的挡板上。</p>
圆盘粉碎机	<p>在结构上与粗碎机中的旋转轧碎机相仿。</p> <p>从粉碎板中心处的进料口连续加入碎料时,则在离心力作 用下向半径方向甩出,按粉碎板间隙粉碎成相应粒度,渐渐 排出机外。</p> <p>因此,闭塞粉碎的可能性小,碎制品的粒径比较均一,很 适于硬质碎料的中碎。</p>
转动粉碎机	<p>适用于石膏、粘土、熟石灰等比较软、易碎裂物料的粉碎 操作。</p> <p>一般为立式,安在锥筒上部的大齿进行粗碎,下部小齿完 成最终粉碎。</p> <p>与锥筒对应的机壳内壁上也装齿,以提高粉碎效率。 粒度大小可由锥筒的上下位置调节。</p>

表 10-23 细 碎 机 种 类

球 磨 机	<p>标准型式原则上长度比管磨短,直径不超过管磨。结构为在绕水平轴旋转的圆筒中,加入碎料与钢球(或石球),在球滚转下落时,给碎料以强烈的冲击和磨碎作用进行粉碎。</p> <p>圆筒转速取球因离心作用而压在内壁随着一起旋转的极限速度 $N_c = 42.3\sqrt{D}$ 的 65~80%。</p> <p>其中: D—圆筒内径[m], N_c—极限旋转速度[rpm]。</p> <p>通常球的直径约为 30~150mm,碎料粒度大的采用直径较大的球。</p>
管 磨 机	<p>适用水泥等物料细碎。与球磨不同之处在于与直径比起来长度较大。</p> <p>碎料自磨的一端连续加入,向另一端出口处缓慢移动并进行反复的粉碎。</p>
锥 形 球 磨 机	<p>广泛用于煤、石灰石、水泥、磷矿石、矿渣、各种矿石的粉碎。</p> <p>是将球磨机两端做成圆锥形的设备。</p>
棒 磨 机	<p>特点是由于进行选择性的粉碎,碎制物的粒径十分均一,适于获得 10~35 目左右、比较粗的均一粒子,干式、湿式操作都能应用。</p> <p>本机是旋转圆筒粉碎机的一种,用钢圆作为粉碎介质,长度约为直径的 2~4 倍,转速要比相同直径的球磨机低 25~30%。</p>
振 动 球 磨 机	<p>在支承于弹簧上的圆筒中加入钢球和碎料,使安有偏心重物的轴旋转给以强制振动,由钢球的冲击、磨碎作用进行细碎操作。从粉碎机理考察,磨的振动方式、振动频率、振幅大小都对粉碎效率有很大影响。对于振动方式圆形振动要比单纯的上下振动效果更好。</p> <p>这种磨单位容积的粉碎速度大(图 10-6)</p>
高 速 球 磨 机	<p>这种磨的操作特点不像通常的球磨机和振动球磨机有冲击作用,而是靠压缩摩擦进行表面粉碎,即使对硬质碎料也能在短时间内粉碎。</p> <p>本机有 4 个球磨十字形地安装在一圆形框架上。</p>

续表 10-23

离心环辊磨碎机	<p>用于煤、石膏、水泥原料、磷矿石、铝土矿等中硬度物料的粉碎，安装在摆轴上的几个辊子在水平环状粉碎路内侧，由旋转产生的离心力强力压紧。</p>
弹簧式环辊磨碎机	<p>由旋转的底环与固定的上环间夹一系列转动的重型钢球组成。变动压在上环上的弹簧压力，可以调节碎制物粒度。碎制物随从环四周吹入的气流上升，在粉碎圈上部的旋转分级器中分级，细粉在外部捕集作为制品，粗粉粒则返还粉碎圈中。</p> <p>改变分级器的转数和叶片角度，可以调节粒度。</p>
Pin 型磨 (Kolloplex)	<p>适于从中硬度到软质碎料的平均粒径在 $20\mu\sim 2\text{mm}$ 左右的粉碎操作。本机属于一种冲击式粉碎机。</p> <p>在固定板和高速旋转板上，有几排以同心圆排列的“销钉”，粉碎操作在这些销钉间进行。</p> <p>属于这种型式的有 Alpine 的 Kolloplex 磨。</p>
细碎用锤磨机	<p>用于 DDT、染料、食品、药品等的细碎方面，在结构上与中碎用的相同，只是以高速旋转而已。</p> <p>锤有 T 形与棒形，固定在轴或圆盘上，也有销钉自由地装在转轴上的，有各种型式。</p> <p>此机转筒直径 $12.5\sim 60\text{cm}$，转数 $3600\sim 13000\text{rpm}$，对软质压缩性滤渣，可粉碎到 99.9% 通过 325 目的细度。</p>
盘 磨 机	<p>这是对磨盘作了新型设计的设备。还是二圆盘对合作高速旋转，靠其间的摩擦、剪切作用等进行粉碎。</p> <p>粉碎板有 ① 一块固定另一块旋转和 ② 二块互作反向旋转两种形式。一般 ① 适于强韧物料作粒度较粗的大批量处理，② 适于比较软的物料的细碎。</p>

表 10-24 超 细 碎 机 种 类

喷	micronizer	<p>喷射磨非常适于作几μ以下的超细碎,代表性设备有 ① micronizer ② jet-o-mizer ③ majac mill, micronizer是在一圆形的粉碎室四周,等距离装置几个斜向切线方向的喷嘴,在从中喷出的射流作用下,使碎料粉碎。</p> <p>在圆形粉碎室内旋转的碎料在离心力作用下,于射流喷出处四周形成最高浓度,受到强烈的粉碎作用。</p>
射	jet-o-Mizer	<p>是具有椭圆形粉碎室的立式粉碎装置。</p> <p>从料斗加入的碎料,因射流的作用而加速,被在前方斜向安装的几股喷流粉碎。</p> <p>经椭圆形的粉碎室流路,随高速气流上升的粒子,在上部曲率半径较小部分受到强烈的离心作用,自动地使细粒子在流路内侧、粗粒子在流路外侧分级。</p> <p>细粒子随流出分级室的气流一起逸出,用袋滤器捕集。</p>
磨	Majac mill (图 10-7)	<p>是具有机械分级器的对向射流型粉碎装置。</p> <p>用螺旋加料器将碎料加入二股射流相对喷射的粉碎区,经粉碎后的制品随气流通过流路,用羽毛型分级器分离,粗粒经回流流路进入小室,由射流加速喷射至粉碎区重复进行粉碎操作。</p>
雷	蒙 磨 (Raymond mill)	<p>是一种旋转部分安装在垂直轴上的锤磨(参考中碎机),粗粒子由于离心力作用集中在壁面处,再返回粉碎区,已达要求细度的微粉,通过叶片空隙导至机外,由旋风分离器、袋滤器等捕集。现有转子直径 46cm、转速 6500rpm、功率 20HP 的磨机容量,在生产粒径为 15μ 以下的微粉时约为 220kg/hr</p>

续表 10-24

微粉粉碎机	<p>是一种用高速旋转的锤的冲击作用与内部分级机构的巧妙组合。当粒子通过分级叶片时,按作用于粒子的离心力和流体阻力两者的大小决定此粒子能否通过,分级的极限粒径随分级叶片转速加大,空气流速降低而减小。</p> <p>转轮直径 20~26cm, 转速 3450~14000rpm。</p>
分级冲击磨	<p>加入的碎料经以圆周速度为 85~125m/sec 旋转的、直径 4cm 的锤粉碎后,进上面的“之”字形分级器,粗粒子返回粉碎圈,细粒子作为成品取出。</p> <p>“之”字形分级器流路给粒子以多次分级的机会,表示出有优异分级效率的特点。</p>
微粉磨	<p>是锤磨机(参考中碎机)的一种应用,粉碎机理复杂。</p> <p>由平板送料器供应的碎料,受有几个锤的第一转轮冲击,之后在粉碎棒与第一转轮、第二转轮之间有冲击、剪切作用,进一步在第二转轮与内衬的圆锥部分间加以摩擦作用成为微粉。</p>
胶体	<p>用于橡胶、造纸、化妆品等工业用的填充料,高岭土、石墨、硫等精制,涂料、瓷漆、胶体溶液的调制方面。</p> <p>“Premier” 有光滑圆锥面的转子以几分之一 mm 的间隙安装在平滑的机壳内,用皮带轮带动以周速 25~125m/sec 旋转。</p> <p>对转子直径 380mm 的磨机,每小时可处理颜料、瓷漆 225~450 立升。</p>
磨	<p>用于凝聚粒子的分散与要求粒径在 1μ 以下的粉碎操作中。物料在转子与壳体间粉碎,由出料口排出。原料受到冲击作用和湍流引起的剪切作用,这是由于刻在转子与机壳表面的相同数目的波纹状小沟形成的。</p> <p>“Charlotte” 转速 3600rpm 转子与机壳成缓变的圆锥形。</p>

〔注〕其它还有以切断作用使强韧性物料细碎的旋转切割机。

2. 中碎机(图 10-5)

一般是将 1~10cm 的碎料粉碎至 5~10mm 左右(或更小)时用的粉碎装置。

3. 细碎机(图 10-6)

碎料为 3~10mm 左右, 碎制物为 100 目以下的细粒

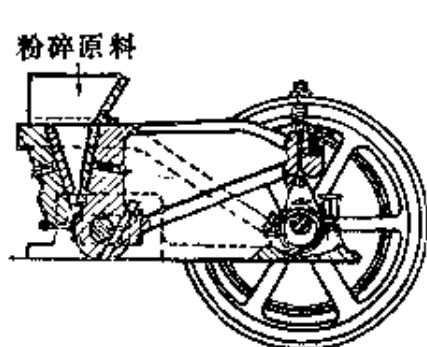


图 10-5 道奇粉碎机

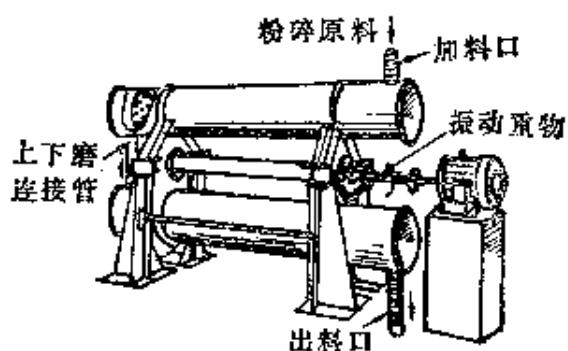


图 10-6 振动球磨机

4. 超细碎机(图 10-7)

一般指将 0.5~5mm 碎料粉碎至数 μ 以下制品的粉碎机。

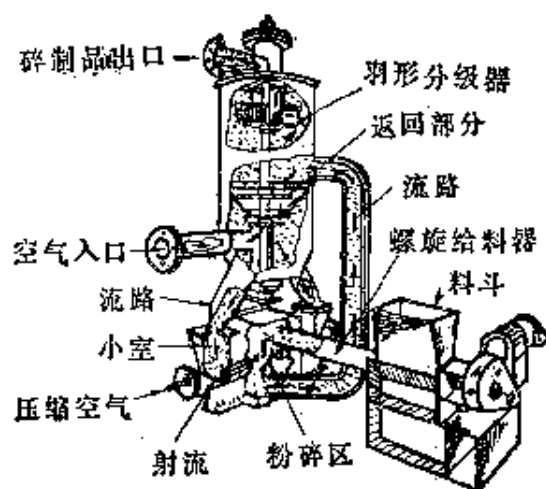


图 10-7 Majac 磨

§ 10-3 粉粒体的输送

在作粉粒状固体的输送计划时，重要的是先要探讨一下是否可由输送机系统作连续输送。从降低生产成本方面考虑，也应该尽量避免采用间歇式。

表 10-25 按输送物料性质使用输送装置的实例

输 送 物 料	适 用 的 输 送 装 置
标准型粉体(无粘附、吸湿、腐蚀、磨蚀性的)。	皮带输送机，螺旋输送机 括板输送机，箱式输送机 斗式提升机，提升加料机
炭黑颗粒、粒状酸性白土。	不能使用摩擦，冲击很激烈的空气输送器、高速离心排出提升机，括板运输机等，因这种物料很容易损坏机械
塑料、粉煤、小麦粉、硫。	有静电爆炸危险，在输送时要特别注意防止摩擦，可在溜槽内衬铝等，或将输送系统接地，防止静电爆炸
水泥、碱灰	有空气存在时容易流动，特别适于用气流输送，不过要防止飞逸损失，从货车上卸货可用吸入式空气输送器
潮湿的固体物(排水处理时)、氯化镁、硝酸铵。	除提升加料机外，其它都不能用，由于粘附、腐蚀、磨损性大，又有吸湿性、粘附性，故输送困难
铝矾土、硼砂、长石、硅砂。	固有磨损性，在结构上应选用与材料摩擦部分少的装置，或注意选用输送装置的材质

表10-26 各种物料的具体输送实例

	运 输 机					螺 旋 输 送 机		连 续 流 动	吊 斗 机	提 升 加 料 机	斗 式 提 升 机	
	括板	裙式	皮带	空气	振动	钢制	铸铁				低速	高速
砂			✓			✓		✓			✓	✓
淀粉			✓			✓		✓			✓	✓
食盐	✓	✓	✓	✓		✓		✓			✓	✓
谷物			✓			✓		✓			✓	
药品	粘附性 腐蚀性 磨耗性									✓		
				✓		✓			✓	✓	✓	✓
		✓		✓		✓		✓	✓	✓	✓	✓
灰	湿 干									✓		✓
					✓		✓	✓	✓	✓	✓	✓
水泥			✓	✓		✓		✓			✓	✓
煤	✓	✓		✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
焦炭		✓			✓	✓		✓	✓	✓	✓	
矿石	重矿石 轻矿石	✓	✓	✓		✓		✓	✓	✓	✓	
		✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
碱灰	✓		✓	✓		✓	✓	✓		✓	✓	
砂			✓				✓			✓	✓	✓
飞灰				✓		✓	✓	✓	✓		✓	✓
泥状物										✓		
锯屑			✓	✓		✓		✓				✓
高温材料		✓							✓	✓		
粘土	✓	✓	✓	✓		✓	✓				✓	✓

一、固体输送装置

有可用于同一目的的许多种输送装置，各有其特长与缺点。

表10-27 各种固体输送装置
(a) 之一

螺旋输送机(图10-8)	刮板输送机(图10-9)	皮带输送机	流动输送机
<p>一般是在“U”型槽中有一旋转螺杆，给粉体以轴向推力而输送的装置。</p> <p>〔例1〕标准型螺杆的直径和螺距大致相等，通常用于水平输送或倾角20°以下的输送。</p> <p>〔例2〕短螺距型，用在与水平夹角大于20°的倾斜输送。</p> <p>〔例3〕渐变螺距型，用于物料加入过多时，防止其超负荷。</p> <p>〔例4〕切口螺杆型，用于在输送谷物等轻质物料时还同时希望有混合作用之处。</p> <p>〔例5〕附有折流板的切口螺杆，用于轻质物料，要求进一步加强混合之处。</p> <p>〔例6〕螺带式，用于潮湿粘附性物料，为了输送、洗刷、清扫，要求管子或轴与螺杆间有一定间隙时。</p> <p>〔例7〕双带式，与单带式比较，同一直径下输送能力较大。</p>	<p>通常由于比螺旋输送机磨损部分更少，在100m长途的输送中，仍可用于水泥、砂、灰等磨损性强的物料输送。</p> <p>〔例1〕刮板式，用一根链条驱动，由于折板在同路中一面滑动一面还要支承自重，所以在肩部留有磨损余量。</p> <p>〔例2〕悬垂式，每一刮板两侧有使其工作时悬空而不接触的磨损部分。</p> <p>〔例3〕滚子式，〔例2〕中的磨损部分用滚子代替。</p> <p>〔例4〕滚子—链条式，通常两根链条驱动。</p> <p>〔注〕〔例1〕为摩擦最大，但形式最简单的刮板输送机。</p>	<p>一般在任意一端有一作为驱动用的前端带轮及后端带轮，和许多支承棍子驱动的电带上运载物料。这种装置可以作水平或向上、向下倾斜方向的输送。</p> <p>皮带输送机与螺旋输送机、刮板输送机比较，所需设备投资较大，但因摩擦所消耗的动力费极少，故最适于大量粉粒体的长距离输送。</p>	<p>在一四方形截面的密闭输送通路中，有一上安有合适形状横臂的链条移动，物料作为一整体连续地输送。这种装置可用于横竖任意方向的运送。</p> <p>横臂形状已研究开发了Z型、U型、小板型等各种类型。</p> <p>与皮带输送机等比较，体积显著减小，可以作大容量输送，只要磨损、腐蚀作用不大，不含硬质大块的任何粉粒体都能适用。</p>

(b) 之二

斗式提升机	空气输送机 (图10-10)	气流输送	水力输送机	工业用载重车
<p>通常用于粉体、粒体、块状物料的垂直或倾斜角很大方向的扬送。是在一长链或皮带上装有许多小斗的装置。</p> <p>这种装置不适于输送在小斗中容易粘附的物料。</p> <p>有①离心排出式，②完全排出式、③连续斗式、④重力排出式等结构形式。</p>	<p>是使水泥、矾土、谷物等粉粒体浮游在管内高速气流中而输送的装置。优点是设置容易，配管时可不必对各种障碍物费多大心思。由于在密闭管路中输送，故不必担心污损、飞散，无危险性，运转管理方便，设备费也比较小。</p> <p>缺点是动力消耗大，在粒径、比重大时效率降低。对带电性粉体则有爆炸危险。</p>	<p>对小麦粉、矾土、水泥、飞灰等输送是很合适的装置。一般使粉体通以气体而流化，在$3\sim 7^\circ$左右稍为倾斜的溜槽中，依靠重力流下。</p> <p>特点为结构简单，粉体无飞散，在输送同时由流化用空气进行粉体的冷却、干燥、加热等操作。所需动力少些也可以。</p>	<p>利用水力管道输送粉粒体，煤的水力输送还加上了矿内排水利用与水力采煤组合等特殊性质，可认为是一种有效的运输手段。一般可效率较高地输送高浓度土砂等。</p> <p>输送泵要用往复砂泵、泥浆泵、无浆叶泵等。</p>	<p>铁路(货车)运输、公路运输、水上(轮船)运输等都被认为是一种主要的运输手段。通常探讨在输送过程中物料的变质、材料的装载与卸下(所谓装卸设备或装卸机械)是一件重要的事情。</p> <p>例如有一种专用货车，在槽底安有一多孔板，用鼓入空气使物料流化的办法卸料。</p>

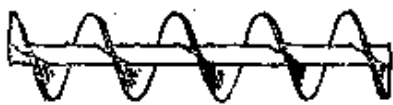


图 10-8 螺旋输送机

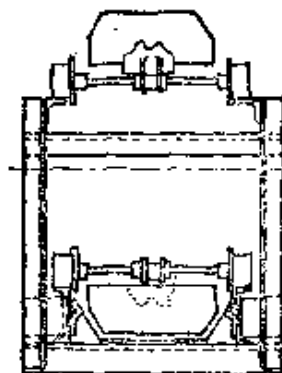


图 10-9 刮板输送机(滚子式)

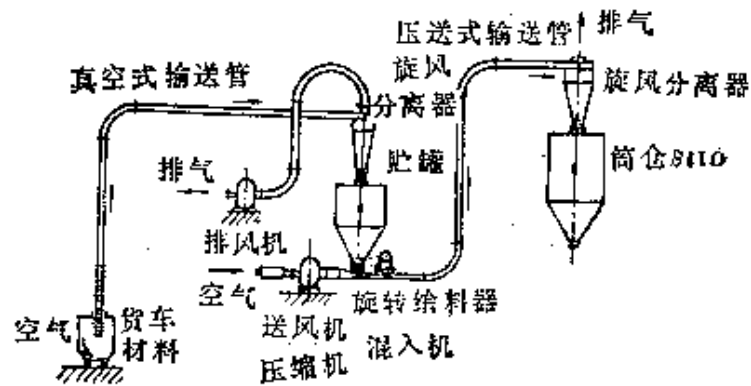


图 10-10 空气输送机(组合式)

表 10-28 刮板运输机说明

每米输送机的物料 [m³]	刮板宽×深度 [m]	输送能力 [(t/hr)] 容积密度 0.8t/m³ 速度 30m/min	物料块度 [cm] (总量10%以下的)	
			单 链	双 链
0.037	0.30×0.15	54	9	10
0.046	0.38×0.15	65	11	13
0.052	0.46×0.15	75	13	15
0.108	0.61×0.20	155		25
0.150	0.76×0.25	214		35
0.230	0.92×0.30	320		40

表 10-29 真空式与压送式的比较

项 目	真 空 式	压 送 式
处 理 物 料	粉体要注意, 粒体无问题	适于广范围粉粒体
容 量	比较 小	大小计划都能用
距 离	短 距 离	长 距 离
输 送 路 径	集 中 用	分 散 用
粉 尘 损 失	可 能	难得有粉尘飞散
管 径	较 大	较 小
油、水混入	不用担心	因用了压缩机,有混入可能
杂 物 混 入	有粉尘混入可能	不会由管外混入
混 入 机 器	适于无设置空间的场合	适于有安装高度的场合
分 离 器	比 较 大 型	比 较 小 型
排 出 机	难得有外界尘埃侵入	不用担心有外界尘埃侵入

*1. 螺旋运输机的运输能力及所需功率

图10-8所示标准型螺旋运输机的尺寸一般为：螺旋直径 $D = 10 \sim 60 \text{cm}$ ，螺距 $a = (1 \sim 0.75)D$ 左右，约每 3 米加装一轴承。

(1) 运输能力 标准型螺旋运输机的输送能力 Q 按下式求取。

$$Q = V \cdot \gamma = 60\varphi \frac{\pi}{4} D^2 a N \gamma \quad (\text{t/hr})$$

式中： V —输送量 [m^3/hr]， D —螺旋外径 [m]， a —螺距 [m]， N —转速 [rpm]， γ —物料的体积密度 [t/m^3]， φ —物料对螺旋横截面积所占的截面积比率，一般质轻、易流动、磨蚀性小的物料 φ 值较大。

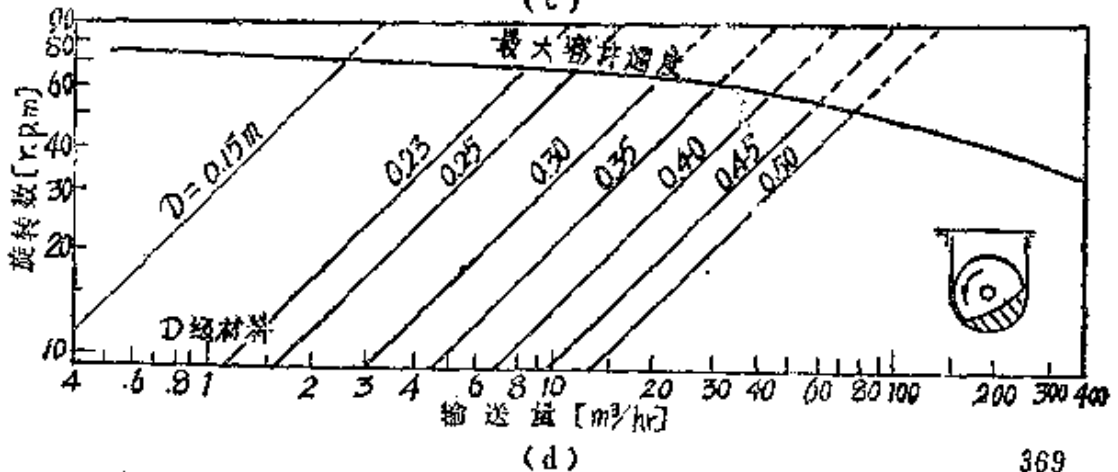
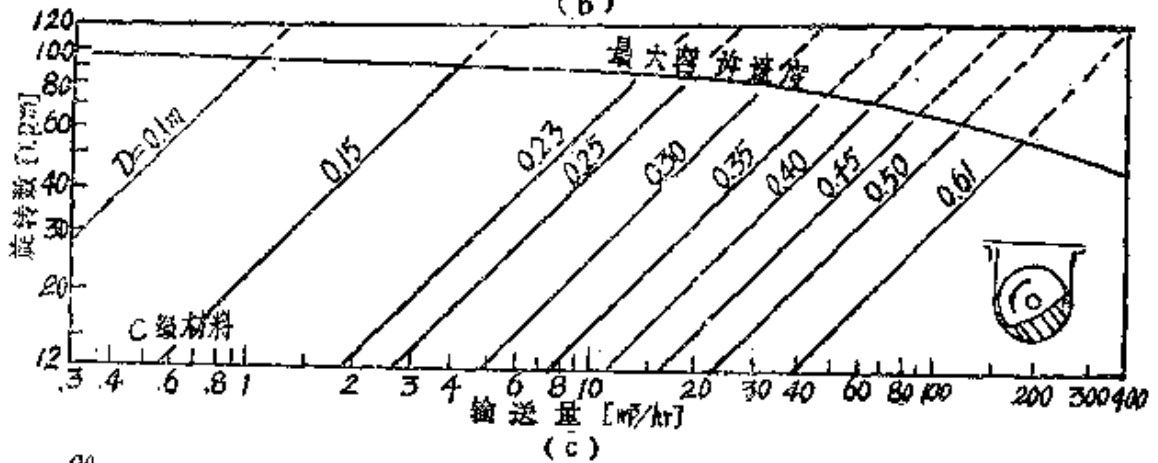
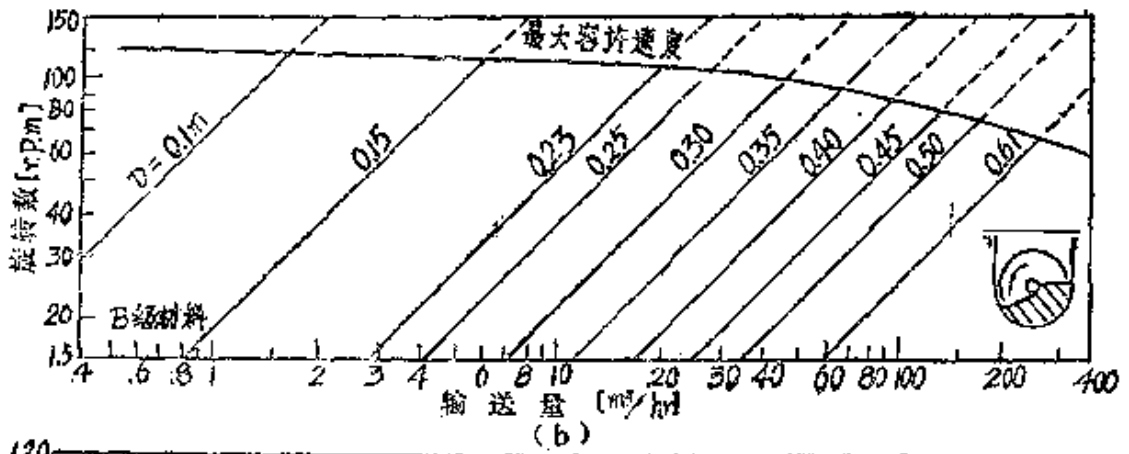
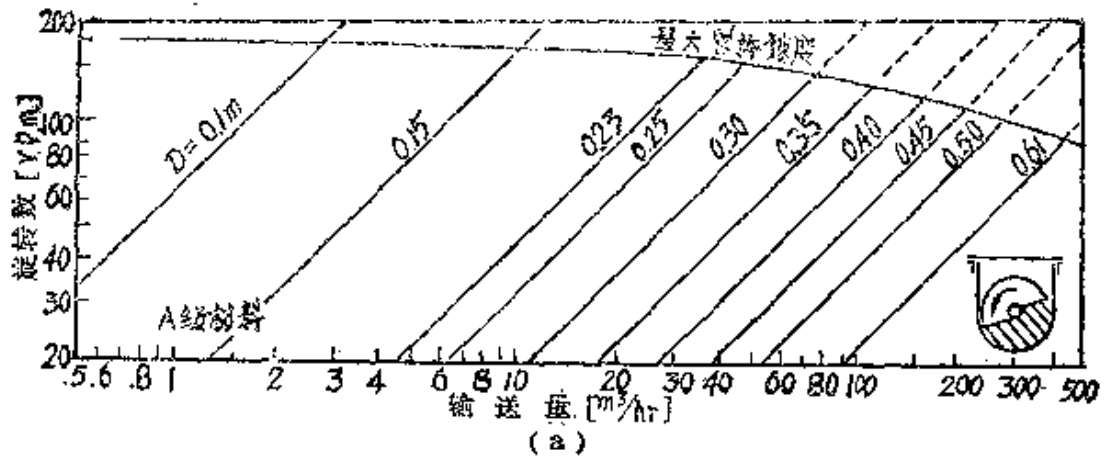
下图表示对于各种物料的螺旋大小、转数与输送量之间的关系。图(a)是对于干燥谷物、亚麻籽、麦芽、粉煤等轻质、无磨蚀性的物料，可取 $\varphi = 0.45$ 。最高转速为：直径 10cm 时 180rpm；直径 60cm 时 95rpm。图(b)是对大豆、煤、碎渣、石灰的水化物等密度中等的粉粒与小块混合物、磨蚀性小的物料，可取 $\varphi = 0.38$ 。最高转速 70~120rpm。图(c)是对石灰石块、石棉、硼砂、碳黑、飞灰、食盐等体积密度在 $0.6 \sim 1.3 \text{t}/\text{m}^3$ 、带有小块、有中等磨蚀性的物料，可取 $\varphi = 0.31$ 。最高转速 60~95rpm。图(d)是对水泥、铁矾土、石膏、氧化锌、砂糖等具磨蚀性物料，可取 $\varphi = 0.25$ 。最高转速为： $D = 0.15$ 时 70rpm； $D = 0.5$ 时 50rpm。

(2) 所需功率 螺旋运输机运转所需的功率 [HP]，由处理物料的性质，运输量 Q [t/hr] 及输送距离 L [m]，有倾斜时的垂直输送距离 H [m] 等因素决定，如下式。

$$HP = \alpha \frac{QL}{270} + \frac{QH}{270}$$

式中： α —随物料不同而变的系数，在上图中：

- | | |
|--------------------------------|----------------------------------|
| (a) 情况 $\alpha = 1.2$; | (b) 情况 $\alpha = 1.4 \sim 1.8$; |
| (c) 情况 $\alpha = 2 \sim 2.5$; | (d) 情况 $\alpha = 3 \sim 4$ |



*图 螺旋运输机的输送能力

*2. 皮带输送机的运输能力及所需功率

运输能力由皮带的宽度与速度决定。皮带宽度则与块状物料的大小及物料是已经筛分还是粗细混杂有关。支承辊子的间距由物料的体积密度决定，间距太大会增加皮带挠度、耗费功率大、皮带磨损严重，由于支承辊子的“弹冲”作用也易使物料散逸，故皮带宽度及支承辊间距应随物料情况合理选择。

确定皮带速度应计及粉粒体物料的散失，块状物料在支承辊“弹冲”下对皮带的损伤，动力消耗的增加等因素，随皮带宽度及处理物料性质而异，如下表。

*表 皮带的最高允许速度〔m/min〕

皮 带 宽 度 〔m〕		谷物、干砂、轻而易流动的物料	砂砾、煤炭、均一而稍有流动性的物料	粉碎矿石、块状的较重的物料	硬的矿石、焦炭、重而易损伤皮带的物料
0.3	0.35	120	75		
0.4	0.45	150	90	75	
0.5	0.6	180	120	100	75
0.8	0.9	230	150	120	90
1.0	1.5	260	170	140	100

当皮带输送机向倾斜方向输送时，其倾角受物料静止角限制，为保证物料不向下滑动，又考虑到支承辊的弹冲，实际允许倾角要比静止角小得多，各种物料的静止角见表 10-32。

(1) 运输能力 其值由皮带上的物料量及皮带速度决定，为防止物料自边缘崩落，一般物料的堆积宽度仅为皮带宽度的 80% 左右，运输能力可以下式估算。

$$\text{平行皮带: } Q = 150b^2\gamma v$$

$$\text{槽式皮带: } Q = 300b^2\gamma v$$

式中：Q—运输能力〔t/hr〕，b—皮带宽度（槽式皮带取水平投影宽度）〔m〕， γ —输送物料的体积密度〔t/m³〕，v—皮带速度〔m/sec〕。

(2) 消耗功率 包括皮带空转功率 HP_1 、物料水平输送功率 HP_2 及物料垂直输送功率 HP_3 三部分。

皮带空转功率 HP_1 可以下式表示。

$$HP_1 = 2\mu G_b Lv / 75 + C_1 = K_1 Lv + C_1$$

式中： G_b —皮带每单位长度重量[kg/m]， L —输送距离[m]， μ —轴承摩擦系数， v —皮带速度[m/sec]， K_1 、 C_1 值由皮带宽度确定

物料水平输送所耗功率为

$$HP_2 = \mu G_m Lv / 75 + C_2 = \mu LQ / 270 + C_2$$

式中： G_m —每单位长度皮带上的物料重量[kg/m]， Q —输送量[t/hr]

取 $\mu = 0.07$ 时，则

$$HP_2 = 2.6 \times 10^{-4} QL + C_2$$

物料垂直输送所耗功率为

$$HP_3 = QH / 270$$

式中： H —为物料垂直扬送高度[m]。

*3. 斗式提升机的输送能力与消耗功率

输送能力可以下式表示。

$$Q = 3.6\varphi(C/a)\gamma v \quad [t/hr]$$

式中： C —斗的容量[l]， a —斗的间隔[m]， γ —物料的体积密度[t/m³]， v —提升机速度[m/sec]， φ —物料装载率，其值为：谷物、粉体 0.8~1.0；小块物料 0.6~0.7；大块物料 0.4~0.5。

消耗功率由扬送量及扬送高度决定，可以下式求取

$$HP = QH / 270\eta$$

式中： Q —扬送量[t/hr]， H —扬送高度[m]， η —总效率[0.5(间隔斗)，0.55(连续斗)]

表 10-30 主要输送物料的重量[kg/m³]

输 送 物 料	重量[kg/m ³]	输 送 物 料	重量[kg/m ³]
硫胺(米粒大小)	1100~1200	水 泥	1200~1350
米	700~800	皂 土	800
麦	670~690	明 矾(块状物)	880~1000
小 麦	750	炭 黑	400
元 麦	640	炭 素	800
咖啡豆	400~480	煤	640~800
酒糟(有湿度)	800	石灰石	1340~1400
麦 壳	255	粉状石灰	900
磷矿石	1600	细粉状石灰	510~640
磷矿石粉(200目左右)	900~1500	石灰土	960
灰壳(干燥)	560~640	焦 炭	400
灰壳(含湿)	720~880	沥青(干燥)	810~1000
锯屑(水分 8.6%)	140~190	消石灰	570~580
砂砾 { 25mm 以下	1450~1600	矽 砂	800~1100
	25mm 以上	骨 粉	850~960
造型砂	1450~1750	金剛砂	1600
砂(干燥)	1440~1660	粘 土	960~1600
盐(干燥细粉状)	1120~1280	硫酸铅	1600
磁铁矿	2400~2600	氧化铅	2100~2400
赤铁矿	2300~2500	铁 粉	2500
褐铁矿	1400~1700	铁矿粉	1780~2100
木 炭	240~320	木 屑	180
铝矾土(粉碎物)	1200~1350	褐 煤	720~800

表 10-31 输送物料的摩擦系数

输 送 物 料	摩擦系数	输 送 物 料	摩擦系数
淀 粉	0.78	水 泥	0.60~0.93
小 麦	0.48	粘 土	0.60~0.70
砂 糖	0.67	无烟煤	0.33
谷 物	0.30~0.40	有烟煤、沥青炭	0.59
含湿灰、砂	0.68	粉 煤	0.52
消石灰	0.60	焦炭(一般)	0.36
椰子种子	0.40	焦炭(水分20%, 7φ以下)	0.50
软 木	0.65	木 片	0.46
磷矿石(原矿)	0.50	铁矿粉(1mm以下)	0.67
磷矿石粉(200目左右)	0.53~0.57	石灰石(细粉状)	0.58
木 屑	0.35	碱 灰	0.65
锯屑(含湿)	0.60	柴	0.60

表 10-32 输送物料的静止角

输送物料	静止角(度)	输送物料	静止角(度)
大豆(0.8cm)	28	水泥	40
小麦	32~35	玻璃	45
麦粉	35	硫	35
麦粉(含有空气)	10	焦炭(块状)	40
砂蜡(细粉状)	30	焦炭(粉状)	40
冰糖(粒状)	35	石灰石(粒状)	35
灰(干燥)	40	石灰石(细粉)	45
灰(潮湿)	55	磷矿石(原矿)	34
麦粕(干燥)	25	磷矿石(粉碎物)	35
芝麻	23	无烟煤(粒状)	27
盐(粒状物)	35	无烟煤(干细粉)	45
岩盐(粉碎物)	30	无烟煤(干粉)	35
砂砾	30	无烟煤(湿粉)	40
砂(干燥砂)	35	无烟煤(粒状)	30
碎石(0.50~0.64cm)	40	消石灰	45~50
湿砂(30~45目1%wet)	38	轻石(粉状)	45
湿砂(30~45目2%wet)	41	硼砂	35
铝矾土(细渣)	30	木屑	40
铝矾土(干燥)	35	锯屑(水分8.6%)	42~47
粘土(干燥)	35		

二、造粒(表 10-33)

一般将粉状、熔融状、溶液状、块状的物料经过处理,制成具有

表 10-33 造粒目的与应用例

造粒的目的	应用例
防止凝聚和粘附(改善溶解性)	食品、洗涤剂、工业药品
改善外观	医药、食品
为输送、加料、包装等操作的定量化与自动化	合成树脂、医药、窑业原料
为计量的简便化	医药、食品、饲料
防止发生粉尘	炭黑、窑业原料
防止组分分离	化学肥料、饲料、烧结矿
减小固体层流动阻力	吸附剂、催化剂、烧结矿

几乎是同一形状与尺寸的固体粒子的操作称为造粒。制成粒子的尺寸从大至几十 mm 直到小至数十 μ (微米) 的程度, 随造粒装置的种类和操作条件不同可作成各种形状和粒度。

在造粒方法中, 考察以粉体凝聚为基础的造粒法与以熔融液或溶液分散为基础的造粒法(表 10-34)。已研究开发了适合于各种造粒原理的各式造粒装置投入实际中使用(图 10-11)。

表 10-34 各种造粒方法(原理)

以粉体凝聚为基础的造粒						
转动造粒	压缩造粒	挤出造粒	流动造粒	碎解造粒	混合造粒	烧结
将润湿状态的物料依容器的转动运动而造粒的方法	对填充在容器中的干燥物料, 润湿物料加以压缩应力而成形的造粒方法	将加湿而具有流动性的物料通过拉模或金属网挤出, 是一种成为圆条状或颗粒状的造粒方法	使原料向上升的空气流保持成流动状态, 再喷以水雾而进行造粒的方法	将加湿调整过的原料加入旋转滚刀中, 施以剪切力而碎解的造粒方法	将加湿原料用固体混合机处理, 则引起凝聚而造粒的方法	通常利用在固体粒子的接触点处部分熔结或因化学反应的结合力作用而形成集合体的现象
以熔融液或溶液分散为基础的造粒						
喷射造粒	刨片机	喷雾干燥造粒		其它造粒法		
使熔融液分散成液滴状, 在空气中冷却固化, 使之成为球状颗粒的方法。	使熔融液成薄片状附着在金属板上, 同化后, 用刀刮取成薄片的造粒方法。	是一种由溶液喷雾干燥形成的造粒方法。近年来, 盛行将铁涂氧、陶瓷、金属等不溶性微粉在浆状下进行喷雾干燥, 使之成为 100 μ 以下的球状粒子的造粒方法。		有板上滴下型和铸造型。前者是在用水冷却的金属板上滴下熔融液成半球状, 待固化后括取之(用于塑料、金属、苛性钠等)。后者是将物料铸入合适的金属模具中, 待其冷却、固化的方法(用于巧克力、塑料等)。		

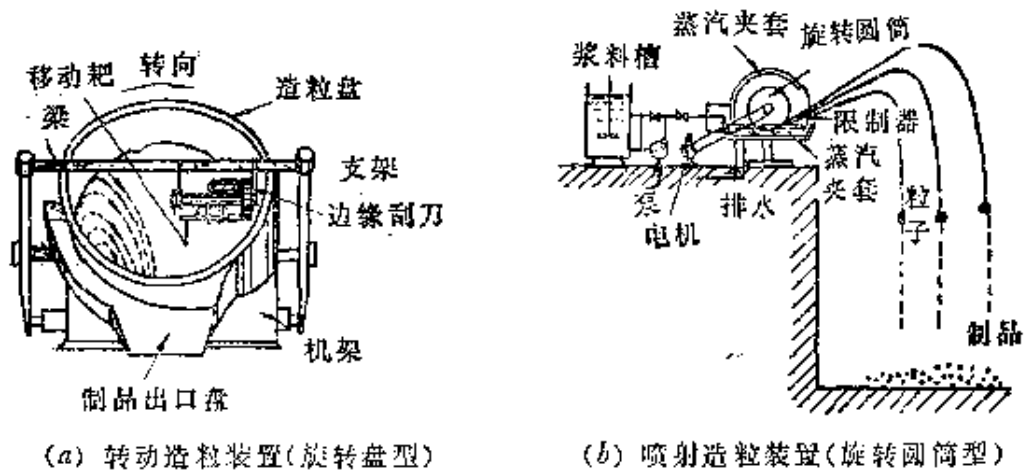


图10-11 造粒装置

表 10-35 造粒物的称呼法

行 业	形 状	造 粒 方 法	大 小	称 呼 法
洗涤剂	珠 状	喷雾干燥	小	珠
水 泥	球 形	转 动	中、大	熟 料
塑 料	圆柱形、其它	挤 出	中	粒 子
催化劑	圆柱形、其它	挤 出	中	粒 子
食 品	方 形	压 缩	中、大	方 块
固体燃料	球形、其它	压 缩	大	块
饲 料	圆筒形、其它	挤 出	中、大	粒 子
矿 石	不定形	烧 结	大	烧 结 矿
医药(农药)	球 形	制 丸	中	丸 药(颗粒)
医药(农药)	圆柱形	挤 出	小	颗 粒
医药(农药)	圆片形、其它	压 片	中	片(剂)
医药(农药)	不定形	粉 碎	小	颗 粒

表 10-36

造 粒 方 法

造粒形式	原料状态	造粒机理	形状	应用范围	备注
烧结型	粉	化学反应、烧结	球、块	窑业、矿业	烧结矿
压缩成型型	粉	附着、凝聚力、压缩应力	各种形状	食品、医药、窑业、吸剂	压片机、压块机
振动型	粉	附着、凝聚力	球	化学肥料、窑业	水平型、倾斜型
混合型	粉	附着、凝聚力、剪断应力	不规则	食品、医药、粉末冶金、农业	混合机、P ₁₀ 型、其它
流动型	粉	附着、凝聚力	球	医药、窑业、化学肥料	流动层型、喷射层型
解碎型	粉	附着、凝聚力	球、不规则	医药、窑业、粉末冶金、电材料	解碎机
转动型	粉	附着、凝聚力	球	窑业、农业、化学肥料、矿业	鼓型、倾斜盘型
挤出成型	粉末、熔融液	附着、凝聚力、压缩应力、剪断应力、压缩应力	圆柱状、圆筒、不规则、凹凹型	医药、食品、饲料、吸剂、热塑性塑料	螺旋型、粒子磨型、热切式、冷切式
喷雾型	熔融液	冷却、结晶化、表面张力	球	肥料、工业药品、塑料	空气冷型、水冷型
铸造型	熔融液	冷却、结晶化	各种形状	食品、金属、塑料	机械工作型
板上滴下型	熔融液	冷却、结晶化、表面张力	半球	金属、工业药品	鼓型、带型
剥落型	熔融液	冷却、结晶化	薄片状	工业药品、塑料	鼓型、带型
品析型	液	冷却(蒸发)结晶化	各种形状	食品、工业药品	品析装置
流动干燥型	液	流动干燥	球	原子能工业、医药、工业药品	也可用于被复
液相反应型	液	搅拌、液相反应	球	塑料、工业药品	珠状聚合 硅胶等
喷雾干燥型	溶液、泥浆	干燥、表面张力	球、珠	电气材料、洗涤剂、工业药品、食品	盘型、喷嘴型
机械工作型	板、棒等	机械性应力	各种形状	食品、金属、塑料	工作机械
粉碎型	块、片等	机械性应力	不规则	食品、医药、塑料	粉碎机

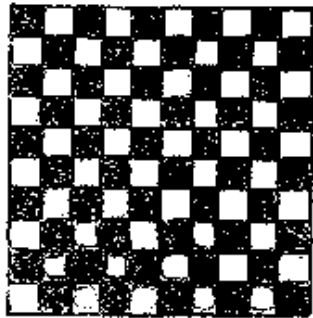
§ 10-4 混合和搅拌

一、混 合

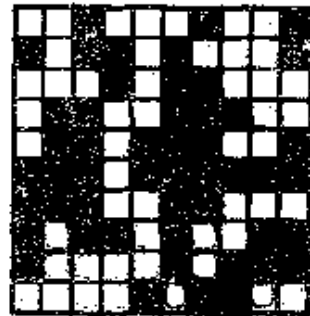
一般说,将由两个以上的不均匀组分组成的物料使之均质*化的操作称为混合。也就是说,对不均匀组分组成的物料,加以适当的操作,使其各组分浓度成为均一化的操作(或增加各组分相互间接触面积的操作)称为混合。

1. 混合状态

对于混合状态,可认为有一般无法实现的理想的完全混合状态(图 10-12a)与实际可以达到的、在统计意义上说的完全混合状态(图 10-12b)二种。统计学上的完全混合状态,各组分粒子的分布也没有什么规律性,只是一种统计学上的随机状态而已。



(a) 理想的完全混合状态



(b) 统计上的完全混合状态

图 10-12 混 合 状 态

此处,当只是提完全混合状态时,一般就是指统计意义上的完全混合状态。

* 所谓均质,就是指在任一点所取的样品中,各组分的比率和浓度与材料总体的平均值相等

2. 混合机理

粒子的混合机理可认为由移动混合(粒子以比较大的团、块移动置换的机理)和扩散混合(单个粒子渗入混合的机理)所组成。由于搅拌浆的运动,首先引起的是移动混合,此时又必然引起粒子的随机运动,附带进行扩散混合。

一般说,移动混合是有方向性的,因而与扩散混合比较起来混

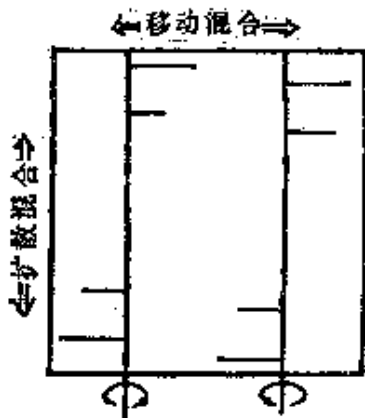


图 10-13 旋转桨式混合机

合进行较快。在旋转桨式混合机中,事实上(图 10-13)由于轴向混合只是扩散混合,所以混合比径向进行得慢。但在气-固系流动层的混合中,对于水平方向的混合是扩散性的,纵向混合却以移动混合为主,进行极快。

3. 混合速度

通常,在混合物理学上性质不同的粒子时,混合作用和分离作用不会进行到动态平衡以上,这种在动态平衡时的方差 σ^2 (表 10-37) 在接近于完全混合状态 σ_0^2 的系统(就是说与分离作用比,混合作用良好的系统中,式(10-23)所示关系成立,

$$1 - M = e^{-\alpha t} \quad (10-23)$$

式中: M —混合度(表 10-37), ϕ —分散相容积分率, t —混合时间

式(10-23)有效地表达了在旋转容器型等混合机中所见到的实验性倾向,将这一倾向在半对数坐标纸上的标绘,则如图 10-14a。在实际混合机中,可认为是移动混合为主。因此,在机内如以 n_0 个粒子组成的团块作为整体移动时,则把 n_0 个粒子形成的团块看作为单一粒子时的完全混合状态的方差 σ_0^2 ,如式(10-24)、(10-25)所示。

表 10-37 混 合 度

方 差 σ^2	混 合 度 M
<p>用从几个点采取的样品中与目标组分的浓度 x 关联的均方差 σ^2 (或标准偏差 σ) 来表示混合的程度。</p> $\sigma^2 = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (x_i - a)^2$ <p>式中: N—采样数, a—目标组分加入浓度(一般为已知数)。</p> <p>其次,用 N 个样品浓度的平均值 \bar{x} 来表示时,则有</p> $\sigma^2 = \frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2$ <p>式中: $\bar{x} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i$</p>	<p>左面的均方差 σ^2 值,即使在混合程度相同时,也因样品的大小、加入的浓度等面有不同。因而常用未混合状态作为 0、完全混合状态作为 1 的下列 M 值表示。</p> $M = \frac{\sigma_0^2 - \sigma^2}{\sigma_0^2 - \sigma_r^2}$ <p>式中: σ_0^2—为非完全混合状态时的方差, $\sigma_0^2 = a(1-a)$, σ_r^2—为完全混合状态时的方差,当各样品中所含的全部粒子数 n 作为定值时,则 $\sigma_r^2 = a(1-a)/n$。</p>

$$\sigma_{rg}^2 = \frac{a(1-a)}{n/n_g} = n_g \sigma_r^2 \quad (10-24)$$

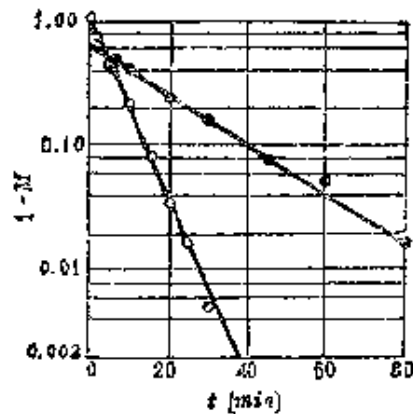
$$\frac{\sigma^2}{\sigma_r^2} = k \quad (10-25)$$

式中: σ_{rg}^2 —粒子团块完全混合时的方差, a —目标组分的加入浓度, σ_r^2 —完全混合状态的方差, n_g —样品团块中所含粒子数。

n_g 小的,可认为混合得好(图 10-14b)。而且由相当于表观 n_g 的 $k = \sigma^2/\sigma_r^2$ 值,也可用以表示、判断混合程度。

表 10-38 混合粉体的润湿性与分离作用

润湿粉体的混合	分离作用的对策
<p>由于粒子间存在着结合力，故必须有捏碎、混练作用，这种混合机理称为剪切混合。以剪切混合为主体的混合操作称为捏和。</p> <p>在润湿粉体混合中，除了移动混合、扩散混合外，由于捏碎作用，k值(式 10-25)必须小一些。再有，要按具体的速率控制阶段来决定混合的进行。</p>	<p>粒子间存在比差时，轻粒子有向上聚集的倾向，而在粒径相差很大时，小粒子又有穿过大粒子间隙向下部聚集的倾向。在分离作用明显的系统中，混合度 M 出现极大值，若此时继续进行操作，由于分离作用，相反只会使混合度 M 降低，对这种情况的混合，操作时间过长是徒劳无功的。</p> <p>在粉体是湿的或其中混有少量液体等场合，会出现造粒现象，对这种容易生成不匀团块的情况，可在混合机内附装破碎机。对干燥状态时分离倾向过大，不可能进行混合的系统，则可给以少许水分。</p>



(a) 混合过程

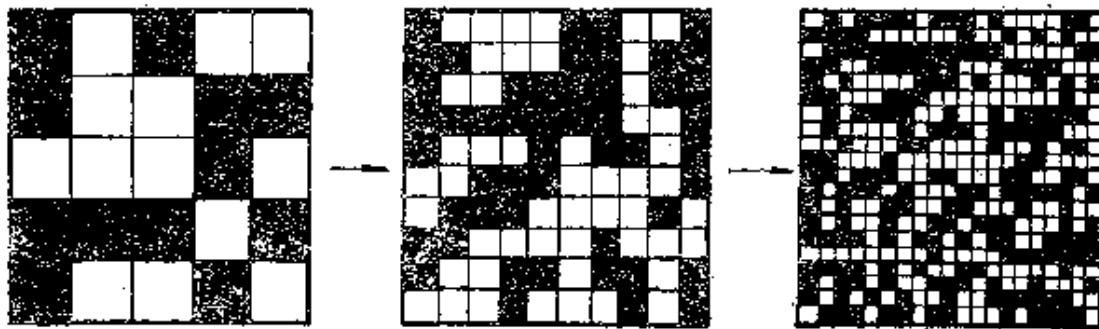
(b) 混合过程中 n_g 的减少

图10-14 混和特性

4. 混合机的种类

要将粉体连续地定量加入,在技术上较为困难,所以大多用间歇式操作(图 10-15)。

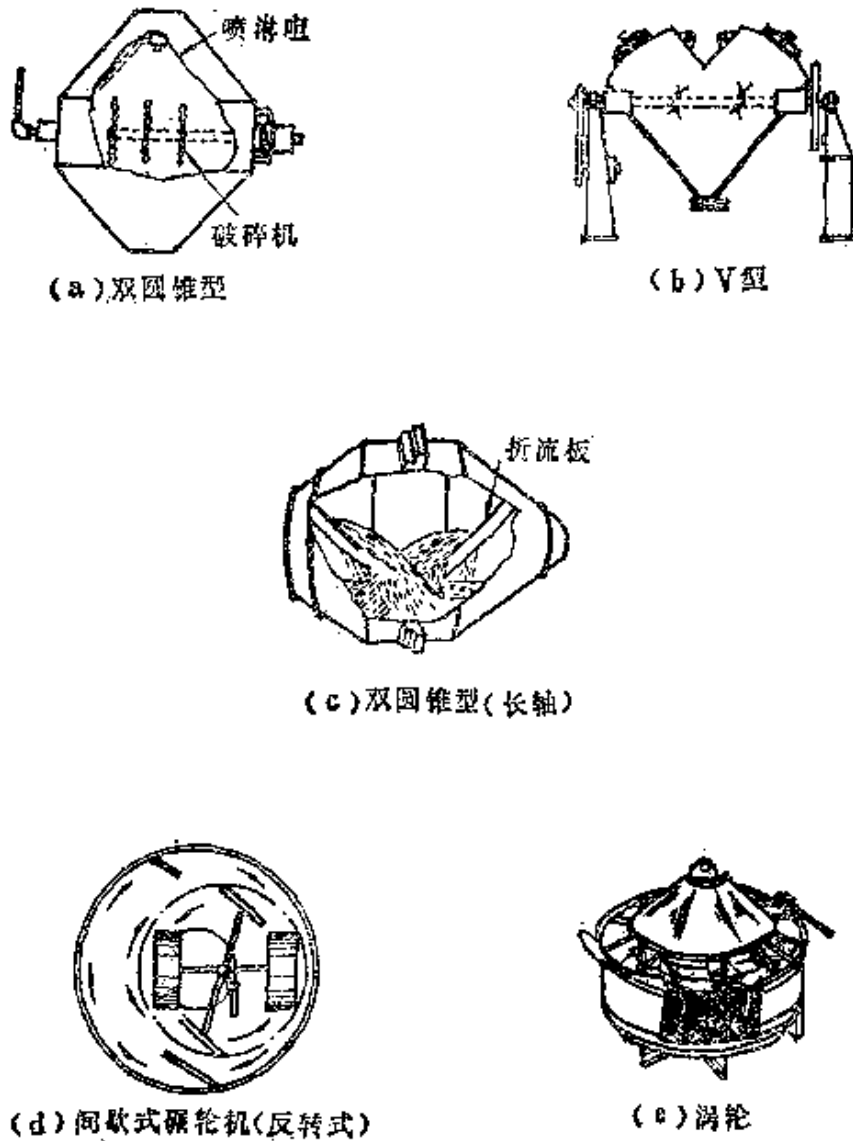


图 10-15 固体混合机

表 10-39 各种固体混合机

混合机的型式		说明	HP		rpm		作业容量 [m ³]
容器	无折流板		本体	内部驱动	本体	内部驱动轴	
旋转型	双圆锥型 V型	取 1.6g/cc 的物料为基准, 粉体最大表观密度为 0.88g/cc	7½ 5		8.0 13.7		1.53 1.42
	水平圆筒型 水平旋转轴 双圆锥型	高能力用, 在负荷明显大的场合, 用 20HP, 最大作业容量为 0.99m ³ 混合机倾斜, 在后面装料, 容量按混合后的湿泥土为基准	20 25		11.1 11.5		1.42 1.59
防止凝聚、 容器旋转型	双圆锥型	内部的驱动马力[HP], 按粉体性质、转数等进行实验决定	7½		18.0		1.53
	V型	粉体最大表观密度为 0.88g/cc	5	5 (pin 型粉碎机) 7½ (液体注入式)	13.7	9 4 5 (周速 527m/min) 1055 (周速 1012m/min)	1.42
圆筒型	C 公司	所需马力以表观密度 0.80~0.96g/cc 物料为基准, 对平均混合时间为 3~10min 的为 10HP/t		12		28	1.42
	A 公司	以表观密度 0.48g/cc 为基准		10		37	1.30
固定型	三轴条带	间歇式 8.5m ³ /hr, 连续式 25.5m ³ /hr, 表观密度 1.12g/cc		混合用驱动轴 20 加料用驱动轴 7½ (总 马力)		各轴可变速	1.42

容	垂直螺杆型	马力以表观密度0.55g/cc为基准, 但可随物料而变, 最大为10HP, 重达1000kg	5	螺杆64, 4行星运动2, 2	1.50
器	间歇式、锥形 静止、锥形 旋转	以表观密度0.96~1.12g/cc为基准	60	24(转子转数)	1.13
型	连续式、锥形 静止、锥形 旋转	只是2台间歇式鞭轮机械的结合, 所以若连接2台60HP, 1.13m ³ 的间歇式时, 就成为容量2.26m ³ , 120HP的连续式, 能力125t/hr 转子转数2.0rpm			
桶	单轴鞭子	按机种不同, 对5~100HP, 500~4000rpm的处理量可达25~600lb/min	5~100	500~4000	
式	双轴鞭子	按机种不同, 对5~40HP, 200~300rpm的, 处理量可达200~500 lb/min	5~40	200~300	
类	热交换, 双轴鞭子	输送量与混合作用随中空螺杆外部的条带形状及其螺距而异	5~15	20~100	1.35
	涡轮式		0	周速 183m/min	1.42
容	容器、内部都旋转的型式	25 HP马达一台, 内外同时驱动		28~35	1.27
		间歇的容量按粉碎性质而不同	20	20	1.70~ 2.55

(注) 1. 现场操作经常变动混合组分加入比例的情况是很多的, 在这样的工程中, 用间歇操作可靠性高.

2. 作为连续式混合机的例子有: a. 用旋转圆盘在离心力作用下使各组与粒子均匀地散布、混合的快速混合器和 b. 流化层连续混合机.

二、搅 拌

搅拌的效果受槽内液体流动状态的影响,在这种情况下,液体流动状态可分为宏观的与微观的两方面进行考察(表 10-40)。

表 10-40 搅拌槽内的液体流动状态

宏 观 流 动	微 观 流 动
<p>搅拌槽内总体的对流状态,也包括所谓循环流与湍流情况下的湍流扩散,着眼于液体流动状态下的宏观流动。</p> <p>主要对涉及槽内全部液体的搅拌作用方面有重要作用。</p>	<p>分子粘性等作用强烈,着眼于局部性的剪切流等形式时的微观流动。</p> <p>可促进局部性的混合作用,因异相间的表面更新等引起的物质和热的传递、气泡或液滴的破裂、微细化及其它分散作用等。</p>

特别是宏观流动对雷诺数 $Re = nd^2\rho/\mu^*$, 微观流动对每单位液体容积所需的动力 $P_v = P/V^{**}$ 间有密切关联,因此若观察具有某种一定形式的搅拌装置,则虽然液体性质、搅拌速度、装置尺寸、形式等都可使流动状态发生差异,但主要可认为是由 $Re \equiv nd^2\rho/\mu$ 和 $P_v \equiv P/V$ 起主导作用。

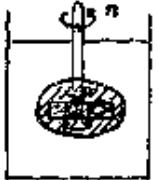

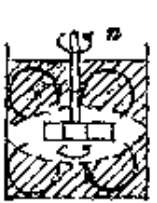
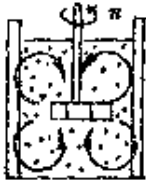
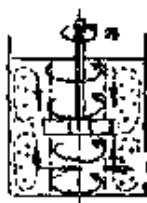
而在非均相系搅拌中必须考虑气-液界面或液-液界面的现象,或固-液系中必须考虑固体粒子与液体比重差的影响时,弗洛

* $Re = \frac{nd^2\rho}{\mu}$ 为搅拌系中的雷诺数, 无因次。

式中: n —搅拌速度[1/sec], d —搅拌桨叶长度[m], ρ —液体密度[kg/m³],
 μ —液体粘度[kg/m·sec]

** $P_v = P/V$ 为搅拌所需动力 P [kg·m/sec] 除以液体容积 V [m³] 的每单位容积所需动力 P_v [kg/m²·sec]。

表 10-41 宏观流动形式

〔A〕层流局 部性流动	〔B〕层流发 生上下循环	〔C〕过渡状 态	〔D〕湍流	
			〔D ₁ 〕附折流板主 要为上下循环	〔D ₂ 〕无折流板 形成复合旋流
				

〔注〕 在圆筒形槽内用平桨涡轮搅拌牛顿型流体(如水液)时产生的宏观流动形式,可按雷诺数 Re 的大小考察层流〔A〕、〔B〕,过渡状态〔C〕及湍流〔D〕各种范围的情况。

在 Re 小的区域,如〔A〕所示,液体粘附在桨叶上旋转,故液体流动范围只限制在桨叶附近。随 Re 增大,依次发生〔B〕→〔C〕→〔D〕的情况,除了液体的水平回旋外,还发生自桨叶端的排出流动,因此在槽内产生上下循环流,使槽内总体的对流搅拌均匀。

德(Froude)准数 $Fr = n^2 d/g^*$ 成了重要的因素。

1. 搅拌的基础

(1) 排出流与上下循环流 由桨叶端的排出流量 q_d 与周围伴随流量 q_f 合流,可认为是引起上下循环流 q_c (图10-16)的因素。

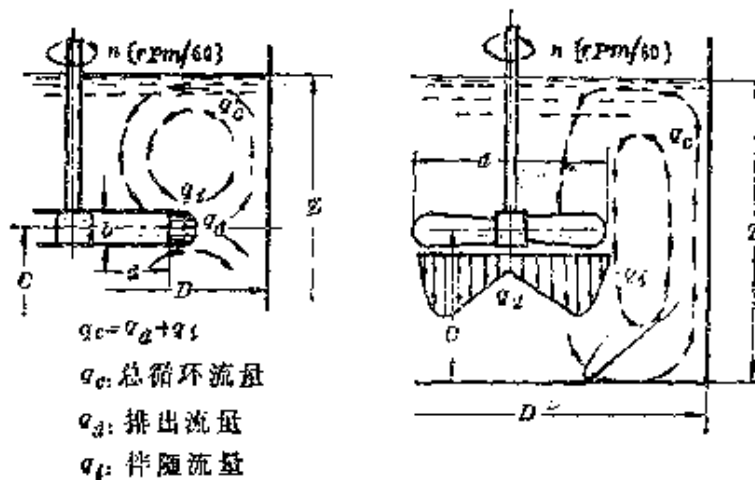
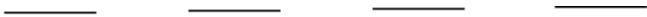


图 10-16 搅拌槽的循环液流

* $Fr = n^2 d/g$ 为搅拌系中的 Froude 准数, 无因次。



表示微观流动强度的剪切应变速率 γ [1/sec] 和搅拌消耗动力 P_v [kg·m/m³·sec] 的分布(特别在滞流范围 Re 值小时), 如图 10-17a 所示, 都集中在桨叶附近. Re 增加成湍流状态的槽内湍流强度 $\sqrt{u'}/\bar{u}$ 、湍流扩散系数 D_{turb} [cm²/sec]、湍流运动粘度 ν_{turb} [cm²/sec]、搅拌消耗动力 P_v [kg·m/sec·m³] 等的分布则如图 10-17b 所示. 显而易见, 在近桨叶处搅拌强度有增大倾向, 而在层流状态(图 10-17a 的情况)此现象却不明显.

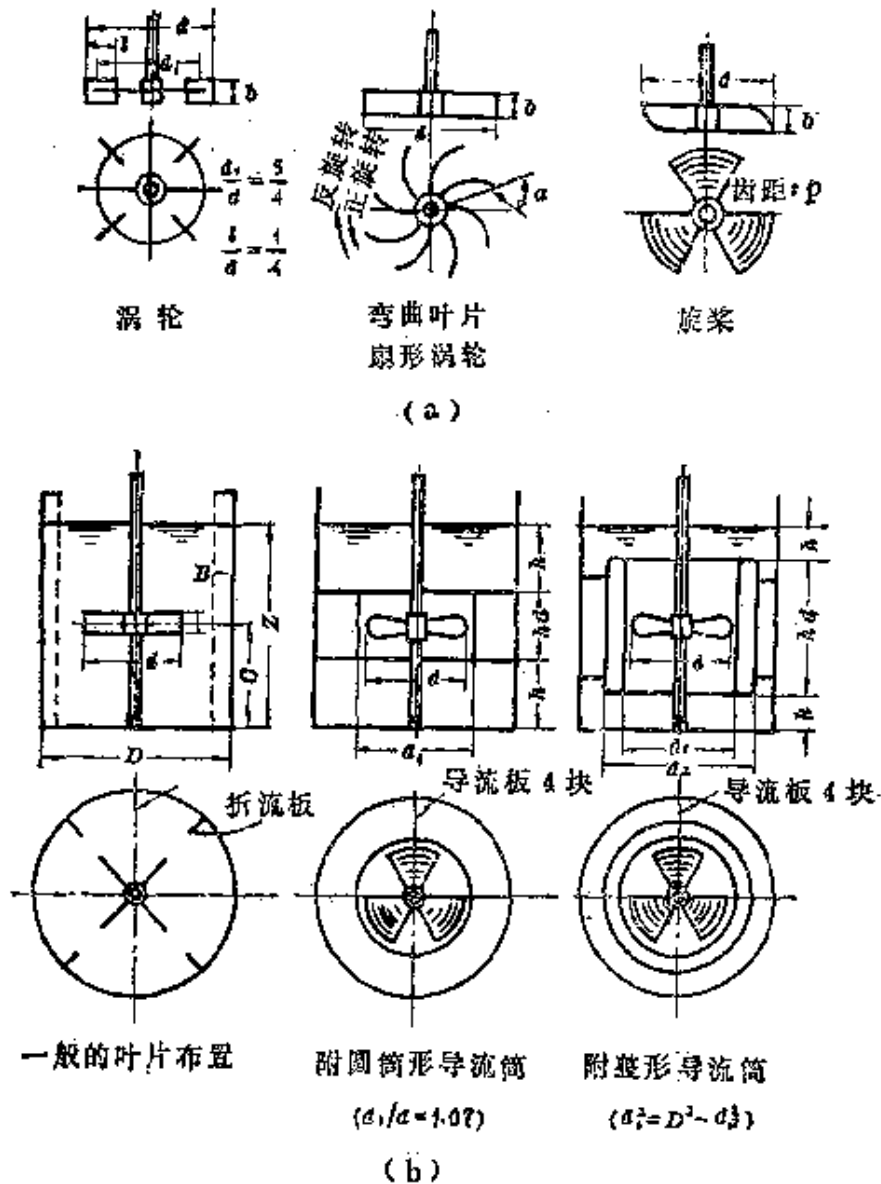
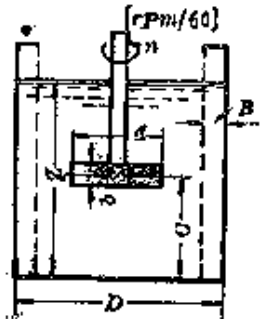


图 10-18 各种搅拌桨叶的形状



$d/D = 1/2, b/D = 1/10,$
 $z/D = 1/2, Z = D, B/D = 3/40$
 $n_B = 8$
 (折流板块数)
 $n_P = 8$
 (叶片数)

图 10-19

圆筒形搅拌槽(八叶平浆翅形涡轮)

(2) 平均循环时间 在高粘性液体的搅拌中(即在低雷诺数时), 由于液体粘性作用, 主要是附在桨叶上运动流动, 因此为了使槽内全部液体充分搅拌, 必须在桨叶的形状(图 10-18)方面想办法, 做成特殊形式。

在 Re 值大的湍流范围, 由桨叶端排出流所引起的上下方向循环流是重要的, 由于产生这样的循环流, 可用比较小的桨叶充分发挥搅拌效果。

对于各种搅拌机(图 10-19), 可以求得排出流量 q_a [m³/sec] 和上下循环流量 q_c [m³/sec] 的实测值, 也可得如下实验式。

$$\text{排出流量 } N_{qa} = \frac{q_a}{nd^3} \propto \left(\frac{d}{D}\right)^{-2.5} \left(\frac{b}{D}\right) (n_p)^{0.7} \quad (10-27)$$

$$\text{循环流量 } N_{qc} = \frac{q_c}{nd^3} = N_{qa} \left\{ 1 + 0.16 \left[\left(\frac{D}{d}\right)^2 - 1 \right] \right\} \quad (10-28)$$

式中: b —桨叶宽度[m], d —桨叶长度[m], D —槽的内径[m], n_p —叶片板块数[-], n —搅拌速度[1/sec], q_a —排出流量[m³/sec], q_c —上下方向循环流量[m³/sec]。

而在槽内液体循环所需的平均循环时间 θ_c 如(10-29)式所示。

$$\theta_c = \frac{V}{q_c} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{D^2 H}{N_{qc} n d^3} \quad (10-29)$$

式中: V —液体容积[m³], D —槽的内径[m], q_c —循环流量[m³/sec], H —从桨叶处起算的液层高度[m], N_{qc} —循环流量数[-], d —桨叶长度[m], n —搅拌速度[1/sec]。

表 10-42 各种桨叶的动力、循环性能、混合性能

搅拌桨叶型式	动力、循环性能		混合性能		备注						
	动力数 N_p	排出数 N_{qa}	比 N_p/N_{qe}	混合数 N_{em}	混合比 E_{MR}	至完成混合的平均循环次数 $N_c = 0.1/\theta_c$ (固体旋转部的扩散控制)	桨长度/叶宽/叶厚比 $d/D/b/D$	叶片数 n_p	后退角 α	倾斜角 θ	折流板块数及导流管 n_B
8叶平桨翅形涡轮和涡轮	0.95	0.34	2.8	39	0.6	(固体旋转部的扩散控制)	0.5 0.1	8	无	90°	无
8叶平桨翅形涡轮和涡轮	14.2	2.9	4.9	59	2.3	15	0.3 0.1	8	无	90°	8
8叶平桨翅形涡轮和涡轮	9.5	1.34	7.1	23	1	7	0.5 0.1	8	无	90°	8
8叶平桨翅形涡轮和涡轮	(5.8)	(0.38)	(15.8)	11.5	0.8	3	0.8 0.1	8	无	90°	8
2叶平桨	2.7	0.4	6.8	15	0.1	1.5	0.5 0.1	2	无	90°	2
8叶弯曲叶片翅形涡轮	2.4	0.66	3.6	39	1.2	6	0.5 0.1	8	80°	90°	8
8叶反向弯曲叶片翅形涡轮	6.7	0.17	36.4	17	0.3	0.7	0.5 0.1	8	-80°	90°	8
8叶箭形桨叶涡轮	7.7	0.83	9.3	(27)	(1.3)	(5)	0.5 0.1	8	无		8
Pfaudler型桨	0.73	0.29	2.5	(35)	(0.3)	(2.5)	0.5 0.05	3	50°	90°	2 (Pfaudler型)折流板
8叶平桨 Brumagin型	1.05	0.78	1.3	53	1.7	10	0.5 0.1	8	70°	90°	8
8叶倾斜翅形涡轮	0.72	0.31	2.3	(70)	(2.2)	(固体旋转部的扩散控制)	0.5 0.1	8	无	45°	无
8叶倾斜翅形涡轮	2.8	0.87	3.2	23	0.3	5	0.5 0.1	8	无	45°	8
3叶旋桨式	0.32					(固体旋转部的扩散控制)	0.5 0.1	3	螺距 = $p = d$		无
3叶旋桨式	0.66	0.43	1.5	40	0.4	4	0.5 0.1	3	螺距 = $p = d$		8
3叶旋桨式	0.47	0.52	0.91	(59)	(0.9)	(7)	0.5 0.1	3	螺距 = $p = d$		圆筒形导流管及导流板
3叶旋桨式	0.42	0.78	0.54	55	0.7	7	0.5 0.1	3	螺距 = $p = d$		圆筒形导流管及导流板

【注】1. 表示了完全湍流范围 $Re = 100000$ 的特性。

2. 以自来水 1.8 中加 2N KCl 水溶液 0.6cc (ml) 的比例混合，调整后的水作为槽内母液。

3. 对槽径 $D = 30cm$ ，混合时间 $\theta_M = 1scc$ 的情况，取每单位容积液体所需混合能 $E_M = 4 \times 10^4 kg \cdot m/m^3$ 作基准值。

2. 均相系搅拌

通常将可以相互溶解成匀质混合相的几种组分所组成的液体搅拌称为均相系搅拌。对于螺旋形桨叶，桨叶旋转速度 n 与完成混合所需时间 θ_M 间，有式(10-30)的关系。

$$N_{\theta_M} = n\theta_M = \text{常数} \quad (10-30)$$

此值在几何相似系统中具有与尺寸大小无关的特性，所以至完成混合时，桨叶应旋转的总转数与搅拌速度无关，几乎成为定值。一般说，对于螺旋形那样的性能良好的桨叶，其关系如下。

$$\theta_M \sqrt{\frac{P_V g_c}{\mu}} \approx \text{数百(共同值)}$$

式中： θ_M —混合时间[sec]， P_V —液体每单位体积所需动力[kg/m²·sec]，
 μ —液体粘度[kg/m·sec]， g_c —重力换算系数[kg·m/kg·sec²]

从而可以推断，混合每单位容积液体所需的能量 $E_M = P_V \theta_M$ 只是与粘度 μ 成正比，与混合时间 θ_M 成反比。

表 10-43 均 相 系 搅 拌

均 相 系 搅 拌	
<p>在粘稠液的搅拌中(即低雷诺数)，由于对流的相对运动使几类液体变形，宏观混合过程(液-液间接触面扩大的同时，界面间距离缩短的作用)和微观混合过程(微小部分浓度的最终均匀化)的进行，可认为是由于分子扩散作用的关系。两种过程相互间有密切的关系，而又是同时进行的，故无法分别进行考察。</p>	
层 流 范 围	湍 流 范 围
<p>在 Re 小的层流区，液体容易产生停滞部分，这就明显地妨碍了槽内全部液体的混合，所以用了特殊形状的大型搅拌桨。这样，高粘度液体的混合是由“微观的”混合过程控制的，完全混合所需的时间，按液体性质，数量比例和装置形式、操作条件而有显著不同，而且认为其范围可为“宏观的”混合时间的 1~数十倍。</p>	<p>Re 大的湍流区，就是说低粘度液体的搅拌混合，一般说比粘稠液容易，当然在槽内也不会有液体的停滞部分。对于“宏观的”混合过程，除了槽内平均化的对流循环，还加上了湍流扩散作用，它们的混合作用是非常大的。</p>

2. 均相系搅拌

通常将可以相互溶解成匀质混合相的几种组分所组成的液体搅拌称为均相系搅拌。对于螺旋形桨叶，桨叶旋转速度 n 与完成混合所需时间 θ_M 间，有式(10-30)的关系。

$$N_{\theta M} = n\theta_M = \text{常数} \quad (10-30)$$

此值在几何相似系统中具有与尺寸大小无关的特性，所以至完成混合时，桨叶应旋转的总转数与搅拌速度无关，几乎成为定值。一般说，对于螺旋形那样的性能良好的桨叶，其关系如下。

$$\theta_M \sqrt{\frac{P_V g_c}{\mu}} \approx \text{数百(共同值)}$$

式中： θ_M —混合时间[sec]， P_V —液体每单位体积所需动力[$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec}$]，
 μ —液体粘度[$\text{kg}/\text{m} \cdot \text{sec}$]， g_c —重力换算系数[$\text{kg} \cdot \text{m}/\text{kg} \cdot \text{sec}^2$]

从而可以推断，混合每单位容积液体所需的能量 $E_M = P_V \theta_M$ 只是与粘度 μ 成正比，与混合时间 θ_M 成反比。

表 10-43 均 相 系 搅 拌

均 相 系 搅 拌	
在粘稠液的搅拌中(即低雷诺数)，由于对流的相对运动使几类液体变形，宏观混合过程(液-液间接触面扩大的同时，界面间距离缩短的作用)和微观混合过程(微小部分浓度的最终均匀化)的进行，可认为是由于分子扩散作用的关系。两种过程相互间有密切的关系，而又是同时进行的，故无法分别进行考察。	
层 流 范 围	湍 流 范 围
在 Re 小的层流区，液体容易产生停滞部分，这就明显地妨碍了槽内全部液体的混合，所以用了特殊形状的大型搅拌桨。这样，高粘度液体的混合是由“微观的”混合过程控制的，完全混合所需的时间，按液体性质，数量比例和装置形式、操作条件而有显著不同，而且认为其范围可为“宏观的”混合时间的 1~数十倍。	Re 大的湍流区，就是说低粘度液体的搅拌混合，一般说比粘稠液容易，当然在槽内也不会有液体的停滞部分。对于“宏观的”混合过程，除了槽内平均化的对流循环，还加上了湍流扩散作用，它们的混合作用是非常大的。

表 10-44 适于竖型搅拌方式(图10-18)的实验式

$$N_{e,M} = n\theta_M = \text{恒定}$$

由混合性能的实测值等, 可导出下列实验式

$$\frac{1}{N_{e,M}} = \frac{1}{n\theta_M} = k \left[N_{g,d} \left(\frac{d}{D} \right)^3 + 0.21 \left(\frac{d}{D} \right) \sqrt{\frac{N_p}{N_{g,d}}} \right] [1 - e^{-13(c/D)^2}]$$

式中, 系数 k 随完成混合的判断标准和操作条件而不同。

上述实验式是据图 10-18 所示的搅拌方式导得的, 对于喷射搅拌方式, 则可得如下实验式,

$$\frac{1}{N_{g,R}} = \frac{d_0}{V_0 \theta_M} = k' \left(\frac{d_0}{D} \right)^{3/2} \left(\frac{d_0}{z} \right)^{1/2}$$

