

国内外废水处理工程 设计实例



丁亚兰 主编
化学工业出版社



X703/23

00009835



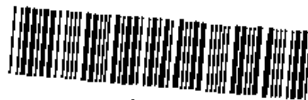
国内外废水处理工程设计实例

丁亚兰 主编

HKC=107



化学工业出版社
·北京·



C0485306

(京)新登字 039 号

图书在版编目(CIP)数据

国内外废水处理工程设计实例/丁亚兰主编. —北京:
化学工业出版社, 2000.4
ISBN 7-5025-2773-7

I. 国… II. 丁… III. ①城市污水-污水处理②工
业废水-废水处理 IV. X703

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2000) 第 04014 号

国内外废水处理工程设计实例

丁亚兰 主编

责任编辑: 管德存 陈 丽

责任校对: 马燕珠

封面设计: 蒋艳君

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京市彩桥印刷厂印刷

北京市彩桥印刷厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 14½ 字数 324 千字

2000 年 5 月第 1 版 2000 年 5 月北京第 1 次印刷

印 数: 1—5000

ISBN 7-5025 2773-7/X·30

定 价: 30.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

京朝工商广字第 740 号

前 言

近 20 年来，我国经济以年增长率近 10% 的高速度连续增长，但废水处理却远远低于经济的发展。尽管最近几年我国政府已加大了对污水处理的投资力度，在废水治理方面有了长足的进展，研究出了许多污水处理新工艺、新技术，新建造了近百座城市污水处理厂、小型生活污水和工业废水处理厂，提高了我国污水处理的总体水平，缓解了一些污染状况，但污染仍日趋严重，80% 的水域和 45% 的地下水已被污染，90% 以上城市水域严重污染，水环境污染所造成的水危机已严重制约了国民经济的发展，影响了人民生活水平的提高。

为全面总结国内外典型污水处理设计、施工、运行管理实例，给废水处理新建及改扩建工程提供借鉴，特组织全国市政工程设计研究院、工业设计院、大专院校、环保公司及排水公司等单位的技术人员共同编写此书。

本书侧重于工程设计、施工、运行管理实例，书中提到的技术结论和数据都是作者及所在单位在实际工作中经过反复实践得出的，对城市污水及工业废水处理工程具有非常重要的指导意义。

由于编者水平有限，时间较紧，难免有缺点和错误，敬请读者批评指正。

编者

2000 年 3 月

目 录

第一章 国内城市污水处理工程设计实例	1
实例一 一体化生活污水处理装置设计实例.....	1
实例二 淋浴水纳滤膜回用装置设计实例.....	4
实例三 高碑店污水处理厂一期工程设计及运行考察.....	7
实例四 高碑店污水处理厂二期工程设计	17
实例五 首都机场污水处理厂扩建工程简介	24
实例六 北京北小河污水处理厂简介	26
实例七 方庄污水处理厂设计简介	30
实例八 酒仙桥污水处理厂工程概况	33
实例九 CASS 工艺处理北京航天城污水	36
实例十 天津市新建东郊污水处理厂简介	40
实例十一 天津经济技术开发区污水处理厂设计简介	48
实例十二 荣成市城市污水湿地处理工程	52
实例十三 成都市三瓦窑污水处理厂工程设计	53
实例十四 福州屏西污水厂设计及运行管理	59
实例十五 深圳市罗芳污水厂一期工程工艺设计与试运行	63
实例十六 DE 型氧化沟技术在西安市北石桥污水处理厂中的应用	75
实例十七 乌鲁木齐市河东污水处理厂设计	81
实例十八 昆明市第二污水处理厂设计简介	85
实例十九 昆明市第三污水处理厂设计简介	88
第二章 国内工业废水处理工程设计实例	93
实例一 用逆流漂洗法治理染料中间体硫酸废水	93
实例二 通过后处理工艺的革新削减对硝基苯甲醚废水中的盐分	97
实例三 对氨基苯乙醚生产工艺的清洁化	99
实例四 铁炭微电解-亚铁还原氧化-PACT 法处理硝基苯废水	102
实例五 北京太平洋邓禄普纺织品公司印染废水处理.....	106
实例六 染料废水的内电解脱色处理研究.....	108
实例七 催化还原-生物接触氧化法处理玫瑰精染料废水	112
实例八 河南省驻马店上蔡县丝绸公司废水处理工程.....	114
实例九 高浓度有机制药废水处理方法的研究.....	121
实例十 含硫含硝基制药废水治理实例.....	124
实例十一 物化-生化组合工艺在含高盐量、高氨氮量有机废水处理中的应用	125
实例十二 物化预处理 + SBR + 气浮工艺处理制革废水.....	129
实例十三 小造纸厂蒸煮废液治理技术研究.....	132
实例十四 乳山市造纸厂工业废水土地处理工程.....	135

实例十五	草浆中段废水混凝沉淀-活性污泥生物处理的工艺研究	138
实例十六	北京宝酒造酿有限公司废水处理	142
实例十七	UBF + CASS 工艺处理酒精糟液废水	144
实例十八	酱油废水处理工程设计	150
实例十九	天津市化学试剂二厂污水处理工程	153
实例二十	安阳市豆腐管污水集中控制示范工程	154
实例二十一	辽宁锦华机械厂对氨基酚生产废水生物处理工程	157
实例二十二	北京 Cem FIL 玻璃纤维有限公司污水处理工程	159
实例二十三	长春一汽-凯尔海斯汽车底盘有限公司污水处理工程	159
实例二十四	化肥工业废水设计及运转	162
实例二十五	上海船舶污水处理厂环保工程设计与实施	165
实例二十六	彩色显像管废水处理工程实例	172
实例二十七	天津东洋油墨有限公司污水处理工程	175
实例二十八	矿井废水处理新工艺	177
实例二十九	膨润土吸附-泡沫分离-SBR 生物处理工艺在洗发精类废水处理中的 应用	181
第三章	国外废水处理工程设计实例	184
实例一	国外横流式膜法水处理技术及其应用	184
实例二	用 AB 法处理高浓度污水的德国 KREFELD 市处理厂	190
实例三	美国 San Jose/Santa Clara 污水处理厂	192
实例四	纽约市北河污水处理厂	195
实例五	赫尔辛基市维金麦基污水处理厂	200
实例六	瑞士 BIOPUR 法污水处理技术及典型实例	203
实例七	堪培拉水处理设施	208
实例八	德国明斯特污水处理厂改扩建工程设计与运行管理	211
实例九	国外脱氮除磷污水处理工艺及典型实例	215

第一章 国内城市污水处理工程设计实例

实例一 一体化生活污水处理装置设计实例^①

为了创造舒适优美的生活环境，水冲厕所是必不可少的。但是，如果下水道尚未普及，厕所则无法实现水洗化。针对这一现状，我院研制开发了一体化生活污水处理装置，它具有既经济又便于维护的特点。

一、装置的工艺描述

一体化生活污水处理装置由沉淀分离室、接触曝气室、沉淀室和消毒室四部分组成，其工艺流程图、构造示意图与内部系统图分别见图1、图2和图3。

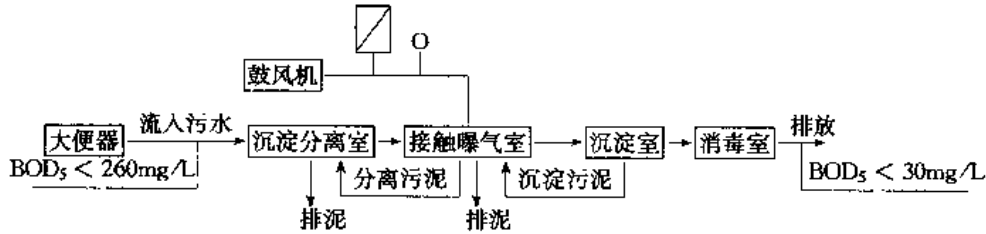


图1 工艺流程图

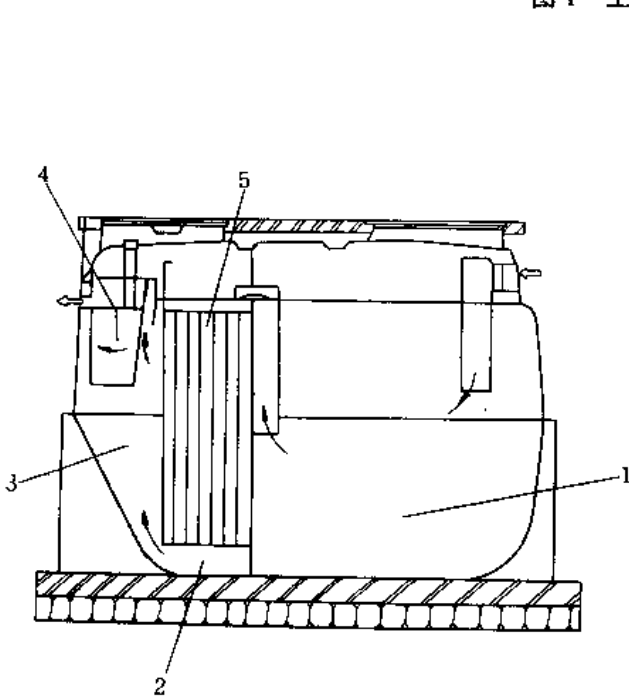


图2 构造示意图

1—沉淀分离室；2—接触曝气室；
3—沉淀室；4—消毒室；5—填料

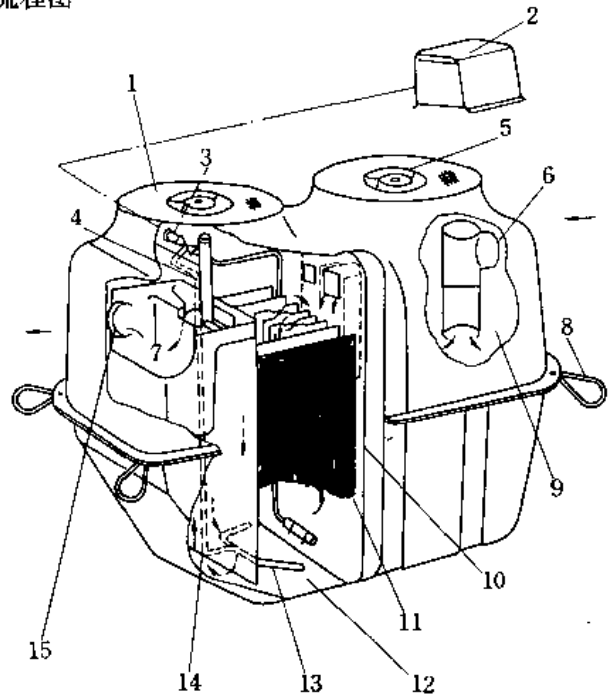


图3 内部系统图

1、5—人孔盖；2—鼓风机；3—送气管接头；4—药剂筒；
6—流入管接头；7—消毒室；8—吊带；9—沉淀室；
10—隔板；11—接触材料；12—接触曝气室；
13—逆洗管；14—沉淀室；15—流出管接头

^① 作者为第二炮兵设计研究院侯立安、罗敏、郭珍珍，中国建筑技术研究院丁亚兰。

各工艺单元的功能说明如下。

① 沉淀分离室:将便器中流出的卫生纸等粗大悬浮物沉淀分离,抑制无机悬浮物在接触曝气室内的增加,使污水均匀地流入接触曝气室,从而提高接触曝气室的处理效果。

② 接触曝气室:经过沉淀分离室预处理的污水流入曝气室后,通过曝气搅拌,与填料表面生成的生物膜接触、吸附,氧化污水中的有机物,使污水得以净化。

③ 沉淀室:呈漏斗型,不堆积污泥,将流入的曝气混合液沉降分离,沉降后的上清液流入消毒室,污泥返回到接触曝气室。

④ 消毒室:上清液在消毒室入口处与消毒剂充分接触灭菌后排放。

二、装置设计

该装置在处理污水的过程中,必要条件是使生物膜固定在填料上,关键是选择容易附着微生物的填料及适当的曝气方法。同时,还要解决装置最佳组合尺寸的选择和玻璃钢主体结构的设计技术问题。

1. 填料

填料是微生物赖以生存的场所,是生物膜的载体,同时也有截留悬浮物质的作用。在过去的生物膜处理污水的实例中,多采用硬性的塑料或玻璃钢蜂窝填料、软性填料等作为接触材料。通过筛选我们所使用的填料为球状漂浮填料(为专利产品,其技术参数及充氧性能见表1),它呈球状,不需固定,密度小,在水中成漂浮状态,又可形成固定床,其空隙不定型,能使水流紊乱,对氧的利用率高,容易挂膜和脱落,具有较好的处理效果。

表1 漂浮填料的技术参数与充氧性能

型 号	规 格	比表面积/(m ² /m ³)	空隙率/%	需球数量/(个/m ³)	
FT-100	100	70	95	1000-1440	
FT-125	125	60	96	500-800	
FT-150	150	50	97	300-500	
充氧性能	$K_{L\alpha}/(L/h, 20^{\circ}C)$	$dc/dt/(kgO_2/m^3h)$	$R_n/(kgO_2/h)$	EA/%	$E_p/(kgO_2/kluh)$
	24.72	0.227	0.0105	10.00	2.365

注:可根据不同用途选用不同型号的漂浮填料。

2. 曝气系统

曝气具有四个方面的作用:①给水中供氧;②气体吹脱;③充分搅拌,提高传质效果;④促进生物膜的脱膜与更新,保持生物膜活性,防止填料堵塞。由于微孔、超微孔曝气器与传统的穿孔管曝气器相比,氧利用率约提高20%~30%,且具有动力效率高、不易堵塞、耐腐蚀等特点,故本装置根据不同的需要采用了超微孔管状曝气器和超微孔盘状曝气器。

3. 装置主体结构的选材与设计

为了克服钢筋混凝土渗漏污水、人孔密封不严而散发恶臭和现场施工费时、费力又不经济的特点,设计时,主体结构采用了玻璃钢纤维树脂(FRP)材料,装置内部的接管等零部件用PVC或ABS材料。同时,为了便于组装内部配件和现场安装,我们采用了上下壳体两部分。

4. 各处理单元组成比例的确定

根据我国国情,选择沉淀分离室、接触曝气室、沉淀室三部分的容积比为3.3:1.5:1。

三、装置的处理效果

1. 进水水质特征

流入装置污水量的最高点是从小早上 6 点到 20 点 30 分之间, 从 19 点到 22 点之间的污水量达到平均时污水量的 5~6 倍左右, 可见进水流量负荷变化较大。

进水水质特征见表 2。

表 2 进水水质分析结果

项目	水温/℃	BOD ₅ /(mg/L)	COD _{Cr} /(mg/L)	SS/(mg/L)	pH	细菌总数/(个/ml)	大肠菌群/(个/ml)
数值范围	4~19	120~452	287~1061	22~465	6.5~9	10 ⁸ ~10 ¹⁰	10 ⁶ ~10 ¹⁰
平均值	14	293	746	243	7.25	10 ⁹	10 ⁷

2. 出水水质情况

装置出水水质情况见表 3。

表 3 装置的去效率

项目	进水	出水	去除率/%	污水排放标准	项目	进水	出水	去除率/%	污水排放标准
BOD ₅ /(mg/L)	293	17.8	94.0	30mg/L 以下	pH	7.25	8.63	—	6~9
SS/(mg/L)	243	24	90.0	70mg/L 以下	细菌总数/(个/ml)	10 ⁹	70	99.9	—
氨氮/(mg/L)	42.1	29.7	27.0	—	色度/倍	10	1	90.0	8

3. 动力学模型

根据装置接触曝气室的几何尺寸和漂浮填料的技术性能参数, 得到该装置处理生活污水的基质降解动力学模型如下:

$$U = \frac{200(S - 3.5)}{140 + (S - 3.5)}$$

该公式可供设计时参考。式中, U 为基质去除速率, $g/(m^2 \cdot d)$; S 为基质平均浓度, mg/L ; S_n 为非生物降解基质浓度, mg/L 。

四、装置的主要特点

- (1) 对环境条件的变动与冲击负荷的适应性较强。
- (2) 在接触曝气室的进水侧设有分离污泥的回流装置, 采用了自然回流系统, 减轻了维护管理的负担。
- (3) 设备小型化、占地面积小, 可埋于地下, 前段功能取代了化粪池, 并可省去污水集水池、污水提升泵、排污管道、污水泵房等设备和构筑物, 大幅度地降低了设备的造价。
- (4) 设备在工厂内加工组装, 在现场只需接上进出水管, 可缩短施工周期。
- (5) 和活性污泥法相比, 生物膜的食物链长。因此在处理水质、水量负荷相同的前提下, 该装置比活性污泥法产生的污泥量少。
- (6) 与生物转盘法相比, 该装置卫生条件好, 基本上不会散发恶臭、污染环境。
- (7) 选材先进合理, 主体设备采用玻璃钢纤维树脂, 具有强度高, 优良的耐腐蚀性能, 一次成型, 是一种新型的非金属防腐蚀材料。

总之, 该装置主体结构采用玻璃钢纤维树脂材料, 具有工艺简便可靠, 卫生条件好, 不占地上面积, 造价低, 便于安装等特点。使用于军事工程、宾馆、别墅、矿山、地下工程等下水道尚未普及地区的生活污水以及水质与之类似的有机废水处理。

实例二 淋浴水纳滤膜回用装置设计实例^①

我国是一个淡水资源缺乏的国家。为了解决在沙漠地带或其他干旱缺水地区或野外执行任务的军队淋浴供水问题,如果能把淋浴污水回用,将会节省大量的水,这样的节水措施将使部队及其装备能够机动操作,此外也减少了运输淡水的燃料和其他费用。

一、淋浴水的特征

淋浴水是各类排水中水质最稳定,汇集容易,便于净化,可就近回用的水资源。它约占生活污水量的30%,属于良质污水,其水质特征如表1所示。

表1 淋浴水的水质

pH	嗅	浊度/ (NTU)	LAS/ (mg/L)	COD _{Cr} / (mg/L)	TOC/ (mg/L)	电导率/ (μ S/cm)	硬度/ (mg/L)	碱度/ (mg/L)	细菌总数/ (个/mL)	大肠菌群/ (个/L)
7.71	芳香	60.3	4.89	191	58.6	521	360	55.0	无法计数	无法计数

二、设计要求

(1) 处理水量 设配有4个淋浴头,供100人淋浴。平时,淋浴时间15min/(人·次),每小时淋浴16人(共需6.25h),淋浴用水量60L/(人·次),则水处理能力为0.96m³/h。战时,淋浴时间6min/(人·次),每小时淋浴40人(共需2.5h),淋浴用水量40L/(人·次),则水处理能力为1.6m³/h。按最不利情况考虑,设计水处理能力为1.6m³/h。

(2) 水质 平时达到GB5749—85生活饮用水卫生标准,战时达到GJB651—89军队战时饮用水卫生标准。

三、设计工艺流程及说明

淋浴水投加混凝剂后经水泵混合进入微絮凝过滤器,滤后水经高压泵进入纳滤膜处理,膜产水回用于淋浴,膜浓水部分回流、部分排放(排放前经消毒处理)。其工艺流程如图1所示。

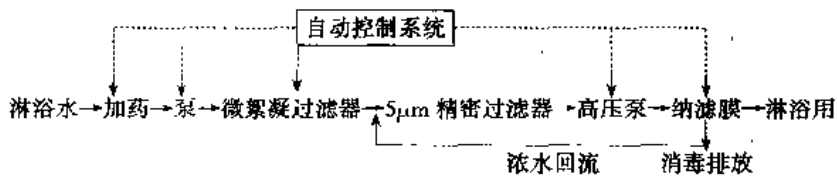


图1 工艺流程图

(1) 加药 采用中国科学院生态环境中心制聚合铝,投药量12mg/L,从泵前投药至进入微絮凝过滤器约2min。

(2) 微絮凝过滤器 ϕ 600mm, H700mm,采用陶粒滤料,滤速控制在10m/h。

(3) 5 μ m精密过滤器 作为纳滤膜的保安过滤器。

(4) 纳滤膜装置 纳滤膜是一种介于超滤与反渗透之间的分离膜,本装置采用的是4根美国TriSep公司的TS80-4040纳滤膜(其基本性能特征见表2),并联方式运行,操作压力为0.7MPa,回收率75%(采用浓水回流系统)。淋浴水温一般为37~40℃,这有利于提高膜的产水量。假设由于补充新鲜水,使混合进水水温为30℃(在冬季会低些),此时膜产水量较25℃增加17%,这将节省设备投资。对于TriSep公司的纳滤膜,其温度校正系数TCF表示为:

$$TCF = Q_{pT}/Q_{p25} = e^{2900(1/298-1/T)}$$

① 作者为第二炮兵设计研究院罗敏、侯立安、郭珍珍。

式中 T ——绝对水温 (K, $T = ^\circ\text{C} + 273$);

Q_{pT} ——进水温度为 T 时的产水量;

Q_{p25} ——进水温度为 25°C 时的产水量;

e ——自然常数。

整套装置采用自动控制系统。

表 2 美国 TriSep 公司 TS80 纳滤膜的性能特征

项 目	TS80 膜	项 目	TS80 膜	
膜材料	聚酰胺	最小浓水量/产水量	5:1	
截留分子量	280~300	污染指数 SDI(15min)	≤ 5	
操作压力/MPa	0.3~1.0(最高 1.4)	浊度/NTU	1	
温度/ $^\circ\text{C}$	2~45	对有机物的 去除率/%	BOD	90~99.9
进水 pH	4~11		COD	90~99.9
游离氯/(mg/L)	0.0		TOC	90~99.9

四、系统出水的水质情况

出水水质特征见表 3, 达到了现行的生活饮用水标准 (GB 5749—85)。

同时, 由于人的口腔、鼻子及喉咙中常含有白假丝酵母、铜绿假单胞菌和金黄色葡萄球菌, 所以在淋浴水回用中除作常规微生物分析外, 还采用这三种微生物作为受试生物, 结果见表 4。

表 3 TS80 膜的进出水水质

测定项目	TS80 膜			测定项目	TS80 膜		
	进水	产水	去除率/%		进水	产水	去除率/%
电导率/ $(\mu\text{S}/\text{cm})$	566	33	94.2	$\text{Mg}^{2+}/(\text{mg}/\text{L})$	32.43	0.2592	99.2
TOC/(mg/L)	11.6~75.7	0~7.4	80.5~100	$\text{Al}^{3+}/(\text{mg}/\text{L})$	0.1950	0.0154	92.1
耗氧量/(mg/L)	57.55	4.38	92.4	$\text{Na}^{+}/(\text{mg}/\text{L})$	9.970	1.564	84.3
浊度/NTU	10.2	0.46	95.5	$\text{K}^{+}/(\text{mg}/\text{L})$	3.637	0.6254	82.8
LAS/(mg/L)	3.21	0.26	91.9	$\text{Fe}^{2+}/(\text{mg}/\text{L})$	0.5758	0.1685	70.7
氨氮/(mg/L)	0.14	0.11	21.4	$\text{Cu}^{2+}/(\text{mg}/\text{L})$	0.0180	0.0000	>99.5
碱度/(mg/L)	246.81	18.94	92.3	$\text{Pb}^{3+}/(\text{mg}/\text{L})$	0.0331	0.0296	10.6
pH	7.75~8.61	6.40~7.35	—	$\text{Cl}^{-}/(\text{mg}/\text{L})$	18.46	4.73	74.4
水温/ $^\circ\text{C}$	14~30	14~30	14~30	$\text{HCO}_3^{-}/(\text{mg}/\text{L})$	246.81	18.94	92.3
硬度(CaCO_3 计)/ (mg/L)	330	16	95.2	$\text{SO}_4^{2-}/(\text{mg}/\text{L})$	52.1	0.53	99.0
$\text{Ca}^{2+}/(\text{mg}/\text{L})$	66.68	0.5998	99.1				

注: 在淋浴水 pH 值条件下, HCO_3^{-} 浓度近似等于碱度。

表 4 微生物的分析结果

水 样	细菌总数/ (个/ml)	大肠菌群/ (个/L)	金黄色葡萄球菌/ (个/L)	铜绿假单胞菌/ (个/L)	白假丝酵母/ (个/L)
污水	无法计数	20	未检出	未检出	4
预处理出水	无法计数	20	未检出	未检出	1
纳滤膜出水	85	<3	未检出	未检出	未检出

五、系统运行中存在的问题及对策

(1) 虽然单层陶粒滤料过滤预处理出水的污染指数 SDI 值满足膜进水 SDI 要求 ($\text{SDI} < 5$), 但预处理整体效果不太理想。建议采用纤维球与石英砂双层滤料以提高预处理出水的水质。

(2) 膜的污染是膜分离中不可避免的问题。在淋浴水回用中纳滤膜的污染物主要表现为

钙垢、非(或弱)极性憎水性有机物和部分两性有机物、杆菌等。因此采用柠檬酸-EDTA 两步清洗法基本恢复水通量,同时需要研制开发一种特制的供战士淋浴用的肥皂或洗涤剂,以减缓膜的污染。

六、经济评估

水源接近原则取用,并利用淋浴水回用系统,即一套水处理设备担负着给水与污水处理的双重功能。经处理后的淋浴水质满足国家饮用水水质卫生标准,在战时满足军队战时饮用水卫生标准。

下面按产水量为 $1.6\text{m}^3/\text{h}$ (操作压力 0.7MPa ,回收率 75%)的纳滤组合工艺行初步的经济评估(按 1997 年价)。

1. 投资

总的投资包括膜设备、预处理设备及附属设备等部分。

(1) 根据北京中联捷思净水科技发展有限公司的膜设备(含清洗设备)报价,其投资费用为 12 万元。

(2) 预处理及其他投资费用为 2 万元。

2. 运行费用

(1) 能耗费 纳滤膜设备电机功率为 1.12kW ,效率按 70% 计,电费 0.3 元/度,则 $1.12 \times 0.3 \times 70\% \div 1.6 = 0.15$ 元/ m^3 。

(2) 药剂费 包括混凝剂、化学清洗剂等费用。化学清洗频率为 3 天 1 次,则药剂费为: 0.20 元/ m^3 。

(3) 膜更换费 膜生产厂家提供的有机膜使用寿命一般为 3~5 年,假设按 3 年计,每天运行 2.5 小时,每年运行 300 天。 4040 纳滤膜组件单价为 3500 元,则 $(4 \times 3500) \div (2.5 \times 300 \times 1.6 \times 3) = 3.89$ 元/ m^3 。

(4) 设备折旧费 设备总价为 14 万元,按每年 10% 计,则 $(140000 \times 10\%) \div (2.5 \times 300 \times 1.6) = 11.67$ 元/ m^3 。

(5) 人工费 1 人工资 15 元/天,则 $(1 \times 15) \div (2.5 \times 1.6) = 3.75$ 元/ m^3 。

合计: 19.66 元/ m^3 。

综上所述, $1.6\text{m}^3/\text{h}$ 的淋浴回用处理设备投资 14 万元,运行费用(制水成本,计折旧)为 19.66 元/ m^3 ,则每人(按 40L 计)需 0.79 元,100 人需 78.64 元,其他详见表 5。

表 5 纳滤组合工艺的经济评估

制水成本	战 时		平 时	
	计折旧	不计折旧	计折旧	不计折旧
按 1m^3 计/(元/ m^3)	19.66	7.99	13.32	5.54
按 1 人计/(元/人)	0.79	0.32	0.80	0.33
按 100 人计/(元/100 人)	78.64	31.96	79.92	33.24

从表 5 可见,对部队而言,经济上是可行的。

如果按膜使用的最不利情况考虑,即膜化学清洗频率为 1 天 1 次,此时膜使用寿命按 1 年计,则运行费用只是增加了药剂费和膜更换费用(其他与战時計折旧的相同),具体计算如下。

药剂费: 0.40 元/ m^3 。

膜更换费: $(4 \times 3500) \div (2.5 \times 300 \times 1.6) = 11.67$ 元/ m^3 。

所以,最不利情况下的膜运行费用为 27.64 元。

实例三 高碑店污水处理厂一期工程设计及运行考察^①

一、概况

高碑店污水处理厂是北京市建设的第一座大型城市污水处理厂，其设计规模为 100 万 m^3/d ，按远景规划，其最终规模为 250 万 m^3/d 。该厂位于东郊高碑店村南，距旧城广渠门约 8km。虽然厂址地处市区边缘，但水、电、交通等条件均甚便利。处理厂接纳旧城区及东郊工业区的排水，流域面积约 100 km^2 ，人口约 220 万。

北京是中华人民共和国的首都，也是中国历代古都之一。因此，自古以来，北京城内就有较完善的排水系统。20 世纪 50 年代初，城区旧沟经过整修，在新建市区修建了新的排水系统。这些下水道都是就近排入河渠的。随着工业的发展和人民生活水平的提高，污水量迅速增长，使城区护城河严重污染，环境恶化。为了保护环境，治理水污染，50 年代中期，按照城市总体规划，确定了分流制的排水原则，同时，开始修建污水截流管。这些截流管事实上也是分流制污水管系统的干管。1960 年，本地区的污水管网系统基本形成，并在高碑店厂址建成一座为农田灌溉服务的、临时性的初级污水处理厂。25 万 m^3/d 污水经格栅、沉砂、沉淀后送到农田。这些措施暂时减轻了城区的污染问题。进入 20 世纪 80 年代以后，城市污水量增加迅速，据统计，全系统下水道总长已达 530km，污水量达 80 万 m^3/d ，占全市总排水量的 40%，超出了现有排水设施的能力，迫切需要建设新的二级污水处理厂并完善截流管网。经过长期的调查研究，并进行了小型和中型试验，为新的高碑店污水二级处理厂的设计提供了坚实可靠的依据。本工程分两期建设，第一期 50 万 m^3/d 于 1993 年完成投产，第二期 50 万 m^3/d 已于 1999 年完成。

二、设计数据

1. 污水水量

在高碑店污水处理厂的流域范围中，有 220 万常住人口和近百万流动人口的生活污水流入，加上东郊工业区各工厂排出的工业废水，以及大量高级宾馆饭店排出的污水，根据近年的统计监测，本系统的总水量已超过 80 万 m^3/d ，其中 50% 以上为工业废水。预计，随着城市的发展，污水量将进一步增长，到 2000 年，日污水量将超百万吨。本工程设计按 100 万 m^3/d 的规模考虑。总变化系数采用 1.2。在建厂的同时，修建通惠河南岸干管和南护城河干管，以截流入河污水，使本流域内的污水全部得到处理，彻底改变城市面貌。

2. 污水水质

自从 1960 年初级处理厂投入运转以来，日常的水质化验工作积累了大量的水质资料，为二级处理厂的设计提供了宝贵的依据。

(1) 由于工业废水的影响，污水 COD 偏大，最高达 800 mg/L 以上，一般在 500~600 mg/L 左右，COD/BOD 比率在 2~3 之间，较难生化降解。

(2) 污水 SS 值偏高，特别是当降雨初期，SS 高得惊人，估计是由于城区大部为合流道的原因。

(3) 水温对生物处理效果有很大影响，幸运的是，北京大部分饮用水为地下水，不受气温的影响。根据实测资料，在严冬季节，高碑店污水厂的水温仍能保持在 15 $^{\circ}\text{C}$ 以上，这对生物处理是十分有利的。

^① 作者为北京市市政工程设计研究总院常怀、杭世瑁

根据上述资料，并考虑发展，设计中采用以下基本数据：

BOD	200	mg/L	NH ₃ -N	30	mg/L
COD	500	mg/L	t	15~25℃	
SS	250	mg/L			

3. 处理厂出水水质标准

出水的水质标准即污水所需的处理程度，取决于出水的出路或用途。北京市位于干旱的华北地区，年降水量不足 600mm，水资源极为缺乏。从 20 世纪 50 年代至今 40 多年中，可用水源已开发殆尽，仍不能满足工农业生产的需求。因此，污水作为水资源进行开发已势在必行。回用途径如下。

(1) 灌溉农田 这是污水处理厂出水的主要出路，不过灌溉是季节性的，在北方地区，一年之中有半年是雨季和冬季，不能灌溉，污水须另谋出路。

(2) 景观用水 北京市区河道的主要功能为排洪，平时除污水外无其他补给水。污水经处理后补给河道，可以美化城市环境，但水质必须清洁卫生。

(3) 工业回用 在西方，处理出水多用于对水质要求不高的工业，如涤气、淬火、冷却等。在北京，污水回用潜力最大的是作为冷却水，这就要求解决腐蚀、结垢、泡沫和生物增殖等问题。

(4) 市政杂用水 这是那些与人身不接触的用水，如浇灌花木草坪，洒马路，冲厕等。

上述几种用水对水质要求不高，但一般二级处理出水是不够的，设计考虑提高处理水平，使污水中的氨氮达到硝化，以利于后续的深度处理和消毒。出水水质标准规定如下：

BOD<16mg/L, SS<30, NH₃-N<3。

三、处理工艺的选择

针对上述出水要求，通过试验研究，选用先进的前置缺氧段推流式活性污泥法，延长曝气时间，使出水完全硝化。污泥处理采用两级中温消化工艺。沼气用以发电。以补充能源。发电机的冷却水、尾气余热、供消化池加热。提高热能回收率。回用水的深度处理考虑在二级处理基础上，增加混凝、沉淀和砂滤两种简单工艺，使出水水质进一步提高（图 1）。

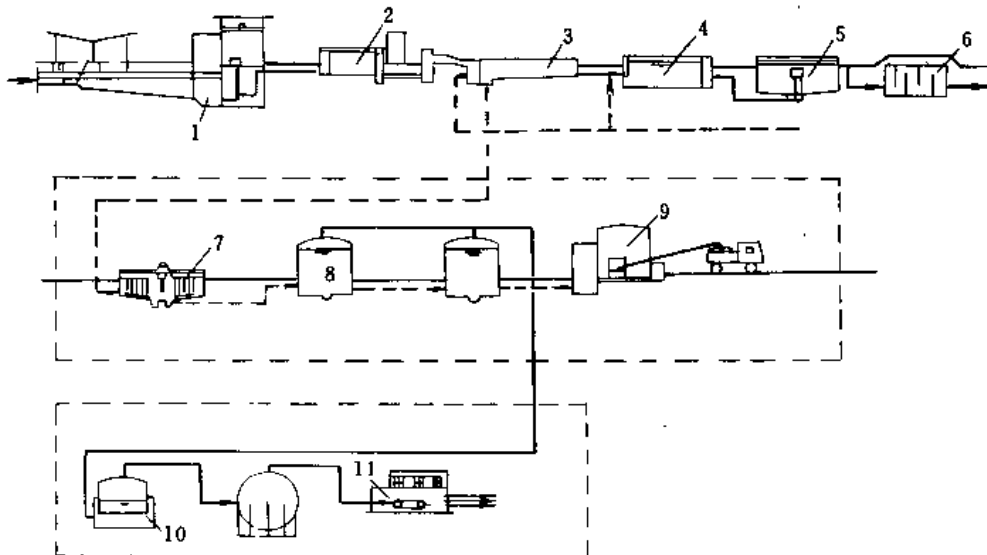


图 1 北京市高碑店污水处理厂工艺流程图

1—污水泵房；2—曝气沉砂池；3—初次沉淀池；4—曝气池；5—二次沉淀池；6—接触池；
7—污泥浓缩池；8—污泥消化池；9—脱水机房；10—气柜；11—沼气发电机

四、厂区平面布置及主要构筑物

1. 平面布置 (图 2)

高碑店污水处理厂是一座有 30 年历史的老厂, 由于原有构筑物按临时性设计, 现已残破不堪。此次改建, 除保留原有进水泵房及试验场外, 均被拆除, 重新布置。全厂分为五个区: 水处理区、泥处理区、中水处理区、试验场及管理区。各区之间用较宽的绿带分隔以美化环境。厂内管网繁多, 为节约用地并便利维修, 设置了环状通行式管廊。

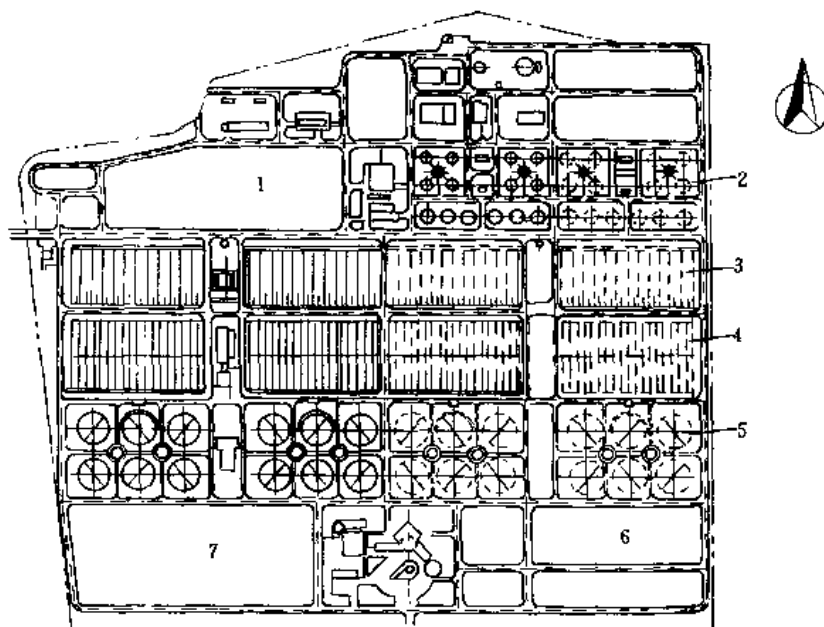


图 2 北京市高碑店污水处理厂平面布置图

1—中试厂; 2—污泥消化池; 3—初次沉淀池; 4—曝气池; 5—二次沉淀池; 6—中水区; 7—厂前区

2. 进水泵房

新进水泵房按最大污水量 120 万 m^3/d 设计。北京市城区下水道多为合流, 原有泵房能力改建 50 万 m^3/d , 作为提升初期雨水之用。

3. 初次沉淀池

设计采用矩形池。初步设计方案为圆形池, 改矩形后节约用地达 100 亩之多。此外, 矩形池还有配水管路短, 水头损失小, 配水均匀, 排泥方便等优点, 并有利于与工作间和管廊相结合, 为管理提供便利。根据试验结果, 初次沉淀池去除 BOD 和 SS 的效果分别为 20% 和 50%。

4. 曝气池

共设 24 座曝气池, 每座长 96m, 宽 28m, 深 6m, 分 4 组布置, 每组 6 池。每座池隔成 3 条宽 9.3m 的廊道。第一廊道的进水端划出 1/4 长 24m, 作为缺氧区。平均停留时间为 9.25h, 以保证充分硝化。为了取得最佳效果, 节约能源, 采用微孔空气扩散装置。并根据计算机模拟结果, 结合试验数据, 将曝气器布置成渐减曝气的形式, 使供气量在曝气池的各段内与该段微生物反应需氧相适应。三条廊道中曝气器分配百分比为: 第一廊道 65%; 第二廊道: 23%; 第三廊道: 12%。

5. 二次沉淀池

采用直径 50m 辐流式圆形池 24 座, 数目与曝气池相同, 有利于运行管理。每池装有周边传动的旋转吸泥机, 及时回流活性污泥。二次沉淀池是二级处理的关键构筑物, 其效率的

高低直接影响出水水质的优劣,因此,设计采用了较小的水力负荷和较长的停留时间,相应为: $21.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 及 4.52 h 。

6. 污泥浓缩池

污泥处理的费用与其体积成正比,因此,污泥必须浓缩,减小体积以降低处理费用。二次沉淀池排出的剩余活性污泥,含水率高,体积庞大,难以浓缩。设计将活性污泥送到初次沉淀池的进水中,使其与生活污泥合并沉淀,然后将混合污泥(含水率预计为 97%)送入污泥浓缩池。参照英国水资源研究中心(WRC)的研究成果,结合高碑店现场试验,选用新型升流式污泥重力浓缩池。试验成果表明,经此种浓缩池出来的污泥体积减小了 50%,即含水率从 97% 降到 94%。固体负荷按 $50 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 计算,选用直径 24m 的池子 12 座。

7. 污泥消化池

采用两级中温消化工艺,建消化池 16 座,直径 20m,高 25m。分为 4 组,每组 4 池,其中一级 3 池,二级 1 池,停留时间为 21d 和 7d。污泥搅拌用沼气循环的方式进行。污泥加热利用沼气发电机余热,以螺旋板逆流换热的方式进行。在发电站运转前,则由锅炉房供蒸汽直接加热。

五、处理厂运行情况考察

高碑店污水处理厂建成投产后,于 1996 年、1997 年对水处理主要构筑物曝气池进行了运行考察。

1. 水质运行情况

本运行考察分别在夏季(6~8月)、秋季(9~11月)、冬季(12~1月)进行,运行结果详见表 1。

表 1 高碑店污水处理厂水质运行数据表

内容 项目 日期	进水量		供气量		温度/℃		曝气池污泥负荷		原水					
	万 m ³ /d		m ³ /d		气温		水温		kgBOD ₅ /(kgVSS·d)		COD _{Cr} /(mg/L)		BOD ₅ /(mg/L)	
	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均
1996.9	42.66~51.84	47.75	1030~1790	1410	23.0~26.0	24.5	19.8~21.8	20.8	0.05~0.13	0.09	244~739	446	90.5~295	196
1996.10	51.84~60.48	56.16	1190~1735	1462.5	14.2~16.5	15.35	19.8~21.8	20.8	0.11~0.13	0.12	185~701	357	116~360	188
1996.11	47.52~51.84	49.68	1261~1770	1515.5							149~639	323	87.1~188	144
1996.12	43.2~51.84	47.52	2005~2590	2300							160~921	386	82.0~295	148
1997.1	43.2	43.2	1989~2102	2045.5	0.8~1.3	1.05	13.9~14.5	14.2	0.07~0.12	0.095	278~600	411	115~312	195
1997.7	44.1~60.48	52.29			32.0~36.0	34.0	25.2~25.6	25.4	0.065~0.09	0.0775	83~285	197	44.4~144	92
1997.8	43.2~60.48	51.84			32.0~36.0	34.0	25.2~25.6	25.4	0.07~0.10	0.085	78~294	165	44.5~170	83
内容 项目 日期	原水		初沉池出水			二沉池出水								
	SS/(mg/L)		COD _{Cr} /(mg/L)		BOD ₅ /(mg/L)	COD _{Cr} /(mg/L)		BOD ₅ /(mg/L)		SS/(mg/L)				
	范围	平均	范围	平均		范围	平均	范围	平均	范围	平均			
1996.9	212~926	539	78.1~257	167.5	45.6~90.5	68.05	12.8~45.6	20.3	0.8~2.48	1.28	11~23	14		
1996.10	138~634	410	115~195	155	41.2~95.8	68.5	6.18~78.2	22.7	2.43~32.0	7.01	9~28	14		
1996.11	133~856	387					14.5~52.5	44.6	3.38~10.8	7.8	12~60	21		
1996.12	112~870	386					13.5~59.4	44.2	3.04~9.13	6.2	11~19	18		
1997.1	124~477	317	160~202	181	61.8~99.5	80.65	14.5~49.6	31.7	5.55~9.15	7.26	13~22	16		
1997.7	77~292	231	72.6~180	126.3	39.7~80.7	60.2	6.48~37.9	20.8	2.42~19.5	7.24	6~28	21		
1997.8	56~198	169	71.5~182	126.75	40~83.2	61.6	6.65~37.1	32.8	3.35~15.9	5.92	10~52	23		

(1) 秋、冬季原水 COD_{Cr}, BOD₅, SS 均较稳定,原水平均 BOD₅ 浓度为 144~196mg/L, 平均 COD_{Cr} 浓度为 323~446mg/L, 平均 SS 浓度为 317~539mg/L, 除 SS 略高于原设计值外,其余均在设计值范围内。

(2) 夏季原水水质变化较大,进水浓度均较低,BOD₅ 浓度为 44~170mg/L, COD_{Cr} 浓

度为 77~294mg/L, SS 浓度为 56~292mg/L。

(3) 夏、秋、冬三季中,二沉池出水均较稳定。平均 BOD₅ 浓度达 4.67~7.8mg/L, 平均 COD_{Cr} 浓度达 20.3~44.6mg/L, 平均 SS 浓度达 14~23mg/L, 均达到国家污水综合排放标准《GB 8978—96》一级排放标准。

2. 污泥运行情况

本测定分别在秋冬两季进行,运行数据详见表 2。从表 2 可以看出,剩余污泥排放量平均为 8798~11969m³/d, 而剩余污泥量设计值为 8910~14256m³/d, 污泥产率为 0.9, 因此设计值与实测值基本一致。

表 2 高碑店污水处理厂污泥运行数据表

日期	剩余污泥排放量/(m ³ /d)		回流污泥量/(m ³ /d)		污泥回流比/%	
	范围	平均	范围	平均	范围	平均
1996.9	3020~25740	11969	273~465	390	65~90	67
1996.10	3240~17280	10937	245~367	341	42~72	62
1996.11	3960~17280	11327	101~346	276	50~68	56
1996.12	4320~17280	11479	259~346	268		
1997.1	4320~17280	8798	173~259	252	40~60	58

3. 污泥负荷与泥龄

从表 1 可以看出,夏、秋、冬季污泥负荷在 0.05~0.13kg BOD₅/(kgVSS·d), 而设计负荷为 0.14kg BOD₅/(kgVSS·d) 实测值与设计值基本吻合。

根据实测污泥浓度、剩余污泥量及池容可以计算出污泥龄为 3.5~5.4 天, 也与设计污泥龄 4~6 天基本一致。

4. 耗氧速率

活性污泥耗氧速率综合反映了活性污泥的净化能力, 它与污水性质、所选用的工艺流程、工艺参数、运行条件等密切相关。测定耗氧速率可间接地反映曝气池的运行状况, 并可作为曝气池设计提供可靠的参数依据。

(1) 耗氧速率随季节的变化情况 表 3 中列出了夏、秋、冬不同季节沿曝气池池长变化的耗氧速率和比耗氧速率值。其中冬季气温 0.8~1.3℃, 水温 13.9~14.5℃; 秋季气温 14.2~23℃, 水温 19.8~21.8℃; 夏季气温 32~36℃, 水温 25.2~25.6℃。图 3、图 4 分别表示不同气温下耗氧速率和比耗氧速率沿池长的变化曲线。

由上述表 3、图 3、图 4 可以看出, 冬季比耗氧速率最大值(A 点)为 0.1125mgO₂/(g·min), 最小值(F 点)为 0.0683mgO₂/(g·min), 而秋季该值最大(A 点)为 0.2462mgO₂/(g·min), 最小(F 点)为 0.1549mgO₂/(g·min), 说明耗氧速率随温度增加而增大。

但是从表 3 中还可以看出, 夏季最大比耗氧速率(A 点)为 0.2351mgO₂/(g·min), 最小

表 3 高碑店污水处理厂秋、冬、夏季耗氧速率沿池长变化表

内容 日期	项目	池长/m	耗氧速率/[mgO ₂ /(L·min)]		比耗氧速率/[mgO ₂ /(g·min)]
			范围	平均	平均
1996.9.10~1996.10 (秋季)	12/(A)		0.3757~0.4985	0.4561	0.2462
	24/(B)		0.4296~0.5964	0.5244	0.2031
	90/(C)		0.3822~0.4759	0.4342	0.1749
	142.5/(D)		0.3642~0.4159	0.3893	0.1636
	214/(E)		0.3494~0.3986	0.3888	0.1566
	285/(F)		0.3659~0.3932	0.3693	0.1549

续表

内容	项目	池长/m	耗氧速率/[mgO ₂ /(L·min)]		比耗氧速率/[mgO ₂ /(g·min)]
			范围	平均	平均
1997.1.10~1997.1.2 (冬季)	12/(A)		0.2204~0.2638	0.2415	0.1125
	24/(B)		0.283~0.3123	0.3026	0.1056
	90/(C)		0.2643~0.2858	0.2747	0.0925
	142.5/(D)		0.2415~0.2866	0.2698	0.0909
	214/(E)		0.2593~0.2652	0.2644	0.0812
	285/(F)		0.1425~0.2406	0.2135	0.0683
1997.7.15~1997.8.1 (夏季)	12/(A)		0.3569~0.3923	0.3736	0.2351
	24/(B)		0.3777~0.4253	0.3849	0.2148
	90/(C)		0.2809~0.3666	0.3258	0.1752
	142.5/(D)		0.2467~0.2950	0.2707	0.1539
	214/(E)		0.2397~0.2842	0.2648	0.1356
	285/(F)		0.2380~0.2712	0.2526	0.1184

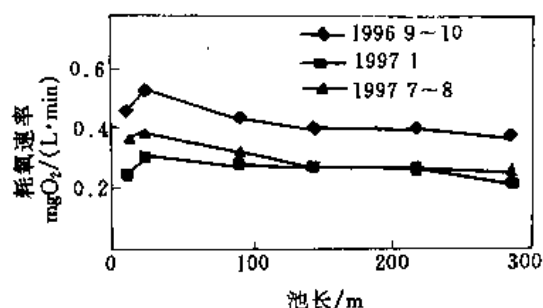


图3 不同季节耗氧速率沿池长变化曲线

(2) 需氧量沿池长的变化 从图3、图4中可看出, 推流式曝气池的耗氧速率沿池长逐渐降低, 因而需氧量也逐渐减少, 经测定及分析, 第一、二、三廊道需氧量分别占曝气池总需氧量的40%, 32%, 28%, 即三廊道需氧量比为1:0.8:0.7。

另外, 需氧量与污泥龄及污泥负荷有关, 本测定在泥龄3.5~5.4天, 污泥负荷为0.05~0.13kgBOD₅/(kgVSS·d)条件下, 去除1kg BOD₅需氧量为1.56~1.2kg O₂, 平均值为1.43kg O₂/kgBOD₅。