式中, d_0 为喷孔直径, V_0 为喷流的出口线速度, z 表示液深, k' 值在 0.1~0.4 范围内, 大致为 0.2 左右。

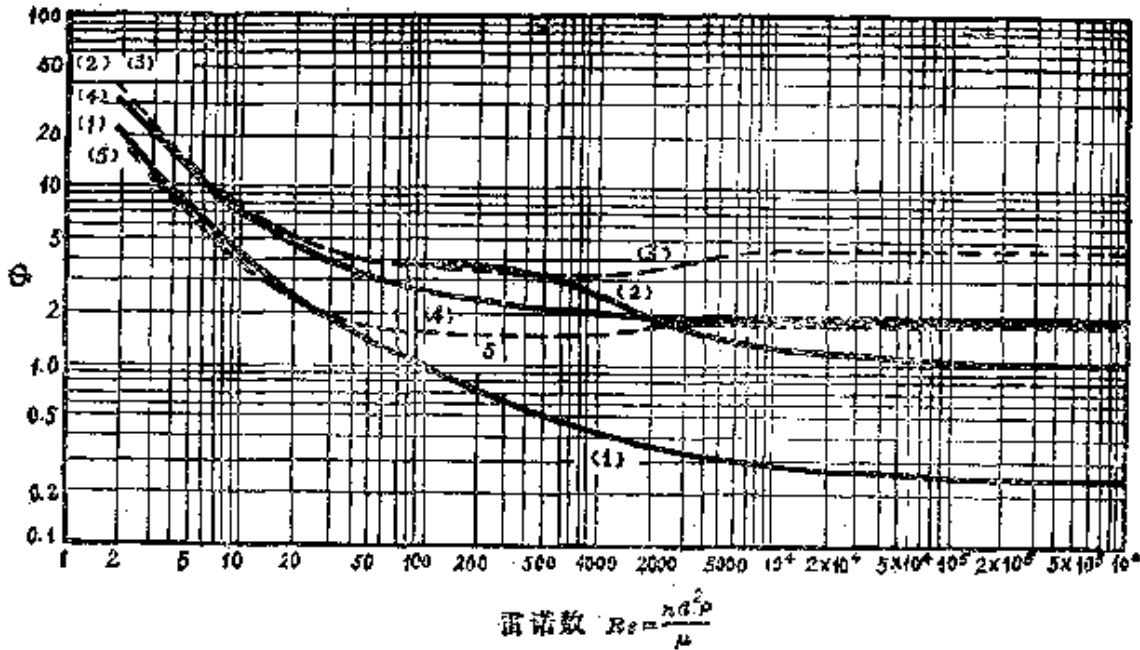
(1) 搅拌所需动力

1) 罗希顿 (Rushton) 线图求取法 通常搅拌所需动力如式 (10-31) 所示。

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{P g_c}{n^3 d^5 \rho} = f \left(\frac{d}{D}, \frac{b}{D}, \frac{z}{D}, \theta \right) \left(\frac{n d^2 \rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{n^2 d}{g} \right)^a \\ &= K(\text{Re})^a (\text{Fr})^a \end{aligned} \quad (10-31)$$

式中: N_p —动力数[-], D —槽的内径[m], d —桨叶长度[m], b —桨叶宽度[m], z —液体深度[m], θ —叶片倾斜角[-], Re —雷诺数[-], Fr —弗洛德数[-]

参考图 10-19 及式 (10-27)~(10-29), 罗希顿等对各种桨叶形状发表了作成的线图——图 10-20, 称为罗希顿线图, 不过本图适用范围始终应限于在 $d = (0.2 \sim 0.5)D$ 的实验范围内。



曲线(1): 旋桨形螺距 $S = \pi$ 叶板直径 d , NBC
 曲线(2): 平板6叶涡轮 NBC 曲线(3): 6片弯曲叶涡轮, NBC
 曲线(4): 8叶翅式涡轮 BC 曲线(5): 平桨 ($n_D = 2$), BC

BC (有折流板): $\Phi = \frac{P g_0}{\rho n^3 d^5} = N_p$

NBC(无折流板): $\Phi = \left(\frac{P g_0}{\rho n^3 d^5} \right) \left(\frac{g}{n^2 d} \right)^{(\alpha - \log Re / \beta)}$

图 10-20 Rushton 线图

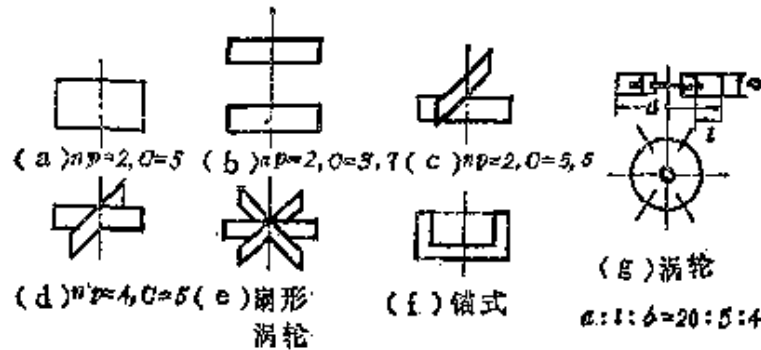
表 10-45 Rushton 线图的说明与所需搅拌动力

(a) Rushton 线图说明

适用范围与使用方法	① 限定在 $d = (0.2 \sim 0.5)D$ 的范围内, 其中: d —桨叶长度, D —槽径							
	② 折流板 { 有折流板时, $(Fr)^q$ 作为常数, 以 N_p 对 Re 线图表示。							
	{ 无折流板时, 以 $\phi = N_p(1/Fr)^{(\alpha - \log Re / \beta)}$ 作为纵轴表示。							
	③ Fr 数的指数 q 为 Re 的函数, $q = \alpha - \log Re / \beta$ 中的 α 、 β 值, 取用如下:							
	搅拌机	d/D	α	β	搅拌机	d/D	α	β
	旋 桨	0.47	2.6	18.0	涡 轮	0.308~0.335	1.0	43.0
	旋 桨	0.38	2.3	18.0	旋 桨	0.538	1.7	18.0
	旋 桨	0.332	2.1	18.0	旋 桨	0.222	0	18.0
	④ 由求得的动力数 N_p 求取所需动力 P (kg·m/sec) 时, 利用图 10-22 a 的列线图十分方便。							

(b) 搅拌条件与动力的关系

- ① 总叶宽相等而分成上下几片的桨叶 [a, b]
- ② 叶板数与桨叶宽的乘积相等的桨叶 [a, c, d, e]
- ③ 带圆盘的平板涡轮与翅形涡轮 [g, e]



桨叶数与叶板块数的影响	旋桨式搅拌机	锚式搅拌机	桨叶安置高度影响
<p>中粘度(约100cP)以下液体搅拌的消耗动力,对上图所示的各种桨叶大致相同。各种桨叶如上所述可分为①②③类,其关系对有角度的叶片也可成立。</p> <p>通常对于无折流板的情况,任意叶板数的桨叶的动力消耗也可由计算式(10-32)推算。</p> <p>但带有折流板时,动力消耗大致随桨叶数与叶板块数成比例增加。</p>	<p>3叶旋桨式搅拌机的动力,可用此叶板的最大辐宽b_m时板前端的倾角或在直径8/10处的角度作为计算角度,代入双叶板计算式(10-32)中,以求得近似值。</p>	<p>如上f图所示锚式搅拌机的动力,除了低粘度范围,可看作和用虚线连接表示的平桨型桨叶相同进行计算。</p>	<p>桨叶的安置高度,除去高粘度范围,实际上可看作对动力消耗没有什么影响。</p>

2) 计算公式求算法 对搅拌桨叶长度 d 和宽度 b 与槽径 D 之比变化范围很广的情况,双叶平桨型桨叶的动力,可用式(10-32)计算。

$$N_p = \frac{P g_c}{n^3 d^5 \rho} = \frac{A}{Re} + B \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.58}}{10^3 + 3.2 Re^{0.38}} \right)^p \times \left(\frac{z}{D} \right)^{0.35 + (b/D)} (\sin \theta)^{1.2} \quad (10-32)$$

其中:

$$\left. \begin{aligned} A &= 14 + (b/D)[670(d/D - 0.6)^2 + 185] \\ B &= 10 \{ 1.3 - 4[(b/D) - 0.5]^2 - 1.1(d/D) \} \\ p &= 1.1 + 4(b/D) - 2.5[(d/D) - 0.5]^2 - 7(b/D)^4 \end{aligned} \right\} (10-32-1)$$

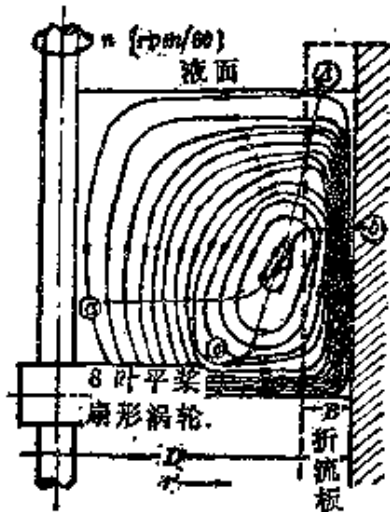


图 10-21 上下循环流的流动模式

如 Re 较小, 则式(10-32)右边第二项小得可以忽略不计, 所以对 Re 数小的情况, 不论液体深度 z 和叶片倾斜角 θ 如何, 动力消耗几乎是相等的。对雷诺数 Re 非常大的情况, 则式右边第一项可以略去。

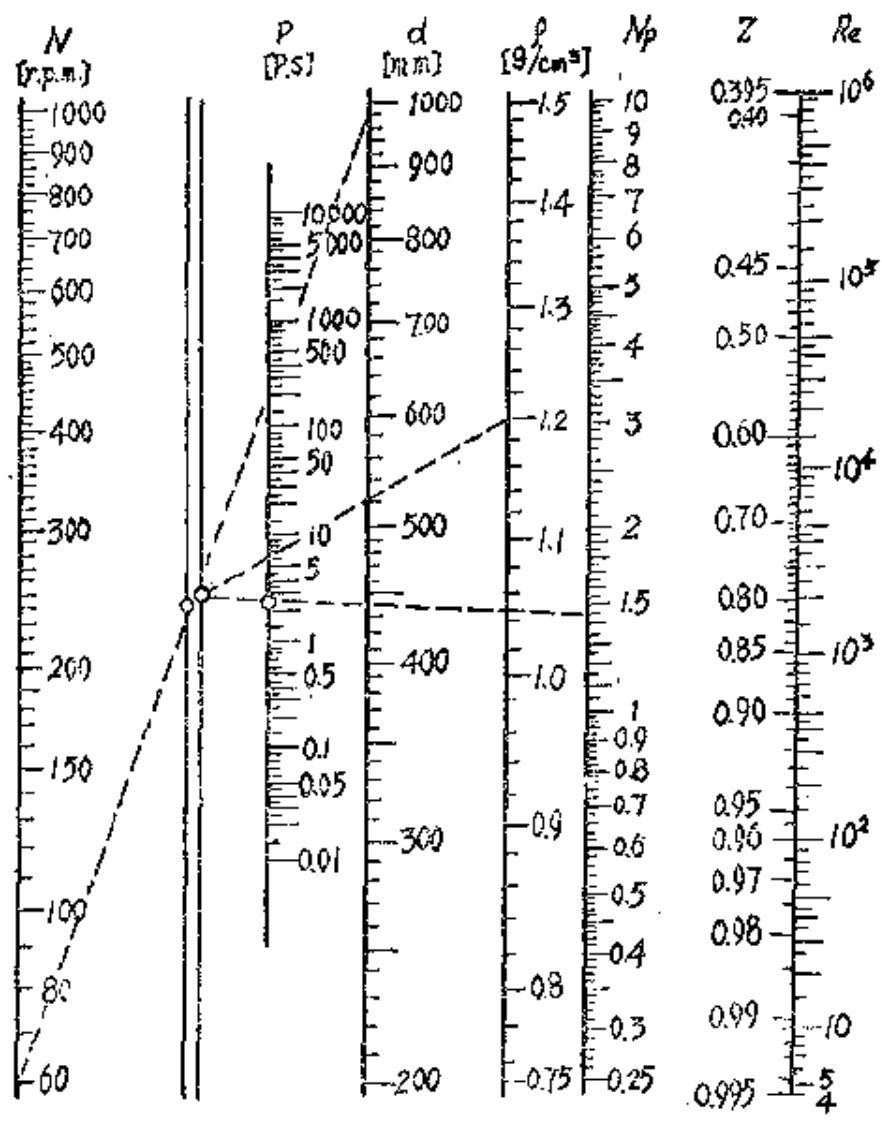
〔注〕 式(10-32-1)的 p 式右边第四项在 $b/D \leq 0.3$ 时可略去。

3) 线图用法 在用线图或计算式求得的动力数 $N_p[-]$ 求取所需搅拌动力 $P[\text{kg} \cdot \text{m}/\text{sec}]$ 时, 可应用图 10-22a 所示线图。图 10-22b 则表示

$$Z = \frac{10^3 + 1.2 Re^{0.86}}{10^3 + 3.2 Re^{0.36}} \text{ 与 } Re \text{ 的函数关系。}$$

另外, 还有求取式(10-32-1)中 A 、 B 、 p 各值的列线图, 此处不再列出。

*例 在直径 $D = 3$ [m] 的槽内, 装入 $\rho = 1200$ [kg/m³], $\mu = 0.06$ [kg/m · sec] 的液体, 深度与直径相同, 其中插入 $d = 1$ [m], $d:l:b = 20:5:4$, $n_p = 6$ 的涡轮式搅拌器(见图



(a) Erdmenger et al, *Chem-Ing-Techn*, 24, 257 (1952).
 (b) $Z = \left(\frac{10^3 + 1.2Re^{0.88}}{10^3 + 3.2Re^{0.65}} \right) \sim Re$ (水出)

图 10-22 动力计算用列线图

10-18a), 试计算搅拌转速在 60rpm 时所耗动力。

解 1) 按 Rushton 线图求, 由题意:

$$d = 1\text{m}, \quad l = 5/20 = 0.25\text{m}, \quad b = 4/20 = 0.20\text{m},$$

$$n = 1\text{rpm}, \quad Re = d^2 n \rho / \mu = 2 \times 10^4, \quad Fr = dn^2 / g = 0.102.$$

表 10-46 带折流板的最大搅拌动力

完全折流板条件	临界雷诺数 Re_c	最高所需搅拌动力
<p>在圆筒形搅拌槽四壁安装适当数量与相当宽度的折流板时，则搅拌所需动力出现最大值 P_{max}。</p> <p>这样的折流板条件称为完全折流板条件，大数可以下述关系表示，但此仅限于湍流范围。</p> $n_B = \left(\frac{B}{D}\right)^{1.2} = 0.35$ <p>其中： n_B—折流板块数 B—折流板宽度 D—槽内径</p>	<p>在 Rushton 线图中，可取带折流板的曲线(4)与无折流板的曲线(5)的交点处的雷诺数 Re 作为临界雷诺数。</p> <p>$\theta = 90^\circ$，n_p(叶片数) = 2 的桨叶的临界雷诺数 Re_c 为：</p> $Re_c = \frac{25}{b/D} \left[(d/D) - 0.4 \right]^2 + \left\{ 0.11 \left[(b/D) - 0.0048 \right] \right\}$ <p>但对有角度的叶片，此交点处的 Re 并非临界雷诺数，例如，对任意倾斜角 θ 的桨叶，其值设为 Re_c，则其关系为：</p> $Re_c = 104(1 - \sin\theta) Re_2$	<p>将 Re_c 或 Re_0 值代入(10-32)式中求得，对于 $\theta = 90^\circ$ 的情况，由于 Re_c 值很小，故可用下列简式。</p> $N_{pmax} = \frac{A}{Re_c} + B \left(\frac{z}{D} \right) (0.95 + b/D)$ <p>其中： N_{pmax}—最大动力数， Re_c—临界雷诺数， z—液体深度， D—搅拌槽内径， b—桨叶宽度。</p> <p>以上的计算值，都只是消耗在搅拌操作上的净值，比电动机所需的马力数(CHP)低(即未包括减速机机构，轴封处的动力损失)。</p>

由表 10-45 得: $\alpha = 1.0, \beta = 40$

$$\therefore q = \alpha - \log \text{Re} / \beta = -0.0825 \quad (g/dn^2)^q = 0.828$$

由图 10-20 中曲线(2), 在 $\text{Re} = 2 \times 10^4$ 时查得 $\Phi = 1.2$

$$\therefore P_{g_c} / \rho n^3 d^5 = 1.2 / 0.828 = 1.45$$

$$P = 2.8[\text{PS}] \quad (\text{参阅图 10-22})$$

2) 按式(10-32)计算 对于这种粘度的液体, 涡轮叶的动力几乎与同一叶片数的翅式涡轮相等, 也大致等于宽度为 3 倍的平桨式搅拌桨的动力, 故以 $b = 0.2 \times 3 = 0.6\text{m}$ 的桨叶代入式(10-32)中, 因 $\text{Re} = 2 \times 10^4$ 故 A/Re 忽略不计。

$$B = 10^{1.3 - 4(0.2 - 0.5)^2} - 1.14(1/3) = 3.63$$

$$P = 1.1 + 4 \times 0.2 - 2.5(0.33 - 0.5)^2 = 1.83$$

$$\frac{10^3 + 1.22\text{Re}^{0.56}}{10^3 + 3.2\text{Re}^{0.88}} = 0.57 \quad (\text{可查阅图 10-22b})$$

$$N_p = 3.63(0.57)^{1.83} = 1.30$$

$$P = 1.30 \times 1200 \times 1^3 \times 1^5 / 9.8 = 158.5[\text{kg} \cdot \text{m}/\text{sec}] = 2.11[\text{PS}]$$

(2) 搅拌槽的传热 一般说, 槽内流动状态因装有搅拌机、折流板、蛇管等内件而有复杂的变化, 只能对某一特定形式求取实验式。搅拌液侧的传热膜系数 h 可分为对蛇管外表面的膜系数 h_c 与对外筒壁面的膜系数 h_j 两项, 依式(10-33)分别推算。

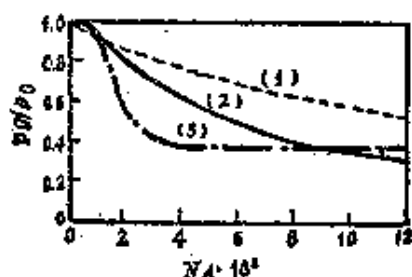
$$\left. \begin{aligned} \frac{h_c D}{\lambda} &= K_c \left(\frac{n d^2 \rho}{\mu} \right)^{0.62} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_c} \right) \\ \frac{h_j D}{\lambda} &= K_j \left(\frac{n d^2 \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_j} \right) \end{aligned} \right\} \quad (10-33)$$

式中: μ_c, μ_j —蛇管表面及外筒壁面温度时的粘度, K_c, K_j —对蛇管及外筒壁面传热的式(10-33)的系数, D —搅拌槽内径, λ —导热系数, C_p —等压比热, ρ —密度, d —桨叶长度, n —搅拌速度, μ —液体主体粘度。

[注] $h_c D/\lambda, h_j D/\lambda$ 为努歇特(Nusselt)准数, $nd^2 \rho/\mu$ 为雷诺数, $C_p \mu/\lambda$ 为普兰德(Prandtl)准数, 请参阅传热章。

表 10-47 异相分散系的搅拌动力消耗

固 - 液 分 散 系	液 - 液 分 散 系
<p>固体粒子悬浮系统搅拌的动力消耗, 在粒子量少, 接近于均匀悬浮状态, 附有折流板时, 只要采用平均密度:</p> $\bar{\rho} = \bar{\rho}_v f_v + \rho(1 - f_v)$ <p>即可用均一液相的动力式推算。 其中 f_v 表示悬浮固体的体积分数。</p> <p>〔注〕 对无折流板的情况, 定力求解困难。</p>	<p>如采用合适的平均密度 $\bar{\rho}$ 及表观粘度 μ_m 值, 则均相系算式可以适用。浮谔林 (Vermeulen) 提出液体的表观平均粘度 μ_m 可按下式计算。</p> $\mu_m = \frac{\mu_c}{1 - \phi} \left[1 + \frac{1.5\phi \mu_d}{\mu_c + \mu_d} \right]$ <p>式中: ϕ—分散相容积分率, μ_c—连续相粘度, μ_d—分散相粘度。</p>
气 - 液 分 散 系	



〔注〕 横轴 $N_A = q/nd^3$ 为通气系数, q 表示通气速度, 纵轴为 P_g/P_0 , P_g 为通气情况下的动力消耗, P_0 为无气体鼓入条件下的动力消耗。

搅拌条件: $d = D/3$, $H = D$, $H_B = H$, $w = D/10$, $n_B = 4$, $n_p = 2 \sim 8$, $H_p = D/3$

* 参阅: 大山义地他: 化学工学 19, 2 (1955)

一般在通气情况下搅拌的动力消耗比无气体鼓入时所需动力显著减少。随气体鼓入量而减少的程度由桨叶形式决定, 变化极大, 用标准的涡轮桨叶在通气情况下搅拌所需的动力消耗可按下式计算:

$$\lg \frac{P_g}{P_0} = -192 \left(\frac{d}{D} \right)^{4.33} \text{Re}^{0.115} \times (\text{Fr})^{1.98} \left(\frac{d}{D} \right) \left(\frac{q}{nd^3} \right)$$

式中: $\text{Re} (= nd^2 \rho / \mu)$ —雷诺数

$\text{Fr} (= n^2 d / g)$ —弗洛德数

$N_A (= q / nd^3)$ —通气系数

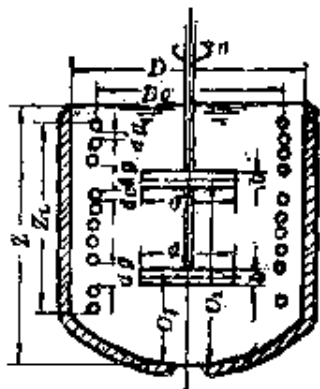
q —通气速度

P_g —通气下搅拌动力消耗

P_0 —无气体鼓入时的动力消耗

表 10-48 有关搅拌槽的传热实验

Cummings et al.



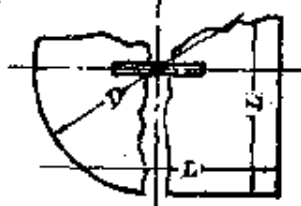
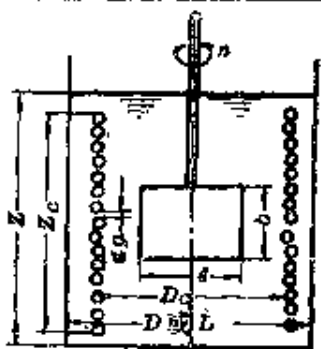
搅拌桨叶分设成上下二块桨叶四周的蛇管间隔比其它部位大。对于叶板数少而与桨叶角度小的(45°左右)搅拌桨, h_c 与 h_j 都稍小。而在液中悬浮有固体粒子或不溶解的分散液滴时, h_c , h_j 同时下降。

对 Pfaudler 型三叶后返桨叶有:

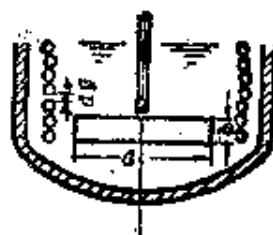
$$K_j = 0.33 \text{ (搪玻璃桨叶)}$$

$$K_j = 0.37 \text{ (合金桨叶)}$$

Pratt et al.



Chilton et al.



按 Chilton 等意见, 认为蛇管的存在与否对 h_j 无甚影响。按 Strek 的意见, 认为若有蛇管时, h_j 约降低 25% 左右。

Pratt 发表了在圆形搅拌槽(内径: D) 与方形搅拌槽(一边长度: L) 内, 关于蛇管壁的搅拌液侧传热膜系数 h_c 的计算式。

圆筒形:

$$\frac{h_c D}{\lambda} = 34 \left(\frac{nd^2 \rho}{\mu} \right)^{0.5} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{0.3} \left(\frac{dg}{z_c} \right)^{0.8} \left(\frac{b}{D_c} \right)^{0.25} \left(\frac{d^2 D}{d_c^3} \right)^{0.1}$$

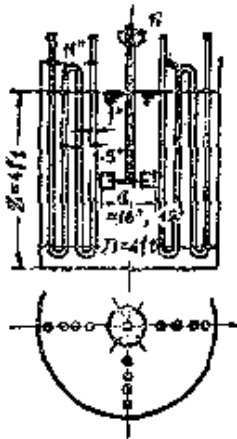
方形:

$$\frac{h_c L}{\lambda} = 39 \left(\frac{nd^2 \rho}{\mu} \right)^{0.5} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^{0.3} \left(\frac{dg}{z_c} \right)^{0.8} \left(\frac{b}{D_c} \right)^{0.25} \left(\frac{d^2 L}{d_c^3} \right)^{0.1}$$

其中, 蛇管(直径: d_c) 的间隔 dg 全部相等。上式不适用于高精性液体。

续表 10-48

Rushton et al.



槽内径=液深=4.22m

冷却管及加热管成 90° 间隔配置，同时起折流板作用。

对这种蛇管， h_c 按下式计算。

$$d = 40.7\text{cm}$$

$$6 \text{ 叶式涡轮} \dots h_c = k_1 \left(\frac{nd^2\rho}{\mu} \right)$$

其中：加热— $k_1 = 0.0139$

冷却— $k_1 = 0.0129$

$$d = 30.5\text{cm}$$

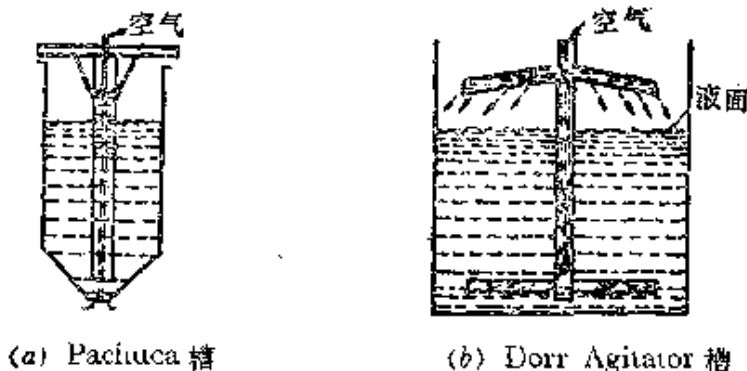
$$4 \text{ 叶式涡轮} \dots h_c = k_2 \left(\frac{nd^2\rho}{\mu} \right)^{0.7}$$

其中：加热— $k_2 = 0.0115$

冷却— $k_2 = 0.0107$

3. 异相系搅拌

如空气输送机(图 10-23)场合所见，因气体鼓入而起搅拌作用。对气-液系、液-液系、固-液系等异相系的搅拌正进行着各种研究(表 10-49)。



(a) Paciuca 槽

(b) Dorr Agitator 槽

图 10-23 空气提送搅拌机(气-液系搅拌)

由此设想，开发了各种异相系的搅拌装置投入实际应用(参阅

11

图 10-24, 图 10-25)。

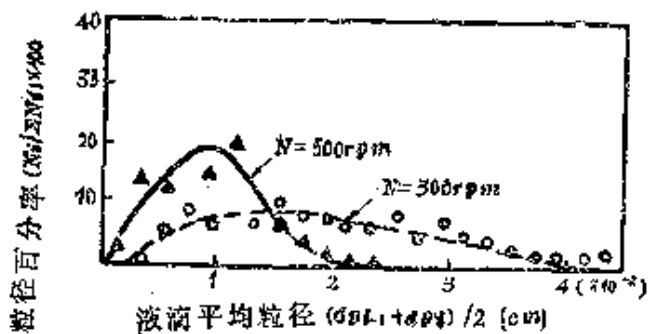


图 10-24 甲苯-水系的粒径分布随搅拌速度的变化(液-液系搅拌)

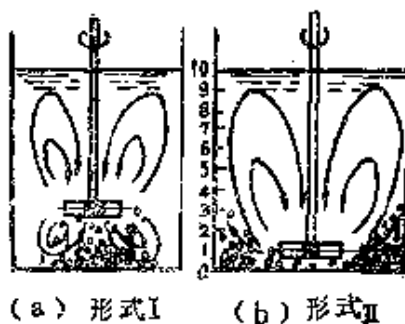


图 10-25 搅拌槽内的粒子流动(固-液系搅拌)

三、捏 和

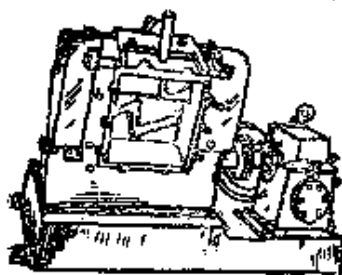
通常将粘稠物质的混合操作称为捏和，例如，在巧克力、沙司、黄油(白脱)、橡胶、陶瓷坯土等的混合和颜料、小麦粉等粉粒体中加入水或油制成粘稠混合物的操作中应用。

对捏和操作，可考虑有下列各种情况。

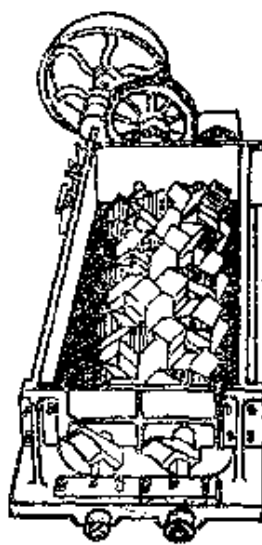
- (1) 在粉体中使少量液体均匀混合；
- (2) 在液体中使少量粉体、液体、气体均匀分散；

(3) 捏和由一种物料组成的凝聚体。

但在捏和操作的机理方面，上述各种情况无法相互区别。



(a) 捏和机(间歇式)



(b) 捏磨机(连续式)

图 10-26 捏 和 机

表 10-50 捏 和 式 混 和 机

捏 和 机	密闭式混炼机	小型混炼机	碾轮混和机	滚 轧 机	搅 和 机
<p>为代表性设备。单说“kneader”就是指这种机型。普通用于糊状物、塑性体及半干物料等，因其亦能密封操作，故还可用于化学反应、干燥、橡胶等物料的洗净、加热摩擦等工艺中。</p>	<p>一般转速约20~40 rpm，圆筒与容器都能用蒸汽加热或用水冷却。混和作用比捏和机更有效，比滚轧机更快。</p>	<p>这是一种在圆筒容器内有平直叶片旋转的小型设备，适于粘度较低的物料。</p>	<p>代表性设备为edgerunner型混和机，在圆筒形容器内，宽而重的碾子一面自转，同时又绕一垂直轴转动，也有容器旋转，碾子因摩擦作用而只作自转的型式。</p>	<p>物料在通过二转速不同的滚筒间隙时，受到剪切与压缩作用。用于制浆墨水，生胶中掺入炭黑等的捏和工艺中。</p>	<p>适用于糊状物料的混和。螺旋状浆叶与容器内的垂直圆筒内壁紧密接触并旋转，物料由此推向上方，再在容器与圆筒的环隙间依重力落下。</p>
			<p>适用于油灰状、粉末状的物料。对块状物料在粉碎同时又起混和作用。非常适宜</p>		

表 10-51 连续式捏和机螺旋挤出机及 Votator

连续式捏和机	挤出机		Votator
	Gear-compounder	co kneader	
以前一直用于粘土的混合捏和, 在一根或两根旋转轴上, 以螺旋状接上许多叶片, 物料向一个方向输送, 同时进行捏和作用。	主要用于塑料的捏和, 2个成为一组, 啮合的双螺旋状齿轮有上、中、下三组, 物料由上方投入, 一面混合、捏和, 同时依次送入下方直径、螺距更小的齿轮中。	用于颜料的分散, 电极碳的捏和, 塑料的混合捏和, 纤维素的乙酰化等。这种设备比单式螺旋挤出机的捏和作用更有效。	用在肥皂、人造白脱等物料的传热、捏和、成型操作中, 是由带夹套的圆筒与其内部以 300~1000rpm 的高速旋转的转筒组成的。

第十一章 机械性分离

即使在以化学反应为基础的化学工业中，对于原料的前处理与后加工等过程，也会遇见许多不涉及相变化的物理性分离操作，这种分离操作通称为“机械性分离”。

例如，将粉粒体分成二个或二个以上部分的物理操作等属于机械性分离，按各种不同的目的可分类如表 11-1。

表 11-1 机械性分离的各种操作

分 离 系	机 械 性 分 离	其 它 分 离 操 作
固 体 - 固 体	分级、磁性分离、浮选	
固 体 - 液 体	过滤、离心分离、沉降	蒸发、干燥
固 体 - 气 体	集 尘	
液 体 - 液 体	离心分离	蒸馏、吸附、萃取
液 体 - 气 体	集 尘	
气 体 - 气 体		吸收、吸附

表 11-2 分离操作的定义

分选 (sizing)	同一密度的粒子，按其粒径大小不同而分选的操作
选别 (sorting)	同一粒径的粒子，按密度不同而分类的操作
回收 (recovering)	自流体中回收所需固体颗粒的操作
分级 (classification)	利用在流体中各种固体粒子沉降速度不同，而使之分成粒度或密度不同的几部分的操作

表 11-3 粗粒(部)与细粒(部)的区别

原 料	粗粒(部)	分离出来的含大颗粒较多的部分称为粗粒部(或称粗粒)
固体粒子	细粒(部)	分离出来的含小颗粒较多的部分称为细粒部(或称细粒)

§ 11-1 机械性分离的基础

一、分离效率

作为一种表示粒子分离程度的尺度,可以分离效率来说明。现若设原料质量 F 、制成品质量 P 、无用物料质量 R 中的有效组分 A 的含量分别为 x_f 、 x_p 、 x_r ,则按物料衡算关系可得:

$$\text{总物料衡算} \quad F = P + R \quad (11-1)$$

$$\text{有效组分 } A \text{ 的衡算} \quad Fx_f = Px_p + Rx_r \quad (11-2)$$

如制品占原料的分率作为 f ,自上(11-1)(11-2)式中消去 R ,则可得下列式(11-3)。

$$f = \frac{P}{F} = \frac{x_f - x_r}{x_p - x_r} \quad (11-3)$$

其中如以制品中所含有效组分与原料中所含有效组分的比值为 i ,则(11-4)式关系成立。

$$i = \frac{Px_p}{Fx_f} = f \frac{x_p}{x_f} = \frac{(x_f - x_r)x_p}{(x_p - x_r)x_f} \quad (11-4)$$

如制品中的无用组分对原料中无用组分的比值为 w ,则由上式可导出关系式。(11-5)

$$w = \frac{P(1-x_p)}{F(1-x_f)} = f \frac{(1-x_p)}{(1-x_f)} = \frac{(x_f - x_r)(1-x_p)}{(x_p - x_r)(1-x_f)} \quad (11-5)$$

从而由有效组分的回收率 i 与无用组分的混入率 w 之值, 可得表示分离效率 η 的(11-6)式.

$$\eta = i - w = \frac{(x_f - x_r)(x_p - x_f)}{x_f(x_p - x_r)(1 - x_f)} \quad (11-6)$$

在将有效组分 A 与无用组分 B 组成的双组分混合物 F [kg] 分离成制品 P [kg] 与无用物 R [kg] 时, 希望在制品 P 中有效组分 A 尽可能多一些, 反之无用物 R 中有效组分 A 少一些. 当然, 此时也必须考虑到无用组分 B 的混入比例.

结果, 作为一种理想的分离应是: 有效组分回收率 $i = 1$; 无用组分混入率 $w = 0$.

表 11-4 湿式分级与干式分级例

湿式	干式
机械分级器 (耙式分级器等)	重力分级器
水力分级器 (虹吸式分选器等)	惯性分级器
其它分级器 (旋液器等)	离心分级器

表 11-5 湿式与干式的优缺点

干式优点	在湿式分级器中, 装置每单位截面积的处理能力比干式分级器小, 约为干式的 1/50~1/100
湿式优点	在液体中, 固体粒子的分散状态良好, 所以湿式分级器的分级精度较高
	一般说, 湿式分级器中已分级固体粒子的排出与粒量的调节等操作比较容易, 故障少

表 11-6 各种分级器

湿式〔利用液体(主要是水)作为粒子分散浮动的流体〕	沉降分级器 (除泥分级器)	只是利用在流体中沉降速度的不同,使粗粒与细粒分开的装置。
	水力分级器	加入与固体粒子沉降方向相反的二次水流(即压力水)进行操作的装置。
	机械分级器	粗粒的排出与洗净采用机械性结构。
	离心分级器	是利用在离心力场中沉降速度不同的装置,有旋液器与离心沉降机,离心脱水机也能作分级器应用。
	其它分级器	是两种分级原理合并使用的分级器。
干式〔利用气体(主要是空气)作为粒子分散浮动的流体〕	风力分级器 (重力分级器) (惯性力分级器) 离心力分级器	除重力分级器、离心分级器外,还有利用在气流中运动粒子的惯性的惯性分级器等装置。

二、筛分

1. 标准筛(图 11-1)

按粒径大小分类时使用的筛子有如下各种类型(表 11-7)。

- (1) 泰勒(Tyler)标准筛(美国,表 11-7b) 以 1 英寸长度上所有的网眼数(目数)作为规格。如 200 目筛,其孔间距即为 0.0029 英寸,网丝直径为 0.0021 英寸。将此筛作为标准,依次使筛孔面积按 2 倍递增(即每边长度的 $\sqrt{2}$ 倍)而定出 150 目、100 目……等。

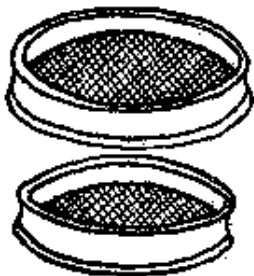


图 11-1 标准筛

- (2) DIN 规格筛子(德国,表 11-7b)采用牌号称呼与目称呼的两种表示法,以 1cm 长度上所有的网眼数为牌号,以 1cm² 面积上所有的网眼数为目数。例如 70 号与 4900 目是同一种筛子,其网眼间距为 0.088mm,网丝直径 0.055mm。

(3) JIS 规格筛子(日本, 表 11-7a) 可同时用于网筛和板筛, 称呼时网筛以网眼间距〔mm〕、板筛以圆孔直径〔mm〕表示, 不用牌号。再有, 可以筛分的粉粒体的粒径范围, 大致都是 40μ 以上的所谓粗粒粉体。

2. 筛分数据的整理

由筛分操作所得分析结果的整理方法如下:

$$\left. \begin{aligned} \text{筛上分布(残留率)} \quad R &= \frac{\sum w_i}{W} \times 100 \\ \text{筛下分布(通过率)} \quad D &= 100 - R \end{aligned} \right\} \quad (11-7)$$

就是说, 在各目号筛以上残留的试样重量的累计量 $\sum w_i$ 与所采试样总重量 W 的比〔%〕作为各个目号的残留率 R 〔%〕(图 11-2 及表 11-8a)。

所谓频率分布是相对地研究粒径 d 的粒子在所采试样 W 中占的比例。选定适当的粒径间隔 Δd , 以落入各间隔的粒子量对全部粒子重量的比值作成对各间隔的柱状图表示。连接此柱状图上端各段的中点即成为频率分布曲线(图 11-2 及表 11-8b)。

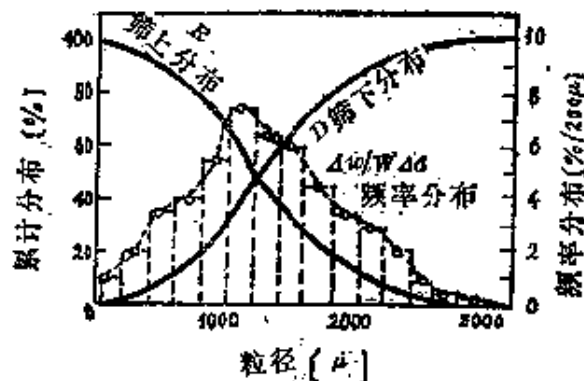


图 11-2 筛分分析数据表示法

表 11-7 筛 准 标 准
(a) 各国的筛子

Tyler (泰勒) No.	ASTM E-11-6 美国		JIS Z 8801 日本(1965)		BS 410 英国(1962)		DIN 4188 德国		ГОСТ 苏联		AFNOR-NF 法国 NF-501:1938	
	No.	目间距 (mm)	目间距 (μ)	目间距 (mm)	No.	目间距 (μ)	目间距 (mm)	目间距 (mm)	目间距 (μ)	目间距 (mm)	No.	
3 1/2	3 1/2	*5.66	*5660				5				38	
4	4	*4.76	4760				4				37	
5	5	*4.00	*4000					3.15			36	
6	6	3.36	3360		5	3.35						
7	7	*2.83	*2830		6	*2.80						
8	8	2.38	2380		7	2.40		2.5	2500		35	
9	10	*2.00	*2000		8	*2.00		2	2000		34	
10	12	1.68	1680		10	1.68		1.6	1600		33	
12	14	*1.41	*1410		12	*1.40						
14	16	1.19	1190		14	1.20		1.25	1250		32	
16	18	*1.00	*1000		16	*1.00		1	1000		31	
20	20	841μ	840		18	850μ		0.8	800		30	

24	25	*707	*710	*710	22	0.63	630	0.63	29
28	30	595	*500	600	25	0.5	500	0.50	28
32	35	*500	*500	*500	30	0.4	400	0.40	27
35	40	420	420	420	36	0.315	315	0.315	26
42	45	*354	*350	*355	44	0.25	250	0.250	25
48	50	297	297	300	52	0.2	200	0.200	24
60	60	*250	*250	*250	60	0.16	160	0.160	23
65	70	210	210	210	72	0.125	125	0.125	22
80	80	*177	*177	*180	85	0.1	100	0.100	21
100	100	140	149	150	100	0.08	80	0.080	20
115	120	*125	*125	*125	120	0.063	63	0.063	19
150	140	105	105	105	150	0.05	50	0.050	18
170	170	*88	*88	*90	170	0.04	40	0.040	17
200	200	74	74	75	200				
250	230	*63	*63	*63	240				
270	270	53	53	53	300				
325	325	*44	*44	*45	350				
400	400	37	37						

CHE * ISO

(b) 代表性筛子的 Tyler (泰勒) 与 DIN 规格

Tyler (美国式)			DIN (德国式)			
mesh [目数/英寸]	网眼尺寸 [mm]	网丝尺寸 [mm]	牌号 [目数/cm]	mesh [孔数/cm ²]	网眼尺寸 [mm]	网丝尺寸 [mm]
10目	1.651	0.69	4号	16目	1.5	1.00
12	1.397	0.61	5	25	1.2	0.80
14	1.168	0.54	6	36	1.02	0.65
16	0.991	0.48	8	64	0.75	0.50
20	0.833	0.42	10	100	0.60	0.40
24	0.701	0.37	11	121	0.54	0.37
28	0.689	0.33	12	144	0.49	0.34
32	0.495	0.29	14	196	0.43	0.28
35	0.417	0.25	16	256	0.385	0.24
42	0.351	0.22	20	400	0.300	0.20
48	0.295	0.188	24	576	0.250	0.17
60	0.246	0.162	30	900	0.200	0.13
65	0.208	0.140	40	1600	0.150	0.10
80	0.175	0.119	50	2500	0.120	0.08
100	0.147	0.102	60	3600	0.102	0.065
150	0.104	0.074	70	4900	0.088	0.055
200	0.074	0.053	80	6400	0.075	0.050
250	0.062	0.046	100	10000	0.060	0.040
300	0.046	0.036				

表 11-8 筛分分析数据的整理方法

(a) 筛分分析结果与累计分布例

(采样: $W=100\text{g}$)

Tyler (目)	网 眼 尺 寸 (μ)	筛上试样重量 w_i (g)	R (%) $\frac{\sum w_i}{W} \times 100$	D (%) $100 - R$
6	3327	0	0	100
8	2362	1.7	1.7	98.3
10	1651	23.3	25.0	75.0
14	1168	30.0	55.0	45.0
20	833	21.7	76.7	23.3
28	589	10.5	87.2	12.8
35	417	6.2	93.4	6.6
48	295	2.8	96.2	3.8
65	208	1.7	97.9	2.1
100	147	1.0	98.9	1.1
150	104	0.5	99.4	0.6
200	74	0.2	99.6	0.4
200以上	74以下	0.4	100.0	0

(b) 频率分布

(%/200 μ , $\Delta d = 200\mu$)

粒 径	平 均 粒 径	Δu_i	$\frac{\Delta w}{W \Delta d}$
0	100	2~0	1.0
200	300	6~2	2.0
400	500	13~5	3.5
600	700	21~13	4.0
800	900	32~21	5.5
1000	1100	47~32	7.5
1200	1300	60~47	6.5
1400	1500	72~60	6.0
1600	1700	81~72	4.5
1800	1900	88~81	3.5
2000	2100	94~88	3.0
2200	2300	98~94	2.0
2400	2500	99.5~98	0.8
2600	2700	99.8~99.5	0.2
2800	2900	100~99.8	0.1
3000			

〔注〕 Δw 值表示将通过率曲线 D 按每 200 μ 间隔 (取 Δd 为 200 μ 时) 分割后, 各个读数间的增加量。

例 11-1 在筛分石英细粉时,得如下表所列结果:

Tyler 筛 (mesh)	6 ~ 8 ~ 10 ~ 14 ~ 20 ~ 28 ~ 35 ~ 48 ~ 65 ~ 100								
重 量 (%)	1	4	22	35	13	9	12	3	1

由以上筛分结果,试求粒子的算术平均直径与表面积平均直径。

解 首先将重量%除以粒径的3次方算出个数%,列成下表。

粒 径 (μ)	2845	2007	1410	1001	711	503	356	252	178
粒子个数 (%)	0.01	0.06	0.96	4.28	4.42	6.69	37.09	22.89	21.60

由上表所列数据,算术平均直径 \bar{d}_a 与表面积平均直径 \bar{d}_b 分别求算如下:

$$\begin{aligned}\bar{d}_a &= \frac{\sum n d_s}{\sum n} = \frac{n_1 d_{s1} + n_2 d_{s2} + \cdots + n_9 d_{s9}}{n_1 + n_2 + \cdots + n_9} \\ &= \frac{0.01 \times 2845 + 0.06 \times 2007 + 0.96 \times 1410 + \cdots + 21.60 \times 178}{0.01 + 0.06 + 0.96 + \cdots + 21.60} \\ &= 361\mu = 0.361\text{mm} \quad (\text{算术平均直径})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\bar{d}_b &= \sqrt{\frac{\sum n d_s^2}{\sum n}} = \sqrt{\frac{n_1 d_{s1}^2 + n_2 d_{s2}^2 + \cdots + n_9 d_{s9}^2}{n_1 + n_2 + \cdots + n_9}} \\ &= \sqrt{\frac{0.01 \times 2845^2 + 0.06 \times 2007^2 + 0.96 \times 1410^2 + \cdots + 21.60 \times 178^2}{0.01 + 0.96 + \cdots + 21.60}} \\ &= 422\mu = 0.422\text{mm} \quad (\text{表面积平均直径})\end{aligned}$$

§ 11-2 分 级

利用固体粒子在流体中沉降速度的不同,将粒径或密度不同的几部分颗粒分开的操作称为分级。在实际分级操作中,常同时利用粒径差与密度差的作用,而且在分级操作中还分以水作流体

的湿式分级与以空气作流体的干式分级两种。

狭义上说，只有利用粒子大小不同进行分离的操作才称为分级(表 11-4~表 11-6)。

一、湿式分级器

1. 机械式分级器(图 11-3)

一般机械式分级器是由一底面倾斜的槽或贮液罐与集泥、排出机构等组成。

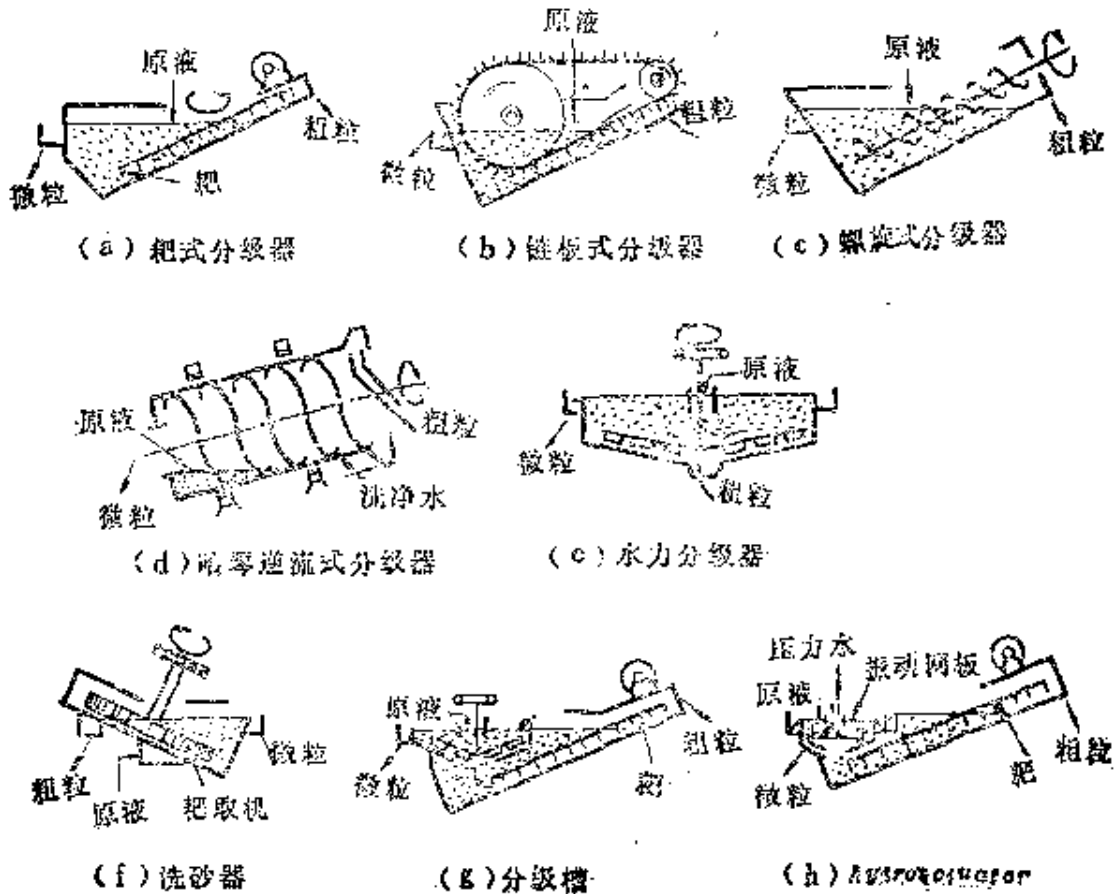


图 11-3 机械式分级器

下述几种类型属于机械式分级器。

(1) 耙式分级器 *加入槽内料液中的粗粒子用耙子向上括

表 11-9

各 种 分 级 器 的

种 类	用 途	分级粒子范围 (mm)	处理能力 (t/hr)	原 液 最大粒 径 (mm)	细 粒 部 (溢流) 中的固体 (%)
耙式分级器	闭回路粉碎洗净脱水	0.1~0.8	1~350	25~40	5~65
链板式分级器	闭回路粉碎洗净脱水	0.07~0.6	5~350	40	5~30
螺旋式分级器	闭回路粉碎洗净脱水	0.07~0.8	5~350	25	5~30
哈琴逆流分级器	闭回路粉碎洗净脱水	0.15~0.5	1~600	70	5~30
水力分离器	大量处理时的细粒子回收	0.04~0.15	5~700	12	1~20
洗 砂 器	除泥、脱水	0.23~0.6	25~125	25	5~20
分 级 槽	闭回路粉碎洗净脱水	0.04~0.25	1~300	12~40	5~25
沉 淀 槽	细砂、石灰石、煤、磷矿石的回收	0.04~0.15	5~250	12	1~15
hydroscillator	要求洗净粗粒时，闭回路粉碎	0.07~0.8	5~250	12~25	15~30
各种分选器	精矿浓缩，淘汰盘用原料的调制、分级	0.1~2.4	2~100	12	5~20
高效分级机	精矿浓缩，淘汰盘用原料的调制、分级	0.1~12	40~150	12	5~20
虹吸分选机	精矿浓缩，淘汰盘用原料的调制、分级	0.1~14	10~100	25	1~10
砂 堆	除泥、脱水	0.04~0.6	2~100	12	5~30
旋 液 器	细粒子的分离、分级	0.003~0.5	0.2~400	1.4	5~30
倾 析 器	细粒子的分离分级	0.005~0.15	~130	12	5~30

性 能 与 用 途

粗粒部中 的固体 〔%〕	分级 精度	原液 中 的固体 〔%〕	动 力 〔HP〕	每吨原料 固体所需 水量〔t〕	尺 寸 〔m〕		
					宽	直 径	长 度
80~83	中	无特别限制	1/2~25	洗净用水 若干	0.4~6		12
70~83	中	无特别限制	1~10	洗净用水 若干	0.3~3		无特别限制
75~83	中	无特别限制	1/2~25	洗净用水 若干	0.4~6		12
75~83	中	无特别限制	1/4~25	洗净用水 若干		0.5~3	12
30~50	低	5~20	1~15			1~75	
80~83	中	30~35	5~10			2, 3, 4	
75~83	中	10~75	槽1~7.5 耙1~25	洗净用水 若干	0.5~6	1~8.5	12
75~83	中	无特别限制	槽1~10 耙5~25	洗净用水 若干	1~5	6~15	12
75~83	高	40~80	槽3~10 耙5~20	1.5	1~4	1~4.2	9
40~60	高	30~60	压缩空气 1~2	4	各 种		1.5~6
40~60	高	30~60	调节阀 1	4	1.8		~12
40~60	高	30~60		2		1~10	
35~60	低	无特别限制				0.6~4	
55~70	中	1~30	泵送0.3~ 1kg/cm ²			0.075~0.75	3
40~70	中	1~30	10~150	洗净用水 若干		0.5~1.4	1.8

去,细粒子则与水一起溢流而出。

(2) 链板式分级器 *加入槽内料液中的粗粒子由安有叶板的链板带括上排出,细粒与水一起溢流。

(3) 螺旋分级器 *槽内料液中的粗粒由旋转的螺旋向上括去,细粒与水一起溢流。一般采用双头螺旋。

(4) 哈琴(Akins)式逆流分级器 *在适当倾斜的圆筒内壁上设置螺距变化的螺旋形带条,加入槽内料液中的粗颗粒随着圆筒的旋转,在螺旋形带条作用下向顶部移动,落在砂斗中排出,细粒子与水一起溢流。

(5) 水力分离器 *是将道尔(Dorr)增稠器用于分级目的的一种装置。

(6) 分级槽(bowl分级器) *是水力分离器与耙式分级器的组合。在耙式分级器上部有一圆形增稠器式的圆筒,在筒内沉积下来的粒子由旋转括板集中落在下部的槽内,再由耙子向上括出。进入槽内的细粒子因洗涤水的作用仍返回到上部圆筒中,自四周逸出,分级效果较耙式为优。

(7) 洗砂器 *在倾斜的圆筒形槽内有一旋转的桨轮,可只将砂捞至上部。主要用在三和土用砂,除去粘土及脱水,也可用于粗略的分级。

(8) hydroscillator *是在分级槽的圆筒部分设置特殊的水力分级器代替水力分离器,含有固体的浆料加在振动网板上振动,同时自下方加入压力水进行水力分级,细粒与压力水一起溢流而出,粗颗粒则进一步在耙式分级器中分级、洗净、自耙上端排出。

2. 水力分级器

自沉降槽底部向上方压入一外加水量,使细粒溢流至槽外,顶着升流沉降下来的粗颗粒则自槽底用类似砂锥的方法排出。水力分级器用的外加水量称为压力水,用压力水的上升流进行分级的

处所称为选别室或选别筒(teeter, sorting column, 图 11-4),

(1) 列却士(Richards) 涡动分
级器(图 11-5a)。

(2) 各种分选器(图 11-5b)。

3. 沉降分级器

是一种只依重力引起的沉降速
度不同而进行分级的简单装置, 有
如下各种类型。

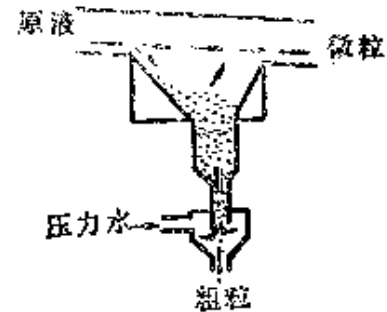


图 11-4 选 别 筒

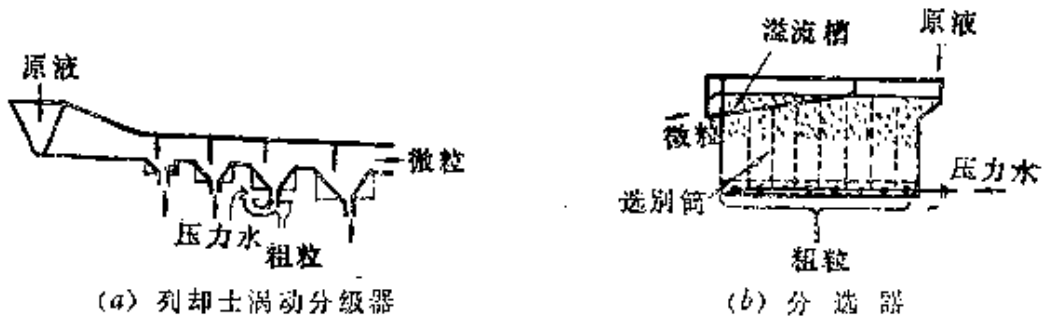


图 11-5 水力分级器

(1) 全流分级器(图 11-6a)

(注) 全流分级器分离极限粒子的司托克斯直径 d_0 为:

$$d_0 = \sqrt{18Q\mu/gbl(\rho_s - \rho)}$$

式中, b —图 11-6 a 中与图面成垂直方向的宽度, l —分级器长度。



图 11-6 沉降分级器

(2) 表面流分级器(图 11-6b)

(3) 砂锥(图 11-6c)

4. 离心分级器

离心分级器中有旋液分离器与离心沉降机,此外离心倾析机、离心脱水机等也可作分级的目的使用。

此处讨论旋液分离器,示意图如图 11-7 所示。其优缺点、50% 极限粒径、流速分布、压力损失等分别列于表 11-10~表 11-13 中。

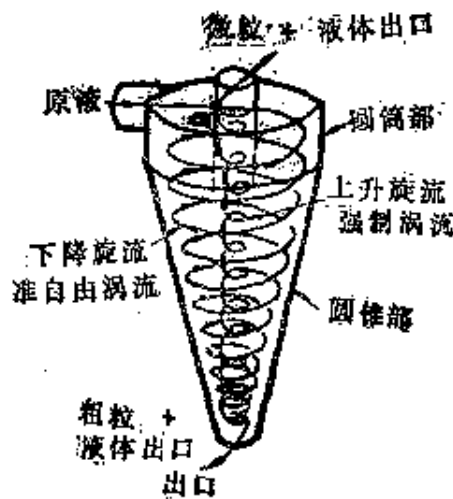


图 11-7 旋液分离器

表 11-10 旋液分离器的优缺点

优点	缺点
① 无运动部件, 结构简单	① 泵的动力消耗大
② 安装面积小, 处理能力大	② 装置容易腐蚀
③ 应用范围广, 设备费用低	③ 分级性能易受原液浓度及流量变化影响

表 11-11 旋液分离器的 50% 极限粒径 (D_{50} 关系式)

研究者	关系式 (50% 极限粒径 D_{50})	备注
吉冈-堀田	$D_{50} = 6.3 \times \frac{D_c^{0.1} D_i^{0.6} D_c^{0.8} \mu^{0.5}}{[Q_f(\rho_s - \rho)]^{0.5}}$	对 $D_c = 7.6 \sim 25.4 \text{cm}$ 的旋液器
Bradley	$\frac{D_{50} D_c}{D_i^2} = \frac{3 \times 0.38^n}{a} \left[\frac{\mu D_c (1 - \text{Re})}{Q_f (\rho_s - \rho)} \text{tg} \frac{\theta}{2} \right]^{0.5}$	n, a 值参考表 11-12 $C = 10/\sqrt{\text{Re}}$
de Gelder	$\frac{D_{50}}{D_i} = \left[\frac{0.35 \text{Re} (D_c - \xi D_i)}{D_i} \left(\frac{\rho_s}{\rho} - 1 \right) \right]^{-0.5}$	$\text{Re} = D_c v_i \rho / \mu$, ξ 随旋液器尺寸而定
Rietema	$\frac{D_{50}^2 (\rho_s - \rho) L \Delta P}{\mu \rho Q_f} = C_{v50}$	C_{v50} 随旋液器尺寸而定, 其值在 $0.48 \sim 0.58$, L 为旋液器总长
Dahlstrom	$D_{50} = 0.23 \times \frac{(D_c D_i)^{0.68}}{Q_f^{0.53}} (\rho_s - \rho)^{-0.5}$	对 $\theta = 20^\circ$, $D_c = 22.9 \text{cm}$ 的旋液器
Haas	$D_{50} = 3.22 \left[\frac{D_c^{3.05} \mu}{Q_f^{1.14} (\rho_s - \rho)} \right]^{0.5}$	对 $D_c = 0.47 \sim 1.02 \text{cm}$ 的旋液器
Matschke-Dahlstrom	$D_{50} = 0.134 \times \frac{(D_c D_i)^{0.65}}{Q_f^{0.6}} (\rho_s - \rho)^{-0.5}$	对 $D_c = 10 \sim 40 \text{mm}$ 的旋液器

表11-12 旋液分离器内的流速分布

研究者	n	α	尺			寸		
			D_c (m)	D_i/D_c	D_o/D_c	D_i/D_c	D_o/D_c	θ°
Fortein-Dijksman	0.46	0.15~0.79	1.22×10^{-1}	1/8	1/8			45
Wilson	1.00		2.03×10^{-1}					180
Kearsey-Hibbert	0.92		1.52×10^{-1}					180
Bradley	0.56~0.61	0.47~0.48	7.62×10^{-2}	1/7.5	1/5	1/15	1/15	20
	0.81~0.84	0.67~0.74	7.62×10^{-2}	1/5	1/6	1/6	1/6	20
	0.32	0.49	7.62×10^{-2}	1/7.5	1/5	1/15	1/15	9
	0.16~0.26	0.47~0.49	7.62×10^{-2}	1/7.5	1/5	1/15	1/15	9
	0.23	0.38	1.52×10^{-1}	1/7.5	1/5	1/15	1/15	9
	0.11~0.19	0.34~0.40	1.52×10^{-1}	1/7.5	1/5	1/15	1/15	9
Kelsall	0.84	0.69~0.75	7.62×10^{-2}	1/5	1/6	1/24	1/24	20
	0.75	0.72~0.81	7.62×10^{-2}	1/5	1/24	1/6	1/6	20
	0.77	0.69~0.76	7.62×10^{-2}	1/5	1/6	1/6	1/6	20

〔注〕1. 对于下降液流中切线方向速度分量为 u_t 的分布关系为 $u_t r^n = \text{恒定}$ 。

2. 指数 n 接近于 1, 因其与自由涡流的关系式 $u_t r^{-1} = \text{恒定}$ 相似, 故称为准自由涡流。

3. 中部的上升旋流称为强制涡流。

4. 式中 r 为自旋液器中心轴起算的半径, $u_t r^n = \text{恒定}$ 的关系随轴向的高度而变化。

5. 其它分级器

- (1) 簸选机 (图 11-8a) *主要用于选别 0.5~80mm 左右的粒子。原料加在网筛上, 由活塞的作用使水产生上下运动, 密度小的粒子即集中于上层, 密度大的在下层。

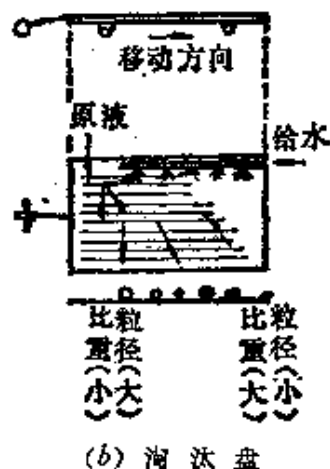
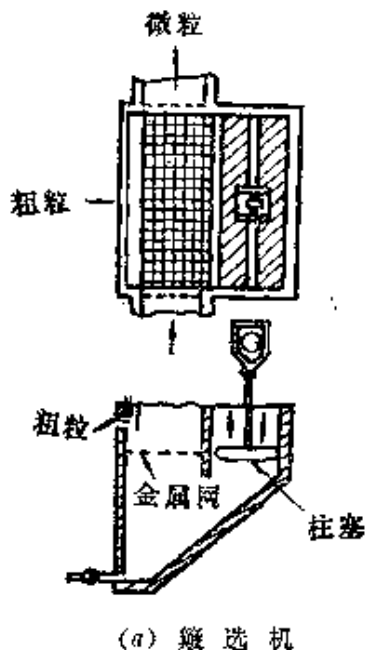


图 11-8 其它各种分级器

- (2) 淘汰盘 (振动 table, 图 11-8b) *用于选别 200 目至 4mm 左右的粒子。图示为一代表性振动盘, 盘上左右方向有浅的沟槽(越到下面越浅)。盘向右方作徐徐的加速移动, 到行程终了处达最大速度, 又立即移向左方, 而且向右移动时盘左侧略有抬高, 返回时相反, 左侧略作下倾。

〔注〕 簸选机中, 密度大的粒子自槽底取出, 也有称之为网下排矿式的。而且为了提高选别的精度, 可多级串联使用。

二、干式分级器

1. 重力分级器

- (1) 水平流式重力分级器(图 11-9a)
 (2) 垂直流式重力分级器(图 11-9b)

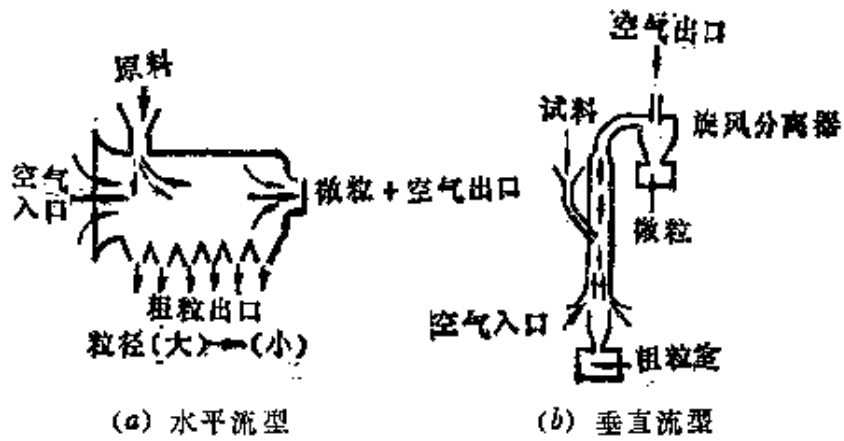


图 11-9 重力分级器

2. 惯性分级器

这种分级器的操作方式是使含有粉尘的气体流动方向突然改变,大粒子即由于惯性作用而自气流中分出。

(1) 百叶窗式分级器(图 11-10a)

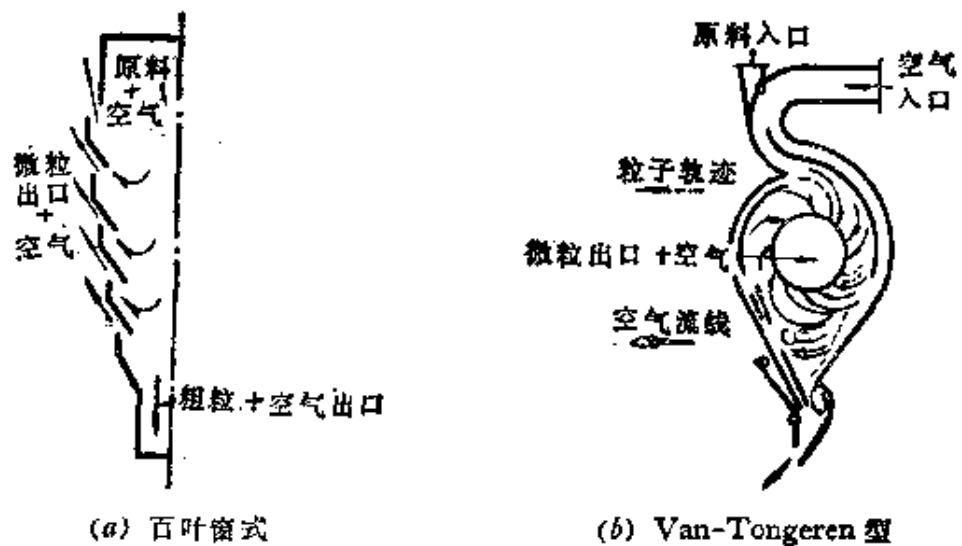


图 11-10 惯性分级器

(2) Van-Tongerren 型分级器(图 11-10b)

〔注〕 Van-Tongerren 型分离极限粒子的斯托克斯直径 D_c 为:

$$D_c = K_f \sqrt{\mu D_r / \rho v_t}$$

式中: v_t —旋转气流的切线方向速度, r —排气管直径 D_r 与分级室直径 D 之比,
 K_f —实验常数

3. 离心分级器

在旋转气流中分离出粗粒子, 细粒仍浮游在气流中并与其一起排出装置。这种装置主要部分的结构与旋风分离器的圆筒部分相似。

(1) 无内部旋转机构的型式 有 classiclone(图 11-11a), 全圆周流入型离心分级器等。

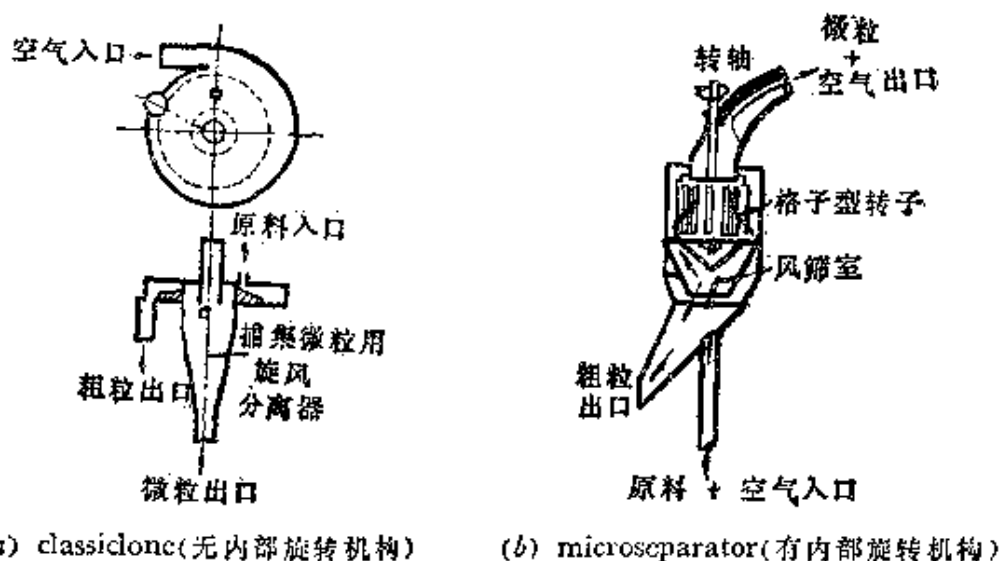


图 11-11 离心分级器

(2) 有内部旋转机构的型式 microseparator(图 11-11b), microplex, airseparator 等。

〔注〕 microseparator 中, 由于离心力与向心的空气流速平衡, 故分离极限粒子的斯托克斯直径 D_c 为:

$$D_c = (1/v_t) \sqrt{18\mu r v_r / \rho_s}$$

式中： r —格子型转子的半径， v_t — r 处的圆周速度， v_r — r 处半径方向的流速

§ 11-3 除 尘

除尘操作为机械性单元操作的一种，主要是从气体中分离固体微粒的固-气分离操作。另外，由于也包括液滴的分离，故也算作气-液分离操作的一部分。操作原理是利用粒子和气体的性质差异进行分离，可考虑用重力、电力、过滤、离心力、惯性力或者用液体来洗净等各种操作方式。

其共同原理是在气体中粒子(一般假定为球形)的运动，常用沉降法的粒度来表示粒子的大小，通常由于粒子很细小，所以粒子的沉降大多处于服从司托克斯定律的范围内，但在离心力作用下也会发生处于过渡区域的情况，而且在洗净除尘等场合，水滴直径大至 $\phi 1\text{mm}$ 以上，对于水滴的运动等方面也有必要采用湍流范围的牛顿公式。另外，作为过渡区域的公式，还有阻力系数 C 为 $10/\sqrt{\text{Re}}$ 的阿仑方程式(参阅P.340)。

表 11-14 除 尘 的 三 个 目 的

①	为了捕集,分离有用物料的粒子(粒子为生产过程成品)。
②	要求气体清洁干净,以便以后利用(捕集的粒子常常是不需要的,气体则是生产过程的产物)。
③	气体、粒子都是不需要的,但希望分离以后再废弃(这种操作的目的属于狭义的除尘)。

表 11-15 除尘装置设计、操作时的考虑事项

应考虑的特性	应 考 虑 的 项 目
粉 尘 特 性	粒子形状、粒度、吸湿性、凝聚倾向、浓度、真比重、升华性、潮解性、粘附性、静电特性等。
气 体 特 性	温度、压力、组成、流量、湿度等。
装 置 特 性	材质的耐蚀性、耐热性等；尺寸、允许压力损失、处理气体流量；气密、振动等详细结构；工作程度。

〔注〕 1. 粒度(包括真比重)与装置尺寸是影响特别大的因素。

2. 粉尘的粘附性及工作程度等在实际操作中容易出现问题。

表 11-16 适于层流、过渡、湍流各区域的计算式

定 律	区 域	式
stokes 式	$Re < 1$ (滞流)	$u = \frac{(\rho_s - \rho)gd^2Z}{18\mu} \quad C = \frac{24}{Re}$
Lapple 式 (与实测值接近)	〔注 2〕 (过渡区)	$u = 0.153 \left[\frac{(\rho_s - \rho)^{0.5} g^{0.5} d^3 Z^3}{\rho^2 \mu^3} \right]^{1/7} \quad C = \frac{18.5}{Re^{0.6}}$
Newton 式	$Re > 1000$ (湍流)	$u = 1.73 \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho)gdZ}{\rho}} \quad C = 0.44$

〔注〕 1. u —粒子的终端(平衡)沉降速度, C —阻力系数, $Re = du\rho/\mu$, Z —离心力或惯性力效应, 只有重力作用时 $Z = 1$ 。

2. 过渡区域的计算式, 还有 $C = 10/\sqrt{Re}$ 的 Allen 公式, 上表所示的 Lapple 式则与实测值较为接近。

而且在 $Re = 7 \sim 700$ 范围内…… $C = 12/\sqrt{Re}$

$Re < 800$ 范围内…… $C = 24/(1 + 0.15Re^{0.68})/Re$ 都与实测值十分吻合。

一、除尘性能

通常作为操作目的的粉尘粒子捕集效率都以重量基准表示。此值由于受到粉尘粒子的特性与除尘装置运转条件的影响，所以要选定一当作运转条件的最适操作条件(或代表性设计条件)。

1. 图式表示法

操作效率可采用图式表示法，横轴上标绘粉尘特性中影响最大的粒子直径(如采用考虑到真密度的终端沉降速度时，可求得合理的数值)，纵轴表示对各种粒径的捕集效率(所谓部分分离效率)。此时部分效率不是首先要决定的因素，而且不论重量基准还是个数基准都可得到同一数值。

作为粒度分级器，如求得的部分效率曲线斜率越大时，表示可获得越优异的分级效果。而作为除尘器，合适的装置应尽可能在细小微粒区还有较高的部分效率。

2. 捕集极限粒子径

以前此值一直用部分分离效率曲线上50%处的粒子直径表示，即所谓50%分离径。但以实验求取50%分离径并不容易，有时甚至完全不能确定。为此，用与捕集效率 η 相等的、相当于筛上累计粒度分布 R 的进口粉尘粒子的直径来定义，这种平衡粒度在实用上也方便。

除尘装置在同一条件下操作时，即使粉尘的类型稍有变动，只要假定粒子的沉降速度符合司托克斯定律，则其分离极限粒径与粒子真实密度的平方根的乘积大致是一定的。因此可将除尘性能尽可能简明易懂地表示如下。

(1) 以重量基准表示捕集效率时，由于细粉的影响很小，故难以明确表示近于100%的效率值，因此以 $(100 - \eta)$ [%]的透过率表示，可以在图上用对数标绘。

(2) 为了提高明确程度，可以用下式所列的状况系数或传递

单元数表示。

$$\text{状况系数} = \frac{\eta}{100 - \eta} \quad (11-8)$$

$$\text{传递单元数(NTU)} = \ln\left(\frac{100}{100 - \eta}\right) \quad (11-9)$$

除尘装置的压力损失一般与所需能量成比例，直接附加在运转经费中。对于湍流气体，因压力损失与流速或流量的2次方成比例，故大多将压力损失除以主要部位的气体流动压头(相当于速度头)所得的值当作压力损失系数 F 。

二、除尘性能的测定法

为了求取捕集效率，用粉尘浓度的采样管(图11-12)等测定是有必要的。在此作为粉尘浓度，主要的的数据应是排出浓度或流量浓度。此外要考虑称作瞬时浓度或滞留浓度的某管路截面上瞬时存在的粒子浓度。

在试验小型除尘器的捕集效率时，只要实测求取入口处加入

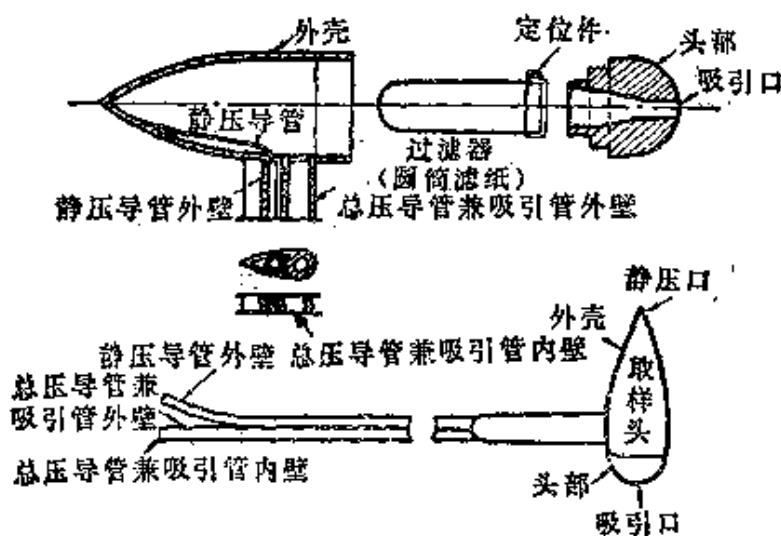


图11-12 采样管(流线型)

表 11-17 各种捕集效率的测定法(USA)

捕 集 效 率 测 法	说 明
① American Society Heating Refrigerating and Air-Conditioning Engineers Dust Weight Test	使用由灯烟黑 50% 与通过 200 目的飞灰 50% 所组成的粉尘,以求取重量效率的捕集效率测定法。
② U. S. Chemical Corps DOP Test (A, E, C 关系亦同)	使之产生二辛酯的单分散空气溶胶,浓度由前方的光散射法求取,粒子直径由光散射波的 Owl 装置测量,一般控制在获得 0.3 μ 粒子的发生条件(有很多商品出售,但其绝对值的可靠性值得怀疑)。
③ American Filter Institute Dust Weight Test	用在 Arizona Standard Road Dust Fine (试验用粉体 JIS Z8901,与 3 种同) 72% 中,加入 25% 的 K-1 碳黑与 3% No. 7 棉绒的物料做试样,由重量求取捕集效率的方法。
④ National Bureau Standards Artificial Dust Stain Test	是在用 Cottrell 电除尘器捕集的粉煤飞灰 96% 中,加入 4% 的灯烟黑,有时也加棉绒,由采样过滤器的变色度(污染度)求取捕集效率的方法。
⑤ N. B. S. Atmospheric Air Dust Stain Test	采用分析区域的大气尘,立即用和上项同样的方法求取(对污染度的测定可用 Dill Spot Tester 等)。

〔注〕 1. 各个测定值间,不一定具有恒定的关系。

2. 如按 Mine Safety Appliance Co 等的数据,则测定效率的正确性依 ②

⑤ ④ ③ ① 的次序排列。

的全部粉尘量和全部捕集量或出口处逸出粉尘量中的任意二项即可,对大型除尘器,则因求取总量的工作较为困难,故用采样管求取浓度,再由分布状态推定平均值,然后算出效率。

一般在实际使用的装置中,浓度分布与气体的流速分布都是不规则的,要求取截面上、时间上的平均值当然也相当困难,因而利用下列平均流量浓度计算式与捕集效率计算式,平均浓度 $[g/m^3]$ 为:

$$\bar{c} = \frac{\sum cu \Delta A}{(\sum u \Delta A)} = \frac{\sum cu}{\sum u} \quad (11-10)$$

捕集效率 $[\%]$ 为:

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{W_a}{W_i} \times 100 = \left(1 - \frac{W_e}{W_i} \right) \times 100 \\ &= \frac{W_a}{W_a + W_e} \times 100 = \left(1 - \frac{\bar{c}_e}{\bar{c}_i} \right) \times 100 \quad (11-11) \end{aligned}$$