5. 溶解氧分布

供氧充分与否直接影响好氧生物处理过程中生物降解速率和处理效果。

该厂曝气池采用渐减曝气方式, 即曝气头设置密度呈递减状, 经测定, 在表1所列供氧量条件下, 溶解氧沿池长变化如图5所示, 由图5可以看出, 曝气池入口处DO浓度低于0.5mg/L, 然后逐渐上升, 至第二廊道达2.34mg/L左右, 进入第三廊道后又逐渐降低至0.6~1.0mg/L左右。从表3还可以看出, 此时, 二沉池出水BOD₅达4~7mg/L, COD_{Cr}达20~30mg/L, SS达14~23mg/L, 完全满足二级处理出水要求。

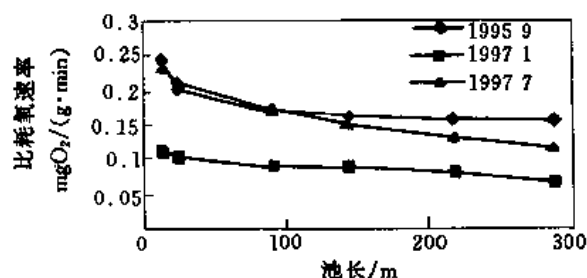


图4 比耗氧速率沿池长变化曲线

值(F点)为0.1184mgO₂/(g·min), 均小于秋季同值; 这是因为耗氧速率除受水温影响外, 还与其他因素有关。表1中1997年7~8月进水BOD₅为83~92mg/L, COD_{Cr}165~197mg/L, 明显低于秋季进水BOD₅为188~196mg/L, COD_{Cr}为357~446mg/L说明耗氧速率还与污泥负荷有关, 在一定条件下, 污泥负荷低, 耗氧速率也随之降低。

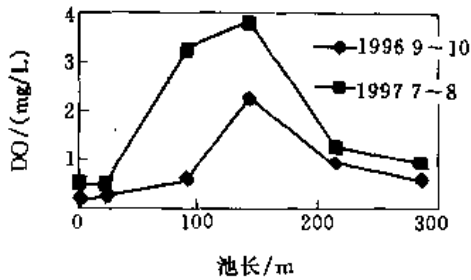


图5 溶解氧沿池长分布图

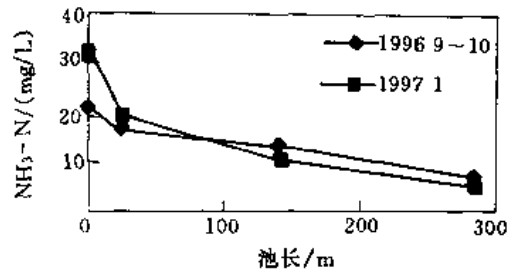


图6 氨氮沿池长变化曲线

6. 氨氮硝化

曝气池中氨氮去除受污水中 pH、水温、碱度、 COD_{Cr} 等影响。本测定沿池长取不同测点，测定水温为 $13.9\sim 25.6^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}7.2\sim 7.75$ ，碱度 $330\sim 241\text{mg/L}$ 。测定结果见图 6，从图 6 可以看出：秋季原水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 21mg/L ，出水可达 3.4mg/L ；冬季原水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 32.4mg/L ，出水可达 0.93mg/L ；原设计值为 30mg/L ，实测曝气池氨氮去除率 84% ，硝化效果良好。

7. 生物相

正常运行条件下，曝气池内生物种类繁多，且较活跃，主要有原生动物和后生动物，如钟虫、楯纤虫、聚缩虫、独缩虫、鞘居虫、轮虫等。生物相沿池长变化不大，但冬季生物数量较秋季为少。

8. 运行分析

(1) 采用前置缺氧段 活性污泥法工艺可以抑制丝状菌的过度增长，防止污泥膨胀。

污泥膨胀是自活性污泥法问世以来，一直困扰着人们的最大难题之一。美国有 $1/2$ 污水厂由于出水悬浮物过高而不能达标；荷兰 $40\%\sim 50\%$ 城市污水厂存在污泥膨胀问题；德国 315 座活性污泥处理厂中， 45% 存有丝状菌过度增长状况；英国调查了 65 座污水处理厂，其中 27 座年平均 SVI 高于 200；我国几乎所有城市污水处理厂都存有一定程度的丝状菌膨胀现象。可见活性污泥法工艺中污泥膨胀是一个世界范围的普遍问题。

污泥膨胀有丝状性膨胀和非丝状性膨胀，造成各种类型的污泥沉降性能不良的多数原因，是由于丝状菌过度增长，因此，抑制丝状菌过度增长是防止污泥膨胀的主要途径。

生物选择器是应用生物竞争的原理，人为地在曝气池中造成某种有利于选择性地发展菌胶团细菌的生态环境，使菌胶团细菌迅速增长，抑制丝状菌过度增殖，从而控制污泥膨胀。其具体方法是在推流式曝气池前段设置一个停留时间比曝气池短得多的区段，称为生物选择器。在生物选择器内，起始原污水的基质浓度很高，可局部提高 F/M 比值，在此环境下，菌胶团细菌迅速摄取、转化并贮存污水中大部分可溶性有机物，夺取了丝状菌的营养源，成为优势菌，在后续的曝气池中，由于丝状菌缺少营养而受到抑制，菌胶团细菌却可继续氧化内源贮存物而得到增殖，因而抑制了丝状菌增长，控制了污泥膨胀的发生。

根据选择器内部运行条件不同，可分为好氧型、缺氧型和厌氧型，本设计采用缺氧型选择器，即在推流式曝气池前设置为总池容 $1/12$ 的缺氧段，相当水力停留时间 42min 。该缺氧选择器除需保持较高的基质浓度梯度外，菌胶团细菌在有硝酸盐存在的缺氧条件下，有比丝状菌高出两个数量级的基质利用率和硝酸盐还原速率。由于高碑店污水厂好氧水力停留时间 8.38h 硝化较完全，回流污泥中硝酸盐浓度较高，缺氧段内有足够的硝酸盐，因此菌胶团细菌得以迅速增长，使丝状菌受到抑制。从该厂 1997、1998 年运行数据（见表 4、表 5）可以看出，曝气池 SVI 值始终维持在 $40\sim 112$ 之间，其中绝大部分 SVI 值低于 100，证明了

推流式曝气池前段设缺氧选择器改善污泥沉降性能, 控制污泥膨胀, 是合理的和成功的。近年来, 开始提倡氧化沟处理工艺前增设缺氧选择器的方法, 回流污泥可按不同比例投加到生物选择器, 其目的也是根据进水有机物浓度变化, 调整投加回流污泥量, 提高其原水 F/M 比, 控制污泥膨胀。

表 4 1998 年 1~10 月月平均 SVI 值

月份	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
SVI	56	68	68.6	77.3	68.1	60.7	70	48.9	112	50.6

表 5 测定期间 SVI 值(1997.7~8)

日期	SVI	日期	SVI	日期	SVI	日期	SVI
1997.8.1	44.0	1997.8.19	48.2	1997.7.3	64.0	1997.7.16	69.2
1997.8.2	44.3	1997.8.20	55.7	1997.7.4	20.5	1997.7.17	62.5
1997.8.3	48.1	1997.8.21	45.7	1997.7.5	65.7	1997.7.18	66.2
1997.8.5	39.6	1997.8.22	48.3	1997.7.8	47.1	1997.7.19	69.6
1997.8.7	40.3	1997.8.25	45.3	1997.7.9	73.7	1997.7.20	58.3
1997.8.8	53.3	1997.8.26	44.2	1997.7.10	50.4	1997.7.21	46.5
1997.8.9	47.5	1997.8.27	46.0	1997.7.11	75.2	1997.7.22	48.8
1997.8.12	49.1	1997.8.28	43.2	1997.7.12	82.6	1997.7.23	53.0
1997.8.14	32.4	1997.8.29	50.6	1997.7.13	58.4	1997.7.24	72.3
1997.8.15	51.2	1997.7.1	63.5	1997.7.14	61.2	1997.7.25	52.6
1997.8.18	55.3	1997.7.2	58.0	1997.7.15	59.3	1997.7.26	71.9

(2) 曝气池设计参数与实测运行参数基本一致(见表 6), 可以认为设计参数的选择是合理的。

表 6 曝气池设计参数与实测运行参数对照表

项目	数值	设计值	实测值
曝气池污泥负荷 $[\text{kgBOD}_5/(\text{kg VSS}\cdot\text{d})]$		0.14	0.05~0.13
产泥量 (m^3/d)		8910~14256	8789~11969
污泥泥龄/d		4.13~6.19	3.5~5.4

(3) 由于合流制污水厂夏季雨水较多, 进水 BOD_5 浓度及污泥负荷较低, 导致耗氧速率降低, 因此夏季应注意鼓风机供气量的调节, 避免过量曝气。

(4) 推流式渐减曝气工艺三廊道实测需氧量比例为 1:0.8:0.7, 可作为参考值。

(5) 本处理工艺好氧段水力停留时间为 8.38h, 氨氮去除率可达 84%, 硝化较完全, 回流污泥可为缺氧选择器提供较充足的硝酸盐, 利于菌胶团细菌的迅速增长。采用该工艺, 应考虑足够的好氧硝化水力停留时间。

(6) 曝气池生物相观察表明, 生物相种群及数量沿池长及随季节变化不大, 说明曝气池运行状态较稳定, 为活性污泥微生物创造了良好的生态环境, 有利于微生物的繁殖生长。

六、讨论

1. 前置缺氧段推流式活性污泥法的优点

在曝气池的进水端设置缺氧区。在这里, 氧的利用仅仅依赖硝酸盐在脱氮过程中放出的氧离子。使水中溶解氧保持在 0.5mg/L 以下, 这种环境给污水处理带来许多好处。主要有:

(1) 污泥沉降性能改善, 避免污泥膨胀; (2) 脱氮作用; (3) 减少二沉池污泥上浮现象。

2. 硝化为加氯的关系

城市污水二级处理一般对出水水质不提出硝化的要求,但在缺水地区,城市污水应当作为水资源进行开发。污水处理应该为污水的回用创造条件,这就要求污水处理厂为工、农业和市政用水,提供清洁卫生的水源,因此,处理厂出水必须硝化并消毒。另外,在加氯消毒的过程中,污水中的氨氮如不去除,则不能有效杀灭源菌。水中氨氮将与氯离子发生反应,通常每 1mg/L 氨氮耗氯 7~10mg/L,而城市污水中氨氮含量一般均在 30~40mg/L 左右,需耗大量的氯,既不经济也不现实。氨氮的硝化需要耗能,使管理费增加,在这里有一个经济比较的问题。经过计算优选,结果是当氨氮降至 3mg/L 左右时,硝化耗氧的费用可与因氨的减少节约的加氯费用相平衡,使管理运行费用达到最低。

3. 污水处理厂的节能

污水处理是解决城市水污染问题最重要的一项环境工程,其社会效益和环境效益极为显著,而经济效益则是无形的。污水处理厂建设投资大,维护运营费更是城市的长期负担。运营费中 50% 以上为能源消耗。因此,尽可能地节约能源是污水处理厂设计人的责任。节能途径如下。

(1) 污水处理厂的合理布局 在城市的总体规划中,污水处理厂的布局应本着适当集中的原则,使每一座处理厂都有一定的规模。因为规模愈小,则单位耗电愈多。这是目前各大城市所发生的事实所证明的。从管理的角度来说,一座大厂的运营比几座小厂的运营要容易得多,成本也低得多,出水水质更有保证。

(2) 污水处理厂平面和竖向的合理设计 在污水处理工艺流程中,各构筑物之间均有管道相连,在平面和竖向布置中,应尽可能紧凑,缩短管线,选用水头损失较小的进出水设施,使沿程水头损失达到最小,以降低提升能耗。

选用合理的工艺及池型,结合平面布置、竖向设计,不但要考虑节能,并应尽量减少占地。节约土地这是我国的国策。

(3) 沼气利用 污泥消化过程中产生的沼气可作为能源回收利用,沼气发电是效益较好的一种利用形式。其发电量一般可满足二级处理总耗电量的 30%~50%。发电机冷却水和废气的余热可用以加热消化池。这样可使沼气能量的回收率达到 70% 以上。

(4) 曝气节能 曝气耗电量是全厂总耗电量的 60%~70%,是节能的重点。首先是采用了微孔曝气器和离心式鼓风机。微孔曝气器扩散出的微小气泡增加气液两相的接触面积,提高充氧效率。离心鼓风机效率高,并可根据水质水量的变化调节风量,避免能量浪费,又可改进处理效果。前文述及在曝气池中按照微生物反应规律布置曝气器,这样做是合理的,也是节能的。但是,污水处理厂的进水水质和水量是变化无常的,需要进一步调节控制曝气量,以适应变化情况。在曝气池的混合液中,保持适当的溶氧浓度是至关重要的。溶氧过高,造成浪费,溶氧过低则出水恶化,达不到处理程度。溶氧控制有以下几种方式。

① 直接控制。溶氧仪设在任何一点,按指定溶氧量调节气量。这一方式仅适用于完全混合式曝气池。

② 进水量比例控制。按污水量变化和固定的气水比进行调节供气,并用溶氧仪监测溶氧量,使其维持在指定范围内。这种方法简单价廉,但受水质和水温的影响,效果不稳,适用于水质变化不大的污水。

③ 溶氧折点控制。在均匀曝气的推流式池中,混合液耗氧速率随水流向前推进而逐渐降低,相应地 DO 浓度则逐渐上升。同时,在曝气池长的任何一个断面上,随着供气量的增加,DO 浓度也将上升。这两种变化曲线都有一个回折点,将这些折点连接起来,形成两条几乎吻合的曲线,标志着曝气池内各处最佳 DO 浓度。在实际应用中可按所需溶氧浓度,选

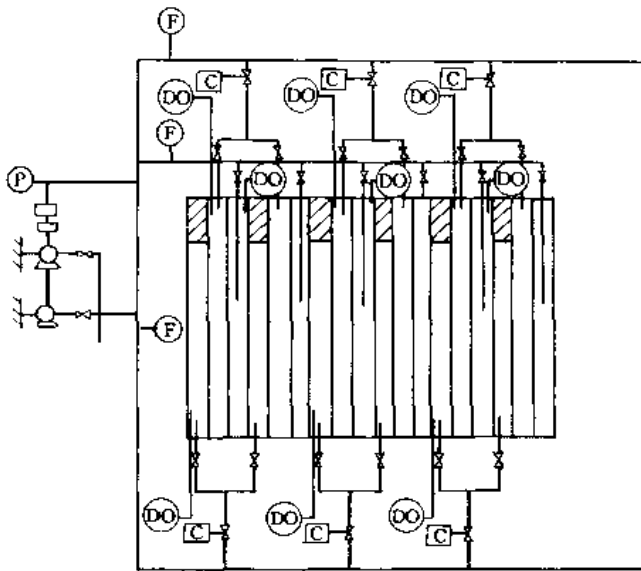


图7 溶氧压力调节控制系统

对曝气池各段氧传递系数 K_{La} 的模拟计算，并参考国外经验，设计采用三个独立控制区，其中两个自动，一个手动。这样就可以有效控制溶氧浓度，达到节能和保证出水水质的效果（见图7）。曝气池出水段只设一手动阀门，因为此段供气量是按搅拌需气设计的，超过了生物反应需气量，不进行随机控制气量，可适当提高出水 DO 浓度，有利于改善二次沉淀池的工作，提高最终出水的水质。

在设计控制系统时，指定 DO 值通常采用 2mg/L ，而在实际操作中，不同控制区可用不同的 DO 指定值，但不得小于 1.5mg/L 。控制系统的工作首先是由溶氧仪发出信号，启动输气管上的阀门。气量的变化使管网压力变动，然后由压力传感器将信号送到鼓风机的进风叶片启动器，调节气量，使管网压力达到最佳状态。即采用分级、双参数控制方式。

4. 水资源化再利用

高碑店污水处理厂的出水、作为水资源进行回用。在规划设计阶段已作过充分研究。目前已得到逐步实施。

(1) 灌溉农田 高碑店下游灌溉系统，从 1993 年以后改用处理后的二级出水进行农业灌溉，改善了 30 多年来利用原污水对农田的污染。灌溉面积约计 20 万亩。

(2) 作为华能热电厂机组冷却水水源 华能热电厂对处理后的出水，经过数年的监测，证明水质稳定，符合要求。已于 1998 年开始应用。日供水能力 $7.68\text{万 m}^3/\text{d}$ ，目前运转正常、效益显著。

(3) 高碑店污水处理厂内杂用水 二级处理后的出水，经化学混凝、过滤处理后进行回用。主要用于冲洗滤布、喷洒绿地、洗车等。现已建成日供水能力 $10000\text{m}^3/\text{d}$ 中水工程。

(4) 处理后的出水，作为景观用水及工业杂用水源 目前正在建设两条出水压力管，一条将出水送入高碑店湖，与通惠河水混合后，作为河流景观用水及第一热电厂贯流冷却水源。供水能力规划为 $30\text{万 m}^3/\text{d}$ 。

另一条压力管，将出水送至东郊水源六厂，作为工业杂用水源，供水能力规划为 $17\text{万 m}^3/\text{d}$ 。

污水作为水资源回用，必须经过相应有针对性的处理，以满足不同的回用水水质标准。在规划设计城市污水处理厂时，在选择处理工艺、参数时，必须考虑回用的要求。无疑在深

定池长上与指定 DO 浓度相符的折点位置，设置 DO 仪，控制溶氧量。

④ 溶氧压力控制。上述几种溶氧控制方法均为单点控制，有各自的缺点，不是最理想的。在高碑店污水处理厂的设计中，溶氧控制方法有所改进。由于曝气池的空气扩散装置是布置成渐减曝气式的，在这种条件下进行溶氧调节，变化范围很小，比较容易控制。从理论上讲，推流式曝气池可以被认为是一系列串连的，独立的池子，在每个单独的池子中，混合液耗氧量各不相同，显然，单点控制是不够的。理想的控制系统是在每一独立曝气区内均设溶氧仪监测控制，但这是不现实也不经济的。经

度处理前,加强二级生化处理是最经济、最合理的。

七、水环境效益和结束语

高碑店污水处理厂投产运行后,通过多年来的监测,出水清澈,水质指标优于有关环保标准。放流排入通惠河后,水体中的污染物总量大幅度降低。水中生物物种、呈现多元与正常状况。水体生态系统逐步得到恢复。河流部分恢复自净能力。水环境得到极为明显的改善。一期工程已经发挥了良好的环境效益和社会效益。

二期工程投产后,通惠河水体一定将有更大的改观。环境效益、社会效益都将进一步更加改善。这项污水治理工程是一项控制污染、保护环境、有利民生、繁荣经济的极为有效的基础设施工程。

实例四 高碑店污水处理厂二期工程设计^①

一、概况

北京市高碑店污水处理厂设计规模为近期 100 万 m³/d, 远期 250 万 m³/d。近期 100 万 m³/d 分两期建设, 一期工程 50 万 m³/d 已于 1993 年 12 月竣工投产, 二期工程 50 万 m³/d 于 1999 年 9 月通水运行。一、二期工程是一个整体, 二期工程是一期工程的延续, 在总平面布置、处理工艺、主要设计参数和构筑物型式等方面都是相同的, 具有协调一致性。但是, 由于外部设计条件的变化和总结一期工程实施与运行经验, 在某些关键部位作了必要的调整和改进, 使二期工程在一期工程的基础上有了较大的完善与提高。

二、设计原则

1. 进水水质

BOD₅ = 200mg/L; SS = 250mg/L; TN = 40mg/L; NH₄⁺-N = 30mg/L; pH = 6~9。

2. 处理程度

由于处理后出水排放尾间为通惠河和通惠灌渠, 根据污水综合排放标准 (GB 8978—96), 应执行二级标准。同时考虑到处理水将作为工业冷却水使用, 故增加 NH₄⁺-N 指标, 则处理后出水水质为: BOD₅ ≤ 20mg/L; SS ≤ 30mg/L; NH₄⁺-N ≤ 3mg/L。

3. 处理水回用

(1) 厂内回用水 建设一座 1 万 m³/d 规模的中水处理设施, 作为厂内设备清洗、冲洗车辆、绿化和清扫杂用水。

(2) 工业冷却水 二期工程可提供 20 万 m³/d 作为工业冷却水使用。

(3) 河湖景观用水 处理后出水补给河道及公园河湖, 美化城市环境。

(4) 农业灌溉用水 处理厂出水用于农业灌溉。

4. 安全溢流

因流域内管网系统和处理厂建设规模尚不完全配套, 同时考虑到工业废水事故排放对污水处理厂的威胁, 保留并改造 191 号井及溢流道以便在紧急情况下, 将污水溢流入通惠河, 保护污水处理厂的正常运行。

三、工艺设计特点与主要改进内容

1. 污水处理工艺

污水处理工艺采用传统活性污泥法二级处理工艺, 分为两个系列, 每个系列为 25 万

① 作者为北京市政工程设计研究总院杭世理、常憬。

m^3/d 。其中一个系列采用前置缺氧段活性污泥法工艺，即在推流式曝气池前设置缺氧段（占生物处理池总容积的 $1/12$ ），其目的是改善污泥性质，防止污泥膨胀。另一个系列采用缺氧好氧脱氮活性污泥法工艺，即在曝气池进口段设置 $1/6$ 池长作为脱氮池，后续 $1/6$ 池长作为可变段，并采用内回流泵进行曝气池混合液内循环，内回流比为 200% 。本系列出水自成系统 $\text{NH}_4^+-\text{N} \leq 3\text{mg}/\text{L}$ ，可直接作为工业冷却水使用。污水处理工艺流程如图 1 所示。

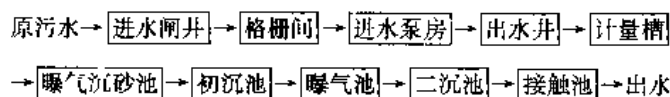


图 1 污水处理工艺流程

2. 污泥处理工艺

污泥处理工艺采用重力浓缩、中温两级消化后机械脱水工艺。消化过程产生的沼气用于发电。

二期工程消化池由原沼气搅拌改为机械搅拌一级消化池搅拌以生熟污泥混合为主，二级消化池搅拌以破浮渣为主；污泥加热由原蒸汽间歇直接加热改为热交换器连续加热；消化池上清液用泵回送作为污泥管反冲洗用水，以防污泥管堵塞；沼气发电机改为低压进气方式，取消沼气压缩机层和球形中压贮气罐。改进后的二期污泥消化工程更加完善，操作简单，管理方便，安全可靠。污泥处理工艺流程如图 2 所示。

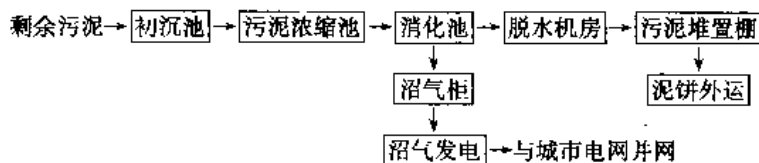


图 2 污泥处理工艺流程

四、主要处理构筑物设计

1. 进水泵房

设计规模为 $100 \text{万 m}^3/\text{d}$ ，设置 6 台立式污水混流泵，一期安装 4 台，二期再安装 2 台。水泵性能如下。

- 水泵流量 $3\text{m}^3/\text{s}$
- 水泵扬程 15m
- 水泵转速 $492\text{r}/\text{min}$
- 水泵效率 80%
- 水泵输出功率 600kW

2. 曝气沉砂池

型式为矩形平流式，池长 $L=21\text{m}$ ，池宽 $B=6\text{m}$ ，有效水深 $H=4.25\text{m}$ ，共 4 池，每 2 池为 1 组。主要设计参数如下。

- 设计流量 $Q=60 \text{万 m}^3/\text{d}$ (变化系数 $k=1.2$)
- 最大流量时的停留时 $T=3.36\text{min}$
- 最大流量时的水平流速 $V=0.09\text{m}/\text{s}$
- 单位供气量 $q_1=0.15\text{m}^3(\text{气})/\text{m}^3(\text{污水})$
- 产砂量 $q_2=50\text{m}^3/(\text{池}\cdot\text{d})$

排砂方式为砂泵吸砂，连续排砂。

主要设备：移动桥式除砂机 2 台（附带吸砂泵 4 台）；砂水分离器 2 套；起重设备 5t

(手动) 1 台, 5t (电动) 1 台。

空气来源: 自配小型鼓风机, 并保留由曝气池鼓风机房供气的可能性。

小型鼓风机房设置国产离心鼓风机 3 台 (2 用 1 备), 风机性能: 风量 $Q = 40\text{m}^3/\text{min}$; 风压 $P = 5\text{m H}_2\text{O}$; 功率 $N = 55\text{kW}$ 。

3. 初次沉淀池

型式为矩形平流式主要设计参数如下。

- 设计流量 $Q = 60\text{万 m}^3/\text{d}$ (变化系数 $k = 1.2$)
- 表面负荷 $q = 0.992\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
- 水平流速 $V = 8.3\text{mm}/\text{s}$
- 停留时间 $T = 2.52\text{h}$
- BOD_5 去除率 20%
- SS 去除率 50%

单池尺寸:

- 池长 $L = 75\text{m}$
- 池宽 $B = 14\text{m}$
- 有效水深 $H = 2.5\text{m}$
- 池数 $n = 12$ 池

排泥方式: 采用桥式刮泥机, 定容式螺杆式污泥泵排泥。

4. 曝气池

型式为矩形三廊道共二个系列。一个系列设置 1/12 池容的前置缺氧段, 另一系列为 A/O 脱氮工艺, 增加混合液内回流设施, 最大内回流比为 200%。主要设计参数如下。

- 最大设计流量 $Q_{\text{tmax}} = 55\text{万 m}^3/\text{d}$ ($k = 1.1$)
- 设计流量 $Q = 50\text{万 m}^3/\text{d}$
- 停留时间 $T = 9.26\text{h}$ (其中缺氧段 $T_1 = 1.54\text{h}$, 好氧段 $T_2 = 7.72\text{h}$)
- 混合液污泥浓度 $\text{MLSS} = 2000 \sim 3000\text{mg}/\text{L}$ (设计取平均值 $\text{MLSS} = 2500\text{mg}/\text{L}$)
- 混合流回流比 200%
- 污泥回流比 50% ~ 100%
- 污泥负荷 $0.16\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$
- 总污泥龄 8 ~ 10d
- 溶解氧浓度 缺氧段 $\leq 0.5\text{mg}/\text{L}$
好氧段 $\geq 2\text{mg}/\text{L}$
- 污泥产率 $0.7 \sim 0.75\text{kgSS}/\text{kgBOD}_5$

单池尺寸:

- 池长 $L = 96.2\text{m}$
- 池宽 $B = 9.28 \times 3\text{m}$ (三廊道)
- 有效水深 $H = 6\text{m}$
- 池数 $n = 12$ 池

曝气方式: 鼓风曝气, 曝气头采用进口膜片橡胶微孔曝气头, 按渐减曝气方式布置。

5. 鼓风机房

风机型式: 单级风冷离心式。主要设计参数如下。

- 最大设计风量 $Q = 3600\text{m}^3/\text{min}$
- 风机台数 $n = 8$ 台 (6 用 2 备)

风机性能:

- 风量 $Q = 270 \sim 600 \text{ m}^3/\text{min}$
- 进口压力 $P_1 = 1.013 \text{ bar}$
- 出口压力 $P_2 = 1.763 \text{ bar}$
- 转速 $n = 1000 \text{ 转}/\text{min}$
- 风量调节范围 $45\% \sim 100\%$
- 功率 $N = 900 \text{ kW}$

6. 二次沉淀池

型式为辐流式中心进水周边出水沉淀池。主要设计参数如下。

- 设计流量 $Q = 50 \text{ 万 m}^3/\text{d}$
- 表面负荷 $q = 0.88 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
- 停留时间 $T = 4.48 \text{ h}$
- 回流污泥量 $50\% \sim 100\%$

排泥方式 采用桥式刮吸结合虹吸式静压排泥,连续运行。

单池尺寸:

- 直径 $D = 50 \text{ m}$
- 有效水深 $H = 4 \text{ m}$
- 超高 $h_1 = 0.3 \text{ m}$
- 总高 $H_0 = 5.1 \text{ m}$
- 池数 $m = 12 \text{ 座}$

7. 回流污泥泵房

回流污泥泵型式:螺旋桨式潜水污泥泵。主要设计参数如下。

- 污泥回流比 $50\% \sim 100\%$
- 最大设计流量 $50 \text{ 万 m}^3/\text{d}$
- 数量 2座

设备:采用进口螺旋桨式潜水污泥泵8台,安装6台,库存2台。

8. 剩余污泥泵房

剩余污泥泵型式:螺旋桨式潜水污泥泵。主要设计参数如下。

- 剩余污泥量 $Q = 1.3 \text{ 万 m}^3/\text{d}$
- 污泥含水率 $P = 99.5\%$
- 数量 2座

设备:采用进口螺旋桨式潜水污泥泵6台(4用2备)。

9. 污泥浓缩池

型式为圆形重力浓缩池。主要设计参数如下。

- 混合污泥重量 $W_1(\text{干重}) = 151.25 \text{ t}/\text{d}$ (含初期雨水)
- $W_2(\text{干重}) = 132.5 \text{ t}/\text{d}$ (不含初期雨水)
- $V_1(97\% \text{ 含水率}) = 4416.7 \text{ m}^3/\text{d}$
- $V_2(94\% \text{ 含水率}) = 2208.3 \text{ m}^3/\text{d}$
- 固体表面负荷 $G = 70 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$
- 水力停留时间 $T = 5 \text{ h}$

排泥方式:机械排泥。

单池尺寸:

- 直径 $D = 20\text{m}$
- 池深 $H_1 = 5.5\text{m}$
- 泥层高 $H_2 = 3\text{m}$
- 上清液层高 $H_3 = 2\text{m}$
- 超高 $h = 0.5\text{m}$
- 数量 $m = 6$ 座

10. 污泥消化池

型式为二级中温厌氧消化。主要设计参数如下。

- 进泥体积 $V_1(94\% \text{ 含水率}) = 2208.3\text{m}^3/\text{d}$
- 出泥体积 $V_1(95\% \text{ 含水率}) = 1852.4\text{m}^3/\text{d}$
- 停留时间 $T_1(\text{一级消化}) = 21.3\text{d}$
 $T_2(\text{二级消化}) = 6.8\text{d}$
- 污泥总消化时间 28.1d
- 污泥总投配率 3.6%
- 沼气产量 $q_1(\text{一级消化池}) = 10\text{m}^3 \text{ 气}/\text{m}^3 \text{ 泥}$
 $q_2(\text{二级消化池}) = 2\text{m}^3 \text{ 气}/\text{m}^3 \text{ 泥}$
- 加热方式 热交换器(热水)连续加热
- 搅拌方式 机械连续搅拌
- 排泥方式 溢流排泥

单池尺寸:

- 直径 $D = 20\text{m}$
- 总高 $H_1 = 28.8\text{m}$
- 有效泥深 $H_2 = 25\text{m}$
- 池数 一级消化池 6 座
二级消化池 2 座

11. 污泥脱水机房

型式为带式压滤机。主要设计参数如下。

- 进泥体积 $V(95\% \text{ 含水率}) = 1852.4\text{m}^3/\text{d}$
- 进泥干重 $G(\text{干重}) = 92.62\text{t}/\text{d}$
- 工作时间 $T = 16\text{h}/\text{d}(\text{二班制})$
- 泥饼含水率 $P = 75\%$
- 泥饼量 $V_0 = 370.5\text{m}^3/\text{d}$

主要设备: 进口带式压滤机(带宽2.6m) 5 台。

12. 湿式贮气柜

型式为浮动顶盖式。主要设计参数如下。

- 总沼气体积 $Q = 26500\text{m}^3/\text{d}$
- 贮存时间 $T = 5.4\text{h}$
- 每柜容积 3000m^3
- 柜数 2 座

13. 脱硫装置

型式为湿式脱硫。主要设计参数如下。

- 设计流量 $Q = 26500\text{m}^3/\text{d}$

- 设计压力 $P = 500\text{mm H}_2\text{O}$
- 设计温度 $T = 25^\circ\text{C}$
- 进脱硫塔 H_2S 浓度 $0.1 \sim 10\text{g}/\text{m}^3$, 设计取 $0.5\text{g}/\text{m}^3$)

单塔尺寸:

- 直径 $D = 0.6\text{m}$
- 塔高 $H = 6.2\text{m}$
- 塔数 2座(1用1备)

14. 沼气发电机房

型式为单燃料低压进气式沼气发电机。主要设计参数如下。

- 沼气量 $Q = 26500\text{m}^3/\text{d}$
- 发电量 $W = 1956\text{kW}$
- 发电机进气压力 $P = 500 \sim 1000\text{mmH}_2\text{O}$
- 发电效率 $\eta = 38\%$
- 热回收率 $r = 50.1\%$
- 发电机冷却方式 水冷
- 发电机台数 3台(每台发电量 652kW)

五、土建设计

1. 主要构筑物设计

构筑物采用钢筋混凝土结构, 除二沉池采用预制壁板、装配式结构和污泥消化池采用无粘结预应力工艺外, 均为现浇钢筋混凝土。

2. 附属建筑物设计

建筑物主面和外装修均与一期工程相协调, 结构形式采用排架式或砖混结构。

六、采暖通风设计

1. 采暖

采暖热煤为 $95 \sim 70^\circ\text{C}$ 热水, 由锅炉层供给。全厂总热负荷量为 40 万大卡。采暖系统为上行下给式或下行下给式。

2. 空调

控制室采用分体柜式空调机, 温度控制在 $24 \sim 28^\circ\text{C}$ 。

3. 通风

变压器室、高低压变配电室采用轴流通风机, 通风量按 6 次/时计算。

砂水分离间、鼓风机房、管廊、脱水机房、沼气发电机房, 采用屋顶风机。

七、机械设计

1. 设备标准

本工程主要设备是瑞典政府贷款的进口设备。设计和制造标准为 ISO 9000, DIN 或供货国的相关标准。国内设备大部分为闸阀类, 闸阀标准为我国建设部 CJ/T3006—92《供水排水用铸铁闸阀》以及机械部有关相关标准。

2. 材质

进口非标设备材质为水上部件采用铝合金或不锈钢, 水下部件均采用不锈钢制造。

八、电气设计

1. 电源

二路 10kV 电源, 变压器总容量 11650kVA , 10kV 主接线为单母线分段, 两台变压器

同时工作，当一路发生故障时，另一路可负担全部负荷的 80%。

沼气发电机 3 台 652kW 的发电量并入城市电网。

2. 变电所及变电室

总变电所 10kV 供配电，6kV 变电（变压器容量 $2 \times 4000\text{kVA}$ ），380V 变配电（变压器容量为 $2 \times 800\text{kVA}$ ）

污水区变电室 6kV 供配电，380V 变配电（变压器容量 $2 \times 500\text{kVA}$ ）。

污泥区控制室 380V 变配电（变压器容量 $2 \times 500\text{kVA}$ ）。

此外还设有厂区照明、建筑物防雷、电话、广播系统、火灾报警及可燃气体报警系统等。

九、仪表自控设计

1. 仪表设计

监测仪表总计 489 块。主要功能除分析仪表外，均为液位、流量、温度、压力、界面、速度、电流和电压等仪表。

主要分析仪表有溶解氧分析仪，浸入式污泥浓度计，污泥界面计，管道式超声波流量计、明渠式超声波流量计，电磁流量计，pH 计及余氯计，大部分为进口仪表。

户外进口仪表，防护等级 $\geq \text{IP65}$ ，使用环境温度为 $-28 \sim 41^\circ\text{C}$ 。

2. 自控设计

功能为集中监视，分散控制。由上位级工作站，下位级工作站，可编程序控制器（PLC）组成。全厂控制器输入/输出（I/O）数量为 3406 点。系统控制主要有以下内容：

初沉池排泥系统的定时、条件控制；回流污泥量设定值控制；剩余污泥量条件控制；污泥浓缩、消化系统的批量、定时、条件控制；曝气池溶解氧——鼓风机风量调节系统闭环控制；四系列曝气池内回流污泥泵调速控制等。

厂外监测站主要监测流量、酸度、温度等。工业电视（ITV）监视系统 6 套。工艺流程模拟屏与一期共用，即一期预留二期屏面。

十、劳动定员与工程数量

1. 劳动定员

全厂劳动定员（100 万 m^3/d 规模） 543 人

2. 工程数量

土石方量 47 万 m^3

混凝土量 17 万 m^3

水泥 6 万 t

钢材 1.7 万 t

建筑面积 1.5 万 m^2

地下管线 45km

道路 4 万 m^2

十一、主要经济指标

工程总投资 89918.9 万元（不含厂外配套工程 1735.3 万元）

单位水量投资指标 1798.4 元/ m^3 污水

单位水量耗电量 0.15kW·h/ m^3 污水

单位水量运行成本 0.258 元/ m^3 污水

实例五 首都机场污水处理厂扩建工程简介^①

一、概述

首都机场建成于1956年。在机场建设的同时，修建了一级污水处理站，1979年建成了二级污水处理厂，日处理量为1.5万 m³/d。

随着机场客运量的增加，客运候机楼现有容量已不能满足目前的需要。为此，以2000年的需求为扩建目标，扩建机场，其主要扩建设施包括：候机楼、货运楼、管理办公楼、机场、供水设施、供热设施等，在扩建航站设施容量和配套设施的同时，必须扩建污水处理厂。污水量规模，除考虑扩建航站区的污水量外，还要考虑机场附近地区的污水量。

扩建污水厂在原有二级处理厂西侧，占地23亩。为考虑统一管理，污水处理工艺基本与原处理相同，采用活性污泥法。污泥处理采用好氧消化、机械浓缩脱水，因原处理厂厌氧消化一直没投入运行，故将其作废，原处理厂污泥与扩建污水厂污泥一并进行好氧消化处理。

处理厂除污泥泵、鼓风机、污泥浓缩脱水机、DO仪为进口设备外，其余设备均为国内产品。

工程总投资约8000万元人民币(包括进口设备)。

表1 污水水质及处理效果

项目	进水/(mg/L)	出水/(mg/L)	去除率/%
BOD ₅	200	≤20	90
SS	250	≤30	88
COO	400	≤100	75
NH-N	25	5	80
TN	30	15	50

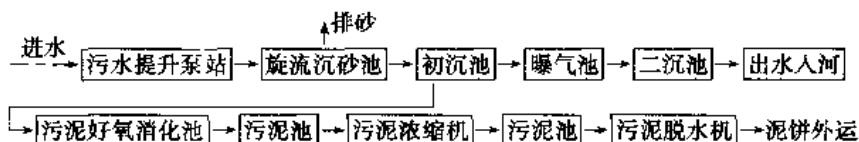
二、设计要点

(1) 设计规模 设计污水量为20000m³/d。考虑到旧处理厂改造时污水全部进入扩建污水厂的可能性，所以最大污水量按30000m³/d设计。污泥处理按新、旧污水厂总污泥量设计。

(2) 污水水质及处理效果 见表1。

三、处理工艺流程

工艺流程图如下。



(1) 污水处理工艺流程 污水处理工艺采用与旧处理厂相似的活性污泥法处理工艺。污水自现况φ1150污水管引入进水泵房，提升进出水井，依次进入计量槽旋流曝气沉砂池、初沉池、曝气池、二沉池。出水进入厂外污水退水渠，排入温榆河。

(2) 污泥处理工艺流程 污泥经初沉池污泥泵提升，送到好氧消化池进行污泥好氧消化。旧厂污泥自流进入好氧消化池。消化后的污泥自流到贮泥池，用泵提到污泥浓缩机进行浓缩。浓缩后的污泥自流到贮泥池，再用泵提升到污泥脱水机进行脱水，干泥外运作农肥。

四、主要构筑物简介

(1) 污水泵站及出水井 污水泵站地下为集水池、泵室，地上部分为变、配电室。

① 作者为北京市政工程设计研究院任锋。

集水池前有两条进水渠道，每条渠道设粗、细格栅各一道。粗格栅栅距 20mm，细格栅栅距 10mm。格栅为 HF1500 回转式机械格栅。

污水泵选 4 台 150WL1425—12 型立式污水泵 $Q = 425\text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 12\text{m}$ 。平均流量 ($20000\text{m}^3/\text{d}$) 时开 2 台。最大流量 ($30000\text{m}^3/\text{d}$) 时开 3 台。

(2) 计量槽 计量槽为咽喉式，喉宽 0.3m，前后渠道宽 1m。设超声波流量计。

(3) 旋流曝气沉砂池 旋流曝气沉砂池为国内首创的专利产品。沉砂池为 2 座 $\phi 2.8\text{m}$ 的旋流曝气沉砂池，除砂为气提泵除砂，再用砂水分离器将砂水分离。

初沉池共分 4 条，每条尺寸为：宽 7m，长 26m，有效水深 2.6m，总深度 4.2m。平均水量时，水力负荷为 $1.1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，停留时间为 2.36h，最大水量时，水力负荷为 $1.65\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，停留时间为 1.57h。

悬浮物去除率按 50% 计，去除的干泥重为 2.5t/d， BOD_5 去除按 20% 计，二沉池的剩余污泥进入初沉池，干重为 2.9t/d，由初沉池排出的总污泥量为 5.4t/d，含水率按 97% 计，总湿污泥量为 180t/d。

每条池设一台桁车式刮泥机，将沉淀污泥刮到沉淀池端部的泥斗中，再用污泥泵提升到好氧消化池(或污泥浓缩池)。浮渣由刮泥机所附刮渣器刮到浮渣槽，沉入池外的浮渣井，定期清走。

(4) 曝气池 为了改善污泥性质和去除部分氨氮，提高处理效果，曝气池采用缺氧-好氧(A/O 法)法处理工艺。曝气池分两组，每组分三廊道。每廊道长 30m，宽 7m，水深 5.5m。

主要设计参数如下：平均污水量 $20000\text{m}^3/\text{d}$ ，进水 $\text{BOD}_5 160\text{mg}/\text{L}$ ，进水 $\text{SS} 125\text{mg}/\text{L}$ ，进水 $\text{TN} 30\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{MLSS} 3000\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{MLVSS} 2100\text{mg}/\text{L}$ ， BOD_5 污泥负荷 $0.13\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。

曝气池总停留时间为 8.3h，其中缺氧段时间为 1.4h (缺氧段为池长的 1/6，每组池缺氧段长为 15m)。

为提高总氮的去除率，回流污泥回流比为 100%，混合液回流(内回流)比为 100%。

曝气装置采用可提式微孔曝气器。在每组曝气池尾端设 2 台潜水轴流泵提升混合液，通过管道回流到曝气池的缺氧段。

在每组曝气池的缺氧段安装 2 台水下搅拌器，以保持混合液处于悬浮状态。

(5) 二沉池 平均水量时，二沉池的表面负荷为 $0.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

共分四条，每条池长 37m，宽 7m，有效水深 2.6m，沉淀时间 3.3h。每二条沉淀池设一台 14m 宽桁车式吸泥机。吸泥量按最大水量 ($30000\text{m}^3/\text{d}$) 的 100% 计算，提升的回流污泥经 $\phi 800\text{mm}$ 回流污泥管进入回流污泥泵房。

(6) 鼓风机房 鼓风机房内设 4 台离心鼓风机(丹麦 TUBAR 风机)，供曝气池和好氧消化池所用风量，每台风机流量为 $100\text{m}^3/\text{min}$ ，出口压力为 63.7kPa， $N = 132\text{kW}$ 。

鼓风机房分上下两层，上层为机器间，下层为管道间。

(7) 回流污泥泵房 回流污泥量按 100% 回流比设计，总提升高度为 3m，选 3 台 $\phi 1000\text{mm}$ 螺旋泵， $Q = 660\text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 3\text{m}$ 。

(8) 好氧消化池 污泥处理按平均水量 $30000\text{m}^3/\text{d}$ 的污泥量考虑，即新、旧污水处理厂的污泥一并进行处理。新厂的污泥由初沉池污泥泵抽至好氧消化池，旧厂的污泥亦送至好氧消化池进行处理。

由于厂地限制,好氧消化池分为两组,一组尺寸为长21m,宽8m,有效水深5.5m,共4格。另一组长18m,宽8m,有效水深5.5m,共4格(建在旧厂消化池位置上)。总体积约6500m³,污泥停留时间约25d。

好氧消化池供氧来自鼓风机。供氧按2.3kgO₂/kg分解的挥发性固体计算。

曝气装置采用固定螺旋曝气器。

(9) 污泥浓缩、脱水机 消化后的污泥进行机械浓缩,选用2台德国产SR51型污泥浓缩机,处理量10~25m³/h,浓缩后污泥浓度可达8%~15%,絮凝剂用量为10~25g/m³稀泥,固体回收率可达99%。

浓缩后污泥进入脱水机。脱水机选用2台德国产KS-10型带式压滤机。产量5~10m³/h,带宽为1m。脱水后污泥含水率约为80%,湿泥量约为39m³/d。

实例六 北京北小河污水处理厂简介^①

一、概况

北小河污水处理厂是第十一届亚运会工程的配套工程,也是北京第一个城市污水二级处理厂。位于北郊北小河北岸,亚运村东北部。总流域面积约为1639公顷,远期平均污水量为34×10⁴m³/d,近期规划污水量16×10⁴m³/d,本期工程按4×10⁴m³/d设计。

设计原污水水质:

BOD ₅	200mg/L	总氮	30mg/L
SS	250mg/L	氨	20mg/L

处理后的出水水质:

BOD ₅	≤20mg/L	SS	≤30mg/L
------------------	---------	----	---------

处理厂总体布局按处理能力16×10⁴m³/d考虑,分四组,每组4×10⁴m³/d。占地面积91亩。总投资约3000万元。

处理厂出水入北小河,为防止水体产生富营养化,处理工艺采用先进的A/O法。

二、处理工艺流程

原污水→机械格栅→巴式计量槽(上游装设超声波流量计)→曝气沉砂池→平流式初沉淀池→曝气池(A/O型)→平流式二沉池→消毒接触池→北小河。

污泥采用两级厌氧消化→污泥浓缩→机械脱水→湿泥饼→农肥。

三、污水主要处理构筑物简介

1. 污水泵站及出水井

污水泵站土建部分按处理厂的总体规划规模为8×10⁴m³/d设计,污水总变化系数采用1.3,则需按10.4×10⁴m³/d的最大设计流量选配水泵。选5台(其中1台备用)250WDL型污水泵,Q=260L/s,H=12.5m,N=70kW,1台8PWL型污水泵,Q=160L/s,H=12m,N=40kW。

本期工程按处理规模为4×10⁴m³/d设计,总变化系数采用1.4按5.6×10⁴m³/d的最大流量选配水泵,选2台250WPL和2台8PWL(其中1台备用)污水泵。待水量发展,再建

^①作者为北京市政工程设计研究院任峰。

$4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 污水处理厂时(在本处理厂东侧),增加 2 台 250WDL 污水泵,换 1 台 8PWL 泵为 250WDL 泵。

进水格栅设 2 台宽度为 1.5m 的机械格栅。

集水池有效容积根据上部构筑物的布置综合考虑确定,有效面积为 140m^2 ,有效水深为 1.3m,有效容积为 182m^3 ,相当于最大一台泵的 13.5min 的抽水量。

闸井室设 2 个 $\phi 900$ 速闭闸,停电时迅速关闭,以防格栅间受淹。

在北苑路污水干管过北小河倒虹吸处设置一座溢流井。当泵站因故停止工作、进水管继续来水时,水位逐渐增高,在水位高于 37.765m 时,溢流至北小河。

泵房宽 15.9m,长 18.6m,地下深 10m。分 2 层,底层为水泵间和集水池。上层为控制室,配电室和变电室。

各水泵的出水管分别进入出水井,过堰口流入计量槽。

2. 计量槽

计量槽为咽喉式分两条。喉宽 0.5m,前后渠道宽 1.2m,每条设计过水量为 $5.6 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$,下游水位按过水量为 $2 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 考虑。在下游装设超声波流量计。

3. 曝气沉砂池

为在流量变化的情况下也能保持较好的除砂效果,本工程采用曝气沉砂池。水力停留时间为 3min。水平流速 $V = 0.08 \text{m/s}$ 。

曝气沉砂池分两格,每格宽 2m,长 15m,有效水深为 2m。

砂量按 $30 \text{m}^3/10^6 \text{m}^3$ 水计,每天总砂量为 $1.2 \text{m}^3/\text{d}$ 。除砂机采用行车式结构,沉砂经砂泵抽升,再经旋流洗砂器洗砂后,汇入池外集砂车送走。

供气量按 0.2m^3 空气/ m^3 水计算。总气量为 $466 \text{m}^3/\text{h}$ ($7 \text{m}^3/\text{min}$)。空气由罗茨鼓风机供给。选用 3 台 L32-15/3.5 风机。 $Q = 15 \text{m}^3/\text{min}$, $H = 3.5 \text{m}$, $N = 17 \text{kW}$ 。

4. 初次沉淀池

初沉池按平均污水量 $4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 设计,总变化系数为 1.4。沉淀池共分 6 条,每条尺寸为:宽 7m,长 29m,有效水深 2.6m,总池深 4.2m。平均水量时的水力负荷为 $1.4 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,停留时间为 1.86h。最大水量时的水力负荷为 $1.95 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,停留时间为 1.34h。

悬浮物去除率按 50% 计。进水悬浮物浓度为 250mg/L ,出水为 125mg/L 。去除的干泥重为 5t/d 。 BOD_5 的去除率按 20% 计,进水 BOD_5 为 200mg/L ,出水为 160mg/L 。二沉池的剩余污泥进入初沉池,干重为 5.76t/d 。由初沉池排除的总污泥量为 10.76t/d ,含水率按 97% 计,则总湿污泥量为 $358.7 \text{m}^3/\text{d}$ 。