式中: c —浓度, u —气体流速, A —截面积, W —粉尘重量, i 、 e 、 d —注脚分别表示入口, 出口与捕集。

气体的流量或压力的测定,在大多数实用装置中都必须要在距理想情况较远的条件下进行,因此一定要作多方面的考虑。

(1) 对于流速的测定,用能求取流速二次方的3孔式圆筒形毕托管比普通毕托管更好。

(2) 作为一种方案,也可考虑在上游注入一定量的 CO_2 之类的特定气体,在估计与气体主流已完全混和的下游进行气体分析,再从其稀释度算出气体主流的流量。

(3) 流量的测定通常也可由测量压力来求算,但在除尘装置中,必须注意在测量孔处装设过滤器或在流线型障碍物的后缘开测量孔,以减少被含尘气体堵塞的危险。

三、重力除尘(表 11-18)

表 11-18 利用不同原理的各种除尘法

重力除尘	惯性除尘	离心力除尘	洗涤除尘	过滤除尘	电除尘	声波除尘
通常以 100 μ 以上的粗大粒子为对象, 用于其它除尘器的前处理。	可用于 5 μ 以上粒子的除尘, 使气流冲击在折流挡板上, 则粒子由于惯性作用无法再随气流一起流动而自气流中分离出来。	是一种利用气体旋转运动产生的离心力, 使固体粒子向四周壁沉降的设备, 这种装置称为旋风分离器。通常入口速度在 10~20m/sec 左右, 能捕集的最小粒子直径(极限粒径)在普通装置中约为 5~10 μ , 旋风分离器的极限粒径的标准可由劳琴公式求取。	是使气体与固体接触而捕集粒子的方法, 有自喷雾塔下部导入气体, 上部水成雾状分布的洗涤装置, 还有性能良好的文丘里洗涤器。这种装置在旋风分离器前设置文丘里管用以类似喷雾的原理使洗涤水分散。	用电器吸尘袋那样的滤布, 使固体粒子通过滤布的方法。袋滤器应用很广, 滤材可用合成纤维、麻布、金属网、石棉布、玻璃纤维等。	给气体中的固体粒子以正电荷或负电荷使之吸引至相反电极的除尘方法。这种装置在线状金属放电极(负极)与板状或管状放电极(正极)间, 加上数万伏的直流电压, 这样引起了两极间气体的离子化, 负离子化的气体分子与固体粒子碰撞时使固体粒子也带有负电, 由正极吸引, 在集尘极(+)上, 中和电荷后沉降下来。	如给含有固体细粒的流体以声波振动, 则利用粒子聚集于振动频率节点的性质, 使细粒子碰撞、凝聚。这种方式除尘效率低, 又不经济, 故仅用作其它除尘方法前处理而已。

〔注〕1. 作为一项重力除尘的很好的使用方法是低风速除尘。

- 应用大直径配管, 以与水平成大于 60° 的倾斜角, 将除尘器与粉尘发生源上下连接起来, 在配管中沉降的粉尘全部积聚在 V 形配管系统的底部, 取出容易, 可捕集细小的粉尘。

四、惯性除尘

为利用粒子的惯性(狭义说是直线运动的惯性作用)使粒子自气流中分离而将气流方向突然改变的一种除尘方式。

(参考) 对于惯性碰撞的效率及其影响因素已经作过各种研究, 例如在无因次化后, 为求取粒子在司托克斯范围内运动方程式的系数, 下述惯性参数 P 为一重要的影响因素。

$$P = d^2 \rho_s u / 18 \mu r = w / gr = mu / 3 \pi d u r = 2 \psi$$

式中: P —惯性参数, u —气体与障碍物的相对速度, r —障碍物或喷嘴的代表尺寸(即半径), v —粒子的重力终端沉降速度, m —粒子质量, d —粒子的代表尺寸(即直径), ρ_s —粒子密度。

如果粒子运动不符合司托克斯定律。则应由粒子的流体阻力系数 C 将惯性参数 P 表示为

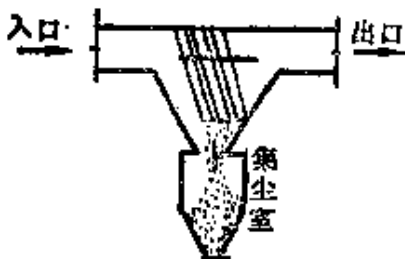


图 11-13 惯性除尘器

$$P = 4 \rho_s d / 3 C \rho r = 2m / C A \rho r$$

式中: ρ —流体密度, A —粒子的投影面积。

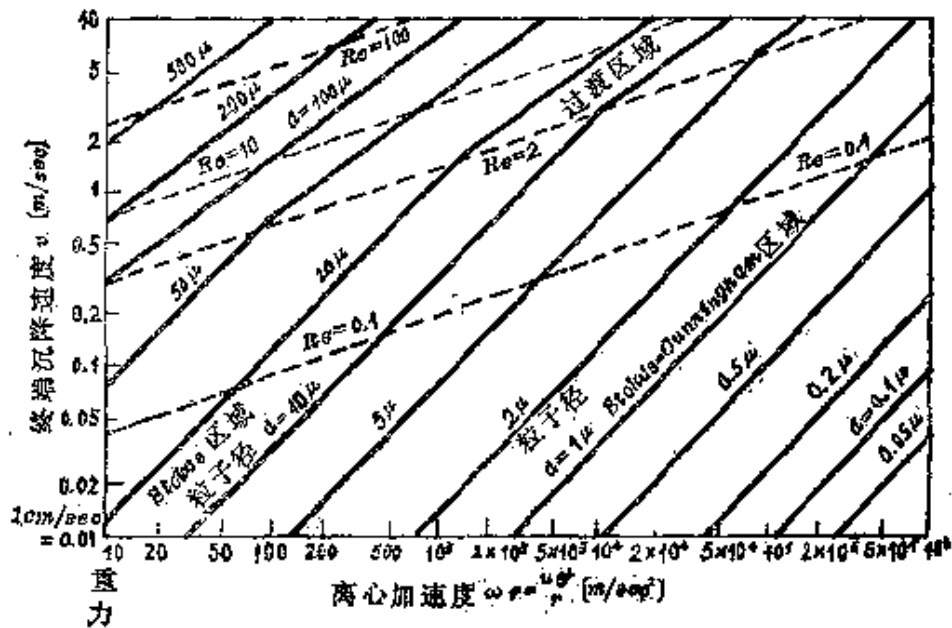
作为一种性能良好的惯性除尘器(图 11-13)有干式碰撞式或冲击式两种形式。这些形式适用于油滴或水滴的捕集, 在用于固体粒子捕集时, 由于会出现再飞散现象, 故无法采用高流速。

五、离心除尘(图 11-14)

在离心力场作用下, 可很方便地给粒子以比重力作用大数百乃至数千倍的加速度, 离心力与重力的比值称为离心效应。如以 Z 表示离心效应, 则离心加速度如式(11-12)所示。

$$\text{离心加速度} = gZ = \omega^2 r = \frac{v_t^2}{r} = \frac{\pi^2 r N^2}{900} \quad (11-12)$$

式中: r —旋转半径, ω —角速度, N —每分钟转数[rpm], v_t —切线速度。



空气中(常温、常压), 粒子真密态 $\rho_p = 1\text{g/cm}^3$, 阻力系数 $C = 18.5/\text{Re}^{0.6}$ (过渡区域)

图11-14 离心终端沉降速度

1. 强制涡流与自由涡流

旋转容器的内部与一般涡流中心附近是强制涡流;另一方面,以切线方向送入圆筒而引向中心线的旋风分离器等的外圈附近则接近于自由涡流,实际上可称为半自由涡流。

自由涡流符合旋转角动量的一定的规律,只有在无摩擦等外力存在的情况下才能成立,实际上由于损失等原因只能成为半自由涡流。

现若采用常数 C , 以式(11-13)表示气流圆周方向的切线速度 u_t , 则

$$u_t = Cr^n \quad (11-13)$$

- $n = 1$ 时 强制涡流
- $n = -1$ 时 自由涡流
- $-1 < n < 0$ 时 半自由涡流

若考察在离心力场中的压力分布,则静压随半径方向增加,在圆周方向与旋转轴方向几无变化。而半径方向的静压变化相当于离心力在半径方向的积分,其结果静压变化成了沿壁面产生二次气流的原因。例如,在强制涡流时的静压变化如图 11-15 所示,对于自由涡流,其变化不会比强制涡流更大。

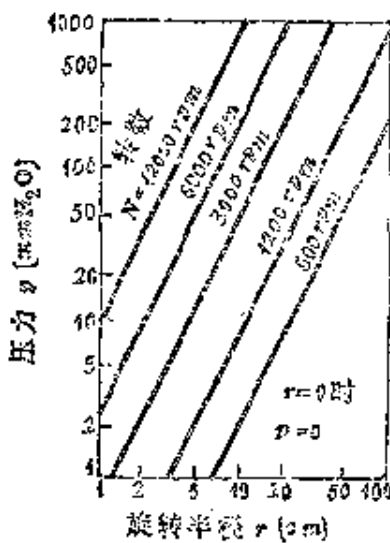


图 11-15 半径方向的静压分布

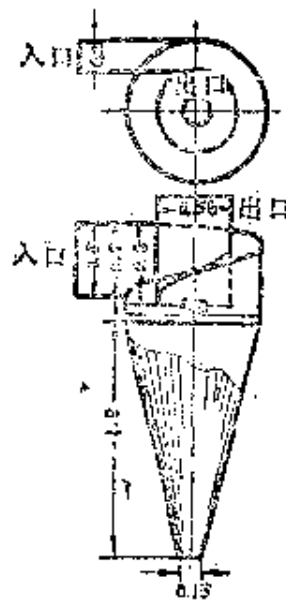


图 11-16 Dorr 型旋风分离器尺寸比之一例

2. 旋风分离器的形式与强制旋转形式

(1) 旋风分离器的形式 (图 11-16) 若要增加离心力作用,其结果一定会相应提高压力损失,故需安装与之相适应的鼓风机,要考虑至少是 100mm 水柱、平均为 200mm 水柱的压力损失。

而粒子的捕集性能以分离平衡粒度(或50% cut size)为准,充其量亦只3 μ 左右,即使旋风分离器直径做得特别小,对捕集极限粒径的影响也不会很大。

1) 旋风分离器的压力损失 旋风分离器的压力损失系数 F 如式(11-14)所示。

$$F = \frac{30b h \sqrt{D}}{d^2 \sqrt{L+H}} \quad (11-14)$$

式中各符号参阅表 11-19。

另外,对于压力损失系数 F 还有各种理论与实验公式,但任一公式都与实测值有相当差距,在一般情况下,上式(11-14)也有 $\pm 20\%$ 左右的误差,不过对实际应用影响不大。一般,粉尘气流使旋风分离器的压力损失降低,其降低程度随粉尘浓度而定,浓度小的降低亦多,但对于高浓度粉尘,压力损失也要比纯净气流降低 $\frac{1}{2}$ 以上。

表 11-19 影响旋风分离器性能的诸因素

影响性能的因素	捕集效率 η 的提高	压力损失 ΔP 的减少
出口管径 d	小的好	大的好
圆筒部分直径 D	大些比较好	小些比较好
气体温度(粘度) T (°)	低的(小的)好	高的(大的)好
内部障碍物(内壁粗糙度)	小的好	大的好
相似的大小	小的好	几无影响
圆锥部分长度 H	稍稍长些为好(圆锥角 = 20°)	长些好
粒子密度 ρ_s	大的好	几乎不受影响
入口粉尘浓度 c	稍微大些为好	大的好
除尘器气密性	在负压操作中必须绝对气密	几无影响
入口气流速度 u_1	$u_1 = 12 \sim 25 \text{m/sec}$ 最适宜	$\Delta P \propto u_1^2$, 小的好
圆筒部分长度 L	有最佳值	长的好
入口截面积 th	影响小,有适宜值	小些为好
气体密度 ρ	几乎不受影响	小的好

2) 旋风分离器的使用方法 旋风分离器即使不垂直安装,性能也不会变化,甚至水平配置都影响不大,但在设计与运转方面必须考虑不使集尘口部分引起堵塞。

(2) 强制旋转形式 一般由于动力消耗大,装置价格又高,目前几乎还无实际应用,在日本,采用笼形格子旋转以向中心部分吸气的装置形式也是处于试验阶段,然而从今后的研究来看,并不是没有实用化的可能性*。

六、洗涤除尘

用液体进行除尘作用的称作洗涤器或洗涤除尘。从经济观点考虑,液体几乎都用水。洗涤除尘器除了结构比较简单,捕集效率也很好,所以只要排水处理不成问题,可以作为一种有效的除尘手段。

1. 水滴的综合捕集效率

现若设想使用同一水量,则水滴直径小时水滴的个数就多,其结果,作为整体表示最高捕集性能的水滴直径可认为要比表示一个水滴最高捕集效率的直径小一些,但捕集效率曲线的形状还是正常的,也无须考虑有突然的效率变化,所以没有必要把最适水滴直径作为太大的问题。

一般在用的水滴综合捕集效率 η 的计算式如下述式(11-15)。

$$\eta = 100 \left[1 - \exp \left(- \frac{k \eta_c L}{r} \right) \right] \quad (11-15)$$

式中: r —水滴半径, L —水气流量比, η_c —一个水滴的碰撞效率, k —实验常数(有单位)。

* 在气流旋转的半自由涡流形式的旋风分离器中,中心附近也必然形成强制涡流,但对性能影响不大。另一方面,在用机械方式使叶片或气流通路旋转时,由于接近完全的强制涡流,故外部离心力变大。

由于排气中夹带水滴会影响下一步操作，所以并不希望产生细微的水雾，最好是生成具有最适粒径的均匀水滴，在这种情况下，以比此水滴沉降速度稍小的上升速度处理气体时，因为水滴的绝对沉降速度非常小，用很少水量也能使操作良好，所以可能成为最合适的设计。

用于直接洗涤的动力消耗与捕集性能的关系，对特定的除尘装置及粉尘如图 11-17 所示。

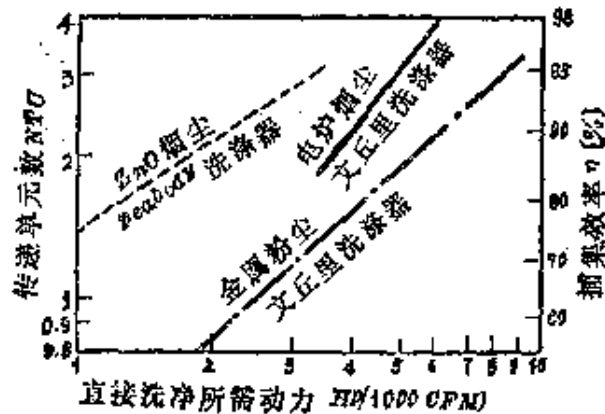


图 11-17 直接洗涤动力消耗与捕集性能的关系(按 Semrau)

2. 洗涤除尘器

由于洗涤器实际应用广泛，故种类很多(表 11-20)。

一般在相同压力损失下捕集性能比干式更好，价格也比同样性能的干式除尘器便宜。例如对粒径为 $2\sim 3\mu$ 的粒子，讨论其重量捕集效率〔%〕的压力损失〔 mmH_2O 〕的影响时，有表 11-21 所示关系。当然压力损失高的价格也昂贵，材质方面也需采用高价的耐蚀性材料。

表 11-20 各种洗尘器性能

名称(别名)	水压	最小捕粒径 [μ]	气流流速 (通过方向) [m/sec]	最大气流流量 [m^3/min]	压力损失 [mmH ₂ O]	所需水量 [l/m ³]	备注
喷淋塔	大	3.0	1~2	10000	10~50	0.1~1	经济,顺流、逆流均可,也能用于高压操作,运转费用大,安装面积小。
水喷射洗涤器	大	0.2	10~20	1000	0~200	10~100	
旋风洗涤器(离心式)	中	1.0	1~2	5000	50~150	0.5~5	在大气压下操作,运转费用大,性能最好,安装面积最小。
文丘里洗涤器	中	0.1	30~150	1500	200~1000	0.1~0.5	
填料塔	小	1.0	1	300	100~300	1~10	压力损失50mmH ₂ O/m,只能逆流,动力大,1000rpm左右,安装面积小。
旋转洗净机	小	0.2	1~2	1000	~200~-400	0.5~2	
冲突式洗涤器	小	0.3	5~100	5000	50~200	1~5	真空、高压都能应用,经济性好。
转流洗涤器	小	0.5	20~30	1000	50~150	0.3~2	

表 11-21 压力损失与重量捕集效率的关系
(2~3 μ 左右粒径的情况)

压 力 损 失	重 量 捕 集 效 率
100mm H ₂ O 以下	90% 左右
200mm 左右	95% 左右
300mm 以上	达 99%

表 11-22 各种情况下的最佳捕获速度

捕 获 速 度 [m/sec]	实 例
0.3~0.5	来自贮槽的蒸发、油脂的溶解等
0.5~1.0	电镀、焊接、酸洗、喷淋室内、低速运输机输送
1.0~3.0	喷涂、粉碎机、装包、输送机装卸
3.0~10.0	研削、滚筒清理、研磨清理

- (注) 1. 对于气流运动向吸入口吸引粉尘气流所必需的速度称为捕获速度。
2. 吸入口尽量接近粉尘发生源, 以尽量少吸入无谓的外界气流, 可使装置处理量与动力费用降低。

下面罗列各种洗涤除尘器的名称。

(1) 喷淋塔(图 11-18)

(2) 水喷射洗涤器 *结构与水喷射器相同, 粉尘气流在喉管部与水激烈接触, 可获高性能的捕集效果, 对水压高(水量大)、粉尘浓度低的情况性能优良。

(3) 旋风洗涤器(离心式) *为一圆筒形旋风器, 切线入口位于下部, 自中心喷成雾状的水滴在旋转气流的离心力作用下甩向器壁时, 同时进行洗涤除尘作用。因水膜会沿出口管

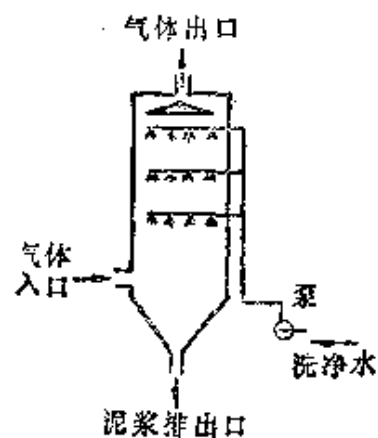


图 11-18 喷淋塔

上升,随气流夹带而出,故宜在出口管上加装挡水装置。

(4) 文丘里洗涤器 *在洗涤除尘装置中压力损失最高,但捕集效率也最好,可和过滤除尘器和电除尘器相匹敌,结构简单,应用很广。主要特点是文丘里管的喉部稍长,在此由喷嘴喷出的水滴为高速气流雾化,增大了和粉尘的接触面积,在后面的扩大管中,气流减速,尘粒进一步由惯性作用互相碰撞凝集,文丘里洗涤器压力损失较高,不超过 300mm H₂O 以上很难获得高的捕集效率。此条件相当于喉部气速在 60m/sec 以上,水气比 0.5l/m³ 左右。

文丘里洗涤器的压力损失可按式计算:

$$\Delta P = \frac{(0.5 + L) \gamma_a u_i^2}{2g}$$

式中: u_i —文丘里喉部的气体流速 [m/sec], L —水-气比 [l/m³],
 γ_a —气体重度 [kg/m³]

(5) 填料塔 *用于洗涤操作时,静止的填料层效率不高,常作成填料浮动的流化床形式,这样由于强烈搅动而使捕集性能提高。气体出口处宜加装捕沫器。

(6) 旋转洗净器 *是一种强制旋转洗涤机,结构与粉碎机中的碎解机相似,气体、喷雾都由中心向外流动,由互作反向旋转的冲击杆将尘粒与水滴一起捕集下来。效率随转速与水量的增加而提高,但给水量对效率影响有一定限度。

(7) 冲击式洗净器 *是一种粉尘气流向液面冲击的惯性除尘与飞溅水滴洗涤除尘的联合作用,不会有再飞散现象,可望有良好的除尘性能。

(8) Rotoclone (American Air Filter 的商品名) *和冲击式洗涤原理相似。转流部气速大时,使惯性作用和洗涤作用效果提高,但受压力损失限制,一般采用 30m/sec 左右。

七、过 滤 除 尘

过滤除尘除了开始阶段,全都涉及堆积粉尘的除尘性能,由于其对操作影响极大,所以只是研究干净滤布的性能,还不足以决定实际的除尘效果。滤布大多采用斜纹织法,但实际上各种滤布都能使用,除尘效果与滤布组织的相关性很难从定量方面确定。

1. 过滤速度的标准

通常以 $1\text{m}/\text{min}$ 作为标准值,但可随滤布特性及粉尘抖落形式的不同而有很大差别,也随粉尘特性变动。现将逆向喷流形式(完全地进行多次抖落)和脉动空气喷射形式对各种粉尘的过滤速度列于表 11-23 中。

表 11-23 对各类粉尘的表观过滤速度标准

$1\text{m}/\text{min}$	碳黑(分子)、奶粉、活性炭、肥皂粉、洗涤剂。
$2\text{m}/\text{min}$	焦炭、硝酸肥料、淀粉、塑料粉、树脂粉尘、飞灰、金属粉、颜料、硅藻土、石油化学制品粉末、硬脂酸盐、丹宁酸盐、硅酸盐、涂料。
$3\text{m}/\text{min}$	阿斯匹林、砂糖、氧化铝、水泥、粘土、砖尘、窑业颜料、碳黑(制品)、天然橡胶、高岭土、石灰石、硅石、过氯酸盐、煤粉、其它矿石粉尘。
$4\text{m}/\text{min}$	砂、滑石、食盐粉尘、石棉、碱粉、纤维状粉末、铸造工场粉尘、消石灰、石膏粉、抛光粉尘。
$5\text{m}/\text{min}$	烟草粉末、饲料粉末、皮革粉末、锯屑粉末、一般谷物粉末(制粉)。

〔注〕1. 气体温度高、粉尘浓度大、粒度小的情况,过滤速度要低一些。

2. 一般说过滤速度低些对捕集效率的提高有好处,但过滤速度太低使设备费与修补费用增加。

3. 由计算例可见,最适经济速度约在 $1\sim 2\text{m}/\text{min}$ 左右。

2. 压力损失*(图 11-19)

按理可以应用 Kozeny-Carman 的关系式, 但因在平均粒径, 空隙率及系数的确定方面有问题, 结果不得不藉助由实验求得的常数。比如实际常用 (11-16) 所示的压力损失 ΔP [mmH₂O] 的关系式。

$$\Delta P = \Delta P_0 + \Delta P_a = \frac{\xi \mu u}{g_c} = \frac{\mu u (\xi_0 + m\alpha)}{g_c} \quad (11-16)$$

式中: ΔP_0 —滤布压力损失 [mmH₂O], ΔP_a —堆积粉尘的压力损失 [mmH₂O], ξ —总阻力系数 (1/m), ξ_0 —滤布阻力系数 (1/m), μ —气体的粘性系数 [kg/m·sec], u —表观通过速度 [m/sec], m —过滤面积的粉尘负荷 [kg/m²], α —堆积粉尘的比阻 [m/kg], g_c —重力换算系数 [kg·m/kg·sec²].

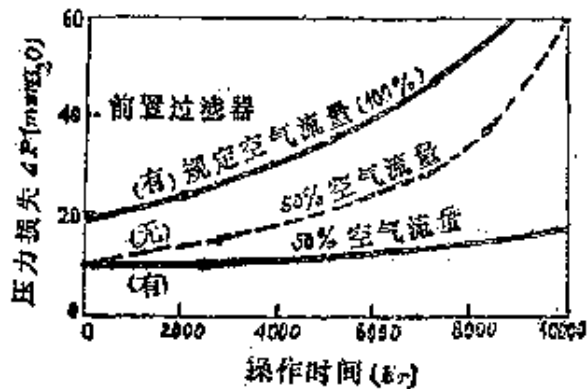
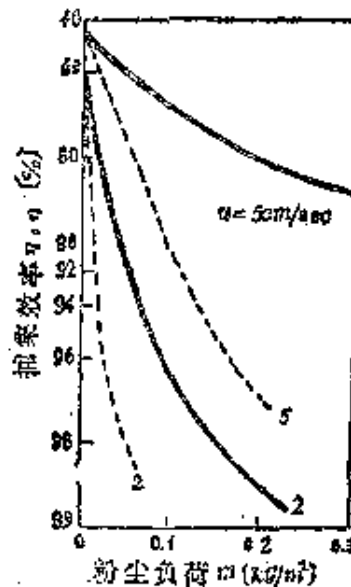


图 11-19 滤纸过滤除尘器的压力损失 (按 Cambridge)



实线: 累计 η , 点线: 瞬间 η

图 11-20 滤布过滤器(涤纶滤布)的捕集效率

3. 捕集性能(图 11-20)

要从理论上推定捕集性能是非常困难的。一般, 通过速度较慢时性能较好, 随着粉尘堆积层厚度增加捕集效率提高, 粉尘太彻底的抖落

* 通常在压力损失 ΔP (mmH₂O) 计算式 (11-16) 中, $\xi_0 \ll \xi$, $\Delta P_0 < \Delta P_a$, 在 m 不大时, α 值不能作为常数。变换成压力损失比 ($\Delta P / \Delta P_0$) 的形式, 可得与风速无关, 只与 m 相关联的关系式。

并不好。对于捕集效率的推定，最确当的方法是用现场粉尘进行采样形式的过滤试验。

4. 过滤除尘器

(1) 袋滤器(滤布过滤器,图 11-21) *应用广泛,形式多样,主要差别在于粉尘抖落机构的形式不同。

(2) 筛网过滤器 *采用网筛状过滤面。

(3) 逆向喷流过滤器
(reverse jet filter 美国商品名称) *用局部性的强烈逆向气流吹落粉尘,不用振动,由环形喷嘴上下反复运动进行清扫,不必停止正常的过滤操作,但需应用特殊的、结实的厚滤布,内部结构也稍为复杂。

(4) 脉动空气过滤器
*袋内有框架支撑,气流自外向内进行过滤,通过内侧上部喷嘴喷射的瞬时气流加以压力、振动进行粉尘抖落操作,此时正常的过滤几乎不受影响。

(5) 滤纸过滤除尘器

八、电 除 尘

如以高压整流装置所得的直流电压(数万伏)加于线形电极时,则在周围气体中引起电晕放电,产生很多正、负离子。离子中与线形放电极符号相反的由线形电极吸引陨灭;符号相同的移向对面的板状集尘电极,其间与气体中的粒子碰撞,使粒子带电并

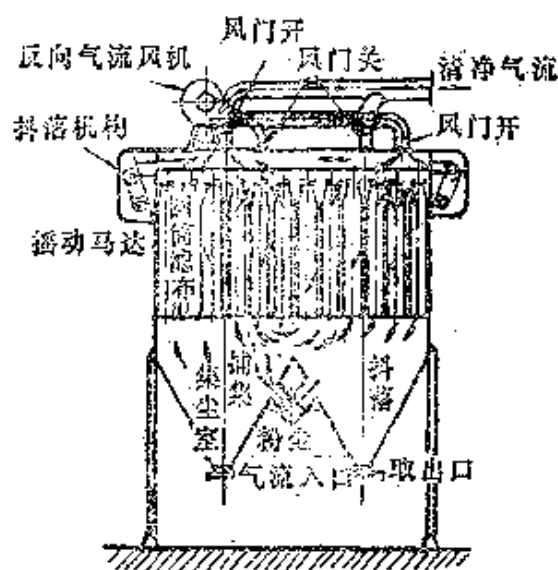


图 11-21 袋滤器(逆向气流振动抖落型)

一起被电极吸引,在集尘极上捕集。

〔注〕1. 电除尘时,若粒子浓度太高,则带电会不充分,以数 g/m^3 以下为好。气体速度太快时,会在粒子抵集尘极前就通过除尘区,故不应在规定的流量以上使用,

2. 粒子层电阻在 $10^{10} \Omega \cdot cm$ 以上时,由于积在集尘极上的粉粒层内电阻太大,减少了放电电流,使捕集性能降低;而且会在粉尘层内产生逆放电现象,使离子中和,捕集效率极度恶化。这种情况下可用喷雾等方式增加粉尘气流的湿度,降低粉尘的电阻。

1. 电晕放电(表 11-24)

表 11-24 由电晕放电形成静电除尘的粒子直径与移动速度

粒 子 直 径 [μ]	粒 子 的 移 动 速 度 [cm/sec]
$d_p < 1\mu$ 以下的粒子	$v = \frac{360C\epsilon_0 T E_s}{\mu}$
$d_p > 1\mu$ 以上的粒子	$v = \frac{k_0 d_p E_0 E_s}{12\pi\mu}$

〔注〕1. E_0 [esu/cm] 为带电部分的电场强度, E_s [esu/cm] 为集尘部分的电场强度, μ [P] 为气体粘性系数, T [$^{\circ}K$] 为带电部分的绝对温度, e_0 [4.8×10^{-10} esu] 为单位电荷, k_0 [-] 为粒子的介电常数, C [-] 为 Cunningham 系数, $C > 1$ 。

2. 电场强度相当于 $1 \text{ esu/cm} = 300 \text{ V/cm}$, $k_0 \approx 2 (\pm 0.5)$ 。

由电晕放电形成的静电除尘,主要是由带电电荷的库仑力作用,但由于粒子几乎在瞬间就达到了饱和带电量,故可认为作用于粒子的库仑力与 Stokes-Cunningham 的气流阻力相等。对于粒径 1μ 以下的粒子,粒子的移动速度 v [cm/sec] 不为粒径所左右而成一定值;对于 1μ 以上的粒子,则粒子移动速度 v 与粒径成正比。实际上,由于粒子的凝集等作用,速度总比表 11-24 中计算式求得的更大。

2. 捕集效率(图 11-22)

关于电除尘的捕集效率 η [%] 的理论算式如(11-17)式所示,

$$\eta = 100 \left[1 - \exp\left(-\frac{vA}{Q}\right) \right] \quad (11-17)$$

式中: v —粒子的移动速度[cm/sec],

A —集尘极的面积[cm²],

Q —气体流量[cm³/sec].

[注] 式(11-17)中的 A/Q 与气体的滞留时间成比例, 由实验也证实, 捕集效率 η 与滞留时间有式(11-17)的关系. 此式不只限于电晕放电, 是对整个电除尘都能适用的基础公式, A 相当于捕集的总表面积.

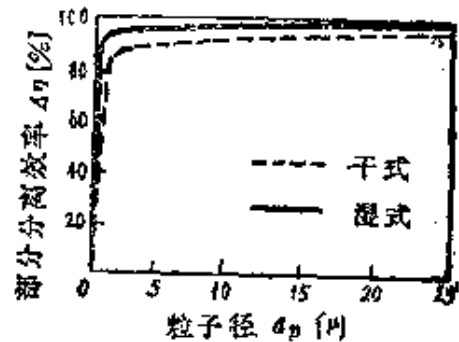


图 11-22 高却尔(Cottrell)的捕集性能(按 Stairmand)

作用于不带电的球形电介质粒子的电力可由下列(11-18)式求算.

$$\frac{\pi d_p^3}{4} \cdot \frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \text{grad} E^2 \quad (11-18)$$

式中: E —电场强度[esu/cm], ϵ —电介质粒子的介电常数.

3. 电除尘器

(1) 高却尔(Cottrell)除尘器(图 11-23) 由于用了负极作为放电极, 故不仅是负离子, 而且自由电子也参与放电作用. 与正电晕比较, 荷电量约大 50%, 成为火花放电电压高、放电也稳定的工业上广泛采用的电除尘器.

[注] 相当于放电极单位长度的电晕电流 i 与荷电电压实效值 V 间, 近似有如下关系 $i = \alpha V^\beta$

其中: α 是与温度成正比与湿度成反比的系数, 随粒度、粉尘浓度而变动. 指数 β 则为电极形状、布置、集尘极上堆积粉尘层的电阻等因素所左右.

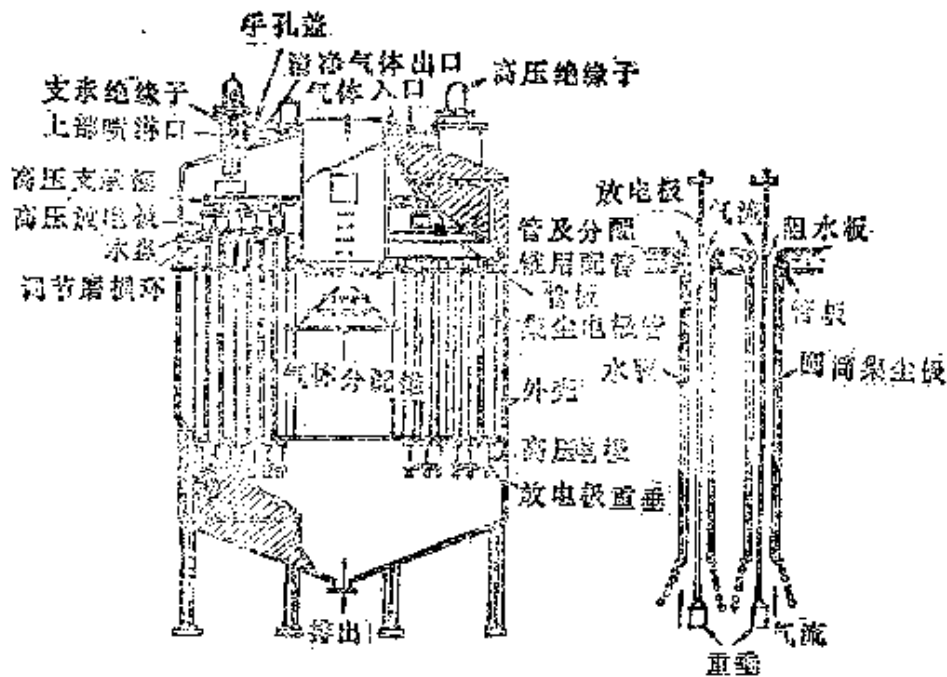


图 11-23 湿式高电压除尘装置(同心圆筒式)

(2) 其它电除尘器 主要用于空气调节方面。荷电部与集尘部分开,放电极正极,比负极放电除尘性能差,但因发生有害的臭氧及氮氧化物少,所以比较卫生。

- 〔注〕 1. 近年来采用了追踪气体及粉尘特性随时间的变化以保持最适电压的自动控制方式。
2. 由于采用锤击时切断电源,气流也只是停留在这一区域的方式(power off rapping 方式),使粉尘抖落良好,防止除尘效率下降。
3. 为了解决逆向放电及粉尘抖落的难题,如要求高性能时(湿式静电除尘)化费增加,还必须考虑排水处理问题。硫酸工业等使用的 mist-Cottrell (电除尘器)可认为是一种湿式电除尘设备。

九、声波除尘

是利用声波产生气体的振动,使粒子相互间碰撞,接触而凝集的原理以除尘的方法。适用于 $1\sim 5\text{g}/\text{m}^3$ 左右的粉尘浓度,需要有 $150\text{dB}(0.1\text{W}/\text{cm}^2)$ 以上的强大的声场强度。

1. 笛式(Siren)声波发生器(图 11-24)

正在考虑采用压缩空气与电动笛的方式，但由于经济性与噪音等原因很难实用化。

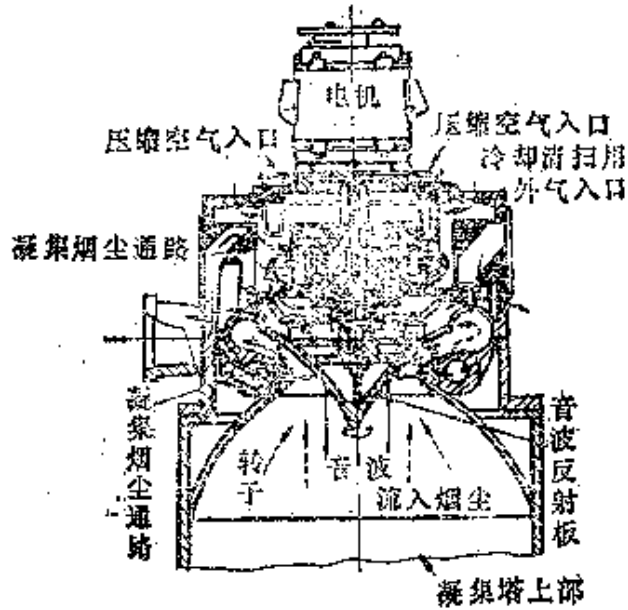


图 11-24 笛式(Siren)声波发生器

2. 声波的振动频率(图 11-25)

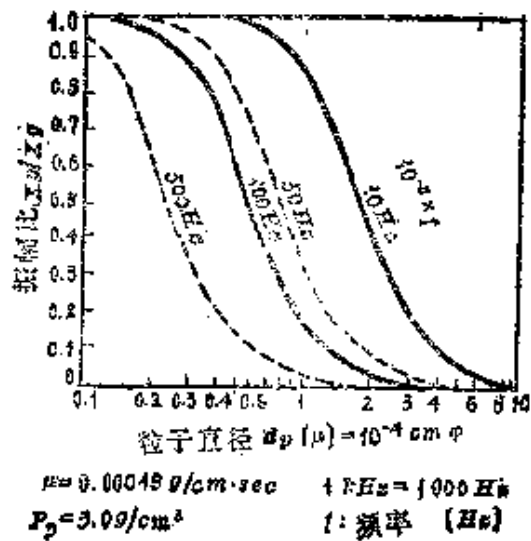


图 11-25 声波凝集特性(大气中)

对 1μ 左右的粉尘以 10kHz 左右为好。声波振动频率随粒子直径而异，若气体中同时存在随声波振动的小粒子与难以振动的大颗粒时，则可选择碰撞、接触可能性较大的一种振动频率。

$$\frac{x_0}{x_s} = \sqrt{1 + \frac{\pi \rho_s D_s^2 f}{9 \mu}} = \frac{1}{\cos \phi} \quad (11-19)$$

式中： x_0 —气体振幅[m]， x_s —粒子振幅[m]， f —声波振动频率[Hz]， μ —气体粘度[g/cm·sec]， ρ_s —粒子的真密度[g/cm³]， D_s —粒子直径[cm]， ϕ —气体与粒子的振动相位差。

3. 声场强度

声场强度 I [W/cm²] 可按下式求取(全部为 CGS 单位)。

$$I = 2\pi^2 \rho x_0^2 c f^2 \cdot 10^7 \quad (11-20)$$

式中： c —音速[cm/sec]， ρ —气体密度[g/cm³]。

§ 11-4 过 滤

将泥浆中所含的不溶性粒子通过滤材(多孔性物质)而分离成滤块(滤渣)与滤液的操作称为过滤*。应用各种多孔性物质作滤材经过滤而得的澄清液称为滤液，在滤材面上堆积的粒子层称为滤块(滤渣或滤饼)。而利用加压或减压作用以促进固-液分离的装置有过滤器、滤网、压力机等。

一、过滤的基础(表 11-25)

一般说过滤机理随浆料浓度而不同，而且可分为滤块过滤和滤材过滤(表 11-26)两种。

*通常，用过滤器、滤网等使用固-液分离的操作称为过滤，利用压力机的操作称为压榨；另外，为了分级、沉淀、浓缩、过滤、脱水等目的而利用离心力的机械性分离操作总称为离心分离。

表 11-25 粉体层内的层流、湍流式

基础定律	基础公式	解释事项
<p>Darcy 定律</p>	$Q = k \cdot \frac{A \Delta P g_c}{\mu l}$ <p>式中：Q—流量 (m³/sec)，A—粉体层截面积 (m²)， l—粉体层厚度 (m)，ΔP—粉体层间的压力降 (kg/m²)，μ—流体粘度 (kg/m·sec)，g_c—重力换算系数 (kg·m/kg·sec²)，k—渗透率 (m²)。</p>	<p>在流体以层流状态通过填充层、固定层等粉体层时，单位时间的流量 Q 与压力梯度 $\Delta P/l$ 成正比，与流体粘度成反比。</p> <p>〔注〕 以压力梯度为 1atm/cm，粘度 1cP 的流体，每单位截面积流量为 1cm³/cm²·sec 的透过率作为透过率单位，称为达西 (darcy)，故 1darcy = 9.87 × 10⁻⁹cm²。</p>
<p>Kozeny-Carman 公式</p>	$u = \left[\frac{\epsilon^3}{k_0 S_0^2 (1-\epsilon)^2} \right] \cdot \frac{\Delta P g_c}{\mu l}$ <p>式中：k₀ ≈ 5 称为 Kozeny 常数，S₀ (m²/m³)—以粒子体积为标准的比表面积。</p> $\left[S_0 \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon) \rho_0^2} \right] \cdot \frac{\Delta P g_c}{l}$ $= 5 (Re^*)^{-1} + 0.4 (Re^*)^{-0.1}$ $= 5 \left[\frac{u \rho}{S_0 \mu (1-\epsilon)} \right]^{-1} + 0.4 \left[\frac{u \rho}{S_0 \mu (1-\epsilon)} \right]^{-0.1}$	<p>由 Kozeny 推导的半理论公式，k₀ (Kozeny 常数) 随孔隙率 ϵ、粒子形状、排列、粒径范围而异。</p> <p>Carman 从很多研究者的实验数据中，推导出纯层流是经验的公式。若 $Re' \leq 1/4$ 时层流，与 Kozeny 式一致，亦得 $k_0 \approx 5$。</p>

续表 11-25

基础定律	参 考 公 式	解 释 事 项
<p>Leva 公 式</p>	$f_{H} = \psi \frac{D_s G}{\mu} = \frac{\Delta P g_c D_s \phi_s^{3-n} \epsilon^{3-n}}{2l G^2 (1-\epsilon)^{3-n}}$ <p>式中: f_H—摩擦系数(-), $G (=u\rho)$—表观质量速度 (kg/m²·sec), $D_s G/\mu$—雷诺数(-), n—指数, 为 $D_s G/\mu$ 的函数, ϕ_s—形状系数(-), D_s—与粒子体积相等的球体直径(m)</p> $p_1^2 - p_2^2 = \frac{2z R G^2 T}{g_c M} \left[\ln \frac{p_2}{p_1} + \frac{2 f_H l (1-\epsilon)^{3-n}}{\phi_s^{3-n} \epsilon^3 D_s} \right]$ <p>式中: p_1 (kg/m²)—上游侧绝对压力, p_2 (kg/m²)—下游侧绝对压力, $R = 847.2$ kg·m/kg·mol·°K 的气体常数,</p>	<p>为基于管内流动时范宁摩擦系数定义的半理论公式, ϕ_s (形状系数) 为同体积球的表面积与粒子真正表面积的比值, D_s (和粒子体积相同的球的直径) 在以 S_0 (m²/m³) 作为粉体层每单位体积的粒子表面积时有式</p> $D_s = \frac{6(1-\epsilon)}{\phi_s S_0} = \frac{6}{\phi_s S_0}$ <p>Leva 等还导出了左式。</p> <p>T—绝对温度(°K), M—分子量 (kg/kg·mol), v_1—上游气体的比容(m³/kg), v_2—下游气体的比容(m³/kg), z—气体的压缩系数。</p>
<p>Ergun 公 式</p>	$\frac{\Delta P g_c}{l} = 150 \left[\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \right] \cdot \frac{\mu u}{D_s^2} + 1.75 \times \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{G u}{D_s}$ <p>左式为修正摩擦系数 f_k, $Re = D_s G/\mu$</p> $f_k = \frac{\Delta P g_c}{l} \cdot \frac{D_s}{G u} = \frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} = 150 \times \frac{1-\epsilon}{Re} + 1.75$ <p>式中: D_s 以 ϵ/S_0 定义</p>	<p>通过厚度为 l (m) 的固定层的压力降 ΔP (kg/m²) 认为是由与表观流速 u (m/sec) 2 次方成正比比的层流阻力项和与 u (m/sec) 2 次方成正比的湍流阻力项的和组织而导出的, 对前者通用 Kozeny 式, 后者则适用 Burke-Plummer 实验式。</p>

表 11-26 按滤块过滤的目的不同分类

滤块过滤分类	① 只要回收尽可能浓厚的滤液的情况 ② 只要获得尽可能脱水的滤块的情况 ③ 滤液与滤块二者都需要的情况
--------	---

滤块过滤 现设想每单位过滤面积的滤块及滤材的阻力分别为 R_c [1/m] 和 R_m [1/m], 通过这些滤料的滤液流动作为层流状态时, 则滤块阻力 R_c [1/m] 与每单位面积上堆积的滤块(固体)质量 w [kg/m²] 成正比, 故下述关系式成立。

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{d\theta} = \frac{dv}{d\theta} = \frac{\Delta P g_c}{\mu (R_c + R_m)} \quad (11-21)$$

$$R_c = \alpha \cdot \frac{W}{A} = \alpha w = \alpha \cdot \frac{v \rho s}{1 - ms} \quad (11-22)$$

式中: θ —过滤时间[sec], $v (=V/A)$ —每单位过滤面积所得的滤液量 [m³/m²], ρ —滤液密度 [kg/m³], s —泥浆内固体的质量分率 [—], m —滤块的湿干质量比 [—], α —平均过滤比阻(在单位面积内, 每单位质量堆积干燥滤块的阻力 [m/kg])。

由上(11-21)与(11-22)式, 可导得如下滤块过滤的基础公式。

$$\frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{d\theta} = \frac{dv}{d\theta} = \frac{\Delta P g_c}{\mu \left(\frac{\alpha \rho s}{1 - ms} v + R_m \right)} \quad (11-21-1)$$

$$\frac{1 - ms}{\rho s} \cdot \frac{1}{A} \cdot \frac{dW}{d\theta} = \frac{1 - ms}{\rho s} \cdot \frac{dw}{d\theta} = \frac{\Delta P g_c}{\mu (dw + R_m)} \quad (11-22-1)$$

[注] 1. 除上述 α [m/kg] 外, 在滤块厚度为 l [m] 时, 以 $R_c = \alpha w = \alpha_0 l$ 定义, 相当于滤块层单位体积的阻力 α_0 [m/m³], 也称为平均过滤比阻值。

2. Sperry · Ruth 等人由实验导得平均过滤比阻(质量基准比阻) α 与过滤压力(通过滤块的压力降) ΔP 之间的关系为:

$$\alpha = \alpha' + \alpha_0 (\Delta P)^n \approx \alpha_0 (\Delta P)^n$$

式中： n —指数，为滤块压缩系数，

按 n 值大小有：

$n \approx 0$ ……非压缩性滤块

$n > 0$ ……压缩性滤块

α 值的标准如下：

$\alpha = 10^{11}$ m/kg ……阻力小的滤块

$\alpha = 10^{12} \sim 10^{13}$ ……阻力中等

$\alpha = 10^{13}$ 以上 ……物料难以过滤

表 11-27 各种非球形颗粒的形状系数 ϕ_s 值

粒 子 (性 状)	ϕ_s	粒 子 (性 状)	ϕ_s	
拉 西 环	0.80	砂	Flint 砂〔粗糙〕	0.65
弧 鞍 填 料	0.30		Flint 砂〔粗糙、扁平〕	0.43
螺旋环, Arnold 螺旋	0.20		Ottawa 砂〔近于球形〕	0.95
云 母	0.28		Wilcox 砂〔粗糙〕	0.60
玻璃(粉碎物)〔尖锐状〕	0.65		砂〔多角形〕	0.73
烟道粉尘	{ 熔融, 凝聚 熔融, 球形		砂〔圆球形〕	0.83
			平均值	0.75
铸 粉 末	0.89	软 木	0.60	
粉 煤	{ 粉碎物 自然物(最大9.5mm)		素描用木炭纤维	0.38

例 11-2 用压滤器将 $Al(OH)_3$ 的压缩性沉淀在等压状态下过滤时，若用 35mm 厚的滤框，则滤块充满框中需要 5 小时。现若换用厚度为 25mm 的滤框，试求滤块充满框中所需时间。

又，在原来厚度为 35mm 的滤框中，用滤液量 30% 的水在同一压力下洗净时，求洗净所需的时间。

解 现认为此情况滤块是均质压缩性的，由每单位面积等压过滤的基本方程式，

$$t = \frac{1}{2} kv^2 \quad (1)$$

表 11-28 滤 块 平 均 比 阻 α 值

滤 块	$\alpha = \sigma_0 (AP)^n$ [cm/g]			
	σ_0	AP [G/cm ²]	n	α
水泥原料泥(之一)	7.53×10^9	25.0~2000	[0.350~0.657]	0.25
水泥原料泥(之二)	$9.80 \times 10^9(1-0.048S^{1.6})$	1000~9000	[0.340~0.601]	0.236
胶质粘土	1.43×10^{11}	1760~7030		0.17
云母粘土	2.09×10^9	1760~7030		0.42
炭 黑	7.64×10^9	98.4~703		0.31
硅藻土(普通)	0.98×10^9	1760~7030		0.651
硅藻土(细碎)	1.64×10^8			0
超轻 CaCO ₃ (水液)	2.82×10^{10}	724~10500		0.14
CaCO ₃ ·Na ₂ P ₂ O ₇ (水液)	6.93×10^{10}	1580~31600		0.10
氧化铁 R-110(PH7.8)	3.47×10^{10}	1630~12100		0.34
氧化铁 R-110(PH3.45)	1.10×10^{12}	1595~32900		0.037
粘 土	$1.96 \times 10^{10}(1-0.744S)$	1000~9000	[0.025~0.252]	0.471
加工矽砂	2.10×10^{10}	1000~9000	[0.325~0.399]	0.235
香港淡红色高岭土(之一)	$1.66 \times 10^{10}(1-0.479S)$	1000~9000	[0.060~0.279]	0.332
香港淡红色高岭土(之二)	$1.31 \times 10^{10}(1-0.043S)$	1000~9000	[0.083~0.382]	0.332
香港暗黄色高岭土	$1.66 \times 10^{10}(1-0.741S)$	1000~9000	[0.060~0.279]	0.465
加工蛭石粘土	$1.42 \times 10^{10}(1-1.272S)$	1000~9000	[0.045~0.256]	0.600
原生蛭石粘土(之一)	$1.31 \times 10^{10}S^{-0.38}$	1000~9000	[0.094~0.329]	0.600
原生蛭石粘土(之二)	$3.98 \times 10^{10}(1-1.60S)$	1000~9000	[0.100~0.301]	0.513
碳 渣 钙	7.74×10^9	1760~7030		0.140
氧化亚铁	7.58×10^7	1760~7030		0.850
氢氧化镁	5.33×10^9	1760~7030		0.550
氢氧化铝	7.46×10^{10}	1760~7030		0.450
氢氧化铁	3.45×10^9	1760~7030		0.810
氧化硅(微粒)	4.41×10^9	132~908		0.760
Darco (G60)	4.34×10^9	253~786		0.290
硫化锌(高温)	1.10×10^{10}	259~803		0.440
硫化锌(低温)	8.64×10^9	255~806		0.890
打碎纸浆	1.19×10^8	1~90		0.570
未打碎纸浆	1.12×10^7	1~90		0.460
粗制糖(砂糖溶液)	3.14×10^8	173~663		0
枝下木节粘土	$\begin{cases} 3.70 \times 10^{11} \\ 4.85 \times 10^{11}(1-1.52S) \end{cases}$	$\begin{cases} 1000~9000 \\ 1000~9000 \end{cases}$	$\begin{cases} [0.05~0.15] \\ [0.17~0.35] \end{cases}$	$\begin{cases} 0.42 \\ 0.42 \end{cases}$
神明高岭土	$1.33 \times 10^{11}(1-0.90S)$	1000~9000	[0.074~0.423]	0.40

按题意，若充满厚度为 35mm 滤框的液量作为 v ，则因 $t = 5\text{hr}$ ，代入(1)式时有

$$kv_1^2 = 2 \times 5 \quad (2)$$

又因滤液量是与滤块厚度成正比的，故充满厚度为 25mm 滤框的滤液量 v 可认为是 $(25/35)v_1$ ，所求时间 t 即为：

$$t = \frac{1}{2} k \left(\frac{25}{35} v_1 \right)^2 = \frac{1}{2} \left(\frac{25}{35} \right)^2 kv_1^2 \quad (3)$$

将上(2)式值代入(3)式中，可得所需的时间 t 为：

$$t = \frac{1}{2} \left(\frac{25}{35} \right)^2 \cdot 10 = 2.55\text{hr} \quad (\text{滤框中充满滤块时间})$$

其次，洗净所需时间 t_w 对均质压缩性滤块应为 $t_w = kvv_w$ ，而对压滤器则用下式表示。

$$t_w = 4kvv_w \quad (4)$$

按题意为原先的滤框，上式(4)中的 v 值为 $v = v_1$ ，而 $v_w = \frac{30}{100}v_1$ ，故由式(4)可求得洗净所需时间 t_w 如下：

$$t_w = 4kv_1 \cdot \frac{30}{100}v_1 = 4 \cdot 0.30kv_1^2 \quad (5)$$

以上述(2)式值代入(5)式中，则有

$$t_w = 4 \times 0.30 \times 10 = 12\text{hr} \quad (\text{洗净所需时间})$$

二、滤块过滤器

在滤块过滤器中，根据使滤液流动的推动力分有加压过滤器、真空过滤器、离心过滤器等。

表 11-29 等压过滤与等速过滤

等 压 过 滤	等 速 过 滤
<p>是过滤压力保持一定的情况,式(11-21),式(11-22)中的m及α可认为在过滤过程中保持恒定。</p> <p>将此式积分,即可得Ruth的等压过滤方程式:</p> $(v + v_0)^2 = K(\theta + \theta_0)$ $v^2 + 2vv_0 = K\theta$ <p>式中: K称为等压过滤系数 [m^2/sec], 有如下关系。</p> $K = \frac{2\Delta P g_c (1 - ms)}{\alpha \rho s \mu}$ <p>圆筒型、圆盘型的旋转式连续过滤器操作为等压过滤,连续过滤方程式如下:</p>	<p>泥浆压入用泵采用定量排出泵时,在过滤初期相当长一段时间内,滤液流量成为定值,进行等速过滤。</p> <p>在等速过滤过程中,过滤压力随时间而升高,其关系式如下:</p> $p = \left[\frac{\alpha \mu \rho s}{g_c(1 - ms)} \cdot \frac{dv}{d\theta} \right] v + \frac{\mu R_m}{g_c} \cdot \frac{dv}{d\theta}$ <p>或 $p = \left[\frac{\alpha \mu \rho s}{g_c(1 - ms)} \cdot \left(\frac{dv}{d\theta} \right)^2 \right] \theta + \frac{\mu R_m}{g_c} \cdot \frac{dv}{d\theta}$</p> <p>变 压、变 速 过 滤</p> <p>一般设置涡壳泵进行的过滤过程为变压、变速过滤。</p> <p>不过利用泵的特性曲线可以进行解析计算。</p>

$$\frac{\mu R_m}{\Delta P g_c} \cdot \frac{\bar{V}}{AN} + \frac{\alpha s \rho \mu}{2\Delta P g_c (1 - ms)} \cdot \frac{\bar{V}^2}{(AN)^2} = \frac{F}{N}$$

$$b + \frac{1}{KN} \cdot \bar{v} = \frac{F}{v} \quad \text{而} \quad b = \frac{\mu R_m}{\Delta P g_c}, \quad \bar{v} = \frac{\bar{V}}{A}$$

K 如上式所示

式中: F —浸液过滤面积对全部过滤面积 $A(m^2)$ 之比 (—), N —圆筒旋转数

[1/sec], \bar{V} —单位时间内总滤液量(m^3/sec),

续表 11-29

等 压 过 滤		等 速 过 滤	
等 压 过 滤	等 速 过 滤	等 压 过 滤	等 速 过 滤
函数形	$\frac{d^2 \theta}{dV^2} = k_n \left(\frac{d\theta}{dV} \right)^n$ $Q = f(\theta)$	$V = f(\theta)$ $Q = f(V)$	$\frac{d \cdot \Delta P}{dV} = k_n (\Delta P)^n$ $\Delta P = f(V)$ $\Delta P = f(\theta)$
完全闭锁	$n = 2$ $V = Q_0 (1 - e^{-K_b \theta})$ $Q = Q_0 e^{-K_b \theta}$ $K_b V = Q_0 - Q$	$n = 2$ $\frac{\Delta P_0}{\Delta P} = 1 - \frac{K_b V}{Q_0}$ $\frac{\Delta P_0}{\Delta P} = 1 - K_b \theta$	
标准闭锁	$n = 3/2$ $\frac{Q}{V} = \frac{K_s}{2} \theta + \frac{1}{Q_0}$ $Q = \frac{Q_0}{(K_s V/2 + 1)^2}$ $Q = Q_0 \left(1 - \frac{K_s V}{2} \right)^2$	$n = 3/2$ $\left(\frac{\Delta P_0}{\Delta P} \right)^{0.5} = 1 - \left(\frac{K_s}{2} \right) V$ $\frac{1}{Q_0} \left(\frac{\Delta P_0}{\Delta P} \right)^{0.5} = \frac{1}{Q_0} - \frac{K_s}{2} \theta$	
中间闭锁	$n = 1$ $K_i V = \ln(1 + K_i \theta Q_0)$ $K_i \theta = \frac{1}{Q} - \frac{1}{Q_0}$ $Q = Q_0 e^{-K_i V}$	$n = 1$ $\ln \left(\frac{\Delta P_0}{\Delta P} \right) = K_i V$ $\frac{1}{Q_0} \ln \left(\frac{\Delta P_0}{\Delta P} \right) = K_i \theta$	
滤块过滤	$n = 0$ $\frac{Q}{V} = \frac{K_c}{2} V + \frac{1}{Q_0}$ $Q = \frac{Q_0}{(1 + K_c Q_0^2 \theta)^{0.5}}$ $K_c V = \frac{1}{Q} - \frac{1}{Q_0}$	$n = 0$ $\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = K_c Q_0 V + 1$ $\frac{\Delta P}{\Delta P_0} = K_c Q_0^2 \theta + 1$	

式中： K_b —完全闭锁定律的闭锁常数〔1/m³〕， K_s —标准闭锁定律的闭锁常数〔1/m³〕， K_i —中间闭锁定律的闭锁常数〔1/m³〕， K_c —滤块过滤定律的闭锁常数〔sec/m⁶〕， Q —滤液流量〔m³/sec〕， Q_0 —过滤开始时的滤液流量〔m³/sec〕， V —总滤液量〔m³〕， ΔP —过滤期中的过滤压力〔kg/m²〕， ΔP_0 —开始过滤时的过滤压力〔kg/m²〕， θ —过滤时间〔sec〕， n —随过滤机理而定的常数〔—〕， k_n —一般式中的常数(为 n 值所左右)。

通常，固体体积分率在 0.1% 以下的稀薄泥浆的过滤机理是极为复杂的，因此，Hermans-Bredée-Grace 对澄清过滤简单地假定—在滤材中的闭塞模型，导出如上所示的闭塞过滤定律。近年来在土木工程领域已研究出关于考虑滤材层深度的澄清过滤理论。

表 11-30 滤材具备的条件及其堵塞的原因

(a) 作为良好滤材的条件

滤 材 具 备 的 条 件	<p>① 过滤开始后, 不久即在滤材细孔上引起粒子的架桥现象。</p> <p>② 对滤液流动的阻力尽可能小。</p> <p>③ 粒子不会在滤材细孔中引起堵塞, 在使用过程中流动阻力也不会急剧增加。</p> <p>④ 表面平滑, 生成的滤块剥离容易。</p> <p>⑤ 适合于捕集粒子, 容易获得所希望澄清度的滤液。</p> <p>⑥ 摩擦、弯曲、拉伸等强度优良, 能耐过滤压力或机械性损耗, 化学性质上对温度也是稳定的, 而且滤材寿命应尽可能长些。</p>
---------------------------------	--

(b) 滤材堵塞的主要原因

堵 塞 原 因	<p>① 粒子进入滤材的细孔中而不能脱离。</p> <p>② 滤材, 特别是滤布纤维在使用中收缩或膨润。</p> <p>③ 与滤材接触的固体细粒, 由于物理, 化学作用而在滤材上凝结, 或形成化合物。</p> <p>④ 在过滤饱和溶液时, 特别容易发生堵塞倾向, 这是因为在滤材细孔中析出结晶而脱离却又非常困难。</p>
------------------	--

1. 加压过滤器(表 11—31, 11—36)

利用各种液体泵或压缩空气的压力, 在大气压以上的状态进行过滤操作。通常, 除去过滤初期阶段, 加压过滤的操作压力大多为 $3\sim 5\text{kg/cm}^2$ 左右(在 1.7kg/cm^2 以下的情况很少, 特殊情况下可达 35kg/cm^2)。

表 11-31 过滤器的种类

装 置	操作方式	形 式
加 压 过 滤 器	间 歇 式	① 加压努秋 (pressure Nutsche), 砂层过滤器 ② 压 滤 器 ③ 加压叶状过滤器 ④ 水平板型加压过滤器 ⑤ 工业型管状过滤器 ⑥ Butt 型过滤器
	连 续 式	⑦ 加压圆筒型(或圆盘型)过滤器 ⑧ 加压圆筒型被复过滤器 ⑨ Cart-Edco 型废泥浓缩装置
真 空 过 滤 器	间 歇 式	① 真 空 努 秋 ② Galigher 倾斜型过滤器 ③ 真空叶状过滤器
	连 续 式	④ 多室圆筒型真空过滤器 ⑤ 单室圆筒型真空过滤器 ⑥ 圆盘型真空过滤器 ⑦ 水平型真空过滤器
过 滤 增 稠 器		① Shriver 型连续式过滤增稠器 ② Peterson 型旋转圆盘澄清器
澄 清 过 滤 器		① 碟式过滤器 ② 压滤板(过滤片) ③ 被复加压澄清过滤器 ④ 盒式澄清器, 流线式过滤器

〔注〕 离心过滤在离心分离装置项中说明。

表 11-32 滤材的洗涤剂

滤 材 洗 涤 剂	① 水或温水 ② 肥皂, 无皂性皂液 ③ 酸性液 ④ 碱性液 ⑤ 溶剂 ⑥ 亚磷酸苏打液
-----------------------	---

表 11-33 长丝滤布与短纤维滤布的比较

长 丝 滤 布	<p>一般说, 比短纤维滤布有弹性, 织物表面平滑, 堵塞少, 过滤过程中, 滤布阻力增加少, 滤块剥离容易, 但在过滤初期会形成一些纸粒子的渗透现象。</p> <p>不会发生纤维混入滤块中的情况, 可将织物切口的毛头加热熔融来防止。</p>
短 纤 滤 布	<p>由于堵塞现象, 很快就不能再使用, 而且有纤维混进滤块中的可能。不过从过滤初期就易获得澄清滤液, 至于要获得澄清度高的滤液之处, 缺点是滤块剥离困难, 洗净次数自然要增多。</p>

表 11-34 滤布制造方法

拉伸强度	耐酸性能	耐碱性能	耐磨性能	耐有机溶剂性	吸湿性	密度	耐热性 (安全使用温度℃)
① 玻璃布	氟塑料	氟塑料	尼龙	玻璃	羊毛	玻璃	玻璃 (290~400)
② 尼龙	聚烯烃系	尼龙	聚氯乙稀	氟塑料	人造丝	氟塑料	氟塑料
③ 聚酯	聚丙烯酸	聚丙烯系	涤纶	聚丙烯	棉	涤纶	聚丙烯酸 (150)
④ 棉	聚丙烯酸类	涤纶	聚丙烯酸类	聚酯	醋酸纤维	棉	棉
⑤ 聚烯烃系	涤纶	聚氯乙稀	聚酯	尼龙	尼龙	尼龙	尼龙 (120)
⑥ 聚丙烯酸类	聚酯	聚丙烯酸类	聚丙烯酸	棉	亚乙烯二腈	聚丙烯酸类	亚乙烯二腈
⑦ 聚丙烯酸	聚氯乙稀	玻璃	聚烯烃系	人造丝	聚丙烯酸	聚氯乙稀	聚酯
⑧ 人造丝	亚乙烯二腈	棉	亚乙烯二腈	羊毛	聚酯	聚酯	醋酸纤维 (100)
⑨ 亚乙烯二腈	玻璃	人造丝	羊毛	聚丙烯酸类	聚丙烯酸类	醋酸纤维	人造丝 (100)
⑩ 涤纶	羊毛	亚乙烯二腈	人造丝	聚氯乙稀类	聚氯乙稀	羊毛	羊毛 (100)
⑪ 氟塑料	尼龙	聚酯	醋酸纤维	涤纶	涤纶	亚乙烯二腈	聚烯烃系
⑫ 醋酸纤维	棉	聚丙烯酸	棉	亚乙烯二腈	聚烯烃系	聚丙烯酸	聚丙烯酸类
⑬ 羊毛	醋酸纤维	醋酸纤维	氟塑料	聚烯烃系	氟塑料	尼龙	涤纶
⑭ 聚氯乙稀	人造丝	羊毛	玻璃	醋酸纤维	玻璃	聚烯烃系	聚氯乙稀

(注) 1. 涤纶(saxan); 亚乙烯二腈(vinylidene dinitrile).

2. 聚丙烯酸类(polyacryl系)为丙烯腈的共聚纤维, 含丙烯腈 88~95wt%(重量).

3. 聚丙烯酸类(polyacryl)含丙烯腈 85wt%(重量)以上.

4. 聚烯烃系(polyorifen系)含乙烯、丙烯或其它烯烃 85wt%(重量)以上.

表 11-35 棉 滤 布 与 其 它 滤 布

棉	滤	布	羊毛布与麻滤布	玻 璃 纤 维	绸 · 布
平	用于压滤器或比较粗粒的过滤等操作。机械强度最大，除渣操作容易。但由于织纹太密，细微粒子堵塞细孔，会使过滤阻力激增。		羊毛布比棉滤布更耐酸，使用于稀薄酸性液的过滤，或高粘性液体的澄清过滤。对碱的耐蚀性差。此外，滤材细孔的堵塞现象显著。	抗弯曲性能差、在物理强度和耐磨性不太重要的叶状过滤器中，用于强酸性液和高温液体的过滤。	平织绸布可用于机械性使用条件平稳的带式过滤器及冷氯氟酸的过滤等方面。
斜	用于真空过滤、滤叶过滤等比较低压力的过滤。滤材阻力小，不易堵塞。但在过滤初期，细小粒子容易通过滤布。不过如增加织纹密度，捕集粒子的性能也会提高，故亦广泛应用于压滤机等操作中。		麻滤布广泛用于压滤器的粗粒过滤方面。	混入石棉等纤维可提高抗弯曲强度。还常有在滤材中叠以有孔金属板或金属网使用的。	
斜	在中压或低压过滤中，各方面性能都比平织性能优越。具有平织与斜织二者中间的特性。				
断					
裂					
<p>棉滤布使用温度以95℃以下为佳，不耐酸，也会受强碱、酸性盐、金属盐的侵蚀。</p> <p>一般说，普通棉布对3~8%的硫酸，5%左右的碱、酒精、油类是稳定的。</p>					
合 成 纤 维	毛 毡 不 织 布	金 属 网	滤 纸 与 纸 浆	多 孔 性 过 滤 体	
<p>一般说比天然纤维价格稍高一些。尼龙有耐弱酸及耐碱性，维尼纶耐酸、耐碱性都极佳，甚至能耐70%的硫酸。</p> <p>化学性质及抗菌性能优良，应用广泛。</p>	<p>近年来在制药、涂料、精油、食品、饮料、水泥、染料工业等方面，开始采用羊毛毡及合成纤维毡。</p> <p>不织布是将各种纤维用树脂、热、溶剂及其它物料加工而成，这种不织布广泛用于精胶丝、冷却油、植物油、饮料的过滤等多种化学工业中。</p> <p>适用于重力过滤器、板框压滤机、各种加压及真空过滤器等，但不适于大型滤叶过滤器、旋转筒形真空过滤器。</p> <p>正在继续开发的还有不锈钢、铜、铝、玻璃等的各种纤维毡滤布。</p>	<p>主要用于纸浆及粗结晶粒子的过滤。材质为铁、不锈钢、蒙乃尔合金、镍、铜、青铜、黄铜、铝等。</p> <p>平织约作成400目左右。</p> <p>荷兰式(Dutch)织法用在细结晶品，纸浆过滤方面效果良好，但对软质不定形粒子的过滤容易引起堵塞。</p> <p>金属网与过滤助剂合用还可用在润滑油、汽油、高粘性液体的过滤中。</p>	<p>用于极细小粒子的挡集及稀薄泥浆的澄清过滤中。</p> <p>因容易破损，故需在支承或被复方法等方面下点功夫。</p> <p>滤纸也有能耐强酸强碱的。</p>	<p>在航空发动机等的澄清过滤器中，常用不锈钢或黄铜等烧结金属制的多孔板或多孔圆筒。</p> <p>炭素或石墨制的多孔板或圆筒具有各种空隙率，可用于酸碱的过滤。</p> <p>氧化铝、氧化硅、陶瓷器、铝砂等的过滤体可用于所有酸类(氢氟酸除外)的过滤，但不能用于强碱性液体。还有四氯乙烯等塑料制的多孔性过滤体。</p> <p>还有多孔和微孔橡胶，对弱酸强碱的耐蚀性极佳。</p>	

表 11-36 加压过滤器的优缺点

优点	① 过滤速度快, 每单位过滤面积所占的安装面积小。 ② 多数是间歇式, 这样使过滤操作富有通融性。 ③ 过滤装置的价格便宜。
缺点	① 由于多数是间歇式, 故很难用作连续操作系统的过滤装置。 ② 因大多是间歇式的, 所以人工费用增加。 ③ 也有连续式的装置, 但连续式多半缺少通融性, 价格高昂。

表 11-37 硅藻土助滤剂的化学组成(%)

	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	烧减量	其它
天然原矿	86.8	4.1	1.6	1.7	0.4	4.5	0.8
灼烧	91.0	4.6	1.9	1.4	0.4	0.3	0.4
白色	87.9	5.9	1.1	1.1	0.3	0.1	3.6

表 11-38 各种助滤剂的性能

助滤剂 (主要成分)	特 点	粗金属 网上的 堆积度	干燥滤块的 容积密度 [g/cc]	室温时的溶解度	
				酸性液	碱性液
硅藻土 (氧化硅)	一般用于要求最高澄清度的情况。	良好	0.26~0.35	微溶于弱酸	微溶于弱碱
珍珠岩 (玻璃片状 硅酸盐)	最适于旋转真空过滤, 也适于加压过滤、真空过滤。	中等程度	0.19~0.29	微溶于强酸	微溶于弱碱
混合助滤剂 (硅藻土, 或珍珠岩与石棉)	粗金属网滤材的被复用。	优良	0.22~0.32	微溶于弱酸	微溶于弱碱
沙尔加勃劳克 (纤维素)	粗金属网滤材的被复用, 改善另一性助滤剂的被复层性质, 吸附除去冷凝液中的油分。	优良	0.14~0.32	不溶于弱酸	微溶于弱碱与强碱
奈费弗尔(碳)	特别用于强苛性碱溶液的过滤, 需要助滤剂化学稳定性很高的情况。	中等程度	0.24~0.32	不溶于弱酸	弱碱、强碱中都不溶

表 11-39 各种助滤剂的选择方法

原 液 (过滤器)	应使用的等级			过 滤 助 剂					
	细 粒	中 粒	粗 粒	硅 藻 土	珍 珠 岩	纤 维 素	石 棉	碳	混 合 助 滤 剂
溶 剂 (加压叶状)		✓	✓	○	○				○
明 胶 { 压 滤 器 加压叶状	✓	✓		○			○		○
	✓	✓		○			○		○
甘 油 { 压 滤 器 加压叶状		✓		○					
		✓		○					
脂 肪、油 { 压 滤 器 加压叶状 水平圆盘型	✓	✓		○	○		○		
	✓	✓		○	○		○		○
	✓	✓		○	○				
润 滑 油 添 加 剂 { 压 滤 器 加压叶状 旋转被复式	✓	✓		○	○				
	✓	✓		○	○				○
	✓	✓		○	○				
合 成 树 脂 { 压 滤 器 加压叶状 水平圆盘型		✓	✓	○	○				
		✓	✓	○	○				
		✓	✓	○	○				
氢 氧 化 钠 溶 液 { 压 滤 器 加压叶状		✓		○		○		○	
		✓		○		○		○	○
电 解 质 卤 水 (加压叶状)		✓		○	○	○		○	
前 过 滤 (加压叶状)				○	○				
啤 洒 精 制 过 滤 { 压 滤 器 加压叶状 水平圆盘状	✓			○			○		○
	✓			○			○		○
	✓			○			○		○
啤 洒、麦 芽 汁 (加压叶状)			✓	○	○				
葡 萄 酒 { 压 滤 器 加压叶状	✓	✓		○		○	○		○
	✓	✓		○		○	○		○
橡 胶、粘 接 剂 { 压 滤 器 加压叶状		✓	✓	○	○				
		✓	✓	○	○				

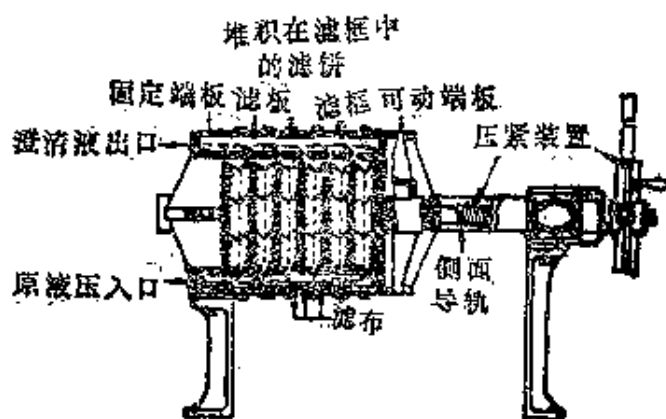
续表 11-39

原 液 (过 滤 器)	应使用的等级			过 滤 助 剂					
	细 粒	中 粒	粗 粒	硅 藻 土	珍 珠 岩	纤 维 素	石 棉	炭	混 合 助 滤 剂
钠提取液 { 压 滤 器 加压叶状 旋转被复型		✓		○	○				○
原秀加(淀粉的猪液) { 压 滤 器 加压叶状 旋转被复型		✓		○	○				
蔗 糖 汁 { 压 滤 器 加压叶状	✓	✓		○	○				○
甜菜糖汁 { 压 滤 器 加压叶状		✓		○	○				○
水 { 加压叶状 旋转被复型		✓	✓	○	○	○			○
熔 融 硫 { 压 滤 器 加压叶状		✓	✓	○	○	○		○	
抗菌素培养液 { 压 滤 器 加压叶状 旋转被复型		✓		○	○				○
消 漆 { 压 滤 器 加压叶状 水平圆盘型		✓	✓	○	○				○
果 胶 { 压 滤 器 加压叶状	✓	✓		○					○
硫酸钛(萃出液) { 加压叶状 旋转被复型		✓		○					○

〔注〕 其中，混合助剂为硅藻土·石棉及硅藻土·纤维素等。

(1) 加压空吸滤器与砂层过滤器 陶瓷器制的加压滤器的过滤压力在 $2\text{kg}/\text{cm}^2$ 以下，与砂层过滤器一样，结构简单。由于在压缩空气的压力下进行过滤，故对危险品也能安全地进行过滤。

(2) 压滤器(图11-26) 因结构简单所以应用广泛，有凹板型与板框型二类。滤板材质除各种金属材料(铸铁、铸钢、不锈钢、铅、铜、青铜、镍、铝、蒙乃尔合金等)外，还可应用各种合成树脂，有橡胶衬里或合成树脂涂复的木材、金属，环氧树脂涂复的木材等。



(a) 板框压滤机(框角加料, 密闭式)



(b) 压滤机的洗净方式

图 11-26 压 滤 机

表 11-40 压 滤 器 的 优 缺 点

优 点	缺 点
① 几乎可用于各种浆料的过滤。 ② 结构、操作简单，折旧费也少，便宜。 ③ 材质、设计方面灵活性大，可利用高压，观察过滤过程很方便。 ④ 必要时可进行滤块洗净，能得水分较少的滤块。 ⑤ 动力消耗少，与安装面积比较过滤面积大。	① 拆卸、清洗、组合时花费时间与人工，不适于大量固体的处理。 ② 滤布的机械损伤较大。 ③ 不适于挥发性物质，有毒物质的过滤。 ④ 过滤操作周期随滤块充满滤框中的时间而定，要得洗净程度高的干燥滤块(特别是压缩性滤块时)，需要较长时间。

表 11-41 各种规格的压滤器容量

滤板尺寸 (in)	最高使用压力 [kg/cm ²]		有效过滤面积 [m ²]		滤块容量 [m ³]	
	金属制	木 制	金属制	木 制	金属制	木 制
7	14.0		0.05		0.00064	
12	10.5	7.0	0.16	0.08	0.0020	0.0010
18	10.5	7.0	0.36	0.21	0.0046	0.0027
24	7.0	7.0	0.65	0.45	0.0083	0.0057
26	7.0		0.74		0.0094	
30	7.0	5.4	0.97	0.68	0.0123	0.0086
32	7.0	5.4	1.12	0.77	0.0142	0.0098
36	7.0	4.6	1.45	0.97	0.0184	0.0123
43 $\frac{1}{4}$	7.0	4.6	2.06	1.40	0.0262	0.0178
48	7.0	3.9	2.60	1.83	0.0330	0.0232
56		3.5		2.54		0.0336
64	7.0		4.55		0.0578	

〔注〕 1. 最高使用压力(kg/cm²)是指对标准型压滤器的压力。

2. 有效过滤面积(m²)是指一块滤板两面的面积。

3. 滤块容量(m³)是指每 in 滤框厚度的滤块容量。

表 11-42 旋转圆筒型过滤器的过滤面积[m²]

圆筒直径 (ft)	圆 筒 长 度 (ft)											
	1	2	3	4	6	8	10	12	14	16	18	20
3	0.8	1.7	2.5	3.3	5.0							
4		2.3		4.6	7.0	9.3						
5 $\frac{1}{4}$				6.0	9.3	12.1	15.3					
6		3.3	5	6.7	10.0	14.0	17.6	21.0				
8						18.6	23.2	27.9	32.5	37.2		
10							28.8	34.6	40.3	46.1	51.8	57.6
11 $\frac{1}{2}$								39.9	46.5	53.0	60.2	
12								42.4	49.4	56.5	63.5	70.6
14									56.7	65.0	73.4	

〔注〕 上表所示为 Oliver 旋转圆筒型真空过滤器的过滤面积。

表 11-43 按浆料性质选择过滤器的方法

浆料	适用的过滤器			过滤压力	能耗	出力	备注
	压滤器	压筒型	真空连续型				
水泥浆			✓	460~640(mmHg真空)	2000~9800(kg/m ² ·day)		粉碎的石灰石和页岩或粘土
下水泥浆			✓	560~610(mmHg)	120~1200(kg/m ² ·day)		凝致性泥状
结晶、盐			✓	50~150(mmHg)	15000~59000(kg/m ² ·day)		结晶质、粒状
氯化钙和氯化镁			✓	460~640(mmHg)	2000~9800(kg/m ² ·day)		细粉碎石英矿物
浮选精矿			✓	460~640(mmHg)	2000~8800(kg/m ² ·day)		细粉碎矿物
精矿与砂 (比重差矿物)			✓	50~150(mmHg)	49000~340000(kg/m ² ·day)		几乎不含泥渣的金属、非金属矿物
纸浆、纸			✓	150~500(mmHg)	980~5900(kg/m ² ·day) (H ₂ O ₃ .7~49m ³ /m ² ·hr)		易过滤的纤维
蔗糖汁、饮料	✓	✓	✓	2.8~3.5(kg/cm ² ·G) 500~690(mmHg真空)	1.5~57(m ³ /m ² ·day) 980~2400(kg/m ² ·day)		含有少量固体—助滤剂的糖浆溶液，粘附性非结晶质的细粉
颜料	✓	✓		2.3~3.5(kg/cm ² ·G)	间歇操作		
油漆	✓			1.1(kg/cm ² ·G)	0.2(m ³ /m ² ·hr)		混浊粘性液，用过滤助剂高温过滤。
蔗糖泥			✓				植物纤维和蔗糖汁
矿物油 (含蜡、无蜡)		✓ ✓		最大3.5(kg/cm ² ·G)	(酒精油) 0.12~1.2(m ³ /m ² ·hr) (汽油) 1.0~3.0(m ³ /m ² ·hr)		从石油制品中除去脱色用粘土(粘土1~20%)。