每条池设一台桁车式刮泥机,将沉淀污泥刮到沉淀池端部的泥斗中,再用污泥泵提升到污泥浓缩池。浮渣则由刮泥机所附刮渣器刮到浮渣槽,流入池外的浮渣井,定期由吸泥车运走。

初沉池共分两组,每组三条池。每组设 2 台 1PN 泥浆泵。1 台工作 1 台备用。每台泵的技术参数为 $Q = 2 \sim 4.44 \text{L/s}$, $H = 14 \sim 12 \text{m}$, $N = 3 \text{kW}$ 。泵与刮泥机配合运行。每台刮泥机往返 2h 刮泥 1 次,每组 3 台刮泥机依次运行时差为 40min。每池每次抽泥时间 10~40min,可视泥量由操作者调整。泵的运行采用程序控制,详见仪表设计。

5. 曝气池

为了改善污泥性质,曝气池采用缺氧-好氧(A/O)法处理工艺。

曝气池分三组，每组分三廊道，每廊道长 47m，宽 7m，水深为 5.5m。

设计主要参数：

平均污水量为 $4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，总变化系数为 1.2。

进水

BOD₅ 160mg/L SS 125mg/L TKN 30mg/L

二沉池出水

BOD₅ 16mg/L SS < 30mg/L

混合液污泥浓度

MLSS 取 3000mg/L MLVSS 取 2100mg/L

BOD₅ 污泥负荷 0.12kg BOD₅/(kg MLSS·d)

曝气池总停留时间为 9.77h，其中缺氧段时间为 1.1h (缺氧段为池长的 1/9, 每组池缺氧段长为 15.7m)。

回流比为 100%~150%。

曝气装置采用微孔曝气器。污水氧的利用率按 12% 计。考虑碳化、硝化所需氧量，总需气量为 195m³/min。气水比为 7:1。

在缺氧段，每组曝气池安装 2 台 $\phi 2\text{m}$ 搅拌机，以保持活性污泥处于悬浮状态。

6. 二沉池

二沉池平均水量按 $4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 设计，总变化系数为 1.2，表面负荷采用 $0.78 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

二沉池共 8 条，每条池长 38m，宽 7m，有效水深 2.6m。沉淀时间 3.3h。

出水槽的溢流率为 $130 \text{m}^3/(\text{m} \cdot \text{d})$ 。

8 条二沉池，每 2 条池设 1 台 14m 宽桁车式吸泥机。吸泥机上设有真空泵，吸泥管形成真空状态，将泥吸入集泥渠。吸泥量按 100%~150% 回流量计算，集泥渠宽度为 0.8m。污泥经集泥渠端部的薄壁堰流入总污泥渠，经 $\phi 1000\text{mm}$ 回流污泥管进入回流污泥泵房。

7. 鼓风机房

本鼓风机房只供曝气池所用风量。曝气池需风量 $195 \text{m}^3/\text{min}$ ，水深 5.5m。

选 4 台 C80/6.5 离心鼓风机，3 台工作，1 台备用。每台流量为 $80 \text{m}^3/\text{min}$ ，压力为 63.7kPa。每台电机功率 132kW。

该风机可自动调节风量。在曝气池中装有 DO (溶解氧) 仪，根据 DO 值调节风管上的电动调节阀。再根据总风管上的压力调节鼓风机进风管上的电动调节阀，详细控制程序见仪表设计。

由于采用微孔曝气器，空气必需净化。在进风廊道上设两组空气净化装置。每组装一套 M-1 (粗滤) 空气过滤器和一套 JKG-8 静电空气过滤器 (高效)。如一组检修时，全部风量通过另一组。

鼓风机房分上、下两层。上层为机器间，下层为管道间，在机器间安装 1 台 SDQ-10 型吊车。

8. 回流污泥泵房

回流污泥量按 100%~150% 回流比设计。总提升高度为 3m。选 6 台 $D = 1000\text{mm}$ 螺旋泵， $Q = 660 \text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 3\text{m}$ 。

回流量，一般控制在 100% 左右。如果要求较高的除氮标准，则可按较大的回流比 (接近 200%) 运行。回流量可通过电磁流量计计量。

剩余污泥不单独设泵提升，从回流污泥渠重力流入初沉池进水渠。

剩余污泥量按去除 1kg BOD₅ 产生 0.9kg 污泥量计算，含水率按 99.4% 计，则污泥量为 864m³/d。剩余污泥管道为 φ200 管，以电磁流量计计量。

9. 接触池、加氯间

加氯量按 10mg/L 计算，接触池接触时间采用 30min。接触池长 15m，宽 3.4m，水深 3.4m，共 6 条池。

污水量 $4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 时，加氯量为 16.67kg/h。选 4004C 型柜式手动加氯机 1 台。考虑到二期再建 $4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 处理设施最大加氯量可达 20kg/h，故加氯间再予留 1 台加氯机的位置。

贮氯量按 15d 贮备量计，共需贮备 6t，选 LP800-1T 氯瓶 8 个。

四、污泥处理构筑物简介

污泥经初沉污泥泵提升，送到污泥浓缩池，经浓缩的污泥用泵送到一级消化池，再用泵送到二级消化池。消化后的熟污泥送到脱水机房的贮泥池，脱水机脱水后，经皮带输送机送到堆泥棚，用汽车外运作农肥。

1. 污泥浓缩池

进入浓缩池的混合污泥量为 10.76t/d，其中剩余活性污泥量为 5.76t/d，初沉污泥量为 5t/d。混合后(在初沉池中)污泥含水率为 97%，湿泥体积为 358.7m³/d。要求浓缩后污泥的含水率为 94%。则浓缩后的湿污泥体积为 179m³/d。

浓缩池按重力浓缩设计，固体负荷按 50 kg/(m²·d)计。污泥的停留时间约为 3d。

设两座直径为 12m 的污泥浓缩池。浓缩池的有效水深为 5m，其中清液为 2m，泥层为 3m。池内设栅条式刮泥机。

2. 污泥消化池

污泥厌氧处理采用两级消化。进泥量为 170m³/d。进泥含水率为 94%，出泥含水率为 92%。一级消化天数为 20d，二级消化天数为 10d，总投配率为 3.3%。

(1) 一级消化池 一级消化池体积为 3400m³，建 2 座。每座池直径 14m，柱体部分高 11m。

每天投配 4 次，采用蒸汽直接加热方式。用沼气进行搅拌，搅拌用气量采用 0.8 m³/(m²池容·h)。

一级消化池泥温保持 35℃。

(2) 二级消化池 二级消化池设 1 座，体积为 1692.5m³。其尺寸为直径 14m，柱体部分高 11m。

每天投配 4 次，不加热，不搅拌。污泥在池中静沉，撇除上清液。污泥在池中利用余温继续分解，产生的沼气与一级消化池的沼气共同进入气柜。

3. 污泥泵房

(1) 浓缩池污泥泵房及控制室 每座浓缩池配置 2 台 80WG 污泥泵，1 台工作，1 台备用。Q = 20~53m³/h，H = 11.6~10m。电机功率为 3kW。

污泥泵的运行方式如下。

每座消化池每天投配 4 次污泥，两座消化池的投配时间错开。向一座消化池投配时，两座浓缩池的污泥泵同时开动，时间约半小时，直到消化池最高泥位，3h 后，再同时启动，往另一消化池投泥，时间亦约为半小时。如此反复每 3h 启动 1 次。所以，每台泵每天工作

8次。

控制室与污泥泵房设在一起，污泥区的配电，控制系统均设在该控制室内。

(2) 消化池污泥泵房 消化池污泥泵房内共安装6台80WG污水泵。 $Q = 20 \sim 53 \text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 11.6 \sim 10.2 \text{m}$ 。功率为3kW，其中4台(2台工作,2台备用)为从一级消化池送泥到二级消化池的污泥泵。运行方式与从浓缩池抽泥到一级消化池的污泥泵相同。运行时，先排一级消化池的泥，再从浓缩池往一级消化池投泥。在污水处理厂初始运行或消化池沼气搅拌发生故障时，还可以利用这4台泵搅拌一级消化池。

另外2台泵，抽二级消化池的泥到污泥脱水机房的贮泥罐。

4. 压缩机房

搅拌单位用气量为 $0.8 \text{m}^3/(\text{m}^2 \text{池表面积} \cdot \text{h})$ 。1座池总用气量为 $123 \text{m}^3/\text{h}$ ($2 \text{m}^3/\text{min}$)，选用杭州氧气厂生产的3Z-2/3型沼气压缩机，(每台风量为 $2 \text{m}^3/\text{min}$ ，压力为0.3MPa)，每池2台，共4台，2台工作，2台备用，采用防爆电机，每台功率为13kW。

在压缩机房内安装1台防爆轴流通风机和1台手动单梁悬挂起重机。

5. 沼气贮存与利用

一级消化池的产气量按 $10 \text{m}^3/\text{m}^3$ 泥计，二级消化池的产气量按 $2 \text{m}^3/\text{m}^3$ 泥计。总产气量为 $2040 \text{m}^3/\text{d}$ ，按6h的产气量选择气柜。选 600m^3 沼气柜一座(电子部十院沼气柜标准图， 600m^3 ， $\phi 13.3 \text{m}$)。

沼气暂时利用气柜的放空阀自动排入大气，本设计拟建2条沼气管道。一条至天灯，进行燃烧，另一条到食堂及茶炉，可作燃料之用。

6. 污泥脱水机房

污泥量为 $90 \text{m}^3/\text{d}$ ，含水率按92%计，干泥重为 $7619 \text{kg}/\text{d}$ 。

设2座贮泥罐。每座直径为3m，体积为 15.7m^3 ，可贮存8个小时的污泥量。选两台GD-S型脱水机，带宽为2m。每天约工作9.5h。

污泥用2台QGB200、1型曲杆泵由贮泥罐送到脱水机脱水。

污泥脱水投加PAM混凝剂，投量按 $4 \text{kg}/\text{t}$ 干泥计，则总药量为 $30.48 \text{kg}/\text{d}$ ，每台机的加药量为 $15.24 \text{kg}/\text{d}$ 。溶化后药的浓度以1%计，则体积为： $1.524 \text{m}^3/\text{d}$ 。每台脱水机设置 $\phi 1.5 \text{m}$ ， $H = 1.5 \text{m}$ 的溶药罐1个。

脱水后的污泥含水率约为80%，湿泥饼量约为 $38 \text{m}^3/\text{d}$ 。在脱水机房旁建一座 $5 \times 8 = 40 \text{m}^2$ 的堆泥棚。

本工程采用两项新工艺。A/O法处理工艺使处理厂出水水质大幅度提高，为污水回用创造了良好的条件。微孔曝气器的采用，每年可省180万度电，约30万元。

本工程自1990年运转至今，已经10年，各项出水指标均达到了设计要求，运行良好，为改善当地周围的环境起到了良好的作用。

实例七 方庄污水处理厂设计简介[●]

一、概况

方庄污水处理厂是方庄小区的配套工程。方庄小区是目前北京市统建小区建筑标准较高的住宅区，其建设用地147.6公顷，居住人口约7.6万。

● 作者为北京市政工程设计研究院陆静。

处理厂位于北京南郊左安门外，北临东南三环。占地约4公顷，主要处理来自方庄住宅区的全部生活污水，是一座标准较高的处理厂。

二、设计要点

(1) 设计水量 $4 \times 10^4 \text{t/d}$ 最高水量 $5.6 \times 10^4 \text{t/d}$ 。

(2) 进厂污水水质 本处理厂主要接纳方庄小区的生活污水。方庄小区为中高级住宅区，居民生活水平较高，所以原水水质略高于以生活污水为主的城市污水水质。设计水质采用值为：

BOD ₅	250mg/L	SS	300mg/L
------------------	---------	----	---------

(3) 中水回用 北京是严重的缺水城市，为充分利用水资源，为中水回用摸索一点经验，所以处理厂二级出水全部进行深度处理。主要用于喷洒道路、浇灌花木及冲洗居室马桶、用作热电厂循环冷却水补充水和电厂冲灰水。还可用于工厂冷却用水。

(4) 处理后的出水水质

二级生化处理后的水质：

BOD ₅	20mg/L	SS	30mg/L
------------------	--------	----	--------

深度处理后的水质：

BOD ₅	8mg/L	SS	5mg/L
------------------	-------	----	-------

三、处理工艺流程

(1) 污水处理流程 原污水经水泵提升入出水井、汇合后依次排入计量、曝气沉砂池、初次沉淀池、曝气池、二沉池、再排入中水系统。

(2) 中水处理流程 二沉池出水进入高效反应沉淀池、滤池、在滤池后加氯、入中水池，经中水泵房提升加压后接入市政中水管道。如中水暂不回用，或少量回用，则二级出水可由二沉池溢流管排入市政雨水管内。

(3) 污泥处理流程 剩余活性污泥进入初沉池经与初沉池污泥一起沉淀后，进入集泥井，中水处理污泥也进入集泥井，再用泵送入好氧消化池。经过消化分解的污泥排入浓缩池，再至污泥脱水机房脱水后送到污泥消纳场作农肥。

四、主要构筑物的设计简介

(1) 曝气沉砂池 为在流量变化较大的情况下也能保持较好的除砂效果，本工程采用曝气沉砂池。水力停留时间为3min，水平流速 $V = 0.08 \text{m/s}$ 。

曝气沉砂池分为两格，每格尺寸为长15m、宽2m，有效水深2m。为防止曝气沉砂池溢出的臭气污染环境，将曝气沉砂池建在室内。

除砂机采用行车式结构，沉砂经砂泵抽升、再经旋流沉砂器洗涤后，汇入池外集砂车送走。

(2) 初沉池 采用平流式沉淀池。水力负荷为 $2 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，停留时间为1.5h。共分6格，每格长29m，宽7m，有效水深3m。悬浮物去除率按50%计。

每条池设置一台桁车式刮泥机。

(3) 曝气池 为了改善污泥性质和部分脱氮，曝气池采用缺氧-好氧(A/O)法处理工艺。

曝气池分为四组，每组分三廊道，每廊道长35m，宽7m、水深为5.5m。MLSS = 3000mg/L ，MLVSS = 2100mg/L ，BOD₅污泥负荷为 $0.18 \text{kg BOD}_5/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$ 。最大流量时停留时间为8h。污泥回流比100%。

曝气装置采用微孔曝气器，按完全消化和50%的脱氮考虑。

在缺氧段，每组曝气池安装 2 台潜水搅拌机，以保持混合液处于悬浮状态。

(4) 二沉池 共 12 条池，每条池长 28m，宽 7m，有效水深 3m，表面负荷为 $0.85 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，沉淀时间为 3.5h。

每 2 条池共用一台 14m 宽、桁车式吸泥机。

(5) 高效反应沉淀池 由大波纹板反应室和沉淀池两部分组成。反应室共分三组每组长 3.12m，宽 5.86m，高 5.368m。每组分三个室，第一反应室流速 $V_1=0.2\text{m/s}$ 。停留时间 35s，第二反应室 $V_2=0.1\text{m/s}$ ，停留时间 105s，第三反应室流速 $V_3=0.05\text{m/s}$ ，停留时间 105s。

高效反应的混凝剂为聚丙烯酰胺(PAM)和聚合氯化铝，其投量分别为 0.1mg/L 和 10mg/L 。

沉淀部分为波形斜板沉淀池，沉淀池共分三组，每组长 14.3m，宽 5.86m，高 5.36m。表面负荷为 $10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

沉淀池的污泥是按进入沉淀池 BOD_5 去除率为 80% 计算，产泥率为 0.5kg/kgBOD_5 。

(6) 滤池 滤池共设计 6 格，每格长 6m，宽 5.4m，高 3.8m，采用双层滤料，无烟煤厚 400mm，石英砂厚 350mm，承托层厚 400mm，粒径为 2~32mm 砾石。

设计滤速为 10.29m/h ，强制滤速为 12.35m/h ，采用气、水反冲洗。气冲强度为 $15\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ ，水冲强度为 $10 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 。过滤周期为 24h。

配水系统采用滤球式中阻力配水系统，气冲系统采用穿孔管大阻力系统。

(7) 加氯 为保证处理效果和回用水水质的要求，在深度处理过程中，设置两处投氯点，一是在高效反应沉淀池前进行预加氯，以防止菌藻类繁殖而堵塞构筑物，影响处理效果，二是在滤池出水处设置一投氯点以进一步杀菌消毒，并维持中水道的余氯量不低于 1mg/L 。

沉淀池前的预加氯量为 10mg/L ，滤池出水处的投氯量为 15mg/L 。水射器装在加氯点处，其进口压力 $>2\text{kg/cm}^2$ ，以闸阀控制水射器的开停及加氯系统的运行。

(8) 污泥好氧消化池 污泥好氧消化池为完全混合型，设计停留时间 $T=15\text{d}$ ，泥温 15°C 。共 4 座，每座长 39m、宽 12m，深 6m。

污泥来自初沉池污泥、曝气池系统剩余污泥及深度处理污泥，总污泥量为 $752\text{m}^3/\text{d}$ ，混合后的含水率为 98.68%，干物质为 9920kg/d 。

进入好氧消化池的混合污泥中挥发性有机物(VSS)含量为：初沉污泥 50%，剩余活性污泥及深度处理的污泥为 80%，则混合污泥中的 VSS 为 62%。好氧消化后可降解 40% VSS，则总降解量为 2460kg 。

好氧消化池采用鼓风曝气方式，曝气装置采用固定螺旋曝气器。污泥经好氧消化后含水率为 99.01%。

(9) 浓缩池 共 2 座直径为 12m 的圆形池。有效深度 $H=5\text{m}$ ，停留时间为 36h，固体负荷为 $33\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。污泥浓缩后含水率为 94%，池内设栅条式刮泥机。

五、结束语

本处理厂采用新工艺较多，在一级处理中采用了比较先进的曝气沉砂池；二级处理中采用了微孔曝气装置；在污泥处理中采用了好氧消化池；在中水处理中采用了高效反应沉淀池和滤池等等。

方庄污水处理厂自运转以来，运行效果良好。各项出水指标均达到了设计要求。

实例八 酒仙桥污水处理厂工程概况^①

一、概况

酒仙桥污水处理厂是北京市规划的六个大型集中污水处理厂之一，该污水处理厂位于北京市的东北部，北起来广营，南到水碓公园，东起铁路环，西到货场西侧路，总流域面积为86平方公里。

1. 污水排除现状

根据北京市市政管理处1996年的监测数据，酒仙桥集团排入坝河的污水量为 $4.3 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，排入现状酒仙桥污水处理厂的污水量为 $2.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，东北郊地区的污水量为 $3.1 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。酒仙桥污水处理厂流域污水总量为 $9.9 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。流域内SS负荷为7957吨/年，BOD负荷为4599吨/年，COD负荷为14527吨/年。

酒仙桥污水处理厂流域的污水管道分为两部分：①酒仙桥工业区污水管，包括酒仙桥路污水管和酒仙桥东路污水管；②东北郊地区在东三环路上有一条污水干管，向南至通惠河接入通惠河北岸污水管，东二环路污水经亮马河北岸污水管向东分水。

现状酒仙桥污水处理厂位于酒仙桥工业区以南，处理工艺为一级处理，流域面积为273公顷。

2. 污水处理厂的工程规划方案

规划酒仙桥污水处理厂总流域面积为86平方公里。流域面积内2000年规划人口为48万人，2015年规划人口为50万人。

酒仙桥污水处理厂流域，2000年规划生活污水量为 $11.4 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 、工业污水量为 $4.9 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 、农业地区污水量为 $2.3 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，合计为 $18.6 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ；2015年规划生活污水量为 $21.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 、工业污水量为 $7.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 、农业地区污水量为 $4.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，合计为 $33.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。

3. 污水处理厂的规模与分期建设计划

酒仙桥污水处理厂2000年规划污水量为 $18.6 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，2015年规划污水量为 $33.5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。酒仙桥污水处理厂分两期建设，一期工程规模参照2000年规划污水量，并适当留有余地，确定为 $20 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。2015年规划水量，确定为 $35 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。

规划酒仙桥污水处理厂厂址确定为外环铁路以东100m，亮马河以南30m，占地面积24公顷。

酒仙桥污水处理厂的退水入亮马河，向东约2km后入坝河。亮马河和坝河均为风景观赏河道，因此处理厂排放的污水执行二级排放标准。厂内留有中水用地，可考虑增加污水深度处理工艺。污水厂的退水主要可用于农业灌溉，年利用污水量为 $1000 \times 10^4 \text{m}^3/\text{a}$ ；排入河道用于坝河水系的景观用水和河道两侧的绿化用水。

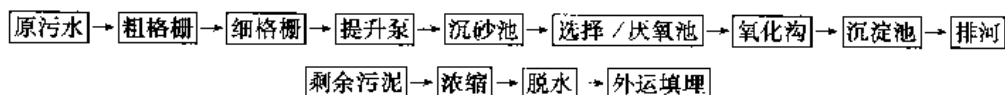
为配合酒仙桥污水处理厂的建设，需要修建的污水干管主要有坝河北岸污水管(四环路-外环铁路)和亮马河北岸污水管(四环路-污水处理厂)，总长度约为10810m。

二、污水处理工艺

酒仙桥污水处理厂为二级生化污水处理，处理工艺采用氧化沟活性污泥法。氧化沟活性污泥法，工艺成熟，应用历史较长，应用较为广泛，能有效的去除污水中的有机物，硝化进

① 作者为北京市政工程设计研究院李艺。

行完全。其主要工艺流程如下：



三、污水处理厂设计参数

近期水量 200000m³/d

远期水量 350000m³/d

设计进、出水水质：

项 目	进水/(mg/L)	出水/(mg/L)	项 目	进水/(mg/L)	出水/(mg/L)
BOD ₅	200	20	SS	250	20
COD	350	60	TN	40	10

水温：最低 13℃，最高 25℃。

四、主要工程项目

酒仙桥污水处理厂工程主要内容为 20×10⁴m³/d 二级生物处理厂一座，主要项目包括以下几方面。

(1) 进水泵房：进水渠道、格栅间、泵房、出水井。

(2) 污水处理：曝气沉砂池、洗砂车间、配水井、选择池、厌氧池、氧化沟、沉淀池、回流污泥泵房、出水井。

(3) 污泥处理：剩余污泥泵房、污泥浓缩池、污泥脱水机房、污泥转运间、污泥堆置场。

(4) 供电系统：总变电站、低压配电站、地下电缆廊道等。

(5) 自控系统：中心控制室和分控室。

(6) 厂区附属设施：综合办公楼、宿舍楼、食堂、浴室、传达室、机修车间、车库、泥木工间、仓库、花房等。

(7) 厂区基础设施：厂区给水系统、雨水系统、排水系统、道路系统、照明系统、通讯设施、绿化、围墙和大门等。

五、主要构筑物技术参数

(1) 格栅 3条 3m 宽渠道，每条渠道上设粗、细格栅各一道。粗格栅栅条间隙 40mm，宽度为 3m。细格栅栅条间隙 10mm，宽度为 3m。

(2) 进水泵房 平面尺寸：25×14m；设计水深为 1.5m。半地下式，土建规模按处理水量 35×10⁴m³/d 设计，设备安装按 20m³/d 设计。

(3) 曝气沉砂池 曝气沉砂池为 2 系列，每系列 2 池。单池尺寸为 20m×4.0m×2.5m，2.5m 为有效水深。停留时间 5.76min。曝气量 20.8m³/min。

(4) 氧化沟 数量为 6 座；采用转刷曝气；厌氧段采用下水搅拌机。单池尺寸 155.9m×44m，水深为 3.5m，体积为 23572m³，日产泥量 37t/d，沟内 MLSS 为 4g/L。

(5) 沉淀池 沉淀池数量 6 座。单池尺寸：55m 直径，池周边水深为 4m；池底坡度为 0.02。表面负荷为 0.58 m³/(m²·h)；停留时间 3.4h。采用机械吸泥装置，三角堰出水。

(6) 浓缩池 浓缩池数量 2 座。单池尺寸：22m 直径，池周边水深为 4.5m；池底坡度为 20%。固体负荷率 43.4 kg/(m²·d)，出泥含水率 96%。

(7) 脱水机房 采用带式压滤机 4 台, 带宽为 3m。进泥浓度为 40g/L; 出泥含固率 18%。

六、总平面布置

(1) 厂区西侧距外环铁路 100m, 北侧距亮马河 30m, 占地 24 公顷。

(2) 厂区布置时综合考虑厂址的地形、周围环境、污水的进水方向和处理厂的工艺流程; 一期构筑物分为两系列, 既互为联系、又可独立的子单元流程; 污水处理构筑物按流程顺序布置, 避免管线迂回。

(3) 厂区平面布置分为三个区域: 厂前区, 污水、污泥处理区和预留用地。

(4) 厂前区布置在厂区的西南角, 位于厂区的最有利位置。区内设综合办公楼、食堂、浴室、宿舍楼等附属建筑物。厂前区与处理构筑物群以绿化带隔开, 为本区创造安静、清洁的环境。

(5) 污水、污泥处理区安排了处理构筑物群, 由西南至东北按流程顺序两系列对称布置, 构筑物功能分区明显。污泥处理构筑物群设在厂区的东北侧, 并设有单独大门供污泥车出入。