(3) 加压叶状过滤器(表 11-44,图 11-27) 一般说比压滤器的

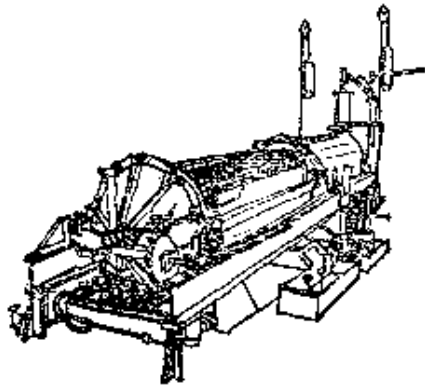


图 11-27

凯莱(Kelly)型过滤器

的通用性差,但非常适用于挥发性物质、有毒物质的过滤及需调节温度之处。此外,只要在允许的最大滤块厚度以内,除可进行过滤操作外,当以回收滤液为操作目的时,还能进行滤块的清洗流送。加压叶状过滤器中有 Kelly 型过滤器*、Sweetland 型过滤器**、Vallez 型过滤器***、垂直型加压叶状过滤器**** 等。

表 11-44 加压叶状过滤器的优缺点

优 点	<ul style="list-style-type: none"> ① 结构简单,滤材的机械性损耗小。 ② 若细心操作,可进行效率良好的置换洗净。 ③ 由于可用喷淋法进行滤块的清洗流送和用反吹法除去滤块(除渣),故人工费比压滤器节约。
缺 点	<ul style="list-style-type: none"> ① 不能期望获得如压滤器中所得的干燥滤块。 ② 滤材的替换需花费时间与劳力。 ③ 若要求过滤压力在 $4\text{kg}/\text{cm}^2$ 以上时,装置价格昂贵。 ④ 为防止滤块脱落与降低洗净效率,需有必要的措施。 ⑤ 除原料液循环外,无其它方法可防止粒子沉降。 ⑥ 在不使用旋转滤叶时,会形成不均匀的滤块,常使洗净效率降低。 ⑦ 在原料液浓度、过滤特性发生变化时,很难确定最终滤块厚度,如不配备检浊器,后处理操作比较困难。

* Kelly 型一般过滤压力在 $4\text{kg}/\text{cm}^2$ 以下,过滤面积 $3\sim 120\text{m}^2$,容易保温。

** Sweetland 型过滤面积 $0.93\sim 97\text{m}^2$,滤液由公用的滤液管中取出。

*** Vallez 型为水平式加压叶状过滤器,在圆形滤叶的中心部分装有转轴(1rpm)。

**** 垂直型在普通圆筒下部安装有清洗滤叶。

(4) 水平板型加压过滤器(表 11-45, 图 11-28) 是将水平圆形滤板(直径 20~84cm) 叠置在压力容器中进行操作的设备。一般只是滤板的上面作为过滤面, 也有上下两面都是过滤面的。过滤压力最高可达 $20\text{kg}/\text{cm}^2$, 板数 24 块, 过滤面积有 14m^2 。

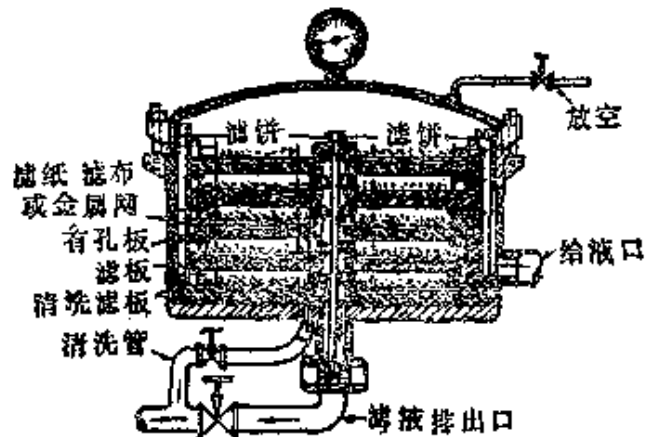


图 11-28 水平板型加压过滤器

表 11-45 水平板型加压过滤器的优缺点

优点	<ul style="list-style-type: none"> ① 过滤装置简单、清洁, 容易无菌洗净。 ② 能获得均匀的滤块, 洗净效率高。
缺点	<ul style="list-style-type: none"> ① 只能用于较小的装置。 ② 上部空间的安装面积稍大。 ③ 清扫与滤材替换仍要消耗劳资, 但比压滤器稍优。

(5) 工业型管状过滤器 是一种小型的过滤装置, 滤块的清除操作非常方便。位于水平压力圆筒内的 1~36 根管状过滤体内侧卷以滤纸, 可得香肠样的滤块。

(6) Burt 型过滤器 主要用于锌的电解精炼时, 硫酸锌的过滤或冶金工业中萃取残渣的过滤。

(7) 加压圆筒型(或圆盘形)过滤器(表 11-46) 在处理浆料(泥浆)时, 用于要求过滤压力在 $1\text{kg}/\text{cm}^2$ 以上的连续过滤操作中。

表 11-46 连续式、加压圆筒型(或圆盘型)过滤器的优缺点

优点	① 连续式、操作方便。 ② 与真空过滤比较可利用高的压力差，用于不适于真空过滤的挥发性物质的处理等方面。
缺点	① 装置复杂，清除滤块困难。 ② 比连续式真空过滤器价格稍贵。 ③ 只能限于比较低的使用压力。

(8) 加压圆筒型被复过滤器 过滤面积大体在 15m^2 以下，形式与真空过滤器相同。

(9) Carter-Edco 型废泥浓缩装置 主要用于处理下水道污泥，根据需要也有在泥浆中混入纸浆而将滤块燃烧处理的。是一种每日(24hr)固体处理量为 1~8 吨左右的连续式加压过滤器*。

2. 真空过滤器(表 11-47) 是在滤材背面形成真空状态、另一面为大气压的过滤操作。浆料由低压泵或重力作用供给，滤液则利用自吸式涡壳泵、涡轮泵或气压管排出。通常用于式真空泵

表 11-47 真空过滤器的优缺点

优点	① 容易作成连续操作，劳资消耗少，可以连续加工处理大量物料。 ② 因过滤面处于大气压下，修理、检查方便。 ③ 一般说，过滤装置的维持费用便宜。
缺点	① 必须保证真空。 ② 对于低沸点物料，高温物料等挥发性较大的无法使用。 ③ 由于过滤压力有限制，故不适于过滤比阻值高的物料。 ④ 缺乏通用性，无法适应原料液流量、粘度、固体性质变化的情况。

* 连续式加压过滤器价格高，要求操作熟练，而且并不比间歇式装置节约太多劳资，故用途不广，但适用于不宜用连续式真空过滤器操作的挥发性与高温物料的过滤，可得润湿度比真空过滤较低的滤块。

比用湿式的多，有时也有只用气压管而不需再用真空泵的。

一般说，真空过滤器大多是连续式设备，但也有少数间歇式的。

(1) 真空吸滤器 真空泵为其重要辅机，它的动力消耗占了全过滤装置的大半。在过滤比阻的平均值超过 $3.4 \times 10^{11} \text{m/kg}$ 、而滤块的压缩性又明显时，还是用加压过滤为宜。

(2) Galigher 倾斜型过滤器 主要用于浮选的附属操作。滤块的去渣操作方便，操作原理与真空吸滤器相同，标准型的过滤面积为 $0.65 \sim 1.76 \text{m}^2$ 左右。

(3) 真空叶状过滤器

1) Moore 型过滤器(表 11-48, 图 11-29)

2) Vacu-Flow 型叶状过滤器

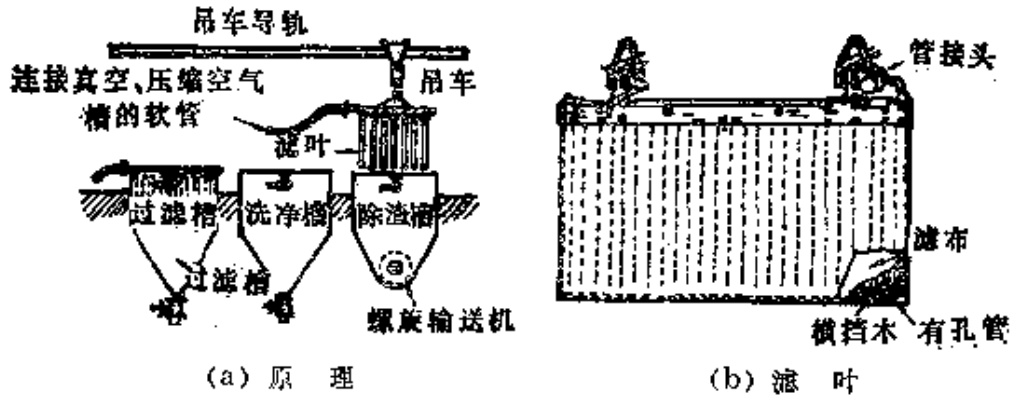


图 11-29 Moore 型过滤器

表 11-48 Moore 型过滤器的优缺点

优 点	① 过滤操作简单。 ② 除去滤块后的滤叶检查,不良滤叶的替换容易。 ③ 适于长时间的过滤操作,有可能获得完全的洗净。
-----	--

(4) 连续式、多室圆筒型真空过滤器 连续式真空过滤器可分成圆筒型、圆盘型及水平过滤器(table, pan、belt 型)三种,在各种工业过程中都广泛应用。

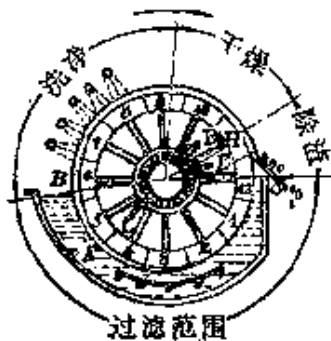


图 11-30

连续式旋转圆筒型
过滤器

- 1) Oliver 型过滤器(图 11-30)
- 2) 纹条型过滤器
- 3) 盘管过滤器
- 4) Eimco 带式过滤器
- 5) Oliver 型顶部供液式过滤器
- 6) Dorcco 型过滤器
- 7) FE、inc 型过滤器

8) 连续式真空被复过滤器

(5) 连续式、单室圆筒型真空过滤器 对于非常薄的滤块,也能进行满意的处理,常用于过滤速度很慢的原料液的过滤。属于单室圆筒型真空过滤器的有 Bird-Young 型过滤器(表 11-49,图 11-31)。

表 11-49 Bird-Young 型过滤器的优缺点

优 点	① 可以高速旋转,对空气、滤液流动的内部阻力小。 ② 过滤能力大。 ③ 洗净效果良好。
缺 点	价格约为同样尺寸的 Oliver 型过滤器的 2 倍。

(6) 连续式、圆盘型真空过滤器 是将木材、铁、青铜制的扇形滤叶约 10~16 个以垂直的平面圆盘状固定在旋转轴上,几个平面圆盘在轴上又以等距离配置的装置。代表性设备为美国式过滤器(表 11-50,图 11-32)。

(7) 连续式、水平型真空过滤器(表 11-51) 用于冶金工业、菜籽油的溶剂萃取、在湿法磷酸流程中石膏及残留物的过滤。

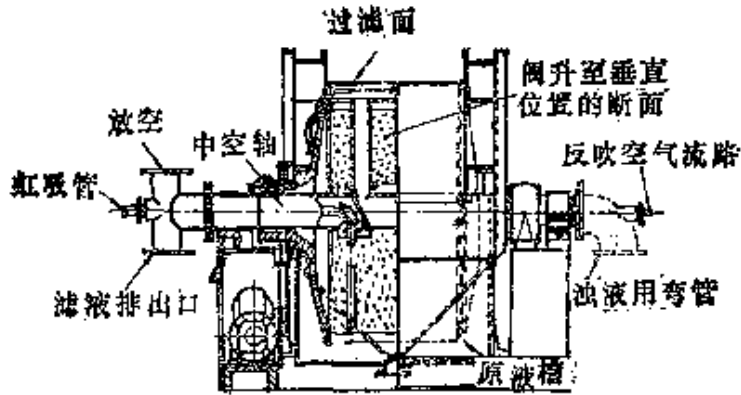


图 11-31 Bird-Young 型过滤器

表 11-50 美式过滤器的优缺点

优点	① 在连续式过滤器中,这种装置价格最便宜。 ② 过滤的处理能力大。
缺点	洗净效果不佳。

表 11-51 连续式、水平型真空过滤器的优缺点

优点	① 可以各自独立地选取滤块厚度,洗净时间与干燥周期。 ② 对大密度沉降性粒子的过滤,效果特别优异。 ③ 可以进行逆流洗净与逆流浸出。
缺点	价格比圆筒型更高,每单位过滤面积的安装面积较大。

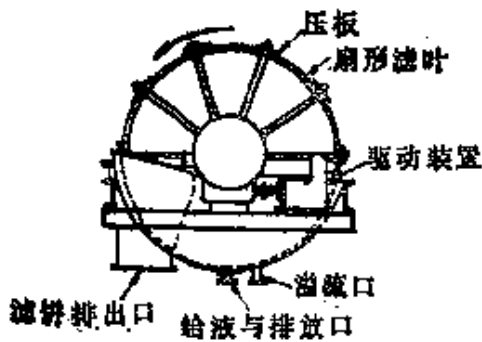


图 11-32 美国式过滤器

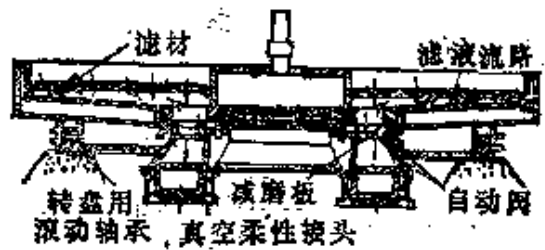


图 11-33 水平台式过滤器

1) 水平台式过滤器(图 11-33)

2) 倾斜盘式过滤器

3) 水平带式过滤器

3. **过滤增稠器** 用过滤作用使原料液浓缩的装置称为过滤

增稠器。经济的浓缩法原应采用重力作用的沉降槽，但在设置沉降槽的建筑物、空间不能确保时，可用过滤增稠器。

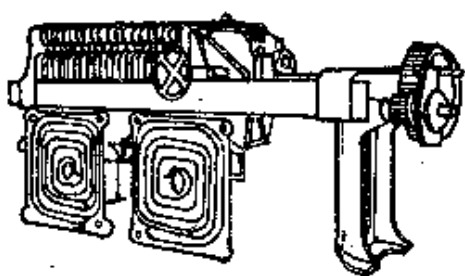


图 11-34

过滤增稠器(Shirver 型连续式)

过滤增稠器的代表性装置有如下二种：

(1) Shirver 型连续式过滤增稠器(图 11-34)

(2) Peterson 型旋转圆盘澄清器

4. **澄清过滤器(清净过滤器)**

广泛应用于制药工业、溶剂回收、电镀液、燃料与润滑油、饮料与水的过滤。而且，纺丝液与润滑剂的澄清过滤，在纤维抽丝和薄膜挤出操作中是重要的一环。

一般说，澄清过滤器要比滤块过滤器价格低廉，其形式有下列几种：

(1) 碟式过滤器

(2) 压滤板

(3) 过滤片

(4) 被复加压澄清过滤器

(5) 盒式澄清器

(6) 流线式过滤器

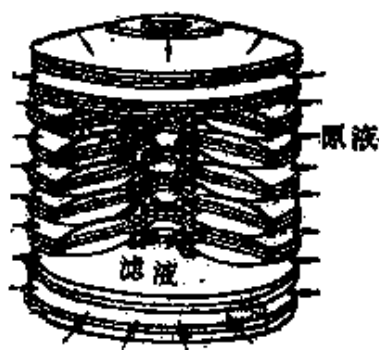


图 11-35

碟式过滤器本体

〔注〕1. 流线式过滤器只能存留少量固体，为避免粒子堵塞，需时常清理。

2. 连续清扫式有 Cuno 公司出品的 Flo-Klean 型与 Auto-Klean 型。

§ 11-5 离心分离

在一进行等速圆周运动的质点 P 上(图 11-36), 存在与旋转轴垂直、离中心为 r 的半径方向的作用力, 这一被称为离心力 F_c 的数值可用下式(11-23)表示.

$$g_c F_c = m \omega^2 r = \frac{m v^2}{r}$$

$$= \frac{m n^2 \pi^2 r}{900} \quad (11-23)$$

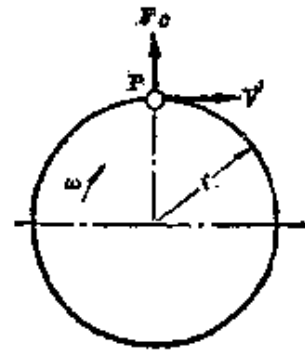


图 11-36

离心力的原理图

式中: F_c —离心力[kg], r —旋转半径[m],
 m —质点的质量[kg], ω —角速度
[rad/sec], n —转数[rpm], v —圆
周速度[m/sec].

在表示离心力的大小时,常用离心力 $g_c F_c$ 与重力 mg 的比值,称为离心效应;或用作用在单位质量上的离心力 $g_c F_c/m$,称为离心加速度.

$$\text{离心效应为: } Z = \frac{g_c F_c}{mg} = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{v^2}{gr} = \frac{n^2 \pi^2 r}{900g} = \frac{a}{g} \quad (11-24)$$

$$\text{离心加速度为: } a = \frac{g_c F_c}{m} = \omega^2 r = \frac{v^2}{r} = \frac{n^2 \pi^2 r}{900} = Zg \quad (11-25)$$

式中,离心效应为一无量纲项,而离心加速度单位为[m/sec²].

一、离心沉降机

为利用离心力场进行粒子分离操作的装置.首先考察关于固-液系离心沉降机与液-液系离心沉降机的基本事项(表11-53).

表 11-52

关于离心力场的力学

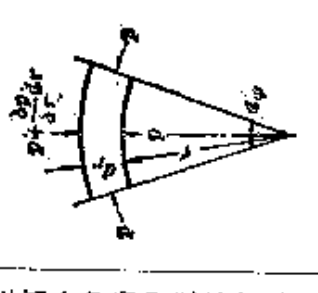

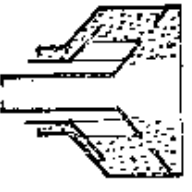
在离心力场中液体的压力	旋转圆筒中产生的应力	旋转体的能量	固排出液体而失去的动力
<p>重要的是要求得到旋转体内液体的压力分布状态。如左图所示，在重力方向上取一旋转轴，取一与此轴相垂直的截面，假定有一边在此截面上的某一微分体积，对其求取表示力平衡的微分关系式，加以变换整理，一般，任意位置的压力为</p> $g_c p = \int \frac{\partial p}{\partial r} dr + \int \frac{\partial p}{\partial z} dz$ 	<p>由薄壁圆筒本身质量所产生的应力近似如下式：</p> $g_c T_r = \rho_r \omega^2 r^2$ <p>式中：T_r—拉伸应力(kg/m²)，ρ_r—圆筒材料的密度(kg/m³)，r_2—圆筒的近似半径(m)。</p> <p>如上图，旋转圆筒内的液体使圆筒产生的应力为</p> $g_c T_t = \frac{\rho \omega^2 r_2 (r_2^2 - r_1^2)}{2s}$ <p>式中：T_t—拉伸应力(kg/m²)，s—壁厚(m)，合成应力 T_c 由上两式可得：</p> $g_c T_c = \omega^2 r_2 \left[\rho_r r_2 + \frac{\rho (r_2^2 - r_1^2)}{2s} \right]$ <p>其中 T_c—合成应力(kg/m²)。</p>	<p>在物体绕旋转轴旋转时，</p> $I \frac{d\omega}{dt} = g_c T$ <p>式中：I—旋转体的惯性动量(kg·m²)，T—作用于旋转体的转矩(kg·m)，θ—时间(sec)。</p> <p>如加速度力 P_B 与转矩间，有下式关系，</p> $P_B = T \omega$ <p>式中：P_B—加速度力(kg·m/sec²)，由上两式，可得加速度力 P_B 值为</p> $g_c P_B = \frac{I \omega^2}{2\theta}$ <p>式中：θ—加速时间(sec)，旋转体的能量 E 如下式所示：</p> $g_c E = \frac{I \omega^2}{2} = g_c P_B \theta$ <p>式中：E—旋转体的能量(kg·m)。</p>	<p>旋转容器内任意两半径间的压力差 ΔP 为</p> $g_c \Delta P = \rho \int_{r_1}^{r_2} \omega^2 r dr$ <p>如液体角速度一定时，则压力差 ΔP 为</p> $g_c \Delta P = \frac{1}{2} \rho \omega^2 (r_2^2 - r_1^2) = \frac{1}{2} \rho (v_2^2 - v_1^2)$ <p>式中：ΔP—压力差(kg/m²)，r_1, r_2—半径(m)，$v_2 > v_1, v_1, v_2$—半径 r_1, r_2 处的圆周速度。</p>
<p>固排出液体而失去的动力</p> <p>旋转体内的液体由排出口排出，其失去动力 P_L 为</p> $g_c P_L = \frac{G \omega^2 r^2}{2}$ <p>式中：P_L—失去动力(kg·m)，G—单位时间内排出液体的质量(kg/sec)，r—排出口半径(m)，v—排出口圆周速度(m/sec)。</p>			

表 11-53 固-液-液系离心沉降机

固-液系	液-液系	离心沉降面积
<p>设定处理悬浮液的固-液系离心沉降机模型,考察存在于旋转体内的粒子群中一个粒子的运动。</p> <p>使此粒子完全分离的条件可以认为是:粒子的沉降时间应比粒子在旋转体内停留的时间短,即</p> $\frac{X}{u} < \frac{V_0}{Q_f}$ <p>式中: X—有效沉降距离[m], u—平均、有效沉降速度[m/sec], Q_f—处理量[m³/sec], V_0—旋转体内液体有效体积[m³].</p> <p>现若假定 u 与在离心力场中将按司托克斯效应表示的终端速度式中的 g 用 $\bar{z}g$ (\bar{z} 为平均离心效应) 代换后的 u_m 值相等,则处理量 Q_f 为</p> $Q_f < u \frac{V_0}{\bar{z}} = u_m \bar{z} \cdot \frac{V_0}{\bar{z}} = u_m s$ <p>表示实际处理量的算式,只要将不等号改为等号即可,如下式:</p> $Q_f = \eta u_m s$ <p>式中: η—与分离性能有关的系数[—], s—离心沉降面积[m²], \bar{z}—平均离心效应[—].</p>	<p>静的</p>  <p>动的</p>  <p>用作分离的轻、重两种液体只是少量加入时,则在旋转体内形成轻、重二液的界面,此界面称为静的界面。</p> <p>在将轻、重两液的混合物以通常流量加入时,在旋转体内同样存在两液体的界面,这一正在运转操作的界面称为动的界面。</p> <p>静的界面半径 r_s [m] 可以下式表示:</p> $r_s = \left(\frac{\rho_H r_H^2 - \rho_L r_L^2}{\rho_H - \rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$ <p>式中: ρ_H, ρ_L—重液、轻液的密度[kg/m³], r_H, r_L—重液、轻液的排出半径[m].</p>	<p>以动的界面为准,分成重液侧和轻液侧的离心沉降面积。</p> <p>为了在最适条件下操作,可按下列原则确定动的界面位置。</p> <p>① 要求重液澄清时,(给料流量/重液侧的离心沉降面积)的值要小。</p> <p>② 要求轻液澄清时,(给料流量/轻液侧的离心沉降面积)的值要小。</p> <p>③ 液-液系加料口位置应与动的界面位置相一致。</p>
	<p>关于液-液系分离的理论,与固-液系的情况几乎相同,所不同的只是重液(H)和轻液(L)的界面与分离性能有关。</p>	

1. 固-液系的离心沉降面积

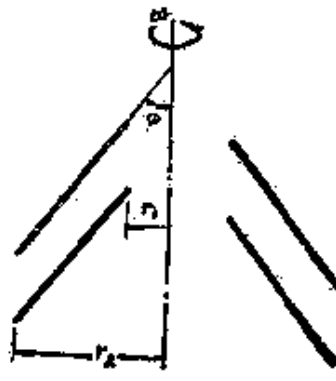
对于圆筒型与分离板型的离心沉降面积 S 分述如下。

表 11-54 关于固-液系放大的注意事项

固-液系的放大	
适用时的注意点	<p>① 含有作布朗运动的小粒子时，即使几何相似的同类型装置间，转数也不能在宽范围内变化。</p> <p>② 对易于粉碎的凝集粒子，即使是同类型装置间，也只适用于几乎是同一转数的场合。</p> <p>③ 在同一类型的离心沉降机中，可认为与分离性能有关的系数是相等的</p>



(a) 圆筒型



(b) 分离板型

图 11-37 离心沉降面积

(1) 圆筒型 以一个粒子的运动为准, 要求离心沉降面积 S 时, 如式(11-26)所示。

$$S = \frac{\pi l (r_2^2 - r_1^2) \omega^2}{g \ln(r_2/r_1)} \quad (11-26)$$

式中: l —圆筒的有效长度[m], r_1 —圆筒内的液面半径[m], r_2 —圆筒半径[m]

(2) 分离板型 现若设 n 为分离板的块数[-], φ 为分离板的半顶角, r_1 为分离板的内半径[m], r_2 为分离板的外半径[m], 则离心沉降面积 S 表示如下:

$$S = \frac{2\pi n (r_2^2 - r_1^2) \omega^2}{3g \operatorname{tg} \varphi} \quad (11-27)$$

(3) 固-液系的放大 在处理同一悬浮液的各种离心沉降机中, 由于目标粒子的沉降速度是相等的, 故其放大关系式如(11-28)所示。

$$\frac{Q_{f1}}{\eta_1 s_1} = \frac{Q_{f2}}{\eta_2 s_2} = \frac{Q_{f3}}{\eta_3 s_3} = \dots = u_m (\text{常数}) \quad (11-28)$$

式中: 注脚 1, 2, 3 …… 分别代表各个离心沉降机。

2. 离心沉降机的种类

大致可分为圆筒型、分离板型*、倾析型** 几类(表 11-55)。圆筒型与分离板型用于分离固体物含量较少的悬浮液与乳浊液; 而倾析型沉降速度大, 以用于固体物含量较多的场合为宜。

分离板型又可分为标准型和固体排出型两类; 倾析型也可分成垂直型和水平型两种形式。

* 分离板型中, 在用标准式操作时, 与圆筒型相同, 要求固体物含量少一些, 对固体含量较多的悬浮液, 可用装有排出装置 of 固体排出式。

** 倾析型中, 按旋转体的结构有圆锥型与圆筒型之分。圆锥型适于沉淀物静止角较大的情况, 圆筒型则适于静止角小, 具有可塑性的沉淀。

表 11-55 离心沉降机的种类

圆筒型	分离板型		倾析型	
	标准型	固体排出型	垂直型	水平型
<p>在处理悬浮液时，特别要求固体物含量应在1%以下。</p> <p>处理乳浊液时，澄清分离液由轻、重排出口溢流；而悬浮液只有澄清液自排出口溢出。</p> <p>结构为一非常简单的圆筒，以10000rpm以上的高速运转，料液自筒底部的喷头加入，在液体沿旋转轴方向上升期间完成分离操作。</p>	<p>在用标准型处理悬浮液时，与圆筒型相同，希望固体物含量少一些。</p>	<p>在固体物含量较多时，可采用装有排出装置的固体排出型。</p> <p>固体排出型中又分喷嘴式与阀式二类。</p>	<p>从分离板型中除去了内部分离板的结构，使固体物在其内部沉降。只将澄清液由排出口溢出，沉淀物用人工清除。</p>	<p>有圆锥型与圆筒型两种旋转体结构。</p> <p>每种型式都有一与旋转体转速稍有不同的螺旋输送机排出固体沉淀。</p> <p>澄清液自另一端溢出。</p>
	<p>转速比圆筒型低，但容量很大，广泛用于乳浊液的分离。</p> <p>其结构为：在旋转体内，安装许多分离板。</p>		<p>可用于将浓度较高的悬浮液或浆料等分离成固体与澄清液的操作中。</p>	

二、离心过滤机

通常在以一定角速度旋转的有孔旋转体内壁面上复以滤材，浆料加入其中，使之分离成澄清液和滤块，这种操作称为离心过滤(表 11-56)。

在离心过滤中，可发现下列特殊现象。

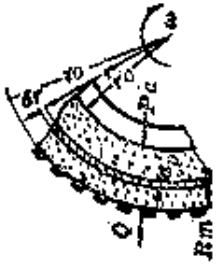
(1) 由离心过滤方式所得的透过比阻实验值常比等压过滤的透过比阻实验值大。

(2) 将离心过滤所得的滤块进行透过实验时，发现其比阻值随时间而增加。

(3) 滤材侧滤块中可见到大粒子集中的倾向，相反在内侧则成为小粒子层，与原料浆液中的粒径分布不同，就是说，在构成

表 11-56 离心过滤

<p>基础方程式</p>	<p>在滤块内任意半径 r 处, 设定一微分厚度的环状带, 现若对此环状带内的流动流体作力平衡计算, 则如下式:</p> $-dp = -\frac{\rho\omega^2}{g_c} r dr + \frac{Q\mu\rho_s}{2\pi h g_c} \cdot \frac{\alpha(1-\varepsilon)}{r} dr + \frac{Q^2\rho}{4\pi^2 h^2 g_c} \cdot \frac{1}{r^3} dr$ <p>式中: dp—压力降, Q—过滤量(每单位时间), h—过滤器的深度, α—滤块的比阻值, ε—滤块的空隙率, ω—角速度, r—半径, dr—微分厚度, μ—滤液的粘度, ρ—滤液的密度, ρ_s—干燥滤块密度。</p> <p>在以微分形式表示的离心过滤操作的基础方程式中, (1) 右边第一项为液体离心力, (2) 右边第二项为滤块内的流动阻力, (3) 右边第三项表示以液体动能变化为基准的压力变化, 而且此项可以忽略。</p>
<p>操作方程式</p>	<p>为导出设计所需的操作方程式, 对滤块自内表面半径 r_c 至外表面半径 r_0 间积分, 则</p> $-\int_{p_0}^{p_c} dp = -\frac{\rho\omega^2}{g_c} \int_{r_0}^{r_c} r dr + \frac{Q\mu\rho_s}{2\pi h g_c} \int_{r_0}^{r_c} \frac{\alpha(1-\varepsilon)}{r} dr$ <p>式中: r_c—滤块内表面半径, r_0—滤块外表面半径, p_c—滤块内表面压力, p_0—滤块外表面压力。现若为非压缩性滤块, 空隙率 ε 可看作具有相等的平均值, 则上式右边第二项可以进行积分。滤块外面的压力 p_0 在滤材阻力为 R_m 时有: $p_0 = \frac{Q\mu R_m}{2\pi r_0 h g_c}$</p> <p>由上两式, 可得每单位时间过滤量 Q 的计算式如下</p> $Q = \frac{\pi h [2p_c g_c + \rho\omega^2(r_0^2 - r_c^2)]}{\mu \left[\alpha W \ln(r_0/r_c) + (R_m/r_0) \right]} = \frac{\Delta P g_c}{\alpha W \left[\frac{R_m}{A_{av} A_{ni}} + \frac{R_m}{A_0} \right]} \quad \text{而} \quad \Delta P g_c = p_c g_c + \frac{\rho\omega^2(r_0^2 - r_c^2)}{2}$ <p>式中: W—干燥滤块的质量, A_{av}—以 r_0, r_c 的对数平均半径计算的平均过滤面积, A_{ni}—以 r_0, r_c 的算术平均半径计算的平均过滤面积, A_0—以 r_0 计算的过滤面积。</p>



滤块的粒子的粒径分布上,可认为有一种分级效应的变化。

- 〔注〕1. 即使对压缩性滤块,若按 craec 以平均比阻值作为比阻值时,则可应用与非压缩性滤块同样的离心过滤操作方程式(表11-56)。
2. 实际上,比阻的限制值可认为是 $\alpha = 3 \times 10^{10} \text{m/kg}$,只要在此值以下,即适于离心过滤操作。

1. 脱水的基础

将处于填充状态、堆积状态的潮湿粉粒体中存在的液体,用重力、离心力、通气、振动等机械方法除去的操作称为脱水。脱水操作只以用机械方法分离附着在粉粒体表面(粒子外部)的液体为目的,至于除去存在于粒子内部的液体,则并不属于脱水操作的范围。

(1) 粒子层内的液体 一般说,在重力场中,潮湿粒子层所含的液体大致可分为粒子内部的液体与粒子外部的液体两种(表11-57)。粒子内部的液体有化学结合的结晶水和在与外界不通的空隙中留存的液体;空隙中的液体可通过粉碎操作析出,而化学结合的结晶水是无法用机械操作析至粒子外部的。

(2) 离心脱水的操作条件 离心脱水的主要目的之一在于降低相当饱和的液体高度 h_s , 在离心力场中,相当饱和的液体高度 h_s 可随离心效应 Z 成反比例减小。

$$h_s(Z) < d_s \quad (11-29)$$

按式(11-29)的条件,为使相当饱和液体高度 h_s 消失为零,则作为离心脱水的操作条件,离心效应应有如下关系式。

$$Z > \frac{h_s(Z=1)}{d_s} \quad (11-30)$$

式中: d_s —粒径, Z —离心效应, h_s —相当饱和的液体高度。

2. 离心过滤机和离心脱水机

离心过滤机适于非压缩性固体的过滤、水洗和脱水;离心脱水机最适于低粘度液体的分离和水洗。装置型式可按间歇式、连续

表 11-57 粒子层内的液体状态

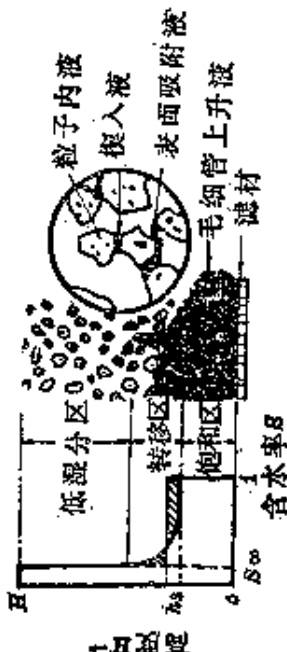
粒子层内的液体	饱和度 S
 <p>粒子外部液体存在的形式如上图所示，此液体由表面附着液，楔入液(存在于粒子间接触点附近)和毛细管上升液(在堆积粒子层底部，因毛细作用而积聚的液体)三部分组成。</p> <p>在重力场方向，含液率的分布由低湿区，过渡区及饱和区三部分组成，存在于低湿区的液体，主要是粒子间的楔入液及表面附着液，过渡区则是上两种液体与毛细管上升液共存的状态；饱和区的液体只是毛细管上升液。</p> <p>在离心力场中，过渡区和饱和区大多消失不见。</p>	<p>粒子层内液体所占有的空隙体积与粒子外部可充以液体的全部空隙体积之比称为饱和度(或称空隙含液率)。</p> <p>对总质量空隙含液百分率 W_1 为</p> $W_1 = \frac{\epsilon \rho S}{\epsilon \rho S + \rho_s (1 - \epsilon)} \times 100[\%]$ <p>以干燥粒子质量为基准的含液百分率 W_2 为</p> $W_2 = \frac{\epsilon \rho S}{\rho_s (1 - \epsilon)} \times 100[\%]$ <p>式中：S—饱和度，ϵ—空隙率，ρ—液体密度，ρ_s—粒子密度。</p> <p>处于脱水平衡状态的粒子层总体平均饱和度 S_{∞} 为</p> $\bar{S}_{\infty} = \frac{H - h_s}{H} S_{\infty} + \frac{h_s}{H} S_{\infty} + \frac{(1 - S_{\infty}) h_s}{H}$ <p>式中 H—层高，h_s—相当饱和液高度，S_{∞}—低湿区的残留平衡饱和度。</p>

表 11-58 毛细管上升高度和残留平衡饱和度

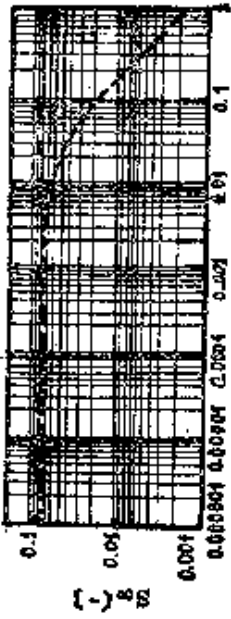
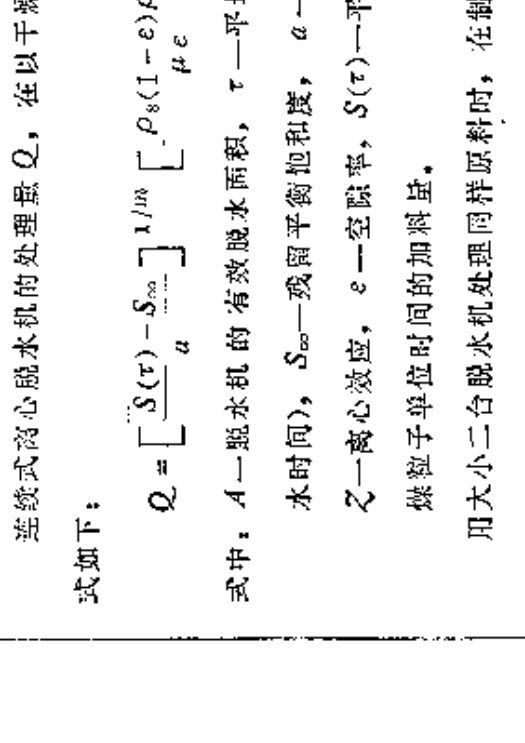
毛细管上升高度 h_G	残留平衡饱和度 S_{∞}
<p>在液体中直立的毛细管内，液体上升的高度 h_G 为</p> $\frac{\rho g d h_G}{\sigma \cos \alpha} = 4$ <p>式中：d—毛细管直径，h_G—毛细管上升高度，σ—表面张力，ρ—液体密度，α—接触角。</p> <p>在粒子层中，若粒径为 d_s，由粒子排列决定的实验常数为 K，则</p> $\frac{\rho g d_s h_G}{\sigma \cos \alpha} = K$ <p>在一般填充状态下，$K \approx 9.7$</p> <p>在实际脱水操作中，粒子层并不处于液体中，若从实用的观点考虑，则</p> $\frac{\rho g d_s h_s}{\sigma \cos \alpha} = K'$ <p>式中：h_s—相当饱和的液体高度，K'—实验常数（对均匀粒子层，由 X 射线测定得 $K' = 9.84$）</p>	<p>处于脱水平衡状态的底湿区域的饱和度称为残留平衡饱和度 S_{∞}，而</p> $S_{\infty} = S_{IF} + S_A$ <p>其中：S_{IF}—楔入液饱和度（一般 $S_{IF} < 0.1$），S_A—表面附着液饱和度，勃劳耐尔等 (Brownell et al.) 由通气脱水结果求得粒子层总体的平均饱和度，算式如下，</p> $S_{\infty} = 0.025 \left(\frac{z \rho g k}{\sigma \cos \alpha} \right)^{-0.204} \quad H < 5 \text{ cm}$ $S_{\infty} = 0.012 \left(\frac{z \rho g k}{\sigma \cos \alpha} \right)^{-0.204} \quad H > 5 \text{ cm}$ <div style="text-align: center;">  <p style="text-align: center;">残留平衡饱和度与毛细管准数</p> </div> <p>式中的无量纲数 $z \rho g k / \sigma \cos \alpha$ 为脱水推动力与表面张力之比，称为毛细管准数。</p> <p>唐勃劳斯基等 (Dombrowski et al.) 将毛细管准数与残留平衡饱和度制成了关系线图，如所示。</p>

表 11-59 脱水过程

脱水过程	处 理 量 Q
 <p style="text-align: center;">脱水过程中，层内含液率分布的变化</p> <p>在重力场中，离心力场中的间歇脱水操作，其含液率随时间的变化关系如上图示。图中表示了由最初状态 $\theta = 0$，经任意时间的状态 $\theta = \theta$，直到长时间 $\theta = \infty$ 的平衡状态的变化过程。</p> <p style="text-align: center;">重力场中：(1) → (2) → (3) 离心力场中：(1) → (2) → (4)</p>	<p>连续式离心脱水机的处理量 Q，在以干燥粒子作基准时，算式如下：</p> $Q = \left[\frac{\bar{S}(\tau) - S_{\infty}}{a} \right]^{1/m} \left[\frac{\rho_s(1-e)Pg}{\mu_e} \right] Z A$ <p>式中：A—脱水机的有效脱水面积，τ—平均停留时间(有效脱水时间)，S_{∞}—残留平衡饱和度，a—常数，m—常数，Z—离心效应，e—空隙率，$S(\tau)$—平均饱和度和，Q—干燥粒子单位时间的加料量。</p> <p>用大小二台脱水机处理同样原料时，在制品饱和度和相同的条件下，存在下列关系。</p> $\frac{Q_1}{Q_2} = \left[\frac{\bar{S}(\tau_1) - S_{\infty 1}}{\bar{S}(\tau_2) - S_{\infty 2}} \right]^{1/m} \cdot \frac{Z_1 A_1}{Z_2 A_2}$ <p>式中：注脚 1 和 2 分别表示大型与小型脱水机，如将两着的残留平衡饱和度 S_{∞} 近似看作相等，则可得如下简单关系式。</p> $\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{Z_1 A_1}{Z_2 A_2}$ <p>其中 $\bar{S}(\tau_1) = \bar{S}(\tau_2)$</p>

式、立式(直垂旋转轴)、卧式(水平旋转轴)及依固体的排出机构来分类。

现将其汇总如下：

(1) 间歇式离心过滤机(图 11-38)

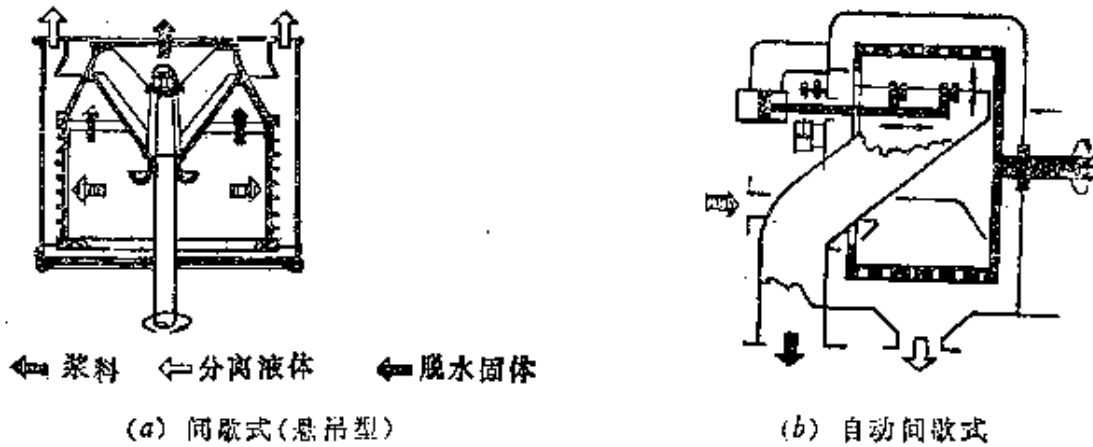


图 11-38 间歇式离心过滤机

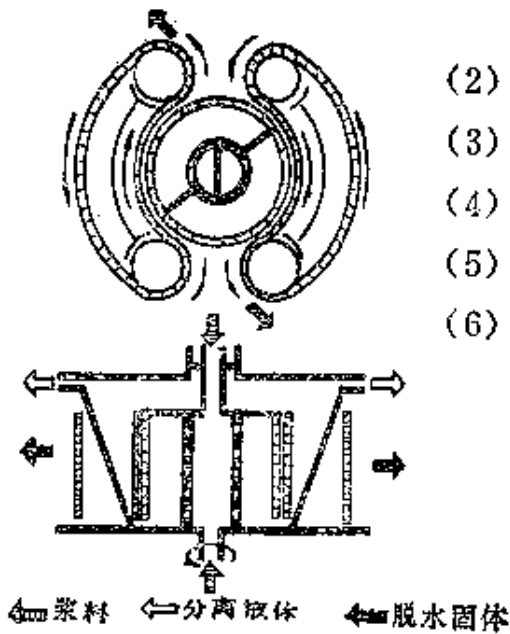


图 11-39 连续式离心过滤机

- (2) 连续式离心过滤机(图 11-39)
- (3) 自动排出型离心过滤机
- (4) 螺旋排出型(立式)离心过滤机
- (5) 振动排出型离心过滤机
- (6) 推送板型离心过滤机

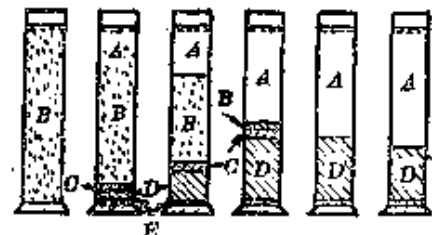
§ 11-6 沉降分离

一、悬浮液粒子的沉降

若将某一悬浮液采集在玻璃制圆筒中经充分混合后静置时(图 11-40 及表 11-60), 则粒子开始重力沉降, 经无限长时间后, 分离成上清液 *A* 及堆积层 *D*。在 *B* 层中, 有自由沉降及干扰沉降之别, 但分散粒子都在进行重力沉降, 在 *A* 层与 *B* 层的界面处的下降速度也接近于 *B* 层中粒子的沉降速度。 *C* 层 (*B*-*D* 层界面附近) 中有来自 *D* 层以下的排水边形成沟流边上升, 粒子则向相反方向沉降, 抵达 *D* 层。 *C* 层可称作转移层或谓之处于过渡状态。 *D* 层中由于堆积粒子自重使层压缩, 排出粒子间隙

内的液体, 叫做压缩区。与压缩区对应, 悬浮层 *B* 称为沉降区。

表示澄清液 *A* 层和悬浮液 *B* 层界面高度的历时变化的图线称



(a) (b) (c) (d) (e) (f)

图 11-40 间歇沉降的状态

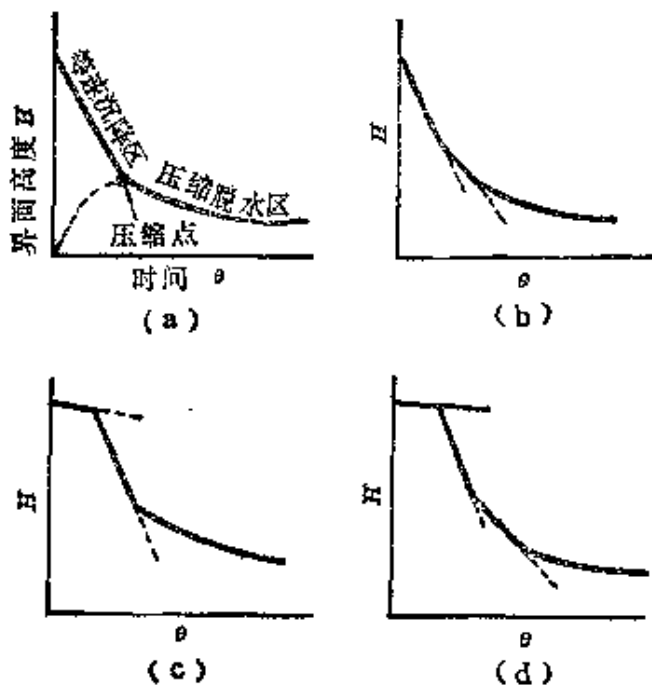
表示澄清液 *A* 层和悬浮液 *B* 层界面高度的历时变化的图线称

表 11-60 间歇沉降的历时变化

	澄 清 液 分 离 的 形 式
(a)	为最初状态, 圆筒内的浓度可看作为是均匀的。
(b)	为经过短时间后的状态, 固体粒子中特别粗大的沉至底部, 成为 <i>E</i> 层, 其上细粒子开始沉积, 形成 <i>D</i> 层。在近液体表面部分出现澄清液 <i>A</i> 层。
(c)	时间进一步延长, <i>A</i> 层与 <i>D</i> 层不断增长。
(d)	至此状态, <i>B</i> 层(浓度大致和开初相同的悬浮液, 分散粒子正进行重力沉降的状态)似乎正在消失。
(e)	<i>B</i> 层、 <i>C</i> 层(<i>B</i> - <i>D</i> 层界面附近的一层)消失, 仅存 <i>A</i> 层、 <i>D</i> 层、 <i>E</i> 层。
(f)	在无限时间后, 进一步分离成上清液 <i>A</i> 层和堆积层 <i>D</i> 层。

为间歇沉降曲线(图 11-41), 将图 11-41 与图 11-42 及表 11-61 边对照边观察就容易理解了。

悬浮液中粒子的沉降速度, 受悬浮液浓度、温度、搅拌作用、容器截面积以及悬浮液的 pH 值等各种因素的显著影响(表 11-61)。



表示澄清液 A 层与悬浮液 B 层的界面高度历时变化的图线为间歇沉降曲线。在开始沉降初期, 悬浮层界面 (A-B 层界面) 的下降速度大致是一定的, 称为等速沉降期。其后, 沉降速度开始突然下降, 此时 B 层, C 层消失, 称作压缩点(或临界点)。

以后, 沉降速度逐渐减小, 界面高度逐渐接近于某一定值, 此阶段称为压缩脱水期(或减速沉降期)。

图 11-41 间歇沉降曲线

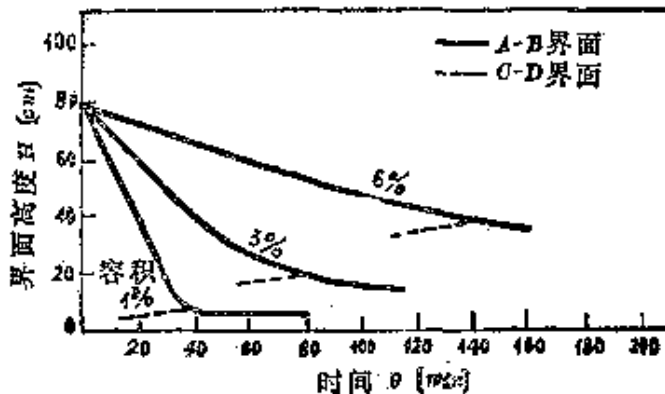


图 11-42 间歇沉降曲线 (CaCO₃ 悬浮液)

表 11-61 影响悬浮液粒子沉降速度的因素

浓度的影响	对浓度 1% 以下的稀悬浮液,分散粒子的沉降,大致可当作为自由沉降。在浓厚悬浮液中,由于受周围其它粒子的影响(即干扰沉降),各粒子的沉降速度要比自由沉降慢。在中间浓度,常有悬浮液上层为自由沉降,下层为干扰沉降的情况,这种现象也有称之为成相沉降的。
温度的影响	悬浮液温度高时,一般液体粘度变小,因而提高了等速期沉降速度,压缩脱水期沉降速度也可认为多少有所提高。但因液体温度升高时,悬浮粒子的凝聚状态也受到影响,故不可能简单地作出推论。
搅拌作用	由于搅拌等物理、机械性外力作用,悬浮粒子的凝聚状态受到显著影响。特别是凝块(凝聚沉淀物)的成长及其最大粒经常为由搅拌作用引起的流动的平均流速、速度梯度等左右。 因为凝聚状态的变化使压缩脱水的机理也改变了,所以搅拌对总的沉淀浓缩过程的影响是很复杂的。
容器截面积	如容器截面积过小,则粒子受器壁影响易引起架桥现象。在倾斜容器内,一定时间中所得的澄清液量较多,这可认为是单位时间内所得澄清液量几与容器截面成比例之故。此原理已实际应用于具有内部倾斜板的澄清槽中。
其它, pH等	要考虑悬浮液的 pH、第三溶质的存在、由液差引起的对流及其它对悬浮粒子沉降速度发生影响的各种因素,其中大多是影响其凝聚机理,主要的是要求出目的悬浮液的间歇沉降曲线。 要求能采用内径 6cm 以上的试验用圆筒,在试验中还得十分注意周围温度的变化等情况。

二、浓缩装置

有间歇式与连续式浓缩装置之分。

1. 间歇式沉淀浓缩装置(沉降槽)

槽内的悬浮液放置一定时间后,上清液由给水口高度可以升降的摆动虹吸管排出,浓缩后的浆料(泥浆)经人力或机械集中后自下部排出。待洗净、扫除工作终了,可再重新加料进行重复的浓缩操作。

间歇式沉淀浓缩装置(图 11-43)处理能力小,除特殊情况外,不常使用。

2. 连续式沉淀浓缩装置

从代表性的圆形增稠器出发,对各种连续式沉淀浓缩装置进行了研究、开发,并投入实际应用(图11-44及表11-62)。

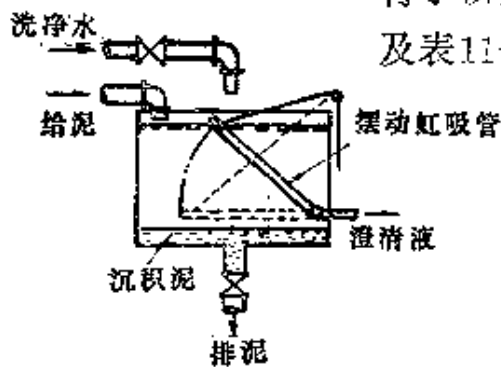


图 11-43 间歇式沉淀浓缩装置

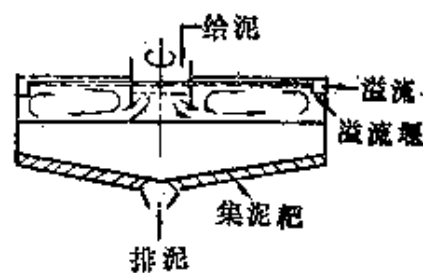


图 11-44 圆形连续增稠器

表 11-62 各种连续式沉淀浓缩装置

圆 形 浓 缩 装 置	方 形 浓 缩 装 置	重 叠 增 稠 器
<p>大部分连续式增稠器(浓缩装置)都属于这种形式,在底部成圆锥状的浅圆筒型沉降槽中心的加料口进料。在液体向四周流动过程中,沉降分离出固体粒子,澄清液越过槽的侧壁流入溢流堰。</p> <p>沉积于槽底的压缩脱水泥浆由安装在中心旋转轴上的耙子(括取叶片)向中心集中,从排泥口用泥浆泵或螺旋输送机排出。</p>	<p>从具有缓慢倾斜底面的长方形沉降槽(或池)的较深一侧的边上加料,澄清液由另一边溢流入槽。</p> <p>沉积的浆料,用安装在旋转链条上的耙子(括取叶片)集中到深侧底部落入排泥口。</p> <p>这种方形与圆形的装置称为单室式增稠器。</p>	<p>浓缩装置需要很大的安装面积,为节省安装地位起见,开发了将单室式增稠器重叠起来的多室式装置。</p> <p>这种装置称为重叠浓缩装置,各级增稠器也有并列使用的,但更多的是串联起来作为连续逆流澄清操作使用。</p>

一般说,耙(括取叶片)的结构有各种设计、制作方案,例如当浓厚泥浆沉积在增稠器(浓缩装置)内部时,会使耙臂负荷过大,容易损坏,必须设法防止。

表 11-63

浓缩装置的截面积与所需深度


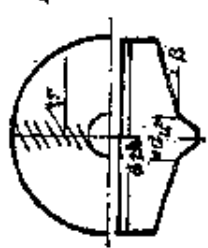
所需截面积	增稠器所需深度	集泥动力	确定
<p></p> <p>在溢清液中的浓度 C_{0v} 作为 0 的操作条件下, 由物料衡算可得到下列关系式:</p> $Q_f = Q_{0v} + Q_u \quad (1)$ $C_f Q_f = C_{0v} Q_{0v} + C_u Q_u$ <p>式中: Q_f—给料量, Q_{0v}—排泥量, C_f—给料浓度, C_{0v}—排泥浓度, Q_{0u}—溢流澄清液量, Q_u—增稠器截面积为 A, 则增稠器内澄清液的平均上升速度为 Q_{0u}/A, 假设沉降粒子的沉降速度为 u, 并考虑如下关系式:</p> $\frac{Q_{0u}}{A} = \frac{Q_f - Q_u}{A} \leq u \quad (2)$ <p>在满足这一关系的操作条件下即可连续获得澄清的溢流液。</p> <p>因此, 所需的沉降面积, 由上述(2)式, 在确定澄清液的沉降速度 u 时, 即可由下列关系式求出:</p> $\frac{Q_f - Q_u}{u} \leq A \quad (3)$	<p>为使给料形成所要求的排泥浓度 C_u, 应在压缩区内停留必要的时间, 若设此时间为 θ_r, 则停留在增稠器压缩区内的固体量为 $Q_f C_f \theta_r$。如必需的压缩区容积为 V_c, 则可得上述关系式:</p> $Q_f C_f \theta_r = V_c C_m \quad (4)$ <p>式中: C_m—压缩区内泥浆的平均浓度。</p> <p>现在何歇沉降曲线上, 设处于压缩点的时间为 θ_c, 泥浆平均浓度达到所要求排泥浓度 C_u 时的时间为 θ_u, 则为使浆料排泥浓度达到 C_u 前需在压缩区停留的时间 θ_r 为</p> $\theta_r = \theta_u - \theta_c \quad (5)$ <p>而压缩区的平均浓度 C_m 可以下式计算:</p> $C_m = \frac{1}{\theta_u - \theta_c} \int_{\theta_c}^{\theta_u} C d\theta \quad (6)$ <p>上式的积分, 可由何歇沉降曲线用图解积分求得, 故增稠器内压缩区的高度 h_c 为:</p> $h_c = \frac{V_c}{A} = \frac{Q_f C_f (\theta_u - \theta_c)}{A C_m} \quad (7)$ <p>增稠器所需深度 h 为 h_c 加 0.5~2.0m。</p> $h = h_c + (0.5 \sim 2.0 \text{m}) \quad (8)$	<p>按 Chelminski 的方法, 圆形增稠器的起所需理论集泥动力 P_{th} 可表示如下式:</p> $P_{th} = \frac{1}{3} Q_f C_f (f_2 \cos \beta - \sin \beta) \times \left[\frac{d_{th}^3}{2} + \frac{1}{2} d_u^3 - \frac{3}{2} d_u d_{th}^2 \right]$  <p>设集泥效率为 η_R, 则实际所需动力 P 为</p> $P = \frac{P_{th}}{\eta_R}$ <p>集泥效率 η_R 计算如下:</p> $\eta_R = \frac{f_2 \cos \beta - 1}{\psi \sin(\gamma + \varphi) \left[\cot \gamma + \frac{\sin(\gamma + \varphi)}{\cos(\gamma + \varphi)} + 1/\psi \right]}$ <p>上述 η_R 式中的各值定义如下:</p> <ul style="list-style-type: none"> β—耙对水平面的夹角 γ—集泥杆与刃口所夹角之余角 φ—耙刃所加合力与其垂直分量间的夹角 ($\text{tg} \varphi = f_1$) f_1—沉淀物与钢板的摩擦系数 f_2—沉淀物相互间的摩擦系数 d_{th}—增稠器内径 d_u—排泥锥内径 $\psi = \sqrt{f_2^2 \text{ctg}^2 \beta - \sin^2(\gamma + \varphi)} - \cos(\gamma + \varphi)$	

表 11-64 各种沉淀物的增稠器所需面积

	沉淀物种类	固体处理量 1 t/day 所需 的增稠器 面积 [m ²]	固 体 浓 度 [%]	
			原 液 [%]	排 泥 (end-flow) [%]
氧 化 铝 (Bayer 法)	红泥(第一沉降槽)	1.9~2.8	3~4	10~25
	红泥(洗浮槽)	0.9~1.4	6~8	15~20
	红泥(最后一级增稠器)	0.9~1.4	6~8	20~35
	三水合物晶种增稠器	1.1~2.8	2~8	30~50
水 泥	水泥(West 法)	1.4~2.3	16~24	50~70
	水泥(窑尘)	0.3~1.7	9~10	45~55
珊 瑚	珊 瑚	1.4~2.3	12~18	45~55
氟化物泥渣	氟化物泥渣	0.5~1.2	16~33	40~55
石 灰 泥	乙炔发生器	1.4~3.1	12~15	30~40
	石灰-苏打法	1.4~2.3	9~11	35~45
	造纸工业	1.3~1.7	8~10	32~45
	氢氧化镁(来自海水)	5.6~9.3	8~10	25~50
矿 石 (浮选法、重力法)	铜 精 矿	0.2~1.9	14~50	40~75
	铜 尾 矿	0.4~0.9	10~30	45~65
	铅 精 矿	0.7~1.7	20~25	60~80
	锌 精 矿	0.3~0.7	10~20	50~60
镍	萃 取 物	0.7	20	60
	硫化物沉淀	2.3	3~5	65
	钾-泥渣	3.7~11.6	1~5	6~25
油	酸 苯 余 物	0.2~0.9	10~30	25~65
	碱 苯 余 物	0.9	20	60
	油 沉 淀 物	1.7~11.6	1~2	10~25

(1) 哈亭(Harding)自动升降装置 这种装置在持续超负荷状态下即鸣响报警器,并自动停止驱动电动机运转。

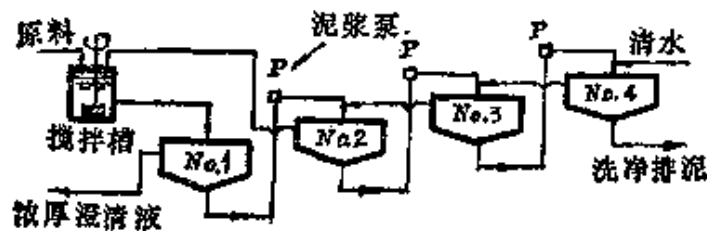
(2) 道-托格(Dorr-Torg)增稠器 这种装置上也备有与上同一类型的机构。

三、连续逆流澄清法

1. 澄清法的流程

作为粉粒状固体物的洗净、沉淀反应、液体中的吸附、离子交换〔特别是RIP法(resin in pulp方法)〕等装置,常采用连续逆流澄清法〔CCD法(continuous countercurrent decantation)〕(图11-45)。

这是一种将由反应生成的沉淀物或由固体萃取所得的萃余物这类粉粒状固体(附着、吸附有可溶性物质)洗净,再使之浓缩、沉淀的操作,以工业规模连续进行这项操作的有效方法,最简单的就如图11-45所示的CCD法,当然除此之外还有各种流程可供采用。



优 点	缺 点
① 人力、动力,维持费等消耗少 ③ 能进行稳定的操作	① 所需水量增加 ② 有垢层附着在增稠器内部 ③ 需较大的安装面积

图11-45 连续逆流澄清法(CCD法)

表 11-65 连续逆流澄清法(CCD 法)的流程

复 反 应 法	中 间 搅 拌 法	最终排泥过滤法
<p>在金的混酸溶解这类情况中,第一反应槽中用稍不足量的酸进行溶解浸取出纯金,第二反应槽中进行完全萃取,在第三、第四增稠器中,进行固体废物中萃取液的洗净、回收操作,这样酸的需要量减少。</p> <p>在 Na_2CO_3 苛性化时,用第一反应槽中加过量石灰,第二反应槽中加过量 Na_2CO_3 的方法,可使苛化收率提高。</p>	<p>在各个增稠器之间设有搅拌槽,与洗净液充分混合后,加入各个增稠器中。</p> <p>这种方法用于只在增稠器内进行固-液接触,会使洗净、萃取不够充分之处。</p>	<p>用于下一过程需将洗净固体废物干燥之处。</p> <p>为将最后一级增稠器的排泥充分进行脱水,配备了过滤器再进一步水洗。</p>

2. 凝聚沉淀(图 11-47)

胶体粒子(一般为悬浮、分散在水中的 1μ 以下的极细微粒子)的周围配位结合有水的分子(即形成所谓叠电层而带电),因此妨碍其成长为较大粒子,使沉降发生困难,通常对于极细小粒子可以用加入电解质破坏叠电层而促使粒子之间的凝聚或生成、析出第三沉淀物,以此来吸引、附着目的粒子(所谓添加药品凝聚沉淀法)的方法。

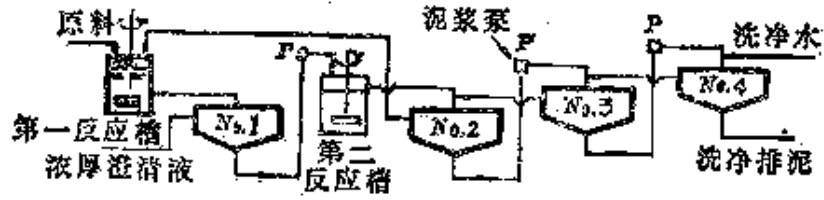
凝聚剂广泛应用硫酸铝、铝酸钠,硫酸铁、硫酸亚铁、氯化亚铁、碳酸钠、氢氧化钙等。特别是氢氧化铝的沉淀成为带阳性(+)弱电荷的凝聚沉淀物,吸附悬浮在水中的带负电(-)的胶体粒子沉降,因而这种生成反应广泛应用于凝聚沉淀法中。

近年来,还进行了有机高分子凝聚辅助剂的研究、开发,可望和各种无机凝聚剂合用而获得复合的效果。

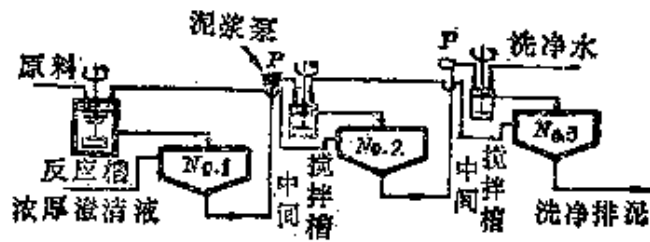
(注) 1. 加入凝聚剂后,沉淀粒子的成长速度由粒子大小、浓度、粘度、温度等因素所左右,而且能长成的最大粒径还受装置内的流速分布,平均流速等影响。

2. 凝聚沉淀装置都是由原水和凝聚剂进行混合的部分,生成凝聚沉淀物的部分及凝聚沉淀物的沉降部分(澄清部分)组成的。

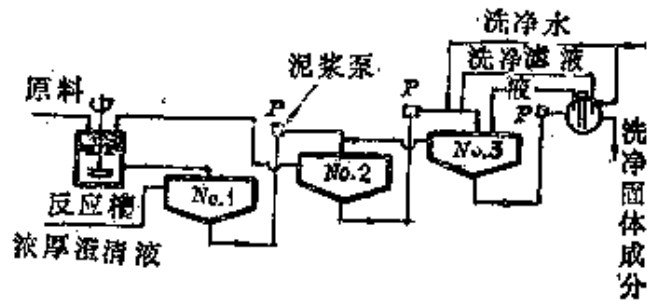
7



(a) 复反应法

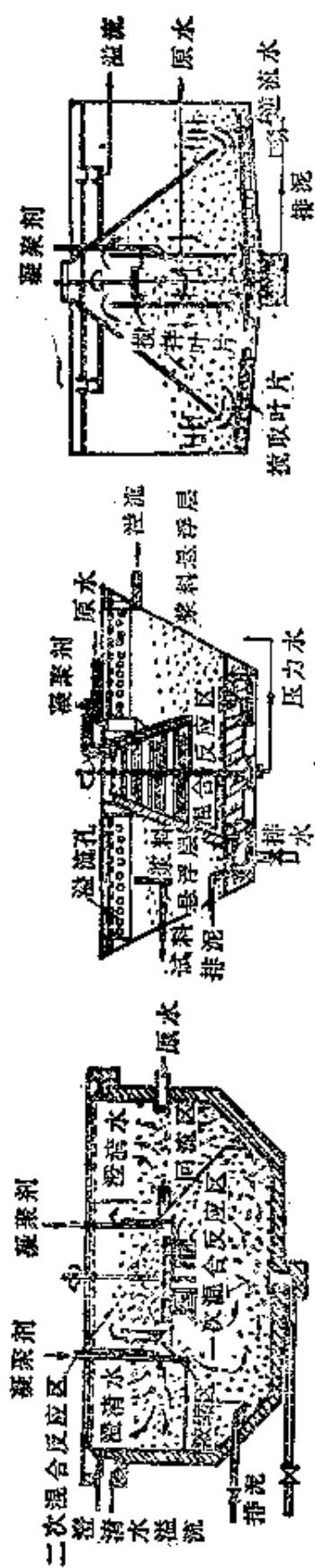


(b) 中间搅拌法



(c) 最终排泥过滤法

图 11-46 复反应法、中间搅拌法、最终排泥过滤法的说明图



(a) 加速澄清池

(b) 立式悬浮沉淀池

(c) 再生器

如速澄清池	立式悬浮沉淀池	再生器
<p>为浆料循环型装置。进入槽中心的原水，在搅拌叶片作用下与凝聚剂混合反应，在其外侧进行沉降分离。</p> <p>浆料的一部分，作为品种返回反应区，进一步生长成较大的凝聚沉淀物</p>	<p>澄清区流路截面面积随高度增加而扩大，与凝聚剂混合的原水通过在此部分形成的凝聚沉淀物的悬浮层时，即将组微粒子除去，为一种应用流化床理想的装置</p>	<p>槽中心有一进气管，另有一家料循环型的混合反应区，由此流出的原水通过外侧的浆料悬浮层使之澄清。</p> <p>槽底有集泥用的刮板，泥浆自槽底中心排出，另外还有用脉冲冲洗使原水和凝聚剂进行混合的脉冲器，和另一部分溢清水作喷流进行混合的旋转喷嘴等装置</p>

图 11-47 凝 聚 沉 淀

第十二章 反应工程基础

§ 12-1 化学反应分类

化学反应是破坏分子内部的结合而与别的原子产生再结合的过程。从反应机理着眼，化学反应可分为单分子反应、双分子反应、三分子反应，时或亦有分为单一反应和复合反应的。复合反应还有串联反应、平行反应和连锁反应之分。按进行反应的条件不同又可分为等压反应和等容反应。

但是，在设计反应装置时，依反应物与生成物的相来分类比较方便，有均相反应和非均相反应两大类。均相反应中有气相反应

表 12-1 按化学反应的相分类

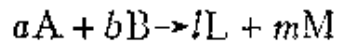
相	分 类	反 应 实 例
均 相	气 相 反 应	乙烷热裂解，乙炔发生反应。
	液 相 反 应	醋酸酯化。
非 均 相	气-液 相 反 应	苯氯化，乙醛合成，苯磺化。
	液-液 相 反 应	甲苯磺化，油脂加水分解，氯苯加水分解。
	气-固 相 反 应	铁矿石焙烧。
	固-固 相 反 应*	水泥烧成。
	气-固 催 化 剂 反 应	氨合成，二氧化硫氧化，苯氧化，甲醇合成。
	气-液-固 催 化 剂 反 应	油脂加氢。

〔注〕 * 生成物中有气体时，也可包括在气-固系统中。

和液相反应；非均相反应中则有气-液系统、液-液系统、气-固系统、气-液-固系统、气-固催化剂系统等。按此分类的反应实例见表 12-1。

§ 12-2 反应速度式

某单一反应(或构成复合反应的基元反应)以下式表示时。



则组分 A 的反应速度定义为反应系每单位体积在单位时间内转化的分子数，与其它组分变化速度的关系为

$$\frac{-r_A}{a} = \frac{-r_B}{b} = \frac{r_L}{l} = \frac{r_M}{m} \quad (12-1)$$

式中： r_A, r_B, r_L, r_M —为各组分的反应速度[mol/l·sec]， a, b, l, m —为各组分化学反应式系数。

化学反应速度是温度和各组分浓度的函数，这种函数的表达式称作反应速度式。在等容反应时，以下式表示之。

$$-r_A = -\frac{dC_A}{d\theta} = k C_A^\alpha C_B^\beta \quad (12-2)$$

式中： C_A, C_B —A、B 组分的分子浓度[mol/l]， θ —时间(sec)， k —速度常数*。

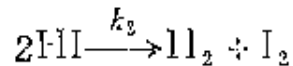
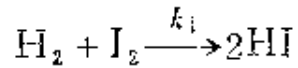
反应速度式即使对于复合反应亦可求得。

$$-r_A = k C_A^\alpha C_B^\beta \quad (12-2-1)$$

式中： α, β —反应级数

* 速度常数的单位参见表 12-2

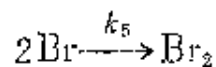
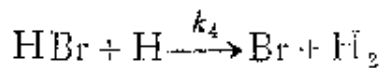
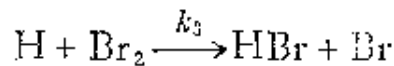
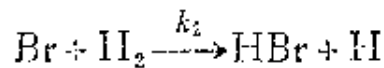
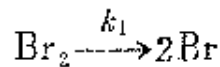
氢和碘反应,生成的碘化氢也会发生分解反应.



氢分子的反应速度为这二基元反应速度之差,碘化氢的反应速度为氢分子反应速度的2倍.

$$-r_{\text{H}_2} = k_1 C_{\text{H}_2} C_{\text{I}_2} - k_2 C_{\text{HI}}^2 \quad (12-3)$$

与此反应形式上相似的溴化氢生成反应是复合反应,可认为是由下列基元反应所组成.



因此,对于溴化氢的反应速度是以下式(12-4)表示的.

$$r_{\text{HBr}} = \frac{2k_2 (k_1/k_5)^{1/2} C_{\text{H}_2} C_{\text{Br}_2}^{1/2}}{1 + [(k_4/k_3) C_{\text{HBr}}/C_{\text{Br}_2}]} \quad (12-4)$$

再有,对于气体也有用分压代替浓度的,即若将气体看作为理想气体时,则分压与浓度间的关系为

$$p_A = n_A RT/V = C_A RT \quad (12-5)$$

故速度式成为

$$-r_A = k' p_A^a p_B^b \quad (12-6)$$

式中: p_A, p_B —各组分分压(atm), V —反应系体积(l), T —绝对温度($^{\circ}\text{K}$), R —气体常数(atm·l/mol· $^{\circ}\text{K}$),

各组分反应级数的和为此反应的级数, 对于单一反应或基元反应, 反应级数为整数的, 其速度式的积分如表 12-2 所示。

表 12-2 单一反应速度式

反应级数	化学 反应式	速度式 (微分式)	速度式(积分式)	速度常数单位
0	$A \rightarrow R$	$-r_A = k$	$k\theta = C_{A0} - C_A$	(mol/l·sec)
1	$A \rightarrow R$	$-r_A = kC_A$	$k\theta = \ln \frac{C_{A0}}{C_A}$	(sec $^{-1}$)
2	$A \rightarrow R$	$-r_A = kC_A^2$	$k\theta = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0} C_A}$	(l/mol·sec)
2	$A + B \rightarrow R$	$-r_A = kC_A C_B$	$k\theta = \frac{1}{C_{A0} - C_{B0}} \ln \frac{C_{B0} C_A}{C_{A0} C_B}$	(l/mol·sec)
3	$A \rightarrow R$	$-r_A = kC_A^3$	$k\theta = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{C_A^2} - \frac{1}{C_{A0}^2} \right)$	(l 2 /mol 2 ·sec)
3	$A + B \rightarrow R$	$-r_A = kC_A^2 C_B$	$k\theta = \frac{1}{(C_{A0} - C_{B0})^2} \ln \frac{C_{B0} C_A}{C_{A0} C_B} + \frac{1}{(C_{A0} - C_{B0})} \left(\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} \right)$	(l 2 /mol 2 ·sec)

[注] C_{A0}, C_{B0} —初浓度(mol/l)

§ 12-3 反应速度与传质速度

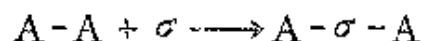
在非均相系反应中, 相中的一个组分, 扩散至界面, 在此与另一反应组分接触进行反应。对于反应速度慢的系统, 也有一直

扩散至某一相的内部进行反应的例子。总之,反应速度和扩散(传质)速度并存着,其总速度可作为非均相系反应速度的量度。在有固体催化剂参与的情况下,分子向固体表面扩散,接着便被吸附,被吸附的分子间或吸附分子与气相分子间进行反应,生成物分子自催化剂表面脱离,重新返回气相空间。

这样,存在几个速度,其中最慢的速度成为支配非均相系反应的控制步骤。在气-液系或液-液系中,因传质速度慢,可用与吸收或萃取相类似的方法处理。而在固体催化反应中,虽然扩散速度也是个问题,但总以吸附速度或表面反应速度作为控制步骤。

吸附可分为固体原子和气体分子间依范德华(van der waals)力相互作用的物理吸附和由近似于化学结合力吸附的化学吸附两种。化学吸附的分子,其本身的结合力较弱,由于处于活化状态,故一有与其起反应的别的分子接近,即与之相互作用而成新的结合,产生反应。与同一反应在均相内进行的情况比,这样的反应速度较快。

化学吸附原则上按反应处理,即认为气体分子和固体表面的吸附点(起吸附作用的、能量特别大的部分)进行反应而结合。



吸附速度与气体分压和未吸附的吸附点分率的乘积成正比。

$$r_a = k_a p (1 - \phi) \quad (12-7)$$

式中: r_a —吸附速度[mol/m²·sec], p —吸附气体分压(atm), ϕ —吸附点的吸附分率[—]

脱附速度与被吸附的吸附点分率成正比。

$$r_d = k_d \phi \quad (12-8)$$

在吸附速度和脱附速度相等的平衡状态,式(12-10)的关系

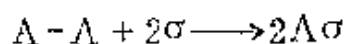
成立。此式假定只有气体 A 被吸附。

$$K_{aa} = \frac{k_a}{k_d} \quad (12-9)$$

$$\phi = \frac{K_{aa} p}{1 + K_{aa} p} \quad (12-10)$$

式中： K_{aa} —吸附平衡常数(mmHg^{-1})

被吸附的分子离解为原子状态时的反应式如下示。



吸附速度和脱附速度分别以式(12-11)和(12-12)表示。

$$r_a = k_a p (1 - \phi)^2 \quad (12-11)$$

$$r_d = k_d \phi^2 \quad (12-12)$$

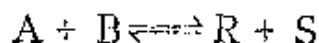
故平衡状态时的关系式即如(12-13)所示。

$$\phi = \frac{\sqrt{K_{aa} p}}{1 + \sqrt{K_{aa} p}} \quad (12-13)$$

若被吸附组分不仅仅是 A ，则组分 A 的吸附分率可用式(12-14)表示。

$$\phi_A = \frac{K_{aaA} p_A}{1 + \sum_j K_{aaj} p_j} \quad (12-14)$$

若存在离解的组分时，则只要将此组分的吸附平衡常数和分压的乘积取 $\frac{1}{2}$ 次方即可。在固体催化反应中，当吸附达到平衡、表面反应速度较慢时，化学反应式表示如下：



反应在被吸附的组分间进行。由于各组分的浓度与其被吸附的分率成正比，故速度式成为

$$\begin{aligned} r_A &= k'_1 \phi_A \phi_B - k'_2 \phi_R \phi_S \\ &= k'_1 \left[\phi_A \phi_B - \frac{\phi_R \phi_S}{K_p} \right] \end{aligned} \quad (12-15)$$

$$K_p = \frac{k'_1}{k'_2} = \frac{p_R p_S}{p_A p_B} \quad (12-16)$$

式中： k'_1 ， k'_2 —正反应和逆反应速度常数， K_p —平衡常数

若将式(12-15)中的吸附分率以式(12-14)表示时，则可得式(12-17)。

$$r_A = \frac{k'_1 K_A K_B [p_A p_B - (p_R p_S / K_p)]}{(1 + \sum_j K_{ads} p_j)^2} \quad (12-17)$$

在表面反应快而由吸附速度控制总速度时，若组分B的吸附是速度控制步骤，则反应速度如下所示：

$$r_A = r_{ads} = k'_1 p_B \phi_0 - k'_2 \phi_B \quad (12-18)$$

$$\phi_0 = \frac{1}{1 + \sum_j K_{ads} p_j} \quad (12-19)$$

式中： ϕ_0 —未被吸附的表面分率〔—〕

由于B组分的吸附分率与式(12-14)形式相同，故

$$r_A = \frac{k'_1 [p_B - (p_R p_S / K_p p_A)]}{1 + \sum_j K_{ads} p_j} \quad (12-20)$$

由式(12-17)和(12-20)可知，催化反应的一般速度式如下式所示

$$(\text{总反应速度}) = \frac{(\text{速度常数})(\text{势能项})}{(\text{吸附项})^n}$$

势能项是反应的推动力,此项数值大时,反应速度就快。

§ 12-4 温度对总反应速度的影响

化学反应速度随温度而变化,式(12-2)或式(12-2-1)中的速度常数是温度的函数,其与温度的关系由阿累尼乌斯(Arrhenius)式表示。

$$k = Ae^{-E/RT} \quad (12-21)$$

式中: A —频率因子, E —活化能, R —气体常数, T —绝对温度

按式(12-21),若将速度常数的对数对绝对温度的倒数进行标绘时,可得一直线,由此直线的斜率可求出活化能。速度常数是按单一反应或基元反应来定义的,但即使对复合反应,也可按(12-2-1)式来定义速度常数。

然而,复合反应的速度或许包含有如溴化氢的生成反应式(12-4)那样的平衡常数,在催化反应的通式中,还可包含各个平衡常数的温度变化。例如,吸附平衡常数和温度间的关系式为:

$$K_{ad} = \frac{A_a}{A_d} e^{Q_a/RT} \quad (12-22)$$

式中: A_a , A_d —吸附速度和脱附速度常数, Q_a —吸附热

传质速度比反应速度慢时,总反应速度的温度变化减少。对于气—固系反应,由于固体表面的浓度与反应平衡值相等,故总反应速度与气相中浓度和反应平衡值的差成正比。

$$R_A = k_{gA} a_s (C_A - C_A^*) \quad (12-23)$$

$$k_{gA} \approx cT^{1.5} \quad (12-24)$$

式中: R_A —总反应速度, k_{gA} —气膜传质系数, a_s —接触面积, C_A^* —表面浓度(反应平衡值), C_A —气相浓度, c —常数

式(12-24)与式(12-21)比较, 则式(12-24)的温度影响较小, 一般说, 反应速度随温度升高而加快的场合, 温度高是有利的, 但若有副反应存在, 其速度超过目的产物的主反应速度时, 收率就下降了。再说催化剂表面太热会受到损害; 设备材料的耐热性也应加以考虑; 而且为维持反应温度有必要预热反应物, 为此向设备和装置的热量补充等也是一个问题。

总之, 对各种反应无疑都存在着一个最合适的反应温度。

§ 12-5 反应操作的方式

反应操作与扩散操作相同, 有在装置内加入一定量原料进行反应的间歇式操作和原料送入及产物取出连续进行的连续操作; 还有装置内加入一部分原料, 其它组分连续进料使之反应, 产物连续取出的方式, 这种方式称为半连续式或半间歇式操作。间歇式操作中反应系统是静止系, 连续式操作中则称之为流通系, 在流通系的连续操作中, 装置内任一位置的物料状态不随时间而变化, 称为稳定状态, 在间歇操作或半间歇操作中则是非稳定状态。在稳定状态, 作为理想流系的情况有排挤流动和完全混和流动二种, 排挤流动和管内流动的湍流情况相同, 在反应操作时, 反应物料自进口至出口, 在垂直方向具有相同的流动速度, 在流动方向上无混合现象, 又称活塞流或塞子流, 完全混和流动则是在装置内反应物料浓度均匀一致, 并自装置内排出这种浓度的产物, 实际流动处于这两种理想流动的中间状态。

不论间歇式还是连续式, 为要维持一定反应温度而不断除去反应热或不断加热的是等温操作, 不通过设备间壁进行传热的则是绝热操作。一般说, 在反应操作中, 要除去反应热常存在很多问题。

§ 12-6 反应装置的形式及选择

一、装置的结构形式

反应装置在外观上可分成管式、塔式和槽式。

管式反应装置是一细长的直管或螺旋管,用于连续操作,管内流动状态接近于排挤流动。在槽式流动装置中,为使反应物料均匀分布多数装有搅拌器。搅拌的方法除用搅拌器外,也有用分布器将气体鼓入或用循环泵将液体强制压入的。槽式装置既可间歇操作,也能连续操作,而且还常有不是一台而是几台并列串联使用的。图 12-1 是表示这种多级式装置的略图,槽内流动状态可以作完全混合处理。图 12-2 表示在管式和槽式装置中,其浓度变化与操作方式的关系。

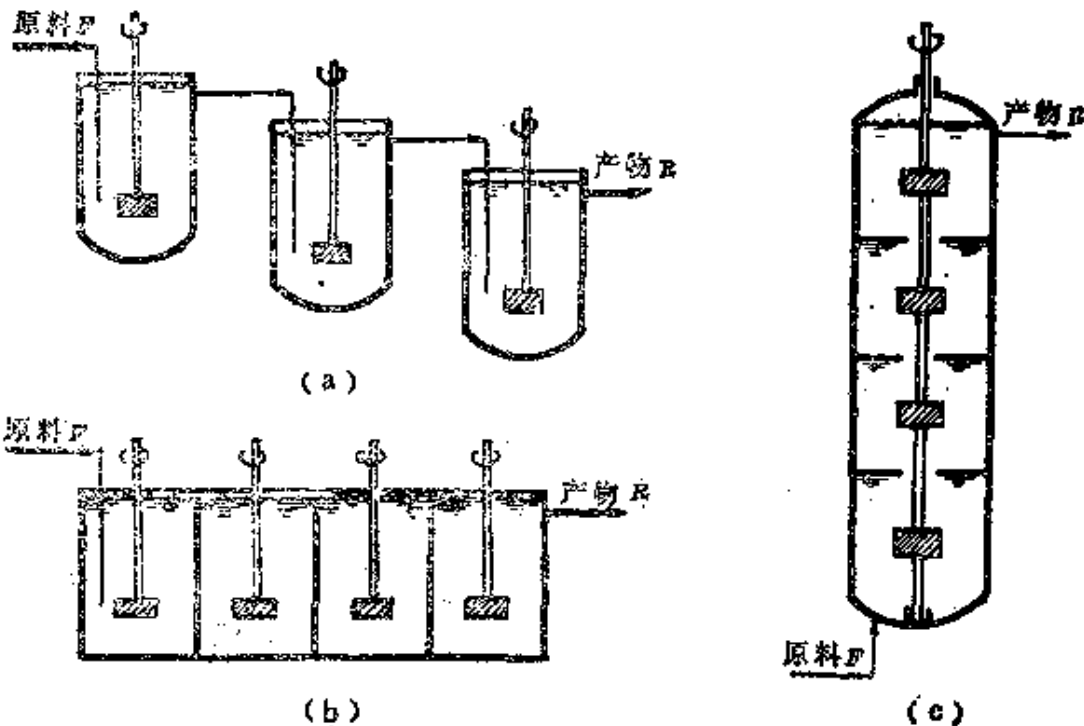


图 12-1 多级槽式装置

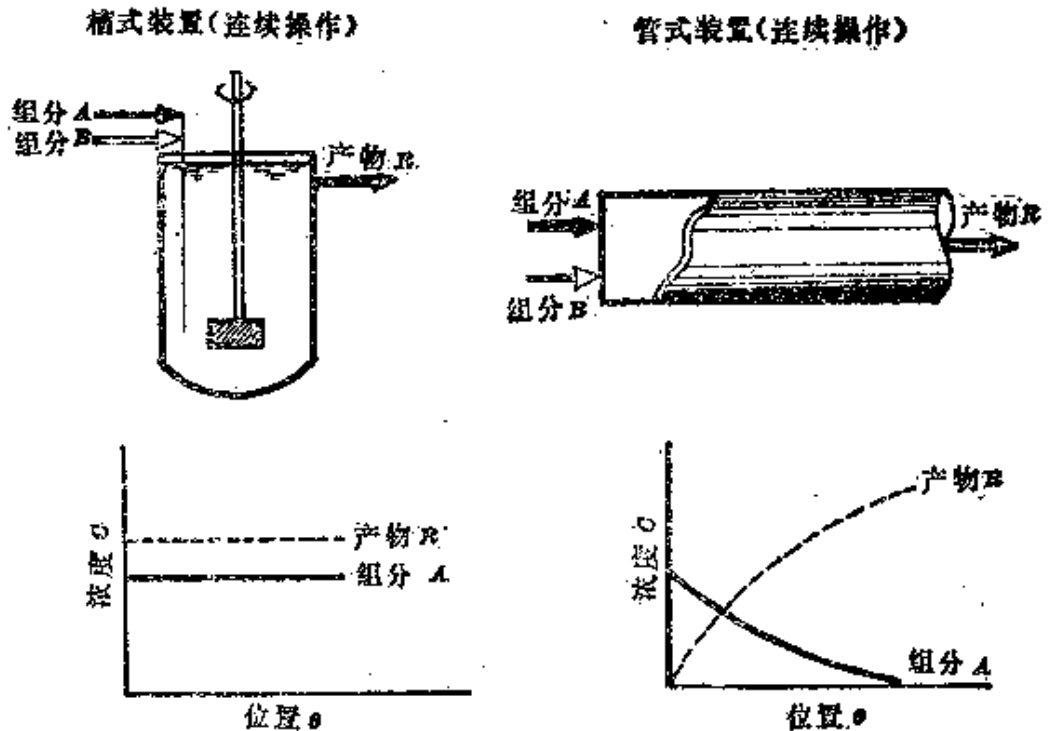


图 12-2 槽式与管式装置的比较

塔式反应装置和管式相比似乎粗而短了一些，但其间并无明显的区别。装有填料或分隔板的塔式反应器可用于气-液系反应中，有装入填料使混合气体和溶液并流或逆流接触的填料塔和板式塔两种形式。塔式装置中属于空塔型的有气泡塔和湿壁塔，喷雾塔是使反应液成喷雾状接触或自塔底送入气体，上部液体喷雾进行反应，这也属于空塔型。

填充有固体催化剂的装置是塔式装置，这是气-液系填料塔的另一应用。这种催化剂填充层反应装置按除去反应热的方式可分为绝热层式，外部换热式和内部换热式等几种。

绝热层式是使混合气体通过催化剂层进行反应，发生的热量作为生成物热焓的一部分而随产物移去。催化剂分成几层，每层内进行绝热反应，层间进行气体冷却的称为多级式。作为绝热层反应的一种特殊方式为金属网催化剂，反应气体垂直通过金属网

并使产物急冷。

外部换热式是在细长的反应管内装入催化剂，管外通过冷却气体以调节温度，一般都是多管式装置，也有管内流通冷却气体，管间填充催化剂的形式。内部换热式不用冷却气体，而是由反应流体间接进行热交换，热交换后的气体再通过催化剂层。

催化剂层向下移动，上部连续不断加入新的催化剂，这种形式称作移动床反应装置。

使催化剂流化而进行反应的称为流化床或沸腾床反应器；也可使固体粒子象催化剂那样在流化状态下进行气-固反应。

二、在选定装置时应考虑的因素

在决定反应装置的形式时，要考虑反应相的状态和随反应的温度变化等问题。

1. 反应物质的相态

首先必须搞清楚进入装置的物料状态是气相还是液相，固体物料是粉状还是块状的；而且进料方法也和装置形式有关。其次，有必要了解在装置内共存的反应物和产物的相态，装置的结构形式大体上是由相态决定的。均一气相反应可在管式或塔式装置中进行；气相催化反应或气-固反应则可用固定床或流化床塔式反应器；均一液相反应及在液相中鼓入气体或悬浮固体催化剂进行的反应，大多用槽式装置。

反应操作的方式也和相的状态有关，均一气相反应和气相催化反应等是连续的，液相反应可用搅拌槽进行间歇式操作。不过判定用间歇式还是连续式应从经济角度考虑，为要获得大量质量恒定的产物时用连续式，工程复杂或只要少量产品时可用间歇式。

随着反应进行会发生相态的变化。例如，在温度降低时液体粘度增大或有固体析出，这种情况当然就不适用连续操作而应改用间歇式，并选用容易调节温度的装置形式。又如，当产物会粘附

在器壁上时，也可采用能刮下粘附物的搅拌器或使之悬浮在惰性溶剂中，尽量使操作成为液相反应的形式。

2. 有无副产物

单一反应中无副产物，但若产物浓度超过某一程度时，产物间发生反应，致使目的产物收率降低。为防止发生这种情况，可将生成物料的某一组分分离引出装置外，使操作按正反应方向进行，即可增加其收率。例如，应用蒸馏塔式装置使生成物连续分馏，就可使反应顺利进行。

对于平行反应，研究所有反应都是同一级数的情况。



产物组成的比例，不论装置形式是管式还是槽式都是一定的，即如下式所示：

$$\frac{C_R}{C_S} = \frac{k_1}{k_2}$$

要获得更多的产物R时，可以选择使此反应速度常数加大、另一反应速度常数减小的操作条件或应用催化剂。在槽式装置中进行连续操作时可适当调节温度，以保持一定的产物浓度比例。

对于串联反应，反应物料A反应成为R，进一步反应生成产物S。此时，在同一温度下比较间歇槽式、连续管式和连续槽式的操作，则间歇槽式和连续管式各组分的浓度比($C_A : C_R : C_S$)是相同的，只有连续槽式不同。若要求中间生成物R作为目的产物时，则连续槽式最差。即使应用管式装置，为了控制A组分的转化率在适当数值，也可用未反应物料循环的方式以提高组分R的收率。

3. 非均相系反应的速度控制步骤

在非均相系反应中，先要研究此反应是在某一相内进行的还是在相界面上起反应的。当某一气-液反应受液相内扩散速度控制时，为了增加反应完全程度，可采用装置内停留时间长的气泡

塔或板式塔结构；相反，对气-液界面反应速度缓慢的情况，可在气-液接触面积大的填料塔或喷雾式装置中进行反应。对有固体催化剂悬浮其中的气-液反应，若为反应控制时，可以加大催化剂量或提高温度使总速度加快；如为扩散控制时则可进行强烈搅拌或加大气体鼓入速度等使扩散阻力减小，属于这类装置的有搅拌槽和气泡塔。

通常，如为反应控制，则从实验室小规模装置的结果，在间歇式中取同样的反应时间，连续式中也取相同的停留时间就可进行工业装置的操作。而在扩散控制时，因装置规模和相的接触面积及其相对速度间不成比例关系，故要确定扩散阻力很困难。作为装置的形式重点应考虑传质方面，反应倒是次要的。

4. 反应温度

反应温度的调节精度要求到什么程度是重要的，就是说怎样控制反应温度的上限和下限。所谓下限温度是指低于此温度时反应速度过小，无工业生产意义的温度；而上限温度则是指副反应速度过大，目的产物浓度下降或催化剂表面部分熔融活性下降时的操作温度，总之是难以维持操作的温度极限。

反应温度取决于反应热和通过装置的流体热容量及流量间的关系。即使反应热很大，若流体热容量大或流量允许加大时，也能抑制温度上升。而相对反应热来说，流体热容量太小或流速无法提高时，则装置内热量积聚，温度升高。因此需要除去这部分热量，这就要求有关于流体-装置间或催化剂粒子-流体间传热速度方面的知识。

除去反应热最难的是放热量大、流体热容量较小而温度上下限范围又窄的情况，此时最好用多管式外部热交换型或湿壁塔等传热面积大的装置。而在搅拌槽式或流化床反应装置中，即使局部发生热量，也因良好的搅拌作用而均匀分散，热量可通过器壁向外散逸。

与连续式搅拌槽相反,间歇式中进行放热反应时,温度随反应而升高,为除去反应热可装置夹套或冷却蛇管,但有时移热还不够充分,因此有一种反应组分连续加入,同时产物也连续取出的半连续式操作。在管式装置中连续操作时,装置内容易产生局部温度过高,为防止这种现象,可采用管径小的长管式或多管式反应器以增加传热面积,或使反应产物部分循环以稀释管入口处的反应物料浓度。

管式排挤流动与搅拌槽的完全混和相比,反应更为完全,但从调节温度角度看是不利的。为发挥各自所长,可在反应速度大的开始阶段用槽式装置进行操作,避开温升的峰值之后,再导入管式装置继续进行反应。

反应温度的调节在气相催化反应中特别重要,这种装置的形式也是从除去反应热方面考虑的,即有绝热层式、内部换热式与外部换热式等。使催化剂流化的最主要理由也是为了使温度容易调节。

5. 防止产物分解

有些反应在速度较高的温度条件下,反应产物常有分解的危险,故要尽量缩短反应时间,使反应物立即急冷以防止分解。作为这种形式的装置有燃烧式再接直接水冷或薄层催化剂反应后接间接冷却,有时也用使反应液自喷嘴喷出,反应产物冲击在冷却面上的方法。如果反应产物是稳定的,则表示装置的形式选择合适。

6. 催化剂寿命

当催化剂失去活性快,必须再生或更换时,用固定床形式就要使操作停下来,很不方便,因此可采用流化床或移动床。但在流化床中催化剂会发生磨损,故催化剂强度也得当作重要因素来考虑。

§ 12-7 按反应的物料衡算计算装置容积

一、间歇式反应装置

间歇操作时，装置内因反应而消耗的物料量与反应生成的物料量相等，在微分时间内，可得衡算式(12-25)。

$$r_A V_r d\theta = dn_A \quad (12-25)$$

式中： r_A —组分A的反应速度[mol/l·sec]， V_r —装置容积[l]， n_A —组分A的分子数[mol]。

也有用转化率代替分子数表示的。

$$X_A = 1 - \frac{n_A}{n_{A0}} \quad (12-26)$$

$$\therefore \frac{-dX_A}{d\theta} = \frac{V_r r_A}{n_{A0}} = C_{A0} r_A \quad (12-27)$$

式中： X_A —A组分转化率[—]， n_{A0} —A组分起始分子数[mol]， C_{A0} —A组分初浓度[mol/l]。

若对式(12-27)积分则可得(12-28)。

$$\theta = C_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{-r_A} \quad (12-28)$$

式中： X_{Af} —预定转化率[—]， θ —反应时间[sec]。

还有不用分子数或转化率而用浓度作为变数的，等容反应时如式(12-29)。

$$-\frac{dC_A}{d\theta} = -r_A \quad (12-29)$$

液相反应可近似看作等容反应。

二、排挤流装置

排挤流动可在管式装置中出现。管式装置中自入口至出口管内组成连续变化，在任意截面的半径方向则并无组成变化。对一微分厚度部分，这种排挤流反应的物料衡算如式(12-30)所示。

$$n_A = (n_A + dn_A) + (-r_A dV_r) \quad (12-30)$$

等式左面是A组分的流入量(速度)，右面第一项为流出量(速度)，第二项表示反应消耗量的速度，如用转化率，则如(12-31)式。

$$n_{A0} dX_A = -r_A dV_r \quad (12-31)$$

式中： n_A ， n_{A0} —在任意截面及装置进口端的A组分流入量(速度) [mol/sec]。

也有用反应系的体积流量表示的。

$$-\frac{d(VC_A)}{dV_r} = -\frac{d(\bar{u}C_A)}{dl} = -r_A \quad (12-32)$$

式中： V —反应系体积流量 [l/sec]， \bar{u} —反应系流动线速度 [cm/sec]， l —管式装置的长度 [cm]。

若假定体积不变，对式(12-30)~(12-32)积分，即可求出装置的容积或长度。

$$\frac{V_r}{n_{A0}} = \frac{V_r}{V_0 C_{A0}} = \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{-r_A} \quad (12-33)$$

式中： V_0 —装置入口端的体积流量 [l/sec]， X_{Af} —在装置出口端A组分的转化率[—]。

(12-33)式的形式和(12-28)完全相同，但在(12-28)式中转化率是对反应时间的值，而(12-33)中则是对装置体积和体积流量之比。这一比值具有时间的单位，表示在排挤流时，反应系内的分子从进装置到流出为止的时间，称为停留时间，其倒数为空间

速度。

$$\tau = \frac{1}{S} = \frac{V_r}{V_0} = \frac{V_r C_{A0}}{n_{A0}} \quad (12-34)$$

式中： τ —停留时间[sec]， S —空间速度[sec⁻¹]。

例 12-1 在 1atm 下，600℃ 时进行由氢气和氯气合成氯化氢的反应，氢和氯等分子加入，转化率 75%。当在截面积 0.01m² 的管式装置中进行此反应时，求所需反应管长度。600℃ 时的反应速度常数为

$$k = 3.62 \times 10^2 \text{ l/mol} \cdot \text{sec.}$$

解 化学反应式 $\text{H}_2 + \text{Cl}_2 \longrightarrow 2\text{HCl}$

计算基准 氢 1kmol/hr

氢和氯的分子浓度按理想气体定律求取 ($A: \text{H}_2; B: \text{Cl}_2$)

$$C_{A0} = C_{B0} = \frac{1}{2} \times \frac{1}{0.082 \times 873} = 0.0070 \text{ kmol/m}^3$$

因转化率为 75%，故

$$C_A = C_B = 0.0070(1 - 0.75) = 0.00175 \text{ kmol/m}^3$$

(12-33) 式的积分与表 10-2 对二级反应的反应时间相同。即

$$\begin{aligned} \tau &= C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_A C_B} = \frac{0.0070 - 0.00175}{3.62 \times 10^2 \times 0.0070 \times 0.00175} \\ &= 1.18 \text{ sec} \end{aligned}$$

$$V_0 = 2 \times 0.082 \times 873 = 143 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\bar{u} = \frac{143}{0.010 \times 3600} = 3.97 \text{ m/sec}$$

$$\therefore l = 3.97 \times 1.18 = 4.68 \text{ m}$$

三、完全混合装置

在连续操作的槽式装置中,如果有充分的搅拌,则可近似认为是完全混合,这种情况下反应的物料衡算如(12-35)式。

$$\frac{V_r}{n_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} \quad (12-35)$$

此式表示装置内物料减少的量是与反应消耗量相等的。又因是完全混合,所以装置内的转化率是一定的,此值当作和出口转化率相同,则若将式(12-33)积分即可得式(12-35)。

图 12-3 为槽式装置的式(12-35)和管式装置的式(12-33)比较,对同一转化率,进料量相同时,可看出槽式的容积要大。完全混合的停留时间是瞬间排出分子和长期停留分子间的平均时间,如反应过程无体积变化,则如(12-36)式示,

$$\bar{t} = \frac{V_r}{V_0} = \frac{C_{A0}V_r}{n_{A0}} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{-r_{Af}} \quad (12-36)$$

式中: $-r_{Af}$ —排出时的反应速度 [mol/l·sec], C_{Af} —排出时的浓度 [mol/l]。

例 12-2 醋酸乙酯与氢氧化钠的反应速度常数为: 13℃ 时 $k = 4.68 \times 10^{-2} \text{ l/mol} \cdot \text{sec}^*$, 现将酯浓度为 0.09mol/l 的水溶液和浓度为 0.12mol/l 的碱溶液分别以 3 l/min 的流量加入搅拌槽,使酯反应 60%, 求装置容积。

* 使用 0.05N 盐酸作为均相催化剂

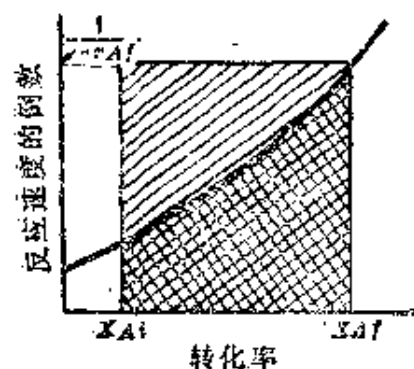


图 12-3 槽式装置与管式装置的差异

解 计算基准：酯水溶液 3 l/min

原料体积流量为

$$V_0 = 3 + 3 = 6 \text{ l/min}$$

$$C_{A0} = 0.09 \times 3/6 = 0.045 \text{ mol/l}$$

$$C_{B0} = 0.12 \times 3/6 = 0.060 \text{ mol/l}$$

因转化率为 60%，故反应消耗量和各组分出口浓度为

$$C_{A0} - C_A = 0.045 \times 0.60 = 0.027 \text{ mol/l}$$

$$C_A = 0.045 - 0.027 = 0.018 \text{ mol/l}$$

$$C_B = 0.060 - 0.027 = 0.033 \text{ mol/l}$$

$$\begin{aligned} \therefore -r_A &= 4.68 \times 10^{-2} \times 60 \times 0.018 \times 0.033 \\ &= 16.7 \times 10^{-4} \text{ mol/l} \cdot \text{min} \end{aligned}$$

由(12-36)式求出装置容积为

$$V_r = 6 \times (0.045 - 0.018) / 16.7 \times 10^{-4} = 96.9 \text{ l}$$

四、多级槽式装置

槽式装置有几个槽串联而进行连续式操作的，图 12-4 为一、3 级槽式的情况，某一槽的停留时间由(12-36)式可得

$$\tau_i = \frac{V_{r1}}{V} = \frac{C_{A0} - C_{A1}}{-r_{A1}} \quad (12-36-1)$$

此处体积流量假定为定值。一般对 i 槽的通式为

$$-\frac{1}{\tau_i} = \frac{-r_{Ai}}{C_{Ai} - C_{A(i-1)}} \quad (12-37)$$

若能定出反应速度和浓度的关系，即可依次求出各槽中的浓度。

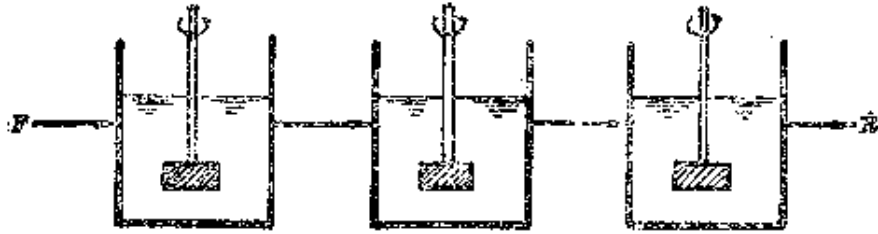


图 12-4 3 级槽式反应装置

作为这种多级槽的浓度计算法有代数解法和图解求法。如有反应速度的数学式时，代数解的精度是高的，但求解步骤较繁复。反之，图解法精度稍差，但计算简便。图 12-5 中纵轴取作反应速度，横轴作浓度，反应速度与浓度的关系由曲线表示。

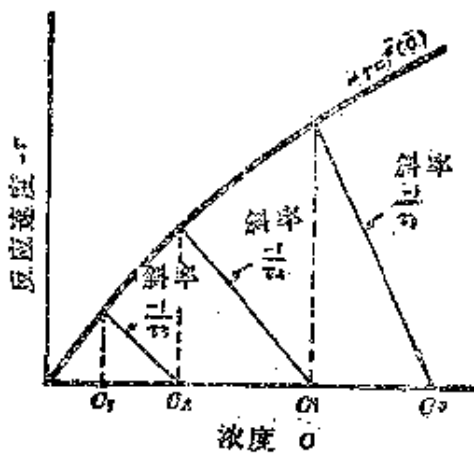


图 12-5 3 级槽式的图解法

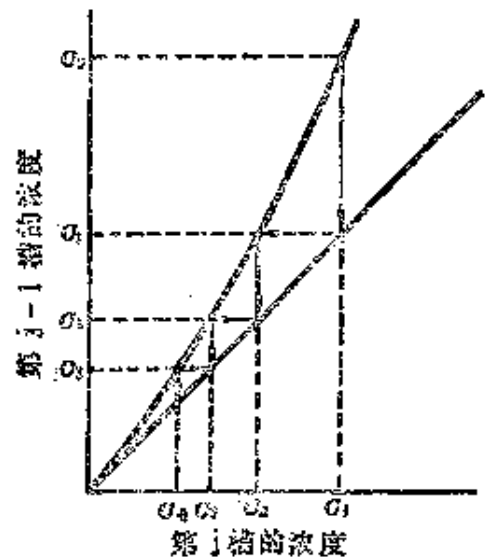


图 12-6 多级槽式装置的图解法

首先，通过表示第一槽初浓度的点引一斜率为停留时间负倒数的直线，由此直线与反应速度曲线的交点作一垂直线，则按(12-36-1)式可求得第一槽的出口浓度。继之引一斜率为第二槽停留时间负倒数的直线，求出第二槽出口浓度，以后各级可按同样方

法进行。

对各槽容积相等的装置,其第 j 槽的物料衡算式为(12-38)。

$$C_{A(j-1)}V = C_{Aj}V - \frac{dC_{Aj}}{d\theta} \cdot V, \quad (12-38)$$

若反应速度已知时,式(12-38)的关系可表示为图 12-6 的曲线。在此图上引一对角线,自纵标上表示第一槽浓度的 C_0 点出发画水平线与物料衡算曲线相交,再由此点作垂线,横标上的值即为第 1 槽的排出浓度。浓度为 C_1 的反应液进第 2 槽,自第 2 槽继续进行同样的阶梯作图,即可求出各槽浓度。

例 12-3 在 3 级槽式装置中进行醋酐的水解反应。反应为一级,各槽的温度与反应速度常数如下:

1	2	3
15℃	25℃	40℃
0.0806 min ⁻¹	0.158 min ⁻¹	0.380 min ⁻¹

原料浓度 1.00mol/l, 体积流量 90l/min, 转化率设为 95%。若各槽体积相同, 求槽的容积。

解 计算基准: 原料流量 90l/min

因各槽容积相同, 故停留时间相等, 对一级反应, 式(12-36)成为:

$$\frac{1}{\tau} = \frac{k C_{Af}}{C_{A0} - C_{Af}}$$

$$\therefore C_{A1} = \frac{1.00}{1 + 0.0806 \tau}$$

$$C_{A2} = \frac{1.00}{(1 + 0.0806 \tau)(1 + 0.158 \tau)}$$

$$C_{A3} = \frac{1.00}{(1 + 0.0806 \tau)(1 + 0.158 \tau)(1 + 0.380 \tau)}$$

当转化率为 95% 时, 第 3 槽排出浓度为

$$C_{A3} = 1.00 \times (1 - 0.95) = 0.05 \text{ mol/l}$$

因此可代入上式求出停留时间, 用图解法进行这项计算时, 可自表示最初浓度的点开始假设一个斜率作三条平行直线, 试差至第 3 槽出口浓度为 0.05 为止, 由图 12-7 可知, 此直线斜率为

$$1/\tau = 0.098 \text{ min}^{-1}$$

$$\therefore V_r = \frac{V_0}{1/\tau} = \frac{90}{0.098} = 9181$$

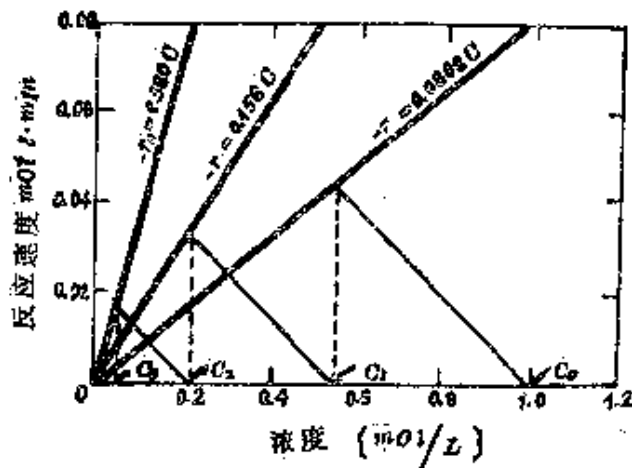


图 12-7 [例 12-3] 图解

§ 12-8 按热量衡算计算装置容积

一、间歇式反应装置

在间歇式操作中(对放热反应而言), 反应热和通过器壁向外传出的热量之差等于装置内物料焓的增加, 使其温度升高, 热量衡

算应如下式所示，在物料有相变时还需包括潜热项*。

$$\begin{aligned} \Delta H_r dn_A + q d\theta = \sum n_i C_{pi} dT = & \left[n_A C_{pA} + \frac{b}{a} n_A C_{pB} \right. \\ & + \dots + \frac{l}{a} (n_{A0} - n_A) C_{FL} \\ & \left. + \frac{m}{a} (n_{A0} - n_A) C_{pH} + \dots \right] dT \quad (12-39) \end{aligned}$$

式中： ΔH_r —温度 T 时的反应热(放热+，吸热-)(kcal/mol A)， q —传热量(kcal/hr)， θ —时间(hr)， T —绝对温度($^{\circ}$ K)， C_{pi} —分子比热(kcal/kmol \cdot $^{\circ}$ K)

由式(12-25)的关系

$$\frac{dT}{dn_A} = \frac{\Delta H_r + (q/r_A V_T)}{\sum n_i C_{pi}} \quad (12-40)$$

若给定比热和速度常数的温度函数，则(12-40)式即可积分，气体的比热一般以下列形式表示，即

$$C_p = a' + b'T + c'T^2 \quad (12-41)$$

或
$$C_p = a'' + b''T + c''T^{-2} \quad (12-41-1)$$

液体和固体的比热可看作定值，速度常数可按阿累尼乌斯式(参阅 P.506) 计算，反应热也是温度的函数，但可近似作为定值。

如装置为绝热的，则(12-40)式成为

$$\frac{dT}{dn_A} = - \frac{\Delta H_r}{\sum n_i C_{pi}} \quad (12-42)$$

转化率由温度决定，转化率与时间关系如式(12-28)所示，对一级反应，则有(12-43)式。

* $aA + bB + \dots \rightarrow lL + mM + \dots$

$$\theta = \int_0^{X_f} \frac{C_{A0} dX_A}{-r_A} = \int_0^{X_f} \frac{dX_A}{k(1-X_A)} \quad (12-43)$$

此式与(12-42)的积分式联立，即可求出达到所需转化率的时间。

二、连续式反应装置

连续式操作中，对于完全混合状态的情况可认为装置内的温度是相同的。热量衡算为：流入反应系物料的焓与基准温度下的反应热的总和等于生成物的焓与通过器壁传出热量的总和。

$$i_R + Q_r^0 = i_P + q_A \quad (12-44)$$

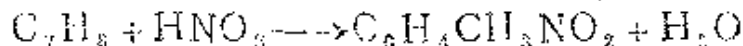
$$i_R = \int_{T_0}^T \sum_j n_j C_{pj} dT \quad (12-45)$$

$$i_P = \int_{T_0}^T \sum_k n_k C_{pk} dT \quad (12-45-1)$$

式中： i_R 、 i_P —反应物和生成物的焓[kcal/hr]， n_j 、 n_k —反应物和生成物的分子流量[kmol/hr]， Q_r^0 —标准反应热[kcal/hr]， q —传热速度[kcal/m²·hr]， A —传热面积[m²]。

例12-4 用连续式搅拌槽以混酸硝化甲苯。甲苯以0.5kg/hr的流量加入，混酸(H₂SO₄60wt%，HNO₃28wt%，H₂O12wt%)以1.22kg/hr加入。温度为25℃，甲苯转化率100%，为保证装置内的温度为65℃，求要除去的热量。标准反应热为每克分子甲苯28.0kcal，生成的一硝基甲苯的比热为0.45kcal/kg·℃，含有少量硝酸的75wt%硫酸的比热为0.46kcal/kg·℃。

解 化学反应式



计算基准： 甲苯 0.5kg/hr

将原料系物料量换算成分子数

$$C_7H_8: \frac{0.50}{92.1} = 0.00542 \text{ kmol/hr}$$

$$HNO_3: \frac{1.22 \times 0.28}{63.0} = 0.00544 \text{ kmol/hr}$$

$$Q_p^0 = (28.0 \times 10^3) \times 0.00542 = 152 \text{ kcal/hr}$$

反应后物料如下:

$$H_2SO_4: 1.22 \times 0.60 = 0.732 \text{ kg/hr}$$

$$HNO_3: 0.00544 - 0.00542 \times 63.0 = 0.002 \text{ kg/hr}$$

$$H_2O: 1.22 \times 0.12 + 0.00542 \times 18 = 0.244 \text{ kg/hr}$$

$$C_7H_7NO_2: 0.00542 \times 137.1 = 0.742 \text{ kg/hr}$$

酸相全部物料量为 0.978kg, 硫酸浓度约为 75%.

如以 25℃ 作为基准温度, 则反应系焓为 0

$$\begin{aligned} i_p &= 0.987 \times 0.46 \times (65 - 25) + 0.742 \times 0.45 \times (65 - 25) \\ &= 31 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

$$\therefore qA = 152 - 31 = 121 \text{ kcal/hr}$$

即应按 121kcal/hr 的速度除去热量.

连续操作中的排挤流动, 可对微元体积进行热量衡算.

$$\Delta H_r dn_A + U(t_s - t)dA = \sum n_i C_{pi} dT \quad (12-46)$$

式中: U —总传热系数[kcal/m²·hr·℃], A —传热面积[m²], t —微元部分的温度(管径方向为定值)[℃], t_s —管壁温度[℃]

将式(12-46)变换成

$$\frac{dT}{dn_A} = \frac{\Delta H_r + [2U(t_s - t)/r_A R]}{\sum n_i C_{pi}} \quad (12-47)$$

式中: R —反应管半径(m)

此式积分时,与间歇操作相同,必须给出速度常数和比热的温度函数,传热系数虽也随温度而变,但按定值处理,温度对反应热的影响也忽略不计。如为绝热操作,则(12-47)式与(12-42)式相同。与间歇式不同点是变数不是时间而是管子长度,用表示转化率和管长的关系式及(12-47)式联立求解。

§ 12-9 均相反应装置

一、均一液相反应装置

均一液相反应大多在搅拌槽装置中进行,槽内按完全混合状态处理,搅拌机随反应液的粘度或密度而决定用平桨式或旋桨式。均一液相反应中搅拌的目的在于使器内温度与浓度保持均一,同时也有减薄传热边界层、提高传热速度的作用。

间歇操作中,当有反应热产生时,用间接或直接冷却法调节温度,因此对于放热量大的反应,这种装置并不合适。间接冷却是将装置做成夹套或在器内安装盘管,里面通水或盐水以带走热量,而直接冷却是在器内投放冰块,利用冰的溶解热除去反应热量,是比较原始的方式。对于吸热反应,间接加热是利用水蒸气等载热体进行的;直接加热则是将蒸汽直接鼓入液体中。间或亦有加入一种不参与反应的液体,利用其潜热或显热来调节温度。

当反应速度快、短时间内产生很大的反应热,为除去这部分热量需要很大的传热面积时,就不能采用间歇式而宜用半间歇式操作,即先在装置内加入一种组分,再一面搅拌一面以适当速度连续加入另一反应组分。这样,由于浓度控制在一定值,反应热量就不会急速增加,可通过传热将反应热除去。对于聚合反应那样的单组分反应,可先加少量物料开始反应,待生成产物、反应物料浓度下降后,再不断少量添加反应物料。

反应例1 用间歇式搅拌槽进行苯乙烯聚合

原料苯乙烯中用过氧化苯酰作催化剂,苯乙烯不断少量加入。反应开始时需要加热,但反应开始后,固有反应热产生而需冷却。反应温度保持 107°C ,聚合达60%以上后,因粘度变大传热恶化,故停止操作。之后,将其移至别的容器完成聚合反应。

间歇式和半间歇式是非稳定操作,不适于制得大量质量相同的制品。因此搅拌槽式装置也有进行连续自动操作的。连续式中是完全混合流动,装置内溶液的温度和浓度可看作与流出液相同。但和间歇式操作比较转化率低,要使两种操作达到同一转化率,连续式需有较大的装置容量。为补偿这一缺点,用多级槽装置时,可采用各槽流量相等,但容积不同的做法,以适当调整各槽的停留时间和温度进行操作。

连续式搅拌槽的反应温度调节和间歇式或半间歇式一样,采用间接加热或冷却。有一种方法是将部分反应液用泵吸出经冷却或加热后再返回装置,称作外部循环式。由于传热面积可随意设计,故即使对放热量大的反应,这种方式也能调节温度。

在均一液相反应中,当反应速度很快、需快速加热或冷却时,可用带夹套的管式装置,由于管式装置的传热面和反应流体体积相比比较大,故温度调节比较容易。如果经管壁传热还不充分,可将流体分出一部分在装置的中间加入,使反应热不致急剧放出(如半间歇式槽型装置操作)。

可逆反应中,在进行正反应的同时也产生逆向反应,生成物浓度只能接近平衡值。因此,如能将一种产物不断引出装置,则可使正反应不断进行而提高转化率。作为引出产物的方法之一是和蒸馏操作联用,这种装置的形式有填料塔或泡罩塔,在塔内液相中进行反应。由于反应热以液体蒸发潜热的形式除去,因此调节温度比较容易。

反应例 2 用蒸馏塔式装置进行酯化反应

用硫酸做催化剂，使乙醇和醋酸进行酯化反应，制得醋酸乙酯。图 12-8 中，开始在搅拌槽中加入醋酸、硫酸(66'Be)和乙醇，将反应液送入蒸馏塔，塔内温度保持约 80℃。

塔底引出硫酸水溶液，塔顶蒸气为酯、乙醇和少量水，将其冷凝后再行蒸馏，可得约 95% 的醋酸乙酯。

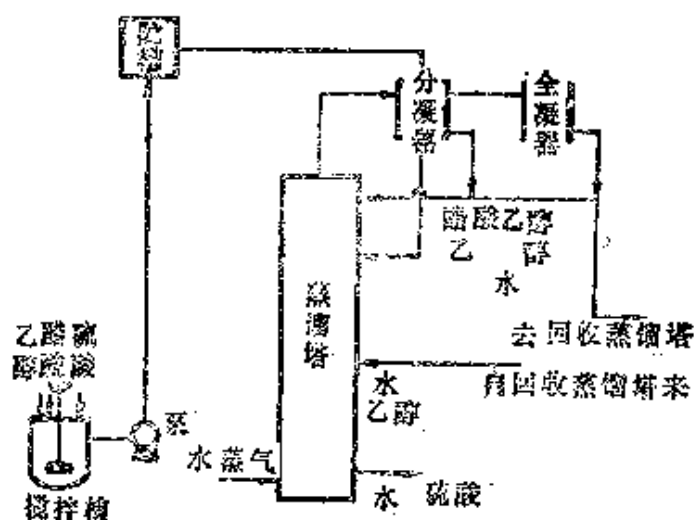


图 12-8 连续式酯化反应装置

二、均一气相反应

均一气相反应，体积变化受温度的影响较液相反应为大，要算出停留时间比较麻烦。反应速度快、停留时间要求短的，可用管式装置操作，这种形式，从温度控制方面考虑，由于传热面积大，流体速度也快，能提高传热系数值，所以是有利的。

对反应速度慢、停留时间要求长的，可用槽式或塔式装置。此时用文丘里或喷嘴等以返混作用的形式进行气体混和；反应流体在进入装置前先预热至各自的反应温度后再在装置内反应。没有特别除去反应热的设备，通常都是绝热操作。

作为槽式装置的变形还有一种燃烧炉式装置。

反应例3 用管式装置进行丁烷的空气氧化

空气和水蒸气混合预热到约400℃，丁烷也预热到约250℃与之混合。出装置后立即用水喷射急冷，之后进一步冷却分离产物，停留时间约1秒钟。采用水蒸气，除了为防止形成爆炸混合物外，也可使热容量加大，便于抑制温度升高。必须注意仔细调整丁烷、空气、水蒸气的比例。

另外，为了提高氧化物的含量，压力高些较为有利，反应在20~30kg/cm²下进行。

§ 12-10 非均相反应装置

一、非均相液-液反应装置

非均相液相反应，是指在装置内有两种液相存在的场合。非均相液相反应可分为表面反应（反应组分存在于两相中，各自在相内扩散，于界面上接触进行反应）和容积反应（溶解速度比反应速度更慢，反应组分一直扩散到某一相内部再进行反应）两种。当一相是反应液、另一相是催化剂液体时，则反应在与催化剂接触的界面上进行。也有为了调节温度的原因，而将反应液分散在惰性液体中形成非均相系的。

1. 搅拌槽型反应装置

在存在扩散阻力的场合，进行充分搅拌使之有效分散、扩大接触面积，可提高总反应速度，即使在反应热大的反应中也可采用搅拌使温度均匀一致。调节温度可用夹套或盘管间接冷却，在间歇式无法调节时可改用半间歇式操作。为了节省间歇式或半间歇式的装料时间，可采用连续式操作。

两种液体顺流加入时，如12-9图示，此时要注意各槽进出的

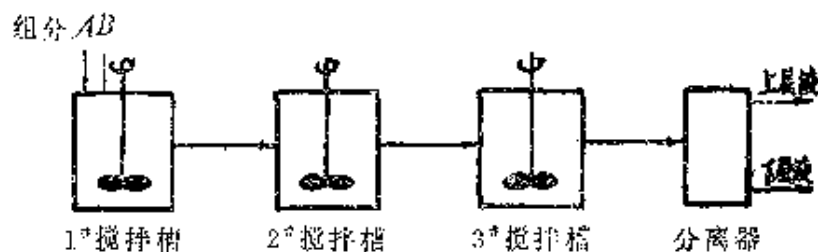


图 12-9 多级槽式反应装置的连续式顺流操作

流量和两液量间的比例都保持恒定。

图 12-10 是逆流连续操作的概略示意,在这种操作方式中,反应在各槽中以同样速度进行,因而转化率也高,但在分离器中两相的分离比较困难。

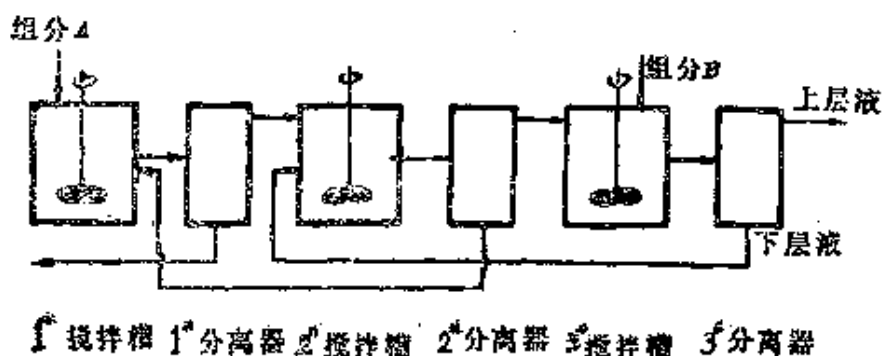


图 12-10 多级槽式装置的连续式逆流操作

反应例 4 用多级槽式装置进行甲苯硝化反应

甲苯用混酸处理后成为一硝基甲苯,进一步从二硝基物变成三硝基甲苯,用逆流进行操作。即从甲苯到三硝基物的流动和从发烟硫酸到混酸和废酸浓度逐渐降低的酸的流动两者呈逆流状态。

图 12-10 中,组分 A 为甲苯,组分 B 是发烟硫酸,右端上层是三硝基甲苯,废酸自左下端流出。

2. 塔式或特殊形状装置

非均相系液-液反应的速度由相内扩散速度控制而反应热又不太大时,可以用液-液萃取那样的塔式装置。一种液体自塔顶以连续相流动,另一液体与其逆流自塔底呈分散状态加入。

反应速度极快、发生大量反应热引起温度上升的场合,除了因副反应产生不纯物外,也会使产物分解。因此可采用使两液体都成喷雾状再接触反应,反应后立即急冷的方式操作。

二、非均相气-液反应装置

气-液相反应可在接触界面处进行;或是气相内的组分扩散入液相内,在液相中反应,因此产物有溶解在液相中和蒸发在气相中两种情况。在连续式操作中,若处于稳定状态,则扩散速度和反应速度相等,总反应速度可由这二阻力的和求出。但由实验室数据计算的扩散阻力是不可靠的,这点必须加以注意。

1. 气泡塔式反应装置

气-液反应中,为了减少扩散阻力,可将气体以泡状鼓入液相增加接触面积,这样,由于大量气泡的运动也对液相具有搅拌作用。气泡和液体的相对速度大时,气泡膜减薄,扩散阻力减小,但也失去了泡的稳定性。一般气体的鼓入速度在反应的温度、压力条件下约为 $100\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 。

气泡塔如为细长型时,则由气泡群造成的液体混和不充分,接近塔顶的液体组成和塔底的不同,温度也不一致。塔径加大接近槽形时,搅拌情况改善,但易引起沟流现象。为此可增加鼓气管数目,使气泡的分散均匀一致,或在塔内加一内筒或在塔外设置液体循环管,使塔内浓度与温度均匀一致。

反应热的除去或加热,可用间接法在夹套等处通以载热介质来实现,如果搅拌充分,温度调节还是比较容易的。当有反应液蒸发时,则可利用其潜热,但蒸发量太大会造成损失,可在塔顶装置

冷凝器进行回流。

反应例 5 应用气泡塔合成尿素

由二氧化碳和氨合成尿素的反应,包括氨基甲酸盐*生成和尿素生成两步反应。在氨基甲酸盐合成塔中,二氧化碳和氨以高压状态加入,同时也加入循环氨基甲酸盐和油的泥状混合物。氨基甲酸盐的生成反应是放热反应,但油起了调节温度的作用,而且在内壁呈膜状附着,也防止了反应液的腐蚀作用。进入氨基甲酸盐分离塔的是油、水、氨基甲酸铵和尿素的混合物,在此处减压,氨基甲酸铵分解成 CO_2 和 NH_3 。塔底流出的油和尿素混合物在分离器中分离,油和由分解塔顶来的 CO_2 和 NH_3 一起加入反应装置,再生成氨基甲酸盐,用泵打回合成塔中。

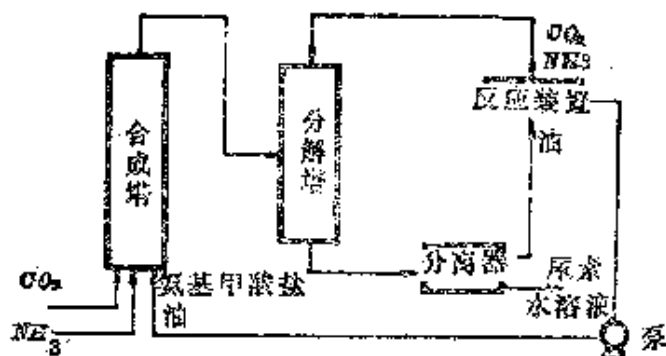


图12-11 尿素合成工程

2. 填料塔式反应装置

气-液相反应有用填料塔或板式塔进行的,这种塔有减少扩散阻力的效果。填料塔中也是进行逆流接触,但自塔顶气-液两相顺流加入使之反应的例子也很多,填料和吸收或蒸馏中用的一样,也是惰性材料做的拉西环或鞍形填料。由于温度调节是利用液体的蒸发潜热,所以不适于反应热大的情况。而且由于滞液量少,也不

* 氨基甲酸铵

适用于在液相内进行的反应。

这种形式的装置停留时间短，适用于反应速度较大、扩散是速度控制步骤的操作中。

3. 湿壁塔式反应装置

气泡塔中存在返混问题，填料塔则温度调节多少有些困难。相反湿壁塔结构简单，液体流动接近排挤流，不会引起返混，间接传热也容易使塔内温度均匀一致。但由于液体在塔的内壁上呈膜状流下，所以塔内滞液量少，停留时间也短，在反应速度慢时收率下降。

反应例6 用湿壁塔进行苯的氯化反应(图 12-12)

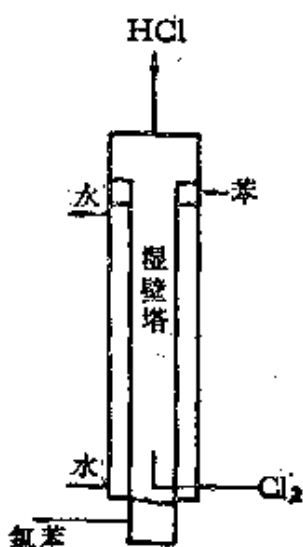


图 12-12

湿壁塔式苯的氯化装置

苯的氯化是串联反应，从一氯经二氯而生成三氯化苯。如若这项反应在连续式反应器中进行，则由于返混作用会生成多量的二氯和三氯化苯，因此用湿壁塔消除返混是有利的。苯自塔顶下流，氯气则自塔底鼓入，铁制塔内壁起催化作用。氯气由苯吸收，这种苯溶液接触铁制内壁而起反应，反应放出的热由夹套中的水冷却，保证反应温度均匀一致。

4. 搅拌槽式反应装置

搅拌槽也可用于气-液反应中。气体由适当的吹送装置形成气泡，进一步借搅拌作用而与溶液进行充分接触，发生反应，操作方式是半间歇式或连续式。搅拌器以涡轮式为宜。

在这种形式的装置中，液体深度不会很大，气泡上升时间有限，在此时间内要加速传质过程是个问题。温度调节采用间接传热法，但也有用变动气体鼓入速度以降低反应速度来控制热量的。

三、非均相气-固反应装置

气-固相反应在化学工业中从来就是用多层板式装置进行的，但近来已开始采用利用气体浮动固体粒子的流化床和利用固体重力向下移动的移动床式装置。

另外，填充固体颗粒的固定床式装置，对粒子是催化剂的场合特别重要，关于固定床催化反应器和流化床反应装置，阐明如下。

§ 12-11 固定床反应装置

一、等温床式反应装置

固定床催化反应中，要保持装置内的温度不变是困难的，等温床可认为是一种理想的状态。反应热小，能用间接冷却将热除去的可近似看作等温。先按等温床反应计算转化率，再计及温度分布的影响，然后用于装置设计中。

二、绝热床式反应装置

反应热不太大时，可加入惰性气体或将某一反应组分过量送入，利用其热容量来调节温度，也就是说绝热操作。这种形式，装置的结构简单。为了尽可能减小气体流过催化剂层的阻力，因此与塔径比较起来床高较小，但直径放大后流动状态不再是活塞流，与细长管的情况比较，转化率有所降低。

反应流体导入催化剂层时，重要的是要保证各处均匀一致，而且装置壁应注意保温，不使近壁处出现温度降低。作为调节温度的一种方法，是将催化剂层分成几段操作。各层内进行绝热反应，如反应放热，则因气体温度升高需在进下一层之前进行冷却，

此时可将反应后的混合气体与温度低的原料气体直接接触或间接冷却。对吸热反应,则只要反过来进行加热就行了。

作为绝热床的一种特殊形式,是薄层式或金属网式装置。就是说,作为催化剂的粒状物只是薄薄一层或是几层重叠的金属网,使反应在短时间内进行,薄层或网的温度由反应热维持在反应必要的温度。在这种形式的装置中,操作上必须注意的要点是:气体组成均匀一致,使反应以同样的速度进行;适当调节接触时间,防止产物热分解;急速冷却,使反应速度慢下来。

再有,必须防止催化剂层或金属网因装置壁上支承部分的传热作用而冷却,周边部分的温度下降会引起副反应,从而减少目的产物的收率。

反应例7 用金属网式装置进行氨的催化氧化反应

预热空气和氨的混合气体,通过铂-铑金属网催化剂层在 800°C 左右进行反应。在中间部分为防止网的翘曲,加耐热钢杆支承。

为防止反应后的氧化氮分解,反应后的气体导入废热锅炉冷却。

三、外部换热式反应装置

1. 催化剂管内型

对于放热量大而温度允许范围又窄的反应,要求有一定的接触时间时,无法使用绝热式装置。因此将催化剂填充在细长管中,管外通过传热介质除去反应热以调节催化剂层内的温度。普通都作成多管并列式。即使对吸热反应,在这种装置中也可在催化剂填充管外用烟道气加热进行反应。作为放热反应的传热介质,按反应温度不同可用温水、热溶剂或熔盐等。其循环方式有如图12-13所示的沸腾式和外循环式,还有其它形式。

催化剂层内传热阻力很大,所以管壁内外的膜阻力可以忽视。

由于层内的传热阻力形成了半径方向上的温度分布,在放热反应中,中心附近的温度最高,而且管中心和管壁处的温差随管径的加大而增加。从温度调节观点看,管径小些为好,但对必需的催化剂量,这样做管数就要增多,催化剂的填装、取出操作也麻烦;而且从反应流体的压力损失考虑,催化剂粒径不宜做得太小,为使这种催化剂颗粒在管中均匀填充,管径太小也有困难。

通常,工业上使用的管径最小约15mm,大到30mm以上时转化率就会降低。若各管中催化剂的填充情况不均匀时,各管的流动阻力不一样,结果造成接触时间长短不一。接触时间太短使转化率下降,太长则因发生副反应而减小了目的产物的浓度,所以必须充分注意催化剂的填充情况。

反应例 8 用外部换热式(管内型)装置进行苯的空气氧化

苯空气氧化的主反应是生成苯二甲酸酐,同时有副反应发生,反应大量放热,为此必须仔细调节温度允许范围很窄的反应温度。

这种反应装置的实例之一是多管式(内径约25mm,管数2900根)反应器,传热介质为熔盐,用五氧化二钒-硫酸钾-硅胶系催化剂,反应温度在360℃左右。

2. 催化剂管外型

装置内安装许多平行直管或螺旋管,管内流过传热介质,管外

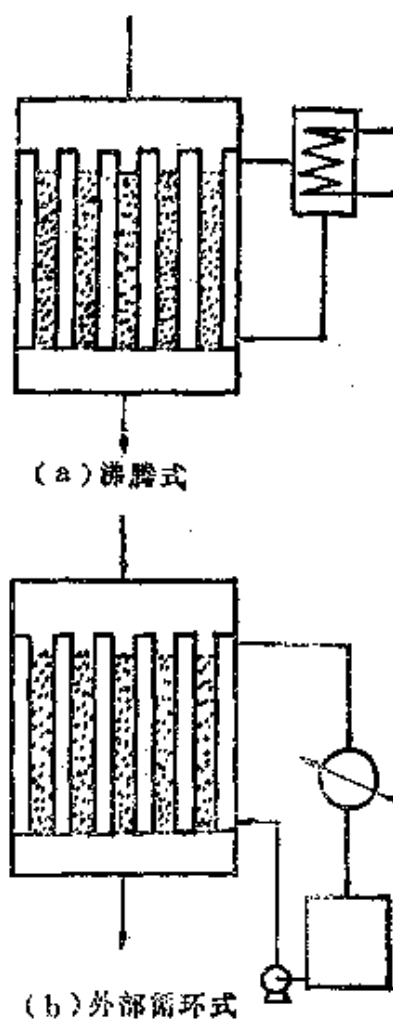


图 12-13

传热介质的循环方式

填充催化剂,这种形式称为管外型装置。对于平行直管,管间距要适当,以使反应流体均匀流动,在任何部位都进行相同的反应。

传热介质的循环方式与管内型相同。在用加压水的场合,管外型较为方便。

四、内部换热式反应装置

内部换热式如图 12-14 所示,是一种由反应流体的间接传热

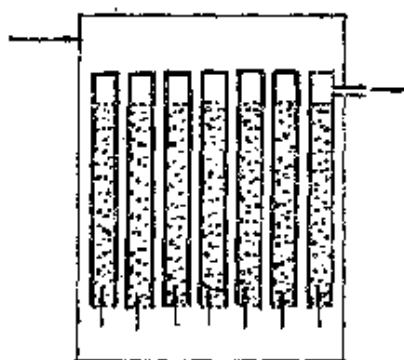


图 12-14

内部换热式反应装置

使催化剂层温度降低、流体本身同时得到预热的装置形式。这种装置可适用于反应热大得无法采用绝热操作的反应中,不过在反应热过大时,其温度控制仍然有困难,在这种情况下还得采用外部冷却式装置。

反应例 9 在内部换热式装置中进行甲醇合成

甲醇是由一氧化碳和氢在铬-锌系催化剂作用下合成的。装置上半部为催化剂填充管,下半部是一热交换器。反应气体先在此热交换器中预热,再在催化剂管外进一步吸热后进入催化剂层,反应后的混合气体由热交换器回收热量后流出。反应温度约 400°C , 压力 300atm 。

§ 12-12 流化床反应装置

一、流化现象

在圆管内填充固体粒子,当自下方送入流体时,如流体流量不大则粒子层静止不动而压力损失随流体速度(空间速度)成比例

增加,此时固体层表面仅开始少许活动,床层膨胀。当流速进一步增加时,则粒子浮动起来成为流化状态,压力损失与流速无关而和浮动粒子的总重量平衡,成为定值。

理想的流化床是流体相中粒子成均匀分散状态。但由气体造成的流化床容易形成粒子密度高低不同的部分,液体流化床则比较接近理想状态。床层高度也是因液体流化床自由表面比较清楚而容易控制。气体流化床中,在上端可见到如液体沸腾的现象,床高的测定比较困难。

如流速增加到流化状态以上,则粒子激烈运动,床高扩展到管子全长。而若流速比粒子的终端速度(干扰沉降速度)更大时,粒子即随气流一起逸出。

通常,反应或干燥用的流化床是气-固系统,当气体吹入分布不匀时会发生鼓泡或腾涌现象,而均一分布状态又很难获得,但即使如此,比起固定床来,反应速度还是比较均一,温度的调节也容易。

在催化反应操作中,决定装置用固定床还是流化床除考虑下述流化床的优缺点外,同时还和催化剂的性质有关。催化剂寿命长而机械强度小的用于固定床;寿命短、不易碎裂的催化剂可在流化床中使用,连续地进行排出和补充。

二、流化床的优缺点

1. 优点

在流化状态时,由于固体粒子间相互碰撞、不停运动,所以不会只在床层内某一部分发生反应,无论何处都产生相同的反应热,温度容易均匀一致。由于激烈运动的粒子本身也起了将热传至它处的作用,所以流化床的传热比固定床快,对于固定床中传热慢、温度控制困难的反应,可以采用流化床操作。

为了减小气体的流动阻力,在固定床中必须填充较大的颗粒,

而流化床中小颗粒悬浮压力损失反而小。粒径减小时，由于接触面积加大，扩散阻力也减小了，所以流化床中的总反应速度较大。再有，流化床中粒子可以连续地进行补给和排出，例如在催化剂活性下降时，就容易取出替换进新的催化剂，对焙烧反应等固体粒子的连续处理也比较简单。

流化床中压力损失较小，动力费用少，流化床中应用的催化剂也不需成型。

2. 缺点

为使流化状态均一，必须使固体颗粒的粒径尽可能一致，为此要应用适当的粉碎机械。由于固体粒子的相互碰撞容易磨损，因此没有一定的机械强度就容易变成粉状，而且装置内壁也会磨蚀，必须考虑适当对策。磨损、粉化了的颗粒由气流带出，造成催化剂

损失，需安装旋风分离器捕集，这样既净化了空气，催化剂也能回收。

流化床能进行均匀的混合，但这一长处正成为转化率下降的缺点。

为了保证流化状态，流速范围限制较严，不能象固定床那样流速可自由改变。

反应例 10 用流化床进行萘的空气氧化反应

萘预热成液体状，送入装置反应区的下方，然后形成蒸气进行氧化反应。空气被加热后从装置下端送入，使催化剂流化。

反应温度约为 400°C 。一部分催化剂经循环管进入装置下端的热交换器，反应热由水带出。与固定床催化反应法比较，流化床无需传热介质，只要水就行，不需萘的气化装置。另外空气用量少，收率多少要高一些，

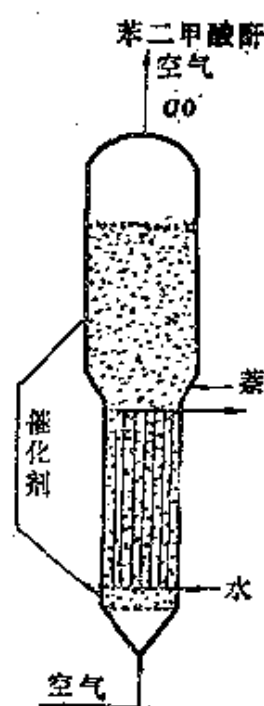


图 12-15
流化接触式苯二甲酸酐制造装置

约为 95%，优点很多。

三、反应程度

在催化剂流化的场合，反应程度是由混合气体中的组分给定的，所以粒子的混合状态只要能使温度充分均匀一致就可以了。当然，因为是完全混合，转化率要比固定床低。

与此相应，在流化焙烧那样的反应中，固体粒子处于悬浮的状态下，本希望各颗粒尽可能完全反应后再逸出装置。但是，在流化床中，某个粒子可能反应完了还留在床层中，而有的粒子却未经反应就飞逸出去了，这样就降低了转化率的平均值。

为防止这种现象，可采用多级式流化床，级数增加可使各粒子的停留时间趋于一致。

再有，这种因返混造成的转化率降低，也可采用多管式的结构加以控制，即选用适当的管径，调整其中停留的催化剂量与流体速度，就可获得接近于排挤流的差不多是理想的流动状态。

反应例 11 用多级流化床煅烧石灰石

石灰石的煅烧是吸热反应，其热量平衡是个问题。原料石灰石粉碎以后由最上一级加入，在此处流化，通过溢流管而渐次移到下一级，与烟气进行逆流换热，之后在第四级（此级中有重油以雾状喷入和空气混合燃烧）吸收燃烧热进行反应，在第五级回收热量。

在这种形式装置中，溢流管一旦流空，混合气体就会泄漏，应注意防止。另外各级隔板注意不要为微粉堵塞。

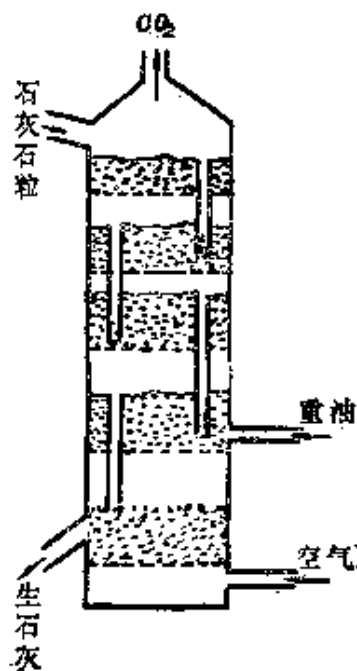


图 12-16
用多级流化床装置
煅烧石灰石

第十三章 流程与装置

§ 13-1 流程图

为了用图表示化学装置的测量系统,应用流程图。在化学、钢铁、石油精炼等装置工业中,从供应原料开始,顺次加工成为制品过程的流程是很易领会的。最终以图形形式表示完成这项工程的装置及计测、控制仪表的就是流程图(图 13-1)。

流程图具有如下用途。

- (1) 系统的构成及其计划的研讨
- (2) 计测设备规格的讨论
- (3) 明确表示商业用图形(测量仪表、附件、配管等的图形)与配线。

因此,流程图能用于各种不同的目的。但因其不象普通的工作图形或设计图那样尺寸正确,所以用以估计配管工程、配线工程、计测控制装置等安装工程或用于施工是不适当的。不包括测量系统的装置系统图,也称流程图。

一、测量系统用符号

为了根据流程图明确而迅速的开展制订测量系统的计划直到定货的各阶段的业务,除从事系统计测工作的人员外,其它人员也有必要理解测量装置用的符号。测量装置用的符号,可以由文字符号、个别编号、图符号构成。在此仅对其中的文字符号和图符号说明如下。

1. 文字符号

在绘制流程图时,关于装置部分和测量仪表部分,由图 13-1 即能看出,两者在标记上(说明)存在若干差别.前者只需记上设备名称、物质名称等,而后者因作为测量对象的变数很多,使用的计测仪器的机能又有多种,故有必要采用某种简略号来标记.由表 13-1~表 13-3 可见,在多数情况下,选用对应的英语字头作为文字记号,而且即使是相同文字,配置不同时,所表示的内容也不相同(例如 A、P、V 等).当然用这样的表现方法所表示的内容是有限制的,但考虑到理解与使用的方便,可以认为这些内容还是合适的.

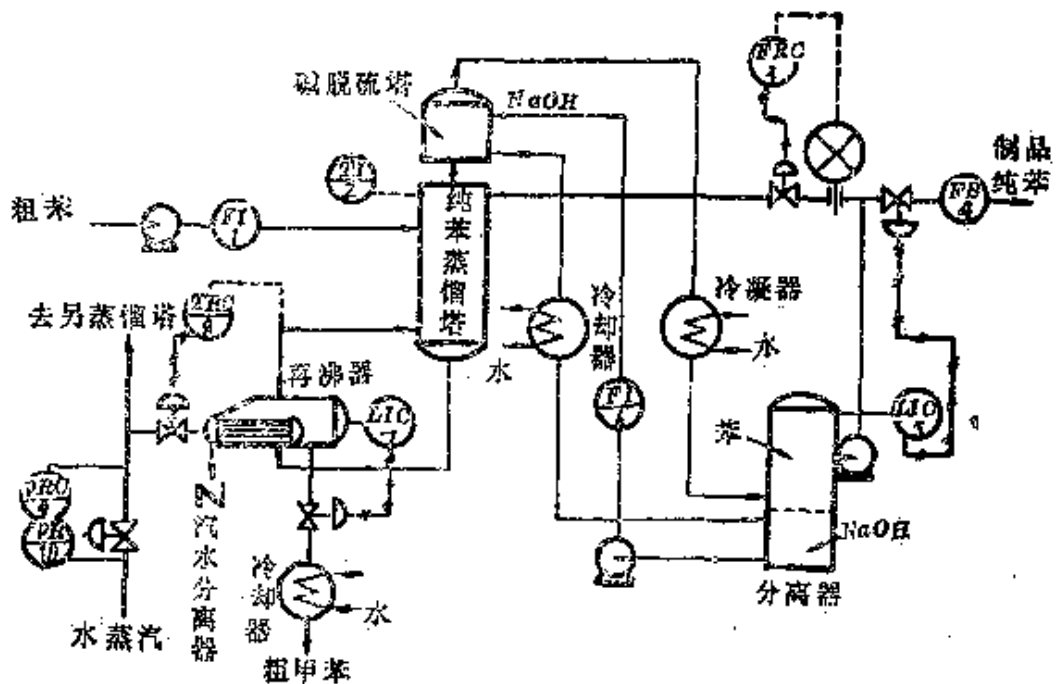


图 13-1 蒸馏塔流程图

表 13-1 文字符号—第一字母(变量或动作)

文字符号	变 量 或 动 作	文字符号	变 量 或 动 作
A	组 成	Q	热 量
D	密 度	S	速 度
F	流 量	T	温 度
H	手 动	V	粘 度
L	水平(也用于长度、厚度)	W	重度(也用作表面张力)
M	湿度(也用于水分、湿分)	X	其 它 变 量
P	压 力		

- 〔注〕 1. 使用 L、M、W() 内的意义或使用 X 时, 要注明变量的种类。
 2. CO₂、O₂ 等公认的化学符号可用作表示原料组成的文字符号。
 3. pH 可用于表示氢离子浓度的文字符号。
 4. 表 13-1 的文字符号上附加 r (表示比率)、d (表示差数) 后, 可以作为一个字使用, 例如 Fr 表示流量比率, Td 表示温度差, Pd 表示压力差等。

表 13-2 文字符号—第二、第三字以下
(计测设备要素的形式或机能)

文字符号	计测设备要素的形式、机能	文字符号	计测设备要素的形式、机能
A	警 报	P	不连接在测量仪表上的测定或采样点
C	调 节	R	记录(包括指示)
E	不连接在测量仪表上的检出器	S	累 计
I	指 示	V	阀

表 13-3 文字符号的配列(第一字以 X 表示时)

文字符号	计测设备要素的形式、机能	文字符号	计测设备要素的形式、机能
XI	指示计	XRA	(指示)记录警报计
XR	(指示)记录计	XRCA	(指示)记录调节警报计
XC	调节器(无指示)	XRCS	(指示)记录调节累算计
XS	累算计	XE	检出器(不连接在测量仪表上时)
XA	警报器(无指示)	XP	测定点或取样点(不连接在测量仪表上时)
XIC	指示调节计	XCV	自动式调节阀
XICA	指示调节警报计		
XRC	(指示)记录调节计		
XRS	(指示)记录累算计		

〔注〕 1. 变量或动作作第一字母。

2. 第二字母以后作为计测设备要素的形式、机能。

3. I、R、P、E 只用在第二字,第三字以下不用。

4. 调节、累计、警报并用时,按 C S A 的顺序排列。

5. 文字间,文字组合间不用点或连字符号。

6. CO₂、pH、Fr、Td、Pd 等虽是两字以上,但可看作一个字,并作第一个字母使用。


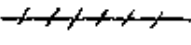
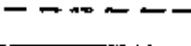
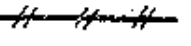
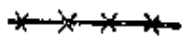
7. 按变量写出实际不存在的组合排列。

2. 图符号

绘制流程图时,对于有关设备部分,参阅图 13-1 可知,要将能了解其机能的略图外形以粗实线描绘,并记上必要的说明。实际上,生产过程各部门的习惯画法在此都可以适用。而且,关于油压机还有表示油压回路的图符号。但是,作为在工艺过程控制中的

计测控制设备, 则考虑用表 13-4 所示的配管方面的图符号, 对于显示仪表、调节器、传感器的表示与电气、空气压、油压相同, 都用表 13-6 的图符号表示。图符号可将代表性符号与文字符号合并应用来表示, 但在要求特别表示具有特殊目的或特殊机能的符号时, 在图符号的旁边应尽可能作一简单的说明, 表 13-6 中, 区分为现场安装与仪表板安装两类, 而安装在仪表板上的计测仪表在现场是否需要, 应根据实际上的要求判断, 在现场的仪表室设置的计测仪表与在中心控制室安装的测量仪表, 都可以用仪表板安装的图符号表示。在需要区分这两种情况时, 表示仪表板位置的略字或略号, 记在图符号附近。

表 13-4 配管、配线及其它传感

种类	图符号	种类	图符号
不管配管、配线、从计测对象至显示仪表、调节器、传感器传送变量者		油压配管	
		电气配线	
空气压配管		细管	

〔注〕1. 画得比表示一般配管(计测控制用除外)的线细一点。

2. 需特别标明信号方向时, 可以加注箭头。

表 13-5 检 出 器

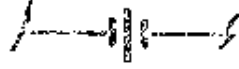
种类	图符号	种类	图符号
差压检出器		其它需特别标明的检出器、测定点、取样点。	x

表 13-6 显示仪表、调节器、传感器

















种 类	图 号	
	现场安装	仪表板安装
处理一种变量的显示仪表, 调节器		
具有两种变量或功能的显示仪表, 调节器(圆在纵向重叠也可)		
传 感 器		
演算器(标明机能或输入输出关系式时, 记在图符号附近)		

表 13-7 操 作 部

驱动部的种类	驱动部的图符号	操作部(全体)的图符号
隔膜式或波纹管式		 (隔膜控制阀)
电动或电磁阀		 * (电磁阀)
活塞式或气缸式		 * 气缸式驱动控制阀
手动式		 * (手动阀)

〔注〕*旁的符号表示阀, 但用其它习惯用的阀符号也可以。阀以外的操作端也可以用惯用符号

3. 符号的使用方法

符号不仅用于绘制流程图，而且在制定计测设备一览表时还得与流程图相对应，这样就可以避免遗漏或重复订货。以文字符号和个别编号可表示显示仪表或连接在调节器上的包括检出器、传感器、操作部分、附件等一系列计测-控制设备。此时，对显示仪表或调节器规定采用的文字符号与个别编号，亦适用于与其关连的检出器、传感器、操作部分，对各检出器、传感器等不用另外的文字符号和个别编号。对于与显示仪表或调节器等不连接而单独使用的检出器或操作部分则规定用单独的文字符号与个别编号表示（表 13-8）。另外，在每个装置标号（Tag No.）已确定时，以将此标号与个别编号合用为宜。

这种文字符号和个别编号在绘制流程图时即按原样使用，在记入图符号或一览表的场合，当表示多点计测仪器时应该没有差错。对一台处理两种以上变量的多点计测仪器只要不是统一信号方式，可以用表 13-8 的用法来表示，而对统一信号的情况还无规定。

对于图符号的使用方法还有若干注意点。其使用分类只需按表 13-4~表 13-7 即可。在不用圆表示的图符号上需要记入文字和个别编号时，可由此图符号处引出斜线，于其端点画一圆，并于其中记上文字符号和个别编号。个别场合圆可省略，在图符号附近记上文字符号和个别编号即可。对连接在显示仪表、调节器上的检出器、传感器、操作部等，无需逐个都记上文字符号或个别编号，但在特别必要时也可以记上。流程图也与普通的设计图一样，要绘得一见流程图即可明白设计、计划人员的意图。为此只用规定的标号有时还不够充分。在有必要特别详细地表示计测设备的机能或目的时，在图符号附近用略字、略号等记上（例如要表示控制动作是三项动作时，就记上 PID，要表示程序控制时，宜写上“program”）。图符号中表示传感器的圆可以比表示显示仪表的

圆小一点,但一般用同一直径。

表 13-8 文字符号与个别编号的使用方法

使用例	说 明
TRC-3	文字符号后写上个别编号,其间以连字符号连接〔例:为个别编号 3 的记录调节计,控制量是温度〕。
(1) FR-1/PR-5 (2) TR-1/TRC-2	表示一台, (1) 为处理两种以上变量的情况, (2) 为具有两种以上机能的组合计测仪器的情况,在各自的文字符号与个别编号间划以斜线〔例(1)为一台记录流量与压力的显示仪器,个别编号:流量方面是 1,压力方面是 5。例(2)为变量都是温度,用一台能记录温度与记录调节,个别编号因是同系列的,所以成为流水编号〕。
TR-4-1 TR-4-2	用一台处理许多同类变量的多点计测仪器,用相同的个别编号表示,有必要区别测定点时,在个别编号后加连字符号与数字表示〔例如测定点是 1 与 2 的多点温度记录计,其个别编号是 4〕。
传感器的情况	使用被连接的显示仪表、调节器相同的文字符号与个别编号,在流程图中只要位置不相隔太远,则因对应明确,故不列入亦可,在传感器一览表中,记上FR-1时表示此传感器用于显示仪器FR-1。
操作部分的情况	与传感器场合的方法完全相同〔例如,在操作部分一览表中记上 TRC-2 时,就意味着此操作部分用于 TRC-2〕。
附件的情况	阀反馈装置、空气调节、开关、继电器等附件与传感器的情况相同,必要时使用与此连接的显示仪表或调节器的文字符号和个别编号。
(1) TP-6 (2) PCV-9 (3) FE-12	与显示仪表、调节器不连接的采样点、操作部分、检测器等,则按此部分单独地决定文字符号与个别编号〔例(1)为个别编号 6 的温度测定点, (2)为个别编号 9 的自动式压力控制阀, (3)为个别编号 12 的流量检出器,表示不与显示仪表连接〕。

〔注〕 个别编号既可按不同变量自 1 开始进行流水编号,也可对所有变量进行总的流水编号(通常以不同变量的流水编号较为方便)