(6) 预留用地为中水处理预留地, 以便进行污水的深度处理, 提高污水的利用率。

(7) 厂区内设置有环厂主干道, 连接各构筑物及主干道的次干道、区间路和步道。既方便厂区内的交通, 又起到构筑物功能分区的作用。

(8) 厂区内各区域之间均以较宽的绿化带连接。

(9) 厂区与铁路、河道、公路相接边界也设置较宽的隔离绿化带。绿化面积约占全厂总面积的 32%。

七、一期工程投资与效益分析

1. 工程投资

本项目工程总费用包括土建工程、工艺管线、机械设备、电气、仪表的工程投资(一类)费用和生产准备项目前期费、征地拆迁费、不可预见费和物价上涨预备费的工程其他费用(二类)。主要关键机械设备和电气、自控仪表利用贷款由国外引进。本项目工程投资 3.7 亿人民币。项目总投资为 6.4 亿人民币, 其中包含外汇 1131 万美元。

2. 工程效益分析

(1) 环境效益 酒仙桥污水处理厂的建设属改善生态环境、保障人民身体健康和造福人民的环境工程。工程效益主要是由于环境改善带来了一系列的社会环境效益。污水处理厂和配套管线工程建成后, 将使北京市东北区的污水得到治理, 还清现已受污染的亮马河和其下游的坝河, 使沿河两岸的环境得到改善, 为居民的休息、娱乐提供良好的生活环境。

(2) 社会效益 ①北京是严重缺水的城市, 酒仙桥污水处理厂的建设使亮马河、坝河河道的补充水源得到保证, 节约了清水水源, 缓解了部分城市用水危机。②用处理后的出水灌溉坝河流域的农田, 使原污灌区的环境卫生和灌溉用水水质都得到改善, 使农作物和土壤免遭损害。③通过对该流域的污水进行治理, 使流域内的环境大大改善, 为流域内望京开发区、电视城等开发区的兴建创造了有利的条件。④通过对污水处理过程中产生的污泥进行处理, 变废为宝, 使之用于农田, 改良土壤, 减少二次污染。为新型农肥的开发创出一条值得推广宣传的新路。

(3) 国民经济收益 本项目建成后有许多难于统计的间接效益, 现仅就改善项目所在地区的环境使周围地区地价增值方面估算本项目的外部效益。

本项目建成后,可改善该地区环境,使该流域内开发区地价增值,现假设该地区近期开发面积为 10.75km^2 ,平均每平方米土地可增加地租8元,此项效益为:8600万元/年。对用上述数据编制的资金流量进行动态分析,计算经济净现值和内部收益率。

计算结果社会折现率为12%时国民经济分析净现值为65.2万元,内部收益率为12.027%,说明本项目对国民经济有可观的经济收益。

实例九 CASS 工艺处理北京航天城污水^①

北京航天城是展示我国国防和国家综合国力的重点工程,污水处理厂是该工程的配套项目。根据首都规划委员会和北京市环保局有关文件的指示精神,污水处理厂建在航天城北1.4km处,污水经二级生化处理后排入友谊渠,最终汇入南沙河。

一、设计依据

- (1)《周期循环活性污泥法试验研究报告》,总装备部工程设计研究院,1995年。
- (2)首都规划委员会《921北京工程市政配套设施建设方案审查会议纪要》。
- (3)《921北京工程环境影响报告书》,中国航天工业总公司第七设计研究院,1995年8月。
- (4)《国家水污染物综合排放标准》。
- (5)给排水等方面的设计规范及规定。
- (6)921北京工程污水处理厂厂区地质勘察报告。

二、水质水量及处理要求

1. 设计水量

根据《北京航天工程环境评价报告书》提供的资料,污水处理厂根据航天城建设的计划分为二期,近期处理能力为 $7200\text{m}^3/\text{d}$,远期为 $14400\text{m}^3/\text{d}$ 。

2. 设计水质

北京航天城的污水包括工业废水、生活污水和门诊部污水,所占比例分别为18.0%、81.5%和0.5%。主要是生活污水,污染物包括有机物、悬浮物和油类等。设计进水、出水水质及排放标准(北京市水污染物排放标准中的二级标准)见表1。

表1 污水处理厂设计进出水水质及排放标准

项目	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)	pH	矿物油/(mg/L)
进水	350	250	220	6.5~8.5	5.8
出水	<50	<15	<30	6.0~8.5	<3
排放标准	60	20	50	6.0~8.5	4

3. 近期每天污染物削减量

$$\text{COD}_{\text{Cr}} = (350 - 60) \times 7200 / 1000 = 2088\text{kg}$$

$$\text{BOD}_5 = (250 - 20) \times 7200 / 1000 = 1656\text{kg}$$

三、污水处理工艺流程设计

1. CASS 工艺简介

CASS工艺是近年来国际公认的生活污水及工业废水的先进工艺。其主要原理是把序批

^①作者为总装备部工程设计研究总院环保中心张统、王守中、刘少怀。

式活性污泥法(SBR)的反应池沿长度方向分为两部分,前部为生物选择区也称预反应区,后部为主反应区,在主反应区后部安装了可升降的撇水器,曝气、沉淀等在同一池子内周期循环运行,省去了常规活性污泥法的二沉池和污泥回流系统。该方法在美国的明尼苏达州草原市污水处理厂、俄亥俄州托莱多废水处理厂、密执安州地区废水处理厂应用均获得了良好的处理效果。 COD_{Cr} 去除率90%, BOD_5 去除率95%,并达到良好的脱氮除磷效果。目前,该方法在美国、加拿大、澳大利亚已有270家污水处理厂得到应用,其中城镇污水处理厂200家,工业废水处理厂70家。我国上海、昆明、北京等地也相继应用该工艺处理生活污水及工业废水。

为将先进的污水处理工艺引进、消化并结合我国的实际情况加以改进推广,总装备部工程设计研究总院环保中心自1994年就开始实验进行系统的研究:(1)常温条件下处理生活污水研究;(2)低温条件下处理污水研究;(3)CASS工艺脱氮除磷研究;(4)处理抗生素废水研究;(5)处理合成药生产废水研究;(6)处理化肥厂氨氮废水研究;(7)处理制革废水研究;在进行工艺研究的同时,还研制了CASS工艺的配套控制系统和滗水器,为工程应用打下良好的基础。

2. CASS 工艺原理

其工作原理如图1所示。

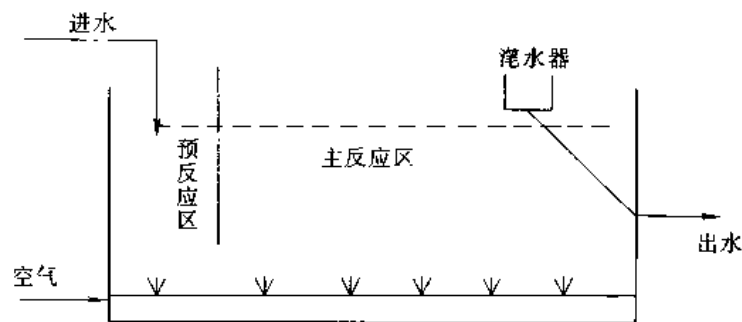


图1 CASS工艺原理图

在预反应区内,微生物能通过酶的快速转移机理迅速吸附污水中大部分可溶性有机物,经历一个高负荷的基质快速积累过程,这对进水水质、水量、pH和有毒有害物质起到较好的缓冲作用,同时对丝状菌的生长起到抑制作用,可有效防止污泥膨胀;随后在主反应区经历一个较低负荷的基质降解过程。CASS工艺集反应、沉淀、排水于一体,对污染物质的降解是一个时间上的推流过程,微生物处于好氧-缺氧-厌氧周期性变化之中,因此,CASS工艺具有较好的脱氮、除磷功能。完整的CASS操作周期一般可分为以下四个步骤。

(1)曝气阶段 由曝气系统向反应池内供氧,此时有机污染物被微生物氧化分解,同时污水中的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 通过微生物的硝化作用转化为 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 。

(2)沉淀阶段 此时停止曝气,微生物利用水中剩余的DO进行氧化分解。反应池逐渐由好氧状态向缺氧状态转化,开始进行反硝化反应。活性污泥逐渐沉到池底,上层水变清。

(3)滗水阶段 沉淀结束后,置于反应池末段的滗水器开始工作,自下而上逐渐排出上清液。此时,反应池逐渐过渡到厌氧状态继续反硝化。

(4)闲置阶段 闲置阶段即是滗水器上升到原始位置阶段。

3. CASS 工艺特点

CASS工艺与SBR的区别在于CASS工艺为连续进水,而SBR为间断进水,因此,在

池子结构上前者分为2个区，中间设置了隔墙，而后者只有一个反应池。因此，在废水排放为连续或半连续时，CASS工艺更适应。

国外资料介绍和我们的实际试验研究认为，CASS工艺具有如下特点：

- (1) 建设费用低，比普通曝气法省25%，省去了初沉池、二沉池。
- (2) 占地面积省，比普通曝气法省20%~30%。
- (3) 运行费用省，自动化控制程度高，管理方便。氧的吸收率高。除氮、脱磷不需另加药剂，运行费用省25%。
- (4) 处理效率高，出水水质好。
- (5) 运行可靠，耐负荷冲击能力强，不发生污泥膨胀。

4. 工艺流程

进水→[格栅]→[集水池]→[提升泵]→[沉砂池]→[CASS池]→出水

5. 工艺流程说明

污水中含有大量较大颗粒的悬浮物和漂浮物，经过格栅截留，除去上述污物，对水泵机组及后续处理构筑物具有重要的保护作用。污水经集水池用潜污泵打至沉砂池，在沉砂池中可除去相对密度较大的无机颗粒如砂等，使无机颗粒与有机污物分离，定期将砂排入晒砂池，干化后清除。污水经沉砂池后由配水井自流进入CASS池，经过CASS池处理达标后排放，其中部分作为航天城绿化和农场灌溉用水。

四、主要处理单元及设备设计参数

(1) 格栅 选用旋转式格栅除污机SGS-1000型2台，栅条间隙15mm，栅条间设有1台电动葫芦，以方便格栅检修。

(2) 集水池 集水池位于泵房下部，有一定的调节水质水量作用，避免负荷冲击对生化处理系统造成不良影响。集水池设计兼顾近期与远期需要，尺寸9.80m×7.40m×5.30m(最大水深)，有效容积384.4m³。

集水池内设立式潜污泵3台，2用1备， $Q = 150 \sim 240\text{m}^3/\text{h}$ ， $H = 15 \sim 20\text{m}$ ， $N = 30\text{kW}$ 。在污水提升干管上设有超声波流量计，直接指示瞬时流量，还可记录累积流量。

(3) 平流沉砂池 考虑到污水处理厂的规模不大，设计采用管理简单的平流式沉砂池，沉砂定期从池底排入晒砂池，晒干后定期清理。

平流式沉砂池设计尺寸16.7m×4.20m×3.20m(H)

(4) CASS池 CASS池是本工程的关键构筑物，设计有效容积2880m³，主反应区和预反应区长度分别为19.25m和3.75m，宽度方向分4格，每格可独立运行，池深5m，有效水深4.5m(污泥区高1.3m，缓冲区高1.7m)，周期排水比1/3。污泥负荷设计为0.11kgBOD₅/(kgMLSS·d)。

CASS池采用每周期4h，其中曝气2.0h，沉淀1.0h，撇水0.5h，时延0.5h。

(5) 水下曝气机 北京航天城污水处理厂分二期建设，一期工程选用水下曝气机24台，每台功率5.5kW，设计服务面积24m²，向CASS池中污水充氧。该曝气机具有充氧效率高，无噪声，克服了鼓风机曝气机噪声大、占地面积大、管道布置复杂的缺点，而且安装维修方便，一台发生故障，其他可以正常运行。此外，还可以根据进水水质的变化调整泵的开启台数，在不影响处理效率的情况下达到经济运行的目的。

(6) 滗水器 CASS 工艺的特点是程序工作制, 它可依据进水及出水水质变化来调整工作程序, 保证出水效果。滗水器是 CASS 工艺中的关键设备, 本工程采用的滗水器是总装备部工程设计研究总院环保中心和北京四达水处理工程公司联合研制的, 克服了过去关键设备依靠进口的困难, 降低了成本, 为 CASS 工艺在我国推广应用创造了条件。每次撇水阶段开始时, 滗水器以事先设定的速度首先由原始位置降到水面, 然后随水面缓慢下降, 下降过程为: 下降 10s, 静止撇水 30s, 再下降 10s, 静止撇水 30s... 如此循环运行直至设计排水最低水位, 上清液通过滗水器排出。滗水器排水均匀, 不会扰动已沉淀的污泥层。滗水器上升过程是由低水位连续升至最高位置, 即原始位置。滗水器在运行过程中设有线位开关, 保证滗水器在安全行程内工作。

(7) 污泥浓缩罐 根据试验结果, 去除 $1\text{kgCOD}_{\text{Cr}}$ 产生的剩余污泥约 0.2kg , 污水处理厂每天排放的污泥量约 417.6kg (干污泥), 含水率以 99% 计, 其体积为 42m^3 , 污泥浓缩罐选用 $\phi 2600\text{mm} \times 3000\text{mm}$, 2 台。

(8) 污泥脱水机 选用上海宝山化工厂生产的 GGT-1000 型转鼓辊压式污泥脱水机 2 台, 脱水能力 $1.5 \sim 2.0\text{m}^3/\text{h}$, 含水率约 80% , 体积 2m^3 。

(9) 污水厂自动控制系统 CASS 工艺之所以在国外得到广泛应用, 得益于自动化技术发展及在污水处理工程中的应用。CASS 工艺的特点是程序工作制, 可根据进水及出水水质变化来调整工作程序, 保证出水效果。北京航天城污水厂根据工艺流程和厂区设备分布情况, 采用集散式分布系统。整套控制系统采用现场可编程控制 (PLC) 与微机集中控制, 在中心监控室设有一台工控机和模拟显示屏。现场控制机可独立完成相应的参数设置 (可自动或手动控制), 中央控制机通过总线向现场控制机传输和数据采集, 发现问题及时报警。

五、工程投资估算

1. 主要设备及估价 (见表 2)

表 2 设备部分投资估算

序号	名称	数量	单价/万元	一期价/万元	序号	名称	数量	单价/万元	一期价/万元
1	格栅	1	8	8	7	反应罐	1	4.5	9
2	提升泵	3	2.4	7.2	8	脱水机	2	6.5	13
3	撇水器	4	10	40	9	电控部分			30
4	污泥泵	6	1.0	6	10	管道及附件			40
5	水下曝气机	24	2.0	48	11	其他			20
6	污泥浓缩罐	2	5	10	合计				231.2

2. 土建部分投资 (见表 3)

表 3 土建部分投资估算

序号	名称	数量	单价/万元	一期价/万元	序号	名称	数量	单价/万元	一期价/万元
1	集水池及泵房			45.0	5	辅助用房	500m^2	1000	50.0
2	曝气池	2880m^3	400	86.4	6	其他			20.0
3	沉砂池	200m^3	400	8.0	合计				216.4
4	闸门井			7.0					

3. 工程总投资 (见表 4)

表 4 工程总投资估算

项 目	一期价/万元	项 目	一期价/万元
设备部分	231.2	安装费	30.0
土建部分	216.4	综合取费	50.0
调试费	15.0	不可预见费	20.0
设计费	24.5	合计	587.1

由表 4 可知, 工程一期投资 587.1 万元, 这里指污水处理厂围墙以内所有必备项目所需的费用。需征地费 150 万元, 北京航天城到污水处理厂 1.5km 的外线 110 万元费用不包括在上述范围内。

六、污水厂人员编制及技术经济分析

1. 人员编制

行政及技术负责人 2 人, 分析化验 1 人, 操作管理 4 人, 电工及维修 1 人, 共计 8 人。

2. 能耗 (见表 5)

表 5 污水厂能耗分析

序号	名 称	功率	折工时	能耗/kWh	序号	名 称	功率	折工时	能耗/kWh
1	污水提升泵	22	36	792	4	滗水器	1.5	24	36
2	机械格栅	2.2	24	52.8	5	其他合计	40	5	200
3	水下曝气机	4.4	240	960	合计				2041

3. 其他

污水处理厂总占地面积 6708m², 其中建(构)筑物面积 2910m² 道路面积 1806m², 绿地面积 1990m², 绿化率 30%。

七、工程实施效果

该方案应用于实际工程后, 运转效果良好, 平面布置合理, 自动控制先进可靠, 运行管理方便, 进水 COD_{Cr} 目前只有 100mg/L, 出水 20mg/L 以下, 1998 年 7 月通过北京市环保局验收, 受到北京市环保局和用户的高度评价, 已经成为北京地区很好的示范工程, 参观者甚多。污水厂直接运行成本 0.2 元/m³。

实例十 天津市新建东郊污水处理厂简介^①

一、概况

东郊污水处理厂设计处理能力 400000m³/d, 采用活性污泥处理工艺, 全厂主要设备和仪表利用法国贷款从法国得利满公司引进, 污水处理厂的构筑物在中方提出的初步设计基础上由中法合作完成技术设计, 施工图设计全部由中方完成。全厂占地 29.5 公顷, 工程总造价(含国外设备)20159 万元。工程于 1989 年 8 月动工, 1993 年 4 月建成投入运行, 出水水质达到设计要求。

东郊污水处理厂的设计是在总结国内已建成污水厂的经验 and 消化吸收国外发达国家 20 世纪 80 年代先进技术的基础上进行的, 对各个处理构筑物作了不同程度的改进。具有占地

① 作者为天津市政工程设计研究院冯生华、周菴。

少, 投资省, 节约能耗的特点。

二、工艺流程及主要设计参数

东郊污水处理厂采用传统活性污泥法, 少量污水进行缺氧脱氮处理, 污泥采用中温二级消化和机械脱水, 沼气用于烧锅炉和发电。工艺流程见图 1。各个处理构筑物的主要设计参数如下。

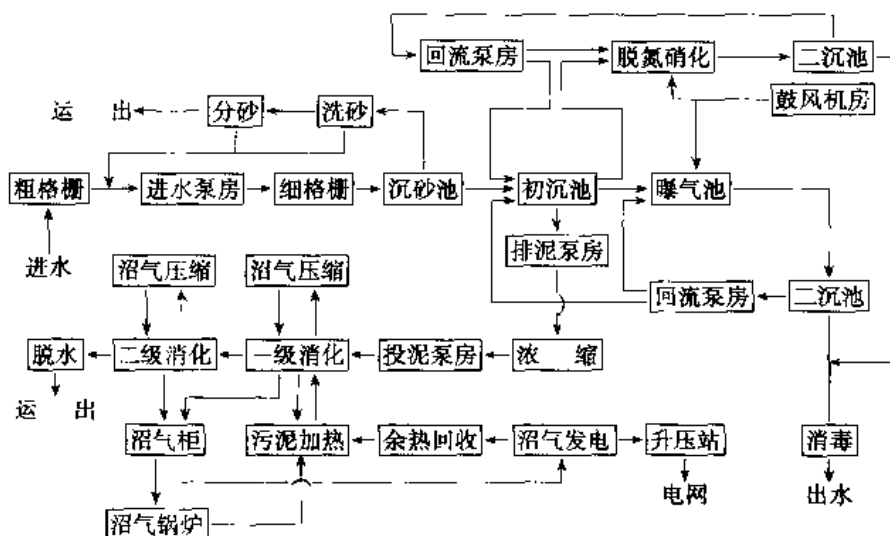


图 1 工艺流程示意图

1. 预处理工序

进水泵房前设 6 台垂直格栅, 每台宽 2m, 栅条净距 25mm, 泵房后沉砂池前设 8 台曲面格栅, 每台宽 1.2m, 栅条净距 10mm, 栅条曲率半径 2m。

沉砂池为曝气沉砂池, 共 6 条廊道, 每条长 30m, 宽 4m, 水深 3m。停留时间 5.7min。池内设 VIBRAIR 型曝气器 648 个, 供气量 $5.184\text{m}^3/\text{h}$ 。池上设吸砂桥 2 台, 配备 6 套吸砂装置, 吸出的砂水经洗砂后再进行砂水分离, 然后运出厂外处置。

设 4 座辐流式初沉池, 单池直径 60m, 池边水深 4.5m, 表面负荷 $1.77\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 沉淀时间 2.26h, 刮泥机为双臂式周边传动。

每两座初沉池配一座初沉污泥泵房, 内设单螺杆泵, 将污泥送至污泥处理工序。

2. 生物处理工序

全厂 4 座曝气池, 单池长 68m, 宽 64m, 水深 5.2m, 分为 8 条廊道, 每条宽 8m, 其中 3 座按传统曝气工艺设计, 单池设计流量 $120000\text{m}^3/\text{d}$, 进水 BOD_5 $210\text{mg}/\text{L}$, SS $120\text{mg}/\text{L}$, 出水 BOD_5 $40\text{mg}/\text{L}$, SS $60\text{mg}/\text{L}$, 曝气时间 4.5h, 最大供气量 (标准状态下) $20000\text{m}^3/\text{h}$, 设 DP230 型曝气器 6531 个, MLSS $3\text{g}/\text{L}$, 污泥回流比 75%, 污泥负荷 $0.5\text{kgBOD}_5/\text{kgMLVSS}$ 。

一座曝气池按前置缺氧脱氮工艺设计, 设计流量 $60000\text{m}^3/\text{d}$, 进水 BOD_5 $210\text{mg}/\text{L}$, SS $120\text{mg}/\text{L}$, TKN $40\text{mg}/\text{L}$, 出水 BOD_5 $20\text{mg}/\text{L}$, SS $20\text{mg}/\text{L}$, TKN $10\text{mg}/\text{L}$, 停留时间 9h, 最大供气量 $20000\text{m}^3/\text{h}$, 设 DP230 型曝气器 6556 个, V 型曝气器 180 个, 潜水搅拌机 5 台, MLSS $5\text{g}/\text{L}$, 污泥回流比 150%, 内回流比 200%, 硝化速率 $2.2\text{mgN-NH}_4^+ / (\text{gVSS}\cdot\text{h})$, 反硝化速率 $2.7\text{mgN-NO}_3^- / (\text{gVSS}\cdot\text{h})$, 脱氮率 60%。

每座曝气池配一座回流污泥泵房。每座泵房安装 4 台 $\phi 1400\text{mm}$ 螺旋泵, 单泵流量 $0.411\text{m}^3/\text{s}$, 扬程 3.6m, 倾角 30° 。

每个曝气池配 2 座辐流式二沉池, 单池直径 55m, 池边水深 4.5m, 表面负荷 $1.05 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 沉淀时间 3.8h, 出水堰负荷 $1.8\text{L}/(\text{m} \cdot \text{s})$, 污泥用双臂式周边传动吸泥机排出。

3. 污泥处理工序

从初沉池来的污泥进入 2 座辐流式重力浓缩池, 单池直径 26m, 池边水深 4m, 进泥量(浓度 $7 \sim 15\text{g/L}$) $7028 \sim 3280\text{m}^3/\text{d}$, 出泥量(含水率 96%) $1230\text{m}^3/\text{d}$, 停留时间 $15 \sim 31\text{h}$, 固体负荷 $93\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 刮泥机为中心传动。两池之间设浓缩污泥泵房一座, 内设柱塞泵, 将污泥泵入消化池。

污泥消化池共 5 座, 其中 4 个一级, 1 个二级, 单池直径 28.8m, 有效容积 10000m^3 , 总消化时间 20.3d, 总投配率 4.92%, 消化温度 $33 \sim 35^\circ\text{C}$, 生污泥计算温度 10°C , 池内最大压力 400mmWC, 进泥浓度 4%, 污泥挥发分含量 55%, 出泥浓度 3.34%, 搅拌用沼气, 每座消化池配沼气压缩机 1 台, 搅拌强度 $1.0\text{m}^3 \text{ 气}/(\text{m}^2 \text{ 面积} \cdot \text{h})$, 一级消化池每池配套管式热交换器 1 台, 设计进泥温度 35°C , 出泥温度 40.5°C , 进热水温度 70°C , 出水温度 60°C , 热水流量 $80\text{m}^3/(\text{h} \cdot \text{台})$ 。

消化后的污泥 $2460\text{m}^3/\text{d}$, 干重 $82\text{t}/\text{d}$, 采用机械脱水, 脱水机房内设 Deg843 型带式压滤机 8 台, 每台带宽 3m, 生产能力 685kg 干泥/h, 脱水泥饼含水率小于 80%。

4. 沼气利用工序

预计全厂日产沼气 $13300 \sim 28500\text{m}^3$, 设 2 座低压湿式贮气罐贮存, 每座容积 5000m^3 , 直径 22m, 气压 2.74kPa 。沼气用于发电和烧锅炉, 选用单燃料发电机组 5 台, 单台功率 284kW , 回收热量 $342000\text{kcal}/\text{h}$, 沼气用量(标准状态下) $138\text{m}^3/\text{h}$, 发电效率 33.7%, 热回收效率 45%, 选用沼气锅炉 4 台, 每台产热量 $1.43 \times 10^6\text{J}/\text{h}$, 沼气用量 $152\text{m}^3/\text{h}$, 热效率 90%。

三、工艺设计的几个特点

1. 把节省能耗, 降低运行费用作为选择工艺流程和设备的主要原则

最初确定工艺流程时, 曾对氧化沟法和传统活性污泥法做过方案比较, 氧化沟是一种日益受到重视的污水处理工艺, 在国内外应用越来越广泛, 但对东郊污水厂这种规模的大型厂来说, 其占地和基建投资都比传统活性污泥法高, 特别是电耗高出很多, 每年要多花运行费几百万元, 因此决定放弃氧化沟工艺。

在活性污泥法污水厂中, 用电大户首推曝气系统, 其电耗占全厂用电的 $50\% \sim 60\%$, 为了节省能耗, 初步设计阶段对采用何种曝气器进行过详细的调研, 最后选定微孔曝气器, 经天津市纪庄子污水处理厂曝气系统改造工程运行实践证明, 微孔曝气器电耗比穿孔管降低一半, 仅此一项就可省电 20% 以上。

另一个节能的重要措施是对曝气池供氧系统采用自动调节, 根据曝气池中的溶解氧浓度由现场 PLC 自动调节供气量可节省气量 10%。

将沼气用于发电可回收大量电能, 东郊污水厂预计年产沼气 $500 \times 10^4 \sim 1000 \times 10^4\text{m}^3$, 除回收热量满足消化池污泥加热外, 每年可发电 $600 \times 10^4\text{kWh}$ 以上, 占全厂用电量 18%。沼气发电的一个关键问题是与市电并网, 只有这样发出的电力才可能充分利用, 东郊污水厂沼气发电与市电并网在我国是首创, 这将为我国今后的沼气利用提供宝贵经验。

2. 十分重视污水的预处理

国内污水厂在运行中出现的问题大量发生在预处理工序, 为此东郊污水处理厂给以充分重视, 首先, 设置了粗细两道格栅, 并在沉砂池和初沉池中装置除浮渣设备, 将进入曝气池的浮渣减到最低限度, 其次, 对沉砂池进行了精心设计, 池型为曝气沉砂, 排砂采用空气提升, 砂

水经过清洗再进行分离，全部操作均由计算机自动控制，确保沉砂池高度可靠地运行。

3. 采用前置缺氧脱氮新工艺

生物脱氮除磷是解决水体富营养化最经济有效的方法，已引起国内外广泛重视，东郊污水厂将一个曝气池按前置缺氧脱氮工艺进行设计，就是为了在国内进行大规模的生物脱氮试验，为推广这一新工艺摸索经验。

生物脱氮曝气池停留时间比普通曝气池延长 1 倍，缺氧脱氮区在曝气池前端，占全池容积 3/16，停留时间约 90min，用水下搅拌器搅拌，曝气硝化区的曝气器呈渐减布置，控制出水处溶解氧 2mg/L，考虑到冬季水温低时硝化区容积可能满足不了充分硝化的要求，在脱氮区后 1/3 段安装了 V 型曝气器，必要时可投入使用，为了积累运行数据，设计考虑到对整个硝化反硝化过程进行自动监测和取样监测。

4. 二沉池进行了重大改进，以期提高出水水质

进入二沉池的混合液相对密度大于池中的澄清液，因而呈异重流态，进池后沿池底泥面向池边流动，遇池壁上升至水面，在扩散过程中泥水逐渐分离，但从池壁上升到水面时仍带有部分活性污泥微粒。以往二沉池出水堰设在池边，被水带上的活性污泥往往随水流出，影响出水水质，这种情况在阳光下观察十分明显。

为了找到最佳出水点，特地对纪庄子污水厂二沉池水面各点的水质进行了取样测定，实测结果见表 1。

表 1 二沉池水面各点水质

项 目	距池边距离						
	出水槽	2m	4m	6m	8m	12m	中心
位置							
SS/mg/L	20.5	16.5	29.5	39.5	65.5	62.5	51.5
BOD ₅ /mg/L	14.2	8.6	13.0	23.1	12.0	9.34	9.5
COD/mg/L	110	72	88	89	77	75	99

可以看出，出水最佳水质在距池边 2~4m 处。因此，决定在距池边 4.5m 处增设出水槽，降低堰口负荷，以期改进出水水质。

5. 将剩余活性污泥送回初沉池共同沉淀，提高污泥浓缩效率

剩余活性污泥浓度低，有机物含量高，浓缩困难，采用重力浓缩效果不好，采用气浮浓缩、离心浓缩则设备复杂，费用高，不适合我国国情。欧洲一些国家推行将剩余活性污泥送回初沉池与初沉污泥共同沉淀的工艺，取得了较理想的效果，纪庄子污水厂对此进行了试验研究，将二系列两个初沉池作为试验池，与一系列平行对比，表明这种工艺的初沉池出水水质 BOD 好于传统工艺，COD、SS 去除率相同，混合污泥浓缩效果好。

6. 消化池采用国际 20 世纪 80 年代先进技术，确保可靠高效运转

消化池的运转是国内污水厂最大的难点，至今运行正常的消化池为数不多，这与设计水平低有很大关系，为此，东郊污水厂消化池从法国得利满公司引进 20 世纪 80 年代先进技术和设备，其主要特点如下。

(1) 5 个消化池呈五角星形，中央设消化池控制室，相互以管廊连通，全部设备阀门管道均在室内，解决了冰冻问题，也便于操作管理。一、二级消化池容积比为 4:1，二级消化池只起调节泥量、降低泥温和收集沼气的作用。

(2) 浓缩污泥用泵直接投配，投泥过程全部自动控制，泥管上设气动橡胶阀，按照预定时间程序由电磁阀控制压缩空气开关气动橡胶阀实现顺序投泥。生污泥直接进入消化池，进

泥的同时等量消化污泥自行溢流至二级消化池，进泥井排泥井都在消化池外，可以直接观察污泥性状。

(3) 消化池用沼气搅拌，沼气压缩机设在控制室顶层，每个消化池 1 台，搅拌沼气不经贮气柜，搅拌与产气互不干扰。搅拌装置是 24 根沼气管从池顶中心进入直到池底，在池内形成大循环回路，达到全池均匀混合，搅拌沼气管是否通畅可从池顶的显示装置看出，堵塞时可用高压水从池顶疏通。根据试验，在任何点投入示踪剂，经 20min 搅拌，即可全池分布均匀。

(4) 污泥加热用套管式热交换器，热水来自沼气锅炉或沼气发电机，水温由 PLC 控制，生污泥不先通过热交换器，加热的污泥从消化池直接抽取，由于污泥加热前后温差小，使热交换器的工况大为改善。

(5) 每个消化池都设有减压阀和真空破坏阀、灭火装置及避雷针，池顶设有观察窗，池侧壁设有检修孔便于运行管理。

7. 精心设计污泥管路，确保运行安全可靠

污水厂众多管路系统中，泥路最易出故障，令管理人员非常头疼，东郊污水厂决定采取以下措施改善泥路系统。

(1) 凡浓度大于 1% 的污泥，原则上用泵强制输送，泵的位置紧靠排泥点，一律用自灌式，确保吸泥管路畅通。泥管管径一般不小于 DN200mm，流速不小于 1m/s。

(2) 泥泵采用螺杆泵代替离心泵，闸门用气动橡胶阀代替一般的闸阀，可以最大限度地防止堵塞。

(3) 污泥管道上设置清通阀接入高压水，一旦堵塞可用水反冲。

(4) 泥路上安装电磁流量计和污泥浓度计，由计算机监视泥路的工况，泥泵开停也由计算机控制，操作人员可通过自控系统进行管理。

8. 将出水进一步处理后回用本厂，为污水回用探索道路

东郊污水厂生产用水量很大，每日可达数千吨，如果曝气池需要消泡，日用水量以万吨计。另一方面，经过处理的水已基本消除污染，可以作为低质水源，因此，污水厂出水回用本厂是理所当然的。

东郊污水厂的生产用水主要有污泥脱水机冲洗水，药液二次稀释水，各种泵的润滑油，冲洗车辆用水，池子和泥管冲洗水等，它们对水质要求都不高，SS 小于 10mg/L 就行。污水厂 A/O 系统出水的 SS 可达到 20mg/L 以下，只需经快速砂滤和加氯消毒即可回用。按每天用量 4000t 计算，每年可节省水费 20 多万元。

污水回用本厂只是第一步，随着社会经济的发展，水资源的矛盾会更加突出，污水回用是缓和这一矛盾的重要途径。东郊污水厂的污水回用是一种尝试，其目标是为污水回用于厂外探索道路。

9. 实现生产自动化，把管理水平提到新的高度

国内污水厂的管理水平还很低，一个重要原因是生产管理自动化水平低。东郊污水厂有利用国外贷款的便利条件，决定引进全套自控设备仪表，使生产管理上一个新台阶。

东郊污水厂采用的是集中监视，分散控制的自控系统，中央控制室内安装计算机和大型模拟盘，监视全厂生产，四个现场控制站(PLC)分别对污水预处理、污水生物处理、污泥消化系统和污泥脱水系统的生产过程进行控制。程序软件也是从国外引进，并根据中方的意见进行了修改，投入运行后还可根据实际情况随时调整。厂内还设置了独立的闭路电视系统，

在主要设备旁和厂区制高点安装了 10 台摄像机，从中控室可以直接观察设备的运行情况。计算机可定期打印需要的运行数据，积累运行资料。

四、各单项构筑物设计简介

1. 进水格栅

格栅是污水处理厂的第一道预处理设施。该厂设 6 台垂直格栅，每台宽 2m，栅条净距 25mm。6 台垂直格栅根据频率/时间自动逐台开动，由计算机控制，高水位时格栅清污机将连续工作。运送格栅拦截的浮渣的皮带运输机与格栅清污机联锁运行，在所有格栅停止工作后，它仍继续运行一段时间。

2. 进水泵房

设 6 台 HLWB-10 型立式涡轮混流泵，5 用一备。每台水泵的性能：

流量	1.32m ³ /s	电机	260kW
扬程	13.2m		

泵房设有 6 个控制水位，控制 5 台泵的运行。为避免个别泵负荷偏重反复起动，水泵将依次循环投入。当一台泵因故障停止工作时，另一台泵将自动投入。

3. 曲面格栅

8 台曲面格栅设在沉砂池的端部：

每台格栅宽度	1.2m	栅条净距	10mm
栅条曲率半径	2.0m		

每台格栅的清污动作是根据水位模拟信号由计算机控制的，当水位差处在正常值时，清污工作将按设定时间动作；当前后水位差超过设定值时，清污工作将连续运行。如果清污工作连续操作时间过长，计算机将发出报警信号。

曲面格栅刮出的浮渣将落在皮带运输机上，皮带运输机的运行与格栅清污联锁，清污工作停止时，运输机将仍运行一段时间。

4. 沉砂池

曝气沉砂池设有 6 条廊道，每条长 30m、宽 4m、深 4.3m，停留时间约 6 分钟。池内设有振动空气(VIBRAIR)曝气器 648 个，供气量为 5184m³/h。全池设两座吸砂工作桥，每桥上有 3 个空气提升装置负责 3 条廊道的吸砂工作。污秽的砂水被气提到洗砂槽，经搅拌后，有机物随水流回进水泵房，砂水被送至分砂机进行脱水。分砂机设在进水泵房的上部建筑顶层，以使脱水的砂粒落入砂斗装车运走。

吸砂工作桥的行走用行程开关控制，其上设有刮渣设施，以刮除池内浮渣。空气提砂装置要求连续工作，由计算机控制。空气压缩机发生故障，备用机可自动投入，一台超时运行，另一台将自动取代。空气压缩机、分砂机和泵的运行状态由计算机监视，如有故障将自动报警。

5. 初沉池

初沉池的设计，曾进行了矩形和圆形两种方案，在运行管理、占地和混凝土用量等方面进行比较，由于圆形辐流式沉淀池有设备可靠、管理简便的显著优点，最后采用了 4 座配以周边驱动全桥式刮泥机的辐流式沉淀池。其直径达 60m，水深 4.5m，沉淀时间 2.26h。

初沉池运行的关键是排泥，4 座池轮流排泥的程序由计算机控制。每个排泥阀靠频率/时间自动操作。其频率/时间将由计算机监测到的污泥浓度和流量来进行调整。排泥阀分两部分，启闭用的是电动阀门，排泥口用的是可手动调节的升降阀，该阀属非标设备，进行了

特殊设计。

由于沉淀池直径大，池壁将有很大的环向拉力，设计采用了钢筋混凝土预制拼装块件，外侧缠绕高强钢丝，施加环向预应力。

6. 初沉污泥泵房

为防止排泥系统出现堵塞故障，在两座初沉池间设一座污泥泵房。内安装 GF 单螺杆泵 4 台，两座泵房共装八台污泥泵。

污泥泵由频率/时间自动操作，并由计算机进行调整。两座污泥泵房交替运行，在泵的出口处设有污泥浓度的模拟测量，污泥进入浓缩池前进行流量检测。这些信号进入计算机后，将用于计算污泥的排放量，以调整排泥频率和排泥的持续时间。

7. 曝气池

全厂设四座曝气池，总容积为 90522m³。每池长 68m、宽 64m、水深 5.2m，设 8 条廊道，每条宽 8m。三座曝气池按传统曝气工艺设计：

每池流量	120000m ³ /d	供气量 (标准状态下)	29000m ³ /h
BOD ₅ 进水	210mg/L, 出水 40mg/L	MLSS	3g/L
SS 进水	120mg/L, 出水 60mg/L	回流比	75%
曝气时间	4.5h	活性污泥浓度	7g/L
DP230 型曝气器	6531 个	污泥负荷	0.5kgBOD/kgMLVSS

一座曝气池按前置缺氧脱氮工艺设计：

流量	60000m ³ /d	MLSS	5g/L
停留时间	9h	回流比	150%
DP230 型曝气器	6556 个	硝化速率	2.2mgN-NH ₄ /(GVSS·h)
VIBRAIR 曝气器	180 个	反硝化速率	2.7mgN-NO ₃ /(GVSS·h)
缺氧区潜水搅拌器	5 台	缺氧池 BOD 去除率	33%
供气量 (标准状态下)	29000m ³ /h	脱氮率	60%

曝气池中设有溶解氧探测器，发送模拟量信号进入计算机，以调节鼓风机的风量，节省耗电量。曝气池还设有各种测量仪表，可将进入每个池的水量、回流污泥量、pH 值和水温输入计算机，以进行集中监视。计算机将可显示曝气池的全部工作状态和故障报警。

8. 回流污泥泵房

4 座曝气池各配有一座回流污泥泵房，每座泵房安装 4 台 ϕ 1400mm 螺旋泵。

每台流量	0.41m ³ /s	倾角	30°
扬程	3.6m	电动功率	22kW

螺旋泵的起动和停止将由水位通过计算机控制，但开哪台泵可由操作人员决定。泵的状况是由计算机根据曝气池发送的模拟量信号进行选择。泵的进水池设有低水位开关保护，池内还设有潜水泵，将剩余活性污泥排入初沉池，流量可手动调节，连续工作。

9. 鼓风机房

鼓风机房内设有四台单级高速离心风机，此种风机的进风口设有可调导叶片，用以调节风量。

每台风机的风量 (标准状态下)	39000m ³ /h	风机转速	7895r/min
进风压力	-1500Pa	电动功率	1000kW
出风压力	65000Pa		

钢筋混凝土进风廊道设在机房的上部，内安装两道袋式空气过滤器。第一道效率 50%，第二道 90%~95%。出水管设在地面，压缩空气通过分配罐同时向 4 个曝气池供气，4 池分

别设有控制阀，以调节风量。每台鼓风机都可向计算机输出温度故障、喘振故障和误差检测信号，以随时掌握风机运行工况。

鼓风机的起动或停止是由计算机控制，自动进行的。风机起动要求供油系统先投入运行，并关闭导叶片，进风及出风阀门都开启；起动后，放空阀渐渐关闭，导叶片慢慢打开，到达所需风量的位置上，如果已有2台风机在工作，进风导叶片也已完全打开，而曝气池中的供氧量还需增加，则计算机将判定是否增加风机的工作台数。反之，进风导叶片已完全关闭，而供氧量还可减少时，计算机将判定是否关掉1台风机。

10. 二沉池

设有8座直径55m的幅流式沉淀池，水深4.5m，沉淀时间3.8h，表面负荷 $1.05 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。二沉池是污水处理厂出水水质的关键，而进水因活性污泥之故呈异重流状态，根据对纪庄子污水处理厂直径45m的二沉池运行情况的调查，活性污泥混合液进入池内后，在未遇到逆流和池壁之前就潜入池底，沿池底密实泥面向池边流动，至池壁后便上升至水面。一小部分污泥沿出水槽壁进入槽内随出水排走，一部分向池中心回流，形成环流。据实测，水面SS差别较大，表2。出水最佳水质在池边2~4m处，见表2。

表2 出水位置与水质

项目	距池边距离						
	出水槽	2m	4m	6m	8m	12m	中心
位置	出水槽	2m	4m	6m	8m	12m	中心
SS/(mg/L)	20.5	16.5	29.5	39.5	65.5	62.5	51.5
BOD ₅ /(mg/L)	14.2	8.59	13.0	23.1	12.0	9.34	9.49
COD/(mg/L)	110	72	88	89	77	75	99

为改进出水水质，降低出水槽堰口负荷，在离池边4.5m处增设了出水槽，支承水槽的立柱用来兼作出水管，将水引出池外。池内所装刮吸泥机上有22根 $\phi 200\text{mm}$ 吸泥管，用以排出活性污泥。吸泥机运行一周需72min，周边速度为 $2.41\text{m}/\text{min}$ 。每池都设有污泥层界面传感器，可将检测信号输往计算机。出水设有计量装置。

11. 污泥浓缩池

两座污泥浓缩池采用上部进泥方式，装有中心传动式刮泥机。按连续进泥，两池交替，轮流排泥运行。浓缩池直径26m，水深4m，出泥量(含水96%) $1230\text{m}^3/\text{d}$ ，停留时间约30h。

浓缩池与投泥泵房相连，泵房内设3台螺杆式投泥泵，每台泵流量 $55\text{m}^3/\text{h}$ ，扬程21m水柱，功率15kW。

12. 污泥消化池

采用中温二级消化，设4个一级消化池，1个二级消化池。控制室设在五池中央，用管廊相连。消化池直径28.8m，容积 10000m^3 ，投配率5%，进泥最低温度 10°C ，污泥挥发成分含量55%，降解30%时单万污泥产沼气 5.4m^3 ，预期日产沼气 $13300\sim 24354\text{m}^3$ 。每个消化池配一台沼气管压缩机，流量为 $652\text{m}^3/\text{h}$ ，用于搅拌污泥。压缩机开动后，沼气通过20根直径30mm的不锈钢管封污泥进行搅拌，其搅拌强度可达 $1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。从外商提供的锂元素搅拌效果试验结果中可看出，在消化池任意点投入锂元素后，经压缩气体搅拌30min，实测结果，全池锂元素已分布均匀。污泥加热采用套管式热交换器，4座一级消化池每池设一套。热源来自沼气发电机的余热，不足时再辅以沼气锅炉。污泥来自消化池，加热后仍排入池内，循环连续工作。消化池的进泥、排泥、加热、搅拌都由计算机控制，4个一级池轮流进泥，自动溢流排泥。

进入二级池。二级池只搅拌不加热。消化污泥排往脱水机房。

消化池结构采用现浇钢筋混凝土，顶盖用球壳结构，池壁外缠绕高强钢筋，施加预应力，基础采用钻孔灌注桩，桩径 0.8m，5 个池子共用桩 449 根。

13. 污泥脱水机房

选用 Deg843 型带式压滤机 8 台，每台生产能力 685kg 干泥/h，进泥含水率 96.7%，泥饼含水率 80%，药剂(有机高分子)用量 0.002~0.004。压滤机按程序自动运行，亦可手工操作，还可间隙工作。

14. 沼气发电机房与沼气锅炉房

发电机房锅炉房联建，中间设控制室。

发电机选用单燃料发电机 5 台，每台功率 284kW，沼气用量 3312m³/d，回收热量 8202 × 10⁶ × 4.19J/d。另设有发电升压站，升压后将电量输入电网，为发电机连续运行创造条件。

锅炉房选用沼气锅炉 4 台，每台供热 18000 × 10⁶ × 4.19J/d，沼气用量 3648m³/d。

发电机和锅炉的起停是根据给污泥加热的热交换器出口泥温决定的，操作人员可根据恒温阀的差值调整回水温度，如发电机已全部运行，回水温度仍没有达到要求，计算机将发出信号，以点燃锅炉。相反，回路温度过高，计算机将发出关闭沼气锅炉的信号。

15. 沼气贮气罐

厂区设湿式贮气罐 2 座，每座容量 5000m³，气罐装有浮动高度测量和高低位报警装置，分别将模拟信号及开关信号送至计算机。

16. 中央控制室

全厂运行采用集中监视、分散控制的集散系统。中央控制室设有操作站、CRT、打印机、彩色硬拷贝和彩色模拟盘。4 个分控室内设现场控制器 PLC，按编制的程序控制运行，并将采集的大量信息输至中央控制室进行处理。厂内还设有电视监视系统，对厂区主要部位及进水泵房、鼓风机房、发电机房等十处主要设备的运行情况，通过电视进行监视。

17. 总变电站

全厂设备装机容量约 8000kW，设 1 座 35/6kV 总变电站，安装 2 台 5000kVA 变压器。另有 4 座 6/0.4kV 分变电站，为将沼气发电机电力与 6kV 配电网并网运行，另设有 0.4/6kV 升压站 1 座。

18. 回用水系统

设有滤池、回用水及回用水泵房等，设计能力 4000m³/d，供厂内回用。

19. 加氯间、计量槽

20. 采暖锅炉房

实例十一 天津经济技术开发区污水处理厂设计简介[●]

一、概况

天津经济技术开发区污水处理厂是开发区的重点环保工程，设计规模 10 万吨/日，污水主要来源于区内生活污水和工业园区的生产废水，设计进水水质：BOD₅150mg/L，COD400mg/L，SS200mg/L，出水水质为：BOD₅30mg/L，SS30mg/L，COD120mg/L。污水经二级生化处理后排入蓟运河口入海。处理厂占地 6.71 公顷，使用挪威政府贷款 490 万美元。

● 作者为天津市政工程设计研究院冯生华、王秀朵、周雷。

污水处理系统采用了连续进水、间歇出水、双池串联的 DAT-IAT 工艺, 该工艺是介于传统活性污泥法与典型的 SBR 工艺之间, 既有传统活性污泥法的连续性和高效, 又具有 SBR 法的灵活性, 具有构筑物少、流程简单、占地少、对水质水量变化适应性强的特点, 特别适合开发区污水特性和现代化管理条件。设计中在 SBR 反应池内首次采用了虹吸式滗水器装置, 该装置没有运转部件, 耐用无需维护、过流负荷低、出水水质稳定, 是 SBR 反应池理想的配套设备。由于污水已在 SBR 反应池内好氧稳定, 污泥处理系统采用了好氧贮存和带式滤机浓缩脱水。自控系统采用集中监视, 分散控制的集散系统。

开发区污水处理厂曾考虑过多种工艺方案, 如 A-B 法、氧化沟等, 最后选择了 SBR 工艺, 又通过赴澳大利亚考察, 最后引进了 DAT-IAT 工艺, 此种工艺稳定性高、处理构筑物少、可脱氮脱磷并节省投资。

DAT-IAT (Demand Aeration Tank-Intermittent Aeration Tank) 工艺是序批式活性污泥法(SBR)的一种处理方式, 它介于传统活性污泥法与典型的 SBR 工艺之间, 既有传统活性污泥法的连续性和高效性, 又具有 SBR 法的灵活性, 适用于水质水量变化大的情况。天津经济技术开发区污水处理厂污水主要来源于区内生活污水和生产废水。由于水质水量变化幅度较大, 通过方案比选, 结合贷款国技术特点, 最后选择了 DAT-IAT 工艺。这是此工艺在我国的首次应用。

二、DAT-IAT 工作过程

DAT-IAT 由 DAT 和 IAT 串联组成。DAT 连续进水, 连续曝气(也可间歇曝气); IAT 连续进水, 间歇曝气, 清水和剩余活性污泥均由 IAT 排出。和典型的 SBR 反应池一样, 其运行操作由进水、反应、沉淀、出水和待机五个阶段组成。

1. 进水

与典型的 SBR 工艺不同的是, DAT-IAT 系统的处理水是连续进入 DAT, 然后进入 IAT。连续进水使对进水的控制大大简化, 这样的双池系统也避免了水力短路。

2. 反应

反应阶段分两部分: 首先在 DAT 中连续曝气, 池中水流呈完全混合流态, 绝大部分有机物得以降解; 经 DAT 处理后的混合液通过两池间的导流系统连续不断进入 IAT, IAT 间歇曝气进一步去除有机物, 使处理出水达到排放标准。

3. 沉淀

沉淀阶段只发生在 IAT。当 IAT 停止曝气后, 活性污泥絮体静态沉淀与上清液分离, DAT 流入 IAT 的混合液流速很低, 对 IAT 不产生扰动, 因此其沉淀效率显著高于一般二沉池的动态沉淀。