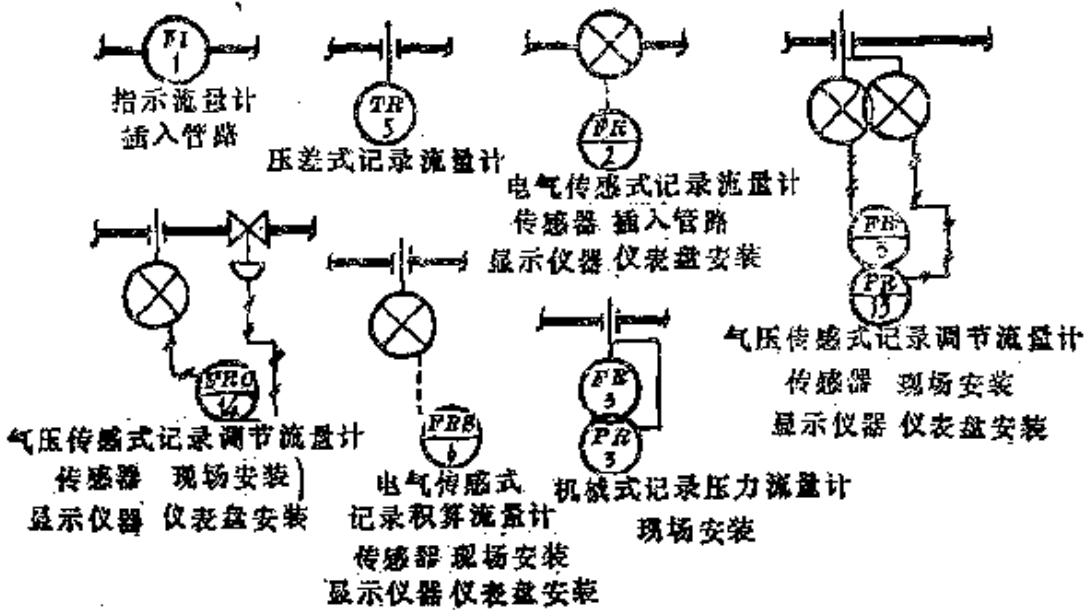


图 13-2 流量使用例

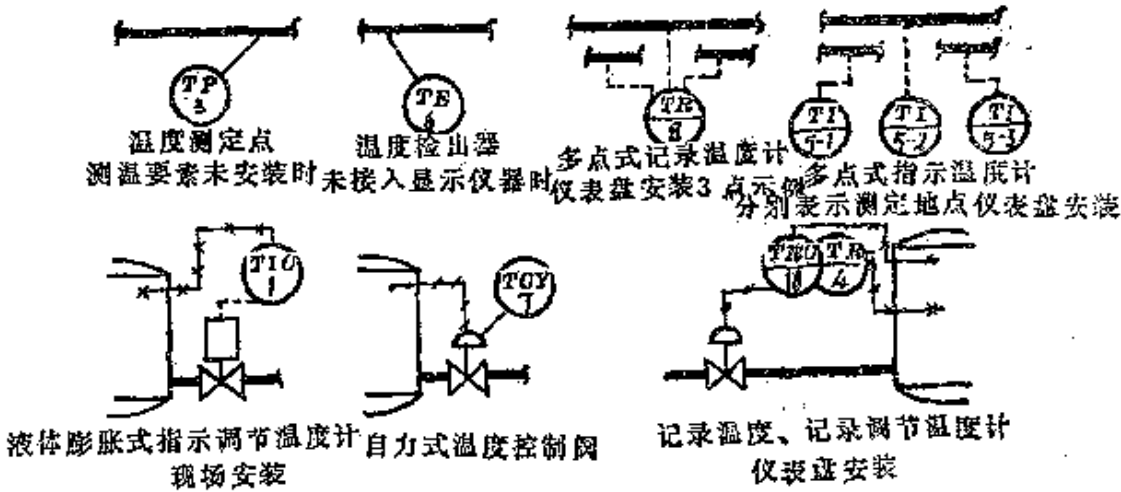


图 13-3 温度使用例

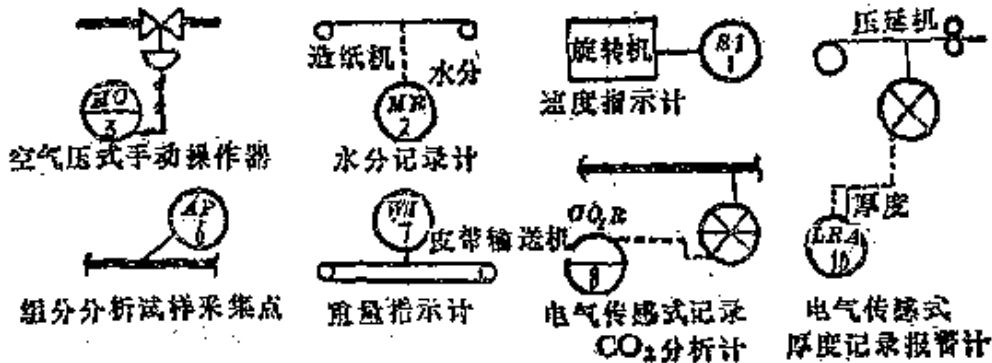
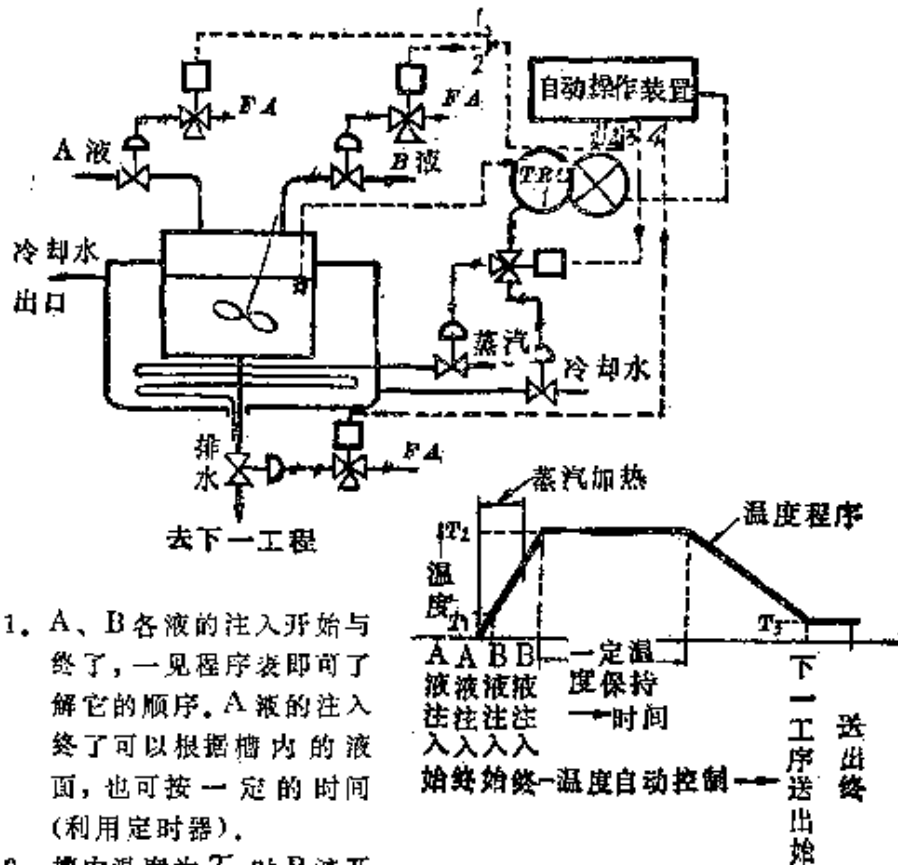


图 13-4 其它使用例

二、可以用流程图表示的内容

由图 13-5 所示的流程图可表示的内容如下。



〔注〕 1. A、B各液的注入开始与终了，一见程序表即可了解它的顺序。A液的注入终了可以根据槽内的液面，也可按一定的时间（利用定时器）。

- 槽内温度为 T_1 时 B 液开始注入，将对应的信号传送至自动操作装置中，按图中 2 的回路进行。注入终了以定时器控制为好。
 - 蒸汽加热在温度达到 T_2 以前结束，表示此反应为放热反应，保持恒温期间将放热引起的温度升高作为限制程度的控制。
 - 保持恒温 T_2 期间，用定时器。起动定时器的信号为 TRC-1 传递至自动控制装置中的信号。
 - 经一定时间后转换为冷却作业时，根据定时器来的时间终了信号，经电气回路 3 进行。
 - 冷却继续到温度达到 T_3 时，根据来自 TRC-1 的传感信号，经电气回路 4 开始向下一工序送出。
 - 此工程的终止，可根据一定时间后由定时器来的信号进行，也可用另外途径确认内部已无生成物时所得的信号。
- 另外，FA 被用作为表示清净空气的略号。

图 13-5 流 程 图

(1) A液与B液相混合、其间进行蒸汽加热与水冷却的间歇过程的控制。

(2) 控制方式采用自动操作装置的程序控制和带温度调节剂的反应槽内的温度控制二者并用的方式。温度信号可用作程序控制。

(3) 操作部分为压缩空气作用。压缩空气回路的开、闭、切换采用三向电磁阀。

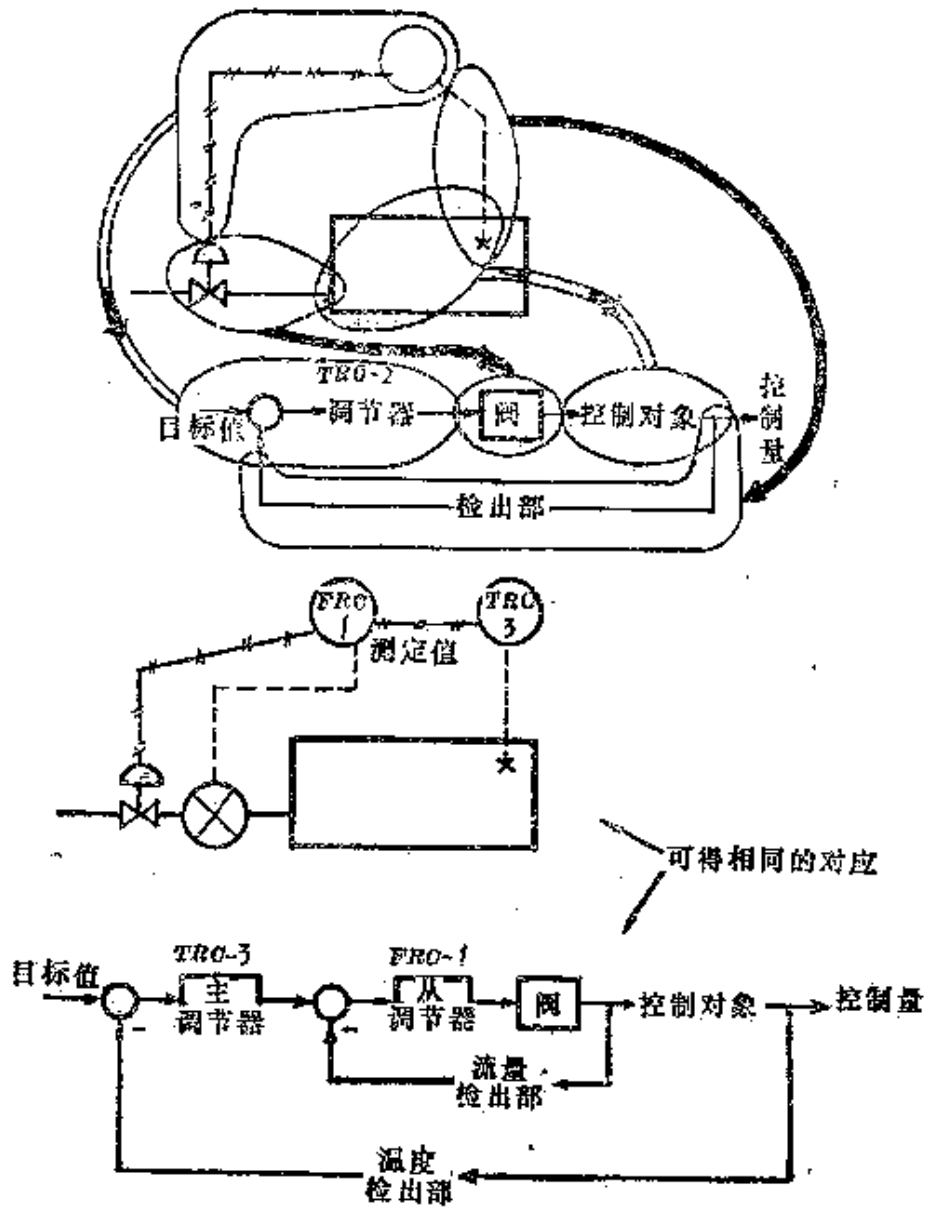
(4) 记录调节温度计同时具有将与温度成比例的电信号传递至自动操作装置中的作用。如此等等，同时必须明确以下几点：

必须确定A液、B液的输送方式〔高位槽或泵〕，冷却水，蒸汽的输送方式，各种变量的说明，设备的规格等。进一步明确，如果记入温度程序后，则自动操作装置除温度信号外还需利用时间信号(使用定时器)。记法上要注意的是应对没有特别定出符号的装置画一框框，在其中写上此装置的名称。配线亦宜简单化。

三、流程图与方块图的关系

工艺过程的计测、控制计划可以用绘制的流程图表示。在此计划中对于特别要完成的核心任务部分或附加有新方案的部分等，有时还有必要加以理论上的解析。有根据解析结果绘制流程图与按实际经验绘制流程图后再进行解析两种情况，不论何种情况只要理解此两者之间的关系就行了。由图13-6可见，控制对象不必计及组成此对象的全部设备，只要考虑给出某些输出输入关系的部分即可。关于阀门应注意的是阀的输入信号就是调节器的输出信号，但阀的输出信号并不是阀的开度，而是通过阀的操作介质(如燃料)的流量变化。为了传送信号所用的电线、压缩空气、配管等与方块图的箭头相对应，但在实际上由于存在配管长度、直径等的传递特性，在此点与方块图并不对应。如必须考虑这种特性

时,可使之包含在其前后的某些特性要素中,或在恰当处添加新的方块。例如阀也可包含空气配管特性,有时还可包括调节器。



〔注〕此种控制称为指示器组方式(追值控制之一)

图13-6 流程图与方块线图

§ 13-2 流 程 计 划

一、预 备 业 务

规划流程的计测-控制，不外是构成测量仪表系统，但是，在实际上应从构成系统前阶段就开始工作，这项工作就称为预备业务，其中包括各种调查研究项目(表 13-9)。不包括在表内的，有根据生产品种要事先向有关部门提出申请的项目，有根据生产过程必须受劳动部等其它部门监督的项目，有需要地方自治体认可的项目等。这一切都需在预备业务开始以前进行。表中所示业务的进行顺序，首先是进行供需调查与生产系统的调查，其中供需调查多数不属工艺技术人员业务范围，但作为预备业务却需首先进行。在此阶段可以研讨利益计划及与之相关的生产计划。装置的规模有赖于这些讨论，不过有时也有根据有关部门的分配量来决定装置规模的。用单独过程可制成制品的情况又当别论，对于那些与前后过程有关联的情况，有必要从全局观点进行研讨。

二、计划的要点

充分讨论流程计划的目的是为了不致发生因计划失败而使企业受打击或发生关系到每个工作人员命运的事故，同时希望能得到最大的投资效果。因此就有多种关连因素如何协调的问题。为了谋求提高装置的安全作业与效率，测量仪表系统的构成方法担负着重要的使命。当然，对于原有装置与新建装置的测量系统，在计划程序和内容方面有差别。对于以前一直由操作人员人工操作的装置，要安装测量系统时，只单是将操作人员做的工作改换成计测设备往往容易失败，有时必须对装置本身进行适于自动化操作的改革。另外，虽然预算充分，但从运转、维修的观点看也并不希

望使用不必要的、多余的计测设备。而预算不足时,也不希望不顾必要的安全措施而筹置不完善的计测设备。安全措施往往是在事故发生后才加注意。

表 13-9 预 备 业 务

业 务 内 容	说 明
生产系统调查	(1) 产品名称 (2) 生产计划 年产、月产、日产(1日的作业时间(2班制、3班制、定时)) 所需人员——人员配置 资金计划——利益计划与其关联 (3) 生产过程调查 资料准备 } 分项目决定分类、分抱 实验准备 } 设备布置, 安全性 { 设备的种类、配置 { 所需占地面积 (4) 材料选择
计测仪表系统调查	(1) 各种控制装置的机能调查 (2) 制定测量仪表系统的方案——单纯化——预算 (3) 测量仪表装置的交付期、价格的预备调查——制造者 (4) 材料调查、选择 (5) 配管、配线方法——费用、维修
供需调查	(1) 市场——一年内变动的估计——季节影响的有无 (2) 同行业的动向 (3) 原料来源、价格、交货期、数量 (4) 制品、流通途径、价格、开始出售时间(计时)

〔注〕1. 作为预备业务,在调查生产过程时,除主要产品外,还得调查是否有副产品,是否产生废液、废气,及其生成量、性质、处理方法等,这些问题调查不充分,则会发展成为不可预料的公害问题。

2. 从装置设备,计测设备那样价格昂贵的物件开始,直到垫圈之类的小物件都要进行材料的调查与选择。有时还有必要调查自周围工厂排出的气体、粉尘、气候(气温、雨量、风速、风向等)、地势等项。

3. 不仅对设备的安全性,而且在整个计划中要优先考虑关系到操作人员生命的安全性。因此要彻底地调查对安全性不利的因素。尽可能不造成用于安全措施的资金过少的情况。

工艺过程计划的最初阶段工作以工程技术人员为主。其主要内容如表 13-10 所示, 随着进行与此相连接的一系列业务, 就使开始的流程计划现实化了。表 13-10 主要适用于企业本身单独进行计划的情况, 但若与国外有技术协作或有顾问公司、设备制造

表 13-10 流 程 计 划

项 目	说 明
(1) 流程因素的列举和选定	计划测量仪表系统时, 必须充分了解此系统概要(特别对其目的, 构成等)的计测装置, 在充分理解的基础上列举流程因素, 对其中特别主要的因素考虑测量仪表计划即可
{ 恒定因素 参数因素 变量因素	<p>关于流程的物理现象, 化学现象有多种因素存在。</p> <p>恒定因素: 是关系到流程的因素, 其值在某一允许范围内可以看成定值</p> <p>参数因素: 可认为是有调整可能的恒定因素, 即能使其值变化, 但在某一工程中保持定值</p> <p>变量因素: 是为了从流程得到所希望的结果, 作为时间的函数而变化的因素</p> <p>通常计测装置的对象是参数因素和变量因素</p>
(2) 测量仪表系统的构成	<ol style="list-style-type: none"> (1) 如流程因素的列举, 选定完成后, 就要求选取的主要因素间的关系 (2) 灵活运用已有数据、资料, 对有必要进行实验研究的资料, 制定实施实验的计划、研究计划 (3) 对必要的数据, 不仅要求静特性, 而且尽可能把动特性也纳入计划(着眼于输入输出的关系) (4) 测量系统方案用流程图表示。考虑到传递距离、数据处理、安全性、维修和必要的机能, 确定用电气式(包括电子式)还是空气式等其它形式 (5) 对环境条件、安装位置等进行考虑讨论。对检出部分、操作部分, 根据工艺流体的说明充分研究, 选择材料, 确定结构 (6) 对重要部分, 把流程图变成方块图, 利用各因素的动态特性对总体的系统动力学进行解析讨论(特别是稳定、最适调节、残留偏差等) (7) 按需要修正最初的测量系统方案(根据上述 5、6 项) (8) 确定测量仪表系统的最后构成
(3) 事故防止的再确认	对于在测量仪表系统的构成第 4 项中考虑的安全性, 再一次从确保安全、紧急处置方法的立场讨论、确认
(4) 作成说明书	作成最终说明书
(5) 计算预算额(试算额)	计算预算额通常等到最终阶段才进行。但是, 为了防止开始就受到预算规定的限制, 无法组成正确的测量仪表系统而不合要求, 故在此阶段算出预算额, 努力使投资决策者充分理解其必要性, 确保这项金额。常会忘记计入测量仪表系统的配管、配线经费, 即使规模大的此项金额也不可忽略不计

厂等参加时，也有从装置设计及与之有关联的测量仪表系统已完成的情况下才开展业务的。此时要充分理解所提出的方案，从表 13-10 所示的各种观点出发进行客观的讨论，必须充分商榷，务使不留一点不明确部分。

表 13-11 所示为关联业务的程序实例。此业务的承担者因企
表 13-11 流程计划关联业务的顺序例

业 务	说 明
制定流程计划方案	前面的表 13-10，承担制造与承担测量装置能部门相结合。
测量仪表系统的说明、讨论	向有关部门说明测量仪表系统，听取意见。
向制造厂询价、定货	从预定投产日期为基础制定的日程表，确定计测装备的交货日期，交货地点，准备必要的说明书递交各制造厂，必要时召开定货会。
估算书内容讨论	制造厂根据出示的规格估算计测装备。当本企业制品不充分时，也有用其它企业产品的。因此不单是金额方面，技术方面也有慎重讨论的必要。根据需要听取承担制造厂的说明，在延期补偿，另有其它的交易条件的场合，确认这些问题。
订货关系的业务	比较讨论各制造厂提出的估算书，决定订货厂（制造厂已指定时，以上阶段就不需要了）。一向制造厂订货，就同时指明必要文件（订货申请书，设计草图、安装图、备品备件一览表等）的提出数量与提出日期（也有在定货前内定而先行准备的情况）。根据企业情况，确定本公司的书写格式。 在订货时除交货期、交货地点、品名、数量、备品、维修等问题外，还可再次确认是否需要现场检验。
设计草图讨论退还	因为制造厂的原则是在提出的草图退还后，才开始着手正式工作，所以讨论退还应尽早进行。规格订正在这个阶段还有可能，施工后订正规格太多双方都会不顺利，所以应该避免，因交货关系，为使制造厂即时施工，设计草图作为一种形式也有在事后处理的。
制品(部品)现场检查	为确认安全等原因，对于认为特别必要的机械类，在其制造过程中或完成时，前往制造厂进行检查属于现场检查，但是检查日程以外的检查项目、检查标准，宜预先与制造厂商量。
交货验收	根据确认退还的制造厂的供货单，对外观、性能等进行检查。
安装、试运转	也有在制造厂内进行装配的（因企业而异），试车也可会同制造厂现场进行（因企业而异），必要的修正修改就在当时处理。操作人员在这阶段应对机器的操纵达到熟练程度（如必要可到制造厂实习）。
验 收	对支付承担者，表示交付关联业务结束（承担者的认证）。

业而异，因为考虑到实施方法还有差别，故表 13-11 实例仅供参考。作为工程技术人员，要同时进行将有关维修计划、维修人员数量、维修人员的教育计划方案的确定与实施，仪表室建设的大致方案〔即仪表室的位置与空间尺寸(占地面积和高度等)〕、仪表室内的环境、平面布置等讨论的结果归纳总结，向承担部门说明的业务。

根据流程计划，在向制造厂提出预算，洽谈阶段制成说明书(表 13-11)。此说明书成为与计测设备制造厂之间沟通意见的重要桥梁。由流程图获得流程计划的全貌，单个计测设备由于在说明书中有简明的注解，故也能获得一初步的实际形象。在此基础上通过充分交流情报，交换意见，就能找出比最初计划远为优越的方式，而且也可防止花费了资金而未达到预期的结果，使计划方案制订者难堪的现象出现。

流程计划中理所当然包括有属于企业秘密的事项，而让计测设备制造厂了解到何种程度又常把握不准，因此有时会出现流程图不向外公开、只希望根据说明书就搞到必要的测量设备的情况。在这种情况下，如能了解计测设备制造厂为了生产这种产品需要什么资料，那是非常有用的。

表 13-12 自动控制阀通用说明书参考例

〔注〕因此表不适合我国情况，删去。

表 13-13 自动控制阀说明书方案

〔注〕因此表不适合我国情况，删去。

对调节器或记录器等显示仪表宜着眼于输入、输出信号。可是，因为操作部件要控制与工艺过程有关的能量，所以其选定的合


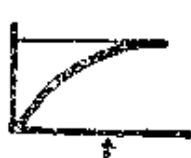
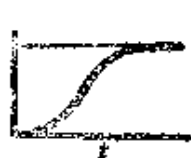



适与否,会直接影响到工艺过程的成果。另外,决定流体的规格当然是重要的,但不能引用从单纯的物料衡算或能量衡算所求得的数据。

总之,如考虑自动作业,则有必要计入对于反应的转化率或各种效率的概念。通过自动控制阀的流体,不仅要考虑其流量,还必须计及温度、压力等因素。这与最佳反应条件也有联系,自动操作时,对处理不断变动的系统变量方面增加了困难。自动控制阀如按这种要求联系装置设计来选定,自然是无可挑剔的,但是关联因素的处理就相当复杂。阀口径的选定要求慎重,以便防止阀径不适当的过大或过小对过程产生的影响引起系统机能下降或变得不稳定。流体规格作为企业来说大多是对外保密的。但是,至少要明确表 13-13 的“0”符号部分,这是流程计划能否成功的关键之一。

流程计划中的重要部分是对系统进行以控制理论为基础的讨论。说起来,控制对象的特性(流程特性)多数是非线形的,从正面与此配合当然是重要的方面。但多数情况可认为流程是在某动作点附近变动而近似成为线形,这就是流程特性的抽象化或数学模型化。表 13-14 的流程特性,有相当如实地表现实际控制对象的情况,也有相当抽象化了的场合(因此,由表 13-14 选定流程特性为已知时的控制动作,可避免复杂的计算)。

市售的调节器因为是在 P(比例)—动作的放大, I(积分)—动作的积分时间, D(微分)—动作的微分时间的选定范围很宽广的情况下制作的,所以可以根据最适调节方法来选定这些值。当然不能说经常可能,但(不仅从控制理论的观点,而且要根据实际的观点)可只用 P 动作控制过程,使比例感度由小到大慢慢上升,测出开始振动时的比例感度 K_u 与振动周期 P_u ,再确定如表 13-15 的调查值。此外还有 Cohen & Coon 或 Chien, Hrones & Reswick 方法等。

表 13-14 过程特性与控制动作

过 程 特 性	控 制 动 作	说 明
a 	I 动作 或 PI 动作	严格说,表示这种特性的过程是没有的(在 $t = 0$ 时如虚线所示),相当于液体的流量或烟道通风压力那种变化很快的过程。
b 	P 动作 或 开关的动作	在被称为单容量系统的过程中,具有自平衡性。P动作中残留偏差无法消失,如与I动作并用,会具有波动性。控制量为温度、液面、箱内压力等。
c 	PI 动作 或 PID 动作	2容量以上的多容量系统呈S形应答。相当于大多数温度过程。模型上可由几段连接起来的液面系统表示,分布容量系统也反应这样的应答。
d 	PID 动作	近似于上述多容量过程,常作为空载时间+单容量系统处理。对反应过程有时表示这种特性,也有流体的移动时间成为L的主要因素的过程,与时间常数T的比 $L/T > 1$ 时,用PID也有困难。
e 	P 动作	是不具有自平衡性的过程,与I动作并用时,多数会具有波动性。D动作有时有效(依变动频率)。使用泵的液面过程属代表性模型。
f 	P 动作 或 PD 动作	是具有滞后的无自平衡性的过程。相当于在放热反应等情况下的温度。不希望用I动作。

〔注〕1. 过程特性表示对阶跃输入的应答(指数应答)。

2. 如由于简单的差错(例如忘了开搅拌器),单容量系统过程变成空或时间+单容量系统,而又不注意,则控制就会失败(过程计划时,切勿忘记装置的运转监视措施)。

表 13-15 Ziegler-Nichols 的临界感度法

控 制 动 作	比 例 感 度 K_P	积 分 时 间 T_I	微 分 时 间 T_D
P 动 作	$0.5 K_u$		
PI 动 作	$0.45 K_u$	$0.83 P_u$	
PID 动 作	$0.6 K_u$	$0.5 P_u$	$0.125 P_u$

〔注〕 1. 右图中近似表示过程特性。

2. 输出假定为 25% 阻尼 (1 个周期后的振幅衰减 $\frac{1}{4}$)。



§ 13-3 装置设计、建设及运转

一、装置设计的有关事项

装置设计是以反应装置等设备设计作为主体,同时考虑到装置布置的周围环境进行综合设计。首先掌握有关事项,再根据一系列设计顺序进行设计。开始应掌握的事项如下,它涉及很多方面。

- (1) 装置生产能力与预想的最大生产量
- (2) 是否需进行生产调整
- (3) 主要的反应工程与反应条件
- (4) 装置的运转方法
- (5) 场地的形状与范围
- (6) 地形方面的(地理的)条件
- (7) 气候条件

(1)~(4) 是与设计直接有关的事项。同时还必须设计与计测系统设备有关的装置设备,但有时往往交给设备制造厂一起完成。对于第 3 项要充分考虑,必须选择小至螺栓材质的种种合适条件。

表 13-16 装 置 设 计 要 素

要素	讨 论 事 项	备 注
装置的最大生产能力, 预想最大生产量, 生产调整与否	(1) 生产为间歇过程, 还是连续过程?	倾向于连续过程方式, 但上级指派的不宜采用连续过程。
	(2) 与装置裕量的关系, 与需要动向的关系——市场调查 ↓ 应设计设备的大小、费用、生产效率(最大, 常用生产量)	有在开始设备上增大裕量与增产→简单地增设装置两种考虑, 与可能投资总额也有关系。使用装置群是串联还是并联配置?
	(3) 故障对策	调查设备故障与生产量减少的关系, 故障预想频率(每个设备)。
生产反应工程与反应条件	(1) 连续过程、间歇过程 (2) 吸热反应还是放热反应 (3) 物质流动时的状态(气体、液体、气液混相、固体等) (4) 压力条件……高压 → 真空 → 最適压力	有必要对于反应条件中的温度、压力等特别调查其容许变动范围, 作出决定。
	(5) 反应物或使用的流体危险状态引起与否(稳定性) (6) 是否存在临界条件(温度、压力) (7) 有无副产品, 排出物	温度极限, 混合比极限(特别是气体), 危险物质的确认, 反应生成物的处理, 不引起公害问题的考虑。
	(8) 腐蚀性 (9) 气化性、固化性等流体的性状 (10) 是否需要催化剂	耐腐蚀材料的选择。 冷却保温及其它对流体的处理。
	(1) 自动运转还是手工操作 (2) 启动、停止时的运转方法 (3) 紧急时的运转方法 (4) 设备操作条件的选择及其监视 (5) 安全对策 (6) 保全、检测点的选定	故障对策、安全对策特别要集中力量注意现场仪表室位置, 仪表室内器具类的布置是否方便操作, 装置中附加的机能与关联。
场地的形状、范围、地形条件、气候条件	(1) 设备布置 (2) 原料、制品的堆放场所 (3) 气温(1月最高、最低, 1年最高、最低)、湿度 (4) 风向、风速 (5) 年降雨量 (6) 振动(主要是载重车走的道路、铁道附近)	必要的单位装置群的布置。 讨论贮藏场所必要与否, 计测控制设备的性能与安装方法、安装位置等有关。 也有根据风向指示安全通路的设备。 考虑相邻设备排气等的影响。

- 〔注〕 1. 选择装置材料当然与使用的流体有关, 要考虑材料在使用状态的强度, 加工性。
2. 装置设计时, 希望将装置废弃物的处理方法与处理装置一并考虑在内。
3. 与反应无关的装置参照表 13-18, 将其综合起来作为装置讨论。

二、装置设计

如能确定生产以间歇过程进行还是以连续过程进行,则装置设计的基本态度就能确定。其后每个单元操作以此为基准进行的计算是化学工程讨论的问题。然而对于化学反应,即使在试管中试验成功,要实现工业化还须解决很多问题。关于反应装置,反应物质的流动状态,流动方向、流入、流出位置、流量变动可以作为设计上的重要因素来考虑,反应装置的结构或尺寸等与最适流速的决定或压力损失的推定值有关。根据解析方法常不能作出正确的决定,有时还需要同时进行实验或用中间工厂进行试验。

以过程控制为前提设计装置时,必须考虑动态特性。解析研究对求取通用的热交换器或蒸发器等的动态特性比较容易。但是,对于反应装置(因为物料衡算与热量衡算、反应的种类、反应速度等对动态特性具有重要的影响),即使对每个基础事项进行解析的计算,当考虑系统总体的机能时,仍然需正确地把握关联因素使之在总体上协调。同时,还需要考虑对装置的安全处理或运转监视的方法。

化学工业中装置群的主要部分,当然是与反应等生产作业有关的设备,作为最终阶段则是将产品作成能出厂的状态(成为出售单元)。其主要工程如下(表 13-18)。

- (1) 搬运
- (2) 计量、检验
- (3) 包装、贮存
- (4) 出厂

这些工程有时是作为一个装置来考虑的,也有将每个工程作为一独立装置看待。依据最终制品性状(气体、液体、固体、粉体等),可以判断采用那种方式有利。例如最终制品是液体时,可参考采用石油出厂装置,如需以小量装入容器,则可参考采用瓶装机械

的装置，对粉体、粒体、固体等同样可以分别考虑适当的装置。不仅对过程自动化，而且对机械自动化都有必要具备一定程度的常识。因为这种装置的设计通常依靠专门的制造厂，所以要求首先将应具备的机能条件、性能等详细地汇集在说明书中，以与制造厂洽商。

三、装置建设

装置建设是以各种装置的设计和流程计测系统设计作为两个主体进行的，主要需明确哪个部门承担。基本上有如下三种方式，但有时也需它们之间互相协作。

- (1) 企业本身
- (2) 顾问(公司或个人)
- (3) 设备制造厂

即使企业本身承担时，也有由各部门组建成的小组与由工程指挥部进行的两种情况。随企业的规模不同而有差别。委请顾问承担时，顾问是公司还是个人亦会在内容上产生很大的不同。例如，某人造丝工厂由人造丝顾问公司独家承担时，则大多是公司自行进行该项设计，对于装置建设向设备制造厂提供规格、说明，计测系统设备由工业计量仪器制造厂承担。

个人顾问多数用对企业组成的攻关小组进行技术援助的形式，通常不搞全部设计。设备制造厂承担时，则不仅是设计，也承担施工。此阶段要确认装置规格，进行概算与预算的对比。必要时还可重新确定设计、计划。

四、建设业务

因为涉及到很多分支，故要圆满地实现这一切(在限定的时间内)，个人是力不能及的。当然在企业内，可以由某个组织委任此项职务。但由于企业的业务经营上的习惯与组织千差万别，在某

企业内成功的组织,即使原封不动地引入其它企业也未必会奏效,重要的是存在业务上的交叉,如把有这种业务交叉的部分作为业务分界,而分别命名各个承担部门时,则自然就形成一个组织机构,相反,没有明确任务的交叉而首先成立组织,常会导致形成业务上的重复或无人过问的部分,很多企业都有因某种需要建立起

表 13-18 各种装置

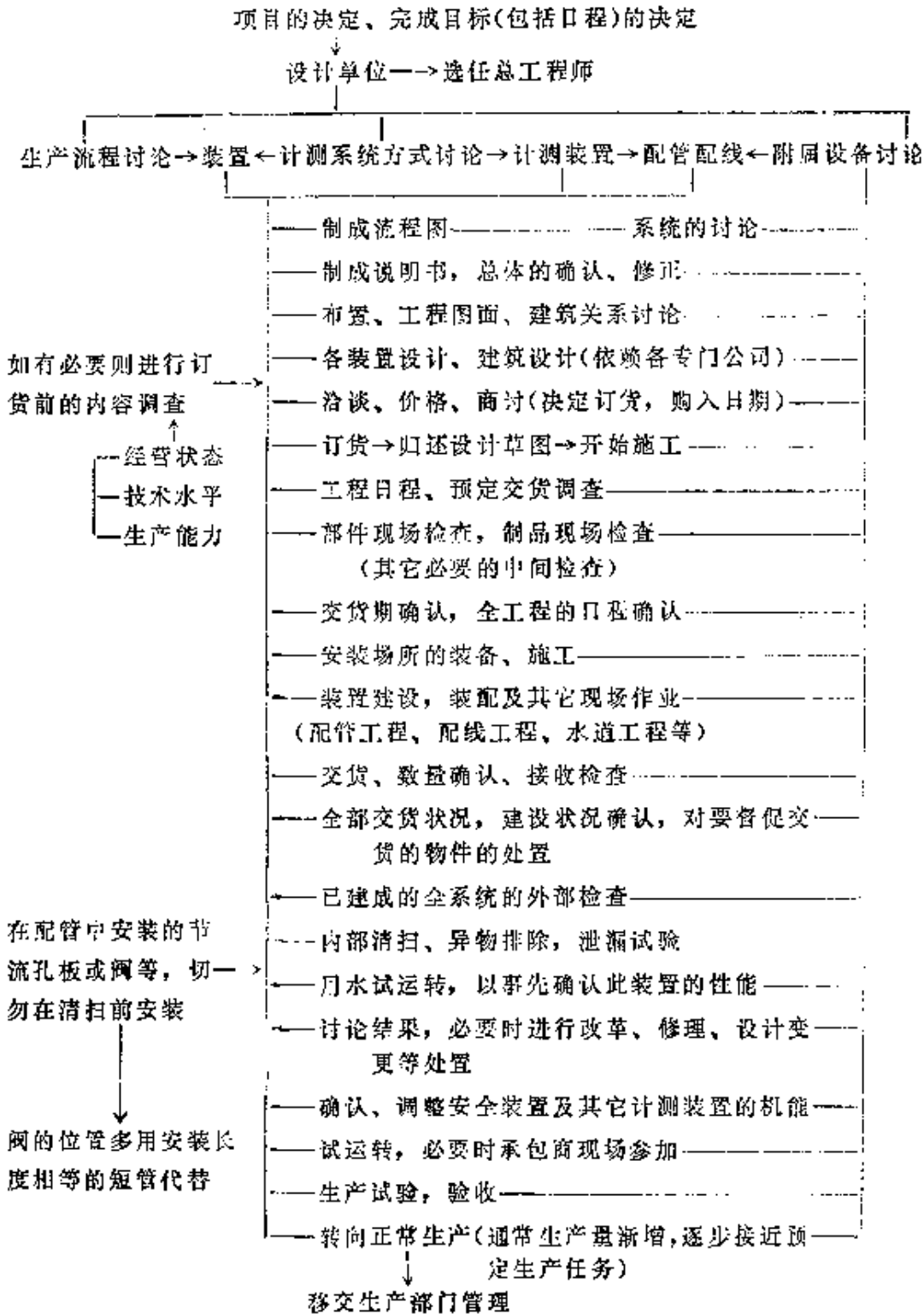
项 目	说 明
搬运-材料装卸装置	材料或物品等的移动与确定位置称为搬运,传送带、斗式输送机、滑槽、料斗、配管、出厂贮仓等依据材料或物品性状及搬运目的等进行选择,大多依据包装形式决定[例如袋装机械(粉体)可合并设计计量装置,但这种场合适合用料斗,可由传送带或配管送到料斗]。
计量、计数装置	<p>因为要集中到某一出售单位,常以一定重量或体积装入容器,多数再将这些容器集中起来,为此采用计量装置或计数装置,常合并设置在搬运装置或包装装置中。</p> <p>根据目的不同使用容积式液量计、输送式自动计重机、自动秤、自动装瓶机械等各种自动装料机、光电式计数器、机械式计数器等(计数器在每单位时间内计数较多时,使用光电式)。</p>
包装装置	<p>包装就是向使用者送出制品所作的准备工程(把药装入安瓿瓶的作业包括将一定数量的安瓿瓶装入小箱,再将这些小箱装入出厂用的大纸箱等若干阶段,也有在此过程中贴商标的)。</p> <p>包装装置种类很多,常同时进行重量、容量测定、填装、密封、贴商标等操作。</p>
出厂装置	<p>包装完成的制品由搬运装置送往仓库,或直接出厂(通常的出厂装置多数可以采用传送带或叉车),有如石油的陆上出厂装置那样,为使槽车只能装载一定量的所需产品而设的配管网及在网上安装的远距离控制阀,流量计测装置由计算机综合调度的出厂装置。</p>

【注】 各种装置要求以自动化作为研究前提(在以前用手工操作的场合,要以自动化作为前提来研究作业工程)。

表 13-19 装 置 建 设

建 设 的 阶 段	说 明
调 查 阶 段 (情报的收集、利用)	<ul style="list-style-type: none"> ① 调查流程工业化的可能性(特别对新的流程) ② 对表 13-16~13-17 所列项目的研究, 调查 ③ 对包括表 13-18 所列装置在内的系统的讨论 ④ 原料供应途径、可能供应量、价格 ⑤ 制品的市场调查(需要, 出售价格、销售途径) ⑥ 有关资料的收集、利用, 计划必要的实验 ⑦ 有关部门间的互相教育与协作方式的调查
概 论 阶 段 (机能的考察)	<ul style="list-style-type: none"> ① 从可能得到情报构成系统的大概轮廓 ② 对测量装置的两三种设计方案加以讨论(在此阶段利用流程图、方块线图) ③ 对装置的运转方法、安全对策→对全装置进行考虑 ④ 要建设中间工厂时, 在此阶段进行讨论
设 计 阶 段 (还可参照表 13-16)	<ul style="list-style-type: none"> ① 作出设计说明书 ② 制成明细表(区别制造与购入等) ③ 讨论动力、水、排水设备、空气等必要的辅助工程 ④ 考虑各部分的余量和保养
建 设 阶 段 (不能脱手时)	<ul style="list-style-type: none"> ① 决定建设者以前的业务(商谈、报价、审查、契约) ② 监督建设(进行情况、出厂日期、部件现场检查等) ③ 决定装置的试验项目、试验方法、实施时期、参加人员 ④ 在几个单位分担的场合, 对工程进展必需作全盘的调整
安 装 阶 段 (不能委托他人的)	<ul style="list-style-type: none"> ① 基础工程、安装作业程序的决定(在最终使用场所制作的装置除外, 在它处制作而搬运来的必须进行这项工作) ② 对安装的装置进行试车时, 必须除去由配管工程及其它工程混入的切屑、焊渣及其它杂物 ③ 实施过程控制时必须有系统的调整阶段
调 整 阶 段	<ul style="list-style-type: none"> ① 在正常开车前进行试车(如有必要进行现场试验) ② 在此阶段实施预先确定的操作顺序, 进行确认或订正作业训练 ③ 各装置的性能的确认(有必要时变更设计或修理) ④ 生产试验后正式开车

表 13-20 建设业务的交叉(一例)



来的类似组织，进行必要的调整而成了现在的状态。如建设时间有规定，则多数情况是用

- (1) 设立临时指挥部
- (2) 利用通常的组织

两种形式的一种，从责任制与运转经营方面看，取方法(1)为宜，也有从各组织挑出合适人选编制成一组的情况。表 13-20 表示业务交叉的大概情况(中间省略了各承包者之间进行商洽的业务)。

工厂装置很多可在现场构筑，而测量仪表设备则是在合同工厂内完成后交货的，因此所谓工厂建设完成是指这些装置和仪表正确安装就绪，经过调整、检验，已达正常运转的情况。

在这个时期，会比较集中的发生以下问题：(1) 交货期(或建设移交时间)的延迟问题，(2) 各装置的单机试验时间、方法、人员的确定，(3) 对操作人员的教育，(4) 试车方法的确认，计划方案的确立、实施等。其中特别要求保证万无一失的是(2)所示的装置试验，这可用在事前确定检查、试验项目再制成检验单的方式，以避免出现差错，提高效果，但是，各企业也可以根据自己想定的方法进行。总之，以能达到不留一点不安全因素而进入正常运转的状态为准。当然工厂中各种装置的使用材料、厚度、几何学的位置等(在完成后就没有意义了)必须在工程进行的适当时期加以确认。有时通过材料试验表，提出材料证明书，实施部件现场检查，以保证将来不发生由于材料或加工问题而造成事故。对于测量仪表装置还会发生出厂时与交货时试验数据不相同的情况。

五、装置的运转

装置的运转不仅在建设开始时，而且在进入作业运转以后仍须特别注意。特别在运用计测设备进行自动化作业时，稍不注意就易流于形式。一般如果开始就将装置设备做好充分整备，即可以长期连续使用。然而最好每 1~2 年(有时半年)进行一次停

表 13-21 装置的检查、试验

项 目	说 明
配管关系 (装置配管、计 测设备配管)	① 配管线路 } 有时也检查配管色漆标志 ② 配管径、材质、支承方法 ③ 垫圈材质 ④ 管连接部(是否按指定连接尺寸) ⑤ 泄漏试验与耐压试验 ⑥ 有节流孔板、阀等的管路插入物时,进行每个插入物安装前检 查、试验、安装时管子配合不良而仍勉强安装的话,对阀有 不良影响,要特别注意检查
泵、鼓风机、 压缩机等	① 安装前(流体流动前)的检查——铭牌记载事项 ② 安装位置基础工程、安装方法、装配尺寸、方位检查 ③ 预备泵等的配管方法与切换方法 ④ 启动、停止装置的机能 ⑤ 电动机的配线工程(接线、配线的电流容量、接头、开关、绝 缘耐压) ⑥ 流量试验(流量特性与气蚀) ⑦ 连接部(连接方式、尺寸、材质、泄漏试验)
装 置 类	① 装置内部的清扫(包括连接配管系统,在清扫前不能安装节流 板、阀等) ② 装置(运入件)的尺寸、结构、其它主要部分检查、设置场所、基础 工程、位置检点(对装置(构筑物)于构筑途中要认真检查) ③ 在装置上有附属物时,对连接部(与前项相同)进行检查 ④ 耐压试验及其它,为确认装置的安全性所进行的检查 ⑤ 也包括对配管、泵等进行机能试验
系 统 (装置设备与 计测装置的 结合)	① 在安装前对计测装置一个一个进行检点、检查 ② 计测设备的安装位置、方位、配件、配线的检查 ③ 在安装状态的检点部、操作部的机能检点 ④ 确认安全装置及其它紧急处置的机械的功能 ⑤ 以手动调节至动作点附近的状况,确认自动切换控制系统的机 能,最近调整的实施(用水试验) ⑥ 在试运转中使其按照实际的操作方法动作,作最近调整修正及 其它必要的处置

〔注〕 在中途发现问题时要慎重处理,安全第一,切勿莽撞。

表 13-22 装置运转的注意事项

项 目	说 明
原料等的确保、供应	<ol style="list-style-type: none"> ① 在流程中使用的原料、药品、燃料、水等需要量要随时能得到保证。仅以某单位量购入时，必须考虑对订货、交货期、贮藏方法、仓库面积、供给过程的方法等作出计划。 ② 每次购入，检查成分、发热量等，如有变动，则可变更计测装置系统的调整值等，使运转达到理想的效果。
装置的启动 至全装置达到操 作状态的顺序、 确定日程、慎重 实施	<ol style="list-style-type: none"> ① 装置启动时希望在尽可能短的时间内达到稳定状态，同时尽量提高效率（定值控制用的调节器开始启动就成为自动时，因在控制偏差最大的状态下进行控制，故控制结果与效率都不佳，为此若不考虑到过程动态特性的控制方式，装置的自动启动就不会成功）。 ② 确定启动操作的顺序，防止装置错误动作，将确认动作编入顺序中。 ③ 对包括阀等在内的计测设备系统进行研究以免因气体的混合比，燃料与空气的比例等问题而引起爆炸现象。
装置的停车	<ol style="list-style-type: none"> ① 确立装置安全停车的顺序。 ② 停车后当设备再启动时不发生故障。 ③ 根据停车时间的长短，对计测设备的维护有不同考虑。 ④ 由于紧急事故的装置停车参见别项。
紧急事态对策 最大限度的安全 最小限度的损失 适当的投资	<ol style="list-style-type: none"> ① 早期明确事故的原因（装置设备还是计测装置）。 ② 充分研讨装置保持哪种状态较安全？紧急阀的操作速度？保持安全状态的方法？用什么样的闭合回路？控制阀如何动作（正、反）？动力源的构成容量等→计测设备的选择、设计。 ③ 处理紧急事态的操作人员与分担部署，作业顺序〔步话机防毒面具及其它的安全防护用品的整備〕。 ④ 监视装置的设置，装置备品备件的库存。 ⑤ 停电对策（利用蓄电池，切换成自备电机）。 ⑥ 相互关联部门间的联络与联系的处置。
操作条件的变更	<ol style="list-style-type: none"> ① 各调节器设定值的变更方法。 ② 条件变更的顺序。 ③ 调节器控制动作的选定（最小混乱、最短时间）。 ④ 对全系统的调整→利用计算机。
存在临界条件的过程	<ol style="list-style-type: none"> ① 关于临界条件的控制量与其允许变动范围。 ② 最适计测装置的选定与故障时的安全对策。 ③ 在工厂装置的设计时能否扩大关于临界条件的控制量的容许变动范围？ ④ 在反应的临界条件以外，对流体流动场合存在临界条件的气体或蒸气，除材质方面或装置设计上的考虑以外，还要考虑防止噪音。

车检修。而且,为了维持过程的正常状态,达到经济、安全,希望经常监视装置的状况,早日处理,故要求设置监视装置用的计测系统(与过程操作用的计测系统不同)。

装置运转时,必须特别注意以下几点。

- (1) 装置的启动
- (2) 装置的停车
- (3) 存在临界条件的过程
- (4) 操作条件的变更
- (5) 紧急事态(停电、装置故障、过程异常)

在紧急时要使用的阀,若因阀杆处锈蚀等原因而无法动作时,就会发生严重问题(对直接参加工厂运转的装置机械,也要有爱护备至的感情)。

六、建设费用

因为装置建设需要的费用可分成许多项目,所以使总计金额与某一预算金额相近是很关键的。因此,先大体上定个框框再分配预算也是一个值得参考的办法。当然,这种大致标准因化学、钢铁等工业性质不同而不同,也随着计测系统是否应用电子计算机方式而有区别与建设方法也有关系(土地征收费、整地费等除外),而基础工程费、材料费、加工费、运输费、工具损耗费、一般事务费等又受建设地区的地理位置、经济状况、地域开发的进度、征集劳动力的难易等的影响。所以不仅建设方法,而且日程及其进度和地域的条件也都对费用有影响。

最大致的框算,是不计项目的细目而作如下分配。

总建设费: 装置建设费 90%, 测量仪表设备费 10%。

就是说如果总建设费为 100 亿日元,则与测量仪表有关的费用应当是 10 亿日元。如倒过来计算,根据流程图看控制闭合系统是 50 个回路,每一回路设为 30~50 万日元,测量仪表设备费就需

成 1500~2500 日万元，则这一装置的建设费用可估计约需 3 亿日元。

表 13-23 费用概算的标准

〔注〕 因此表不适合我国情况，删去。

§ 13-14 装置材料与防蚀

一、选定装置材料的关联因素

选定装置材料的关联因素极多，其基本的部分如下所示（表 13—24）。

- （1）装置的使用目的
- （2）在装置内进行的作用
- （3）处理流体性质
- （4）加工方法
- （5）购置过程

其中决定装置材料形体的主要因素是（1）与（2）。材料的主要形体为板材、管材、型钢、铸锻件等。但是，对这些材料如何加工或处理与流动物质性质有关。有时选取几种代用材料，从加工、购入等方面进行讨论，选取最适合的或与此接近的装置材料。另外的方法就是根据现有的资料、实践和技术情报等选定材料，但也存在因用量问题而为采购难易所左右的情况，同时还应着眼于各种非金属材料。

二、腐 蚀

作为装置材料最重要的是耐蚀性。腐蚀如何发生，如何进行的知识，大大有助于材料的选择与使用（表 13—25，26）。为了测

表 13-24 装置材料的选定要素

项 目	要 素	考 虑 点
与装置的使用目的有关的	粉碎、输送、干燥 混合、融解、搅拌 蒸发、浓缩、热交换 加压、减压 反应、萃取、精馏、吸收 燃烧、加热、冷却 除尘 排气、废液处理	耐冲击、耐磨耗性、附着性 与材料的亲和性、耐磨耗性 热传导率、水垢防止、耐腐蚀性 考虑与温度关联、液体规格 耐 蚀 性 耐热性(高温、低温强度) 耐久性(主要耐磨耗性): 因形式而异 耐 蚀 性
与装置中进行的作业有关的	碰撞、振动 流动、传热 催化剂 加压、减压 贮藏 加热、冷却 进行反应、萃取、吸收等的装置中, 左边的作用中有几个可同时进行	耐磨耗性、材料强度 流动状态, 与流体的性状有关, 流速大 耐用耐磨蚀性材料 催化剂材料、保持方法 耐压性—温度, 脆性 高温、低温、压力→材料强度 隔 热 性
	旋转、直线运动等	耐磨耗性、耐腐蚀性
与流体有关的	流体的化学性质 温度 流体物性 { 压力 粘性 性状 { 气体、液体、固体 浆料、混相体 流体的流量、流路形状	耐蚀、防蚀处理 耐热材料、隔热材料, 对耐热性的影响 脆性、磨蚀性 泄漏性→垫圈, 材料表面粗糙度 耐磨耗性、气蚀的对策 吸水(湿)性、附着性 动压、静压、水击作用、滞留液
加工方面	装置形状 装置的大小→焊接、铸造、切削 装置的强度 衬 里 涂覆、蒸镀、电镀 部件的结合方法 加工性	着力方向→大小、方向 { 单纯 组合 金属的强度、粘度 压缩、拉伸、弯曲、扭转、冲击 玻璃、橡胶、其它适当材料与针孔试验 注意局部腐蚀、焊接场合的焊条性质 硬度、脆性
购入方面	购入数量 国产品还是进口货 交货需要的时间 特殊设计品还是标准件	铸造场合与炉料量关联 选择的自由度? 与工期有关

定腐蚀性流体的流量，要进行孔板的设计计算并选定材质。由专门制造厂购置的孔板按规定安装于管道中，却发现一星期后流量指示已不正确，调查结果证明了孔板腐蚀已相当严重，这个例子至少可以说明选择材质的调查很不充分。即使查阅手册选定了对A液具有耐蚀性的材料，还得研究此材料的耐蚀性是否会随流体温度而变化，混入B液后情况又会怎样，以及温度的影响等，如不进行这样的调查，就不能算作选定耐蚀性材料。

可以认为腐蚀发生的原因之一是形成局部电池(表 13—25)。了解在什么情况下有局部电池形成，对材料的使用、维修、防蚀各方面都是有意义的〔了解比其它发生原因更容易忽略的金属材料的电动势次序(表 13—27)也有作用〕。

表 13-25 腐蚀发生原因(局部电池的形成)

项 目	阳 极 侧	阴 极 侧	说 明
不同金属局部电池	电动势较大的金属 Zn	电动势较小的金属 Fe	镀锌板碰伤时，只要还有锌留着就能保护铁。
	钢	黄铜轴承	即使油压操作机构(钢制)中加了油，由于腐蚀作用油也会渗漏。
	晶粒边界	晶粒	晶间腐蚀(两相以上组成的金属)。
应力引起的局部电池	受冷作加工的部分	不受应力部分	经过冷作加工的金属，在腐蚀性气氛中使用时，需消除局部应力。
浓度差引起的局部电池	低氧浓度部位，灰尘或水垢覆盖部分	高氧浓度部位，洁净的部分	在螺杆、螺母结合部位，空气流动困难的部分形成腐蚀，热间压延板。

〔注〕 1. 对两物体的结合，上記项目可同时出现。例如，在铆钉结合中，与上面三项都有关系。

2. 上記项目以外由于电解质的浓度，液体温差等亦可形成局部电池。

表 13-26 腐 蚀 发 生 的 原 因 (其 它)

腐蚀发生原因	说	明
化 学 反 应	① 氧化, 由于 H^+ 与金属离子, 金属离子间相互的置换。 ② 反应生成物如能保护金属时, 腐蚀不再进行, 反应生成物为水溶性时, 则腐蚀就继续进行。 ③ 温度有影响, 有缓慢反应与快速反应之分。 ④ 与气体接触时, 有因吸湿而显示腐蚀性的。	
磨 蚀	① 液体高速通过管、阀或泵的某些部位时, 引起气蚀, 此时生成的气泡在破裂部分引起磨耗, 尤如剝挖作用, 称此为磨蚀。 ② 含固体物的液体特别显著。	
电 蚀	在地下埋设的金属管等, 由于流过接地电流, 金属损耗, 称此为电蚀。	
污 垢	① 由于高温曝晒, 金属间的摩擦等, 在金属表面发生污垢, 再从金属上剥落消失, 由于此作用的继续, 金属就损耗了。 ② 化学反应等原因进一步加速作用。	

要考虑由于局部电池引起腐蚀, 则最好采用相同的金属, 但作为装置, 这样使用材料的方法常常是不可能的。如在表 13—27 的排列中的锌、铁、锡, 锌与铁组合, 锌为阳极, 因此保护了铁; 铁与锡组合时, 铁将成为阳极, 因此不能由锡保护铁(镀锌铁板与马口铁板的不同)。表中的活性是指在表面无不溶性的化合物层时, 与电解质水溶液反应后, 溶解于电解液中的状态; 受动性是指存在稳定的化合物的薄层。

由于腐蚀作用而损耗了材料后(从局部电池的观点看成了阳极部分), 当然因为材料的厚度减少, 强度削弱, 已无法作为装置使用, 同时内装流体也因材料成分的溶入而改变了质量。为防止出现这种现象, 必须采用各种防蚀处理, 或选取耐蚀材料。在有铁锈附着时, 若注意到从局部电池的观点看, 铁锈会成为阴极部分, 故可考虑作为整体的防腐蚀方法。表 13—28 表示的是作为装置用材料的不锈钢(3 种类)对哪些流体具有耐蚀性。

表 13-27 金属材料电动势次序

<p>在阳极的作用</p> <p>↑</p> <p>取 H^+ 离子电极电位为 0 (基准), + 值为阳极, - 值为阴极, 例如 Cu^{2+} 与 H^+ 电位表示 - , 即铜成为阴极</p> <p>↓</p> <p>在阴极的作用</p>	钠 镁 锌 铝, JIS A1 P3(板), A1 E3(圆板) 铝 铝合金, JIS A3 F2(高强度铝合金锻造品) 炭素钢 铸铁	
	12~24% 铬钢(SUS 23) 16~18% 铬钢(SUS 24) 8% 镍、18% 铬钢(SUS 27) 12% 镍、18% 铬、3% 钼钢(SUS32)	} 活性
	焊 锡(铅, 锡) 铅	
	锡 镍 铬、镍、铁合金 } 耐热合金 80% 镍, 20% 铬	} 活性
	黄 铜 铜 青 铜 蒙乃尔合金	
	镍 铬、镍、铁合金 80% 镍, 20% 铬 12~14% 铬钢 16~18% 铬钢 8% 镍-18% 铬钢 12% 镍-18% 铬-3% 钼钢	} 受动性
	银 白 金	

表 13-28 不 锈 钢 材 与 适 用 流 体

材 料	可能适用(使用)的流体名称及其状态(浓度、温度等)
SUS 24 16~18% Cr <0.12% C <0.75% Si <1.00% Mn <0.04% P <0.03% S	亚硝酸(5%, 常温)、硝酸(浓, 常温)、硼酸(5%, 常温~热)、磷酸(1~5%, 常温~沸腾)、硫酸锌(5%, 常温)、硫酸(熔融)、氯酸钾、高氯酸钾(5%, 常温)、氰酸钾、草酸钾、硝酸钾、氢氧化钾(5%, 常温)、碳酸钾、硫酸钾、碳酸钙、硫酸钙、硝酸钡、水银、硝酸铜(1~5%, 常温)、氯酸钠、重铬酸钠、重碳酸钠、硼酸钠、磷酸钠(常温)、硝酸镍(常温)、碳酸钡(常温)、硫化钡(常温)、硫酸钡(常温)、硝酸钡、氢氧化镁、硫酸镁、碳酸镁、氨(干燥, 常温)、一氧化碳、二氧化碳(常温)、二硫化碳(常温)、过硫酸铵(5%, 常温)、草酸铵(5%, 常温)、硝酸铵、硫酸铵(1~5%, 常温)、安息香酸(常温)、油酸(常温)、脂肪酸(常温)、酒石酸(10%, 常温)、硬脂酸(浓, 80~93℃)、乳酸(1~5%, 常温~66℃)、苦味酸(常温)、醋酸(5%, 常温~66℃)、苯胺、氯苯(常温)、苯(常温)、乙炔(常温)、丙酮(常温)、乙醚氯乙烷(干燥, 常温)、乙二醇(常温)、甘油(常温)、氯仿(常温)、醋酸乙酯(常温)、醋酸丁酯、三氯乙烯(干燥, 常温)、石蜡、汽油(常温)、煤油(常温)、石油(常温)。
SUS 27 18~20% Cr 8~11% Ni <0.08% C <1.00% Si <2.00% Mn <0.04% P <0.03% S	[对上述(SUS 24 栏)流体也能适用, 另外的流体为] 硝酸(5~50%, 常温~沸点)、氰酸(常温)、硼酸(饱和、沸腾)、磷酸(10%, 常温)、硫酸锌(25%, 沸腾)、醋酸铵(饱和、常温)、氢氧化钾(27~50%, 沸腾)、硫氰酸钾(常温)、碘化钾、硫化钾、氯酸钾(水溶液, 稀, 常温~热)、氢氧化钾(10~20%, 沸腾)、氯化银、铬矾(5%, 常温)、氯化汞、氢氧化铁(常温)、硫酸亚铁(饱和, 常温)、硫酸亚铁(10%, 常温~沸腾)、氯化铜溶液(饱和, 沸腾)、硫酸铜(常温~66℃)、亚硝酸钠、亚硫酸钠(25~50%, 沸腾)、过氧化钠(100℃)、溴化钠、硫酸氢钠(10%, 20~100℃)、硝酸钠(熔融)、乳酸钠、硫酸钠、硫酸镍溶液、硝酸钡(热)、氧化砷、氯气(常温)、蒸汽+空气、蒸汽+二氧化碳+空气、液氮(常温)、碳酸氢铵(常温~热)、甲酸(5%, 常温~66℃)、醋酸(5~50% 常温~42℃)、草酸(10%, 常温)、丹宁酸(10%, 常温)、乳酸(10%, 常温)、苯酚(粗制, 沸腾)、水醋(浓)、苹果酸、糖醛(常温)、氯乙烯(干燥)、氯甲烷、碘仿、燃料油(热)。

续表 13-28

材 料	可能适用(使用)的流体名称及其状态(浓度、温度等)
SUS 32 (16~18% Cr 10~14% Ni 2~3% Mo <0.08% C <1.00% Si <2.00% Mn <0.04% P <0.03% S)	[对上述(SUS 24, SUS 27 栏)流体也能适用,其它流体为] 无水铬酸(50%, 常温~沸腾)、钼酸、硫酸、氯化铝(10~25%, 常温)、氟化铝(常温)、硫酸铝、硫酸钾铝(2~10%, 沸腾)、黄血盐(5%, 常温)、铁氰化钾(5%, 常温~沸腾)、醋酸钠、次亚硫酸钠(常温)、氢氧化钠(熔融)、硫化钠、铅(熔融)、氯化钡(5%, 常温)、四氯化碳(常温)、亚硫酸铵(冷~沸腾)、氯化铵(常温)、硫酸铵(10%, 常温)、油酸(204℃)、甲酸(10~50%, 常温~沸腾)、醋酸(80~100%, 常温~82℃)、草酸(饱和, 常温~40℃)、苯酚(常温)、醋酐、甲醛(40%, 常温)。
SUS 57 (18% Cr 1% C 0.5% Mo)	醋酸(纯、冷)、醋酐(无水)、氯化铵、硫化铵、氢氧化铵、氢氧化钙、硫化钙、液氯(液, 无水)、硫化铜、硫化铁、甲醛、过氧化氧、氯化镁、磷酸、碳酸钠、氯化钠、硫化钠、硫黄(熔融)、亚硫酸、磷酸钠。

作为耐蚀材料,不仅是用不锈钢系统的高级材料,还可用镍合金或钛合金,在基材上以合成树脂、橡胶类(耐蚀材料)作为涂覆或衬里,以及利用非金属材料等。装置材料应具备的条件因用途而异,就是结构材料,也不能忽视耐蚀性。各种高分子材料的用途正在逐年扩大,作为装置材料单独使用的有配管、阀、容器等方面,很多由聚氯乙烯或聚乙烯制成。

强化塑料即玻璃纤维增强塑料(FRP)的研究与应用也取得了进展,但是,玻璃纤维本身的抗张力与常温时比,在400℃约减少 $\frac{1}{2}$ 。根据材料的使用方法,使用容许温度随所加的压力(外力)的增大而降低。

〔注〕 如按耐热性高低顺序排列则是:聚四氟乙烯、硅橡胶、三聚氰胺树脂、石炭酸树脂、聚乙烯、苯乙烯树脂、亚乙烯树脂、木质素树脂、尿素树脂、丁基纤维素、乙基纤维素、乙酰纤维素、乙烯树脂。

表 13-29 高级金属材料与适用流体

材 料 名 称	可 适 用 流 体 名 称
蒙 乃 尔 合 金 (67% Ni 30% Cu 1.4% Fe 1% Mn 0.15% C 0.05% Si)	明矾、氢氧化铵、磷酸铵、丁酸、氯化钙、氯气(干燥)、氯化硫、铬酸、碲化铜、硫化亚铁、甲酸、溴化氢、氟酸、硫化氢、水银、乳酸、二硫化碳、氯化镍、硫酸镍、磷酸、溴化钾、硫酸钠、碳酸钠、氰化钠、氟酸钠、熔融硫、硫酸(0~10%)、酒石酸、威士忌酒、氯化锌、马来酸、次亚硫酸钠。
耐盐酸镍基合金 B (60% Ni 6% Fe 32% Mo)	明矾、氯气(干燥)、氯化钠、氟化钠、硫酸、氯乙酸、氟酸钠、硝酸(粗)、硫化亚铁、过氧化氢、氟酸。
耐盐酸镍基合金 C (51% Ni 6% Fe 17% Cr 19% Mo 5% W)	氯化铝、氯气(湿)、氯化铁、溴化氢液、盐酸、双氧水、硝酸(0~50%)、硝酸(冷, 50~100%)、氯化钠、硫酸。
钛 (>99.7% Ti <0.03% C <0.10% Fe 其 它)	硝酸(常温~100℃)、磷酸(稀, 常温)醋酸(沸腾)、氯化铜、氯化铁、氯化汞、氯化钠、氨水、氯气(湿, 常温)、氯水、次亚氯酸钙、氯化钙、四氯化碳、苯酚。
锆	盐酸、稀硫酸、硝酸、磷酸、铬酸、醋酸、甲酸、乳酸、草酸、氯化铝、氯化汞、氯化锡、氯化钠、烧碱、氨水、氯水、次亚氯酸钙、氯化钙、四氯化碳。

广泛应用于金属基材上被覆衬里的方法，由于基材只承受张力等力学作用，因此只要基材金属强度足够，即可选取制作容易、价格低廉的材料，表 13-30 表示衬里材料的一例，其与金属的密贴性也应在选定材料时充分考虑，最简便的防蚀方法是涂覆，除以前广泛使用油性涂料外，还可使用合成树脂涂料，三聚氰酰胺系树脂在低温下短时间内即可硬化，耐水耐碱性亦佳；醇酸系树脂涂料

表 13-30 非金属材料(衬里用)

衬里材料	使用温度[℃]	备 注	适 用 流 体 名 称
玻 璃	最高约400℃， 在100℃左右 使用为宜	不适宜温度剧 变，耐冲击性 差	醋酸、硼酸、盐酸、硝酸、磷酸、硫酸 等，对碱也能适用，但稍差
橡 胶	-40~70	天然橡胶与合 成橡胶都能 使用	醋酸、硼酸、盐酸、甲醇、氯化钙、 磷酸、硫酸(50%)、氢氧化钠、氢氧 化钾
环氧树脂	120~150	与金属的密合 性能好	磷酸、硫酸、苯、甲醇、乙醇、脂肪酸、 醋酸、盐酸、氟酸、二硫化碳
氯丁橡胶	-40~60	使用比较多	氢氧化钠、氢氧化钾、氯化钠、盐酸、 氯化钙、硫酸铜、乙醇
硬质氯乙烯	55~70	与金属密合性 不太好	氢氧化钠、氢氧化钾、氯化钠、甲醇、 氯化镁、醋酸、铬酸、磷酸
聚 乙 烯	-50~80	与金属密合 性差	硫酸、氨水、氯化镁、氢氧化钠、醋 酸、甲酸、亚氯酸钙
聚 酯	120	与金属密合性 不太好	磷酸、硫酸、甲醇、氯化钠、枸橼酸、 氯化钙、乙醇、脂肪酸

(注) 1. 其它的材料有呋喃树脂、苯酚树脂、沙纶树脂、苯乙烯树脂等。

2. 除衬里外也能用作涂覆。

3. 聚四氟乙烯耐蚀性优良，但作涂覆时要仔细进行针孔试验。

4. 同时有压力作用时，使用温度范围随压力上升而下降。

(烧糊用)对金属的密贴性能良好,但耐水、耐碱性能稍差。其它还有氯乙烯系、硅系、氟树脂系、苯酚系、环氧树脂系涂料等多种。

作为其它的装置材料有: 砖、水泥、石墨系材料等,不言而喻,随着应用领域的开发与扩大,今后可望会有更多的材料出现。

§ 13-5 计测与控制

一、计测的任务

在生产工程中,计测的任务在于为认识某些状态、量等提供必要的情报,以达到提高产品质量和数量,确保操作安全,降低成本,使物料和热量获得有效的利用等目的。因此,无论生产方式是手工的、半自动的还是自动的,计测总是不可欠缺的重要一

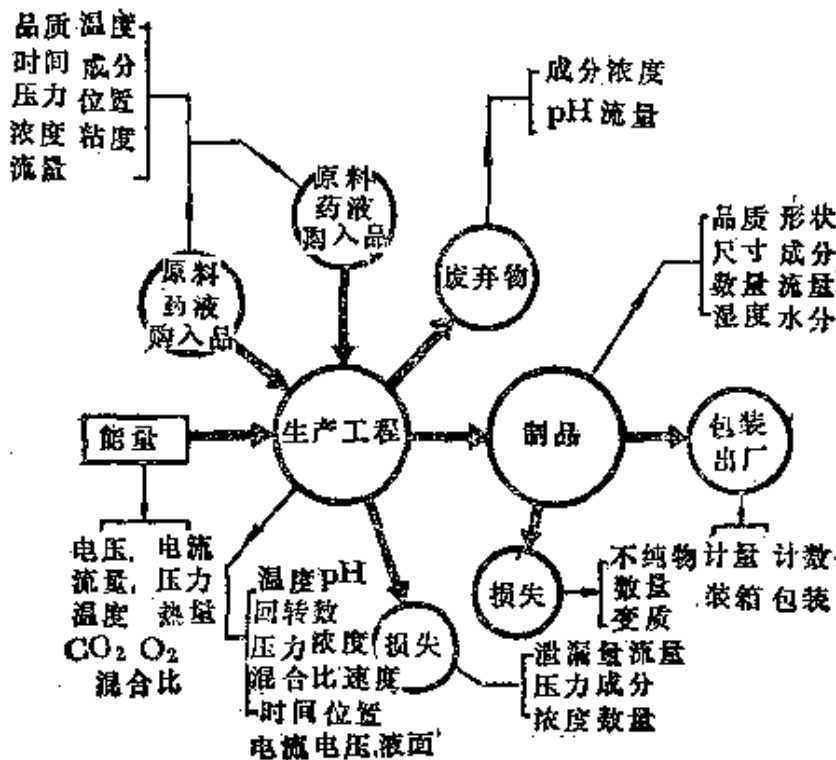


图13-7 测定对象实例

环。图 13-7 表示工艺流程中作为测定对象的量与条件的一部分。可以将这些量大致区分为以下两类。

- (1) 关于生产过程、制品、废物的计测
- (2) 关于流程安全运转的计测

如考虑以生产过程为中心，则可按工程前、工程中、工程后的计测，采用上述(1)项。关于(2)则不仅是自动计测，而且要根据其计测结果发出声音或灯光信号，向操作人员告警，成为自动监视(自动检出异常状态，使之防患于未然的操作不叫自动监视，而称为自动控制)。

二、控制的任务

为了使生产系统达到所期待的成果，必须充分把握影响此成果的要害，计测这些要素并作出确切判断，进行必要的操作。所谓控制就是进行这一系列的复合动作。所谓自动控制就是指这些动作均无操作人员介入，而是由装置自动地进行。因此，控制的任务有直接、间接的各个方面。

- (1) 无需熟练的操作人员
 - (2) 可进行有危险性作业的生产
 - (3) 把劳动力自单调的操作中解放出来
- } 无人介入

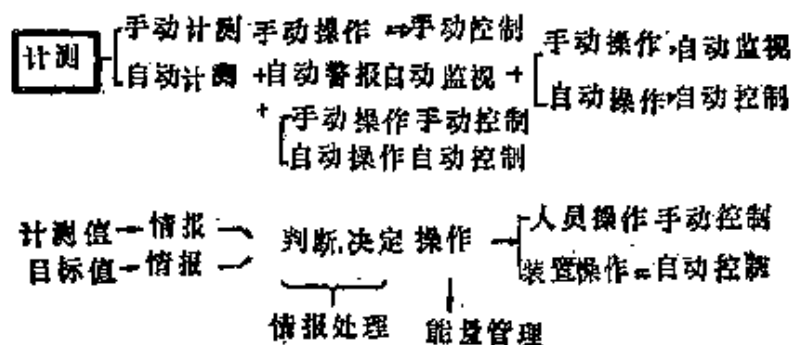


图 13-8 计测与控制的关系

(4) 品质提高、品质稳定

(5) 次品减少

(6) 物料衡算

(7) 热量衡算

(8) 成本降低

} 稳定生产条件，协调互相干扰

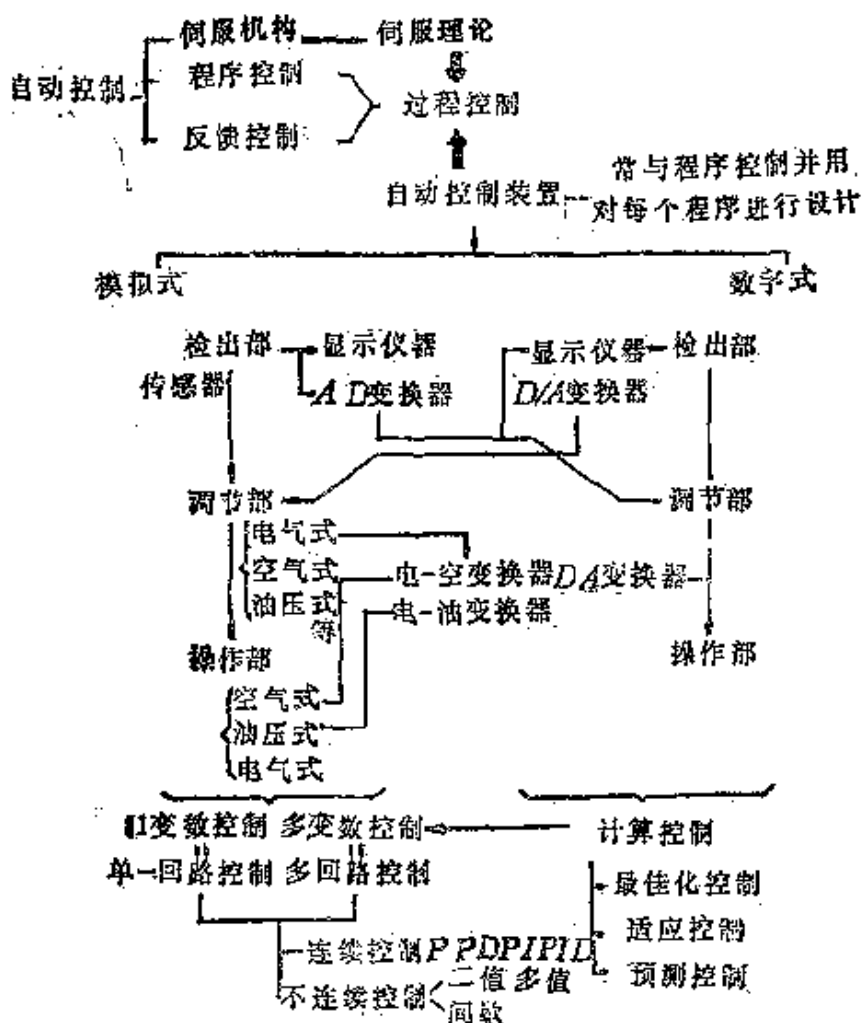
这些就是控制的任务，而且还可以一并考虑控制的效果和优点。

图 13-9 表示以三个部分作为主体的控制系统，检出部分相当人的感觉(计测)，调节部分相当于大脑(认识、计算、判断、指令)，操作部分相当于手脚的作用(适当应用能量)，此三项就是控制的任务。

三、控制方法

目前主要应用的是反馈控制，这是有效的方法，但由于其动作是根据过程变量的测定值加以必要的修正后产生的，所以亦可称为后向控制。随着计测、控制技术的发展，控制方法也在进步，前馈方式的运用即为其中之一。这是一种把握对过程变量有影响的要素的变动，在此影响出现前就完成了必要处理的控制方式，因此信号可以成为向前传送，在工程中不再发生条件变化，工程中虽是一定，但可根据工程前的检查或试验确定与原有值的差别，对原先的机器进行再调整，以针对性的处理这种变化(这就成为导入前馈方式)。

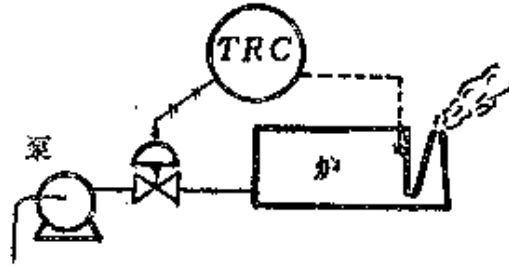
如能预想种种事态，确定他们发生时的处理方法，而组成程序表，则以前馈方式进行控制时就能采用计算机。图 13-10 是这种控制方式的简单说明图，并与以前的方式进行了比较。当变量间的关系在工程中没有变动时，不必采用反馈方式，用开口回路方式就已足够了。究竟采用何种方式视其在系统中的重要性而定。



- 模拟式**
1. 用电气、空气压、油压信号
 2. 为了与数字式计算机并用，电气信号方便
 3. 操作部的种类多
- 数字式**
1. 多数用电气信号
 2. 如用数字计算机则显示仪表与调节部分一体化，1台能控制多点
 3. 操作部的种类少(例：脉冲马达的利用)
- 〔注〕1. 自动控制另外还可以根据理论方面、调节计目标值、操作用能源等来分类。
2. 因为过程变量的变化方法是连续的，故检出部极大多数用模拟式。
 3. 过程规模一大型化、复杂化，就发挥了计算机的威力(计算机没有必要大型通用化，也可以考虑小型专用化)。
 4. 计算机(模拟式，数字式)的利用可以认为今后将越来越多。
 5. 目前正希望进行操作部的开发。
 6. 在过程控制的实施上，以不固定考虑特定的方式为宜。

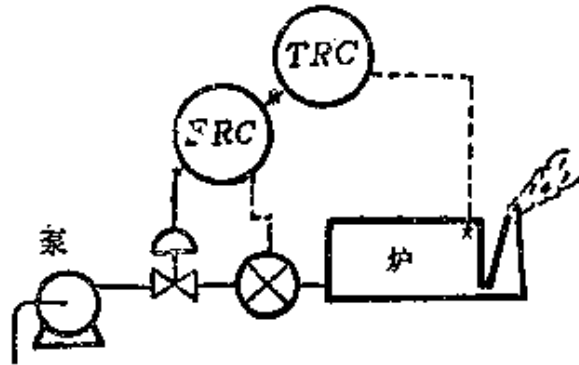
图13-9 过程控制的结构

(1) 即使阀开度相同,泵旋转数变化时,燃料流量也会变化,但在温度发生变化以前,温度记录器(TRC)并不操纵阀。



(2) 即使负荷有变动,温度不变化时,TRC不操纵阀。

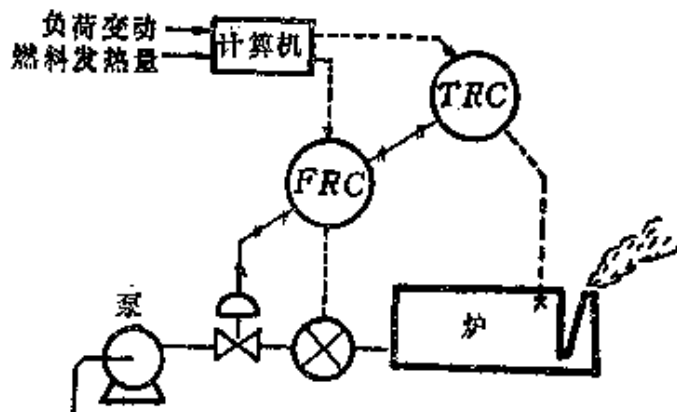
(1) 上述(1)的改进,称此为积分装置方式。



(2) 上述(2)原封不动。

(3) 即使同一燃料流量,对发热量的变化,也会出现温度控制动作的变化。

(1) 能处理上面的(2)与(3)。



(2) 此方式即使不用计算机,用简单的计算装置也是可能的。

[注] 1. 即使不用前馈方式,这个过程的控制也是可能的(例如,如果能控制泵电源的变动,积分方式就无必要)。

2. 此例作为理解前反馈方式的说明。

图13-10 控制方式的比较例

四、计测与控制装置

计测方法的进步是很迅速的，但是，在流程控制中能否采用，如果不从各种观点进行充分讨论就无法判定。不论测定对象的种类如何，通用变换器(传感器)应具备的性能可列举如下。

- (1) 要有需要的变换与增幅机能
- (2) 要有需要的静特性和动特性
- (3) 随安装场所的气温变化，输出的变化要小(例如， $0.005\%/^{\circ}\text{C}$)
- (4) 维修作业要容易(零件不易丢失，可以进行高空作业或单手作业)
- (5) 使用不为接触流体腐蚀的材料
- (6) 具有防水、防尘或防爆型结构
- (7) 在安装状态应能进行简单的性能测定(零点变动与间距变动)
- (8) 要有即使作业人员等操作粗糙(用交换器垫脚或踢越而过)也不引起毁坏、破损、性能变化的容器结构与安装构造。
- (9) 对耐震、耐冲击等要满足指定的指标。
- (10) 要具备根据停电信号需要与否的讨论结果所确定的机能。

由于技术的进步，测定变量的测定方法正日益扩大，但将其作为输入信号传递至接收器或调节器的方式则仅有有限几种。虽从其中选定传感方式的基准还未确立，但表 13-31 可作为选择时的参考。另外，测定系统的构成方式，可见表 13-32~表 13-33。由表可知，对于大规模的计测装置广泛采用表 13-32 所示的构成系统，接收器中以计算机为中心，配置了数据处理、记录(打字机-联动)装置等附属机器的系统的利用正在增加起来(可考虑图 13-9 所示的计算控制诸方式)。

表 13-31 传感方式的选定要素

要素	说 明
数据处理法	(1) 用数字式数据处理机,或计算机,并以联动打字机数据作表计算效率,表示正常-高位等场合,用电气统一信号方式有利。 (2) 使用多点记录计场合,电气式、空气式都可。
安全,维修	(1) 对爆炸性气体使用空气式,本质安全防爆使用电动式。 (2) 插入方式(如考虑用单元化部件的维修的迅速性,用电气式)。 (3) 如考虑在不良气体中使用,用空气式。
传感距离	按距离远近顺次为电气式、空气式(电气式有直流电流方式及其它很多种类,空气式多为200米以上)。
是否取统一信号方式	如考虑计测器的互换性,补给品的种类,数量的减少等,则统一信号方式是有利的,但计测装置费用增高(有电气式、空气式)。
与既存方式的关联	如既存的方式是空气式,只要不发生特别的问题,传感方式多数合并于既存的方式中(这是指操作人员、保全、修理工等能操纵此种方式的计器类这点,而当采用新的另外的方式时,必须进行再培训)。
来自外部的情报	(1) 由顾问公司指定的场合。 (2) 按照技术合作的计测装置的情况。
预算	(1) 构成反馈控制一个回路的场合,价格顺序按电气统一信号方式、电气式(自动平衡式)、空气式、电气式(直动式)降低。 (2) 回路数多,与计算机组合能期待有好的成果时,使用电气式为好。
检出部的操作原理与可能到手的材料	(1) 由检出部的测定原理,例如,可能得到电气信号的场合,进一步转变这种电气信号为空气压是不恰当的(例如 pH 值,此时希望用电气信号传送)。 (2) 如能获得满足耐热性,耐腐蚀性的材料,依那种材料用什么方法加工,合适变动能适用的测定原理,传感信号也有根据这点规定的。

〔注〕1. 在同一装置内可选择不同的传感方式(有时希望这样做)。

2. 远距离的装置与本公司(或中心控制室)之间的传感依赖于电气通讯技术,这种场合的传感方式,可以根据在商业上认可的方法决定。

表 13-32 测定系统的构成与特征(之一)

基本的构成	测定变量 → 一次变换器 → 信号 → 二次变换器 → 信号 → 接收器
温	热电偶 → 微伏数字控制(mV DC) → 温度变换器 → 毫安数字控制(mA DC) → 电流计 → 线性化要素 → 毫安数字控制(线形)(mA DC) → 电子式自动平衡仪等 铂温电阻 → Ω → 温度变换器 → 毫安数字控制(mA DC) → 电流计 → 线性化要素 → 毫安数字控制(线形)(mA DC) → 电子式自动平衡仪等 压力式测温要素 → 力 → 空气式温度变换器 → 0.2~1.0 kg/cm ² 空气压 → 压力计, 记录计 固体膨胀体 → 变位 → 空气式温度变换器 → 0.2~1.0 kg/cm ² 空气压 → 压力计, 记录计 → 调节器等
度	
流	节流机构(孔板, 四分之一圆喷嘴, 文丘里管) → 差压 → 差压变换器(电子式) → mA DC → { 电流计 → 差压变换器(空气式) → 0.2~1.0 kg/cm ² → 空气压 → 压力计等 → 由开平方演算可能线性化(电子式, 空气式)
量	
例	电磁流量信号器 → mV → 前置增幅器 → mV DC → 电子式自动平衡仪等 → 流量变换器 → mA DC → 压力计等 面积式流量信号器 → 浮子变位 → 流量变换器 → 0.2~1.0 kg/cm ² 空气压 → 压力计等 感压要素(被登管, 被纹管膜) → 力变位 → 压力变换器 → mA DC → 电子式自动平衡仪等 → 0.2~1.0 kg/cm ² 空气压 → 压力计等 感压因子(电阻式) → Ω → 电阻变换器(也称压力变换器) → mA DC → 电子式自动平衡仪等
特	(1) 为远距离传感方式 (2) 根据电流, 空气压等可以采用统一信号方式 (3) 根据二次变换器的线形化, 如采用统一信号均匀刻度, 则接收器具有完全的互线性 (4) 按变换器的构造原理, 可将信号作成模拟式或数字式 (5) 计及情报传感效率, 可考虑用脉冲式、反馈式等有线或无线电话传送
征	

表 13-33 测定系统的构成与特征(之二)

基本构成	测定变量 → 变换器 → 信号 → 接收器	
构成	温	热电偶 → mV DC → { mV 计 电子式自动平衡仪等
	度	测温电阻体 → Ω → { 电子式自动平衡仪 可动线圈式计量仪
		压力式温度计 → 压力 → 压力计
成	流	面积式流量信号器 → 铁心变位 → 诱导式接收器 U形管压差式流量信号器
	量	涡式流量计 → 脉冲周波数 → 脉冲计数器
例	压	波纹管 } → 力变位 → 机械式压力计 波纹管等
	力	电阻线式压力计 → Ω → 电子式自动平衡仪
特征	(1) 因构造简单化, 所以是廉价的计测装置 (2) 变换器也有藏于接收器内的 (3) 不能采用统一信号方式 (4) 由落框式调节计那样的构造, 即使对微弱的输入信号也能正确进行控制动作	
基本构成	测定变量 → 计测器	
构成	液面	玻璃液面计
	温	固体膨胀温度计
度		水银温度计
例	流	玻璃管面积式流量计
		煤气表 水表
特征	(1) 是最简单式的测定方式 (2) 不用另外的变换器就能表示测定值 (3) 很少与调节器合并或将控制机构藏于接收器中	

直接数字控制(DDC)方式不用依靠模拟信号的调节器,直接数字计算机接受来自变换器的信号,对操作部分发出模拟信号或数字信号,用1台计算机可代替很多模拟式调节器。但要在这个计算机主体部分的前面设输入、输出点,这个点能接受电气统一信号、mV DC、阻力值、空气压信号等各种模拟信号。在目前数字变换器还少的情况下可作为当然的考虑方式。为了要实行系统整体的控制,可以设定各种情况,将各对应的措施组合在计算机及其副机中作好准备。因为计算机本身的故障影响最大,因此开始时就应准备一台备用,以考虑到在使用的一台有故障时就可立即切换。

即使在部件很精良的今天,要保证一点没有故障也是不可能的,因此,购入两台非常重要。比较装置定期修理的间隔期(半年,1年或2年)与计算机故障发生时间的平均值(例如20000小时),如后者时间较长时,也可不必购入两台。

为了进行控制首先需要有供识别的情报,这些情报可以由计测器等获得。在识别的基础上,下面的动作就是判断与操作了。进行判断与操作的装置是自动调节计与自动控制阀等。以怎样的观点选取自动调节计对控制结果有很大的影响。

调节计(或调节器)应具备的机能如下。

- (1) 控制的动作要确实而稳定。
- (2) 容易确定比例放大、微分时间、积分时间等调整值,而且要稳定。
- (3) 现场用调节器要充分防尘、防水(必要时还要防爆)。
- (4) 容易进行正动作与反动作的变更(不补充新部件)。
- (5) 要有所要求的动特性、静特性。
- (6) 对输出信号的温度变化影响要少。
- (7) 要能进行自动、手动的切换,有在切换时对过程不发生影响的结构。

(8) 保养或修理要容易。

不言而喻，当指定需要其它特定的机能(例如，输出-输入的输出或停电时的动作等)时，这些机能也必须包括进去。

表 13-34 调节器的选定顺序

(1)	控制量(计测对象)的决定—→计测装置的设计(是否用统一信号方式等)	
(2)	检出器(包括变换器)的选定—→信号的种类, 水平, 信号传送距离	
(3)	控制对象, 检出部传递特性的决定(或测定、推定)	
(4)	控制量容许变化范围的确认	
(5)	控制方法的决定—	<ul style="list-style-type: none"> —不连续控制——二值, 多值动作, 间歇动作 —连续控制——P, PD, PI, PID 动作的哪一种?(参考表 13-14, 能得到最近调整值否?(参考表 13-15) —单一控制回路 —多重控制回路 } 用哪一种?
		<ul style="list-style-type: none"> —在 1 台调节器中是否对应于一个控制量? —在 1 台调节器中能否对应于多点的控制量?—→多点用调节器, 计算机
(6)	调节器输出种类, 水平—→与操作部的关联, 可以得到的动力来源的种类	
(7)	调节器的调查, 选定—→说明书的制成	

表 13-35 表明比例带或积分时间等的刻度值, 对空气式与电子式没有很大差别。但对刻度值的容许误差空气式主要由机械加工技术控制, 电子式则由电阻器等部件的制造技术控制。根据温度、湿度、大气等状况, 必须使电气部分与接点部分处于完全良好状态。因为是过程控制用, 所以空气式、电子式等无例外的可确定积分时间等的调整范围, 具有大致相似的数值。

表 13-35 控制动作的可变调整范围例

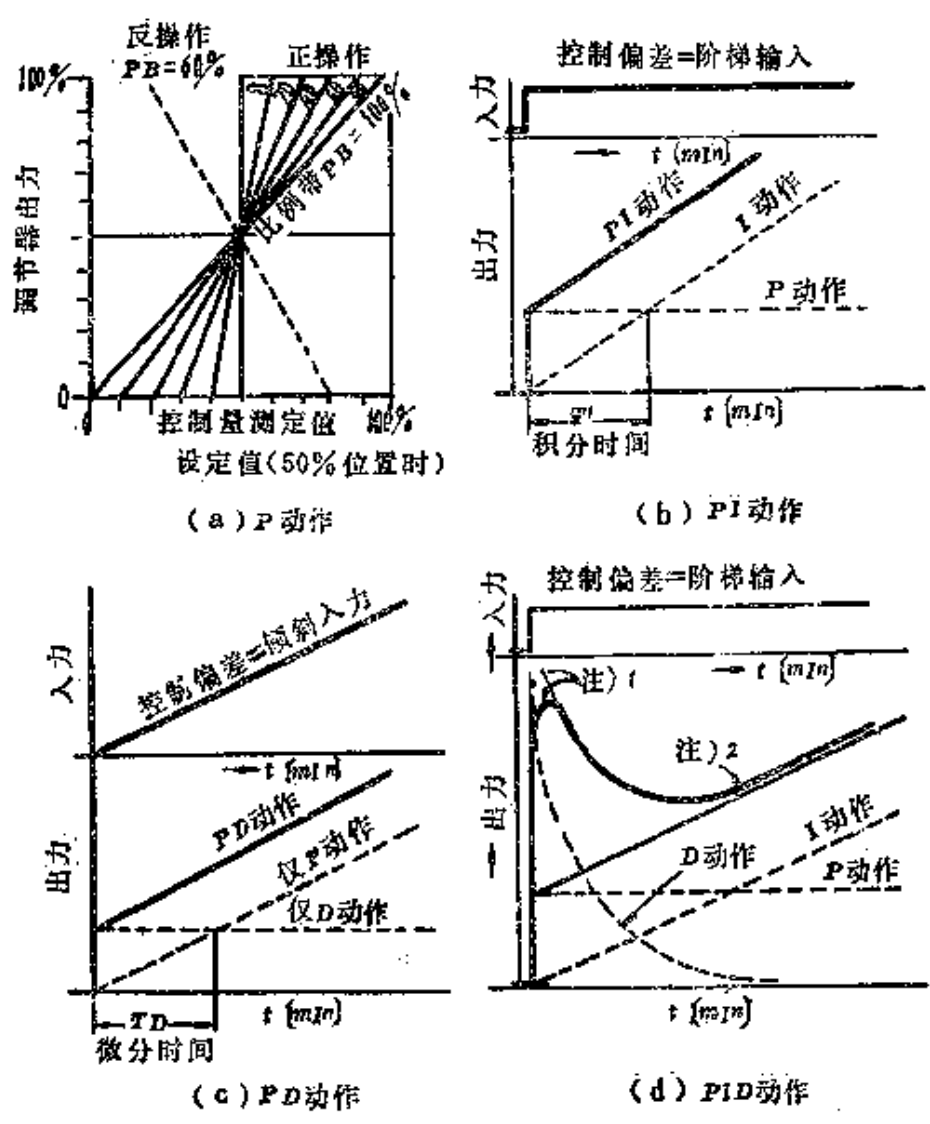
制 造 厂		比 例 带 [%]	微 分 时 间 [分]	积 分 时 间 [分]
A 公司	(空气式)	0 ~ ∞	10秒~10	20秒~50
	(电子式)	5~500(或2~200)	0~10	0.6~50, 0.3~25
B 公司	(空气式)	2~300	0.2~30(长时间) 0.05~5(短时间)	0.2~30(长时间) 0.03~5(短时间)
	(电子式)	0.5, 2~200 (24阶段)	1.5, 5秒~10 (24阶段)	10~30(24阶段)
C 公司	(空气式)	3~150	0.01~10	0.1~30(温度用) 0.05~20(压力用)
		0.5~∞	0.1~20	0.1~20(长时间) 0.01~1(短时间)
D 公司	(空气式)	2~150	0.02~10	0.05~25次/分 0.04~20次/分
	(电子式)	2~300, 10~600	0.01~10	0.05~50次/分 0.5~100次/分 (流量用)
E 公司	(空气式)	0~200	0.2~50(长时间) 0.02~5(短时间)	0.2~50(长时间) 0.02~5(短时间)
	(电子式)	2~300(连续)	0.01~2.5 或 0.1~25	0.01~2.5 或 0.1~25
F 公司	(电子式)	2.6~200(12阶段)	0.003~10(21阶段)	0.1~380次/分 (22阶段)

〔注〕 1. 空气式场合的容许误差对于刻度值而言比例带为 ±20%，微分积分时间为 ±50%左右。

$$2. \text{比例带}(\%) = \left(\frac{1}{\text{比例放大}} \right) (100)(\%)$$

3. 也有用~次/分(repeat/min)代换积分时间的情况〔(美国系统制品),在此, repeat/min = 1/T_I(积分时间)〕。

在图示控制动作的图 13-11 的 P 动作中，比例带(PB)0%相当于两个值(开关)的动作。所谓调节器的正动作是指随控制偏差向正方向增大，调节器输出增大的构造，逆动作则相反，表示调节器的输出减少的构造。



- (注) 1. 加给梯级输入的瞬时微分在理论上是无限大的，但是，在 PID 动作中，D 动作的效果实际上是头部形成圆形(有限输出)。
2. 因 D 动作随时间增加趋近于 0，故如图示 PID 动作的输出渐近于 PI 动作的输出。

图 13-11 控制动作

积分时间 T_i (由 PI 动作图可知) 是表示加给调节器阶梯状控制偏差时, 将 P 动作造成的输出变化用 I 动作诱起时所需的时间, 微分时间 T_D (从 PD 动作图可知), 是指加给调节器倾斜输入(控制偏差)时, 用 D 动作引起由 P 动作造成的输出时能提前的时间。

作为控制装置的一部分使用的操作部种类极多。要从中选取合适的形式是不容易的。表 13-36 为选择时供参考用的顺序例。在最近的制品中, 有接受调节用的数字信号后传递给脉冲马达再控制阀的开关的类型。即使这种新形式, 对于与流体接触的阀部分, 也必须与采用其它驱动形式的控制阀进行同样的研究。

用混相流体操作时, C_D 值的决定等将成为研究课题之一。而且在设计管路-泵系统时必须掌握阀和管系中的压力损失, 但是, 这也因损失系数和阀的形式及其开度有关, 而使严密计算发生困难。

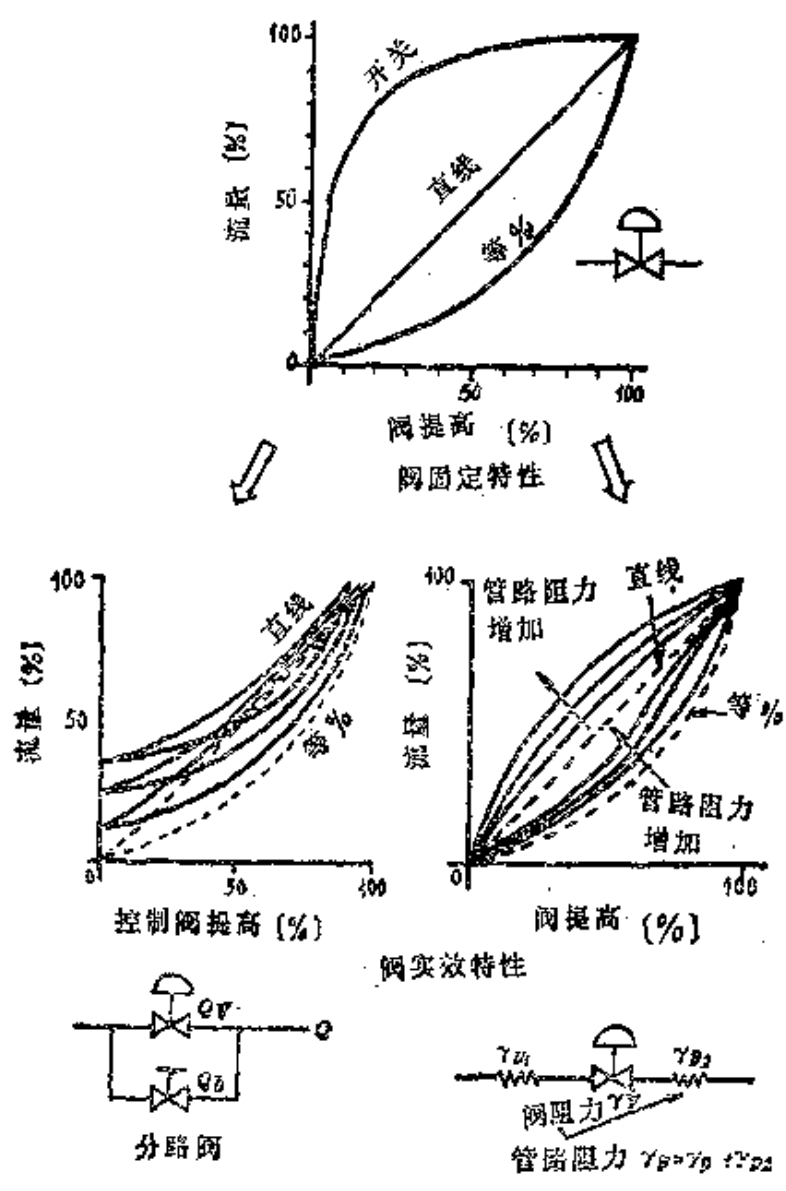
表 13-36 操作部讨论的顺序(例)

〔注〕因此表不适合我国情况, 删去。

阀的反馈装置可用在如下场合。

- (1) 在阀的静态特性中, 特别对滞后幅度大, 耽心控制效果受到不良影响时;
- (2) 阀径在 2 英寸(50 毫米)以上, 流体静压高时(特别是单阀座);
- (3) 调节器输出信号(特别是空气压)的传送距离太长, 需要改善传递条件时;
- (4) 流量特性的修正(Camman 式)等。

对于自动控制阀的流量特性以不作固定的考虑为宜, 图 13-12 表示在与配管或安装等有关系时, 流量特性如何发生变化。打开旁路阀连同控制阀同时使用的方法, 多用于阀口径计算有错误,



- 〔注〕1. 管路阻力一增加，等%特性的阀的实效特性就接近于直线特性，直线特性阀的实效特性接近于开关。
2. 旁路阀通常全闭，只是使用控制阀，在阀口径选择错误产生流量不足时，如考虑开启旁路阀以补充不足部分，则阀的特性将大幅度变化。

图13-12 自动控制特性

需要应急时；个别情况须降低控制回路整体的增益时，也有有意识的采用旁路流量，使控制阀即使全闭，流量也不成为 0（但是，这是例外的使用方法）。当然，阀特性显著地起了变化，阀的特性在接近全闭的状态，在上升对流量的关系上会产生偏差，特性曲线反映随上升的变化流量保持为 0 或与 0 差不多，这一阶段要有效地调节流量是不可能的，因此有必要引入所谓流量范围 R 的概念

$$R = \frac{\text{（可能控制的最大流量）}}{\text{（可能控制的最小流量）}} = \frac{C_{v \max}}{C_{v \min}}$$

在流量范围中特别有多加注意必要的是间歇过程，连续过程问题不大。另一不希望发生的现象是阀从全闭状态稍微开启一点，此时流体一流过，往往引起振动。对于流体影响阀的力或驱动力等的关系有讨论的必要。

正确选择控制阀的口径，对控制结果有很大的影响，所以非常重要。为表示控制阀的能力用 C_v 值（表 13-37），有如下几种 C_v 计算式（还有其它算式）。1)~3) 表示公制式与英制式。

1) 液体用

$$C_v = Q \sqrt{G/\Delta P}$$

式中： Q —最大流量 [gal/min]， G —比重（对水）， ΔP —压差 [lb/in²]

$$C_v = 1.17 Q \sqrt{G/\Delta P}$$

式中： Q —最大流量 [m³/hr]， ΔP —压差 [kg/cm²]

2) 气体用

$$C_v = \frac{Q}{963} \sqrt{\frac{GT}{\Delta P(P_1 + P_2)}}$$

式中： Q —最大流量 [ft³/hr]， G —比重（对空气）， T —入口绝对温度 [°K]， P_1 —入口侧绝对压力 [lb/in²·abs]， P_2 —出口侧绝对压力 [lb/in²·abs]， ΔP —压差 [lb/in²]

表 13-37 C_v 值 例 表

阀口径 (in)	球心阀(单座)		球心阀(复座)		三通阀	桑德斯阀 (saunders valve)	蝶形阀
	等 %	直 线	等 %	直 线			
$\frac{1}{4}$	1.6						
$\frac{3}{8}$	2.5	3					
$\frac{1}{2}$	4	5	4.5	5.5	5.5	6.8	
$\frac{3}{4}$	6	7	6.5	7.5	6.5	11.5	8
1	8	9.5	10	12	10	17	14
1 $\frac{1}{4}$	12.5	15	16	19	16	27	21
1 $\frac{1}{2}$	18	21	23	27	23	50	32
2	32	38	40	48	40	73	70
2 $\frac{1}{2}$	50	60	63	75	63	115	103
3	72	85	90	108	90	209	158
4	128	152	150	190	160	346	278
5					250	550	425
6	290	342	360	430	360	760	610
8			640	760	640	1415	1040
10			1000	1200	1000	1970	1700
12			1440	1730		2410	2480
14			1960			2880	3300

$$C_D = 13(\text{阀口径})^{1.83} \quad C_D = 13(\text{阀口径})^{1.91} \dots \dots \dots \text{美}$$

根据 C_D 的定义,因为它表示在一定条件下的流量,所以 $C_D = A(\text{阀口径})^2$ 的形式是妥当的。此 A 值可采用阀口径 1in(25mm)时的 C_D 。

- 〔注〕 1. 对低压蝶阀,通常阀口径总是比配管口径小,这时可以用于减压情况,在两端减压连接场合,要注意 C_D 值与阀单独场合不同。
2. C_D 值因制造厂而异,大体上可以考虑 $\pm 25\%$ 程度的差异。
3. 阀口径,例如蝶形可以有 84in(2100mm)左右的。
4. 最近的制品,对同一口径 C_D 值有变大的倾向。

$$C_v = \frac{Q}{287} \sqrt{\frac{GT}{4P(P_1 + P_2)}}$$

式中：Q—最大流量〔m³/hr〕，G—比重(对空气)，T—入口绝对温度〔°K〕，P₁—入口侧绝对压力〔kg/cm²·abs〕，P₂—出口侧绝对压力〔kg/cm²·abs〕，ΔP—压差〔kg/cm²〕。

3) 蒸气用

$$C_v = \frac{W}{K} \sqrt{P_1^2 - P_2^2}$$

式中：W—最大重量流量〔lb/hr〕，P₁—入口侧绝对压力〔lb/in²·abs〕，P₂—出口侧绝对压力〔lb/in²·abs〕，K—2.11(水蒸气)、2.7(氨气)、5.6(道生A)。

$$C_v = \frac{WK}{13.67} \sqrt{P_1^2 - P_2^2}$$

式中：W—最大重量流量〔kg/hr〕，P₁—入口侧绝对压力〔kg/cm²·abs〕，P₂—出口侧绝对压力〔kg/cm²·abs〕，K—1 + 0.0013 × 过热度(对饱和蒸气 K = 1)。

对于 C_v 计算式，重要的是不能弄错适用界限。而且，对于粘度的修正，对喷射流体的修正，对气体或蒸气的临界流动时的处理，对含有气体或蒸气的液体的处理等，因为有各种方式，所以在选择阀口径时要进行认真的研究。

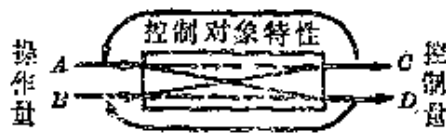
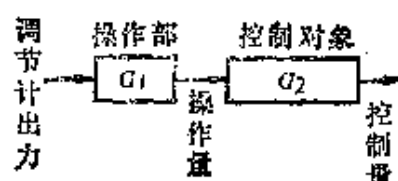
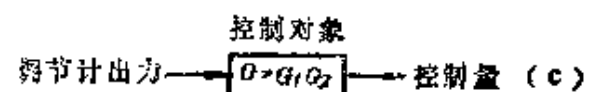
五、计测设备系统的构成与动力学

适当地选择计测控制装置、构成计测设备系统时的研讨顺序如表 13-10 所示。其中需要自动控制理论帮助的阶段是系统动力学。控制多变数时，在变数间往往存在互相干扰。这样的场合，应研究无干扰化的控制方式或调整控制回路间的频率特性以避免共振现象。论述计测设备系统的动力学时，理论解析是有用的。但是，过于严密地处理实际存在的要素特性，在回路由非线性要素构

成时，理论解析往往很困难，因此，在构成基础的方块图时，可以进行线形近似，表 13-14 与表 13-38 在这种情况下有用处。因为理论的处理要准备种种条件或前提，所以对实际存在的系统常常是近似的。

描绘方块图，如能了解各要素特性，则可依表 13-39 所示的顺序进行计测设备系统的讨论。系统的传递特性可根据方块线图演算的规则进行。从所求得的一周传递特性(闭合回路)进行系统的稳定性判别时，从计算上看，利用分母 = 0 (即 $1 + G_1 F = 0$) 应是可能的，但以应用波德 (Bode) 线图为好。一般地要求相位裕度 (对应于增益 0 dB) 的相位角 ϕ 一达到 -180° ，就成为稳定范围，

表 13-38 系统动力学应注意的事项

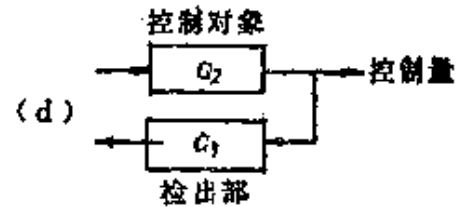
<p>对 于 控 制 对象 的 问 题</p>	<p>(1) 不能弄错操作量与控制量的对应 (多变数存在内部干扰的场合)。以外表的判断使其对应，但由实验结果也能判明</p> <p>$\left. \begin{array}{ll} A \rightarrow D \text{ (影响大)} & B \rightarrow D \text{ (影响小)} \\ A \rightarrow C \text{ (影响小)} & B \rightarrow C \text{ (影响大)} \end{array} \right\}$，据此在图示的对应中因为系统变得不稳定，所以必须变更测定 C，操作 B，测定 D，操作 A 那样的计划。</p>	 <p>(a)</p>
	<p>(2) 操作部传递函数 G_1 的使用方法：操作部为自动控制阀的场合，以调节计输出 \rightarrow 阀提升 \rightarrow 操作体的阀通过流量 \rightarrow 控制量，顺序进行信号传递 (图示方块图的操作部输出信号，是考虑阀的提升还是考虑此时通过阀的操作流体流量还不清楚，但是，这种情况从自动控制阀与装置设备一体构成看，由于包括了控制对象的特性就变得方便了)。</p>	 <p>(b)</p>  <p>(c)</p>

续表 13-38

对于检出部的问题

(1) 检出部传递函数 G_2 的使用方法:

检出部由一次变换器与二次变换器构成时, 安装在控制对象中的一次变换器的特性使其包括在控制对象中时, 有时比较方便



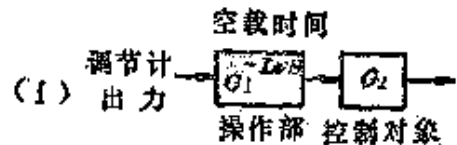
考虑 $G_3 = G_{31} \cdot G_{32}$ 的场合, 要使 G_{31} 包含在控制对象中, G_{31} 即使包括一次变换器以外的附加要素特性也可以



(2) 对空载时间 l 长的控制对象, 将 $L/T < 1$ 这样的时间常数 T 的很大的附加要素作为 G_{31} 使用的方法, 未必是常常有用的 (控制回路即使稳定, 若使外部干扰影响成为最小的动作不良, 则也无法达到控制的目的)。

对于操作部的问题

(1) 在操作部要留意不使导入空载时间, 作为操作部分用自动控制时, 如与阀全启对应的应有的调节输出不按规程时, 则就有微小的空载时间导入, 由于其它原因 (摩擦、振动等) 也能导入空载时间, 这对增益即使没有影响, 也使相位滞后, 成为系统不稳定的原因, 阀的调整要特别注意。



(2) 阀特性在动作点附近使之线性化后再求增益时解析就容易了, 操作部的传递函数作如图考虑时解析就容易了。

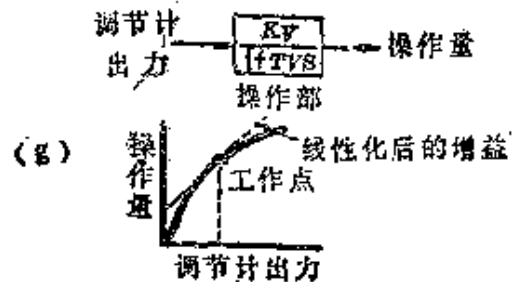


表 13-39 系统动力学的顺序例

方	
块	<p style="text-align: center;">显示仪表</p> $\frac{X(s)}{R(s)} = \frac{G_1 G_2 G_3}{1 + G_1 G_2 G_3 G_4}$ <p>将表 13-38 所示进行归纳, 则有</p> $\frac{X'(s)}{R(s)} = \frac{G_1 G_2 G_3 G_4}{1 + G_1 G_2 G_3 G_4}$ <p>设 $G_2 G_3 G_4 = F(s)$</p> $\frac{X'(s)}{R(s)} = \frac{G_1 F}{1 + G_1 F}$
图	<p>此传递函数 F, 可认为是在操作部加以输入时, 记录在显示仪器中的结果。所以在可能进行实验的场合, 以此方法求取特性是最容易的。</p>
系统判稳定	<p>(1) 可利用波德线图, 在半对数坐标纸上标绘 $G_1(j\omega)F(j\omega)$ 研究相位裕度。 (2) 要求特性补偿时, 利用尼科尔(nicol)线图, 作为简便法利用上面的波德线图。</p>
残留偏差的讨论	<p>加入阶梯输入以后, 残留偏差的有无, 大小求法如下。</p> <p>由 $\frac{X'}{R} = \frac{G_1 F}{1 + G_1 F}$ 得偏差函数 $E(s) = R - X' = R\left(1 - \frac{X'}{R}\right) = \frac{1}{1 + G_1 F} R(s)$</p> <p>残留偏差 $e_f = \lim_{s \rightarrow 0} s \cdot E(s) = \lim_{s \rightarrow 0} s \cdot \frac{1}{1 + G_1(s)F(s)} R(s)$</p> <p>考虑阶梯输入 $R(s) = \frac{A}{s}$ (A: 阶梯的大小)</p> <p>$\therefore e_f = \lim_{s \rightarrow 0} s \cdot \frac{1}{1 + G_1 F} \cdot \frac{A}{s} = \lim_{s \rightarrow 0} \frac{A}{1 + G_1(s)F(s)}$</p>

[注] 决定最适调整值时参照表 13-15, 其它还有多种方法。

所以,为了维持稳定,必须有大约 $180 - \phi$ 的裕度)为 45° , 增益裕度(因为对应于相位角 -180° 的增益为 0 dB 时,就成为稳定范围,所以增益应在此值以下)要求在 3 dB 左右。

就控制的目的而论,要求残留偏差为 0, 因此控制动作的决定、选择应用拉普拉斯(Laplace)变换中的最终值定理。决定控制动作时,在确定决定控制动作的调整值方面,可以采用几种简便的方法。系统解析的理论性问题虽有趣味,但并不希望系统的动力学复杂化。非线性系统的线性化等,经常是应该注意的手法之一。

六、主要实例

进行计测与控制时的解析研究是有用的,但最终是由安装工程开始、直至运转后进行维修的实际作业来决定其成功与否。对计测仪表工程所希望的基本形态实际上是从使用仪表装置的人员或从事管理、维修人员的立场考虑。要实施使各装置都能充分发挥其功能的计测仪表工程,表 13-40 表示的是在计测仪表工程中应注意事项的一部分,如要更具体,则应该是明确地抓住各个计测仪表装置的构造和动作原理。

例如,测定流经管路的流体温度时,根据温度范围可以使用的不只是热电偶,也可用测温电阻。其安装位置,通常选在管路的弯曲部分,但这些部分容易发生空洞,有时由于插入的测温电阻振动而断线(图13-13)。作为避免这种情况的措施,变更检出部分的安装位置(例如,利用直管部分,设置插入检出部分用的分路)也是一种方法。不能采用这种方法时,就必须改变原有振动频率(增加支承部分、变更固定方法等)。

即使对流量测定或流体压力测定,也会发生很多预见不到的现象,而这大多是稍不注意就会引起的。用面积式流量计不仅无法测量上游侧压力过低时的流量,而且还有无法流出所需量的例

表 13-40 计测设备工程的要点

(1)	〔工程顺序的决定〕 装置器材的交货日期, 为调整接受情况的工程日程。	〔资材的准备〕 线材、水管、管子、接头、填料、垫圈、小五金配件、基础螺丝等。	〔工程承担的决定〕 外包工程, 或企业内工程。	
(2)	〔安装位置的决定〕 仪表室与装置的位置, 仪表室内操纵台位置, 操纵台上的配置(操作姿势), 现场安装的位置(配管配线操作的容易性)空气温度、湿度等。	〔安装方法〕 管路、配管安装、基础安装、操纵台安装、安装姿势(装置类), 脚手架要否。	〔现场〕 有无配管、配线等用的槽沟, 动力配线经过的位置。 防尘、防潮、防爆、抗震。	〔操纵台室〕 操纵台里的配管、配线, 抗震。 照明-指示是否容易见到。
(3)	〔基础工程〕 没有只是静负荷的工程, 受动负荷时, 砖、混凝土要认真施工(特别是力作用于张力方向时)。	对于排水的考虑, 特别对在室外安装的装置的基础工程更有必要。	注意地脚螺栓, 支承具, 配线用接管的直立, 防蚀也要当心。	
(4)	〔维修的方便性〕 操纵台里空间裕度, 维修作业的脚手架的好处(集中很多配管的场合, 考虑使用工具的尺寸, 决定配管间的空间位置)。 在环境条件(温度、湿度)对计测设备不适宜的场合, 要研究措施, 而且对进行维修作业不方便时, 开头就要避免这种环境条件, 选定适宜的工事场所(安装位置)。			
(5)	〔配管、洗管〕 在配管的检出端, 操作端的安装时, 考虑加在配管上的力, 并加固支承, 实际安装是洗管, 耐压试验后进行的。			
	〔洗管方法与顺序〕 决定洗管范围和区分, 进行空气喷出、水洗、通气干燥, 洗管后作耐压、泄漏试验。			

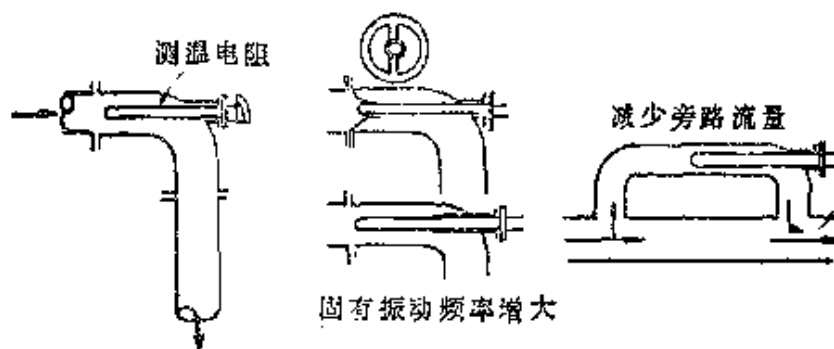
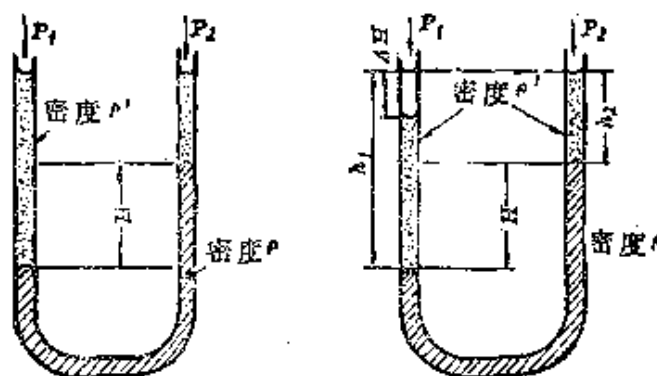


图 13-13 管路中测温元件的安装方法



$$P_1 - P_2 = (\rho - \rho') gH \quad P_1 + \rho' g(h_1 - \Delta H) = P_2 + \rho gH' + \rho' gh_2$$

$$\therefore P_1 - P_2 = (\rho - \rho') gH + \rho' g \Delta H$$

若排水筒的位置不正确, 则如右图所示, 在密度为 ρ 的液柱上存在相当于密度 ρ' 的液差 ΔH 的压力, 成为误差。

例如, 假定 $\rho = 13.6$ (水银), $\rho' = 1$ (水), 指示误差即为

$$H - H' = \frac{1}{13.6 - 1} \Delta H = \frac{1}{12.6} \Delta H$$

简单说, 如 $\Delta H = 126\text{mm}$, 就等于 10mm 水银柱的误差。如果对于最大流量时的压差为 1000mm 水柱, 则在最大流量时, 甚至会产生 $10 \times 13.6 / 1000 = 0.136 = 13.6\%$ 的压差误差。

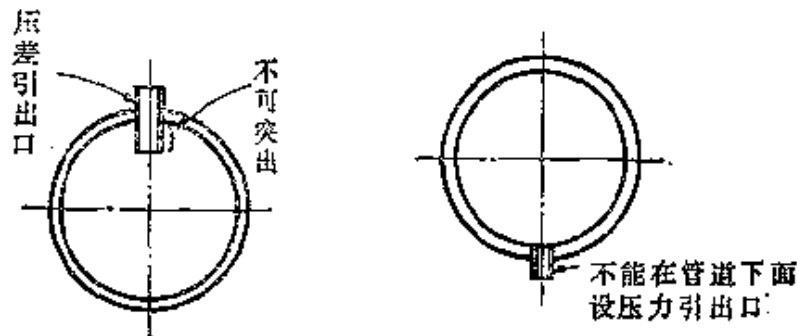


图 13-14 压差测定不良的实例

子,这是由于对面积式流量计的压力损失调查不充分,或检出部分安装位置不合适之故。对于差压或流量测定,有关差压引出的失败例子也相当多。可将其列举如下。

(1) 从配管上引出压力的接口施工不良;

(2) 使用排水筒或基准槽时,因为安装位置不正确,产生压头差,引起指示误差。

(3) 流体中的粉尘、排水的影响。

即使对其它变量的测定与控制,亦常会在装置与检出部的接合处引入失败的因素。其结果,也会出现检出误差的增大或检出滞后的增大这种情况。特别是对气体和液体的成分、浓度或 pH 的检测,取样方法是否合适会对计测仪表系统的总成果发生重大影响。

§ 13-6 工厂的安全与维修

一、安全组织

装置一旦完成投入运转以后,其后留下的重要工作之一是装置的保养、维修,以维持、确保其安全。因此必须谨慎小心地施工,并在以后的作业中以下列区分进行维护。

(1) 配管的接续部

(2) 设备

(3) 计测仪表装置

此三部分如何进行维护,每个公司在组织上可有差别,例如,由设备科承担上面的(1),(2)项,由仪表科(有时由检修工段或热管理工段负责)负责(3)项;也有设备科只承担(2)项维修,(1)与(3)全由仪表科负责的。表 13-41 所列为这种组织的例子,似乎只是大同小异,也可以说各有得失。随着装置仪表设备增多,另外随

* 因此表不合我国国情,删去。

着一次性进行的计测装置规模的扩大，由于工作人员的经验技术水平水平的提高，人员也有增加，所以很多已由工段升格到科，科升格到处了。

二、安全维护计划

为了完成无故障的作业，必须对装置设备、计测仪表装置进行细致维护。如这项工作只是在形式上采用作业人员在装置内巡回，而在内容上并无根据这种形式的相应行动(试验、检查器具的维修充实、备品、备件的配备，修理设备的充实等)的话，则不能企望会有良好的结果。

预防保全(pM)就是为了装置作业不出故障，而广泛采用的预防性的检修。要求不用在装置内巡回的形式，而是用轻便试验器等根据计划进行计测器的现场检定(或发生了异常的计测器的现场检定)外，还要细心注意细微的征候以预防事故发生。在配管连接部分发现一滴泄漏也能防止大的损失，因此要求对装置或使用的计测设备非常熟悉。

三、公害问题

在讨论计划新的装置所描绘的流程图时，如不充分研究何处进行什么反应、有什么废物，从何处排出等问题，将引起排气、废液、排烟等公害问题。

作为企业，对利润直接有关的部门的投资往往是积极的，而对排气、废液等处理要给予一定量的投资，直到今天还不重视。公害治理成了与制品制造过程同样耗费资金的系统，但必须从良心上努力，不要由于技术的开发反而造成人类的毁灭。

第十四章 公害与化学工程

近年来，影响我们健康与生活环境的火气污染、水质污浊、恶臭、噪声、振动、地基下沉等公害 (*environmental disruption**) (表 14-1) 已成了世界性的问题。例如，在精制含硫原油时，大气污染特别严重。

因此，有关脱硫技术的一系列化学工程问题与公害有着密切的关系。

公害的产生是由于对石油精制等技术方面的细节考虑不充分，只要充分注意到这些细节，环境就不致遭到破坏，也就不会造成公害问题。如果从这方面考虑，那末与化学工程有关的技术，例如脱硫装置，也可以说与石油蒸馏装置那种已成为公害的根源相反，是防止公害发生的技术。

在人的日常生活中，平均每人每天也要排放约 200 升厨房、浴室、洗涤、粪尿等 BOD(即生物耗氧量)为 200ppm 的污水。

§ 14-1 公害的种类

工厂的排水，无论在排放污水的量还是污染程度方面都非常大。因此，在开始建设工厂时，一定要同时建设防止公害的装置；而已建成的工厂中，如没有这方面的设备，则正在被勒令停产。

* 公害这个名词意译为 *Pollution and abatement* (污染及其排除) 或 *environment disruption* (环境的破坏) 比直译为 *Public nuisance* 更为贴切。

对有关各种公害发生源所进行的若干调查结果，概略地列于表 14-1，表 14-2 和表 14-3 则表示主要的大气污染和水质污染的发生源。

表14-1 各种公害






		
大气污染	水质污染	恶臭发生
约24% (5000件)	约11% (2200件)	约17% (3500件)
		
噪声、振动	地基下沉	
约43% (8800件)	约5% (1000件)	

表 14-2 大 气 污 染

公害物质	公害来源	公害发生的原因	相应的处理方法和技术
光化学烟雾	发生在当大气中有大量臭氧、二氧化氮、烃等成分存在时	臭氧、二氧化氮、烃等产生复杂的光化学反应	可以限制大气中 SO_2 、二氧化氮、烃、一氧化碳等含量高的气体的排放量
氮的氧化物	汽 车	因燃烧点而发生的游离氮的氧化	将氮氧化物还原成氮气，或不使排出气体中的一氧化氮向外界排放，而使之循环
烷基铅		为提高辛烷值在汽油中添加烷基铅所造成	不采用添加四乙基(烷基)铅的方法来提高辛烷值
恶 臭	有机硫化物的制造及下水道内发生的蛋白质腐败发酵	由于硫醇、硫化氢等而产生恶臭	遮盖恶臭发生处，不使臭气外溢，也可用铁的盐类进行化学脱臭
二氧化硫	由石油化工厂，烧重油的工厂，铁和有色金属冶炼工厂的焚矿炉中放出	由于重油、灯油中所含的硫化物的燃烧及硫化矿的燃烧而产生	燃烧脱硫重油或进行排烟脱硫 用焚矿炉的气体制造硫酸
一氧化碳, 烃	汽 车	由于燃料汽油的不完全燃烧而产生	设置热反应器，催化剂式净化消音器、补燃器、电子式喷射装置等，使燃料汽油完全燃烧
氟 化 氢	由铝电解精炼等工厂产生	铝电解精炼时由冰晶石分解而产生	可以用水洗净发生气，但由于电解炉大而宽，很难防止潮湿
粉 尘	水泥厂、铁精炼厂，火力发电厂等燃烧大量重油的工厂所发生	由水泥粉碎，烧结炉，大量重油燃烧后的废气，焦炭炉，窑炉等产生	设置电除尘装置(例如cottrell等)收集粉尘或用过滤除尘

表 14-3 水 质 的 污 浊

公害物质	公害来源	公害发生的原因	相应的处理方法和技巧
淤 泥	造纸、纸浆工厂的排水中含有的物质沉淀后慢慢生成	木材中含有的木质素、半纤维素、纤维素等腐败，发酵过程中放置而产生的	采用沉淀、过滤等方法去除排水中的悬浮物，待澄清后再排放，除去的悬浮物经干燥后焚烧
氰 化 氢	电镀厂，煤气厂，丙烯腈工厂等发生	有毒性很强的氰化氢及其盐类的电镀厂、丙烯腈等工厂的废液，及水洗煤气时的洗液都是发生源	可用漂白粉(氯)氧化分解法，也可以采用特殊菌种的活性污泥法
镉	由锌精炼厂、镀锌铁板制造厂发生	锌精炼时的副产物，为铁板防锈而进行电镀时发生	因为镉是毒性很强而价格很高的金属，所以必须全部回收，从工厂废液中除去
油的乳浊液	石油精炼厂，肉类及鱼类加工等工厂发生	碱洗石油馏分(主要是润滑油馏分)时容易生成乳浊液，加工肉类和鱼类时也易生成乳浊液	添加表面活性剂等破乳剂或加钙、镁盐的水溶液，破坏乳化，从而回收油分。或用疏水性合成树脂以选择性地吸附油分使之分离
水 银 (汞)	氯乙烯工厂，水银法电解食盐厂，乙醛工厂(乙炔法)	以水银作为催化剂的化学工业的废液及水银法食盐电解工厂的废液中排出	汞离子在加入 Zn 或 Fe (离子化倾向大的金属)后即可收集得金属汞，也可用离子交换树脂吸附法除去
酸 或 碱	石油炼制工厂	石油馏分的精制过程中使用硫酸、烧碱等物质而产生	硫酸可用生石灰或熟石灰与之中和，烧碱可回收或用硫酸中和
高BOD排水	由食品厂、肉类加工厂、纸浆厂、染料厂等产生	因为有机质的溶解物和悬浮物太多，抑制了微生物的繁殖，无法进行排水的净化作用而产生	可采用活性污泥处理法，药品凝聚沉淀法，药品处理法等进行处理

§ 14-2 公害的限制标准

表 14-4 工厂排水的限制标准(千叶县)

BOD(1日平均)	SS(1日平均)	油(最大量)	色 素
100ppm 以下	130ppm 以下	10ppm	所采水样, 没有颜色的感觉

〔注〕 1. BOD (*biological oxygen demand*): 是水中的有机物由于微生物的作用进行好气性分解时所需要的氧量(ppm), 是间接表示使水中溶存氧量减少的有机物含量的指标。

2. COD (*chemical oxygen demand*): 使水中能够氧化的物质(即容易成为污染源的有机物)氧化, 使之主要成为无机氧化物及气体, 与为此所消耗的氧化剂所对应的氧量(ppm)称为 COD, 是表示河川或生产排水污染程度的指标。

3. SS (*suspended solid*): 是使水污浊的悬浮固体含量。

例如根据 BOD(生化需氧量)及 SS(悬浮固体)规定了如表 14-4 及表 14-5 的标准。

表 14-5 下水(工厂排水流放的河道等)的限制标准举例

BOD	SS	pH	大肠杆菌	下 水 的 处 理 方 法
20ppm 以下	70ppm 以下	5.8~8.6	3000/cc 以下	适用于能采用活性污泥法、标准喷水过滤法及其它类似方法来处理下水的场合
60ppm 以下	120ppm 以下	5.8~8.6	3000/cc 以下	适用于能够用高速喷水过滤法, 改良曝气法及其它类似的方法来处理下水的场合
120ppm 以下	150ppm 以下	5.8~8.6	3000/cc 以下	适用于用沉淀法处理下水的场合
150ppm 以下	200ppm 以下	5.8~8.6	3000/cc 以下	适用于其它场合的规定标准

§ 14-3 公害的处理

正如在表 14-2 和表 14-3 的“相应的处理方法和技术”一栏里所见到的，应用物理化学原理的处理装置，其设计、运转、安装必须综合以单元操作为基础的化学工程及其它各个领域的研究和实验数据。

例如，就以排水处理为例，即可考虑采用如表 14-6 所示的各种方法。由此可见，有关传热、蒸发、扩散与蒸馏等单元操作的研究及实验数据正在成为公害处理的重要基础。

表 14-6 排水的处理方法

物理方法	化学处理法	生物化学处理	其它处理方法
沉淀法	pH值的调整	好气性生物处理法	络合物法
过滤法	曝气；还原	嫌气性生物处理法	溶剂萃取
	凝聚剂		蒸馏(脱臭)
	吸附、离子交换		

第十五章 附 录

§ 15-1 因次分析与相似定律

一、因次分析

在参照实验数据放大至工业规模时，可利用因次分析作为有效的手段。

例如，对于某一流体流动所产生的每单位距离的压力差 $g_c P$ ，可作为流速 u 、管径 d 、流体密度 ρ 、流体粘度 μ 等的函数而表示成(15-1)式。

$$g_c P = f(u, d, \rho, \mu, g) \quad (15-1)$$

如应用无因次常数 C ，而且假定所研究的最简单的函数形式为(15-2)

$$g_c P = C u^p d^q \rho^r \mu^s g^t \quad (15-2)$$

在上式各项中代入相应的因次，则有

$$[ML^{-1}T^{-2}] = [LT^{-1}]^p [L]^q [ML^{-3}]^r [ML^{-1}T^{-1}]^s [LT^{-2}]^t$$

在此关系式中，等式左右两边的因次必须相等。

$$\text{质量}[M] \quad 1 = r + s \quad (1)$$

$$\text{长度}[L] \quad -1 = p + q - 3r - s + t \quad (2)$$

$$\text{时间}[T] \quad -2 = -p - s - 2t \quad (3)$$

结果，对 5 个未知数只能列出 3 个条件式，故必须考虑将 p 、 q 、 r 表达成 s 与 t 的函数形式

$$\text{由(1)式} \quad r = 1 - s \quad (4)$$

$$\text{由(3)式} \quad p = 2 - s - 2t \quad (5)$$

将式(4)、式(5)代入式(2)中, 求出 q 为

$$q = t - s \quad (6)$$

最后, 将式(4)、式(5)、式(6)的 p 、 q 、 r 值代入上述基础式中得

$$g_c P = C u^{2-s-2t} d^{t-s} \rho^{1-s} \mu^s g^t = C \rho u^2 \left(\frac{\mu}{du\rho} \right)^s \left(\frac{gd}{u^2} \right)^t$$

再经变换后可得

$$\left(\frac{g_c P}{\rho u^2} \right) = C \left(\frac{\mu}{du\rho} \right)^s \left(\frac{gd}{u^2} \right)^t \quad (15-3)$$

因此, 对于某一流体流动所产生的每单位距离的压力差 $g_c P$ 可认为是雷诺数 $du\rho/\mu$ 与 u^2/gd 的无因次函数。

若用一般式表示时, 则有

$$\frac{g_c P}{\rho u^2} = f' \left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{u^2}{gd} \right) = f'(Re, u^2/gd) \quad (15-4)$$

二、相似定律

一般说, 利用模型进行实验, 在此实验结果的基础上可以推测实物的性能。其中, 有关模型与实物间应遵循的关系的定律, 称为相似定律。

例如, 在比较两个几何相似的流体力学系统时, 在惯性力与粘性力控制的条件下, 如两力的比值(即 Re)相同时, 则可知二者为力学相似。而对于惯性力与重力控制的情况, 在两者力的比值(即 Fr)相同时, 系统同样相似。

这种情况不仅对力学系统, 通常在两个同类系统中, 如对应的无因次项各自相等时, 则二系统的物理状态可以说是相似的。然而在含有一个以上无因次项的系统中, 要维持形状的几何学相似

以外的完全相似是很困难的。在模型实验时应注意之处，是对完全相似的偏差加以理论上的修正。

例如，按照缩小的模型实验，会有在原型中无须考虑的影响介入(所谓缩小效应)，对此必须进行修正。因而在模型实验中，必须对与完全相似的偏差加以说明或进行充分的修正。同时在由因次分析导出的实验式中，如果不经常明确指出无因次项可能适用的范围，那末所得出的关系式也只是一种失去了工程意义的结果。

§ 15-2 蒸馏用的气-液平衡值(1atm)

资料主要取自“化学便览”、“化学装置便览”、“Parry 著手册”。自表 15-1 至表 15-17， x ， y 分别表示低沸点组分在液相与气相中的分子百分数。对于甲醇-水系、苯-甲苯系则已分别列在 P.103、P.68 中，请参阅。

表 15-1 水 - 醋 酸

x	y	(°C)	x	y	(°C)
0	0	118.4	70.0	81.0	102.2
5.0	10.1	115.7	80.0	87.5	101.3
10.0	18.1	114.3	85.0	90.4	101.1
15.0	25.6	111.9	90.0	93.4	100.6
20.0	32.7	110.3	95.0	96.6	100.35
30.0	44.7	107.8	97.5	98.25	100.18
40.0	55.5	105.8	99.0	99.28	100.08
50.0	64.9	104.4	100.0	100.0	100.0
60.0	73.7	103.2			

表 15-2 水 - 糠 醛

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	161.7	30.0	90.5	98.7
2.0	10.0	158.8	50.0	90.8	97.90
4.0	19.0	154.8	90.8	90.8	97.90
6.0	36.0	146.0	96.0	90.8	97.90
8.0	68.0	122.5	98.0	92.0	98.07
10.0	81.0	109.5	99.0	94.5	98.56
20.0	89.0	100.6	100.0	100.0	100.0

表 15-3 四 氯 化 碳 - 氯 化 乙 烯

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	82.85	60.0	62.6	75.39
10.0	20.2	80.23	68.8	68.8	75.29
20.0	32.5	78.49	70.0	69.5	75.30
30.0	41.2	77.26	80.0	76.3	75.42
40.0	49.0	76.39	90.0	85.3	75.82
50.0	56.2	75.74	100.0	100.0	76.52

表 15-4 乙 醇

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	100.0	25.0	55.1	82.3
0.5	6.5	98.4	30.0	57.5	81.7
1.0	11.0	97.1	35.0	59.5	81.2
2.0	17.5	94.9	40.0	61.4	80.7
3.0	23.1	93.5	45.0	63.5	80.2
4.0	27.3	91.8	50.0	65.7	79.9
5.0	31.0	91.0	55.0	67.8	79.5
6.0	34.0	89.5	60.0	69.8	79.1
7.0	36.7	88.5	65.0	72.5	78.8
8.0	39.2	87.7	70.0	75.5	78.7
9.0	41.5	86.9	75.0	78.5	78.5
10.0	43.0	86.4	80.0	82.0	78.4
12.0	46.0	85.5	85.0	85.5	78.3
14.0	48.2	84.8	89.4	89.4	78.15
16.0	50.0	84.1	90.0	89.8	78.2
18.0	51.3	83.6	95.0	94.2	78.3
20.0	52.5	83.2	100.0	100.0	78.3

表 15-5 乙 醇 - 苯

x	y	(°C)	x	y	(°C)
0	0	80.12	50.0	45.9	68.10
5.0	22.5	73.50	60.0	48.2	68.30
10.0	33.3	70.10	70.0	52.4	68.70
20.0	38.3	68.50	80.0	59.0	69.90
30.0	41.2	68.20	90.0	72.6	72.70
40.0	43.8	68.00	95.0	84.1	75.10
44.75	44.75	67.97	100.0	100.0	78.32

表 15-6 丙 酮 - 水

x	y	(°C)	x	y	(°C)
0	0	100.0	50.0	85.1	59.8
1.0	27.9	92.0	60.0	86.3	59.2
2.5	47.0	84.2	70.0	87.5	58.8
5.0	63.0	75.6	80.0	89.7	58.2
10.0	75.4	66.9	90.0	93.5	57.4
20.0	81.3	62.4	95.0	96.2	56.9
30.0	83.2	61.1	97.5	97.9	56.7
40.0	84.2	60.3	100.0	100.0	56.5

表 15-7 乙 醛 - 苯

x	y	(°C)	x	y	(°C)
0	0	80.1	50.0	85.4	44.0
2.0	9.0	76.4	60.0	88.7	42.0
5.0	31.3	71.0	70.0	91.6	39.8
10.0	52.2	63.0	80.0	94.4	37.7
20.0	69.4	54.2	90.0	96.8	36.0
30.0	76.7	49.4	100.0	100.0	20.8
40.0	81.6	46.2			

表 15-8 苯 - 氯化乙 烯

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	83.18	60.0	62.5	81.43
5.0	5.5	83.32	70.0	72.2	81.09
10.0	11.0	83.14	80.0	81.6	80.76
20.0	21.7	82.79	90.0	90.9	80.42
30.0	32.2	82.45	95.0	95.5	80.27
40.0	42.6	82.10	100.0	100.0	80.09
50.0	52.6	81.77			

表 15-9 丙 酮 - 甲 醇

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	64.6	55.0	62.1	56.0
2.0	4.7	64.0	60.0	65.5	55.8
5.0	10.8	63.0	65.0	69.1	55.6
10.0	19.6	61.6	70.0	72.6	55.5
15.0	27.0	60.5	75.0	76.3	55.4
20.0	33.5	59.5	80.0	80.02	55.4
25.0	38.8	58.7	80.1	80.1	55.4
30.0	43.2	58.1	85.0	83.6	55.4
35.0	47.6	57.4	90.0	88.5	55.6
40.0	51.4	56.9	95.0	94.1	55.8
45.0	54.9	56.5	98.0	97.7	56.0
50.0	58.8	56.2	100.0	100.0	56.1

表 15-10 丙 酮 - 乙 醇

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	78.3	40.0	50.5	63.6
5.0	15.5	75.4	50.0	67.4	61.8
10.0	28.2	73.0	60.0	73.9	60.4
15.0	34.8	71.0	70.0	80.2	59.1
20.0	41.7	69.0	80.0	86.5	58.0
25.0	47.8	67.3	90.0	92.9	57.0
30.0	52.4	65.9	100.0	100.0	56.1
35.0	56.6	64.7			

表 15-11 丙 醇-[1]-水

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	100.0	43.2	43.2	87.8
1.0	11.6	95.0	50.0	45.2	87.9
2.0	21.6	92.0	60.0	49.2	88.3
4.0	32.0	90.5	70.0	55.1	89.0
6.0	35.1	89.3	80.0	64.1	90.5
10.0	38.2	88.5	85.0	70.4	91.5
20.0	39.2	88.1	90.0	77.8	92.8
30.0	40.4	87.9	96.0	90.0	95.0
40.0	42.4	87.8	100.0	100.0	97.3

表 15-12 丁 酮 - 水

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	100.0	50.0	65.1	73.2
3.0	61.1	77.0	60.0	65.2	73.2
5.0	64.5	73.4	70.0	66.2	73.3
10.0	65.1	73.2	80.0	69.5	73.5
20.0	65.1	73.2	90.0	78.4	75.2
30.0	65.1	73.2	100.0	100.0	79.5
40.0	65.1	73.2			

表 15-13 醋 酸 乙 酯 - 乙 醇

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	78.3	54.0	54.0	71.8
5.0	10.2	76.6	60.0	57.0	71.9
10.0	18.7	75.5	70.0	64.4	72.2
20.0	30.5	73.9	80.0	72.6	73.0
30.0	38.9	72.8	90.0	83.7	74.7
40.0	45.7	72.1	95.0	91.4	76.9
50.0	51.6	71.8	100.0	100.0	77.1

表 15-14 吡 啉 - 苯 胺

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	183.6	60.0	97.2	132.4
10.0	39.0	173.2	70.0	98.3	126.6
20.0	66.8	163.6	80.0	98.8	122.0
30.0	83.0	154.3	90.0	99.3	117.8
40.0	92.0	145.5	100.0	100.0	115.4
50.0	95.5	133.7			

表 15-15 异丙醚-丙醇-[2]

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	82.3	50.0	66.2	67.3
5.0	18.7	77.8	60.0	70.2	66.6
10.0	30.6	75.4	70.0	74.3	66.3
15.0	39.6	73.5	78.2	78.2	66.2
20.0	46.6	71.8	80.0	78.1	66.2
25.0	51.9	70.6	85.0	81.9	66.3
30.0	55.6	69.6	90.0	85.3	66.6
35.0	58.7	68.9	95.0	90.2	67.0
40.0	61.5	68.3	100.0	100.0	63.5

表 15-16 甲 苯 - 醋 酸

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	118.1	62.7	62.7	100.5
5.0	15.5	111.3	70.0	66.6	100.6
10.0	25.5	108.9	80.0	71.8	100.9
20.0	37.2	105.6	85.0	75.8	101.4
30.0	46.0	103.3	90.0	81.0	102.6
40.0	54.1	101.7	95.0	88.5	104.9
50.0	57.0	100.8	100.0	100.0	110.8
60.0	61.5	100.6			

表 15-17 甲基环己烷-甲苯

x	y	[°C]	x	y	[°C]
0	0	110.6	55.0	60.4	103.15
5.0	7.5	109.55	60.0	65.0	102.75
10.0	14.3	108.55	65.0	69.4	102.45
15.0	21.0	107.65	70.0	73.7	102.15
20.0	27.0	106.9	75.0	77.8	101.90
25.0	32.6	106.2	80.0	81.8	101.65
30.0	37.8	105.6	85.0	86.0	101.40
35.0	42.4	105.0	90.0	90.6	101.20
40.0	47.0	104.5	95.0	95.4	101.00
45.0	51.5	104.0	100.0	100.0	100.85
50.0	56.0	103.55			

§ 15-3 萃取用的液-液平衡值(数字为wt%)

表 15-18 水-醋酸-硝基甲烷系(27°C) (溶解度)

醋 酸	硝基甲烷	水	醋 酸	硝基甲烷	水
0	9.6	90.4	23.8	51.6	24.6
5.4	12.6	82.0	22.7*	54.3	23.0
11.7	14.3	74.0	20.8	60.0	19.15
19.4	18.2	62.5	18.05	66.0	15.95
22.3	21.7	56.0	12.88	77.1	10.02
24.6	25.4	50.0	9.90	83.2	7.90
25.9	37.8	36.3	7.00	86.9	6.10
25.5	44.2	30.3	3.66	93.0	3.34
			0	98.1	1.89

*临界点

连接线数据(醋酸的重量%)

硝基甲烷相	2.75	5.01	6.50	7.43	11.90
水 相	6.74	11.40	14.15	16.30	20.60

表 15-19 水-双丙酮醇-乙苯系(25℃) (溶解度)

醇	乙 苯	水	醇	乙 苯	水
16.2	83.6	0.1	67.6	12.8	19.6
24.4	75.1	0.5	67.6	10.4	22.0
36.3	61.5	2.1	54.7	4.8	30.5
43.2	53.5	3.4	51.8	1.4	45.8
51.9	42.1	6.0	44.0	0.7	55.3
58.0	32.9	9.1	29.1	0.1	70.9
61.4	27.7	11.0	20.2	0.05	79.8
66.1	18.6	15.4	9.1	0.05	90.1

连接线数据(双丙酮醇的重量%)

乙 苯 相	5.6	7.4	11.2	14.6	23.5	29.2	37.6	51.2	57.3
水 相	16.7	23.2	33.6	38.9	55.2	62.6	67.3	64.2	57.3

表 15-20 水-丙酮-醋酸乙酯系(30℃) (2相的平衡值)

丙 酮	醋 酸 乙 酯	水	丙 酮	醋 酸 乙 酯	水
0	96.5	3.5	0	7.4	92.6
4.8	91.0	4.2	3.2	8.3	88.5
9.4	85.6	5.0	6.0	8.0	80.0
13.5	80.5	6.0	9.5	8.3	82.2
16.6	77.2	6.2	12.8	9.2	78.0
20.0	73.0	7.0	14.8	9.8	75.4
22.4	70.0	7.6	17.5	10.2	72.3
26.0	65.0	9.0	19.8	12.2	68.0
27.8	62.0	10.2	21.2	11.8	67.0
32.6	51.0	13.4	26.4	15.0	58.6

表 15-21 水-丙酮-甲基异丁基酮系(25℃) (溶解度)

组 成 数 据			萃 分 配 数 据	
MIK	丙 酮	水	水 相	MiK 相
98.0	0	2.0	2.5	4.5
93.2	4.6	2.33	5.5	10.0
77.3	18.95	3.85	7.5	13.5
71.0	24.4	4.68	10.0	17.5
65.5	28.9	5.53	12.5	21.3
54.7	37.6	7.82	15.5	25.5
46.2	43.2	10.7	17.5	28.2
12.4	42.7	45.0	20.0	31.2
5.01	30.9	64.2	22.5	34.0
3.23	20.9	75.8	25.0	36.5
2.12	3.73	94.2	26.0	37.5
2.23	0	97.8		

表 15-22 水-醋酸-苯系(25℃) (2相的平衡值)

萃 相			水 相		
醋 酸	苯	水	醋 酸	苯	水
0.15	99.85	0.001	4.56	0.04	95.4
1.4	98.56	0.04	17.7	0.20	82.1
3.27	96.82	0.11	29.0	0.40	70.6
13.3	86.4	0.4	56.9	3.3	39.8
15.0	84.5	0.5	59.2	4.0	36.8
19.9	79.4	0.7	63.9	6.5	29.6
22.8	76.85	0.85	64.8	7.7	27.5
31.0	67.1	1.9	65.8	18.1	16.1
35.3	62.2	2.5	64.5	21.1	14.4
37.8	59.2	3.0	63.4	23.4	13.2
44.7	50.7	4.6	59.3	30.0	10.7
52.3	40.5	7.2	52.3	40.5	7.2

表 15-23 廿二烷-二苯基己烷-糠醛系(45℃) (溶解度)

糠 醛 (A)	二 苯 基 己 烷 (B)	廿 二 烷 (C)
4.0	0	96.0
5.0	11.0	84.0
7.0	26.0	67.0
10.0	37.5	52.5
20.0	47.4	32.6
30.0	48.7	21.3
40.0	46.8	13.2
50.0	42.3	7.7
60.0	35.6	4.4
70.0	27.4	2.6
80.0	18.5	1.5
90.0	9.0	1.0
99.3	0	0.7

连 接 线 数 据

糠 醛 相			廿 二 烷 相		
A	B	C	A	B	C
89.1	9.8	1.1	4.8	10.0	85.2
73.6	24.2	2.2	6.5	24.5	69.0
52.3	40.9	6.8	13.3	42.6	43.9

表 15-24 水-醋酸-异丙醚系(20℃) (溶解度)

水	IPE	醋 酸	水	IPE	醋 酸
98.8	1.2	0	29.2	27.2	43.6
59.8	4.1	36.1	16.3	47.4	36.3
49.6	7.8	42.6	9.9	60.8	29.3
43.3	11.8	44.9	4.8	80.8	14.4
34.6	19.4	48.0	0.6	99.4	0

连接线数据(醋酸的重量%)

水 相	0.69	1.41	2.89	6.42	13.3	25.5	36.7	44.3	46.4
醚 相	0.18	0.37	0.76	1.93	4.82	11.4	21.6	31.1	36.2

表 15-25 水-醋酸-甲基异丁基酮系(25℃) (溶解度)

水	MIBK	醋 酸	水	MIBK	醋 酸
98.45	1.55	0	29.1	37.6	33.3
76.8	3.7	19.5	19.2	51.6	29.2
57.5	10.5	32.0	12.0	66.4	21.6
48.4	17.4	34.2	6.5	81.6	11.9
39.6	26.0	34.4	2.12	97.9	0

连接线数据(醋酸的重量%)

水 相	2.85	11.7	20.5	27.2	32.8	34.6
酮 相	1.87	8.9	17.3	24.6	30.8	33.6

表 15-26 水-丙酸-甲苯系(常温) (溶解度)

丙 酸	水	甲 苯	丙 酸	水	甲 苯
16.3	83.5	0.2	59.1	23.8	17.1
24.7	74.9	0.4	58.5	21.5	20.0
32.1	67.0	0.9	56.8	13.7	29.5
39.0	59.4	1.6	54.9	10.7	34.4
44.5	53.0	2.5	53.0	7.4	39.6
49.4	46.6	4.0	49.1	4.6	46.3
53.0	40.9	6.1	46.2	3.6	50.2
56.5	35.0	8.5	41.2	2.6	56.2
57.4	32.6	10.0	32.7	1.5	65.8
58.4	29.1	12.5	26.6	0.9	72.5
58.8	26.8	14.4	20.0	0.5	79.5

连接线数据(丙酸的重量%)

水 相	6.8	12.6	16.8	22.1	28.1	32.0	43.9	54.0	58.7
甲 苯 相	3.5	9.6	14.3	20.7	26.0	29.7	37.3	45.6	51.0

表 15-27 水-醋酸-丁醇-(1)系 (27℃) (溶解度)

醋 酸	丁 醇	水	醋 酸	丁 醇	水
0	7.30	92.7	15.1	30.9	54.0
3.0	7.0	90.0	14.15	49.35	36.5
5.46	8.04	86.5	12.14	56.16	31.7
12.75	14.25	73.0	6.02	69.82	24.16
13.10	15.20	71.7	0	79.5	20.5
14.9*	27.5	57.6			

* 临界点

连接线数据(醋酸的重量%)

丁醇相	1.42	2.50	3.68	4.90	6.04	8.49	10.70	15.0
水 相	0.88	1.82	2.63	3.64	4.37	6.35	8.20	12.0

表 15-28 水-醋酸-醋酸乙酯系(30℃) (溶解度)

醋 酸(A)	醋酸乙酯(B)	水(C)	醋 酸(A)	醋酸乙酯(B)	水(C)
4.9	88.7	6.4	22.0	43.6	34.4
4.9	89.0	6.1	22.5*	38.3	39.2
13.0	73.0	14.0	21.8	29.3	48.9
14.8	69.7	15.5	21.8	28.6	49.6
19.3	58.3	22.4	9.3	10.4	80.3
20.8	53.0	26.2	5.8	8.3	85.9
21.7	47.2	31.1			

* 临界点

连 接 线 数 据

酯 相			水 相		
A	B	C	A	B	C
0	96.5	3.5	0	7.1	92.9
3.9	90.1	6.0	4.3	8.0	87.7
4.9	89.1	6.0	5.2	8.0	86.8
9.6	80.4	19.0	9.6	19.0	80.4
20.0	55.0	25.0	19.8	23.0	57.2

表 15-29

水-醋酸-环己醇系(27℃)

(溶解度)

醋 酸	环 己 醇	水	醋 酸	环 己 醇	水
0	3.60	96.4	24.10	39.00	36.90
2.83	3.97	93.2	25.4*	30.70	43.8
6.79	5.01	88.2	23.80	41.00	35.2
13.02	5.53	81.4	16.5	58.50	25.0
14.30	7.00	78.7	7.72	75.50	16.78
20.75	12.00	67.25	3.75	82.30	13.95
23.40	19.70	56.90	0	86.0	14.0

* 临界点

连接线数据(醋酸的重量%)

环己醇相	2.81	10.40	11.40	13.10	20.50	23.2
水相	2.12	8.35	9.65	11.30	20.1	22.8

表 15-30

水-醋酸-糠醛系(27℃)

(溶解度)

醋 酸	糠 醛	水	醋 酸	糠 醛	水
0	8.50	91.5	17.0	42.5	40.4
5.15	10.05	84.8	14.20	62.40	23.4
10.44	14.38	75.2	11.20	72.00	16.8
15.65	26.00	58.3	7.85	78.00	14.15
17.00	31.50	51.5	5.00	85.80	9.20
16.55	42.60	40.8	0	94.50	5.50

连接线数据(醋酸的重量%)

糠醛相	1.85	3.48	5.72	7.72	8.90	11.00	11.80
水相	2.33	4.18	6.50	8.50	10.50	12.25	12.80

表 15-31 乙苯-苯乙烯-乙二醇系(25℃)

富 碳 氢 化 合 物 相		富 溶 剂 相	
$\frac{kg \text{ 苯乙烯}}{kg \text{ 碳氢化物}}$	$\frac{kg \text{ 乙二醇}}{kg \text{ 碳氢化物}}$	$\frac{kg \text{ 苯乙烯}}{kg \text{ 碳氢化物}}$	$\frac{kg \text{ 乙二醇}}{kg \text{ 碳氢化物}}$
0	0.00675	0	8.62
0.0870	0.00817	0.1429	7.71
0.1883	0.00938	0.273	6.81
0.288	0.01010	0.386	6.04
0.384	0.01101	0.480	5.44
0.458	0.01215	0.557	5.02
0.464	0.01215	0.565	4.95
0.561	0.01410	0.655	4.46
0.573	0.01405	0.674	4.37
0.781	0.01833	0.833	3.47
1.000	0.0256	1.000	2.69

〔注〕 数字为提取溶剂后的浓度，二相的平均值

表 15-32 水-氯苯-吡啶系(25℃) (2相的平衡值)

吡 啶	氯 苯	水	吡 啶	氯 苯	水
0	99.95	0.05	0	0.08	99.92
11.05	88.28	0.67	5.02	0.16	94.82
18.95	79.90	1.15	11.05	0.24	88.71
24.10	74.28	1.62	18.90	0.38	80.72
28.60	69.15	2.25	25.50	0.58	73.92
31.55	65.58	2.87	36.10	1.85	62.05
35.05	61.00	3.95	44.95	4.18	50.87
40.60	53.00	6.40	53.20	8.90	37.90
49.0	37.8	13.2	49.0	37.8	13.2

表 15-33 甲基萘-酚-甲醇系(25℃) (2相的平衡值)

甲 醇	甲 基 萘	酚	甲 醇	甲 基 萘	酚
1.8	98.2	0	99.5	0.5	0
2.1	95.8	2.1	92.0	1.0	7.0
3.6	91.5	4.9	85.2	1.7	13.1
5.3	85.7	9.0	76.5	3.9	19.6
9.0	77.0	14.0	67.3	7.2	25.5
13.3	66.5	20.2	58.9	11.0	30.1
20.3	51.5	28.2	49.9	17.5	32.6
30	38	32	} 临 界 点 附 近		
40	27	33			

表 15-34 水-醋酸-庚醇 (25℃) (溶解度)

水	醋 酸	庚 醇	水	醋 酸	庚 醇
3.6	0	96.4	31.7	47.4	20.9
3.5	3.5	93.0	32.1	47.5	20.4
4.2	8.6	87.2	38.7	48.5	12.8
5.2	13.9	80.9	46.0	47.5	7.5
6.4	19.3	74.3	53.6	42.7	3.7
7.9	24.4	67.7	61.4	36.7	1.9
9.9	29.6	60.5	69.6	29.3	1.1
10.7	30.7	58.6	74.6	24.5	0.9
12.4	34.3	53.3	79.7	19.6	0.7
13.1	34.7	52.2	84.5	14.9	0.6
19.3	41.4	39.3	89.2	10.3	0.5
23.9	44.0	32.1	92.4	7.1	0.5
27.5	45.8	26.7	94.2	5.4	0.4
29.4	46.5	24.1	99.4	0	0.6

平衡数据(连接线)(各相中醋酸的重量%)

抽残相	6.4	13.7	19.8	26.7	33.6	38.2	42.1	44.1	48.1	47.8	47.6
抽出相	5.3	10.6	14.8	19.2	23.7	26.3	30.5	32.6	37.9	41.1	44.9

§ 15-4 全回流时的 N_{OG} (甲醇-水系)表 15-35 全回流时的 N_{OG} (甲醇-水系)

甲醇的 mol %	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
2	0.000	0.007	0.014	0.021	0.028	0.035	0.043	0.050	0.057	0.064
3	0.071	0.077	0.083	0.086	0.094	0.100	0.106	0.112	0.118	0.124
4	0.129	0.134	0.139	0.144	0.149	0.154	0.159	0.163	0.168	0.173
5	0.178	0.182	0.186	0.191	0.195	0.199	0.204	0.208	0.212	0.216
6	0.221	0.224	0.228	0.232	0.236	0.240	0.243	0.247	0.251	0.255
7	0.259	0.262	0.266	0.270	0.274	0.278	0.281	0.285	0.289	0.293
8	0.297	0.300	0.303	0.307	0.310	0.313	0.317	0.320	0.323	0.327
9	0.330	0.333	0.337	0.340	0.343	0.347	0.350	0.353	0.357	0.360
10	0.363	0.366	0.369	0.372	0.375	0.378	0.381	0.384	0.387	0.390
11	0.394	0.397	0.400	0.403	0.406	0.409	0.412	0.415	0.418	0.421
12	0.424	0.427	0.429	0.432	0.435	0.438	0.441	0.444	0.446	0.449
13	0.452	0.455	0.458	0.461	0.463	0.466	0.469	0.472	0.475	0.478
14	0.480	0.483	0.486	0.489	0.491	0.494	0.497	0.500	0.502	0.505
15	0.508	0.511	0.513	0.516	0.519	0.521	0.524	0.527	0.530	0.532
16	0.535	0.538	0.540	0.543	0.546	0.548	0.551	0.554	0.556	0.559
17	0.562	0.564	0.567	0.570	0.572	0.575	0.578	0.580	0.583	0.586
18	0.588	0.591	0.593	0.596	0.599	0.601	0.604	0.607	0.609	0.612
19	0.615	0.617	0.620	0.623	0.625	0.628	0.630	0.633	0.636	0.638
20	0.641	0.644	0.646	0.649	0.651	0.654	0.657	0.659	0.662	0.665
21	0.667	0.670	0.673	0.675	0.678	0.680	0.683	0.686	0.688	0.691
22	0.694	0.696	0.699	0.701	0.704	0.707	0.709	0.712	0.715	0.717
23	0.720	0.722	0.725	0.728	0.730	0.733	0.736	0.738	0.741	0.743
24	0.746	0.749	0.751	0.754	0.757	0.759	0.762	0.765	0.767	0.770
25	0.772	0.775	0.778	0.780	0.783	0.786	0.788	0.791	0.794	0.796
26	0.799	0.802	0.804	0.807	0.810	0.812	0.815	0.818	0.820	0.823
27	0.826	0.828	0.831	0.834	0.836	0.839	0.842	0.844	0.847	0.850
28	0.852	0.855	0.858	0.860	0.863	0.866	0.869	0.871	0.874	0.877
29	0.879	0.882	0.885	0.888	0.890	0.893	0.896	0.898	0.901	0.904

续表 15-35 (一)

甲醇的mol %	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
30	0.907	0.909	0.912	0.915	0.918	0.920	0.923	0.926	0.929	0.931
31	0.934	0.937	0.940	0.942	0.945	0.948	0.951	0.953	0.956	0.959
32	0.962	0.964	0.967	0.970	0.973	0.976	0.978	0.981	0.984	0.987
33	0.990	0.992	0.995	0.998	1.001	1.004	1.006	1.009	1.012	1.015
34	1.018	1.020	1.023	1.026	1.029	0.032	1.035	1.038	1.041	1.043
35	1.046	1.049	1.052	1.055	1.058	1.061	1.063	1.066	1.069	1.072
36	1.075	1.078	1.081	1.084	1.087	1.090	1.092	1.095	1.098	1.101
37	1.104	1.107	1.110	1.113	1.116	1.119	1.122	1.125	1.128	1.131
38	1.134	1.137	1.140	1.143	1.146	1.149	1.152	1.155	1.158	1.161
39	1.164	1.167	1.170	1.173	1.176	1.179	1.182	1.185	1.188	1.191
40	1.194	1.197	1.200	1.203	1.206	1.209	1.212	1.215	1.219	1.222
41	1.225	1.228	1.231	1.234	1.237	1.240	1.243	1.247	1.250	1.253
42	1.256	1.259	1.262	1.265	1.269	1.272	1.275	1.278	1.281	1.285
43	1.288	1.291	1.294	1.297	1.301	1.304	1.307	1.310	1.313	1.317
44	1.320	1.323	1.326	1.330	1.333	1.336	1.340	1.343	1.346	1.349
45	1.353	1.356	1.359	1.363	1.366	1.369	1.373	1.376	1.379	1.383
46	1.386	1.389	1.393	1.396	1.400	1.403	1.404	1.410	1.413	1.417
47	1.420	1.424	1.427	1.430	1.434	1.437	1.441	1.444	1.448	1.451
48	1.454	1.458	1.461	1.465	1.469	1.472	1.476	1.479	1.483	1.486
49	1.490	1.493	1.497	1.500	1.504	1.507	1.511	1.514	1.518	1.522
50	1.525	1.529	1.533	1.536	1.540	1.543	1.547	1.551	1.554	1.558
51	1.562	1.565	1.569	1.573	1.576	1.580	1.584	1.587	1.591	1.595
52	1.598	1.602	1.606	1.610	1.613	1.617	1.621	1.625	1.629	1.633
53	1.636	1.640	1.644	1.648	1.652	1.655	1.659	1.663	1.667	1.671
54	1.674	1.678	1.682	1.686	1.690	1.694	1.698	1.702	1.706	1.710
55	1.714	1.718	1.722	1.726	1.730	1.734	1.738	1.742	1.746	1.750
56	1.754	1.758	1.762	1.766	1.771	1.775	1.779	1.783	1.787	1.791
57	1.796	1.800	1.804	1.808	1.812	1.816	1.820	1.825	1.829	1.833
58	1.837	1.841	1.846	1.850	1.854	1.859	1.863	1.867	1.872	1.876
59	1.880	1.885	1.889	1.893	1.898	1.902	1.906	1.911	1.915	1.919

续表 15-35 (二)

甲醇的mol %	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
60	1.924	1.928	1.933	1.937	1.942	1.947	1.951	1.956	1.960	1.965
61	1.969	1.974	1.979	1.983	1.988	1.992	1.997	2.001	2.006	2.010
62	2.015	2.020	2.025	2.029	2.034	2.039	2.044	2.049	2.053	2.058
63	2.063	2.068	2.073	2.077	2.082	2.087	2.092	2.097	2.101	2.106
64	2.111	2.116	2.121	2.126	2.131	2.136	2.141	2.146	2.151	2.157
65	2.162	2.167	2.172	2.177	2.182	2.187	2.192	2.197	2.202	2.207
66	2.212	2.218	2.223	2.228	2.234	2.239	2.245	2.250	2.255	2.261
67	2.266	2.271	2.277	2.282	2.287	2.293	2.298	2.304	2.309	2.314
68	2.320	2.325	2.331	2.337	2.342	2.348	2.354	2.360	2.365	2.371
69	2.377	2.382	2.388	2.394	2.399	2.405	2.411	2.417	2.422	2.428
70	2.434	2.440	2.446	2.452	2.458	2.464	2.470	2.476	2.482	2.488
71	2.495	2.501	2.507	2.513	2.519	2.525	2.531	2.537	2.543	2.549
72	2.555	2.562	2.568	2.575	2.582	2.588	2.595	2.601	2.608	2.614
73	2.621	2.627	2.634	2.640	2.647	2.653	2.660	2.666	2.673	2.679
74	2.686	2.693	2.700	2.707	2.714	2.721	2.728	2.735	2.742	2.749
75	2.756	2.763	2.770	2.777	2.784	2.791	2.798	2.805	2.812	2.819
76	2.826	2.834	2.842	2.849	2.857	2.865	2.872	2.880	2.887	2.895
77	2.903	2.910	2.918	2.925	2.933	2.941	2.948	2.956	2.964	2.971
78	2.979	2.987	2.995	3.004	3.012	3.020	3.029	3.037	3.045	3.054
79	3.062	3.070	3.079	3.087	3.095	3.104	3.112	3.120	3.128	3.137
80	3.145	3.154	3.163	3.173	3.182	3.191	3.200	3.209	3.218	3.228
81	3.237	3.246	3.255	3.264	3.273	3.282	3.292	3.301	3.310	3.319
82	3.328	3.338	3.349	3.359	3.369	3.379	3.390	3.400	3.410	3.420
83	3.431	3.441	3.451	3.461	3.472	3.482	3.492	3.502	3.513	3.523
84	3.533	3.545	3.556	3.568	3.579	3.591	3.603	3.614	3.626	3.638
85	3.649	3.661	3.672	3.684	3.696	3.707	3.719	3.730	3.742	3.754
86	3.765	3.779	3.792	3.805	3.819	3.832	3.846	3.859	3.873	3.886
87	3.899	3.913	3.926	3.940	3.953	3.967	3.980	3.993	4.007	4.020
88	4.034	4.049	4.065	4.081	4.097	4.113	4.129	4.145	4.161	4.176
89	4.192	4.208	4.224	4.240	4.256	4.272	4.287	4.303	4.319	4.335

续表 15-35 (三)

甲醇的mol %	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
90	4.351	4.370	4.390	4.409	4.429	4.448	4.468	4.487	4.507	4.526
91	4.546	4.565	4.585	4.604	4.624	4.643	4.663	4.682	4.702	4.721
92	4.741	4.766	4.791	4.816	4.841	4.867	4.892	4.917	4.942	4.967
93	4.992	5.017	5.043	5.068	5.093	5.118	5.143	5.168	5.194	5.219
94	5.244	5.275	5.307	5.338	5.370	5.401	5.433	5.465	5.496	5.528
95	5.559	5.598	5.637	5.676	5.715	5.754	5.793	5.832	5.871	5.910
96	5.949	6.016	6.083	6.150	6.218	6.285	6.352	6.419	6.486	6.554
97	6.621	6.688	6.755	6.822	6.890	6.957	7.024	7.091	7.158	7.226
98	7.293	7.422	7.550	7.679	7.808	7.937	8.065	8.194	8.323	8.452
99	8.581	—	—	—	—	—	—	—	—	—

(1967, 冈田功)

$$〔注〕 \text{基础式 } N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y^* - y} = \int_{y_0}^{y_b} \frac{dy}{y^* - y} - \int_{y_0}^{y_a} \frac{dy}{y^* - y}$$

式中： y^* —在气液平衡时，气相中的甲醇浓度(分子分数)， y —在全回流时，气相中的甲醇浓度(分子分数)

使用例：甲醇浓度自 $y_a = 0.238$ (23.8mol%)至 $y_b = 0.925$ (92.5mol%)的总传质单元数，按速算表可知，至92.5%的积分值为4.867，至23.8%的积分值为0.741，故得 $N_{OG} = 4.867 - 0.741 = 4.126$ 。

另外，本表对于同塔简单蒸馏(微分蒸馏)的实验数据处理也照样能用。因为在全回流精馏时，操作线为 $y = x$ ，故如将上述基础式的 y 换谈成 x ，即与简单蒸馏的基础式(Rayleigh式)的积分项一致，即

$$2.3 \log \frac{F}{W} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y^* - x} = \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{y^* - x} - \int_{x_0}^{x_2} \frac{dx}{y^* - x}$$

因而与 N_{OG} 的情况完全相同，由本表立即可求得上式的积分值。本速算表的数据在小数点后第4位作四舍五入处理，故精确度大体上为 $\pm 1\%$ 。

§ 15-5 甲醇水溶液的浓度换算

表 15-36 甲醇水溶液的浓度换算表(wt%→mol%)

〔标定基准：甲醇 = 32.042，水 = 18.015〕
容许误差：末尾的数字在±1以内

wt%	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	—	0.0562	0.1125	0.1688	0.2250	0.2817	0.3382	0.3948	0.4514	0.5080
1	0.5647	0.6214	0.6782	0.7351	0.7920	0.8489	0.9059	0.9630	1.020	1.077
2	1.134	1.192	1.249	1.306	1.364	1.421	1.479	1.536	1.594	1.651
3	1.709	1.767	1.825	1.883	1.940	1.998	2.056	2.115	2.173	2.231
4	2.289	2.347	2.406	2.464	2.522	2.581	2.639	2.698	2.757	2.815
5	2.874	2.933	2.992	3.051	3.110	3.169	3.228	3.287	3.346	3.405
6	3.464	3.524	3.583	3.643	3.702	3.762	3.821	3.881	3.941	4.000
7	4.060	4.120	4.180	4.240	4.300	4.360	4.420	4.480	4.540	4.601
8	4.661	4.721	4.782	4.842	4.903	4.964	5.024	5.085	5.146	5.207
9	5.268	5.329	5.390	5.451	5.512	5.573	5.634	5.695	5.757	5.818
10	5.833	5.941	6.003	6.064	6.126	6.188	6.250	6.311	6.373	6.435
11	6.497	6.560	6.622	6.684	6.746	6.808	6.871	6.933	6.996	7.058
12	7.121	7.183	7.246	7.309	7.372	7.435	7.498	7.561	7.624	7.687
13	7.750	7.813	7.876	7.940	8.003	8.067	8.130	8.194	8.258	8.321
14	8.385	8.449	8.513	8.577	8.641	8.705	8.769	8.833	8.898	8.962
15	9.026	9.091	9.155	9.220	9.284	9.349	9.414	9.478	9.543	9.608
16	9.673	9.738	9.803	9.869	9.934	9.999	10.06	10.13	10.20	10.26
17	10.33	10.39	10.46	10.52	10.59	10.66	10.72	10.79	10.85	10.92
18	10.99	11.05	11.12	11.18	11.25	11.32	11.38	11.45	11.52	11.58
19	11.66	11.72	11.79	11.85	11.92	11.99	12.05	12.12	12.19	12.26
20	12.32	12.39	12.46	12.53	12.59	12.66	12.73	12.80	12.87	12.93
21	13.00	13.07	13.14	13.21	13.28	13.34	13.41	13.48	13.55	13.62
22	13.69	13.76	13.83	13.89	13.96	14.03	14.10	14.17	14.24	14.31
23	14.38	14.45	14.52	14.59	14.66	14.73	14.80	14.87	14.94	15.01
24	15.08	15.15	15.22	15.29	15.36	15.43	15.50	15.57	15.64	15.71

续表 15-36 (一)

wt%	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
25	15.78	15.85	15.93	16.00	16.07	16.14	16.21	16.28	16.35	16.42
26	16.50	16.57	16.64	16.71	16.78	16.85	16.93	17.00	17.07	17.14
27	17.22	17.29	17.36	17.43	17.50	17.58	17.65	17.72	17.80	17.87
28	17.94	18.01	18.09	18.16	18.23	18.31	18.38	18.45	18.53	18.60
29	18.68	18.75	18.82	18.90	18.97	19.05	19.12	19.19	19.27	19.34
30	19.42	19.49	19.57	19.64	19.72	19.79	19.87	19.94	20.02	20.09
31	20.17	20.24	20.32	20.39	20.47	20.54	20.62	20.69	20.77	20.85
32	20.92	21.00	21.07	21.15	21.23	21.30	21.38	21.46	21.53	21.61
33	21.69	21.76	21.84	21.92	21.99	22.07	22.15	22.23	22.30	22.38
34	22.46	22.54	22.61	22.69	22.77	22.85	22.93	23.00	23.08	23.16
35	23.24	23.32	23.40	23.47	23.55	23.63	23.71	23.79	23.87	23.95
36	24.03	24.11	24.19	24.26	24.34	24.42	24.50	24.58	24.66	24.74
37	24.82	24.90	24.98	25.06	25.14	25.22	25.31	25.39	25.47	25.55
38	25.63	25.71	25.79	25.87	25.95	26.03	26.12	26.20	26.28	26.36
39	26.44	26.52	26.61	26.69	26.77	26.85	26.93	27.02	27.10	27.18
40	27.26	27.35	27.43	27.51	27.59	27.68	27.76	27.84	27.93	28.01
41	28.09	28.18	28.26	28.34	28.43	28.51	28.60	28.68	28.76	28.85
42	28.93	29.02	29.10	29.19	29.27	29.36	29.44	29.53	29.61	29.70
43	29.78	29.87	29.95	30.04	30.12	30.21	30.30	30.38	30.47	30.55
44	30.64	30.73	30.81	30.90	30.99	31.07	31.16	31.25	31.33	31.42
45	31.51	31.59	31.68	31.77	31.86	31.94	32.03	32.12	32.21	32.30
46	32.38	32.47	32.56	32.65	32.74	32.83	32.91	33.00	33.09	33.18
47	33.27	33.36	33.45	33.54	33.63	33.72	33.81	33.90	33.99	34.08
48	34.17	34.26	34.35	34.44	34.53	34.62	34.71	34.80	34.89	34.98
49	35.07	35.16	35.26	35.35	35.44	35.53	35.62	35.71	35.80	35.90
50	35.99	36.08	36.17	36.27	36.36	36.45	36.54	36.64	36.73	36.82
51	36.92	37.01	37.10	37.20	37.29	37.38	37.48	37.57	37.66	37.76
52	37.85	37.95	38.04	38.14	38.23	38.33	38.42	38.52	38.61	38.71
53	38.80	38.90	38.99	39.09	39.18	39.28	39.37	39.47	39.57	39.66
54	39.76	39.86	39.95	40.05	40.15	40.24	40.34	40.44	40.53	40.63

续表 15-36 (二)

wt%	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
55	40.73	40.83	40.92	41.02	41.12	41.22	41.32	41.41	41.51	41.61
56	41.71	41.81	41.91	42.01	42.11	42.20	42.30	42.40	42.50	42.60
57	42.70	42.80	42.90	43.00	43.10	43.20	43.30	43.40	43.51	43.61
58	43.71	43.81	43.91	44.01	44.11	44.21	44.31	44.42	44.52	44.62
59	44.72	44.82	44.93	45.03	45.13	45.24	45.34	45.44	45.54	45.65
60	45.75	45.85	45.96	46.06	46.17	46.27	46.37	46.48	46.58	46.69
61	46.79	46.90	47.00	47.11	47.21	47.32	47.42	47.53	47.63	47.74
62	47.84	47.95	48.06	48.16	48.27	48.38	48.48	48.59	48.70	48.80
63	48.91	49.02	49.12	49.23	49.34	49.45	49.55	49.66	49.77	49.88
64	49.99	50.10	50.21	50.31	50.42	50.53	50.64	50.75	50.86	50.97
65	51.08	51.19	51.30	51.41	51.52	51.63	51.74	51.85	51.96	52.07
66	52.18	52.30	52.41	52.52	52.63	52.74	52.85	52.97	53.08	53.19
67	53.30	53.42	53.53	53.64	53.76	53.87	53.98	54.10	54.21	54.32
68	54.44	54.55	54.66	54.78	54.89	55.01	55.12	55.24	55.35	55.47
69	55.58	55.70	55.81	55.93	56.05	56.16	56.28	56.39	56.51	56.63
70	56.74	56.86	56.98	57.10	57.21	57.33	57.45	57.57	57.69	57.80
71	57.92	58.04	58.16	58.28	58.40	58.52	58.63	58.75	58.87	58.99
72	59.11	59.23	59.35	59.47	59.59	59.71	59.83	59.96	60.08	60.20
73	60.32	60.44	60.56	60.68	60.81	60.93	61.05	61.17	61.30	61.42
74	61.54	61.66	61.79	61.91	62.03	62.16	62.28	62.41	62.53	62.66
75	62.78	62.90	63.03	63.15	63.28	63.40	63.53	63.66	63.78	63.91
76	64.09	64.16	64.29	64.41	64.54	64.67	64.79	64.92	65.05	65.18
77	65.30	65.43	65.56	65.69	65.82	65.95	66.08	66.20	66.33	66.46
78	66.59	66.72	66.85	66.98	67.11	67.24	67.37	67.50	67.64	67.77
79	67.90	68.03	68.16	68.29	68.42	68.56	68.69	68.82	68.95	69.09
80	69.22	69.35	69.49	69.62	69.75	69.89	70.02	70.16	70.29	70.43
81	70.56	70.70	70.83	70.97	71.10	71.24	71.37	71.51	71.65	71.78
82	71.92	72.06	72.19	72.33	72.47	72.61	72.74	72.88	73.02	73.16
83	73.30	73.44	73.58	73.71	73.85	73.99	74.13	74.27	74.41	74.55
84	74.69	74.84	74.98	75.12	75.26	75.40	75.54	75.68	75.83	75.97

续表 15-36 (三)

wt%	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
85	76.11	76.25	76.40	76.54	76.68	76.83	76.97	77.11	77.26	77.40
86	77.55	77.69	77.84	77.98	78.13	78.27	78.42	78.56	78.71	78.86
87	79.00	79.15	79.30	79.44	79.59	79.74	79.89	80.04	80.18	80.33
88	80.48	80.63	80.78	80.93	81.08	81.23	81.38	81.53	81.68	81.83
89	81.98	82.13	82.28	82.43	82.58	82.74	82.89	83.04	83.19	83.35
90	83.50	83.65	83.81	83.96	84.11	84.27	84.42	84.58	84.73	84.89
91	85.04	85.20	85.35	85.51	85.66	85.82	85.98	86.13	86.29	86.45
92	86.61	86.76	86.92	87.08	87.24	87.40	87.55	87.71	87.87	88.03
93	88.19	88.35	88.51	88.67	88.84	89.00	89.16	89.32	89.48	89.64
94	89.80	89.97	90.13	90.29	90.45	90.62	90.78	90.95	91.11	91.28
95	91.44	91.61	91.77	91.94	92.10	92.27	92.43	92.60	92.77	92.93
96	93.10	93.27	93.44	93.60	93.77	93.94	94.11	94.28	94.45	94.62
97	94.79	94.96	95.13	95.30	95.47	95.64	95.81	95.98	96.15	96.33
98	96.50	96.67	96.84	97.02	97.19	97.36	97.54	97.71	97.89	98.06
99	98.23	98.41	98.59	98.76	98.94	99.11	99.29	99.47	99.65	99.82

(1970网出功)

§ 15-6 水的蒸气压、空气的饱和湿度、饱和焓

表 15-37 水的蒸气压、空气的饱和湿度、饱和焓

温 度 $t(^{\circ}\text{C})$	饱和水蒸气压 $p_s(\text{mmHg})$	饱和湿度 $H_s(\text{kgH}_2\text{O}/\text{kg干空气})$	饱和焓 $i_s[\text{kcal}/\text{kg干空气}]$
0	4.58	0.00376 ₅	2.26
1	4.93	405 ₅	2.66
2	5.29	435	3.08
3	5.68	468	3.52
4	6.10	502 ₅	3.97
5	6.54	539	4.43
6	7.01	578	4.91
7	7.51	620	5.40
8	8.04	664	5.91
9	8.61	712	6.44

续表 15-37 (一)

温 度 t [°C]	饱和水蒸气压 p_s (mmHg)	饱和湿度 H_s (kgH ₂ O/kg干空气)	饱和焓 i_s (kcal/kg干空气)
10	9.20	0.00761	6.98
11	9.84	815	7.54
12	10.5	870	8.12
13	11.2	929	8.72
14	12.0	996	9.37
15	12.8	0.0106	10.02
16	13.6	113	10.68
17	14.5	121	11.38
18	15.5	129	12.14
19	16.5	138	12.91
20	17.5	0.0146	13.67
21	18.6	156	14.49
22	19.8	166	15.36
23	21.1	177	16.29
24	22.4	189	17.22
25	23.8	201	18.21
26	25.2	215	19.20
27	26.7	228	20.25
28	28.3	240	21.36
29	30.0	255	22.53
30	31.8	0.0271	23.76
31	33.7	288	25.04
32	35.7	306	26.39
33	37.7	324	27.75
34	39.9	344	29.23
35	42.2	365	30.77
36	44.6	387	32.38
37	47.1	410	34.06
38	49.7	434 ₅	35.80
39	52.4	460	37.62

续表 15-37 (二)

温 度 (°C)	饱和水蒸气压 p_s (mmHg)	饱和 湿 度 H_s (kgH ₂ O/kg干空气)	饱和 焓 i_s (kcal/kg干空气)
40	55.3	0.0487	39.57
41	58.3	516	41.59
42	61.5	547	43.76
43	64.8	579	46.00
44	68.3	613	48.38
45	71.9	649	50.85
46	75.7	687	53.47
47	79.6	726 ₅	56.19
48	83.7	769	59.06
49	88.0	813	62.10
50	92.5	0.0861	65.31
51	97.2	911	68.70
52	102.1	964	72.27
53	107.2	0.1020	76.03
54	112.5	1079	80.00
55	118.1	1143	84.24
56	123.9	1210	88.70
57	129.9	1280	93.39
58	136.1	1353	98.33
59	142.7	1436	103.7
60	149.4	0.1519	109.2
61	156.5	1610	115.2
62	163.8	1706	121.5
63	171.5	1810	128.3
64	179.4	1919	135.4
65	187.6	2035	143.1
66	196.2	2161	151.3
67	205.0	2294	159.9
68	214.3	2439	169.4
69	223.8	2592	179.3

续表 15-37 (三)

温 度 $t(^{\circ}\text{C})$	饱 和 水 蒸 气 压 $p_s(\text{mmHg})$	饱 和 湿 度 $H_s(\text{kgH}_2\text{O}/\text{kg干空气})$	饱 和 焓 $i_s(\text{kcal}/\text{kg干空气})$
70	233.8	0.2759	341.4
71	244.1	2938	201.8
72	254.7	3130	214.3
73	265.8	3340	227.9
74	277.3	3527	242.6
75	289.2	3815	258.6
76	301.5	4084	276.0
77	314.2	4377	294.9
78	327.4	4700	315.8
79	341.1	5057	338.8
80	355.3	0.5452	364.3
81	369.9	5888	392.4
82	385.0	6376	423.8
83	400.7	6926	459.2
84	416.9	7546	499.2
85	433.6	8250	544.5
86	450.9	9059	596.5
87	468.7	9992	656.5
88	487.2	1.109	727.1
89	506.2	1.239	810.4
90	525.9	1.395	910.9
91	546.2	1.586	1034
92	567.1	1.826	1188
93	588.7	2.134	1386
94	611.0	2.547	1651
95	634.0	3.125	2022
96	657.7	3.992	2579
97	682.1	5.438	3507
98	707.3	8.335	5367
99	733.3	17.06	10970

§ 15-7 填充物的特性(概略值)

表 15-38 填料的特性(概略值)

种类	材质	公称尺寸 d_p (in)	壁 厚 (in)	填充个数 [个/ m^3]	填充密度 (kg/m^3)	比表面积 a_t (m^2/m^3)	空隙率 ϵ (%)
拉 西 环	磁	mm	mm				
		$1/4$ (6.35)	$1/32$ (0.794)	3,110,000	737	787	0.73
		$3/8$ (9.53)	$1/16$ (1.587)	848,000	817	440	0.68
		$1/2$ (12.7)	$3/32$ (2.381)	371,000	801	400	0.64
		$3/4$ (19.1)	$3/32$	111,000	705	262	0.73
		1 (25.4)	$1/8$ (3.175)	47,700	641	190	0.73
		$1 1/2$ (38.1)	$1/4$ (6.350)	13,200	673	115	0.68
	制	2 (50.8)	$1/4$	5,720	593	91.9	0.74
		3 (76.2)	$3/8$ (9.525)	1,700	641	62.3	0.74
		石 墨	$1/4$	$1/16$	3,000,000	737	696
	$1/2$		$1/16$	374,000	433	374	0.74
	$3/4$		$1/8$	211,000	545	246	0.67
	1		$1/8$	46,800	433	187	0.74
	$1 1/2$		$1/4$	13,800	545	123	0.67
2	$1/4$		5,860	433	93.5	0.74	
3	$5/16$		1,730	529	62.3	0.78	
钢	炭	$1/4$	$1/32$	3,110,000	2,400	774	0.69
		$1/2$	$1/32$	417,000	1,230	420	0.84
		$1/2$	$1/16$	338,000	2,110	387	0.73
		$3/4$	$1/32$	129,000	881	274	0.88
		$3/4$	$1/16$	113,000	1,600	236	0.78
	1	$1/32$	50,900	640	206	0.92	
		1	$1/16$	47,500	1,170	186	0.85
		$1 1/2$	$1/16$	14,800	801	135	0.90
		2	$1/16$	6,360	601	103	0.92
		3	$1/16$	1,870	401	67.6	0.95

续表 15-38

种类	材质	公称尺寸 d_p (in)	壁厚 (in)	填充个数 〔个/ m^3 〕	填充密度 (kg/m^3)	比表面积 a_t (m^2/m^3)	空隙率 ϵ (%)
0	磁制	1	1/8	45,900	801	220	0.66
		1 1/2	1/4	12,400	929	131	0.60
		2	3/8	5,300	785	105	0.68
环	炭	1/4	1/32	2,890,000	3,120	1,010	0.60
		3/8	1/32	887,000	1,830	712	0.76
		1/2	1/32	387,000	1,600	546	0.81
		3/4	1/32	112,000	1,140	356	0.85
	钢	1	1/16	44,200	1,520	242	0.80
		1 1/2	1/16	13,800	1,040	176	0.87
		2	1/16	5,900	785	134	0.90
鲍	磁制	2	1/4	5,790	609	95.1	0.74
		3	3/8	1,730	641	65.6	0.74
尔	炭	5/8	0.4 mm	234,000	465	351	0.902
		1	0.8 mm	50,900	513	207	0.938
	钢	1 1/2	0.8 mm	13,300	376	123	0.953
		2	1.6 mm	6,360	352	102	0.964
环	聚丙烯	5/8		234,000	72.1	361	0.88
		1		50,900	72.1	207	0.90
		1 1/2		13,300	67.3	123	0.905
		2		6,360	67.3	102	0.91
弧 鞍 形	磁制	1/4		3,990,000	897	899	0.60
		1/2		572,000	865	466	0.63
		3/4		170,000	769	269	0.66
		1		77,700	721	249	0.69
		1 1/2		20,500	609	144	0.75
		2		8,830	641	105	0.72
矩 鞍 形	磁制	1/2		4,150,000	673	984	0.75
		1		731,000	545	623	0.78
		3/4		230,000	561	335	0.77
		1		84,200	545	256	0.775
		1 1/2		25,000	481	195	0.81
		2		9,360	529	118	0.79
花篮状	聚乙烯	1		39,700	160	249	0.83

§ 15-8 单位换算表

表 15-39 单位换算表
 (下表中的 0.0398……即表示为 0.00098……, 其它以此类推)

长度[L]的换算

[cm]	[m]	[km]	[in]	[ft]	[尺]	其它
1	0.01	0.00001	0.39370	0.032808	0.033000	1里 = 36町 = 2160间 = 12960尺
100	1	0.001	39.370	3.2808	3.3000	= 129600寸
100000	1000	1	39370	3280.8	3300.0	1mile = 80chain = 1760yard
0.540	0.02540	0.00002540	1	0.083333	0.083820	= 5280ft
30.480	0.30480	0.00030480	12	1	1.0058	1μ = 10 ⁻⁴ cm, 1mμ = 10 ⁻⁷ cm
30.303	0.30303	0.00030303	11.9303	0.95419	1	1A° = 10 ⁻⁸ cm 1mile = 10 ³ in

面积[L²]的换算

[cm ²]	[m ²]	[in ²]	[ft ²]	[尺 ²]	其它
1	0.0001	0.15500	0.0010764	0.0010890	1acre = 4046.849m ² = 1224.2坪 = 4.0806段
10000	1	1550.0	10.764	10.890	
6.4516	0.0064516	1	0.0069444	0.0070258	1are = 100m ² = 30.25坪 = 1.0083南
929.03	0.092903	144.00	1	1.0117	
918.27	0.091827	142.33	0.98842	1	1hectare = 100are = 10.083段

体积[L]的换算

(dm³)或(L)	(m³)或(kl)	(ft³)	gal(英)	gal(美)	gal(美)	[石]	[尺³]	其 它
1	0.001	0.035317	0.21995	0.26419	0.0955435	0.035927	1in³ = 16.386cm³, 1ft³ = 1728in³	
1000	1	35.317	219.95	264.19	5.5435	35.937	1barrel(石油) = 42gal(美)	
28.3153	0.028315	1	6.22786	7.4806	0.16896	1.0175	= 158.99l = 35gal(英)	
4.5465	0.0045465	0.10057	1	1.20174	0.025294	0.16339	1bushel(英) = 9.509gal(美)	
3.7852	0.0037852	0.13368	0.83254	1	0.020985	0.13603	1bushel(英) = 8gal(英) - 6 1/2 pint	
180.39	0.18039	6.3707	39.676	47.655	1	6.4827	= 128oz	
27.826	0.027826	0.96274	6.1203	7.3514	0.15425	1	1quart = 2pint = 8gill	

质量[M]的换算

(kg)	(t) (公制法)	(lb)	(t)(英) (longton美)	(t)(英) (short ton)	[英]	[斤]	其 它
1	0.001	2.20462	0.05984205	0.0211023	0.22667	1.0007	1quintal(公制法) = 100kg
1000	1	2204.62	0.984205	1.10231	226.67	1668.7	1dz(Doppelzeatner)(德) = 100kg
0.45359	0.004536	1	0.034464	0.0351	0.12095	0.75599	1PR(Pfund)(德) = 500g
1016.0474	1.01605	2240	1	1.12	270.937	1093.4	1担(picul) = 102.9355斤
907.185	0.90719	2000	0.89286	1	241.908	1511.98	1oz(英) = 28.349g
3.75	0.00375	8.2673	0.0236906	0.024134	1	6.25	1grain = 0.0648g
0.6	0.006	1.3228	0.0359052	0.036133	0.16	1	1carat = 200mg

传热系数单位的换算 $[MT^{-3}O^{-1}]$

[dyn]	[kgw]	[lbw]	[poundal]	[kcal/m ² ·h·°C]	[cal/cm ² ·s·°C]	[BTU/ft ² ·h·°F]
1	0.05102	0.052248	0.047283	1	0.042778	0.2048
980600	1	2.20462	70.9119	36000	1	7373
444792	0.44359	1	32.17	4.88257	0.031356	1
13825	0.004102	0.03109	1			

重量力单位的换算 $[MLT^{-2}]$ 密度单位的换算 $[ML^{-3}]$

[g/cm ³]	[kg/m ³]	[g/l]	[lb/m ³]	[lb/ft ³]	[lb/gal]	[t/m ³](公制法)
1	1000		0.03613	62.43	8.345	1.0000
0.001	1		0.04361	0.062428	0.008345	0.001
27.68	27680		1	1728	231	27.6814
0.0160	16.0184		0.055787	1	0.1387	0.016018
0.1198	119.8		0.004329	7.481	1	0.119736
1	1000		0.03613	62.428	8.34521	1

导热系数单位的换算 $[MLT^{-3}0^{-1}]$

[P] 或 [g/cm·s]	[cP]	[kg/m·s] [kg/m·h]	[lb/ft·s]	[kcal/m·h·°C]	[BTU/ft·h·°F]	[BTU/(m·h·°F)]
1	100	0.1	0.672	1	0.67196	0.6580
0.01	1	0.001	0.00672	360	241.9	20.16
10	1000	1	0.672	3.468	1	0.68333
0.00278	0.278	0.00278	0.00187	17.857	12	1
14.86	1.188	1.486	1			

粘度单位的换算 $[ML^{-1}T^{-1}]$ 动力粘度单位的换算 $[L^2T^{-1}]$

[St] 或 [cm ² /s]	[m ² /h]	[m ² /s]	[ft ² /s]	[ft ² /h]
1	0.0009	0.0001	0.001076	3.875
2.7778	1	0.002778	0.00259	10.7639
10000	3600	1	10.7639	38750
929.03	334.45	0.092903	1	3600
0.25806	0.092903	0.025806	0.092778	1

压力单位的换算[ML⁻¹T⁻²]

[bar/cm ²] 或 [megadyn/cm ²]	[kgw/cm ²]	[lbf/in ²]	[atm]	水 柱 (15°C)	
				[m]	[in]
1	1.0137	14.50	0.9869	0.7500	29.53
0.980665	1	14.223	0.9678	0.7355	28.96
0.06895	0.07031	1	0.66894	0.05171	2.0355
1.0133	1.0335	14.70	1	0.760	29.92
1.3333	1.3596	19.34	1.316	1	39.37
0.03386	0.03453	0.4912	0.03343	0.02540	1
0.09798	0.09991	1.421	0.09970	0.07349	2.893
0.002489	0.002538	0.03609	0.002456	0.001887	0.07349

分子能单位的换算[ML²T⁻²]

[erg/分子]	[J/分子]	[国际J/分子]	[cal/mol]	[eV/分子]	[国际eV/分子]	[cm ⁻¹]
1	6.02352 × 10 ¹⁰	6.02153 × 10 ¹⁰	1.439417 × 10 ¹⁶	6.24181 × 10 ¹¹	6.23975 × 10 ¹¹	5.08447 × 10 ¹⁵
1.66943 × 10 ⁻¹⁷	1	0.956335	0.239008	1.03641 × 10 ⁻⁵	1.03607 × 10 ⁻⁵	8.35939 × 10 ⁻²
1.66071 × 10 ⁻¹⁷	1.000165	1	0.239045	1.03658 × 10 ⁻⁵	1.03624 × 10 ⁻⁵	8.36077 × 10 ⁻²
9.94726 × 10 ⁻¹⁷	4.1840	4.18331	1	4.33633 × 10 ⁻⁵	4.33490 × 10 ⁻⁵	0.349757
1.60210 × 10 ⁻¹²	9.64868 × 10 ⁴	9.64709 × 10 ⁴	2.30603 × 10 ⁴	1	0.999670	8.06578 × 10 ³
1.60263 × 10 ⁻¹²	9.65786 × 10 ⁴	9.65027 × 10 ⁴	2.30635 × 10 ⁴	1.000330	1	8.06839 × 10 ³
1.98630 × 10 ⁻¹⁶	1.19626 × 10	1.19606 × 10	2.85012	1.23981 × 10 ⁻⁴	1.23940 × 10 ⁻⁴	1

功率单位的换算[ML²T⁻³]

(kw) 或 (1000 J/s)	(kgw = m/s)	(ft · lb/s)	(PS) (公制法)	(HP 英)	(IT, kcal/s)	(BTU/s)
1	101.971	737.561	1.35361	1.34103	0.22385	0.94783
0.02980665	1	7.23305	0.013333	0.013151	0.0225423	0.0292951
0.0210558	0.13825	1	0.0218454	0.0215182	0.0332383	0.0212851
0.73550	75	542.479	1	0.98631	0.17567	0.69713
0.74569	76.0376	550	1.01327	1	0.17811	0.70079
4.18574	426.926	3087.976	5.62233	5.51451	1	3.96832
1.05301	107.583	778.156	1.43444	1.41484	0.25200	1

速度单位的换算[LT⁻¹]

(m/s)	(cm/min)	(cm/h)	(km/h)	(ft/s)	(ft/min)	(mile/h)
1	60	3600	3.6	3.281	196.85	2.2370
0.01097	1	60	0.06	0.0547	3.281	0.03728
0.02778	0.01667	1	0.001	0.03114	0.05468	0.035214
0.2273	16.67	1000	1	0.9114	54.632	0.6214
0.3048	18.237	1097.25	1.0973	1	60	0.68182
0.005980	0.3048	18.287	0.018287	0.01067	1	0.01136
0.4470	26.821	1609.3	1.6093	1.4367	83	1

流量单位的换算(L³T⁻¹)

[L/s]	[m ³ /h]	[m ³ /s]	[gal 英/min]	[gal 美/min]	[ft ³ /h]	[ft ³ /s]
1	3.6	0.001	15.147	15.8514	127.14	0.035332
0.2778	1	0.032778	3.5558	4.4062	35.317	0.029530
1000	3600	1	15197	15851	127147	35.3155
0.075775	0.27279	0.0475775	1	1.2011	9.6842	0.022870
0.06309	0.2271	0.045309	0.8325	1	8.0203	0.022228
0.027865	0.09932	0.057265	0.1038	0.1247	1	0.032778
28.3153	101.945	0.02932	373.572	448.833	3600	1

能量单位的换算(ML²T⁻²)

[J]	[cal ₁₅]	[BTU]	[kw·h]	[ft·lb]	[l·atm]	[kgw·m]
1	0.238900	0.947831 × 10 ⁻³	2.777778 × 10 ⁻⁷	0.7375522	9.86396 × 10 ⁻³	0.101972
4.1840	1	3.98573 × 10 ⁻³	1.132222 × 10 ⁻⁶	3.985909	4.12917 × 10 ⁻²	0.430369
1.055040 × 10 ³	2.52151 × 10 ²	1	2.930667 × 10 ⁻⁴	7.781576 × 10 ²	10.41214	1.07534 × 10 ²
5.6 × 10 ⁶	8.69121 × 10 ⁵	3.41219 × 10 ³	1	2.655324 × 10 ⁶	3.55282 × 10 ⁴	3.67098 × 10 ⁵
1.355818	0.324043	1.285086 × 10 ⁻³	3.756161 × 10 ⁻⁷	1	1.338051 × 10 ⁻²	0.133255
1.013272 × 10 ²	24.2180	9.60417 × 10 ⁻²	2.814662 × 10 ⁻⁵	74.7355	1	10.33256
9.80665	2.31385	9.29505 × 10 ⁻³	2.724069 × 10 ⁻⁶	7.233001	9.67814 × 10 ⁻²	1

[注] *表示热化学卡(定义卡)

* § 15-9 流体的粘度、重度和比热

气体的粘度

表 15-40 列 56 种气体及蒸气在图 15-1 中的 X 及 Y 坐标。图 15-1 可用以估计各种气体及蒸气在不同温度时的粘滞度，温度范围比较广，压力为 1 [大气压]。图 15-1 读数的准确度，足供普通工程上之计算而有余。

例 1 [大气压] 的空气在 300°F 时的粘滞度为多少 [厘泊]？

解 先自表 15-40 中查得空气在图 15-1 中 X 及 Y 坐标： $X = 11.0$ ， $Y = 20.0$ ，即可在图中固定空气的坐标地位，再与温

表 15-40 图 15-1 中的 X 及 Y 值

号数	气体名称	X	Y	号数	气体名称	X	Y
1	一氧化碳	11.0	20.0	16	甲烷	9.9	15.5
2	乙炔	9.8	14.9	17	甲醇	8.5	15.6
3	乙烷	9.1	14.5	18	丙烷	9.7	12.9
4	乙烯	9.5	15.1	19	丙烯	9.0	13.8
5	乙醇	9.2	14.2	20	丙酮	8.9	13.0
6	乙醚	8.9	13.0	21	丙醇	8.4	13.4
7	二氧化碳	9.5	13.7	22	戊烷	7.0	12.8
8	二氧化硫	9.6	17.0	23	汞	5.3	22.9
9	二硫化碳	8.0	16.0	24	氙	9.3	23.0
10	丁烷	9.2	13.7	25	空气	11.0	20.0
11	丁烯	8.9	13.0	26	亚硝酸氮	8.0	17.6
12	2,3,3三甲基丁烷	9.5	10.5	27	苯	8.5	13.2
13	己烷	8.6	11.3	28	氟	7.3	23.8
14	水	8.0	16.0	29	氮	8.4	16.0
15	甲苯	8.6	12.4	30	氧	11.0	21.3

续表 15-40

号数	气体名称	X	Y	号数	气体名称	X	Y
31	氧化亚氮	8.8	19.0	46	溴化氢	8.8	20.9
32	氯化氮	10.9	20.5	47	碘	9.0	18.4
33	氢	11.2	12.4	48	碘化氢	9.0	21.3
34	$3H_2 + N_2$	11.2	17.2	49	氮	10.6	20.0
35	氮	10.9	20.5	50	醋酸	7.7	14.3
36	氟	9.2	15.2	51	醋酸乙酯	8.5	13.2
37	氯化氢	9.8	14.9	52	Freon-11 (CCl_3F)	10.6	15.1
38	氙	10.5	22.4	53	Freon-12 (CCl_2F_2)	11.1	16.0
39	氟	9.0	18.4	54	Freon-21 ($CHCl_2F$)	10.8	15.3
40	氟仿	8.9	15.7	55	Freon-22 ($CHClF_2$)	10.1	17.0
41	氯乙烷	8.5	15.0	56	Freon-113 ($CCl_2F \cdot CClF_2$)	11.3	14.0
42	氯化氢	8.8	18.7				
43	硫化氢	8.6	18.0				
44	环己烷	9.2	12.0				
45	溴	8.9	19.2				

度轴上的 $300^\circ F$ ，用直线相连，延长到粘滞度轴，读得其粘滞度为 0.0231 [厘泊]。

液体的粘滞度

如将液体的粘滞度与其绝对温度，在对数坐标纸上标绘，大多数的液体均可得一直线。图 15-2 即根据此项原理而作。图中包括 110 种液体及水溶液的粘滞度，温度范围亦比较广泛。图中读得的数值，与实际数据相较，最大误差不致超过 10%，普通误差甚小。图中数据系指 1 [大气压] 的压力而言。

图 15-2 必须与表 15-41 对照而用，表中说明各种液体及水溶液的名称，及其在图 15-2 中的位置（即 X 及 Y 值）。

例 水在 $180^\circ F$ 时的粘滞度为多少？

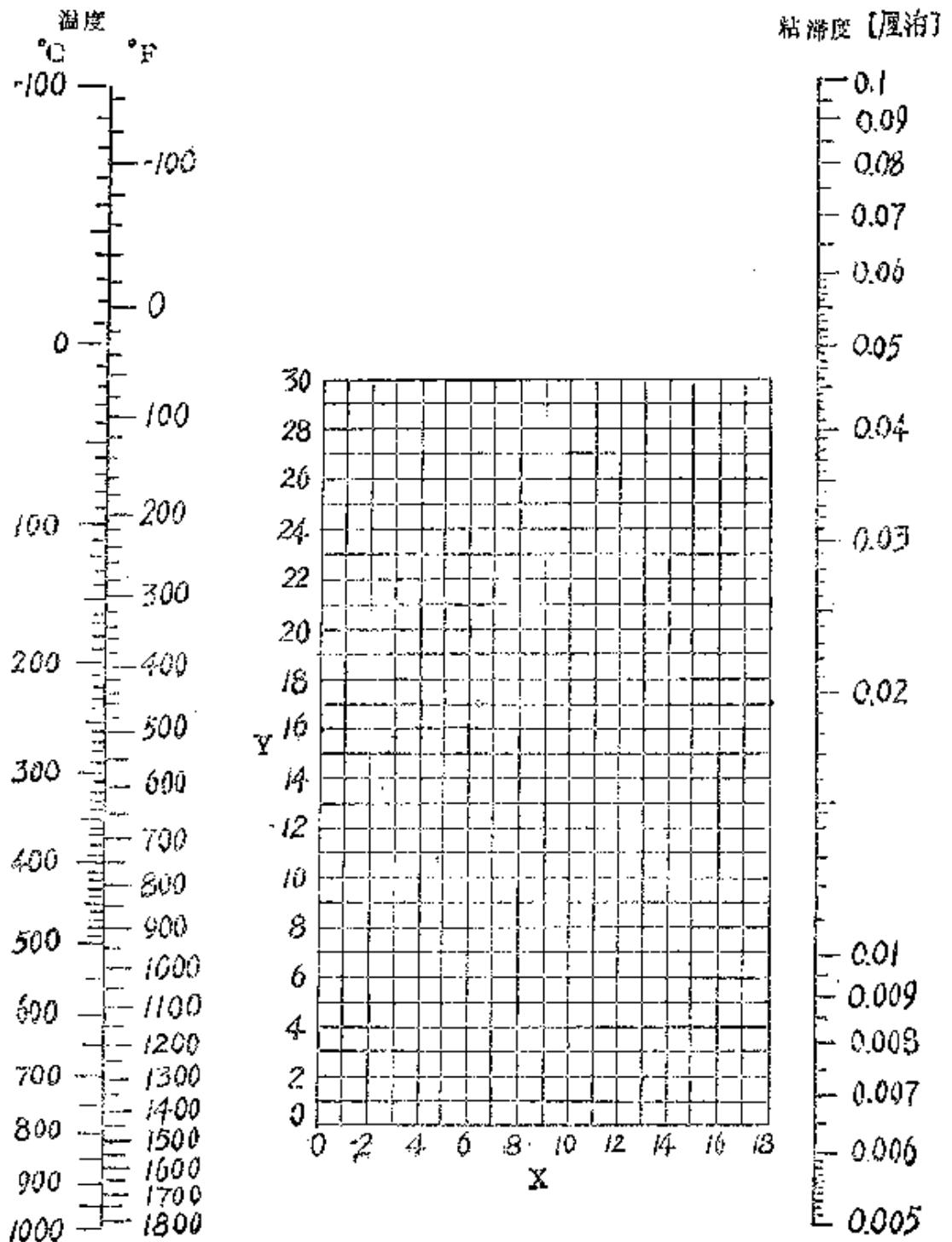


图 15-1 气体的粘滞度(1 大气压)

表 15-41 图 15-2 中的 X 及 Y 值

号数	液体名称	X	Y	号数	液体名称	X	Y
1	乙二醇	6.0	23.6	29	五氯乙烷	10.9	17.3
2	乙苯	13.2	11.5	30	甲苯	13.7	10.4
3	乙醇, 40%	6.5	16.6	31	甲苯酚, 间	2.5	20.8
4	乙醇, 95%	9.8	14.3	32	甲醇, 40%	7.8	15.5
5	乙醇, 100%	10.5	13.8	33	甲醇, 90%	12.3	11.8
6	乙醚	15.2	4.8	34	甲醇, 100%	12.4	10.5
7	乙醚	14.5	5.3	35	甲酸	10.7	15.8
8	二甲苯, 邻	13.5	12.1	36	甲酸乙酯	14.2	8.4
9	二甲苯, 间	13.9	10.6	37	丙酮, 85%	7.9	15.0
10	二甲苯, 对	13.9	10.9	38	丙酮, 100%	14.5	7.2
11	二氧化碳	11.6	0.3	39	丙烯-[2]-醇,[1]	10.2	14.3
12	二氧化硫	15.2	7.1	40	丙醇	9.1	16.5
13	二硫化碳	16.1	7.5	41	丙醇, 异	8.2	16.0
14	二氯乙烷	13.2	12.2	42	丙酸	12.8	13.8
15	二氯甲烷	14.6	8.9	43	戊烷	14.9	5.2
16	二溴乙烷	12.7	15.8	44	戊醇	7.5	18.4
17	丁酮	13.9	8.6	45	四氯乙烷	11.9	15.7
18	丁醇	8.6	17.2	46	四氯(代)乙烯	14.2	12.7
19	丁醇, 异	7.1	18.0	47	四氯化钛	14.4	12.3
20	丁酸	12.1	15.3	48	四氯化碳	12.7	13.1
21	丁酸, 异	12.2	14.4	49	四氯化锡	13.5	12.8
22	三氯(代)乙烯	14.8	10.5	50	甘油, 50%	6.9	19.6
23	三氯化砷	13.9	14.5	51	甘油, 100%	2.0	30.0
24	三氯化磷	16.2	10.9	52	辛烷	13.7	10.0
25	三溴化磷	13.8	16.7	53	辛醇	6.6	21.1
26	己烷	14.7	7.0	54	汞	18.4	16.4
27	水	10.2	13.0	55	庚烷	14.1	8.6
28	火油	10.2	16.9	56	亚麻仁油, 粗	7.5	27.2

号数	液体名称	X	Y	号数	液体名称	X	Y
57	苯	12.5	10.9	85	硝酸, 95%	12.8	13.8
58	苯甲醚	12.3	13.5	86	环己醇	2.9	24.3
59	苯胺	8.1	18.7	87	钠	16.4	13.9
60	苯酚	6.9	20.8	88	溴	14.2	13.2
61	氨, 26%	10.1	13.9	89	溴乙烷	14.5	8.1
62	氨, 100%	12.6	2.0	90	溴丙烷	14.5	9.6
63	松节油	11.5	14.9	91	溴甲苯	20.0	15.9
64	草酸二乙酯	11.0	16.4	92	碘乙烷	14.7	10.3
65	草酸二丙酯	10.3	17.7	93	碘丙烷	14.1	11.6
66	草酸二甲酯	12.3	15.8	94	醋酸, 70%	9.5	17.0
67	氢氧化钠, 50%	3.2	25.8	95	醋酸, 100%	12.1	14.2
68	萘	7.9	18.1	96	醋酸乙烯酯	14.0	8.8
69	氯乙烷	14.8	6.0	97	醋酸乙酯	13.7	9.1
70	氯化硫酰	15.2	12.4	98	醋酸丁酯	12.3	11.0
71	氯丙烷	14.4	7.5	99	醋酸甲酯	14.2	8.2
72	氯甲苯, 邻	13.0	13.3	100	醋酸戊酯	11.8	12.5
73	氯甲苯, 间	13.3	12.5	101	醋酸酐	12.7	12.8
74	氯甲苯, 对	13.3	12.5	102	联苯	12.0	18.3
75	氯甲烷	15.0	3.8	103	盐水, CaCl ₂ , 25%	6.6	15.9
76	氯仿	14.4	10.2	104	盐水, NaCl, 25%	10.2	16.6
77	氯苯	12.3	12.4	105	盐酸, 31.5%	13.0	16.6
78	氯磺酸	11.2	18.1	106	Freon-11, (CCl ₃ F)	14.4	9.0
79	硫酸, 60%	10.2	21.3	107	Freon-12, (CCl ₂ F ₂)	16.8	5.6
80	硫酸, 98%	7.0	24.8	108	Freon-21, (CHCl ₂ F)	15.7	7.5
81	硫酸, 110%	7.2	27.4	109	Freon-22, (CHClF ₂)	17.2	4.7
82	硝基甲苯	11.0	17.0	110	Freon-113, (CCl ₂ F·CClF ₂)	12.5	11.4
83	硝基苯	10.6	16.2				
84	硝酸, 60%	10.8	17.0				

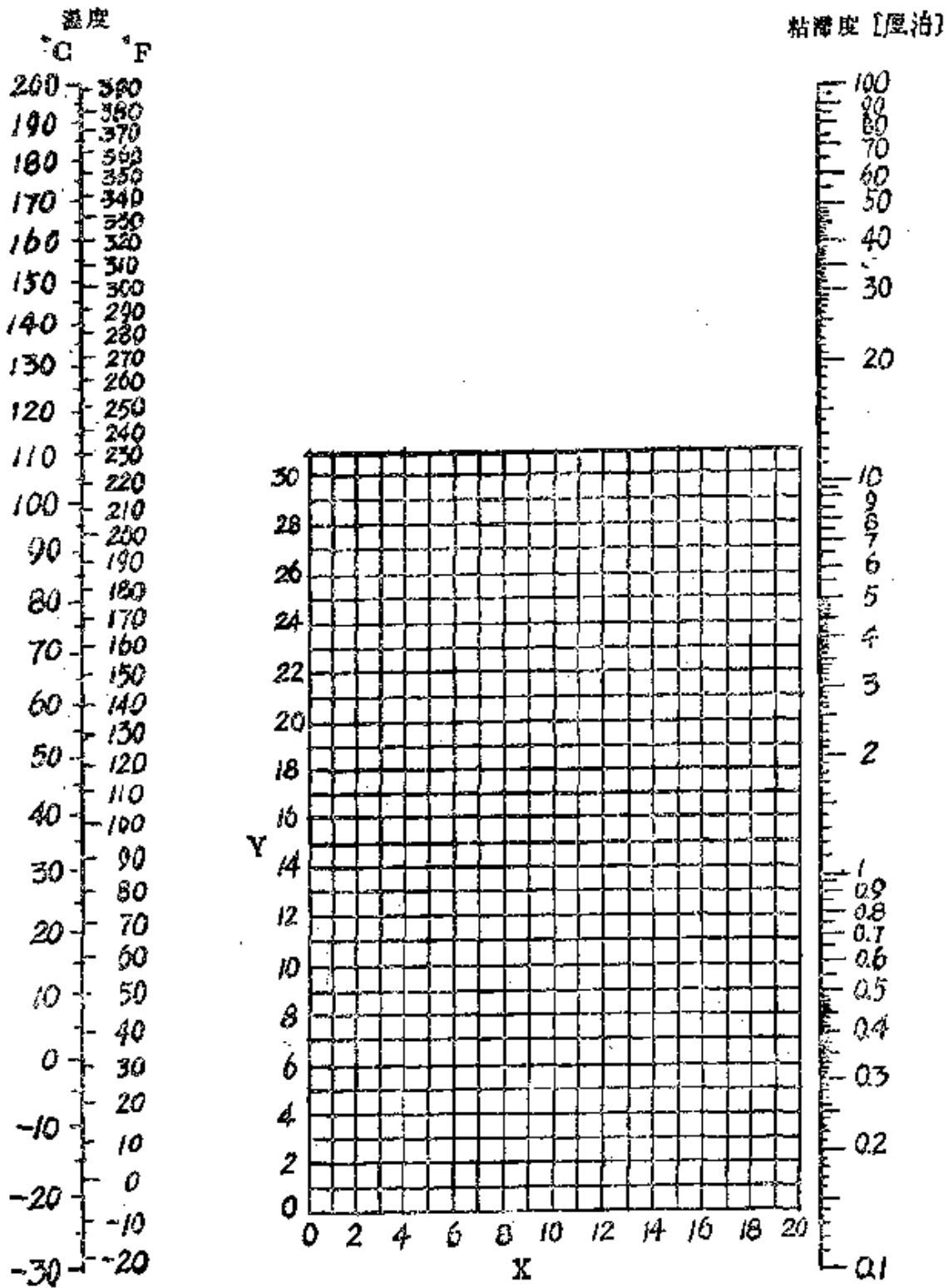


图 15-2 液体的粘滞度(1 大气压)

解 先自表 15-41 查得水在图 15-2 中的 X 及 Y 座标, $X = 10.2$, $Y = 13.0$, 即可在图中固定一点, 再以此点与温度轴上的 180°F 点, 用直线相连, 延长到粘滞度轴, 读得粘滞度为 0.345 [厘泊]。

气体的重度

气体的重度, 随温度及压力而变, 倘气体遵从理想气体定律, 则其重度可以下式表示之:

$$r = K \cdot \frac{Mp}{T} \quad (1)$$

式中: r = 气体的重度;

M = 分子量;

p = 气体的压力, 绝对压;

T = 气体的绝对温度;

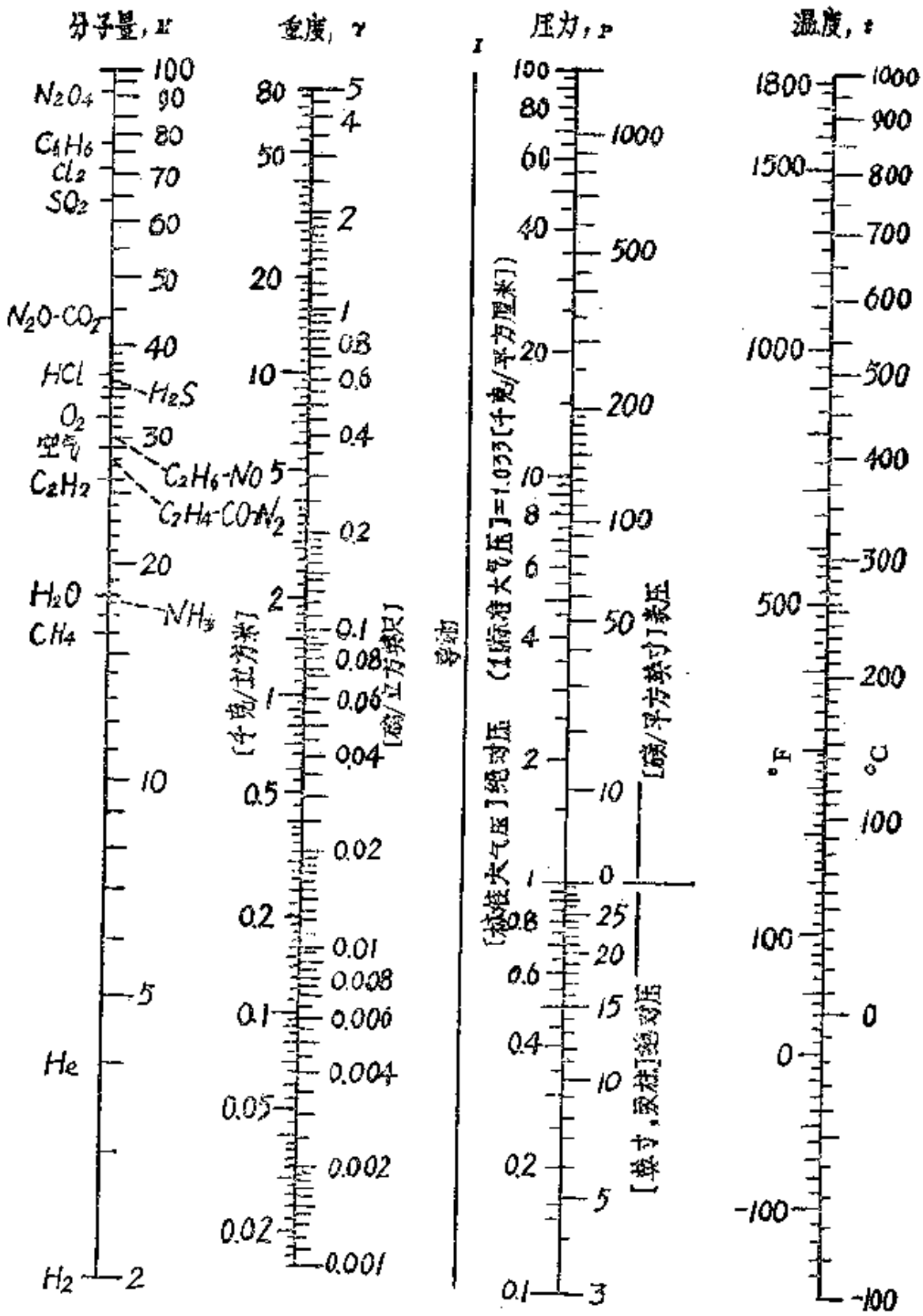
K = 比例常数, 随其它各项所用的单位而定。

图 15-3 即系式 (1) 的图解。

例 在 300°C 及 10 [大气压] 时, 甲烷的重度为多少?

解 先将压力轴上的 10 [大气压] 点, 与温度轴上的 300°C 点, 用直线相连, 可在导轴得一交点, 再自此点画一直线, 使通过分子量轴上的 16 , 即可读得重度轴上的交点为 0.21 , 所以甲烷的重度为 0.21 [磅/立方英尺]。

图 15-3 中, 重度轴上有 [千克/立方米] 及 [磅/立方英尺] 两种标尺, 温度轴上亦有 $^{\circ}\text{F}$. 及 $^{\circ}\text{C}$. 两种标尺, 可免去单位换算的麻烦。



用法提示：
 $P - t \rightarrow \gamma$
 $I - M \rightarrow \gamma$

图 15-3 气体的重量

液 体 的 重 度

图 15-4 表示温度对 65 种液体化合物重度的影响，各种化合物在图中的坐标位置(即 X 及 Y 值)可在表 15-2 中查得。

表中未列入的化合物，只要有二个以上的重度实验数据，即可确定其在图 15-4 中的坐标位置。

例 1 正戊烷在 18℃ 时的重度为多少？

解 由表 15-42 查得正戊烷在图 15-4 中的坐标为 $X = 12.6$ ， $Y = 22.6$ 即以此点与右边温度轴上的 18℃ 点连成直线，延长至重度轴即可读得正戊烷在 18℃ 时重度为 0.63 [克/毫升]。

例 2 氰化氢在 0℃ 及 25℃ 的重度各为 0.717 及 0.686 [克/毫升]，试求其在 18℃ 时的重度。

解 表 15-42 中未列入氰化氢，故应由实验数据先确定其在图 15-4 中的坐标，分别以 0℃、0.717 克/毫升和 25℃、0.686 克/毫升作两直线，求得两线交点的坐标为： $X = 24.5$ ， $Y = 33.0$ ，于是由此点与温度为 18℃ 的点相连并延长至重度轴，即可求得氰化氢在 18℃ 时的重度为 0.695 [克/毫升]。

表 15-42 图 15-4 中的 X 及 Y 值

号数	化合物名称	X	Y	号数	化合物名称	X	Y
1	乙炔	20.8	10.1	34	甲硫醚	31.9	57.4
2	乙烷	10.8	4.4	35	甲醛	27.2	30.1
3	乙烯	17.0	3.5	36	甲酸甲酯	46.4	74.6
4	乙醇	24.2	48.6	37	甲酸乙酯	37.5	68.4
5	乙醚	22.6	35.8	38	甲酸丙酯	33.8	66.7
6	乙丙醚	20.0	37.0	39	丙烷	14.2	12.2
7	乙硫醇	32.0	65.5	40	丙酮	26.1	47.8
8	乙硫醚	25.7	55.3	41	丙醇	23.8	50.8
9	二乙胺	17.8	33.5	42	丙酸	35.0	83.5
10	二氧化碳	78.6	45.4	43	丙酸甲酯	36.5	68.3
11	丁烷, 异	13.7	16.5	44	丙酸乙酯	32.1	63.9
12	丁酸	31.3	78.7	45	戊烷	12.6	22.6
13	丁酸甲酯	31.5	65.5	46	戊烷, 异	13.5	22.5
14	丁酸, 异	31.5	75.9	47	戊醇, 异	20.5	52.0
15	丁酸(异)甲酯	33.0	64.1	48	辛烷	12.7	32.5
16	十一烷	14.4	39.2	49	庚烷	12.6	29.8
17	十二烷	14.3	41.4	50	苯	32.7	63.0
18	十三烷	15.3	42.4	51	苯酚	35.7	103.2
19	十四烷	15.8	43.3	52	苯胺	33.5	92.5
20	十五烷	15.8	44.2	53	氟苯	41.9	86.7
21	十六烷	15.3	45.0	54	癸烷	16.0	38.2
22	十七烷	15.6	45.7	55	氮	22.4	24.6
23	十八烷	16.2	46.5	56	氯乙烷	42.7	62.4
24	十九烷	14.9	47.0	57	氯甲烷	52.3	62.9
25	二十烷	14.8	47.5	58	氯苯	41.7	105.0
26	三乙胺	17.9	37.0	59	氟丙烷	20.1	44.6
27	三氯化磷	28.0	22.1	60	氟甲烷	21.8	44.9
28	己烷	13.5	27.0	61	环己烷	19.6	44.0
29	壬烷	16.2	36.5	62	醋酸	40.6	93.5
30	六氢吡啶	27.5	60.0	63	醋酸甲酯	40.1	70.3
31	甲乙醚	25.0	34.4	64	醋酸乙酯	35.0	65.0
32	甲醇	23.8	49.1	65	醋酸丙酯	33.0	65.5
33	甲硫醇	37.3	59.5				

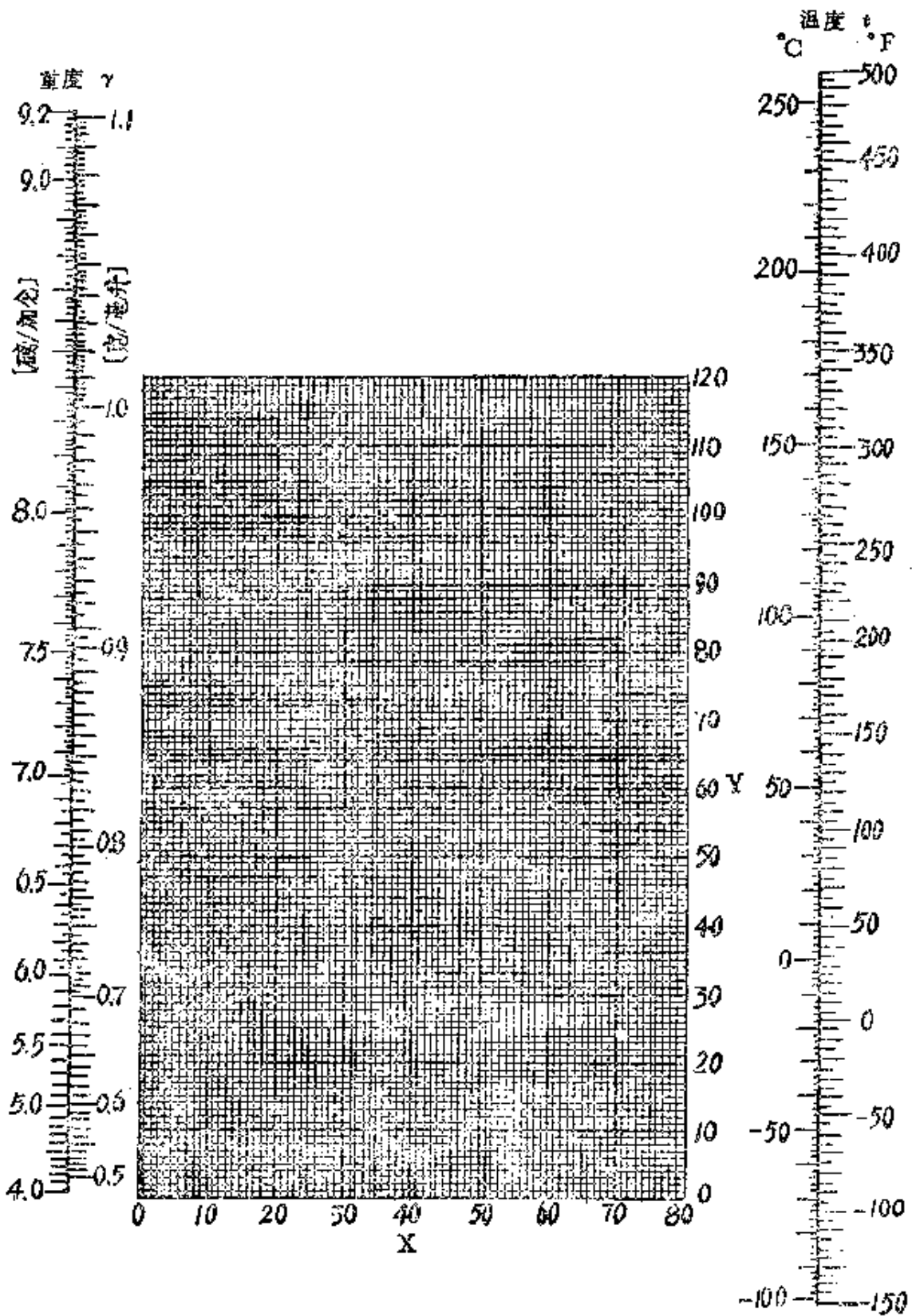


图15-4 液体的密度

气 体 及 蒸 气 的 比 热

利用图 15-5 以估计气体及蒸气在 1 [大气压]时的比热,可以下例说明之:

例 甲烷在 149℃ 时的比热为多少?

解 由表 15-43 知甲烷在图中的指标为 5, 将温度轴上之 149℃ 与点 5 用直线相连, 并延长之, 即得比热为 0.63 [英热单位/(磅)(°F)] 或 [千卡/千克·°C]。

表 15-43 图 15-5 中 的 指 标

指标	气 体 名 称	温度范围, °C	指标	气 体 名 称	温度范围, °C
26	一氧化碳	0 至 1400	14	氮	600 至 1400
3	乙烷	0 至 200	23	氧	0 至 500
9	乙烷	200 至 600	29	氧	500 至 1400
8	乙烷	600 至 1400	25	氧化氮	0 至 700
4	乙烯	0 至 200	28	氧化氮	700 至 1400
11	乙烯	200 至 600	1	氢	0 至 600
13	乙烯	600 至 1400	2	氢	600 至 1400
10	乙炔	0 至 200	32	氯	0 至 200
15	乙炔	200 至 400	34	氯	200 至 1400
16	乙炔	400 至 1400	30	氯化氢	0 至 1400
22	二氧化硫	0 至 400	26	氟	0 至 1400
31	二氧化硫	400 至 1400	33	硫	300 至 1400
18	二氧化碳	0 至 400	19	硫化氢	0 至 700
24	二氧化碳	400 至 1400	21	硫化氢	700 至 1400
17	水	0 至 1400	35	溴化氢	0 至 1400
5	甲烷	0 至 200	36	碘化氢	0 至 1400
6	甲烷	300 至 700	17B	Freon-11(CCl ₃ F)	0 至 150
7	甲烷	700 至 1400	17C	Freon-21(CHCl ₃ F)	0 至 150
27	空气	0 至 1400	17A	Freon-22(CHClF ₂)	0 至 150
20	氟化氢	0 至 1400	17D	Freon-113 (CCl ₂ F·CClF ₂)	0 至 150
12	氨	0 至 600			

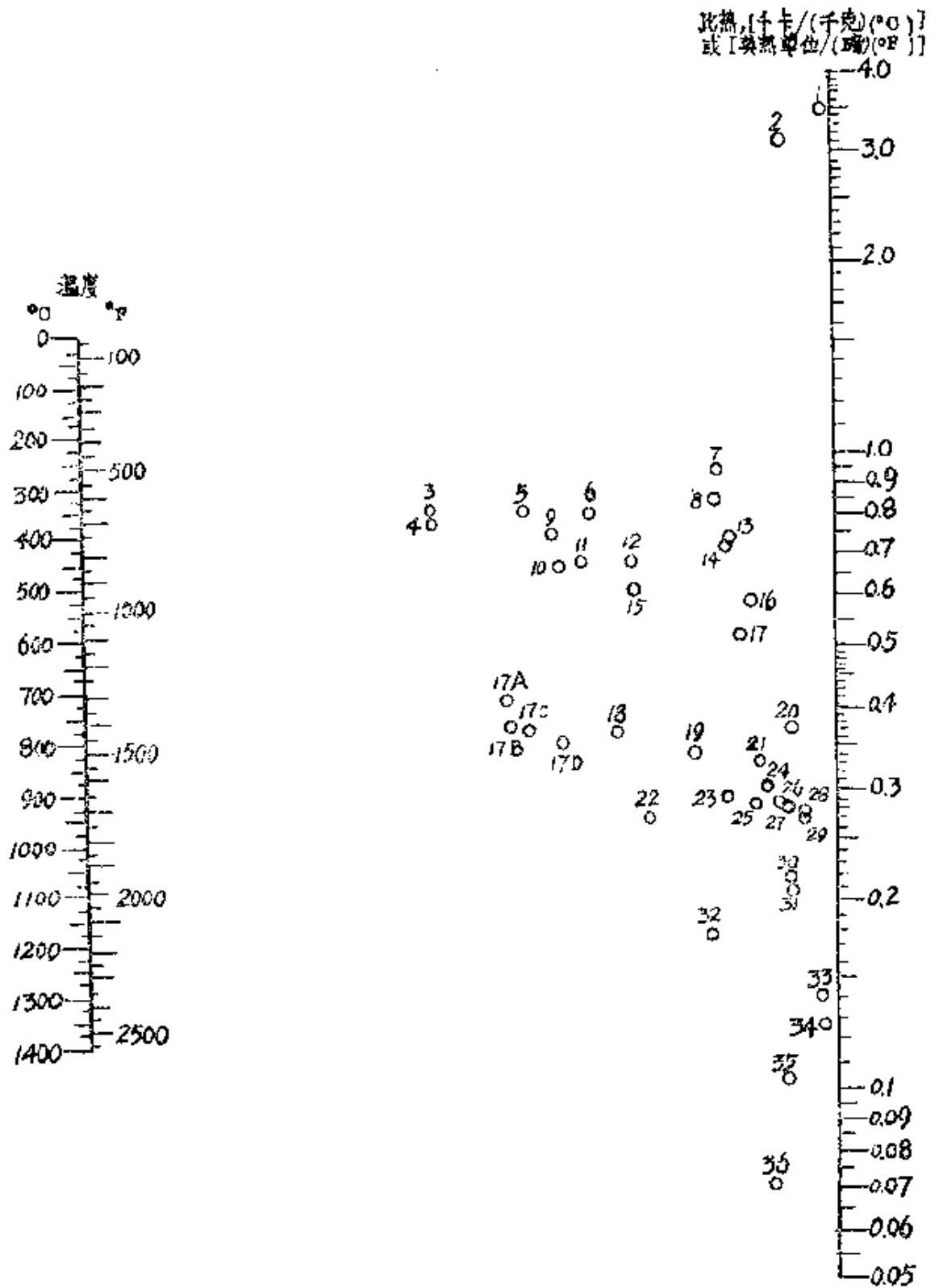


图 15-5 气体及蒸气的比热(1 大气压)

液 体 的 比 热

利用图 15-6 以估计液体的比热，可以下例说明之：

例 乙二醇在 150℃ 时的比热为多少？

表 15-44 图 15-6 中 的 指 标

指标	液 体 名 称	温 度 范 围, °C	指标	液 体 名 称	温 度 范 围, °C
39	乙二醇	-40至200	28	庚烷	0至60
25	乙苯	0至100	23	苯	10至80
50	乙醇, 50%	20至80	27	苯甲醇	-20至30
46	乙醇, 95%	20至80	30	苯胺	0至130
42	乙醇, 100%	30至80	10	苯氯甲烷	-30至30
36	乙醚	-100至25	21	癸烷	-80至25
19	二甲苯, 邻	0至100	52	氮	-70至50
18	二甲苯, 间	0至100	13	氯乙烷	-30至40
17	二甲苯, 对	0至100	1	氯仿	0至50
16	二苯醚	0至200	13A	氯甲烷	-80至20
22	二苯甲烷	30至100	8	氯苯	0至100
2	二硫化碳	-109至25	12	硝基苯	0至100
11	二氧化硫	-20至100	9	硫酸, 98%	10至45
6	二氧甲烷	-40至50	14	萘	90至200
6A	二氯乙烷	-30至60	1	溴乙烷	5至25
44	丁醇	0至100	7	碘乙烷	0至100
43	丁醇, 异	0至100	29	醋酸, 100%	0至80
35	己烷	-90至20	24	醋酸乙酯	-50至25
34	壬烷	-50至25	25	醋酸戊酯	0至100
53	水	10至200	15	联苯	80至120
32	丙酮	20至50	49	盐水, CaCl ₂ , 25%	-40至20
45	丙醇	-20至100	51	盐水, NaCl, 25%	-40至20
47	丙醇, 异	-20至50	48	盐酸, 30%	20至100
31	丙醚, 异	-80至20	16	Dowtherm	0至200
37	戊醇	-50至25		[C ₆ H ₅ · C ₆ H ₅ , (C ₆ H ₅) ₂ O]	
41	戊醇, 异	10至100	2A	Freon-11 (CCl ₃ F)	-20至70
23	甲苯	0至60	6	Freon-12 (CCl ₂ F ₂)	-40至15
40	甲醇	-40至20	4A	Freon-21 (CHCl ₂ F)	-20至70
38	甘油	-40至20	7A	Freon-22 (CHClF ₂)	-20至60
3	四氯化碳	10至60	3A	Freon-113 (CCl ₃ F · CClF ₂)	-20至70
20	吡啶	-50至25			
33	辛烷	-50至25			

解 由表 15-44 知乙二醇在图 15-6 中的指标为 39，将温度轴上之 150℃ 与点 39 用直线相连，并延长之，即得比热为 0.725 [英热单位/磅·°F] 或 [千卡/千克·°C]。

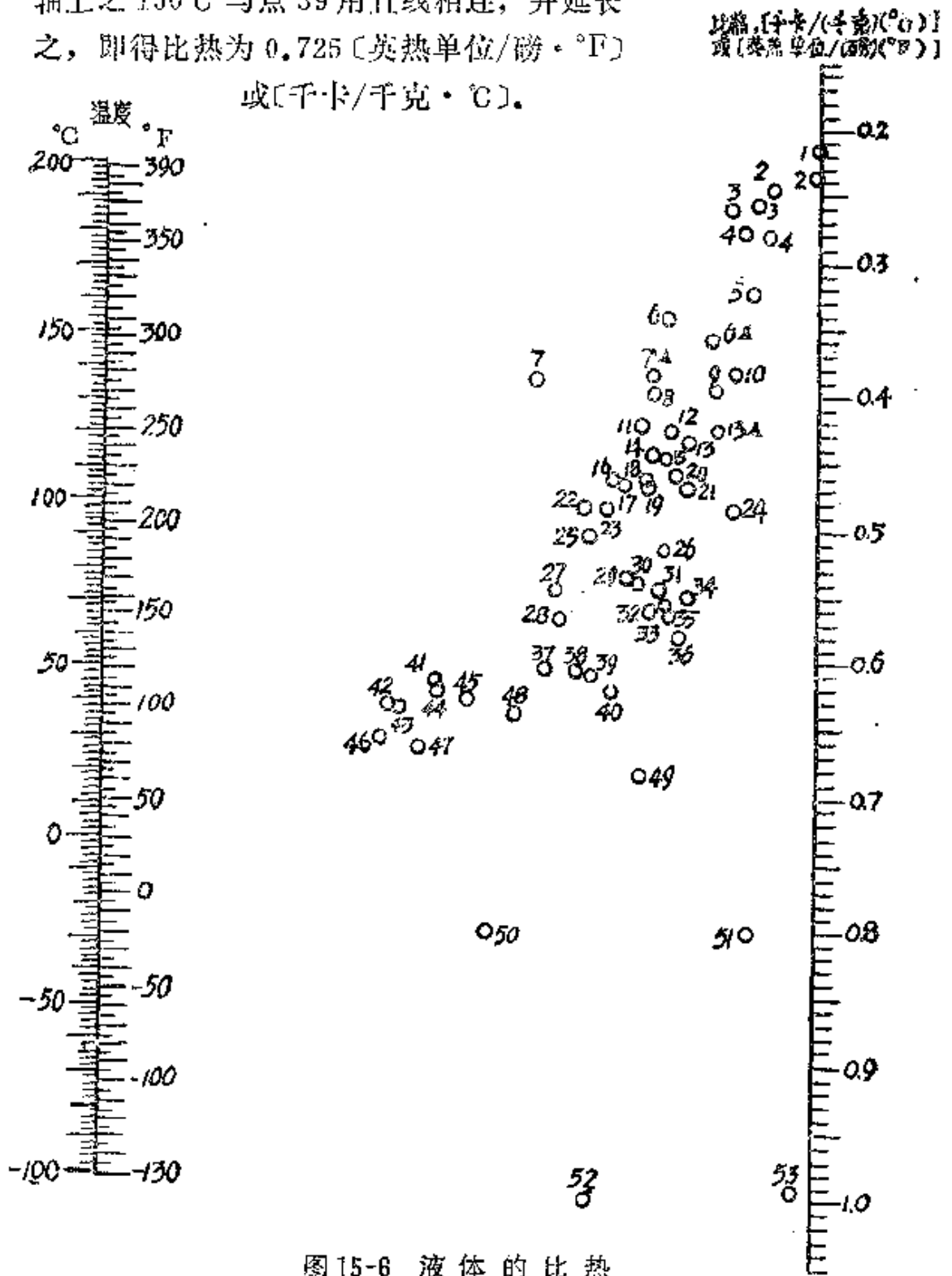


图 15-6 液体的比热