4. 排水

排水阶段只发生在 IAT。当池水位上升到最高水位时, 沉淀阶段结束, 设置在 IAT 末端的滗水器开动, 将上清液缓慢地排出池外, 当池水位降到最低水位时停止滗水。

5. 待机

在 IAT 池滗水后完成了一个运行周期, 两周期间的间歇时间就是待机阶段。该阶段可视污水的性质和处理要求决定其长短或取消。

三、DAT-IAT 工艺设计

1. 设计条件 and 设计参数

设计水量 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。

进水水质 BOD150mg/L; SS200mg/L; COD400mg/L。

出水水质 BOD≤30mg/L; SS≤30mg/L; COD≤120mg/L; NH₃-N≤10mg/L。

污泥在反应池中好氧稳定, 不另进行污泥稳定处理。

污泥负荷 $F/M = 0.052\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 。

混合液浓度 MLSS = 5g/L。

IAT 运行周期 $T = 3\text{h}$ (曝气、沉淀、滗水各 1h)。

污泥所需总池容 = 57692m³。

设 6 组 DAT-IAT, 每组污泥所需的池容积为 9615m³。

设每组池 $L \times B = 80\text{m} \times 32\text{m}$, 则混合液深为 $h = 3.756\text{m}$ (最低水位)。

DAT-IAT 是变水位运行, 一个周期内从最低水位到最高水位再回到最低水位, 按 $T = 3\text{h}$ 的运行周期, 池水位的变化见图 1。

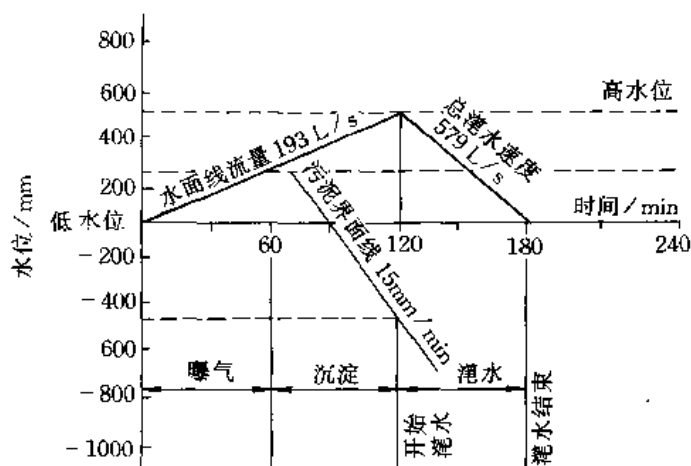


图 1 DAT-IAT 工艺运行周期水位变化示意图

滗水结束时, 池水位处于最低水位, 由于原水不断进入, 水位逐渐增高, 开始滗水时达到最高水位, 经历时间为 2h, 由此可算出最高水位和最低水位的差值 Δh 为 694m³/h, 反应池最高水位为 4.3m。

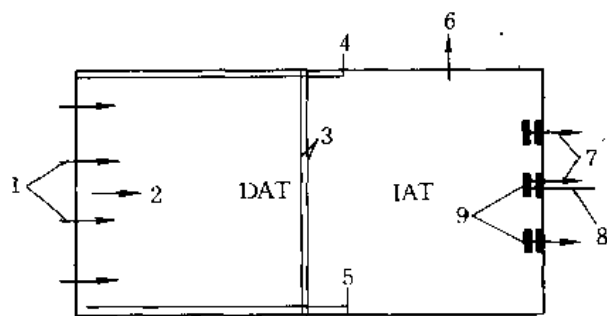


图 2 反应池平面布置图

1—进水管; 2、8—空气管; 3—导流墙; 4、5—回流污泥泵; 6—剩余污泥泵; 7—出水管; 9—滗水器

每组反应池中 DAT 和 IAT 体积相同, 各长 40m, 中间设两道导流墙, 污水从 DAT 首端进入, 立即与回流的混合液和原池中的混合液充分混合, 呈完全混合流态, 然后经两道导流墙进入 IAT。第一道导流墙靠近水面处设导流孔, 往后 1.4m 处的第二道导流墙底部设导流孔, 经过导流墙的混合液以很低的流速从底部进入 IAT, 不会对 IAT 沉淀的污泥产生搅动。

DAT-IAT 的平面布置见图 2。

采用鼓风曝气, 曝气设备为膜片式微孔曝气器。

根据 DAT 和 IAT 需氧量的分配和供气量的计算, 确定每座 DAT 总供气量为 4966m³/h, 每池曝气头数量为 1419 个。

每个 DAT 进气总管上设电动蝶阀和空气流量计, 可根据设定的运行周期自动定时开停曝气系统, 并根据每座 DAT 池内设置的溶解氧仪的测定值自动调节曝气量。

每座 IAT 总供气量为 $6606\text{m}^3/\text{h}$, 单池曝气头数量为 1888 个, 进气总管上设有电动蝶阀、空气流量计, 根据运转周期定时自动启动或关闭曝气系统使该池处于不同的处理阶段, 并根据溶解氧仪监测数据调整该池的运转周期和供气量。

3. 污泥回流

为保持 DAT 内足够的混合液浓度, 需从 IAT 将混合液回流到 DAT, 对于全池平均 $\text{MLSS}=5\text{g/L}$ 来说, IAT 高于 5g/L , 而 DAT 则低于 5g/L 。设 IAT 为 5.5g/L , DAT 可为 4.5g/L , 则混合液回流比 R 为 4.5。

在 IAT 两侧距导流墙 8m 处设 2 台潜污泵, 每台流量 $0.55 \sim 0.6\text{m}^3/\text{s}$, 扬程 19613.3Pa 。回流泵的开停由 PLC 按预设程序自动控制, 停泵的时间安排在滗水阶段。

两台泵的回流污泥管在 DAT 内分为 4 个出口, 位于池的四角, 它们以 2.86m/s 的速度沿池底喷向池中心, 对全池起强烈搅拌作用, 为形成完全混合流态提供部分动力。

4. 污泥产量

经计算污泥产率系数为 1.1, 泥龄为 22d, 污泥产量为 13200kg/d 。排泥浓度按 5.5g/L 计, 污泥产量为 $2400\text{m}^3/\text{d}$ 。每池排泥量为 $400\text{m}^3/\text{d}$ 。按每周周期排泥 1 次, 每次排泥量为 50m^3 。

每池设潜污泵 1 台, $Q=100\text{m}^3/\text{h}$, $H=98\text{kPa}$, 每次排泥需 0.5h, 排除时间在曝气阶段。

IAT 内还设 SS 计, 可根据污泥浓度值随时调整开泵的时间和周期, 确保反应池的正常运行。

5. 澄清水排放

滗水器是 SBR 工艺最常采用的排除澄清水设备, 它能从静止的池表面将澄清水滗出而不搅动沉泥, 确保出水水质。

按照设计, IAT 运行周期为 3h, 这段时间内全池进污水量为 $3 \times 694 = 2082\text{m}^3$, 而滗水时间为 1h, 因此滗水器的能力应为 $2082\text{m}^3/\text{h}$ 。本工程选用虹吸式滗水器, 每池 3 台, 每台滗水能力为 $700\text{m}^3/\text{h}$ 。滗水器在最高水位时自动开动, 最低水位时自动停止。

虹吸式滗水器的工作原理: IAT 在曝气和沉淀阶段池内水位不断上升, 这时空气被阻留在滗水器管路中, 短管中的空气被水头压向管上方, 由于 U 型管的存在, 空气的压力被 U 型管内造成的水位差所平衡, 只能滞留在管路中, 气阻使池中的水不能流出。沉淀阶段结束后打开电磁阀, 阻留的空气被放出, 上清液便通过垂直短管经 U 形管流出池外。电磁阀随后关闭, 滗水仍会在虹吸作用下继续进行, 一直到最低水位, 这时再将电磁阀打开破坏虹吸, 滗水结束。另外短管的底端低于 IAT 的最低水位 100mm , 可防止池面浮渣进入短管。

滗水器安装在 IAT 尾部, 其安装示意图 3。

四、几点认识

(1) DAT-IAT 工艺同时具有 SBR 工艺和传统活性污泥法的优点: 它像典型的 SBR 工艺一样是间歇曝气的, 可以根据原水水质水量的变化调整运行周期, 使之处于最佳工况, 也可以根据脱氮除磷要求, 调整曝气时间, 造成缺氧或厌氧环境; 同时它又像普通活性污泥法一样连续进水, 避免了控制进水的麻烦, 提

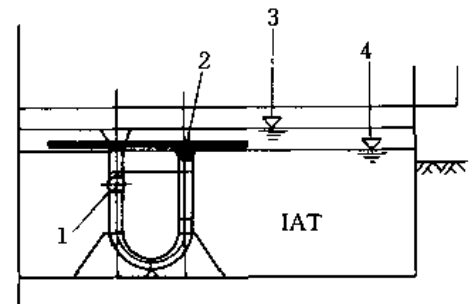


图 3 滗水器安装示意图
1—滗水器出水管; 2—滗水器; 3—设计高水位; 4—设计低水位

高了反应池的利用效率。显然,这是一种对原水水质水量的变化和不同处理要求都有很强适应性、而且运行操作又比较简便的工艺。

(2) 对于曝气池和二沉池合建的污水处理构筑物来说,在保证沉淀分离效果的前提下,尽可能提高曝气容积比,可以减小池容,降低基建投资。与其他工艺相比, DAT-IAT 工艺的曝气容积比是最高的,达到 66.7%,而三沟式氧化沟是 40%~50%,典型的 SBR 反应池一般为 50%~60%,可以说 DAT-IAT 工艺是一种节省基建投资的工艺。

(3) 虹吸式滗水器是一种结构简单、运行可靠、易于操作并且价格显著低廉的设备,采用这种滗水器可以有效降低设备费用。但它的滗水深度调节幅度小,不能在滗水深度变化大的情况使用。

(4) 回流污泥泵的安装位置和开动时间对反应池的运行很重要,要求它们抽升较浓的混合液,又不影响 IAT 的沉淀和滗水。本设计放在离导流墙 8m 的地方,不致直接抽升从 DAT 进入的较稀的混合液,同时又离滗水器足够远,不致将污泥搅起影响出水水质。如果在滗水阶段停止回流,出水水质就更有保证。当然,回流污泥泵开动多长时间应由进水水质和处理要求决定。

实例十二 荣成市城市污水湿地处理工程^①

一、概况

荣成市位于胶东半岛最东端,桑沟河畔,三面环海,是我国重要的海珍品养殖基地。根据水质特性、场地特征等条件,设计了 2 万吨/日城市污水湿地处理工程,占地 1000 亩,工程投资 460 万元。运行结果表明,此项工程具有投资少、运行费用低、省能耗、处理效果高的优势,是一项因地制宜的生态工程技术。

二、水质特性

荣成市城市污水日排放量 2 万吨,其中生活污水占 85% 全市重点污染源基本上实现达标排放。水质特性由工业废水为主的重污染类型,逐渐转变为以生活污水为主的可生化性较强的城市污水(1992 年与 1996 年城市污水监测结果见表 1)。

表 1 荣成市城市污水监测结果

项 目	1992 年		1996 年		1996/1992
	浓度/(mg/L)	比标倍数	浓度/(mg/L)	比标倍数	
COD _{Cr}	569	5.69	250	2.5	0.44
SS	185	2.64	100	1.43	0.54
硫化物	1.158	1.16	—	—	—
砷	0.0	—	0.0	—	—
挥发酚	0.022	0.044	0.044	0.088	2.0
六价铬	0.188	0.376	0.004	0.008	0.02
氰化物	0.003	0.006	0.006	0.012	2.0

注:监测站位于崖头河下游。

监测结果表明,荣成市城市污水主要污染物依次为 COD、SS、S²⁻。1996 年与 1992 年相比,水质污染程度明显减轻,如:COD 下降 56%,SS 下降 46%,但是目前污水水质仍超过 GB 8978—1996 污水综合排放标准。

三、工艺流程

近年来荣成市城市污水水质有明显改善,针对目前的水质特性,设计如下工艺流程:

① 作者为天津市环境保护科学研究院李万庆、李士荣。

崖头河污水→调蓄池→泵房→湿地系统→小海→桑沟湾。

上述工艺流程具有减少工程投资、节省运行费用、便于管理的多重目的。

四、运行参数

依据国家“七五”科技攻关环保项目《天津市城市污水土地处理与利用系统研究》与国家“八五”科技攻关环保项目《污水湿地处理工程技术研究》的科研成果，结合荣成市城市污水水质特性、场地特征和气候条件，本工程主要工艺参数见表2。

表2 湿地系统主要工艺参数

项目	湿地系统	项目	湿地系统
水力负荷/(cm/d)	2-7	单元长宽比	(5-8):1
有机负荷/[kg/(ha·d)]	<128	出水温度/℃	>2
停留时间/d	<5	场地条件	需平整±5cm
平均水深/m	0.03-0.20		

五、运行结果

污水土地处理的净化机理是在人为调控的前提下，把污水投配到土地上，使污水在土壤-植物-微生物复合生态系统中，经物理、化学和生物的综合作用达到预期的设计目的。该工程每个单元长150m左右，宽30m，集水沟间距30m，平均沟深1.0m，在处理单元前端15~30m不挖沟采用水面型湿地工艺，进一步沉降SS，以保护渗滤区土壤渗透性能。表3列出“八五”示范工程处理单元前30m的运行结果。

表3 处理单元前30m水面型湿地运行结果

项目		小区	I	II	III	均值
BOD/(mg/L)	进水		32.50	70.00	30.20	44.20
	实测值		11.40	20.20	10.00	13.90
	去除率/%		64.90	71.10	66.90	68.60
COD/(mg/L)	进水		105.40	136.00	86.50	109.30
	实测值		44.30	52.70	63.20	53.40
	去除率/%		58.00	61.30	26.90	51.10
SS/(mg/L)	进水		132.00	30.00	18.10	114.30
	实测值		90.00	20.00	74.30	61.40
	去除率/%		31.80	33.30	59.00	46.30
K-N/(mg/L)	进水		37.20	21.79	33.41	31.00
	实测值		25.75	9.10	19.30	18.05
	去除率/%		31.70	58.20	42.20	41.80
T-P/(mg/L)	进水		0.94	1.50	1.62	1.35
	实测值		0.80	0.55	0.67	0.67
	去除率/%		14.90	63.30	58.60	50.40

土地处理系统占地面积大，是一种因地制宜的生态工程技术。同时，在工程设计中应充分考虑到冬季运行，场地寿命，对地下水的影响等负面效应。这些关键技术是可以在工程设计中解决的。因此，土地处理工程技术对防治水污染保护水环境将起到十分重要的作用。

实例十三 成都市三瓦窑污水处理厂工程设计[●]

一、概况

成都市三瓦窑污水处理厂位于成都市南郊府河畔。成都市区地势西北高东南低，规划分

● 作者为中国市政工程西南设计研究院文筑秀。

七个排水区域，其中六个排水区域的污水通过直径 DN2200mm 的钢筋混凝土总干管汇入三瓦窑污水厂，服务面积约 5800 公顷。污水厂一期工程规模 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，远期规模 $40 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ，总变化系数 $K_{\text{总}} = 1.3$ ，生活污水占 70%，工业污水占 30%。本次设计在布局上考虑近远期结合。

三瓦窑污水一期工程于 1986 年 5 月完成方案设计，1986 年 9 月完成初步设计，1990 年完成施工图设计，1989 年破土动工，1991 年竣工投入运行。工程总投资 8189.32 万元（1990 年定额），占地 153 亩。

二、水质及工艺流程

1. 水质

进水水质 $\text{BOD}_5 = 200 \text{mg/L}$ ； $\text{SS} = 260 \text{mg/L}$ ； $\text{pH} = 6.5 \sim 8.0$ 。

出水水质 $\text{BOD}_5 \leq 20 \text{mg/L}$ ； $\text{SS} \leq 30 \text{mg/L}$ ； $\text{pH} = 6.5 \sim 8.0$ 。

2. 工艺流程

污水处理：采用鼓风曝气式活性污泥法二级生化处理工艺。

污泥处置：污泥浓缩后经二级消化，带式压滤脱水后外运。

三瓦窑污水厂工艺流程、池型、设备的选型都立足于降低能耗、减少基建投资、减轻劳动强度、运行稳定可靠、管理方便。污水部分采用了钟氏沉砂池、微孔曝气器、周边进水周边出水式二次沉淀池等新技术。污泥处置部分采用了气浮浓缩提高污泥出泥浓度（进消化池污泥含固率按 4% 计），减少消化池容积及加热污泥所需的热量。设备选型时选择了 250WDL 型水泵及 BID125-1.68/1.0 型离心风机等节能型设备，同时引进了自动除渣机械格栅、钟氏沉砂池内的设备、微孔曝气器、二沉池吸刮泥机、消化池加热搅拌设备、带式压滤机、测试仪表等设备以节省能耗减轻劳动强度。

工艺流程见图 1，污水处理厂平面布置见图 2。

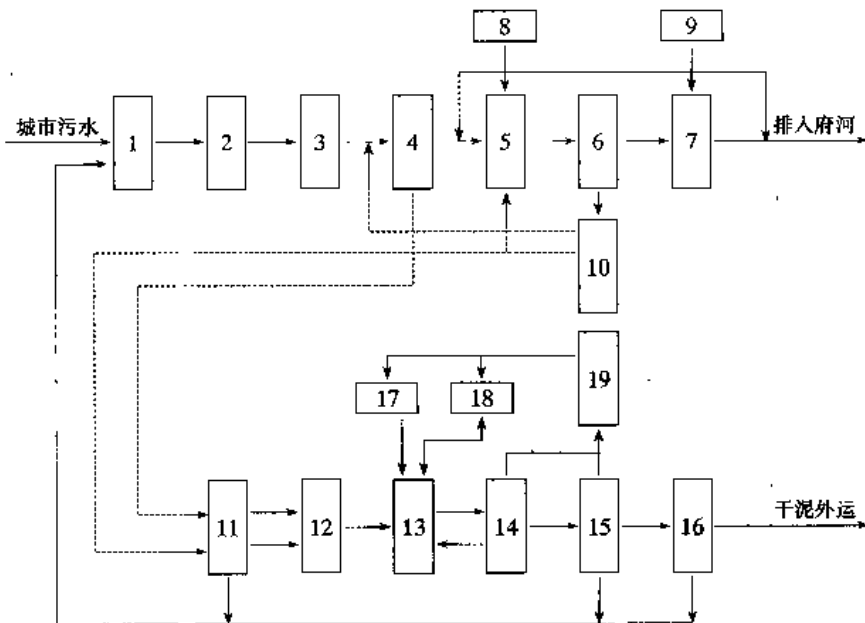


图 1 工艺流程图

- 1—格栅井；2—污水泵房；3—沉砂池；4—钟氏初沉池；5—曝气池；6—二次沉砂池；7—接触池；8—鼓风机房；
9—加氯间；10—回流污泥泵房；11—浓缩池；12—投配池及泵房；13—加热搅拌器；14—一级消化池；
15—二级消化池；16—污泥脱水间；17—沼气机房；18—锅炉房；19—沼气罐

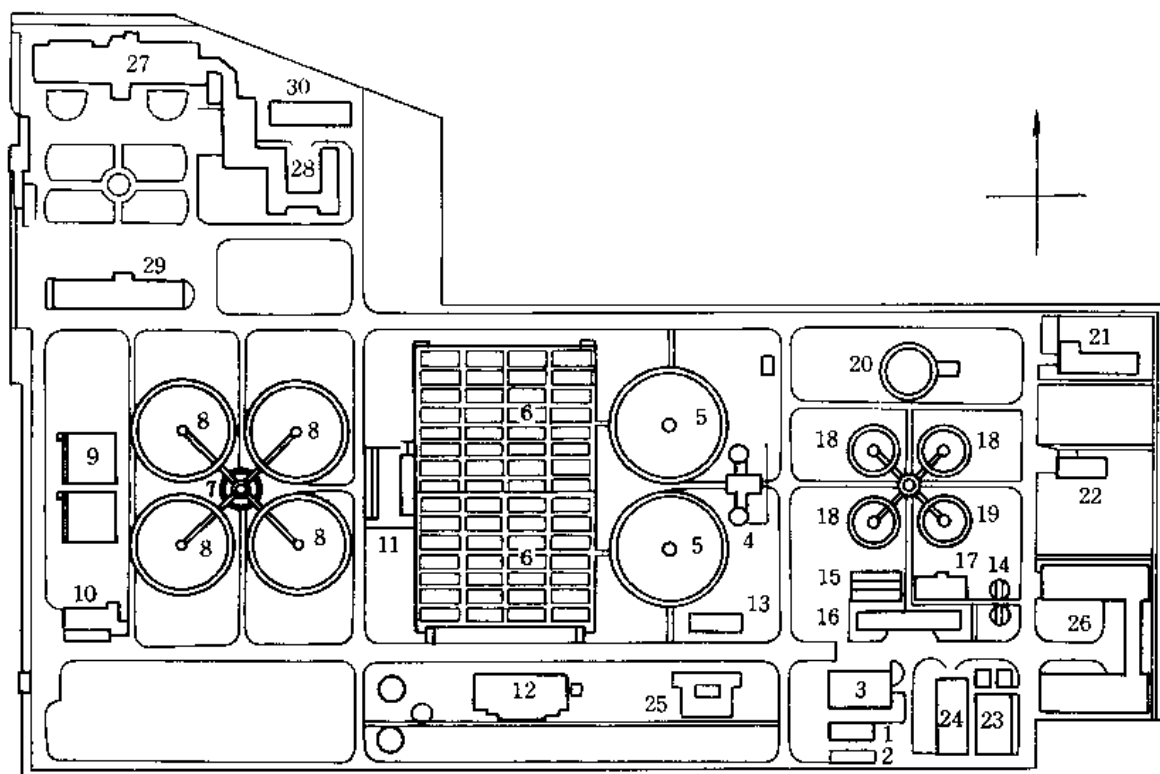


图2 污水处理厂平面布置图

- 1—格栅井；2—格栅井渣物脱水机房；3—污水泵房；4—沉砂池；5—初沉池；6—曝气池；7—二沉池配水井；8—二沉池；9—接触池；10—加氯间；11—回流污泥泵房；12—鼓风机房；13—污泥泵房；14—重力浓缩池；15—气浮浓缩池；16—综合泵房；17—污水投配池；18—一级消化池；19—二级消化池；20—沼气罐；21—锅炉房；22—沼气压缩机房；23—污泥脱水间；24—污泥堆棚；25—总变配电房；26—机修及附属建筑、仓库；27—综合楼；28—食堂、厨房、浴室；29—汽车库；30—单身楼

三、主要构筑物设计

1. 格栅井及渣物脱水机房

(1) 格栅井 格栅井设计流量为 $20 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$, $k_{\text{总}} = 1.3$, 格栅井平面尺寸 $13.85\text{m} \times 6.2\text{m}$, 总深 10.08m 。格栅中分为二格, 每格设格栅机一套。一期采用香港怡和公司经销的平板式自动除渣机械格栅 1 套, 远期再仿制 1 套。

机械格栅栅条净间隙 16mm , 污水过栅流速 $v = 0.7\text{m/s}$, 格栅总宽 $B = 2.5\text{m}$ 。格栅井上设有 $B = 500\text{mm}$, 胶带输送机, 将捞出渣物送到脱水机房脱水。格栅机根据栅条前后水位差或间隔时间自动开停, 输送机及渣物脱水机与格栅机联动。

(2) 渣物脱水机房 配套引进香港怡和公司经销的渣物脱水机一套。脱水机房平面尺寸 $14.75\text{m} \times 3.6\text{m}$, 高 5.9m 。

2. 污水提升泵房

吸水井与泵房合建, 配电间设在吸水井上, 平面尺寸 $23.6\text{m} \times 12.35\text{m}$, 地下部分深 11.85m 。上部建筑层高 6.5m , 泵房下部为钢筋混凝土结构, 上部为框架结构。

泵房内设有 250WDL 型污水泵 7 台, 5 用 2 备。水泵自灌启动, 按吸水井水位自动开停机组, 水泵出水采用单管出水方式, 单管出水槽设于泵房屋顶。

3. 钟氏沉砂池

采用 JGT-900 型钟氏沉砂池, 共 2 座。每座沉砂池上部直径 $\phi = 4.87\text{m}$, 总深 $H = 5.05\text{m}$, 钢筋混凝土结构。

每池设有 JGT-900 型钟氏沉砂器, 鼓风机(静风压 $P = 0.048\text{MPa}$, 风量 $Q = 2\text{m}^3/\text{min}$), 螺旋分砂、洗砂装置等。进水渠道上还设有回转式自动除渣细格栅一道, 每台 $B = 1.2\text{m}$, 栅条净间距 8mm , 倾角 60° 。

4. 初次沉淀池

采用中心进水周边出水式圆形辐流沉淀池, 共 2 座。表面负荷 $2\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 有效停留时间 1.5h , SS 去除率按 50% 计。

每池直径 42.0m , 总池深 6.8m , 池周边水深 3.9m , 预应力钢筋混凝土结构。每池内设有 CG42C-3900 型周边传动刮泥机 1 套, 刮泥机行速 $1 \sim 3\text{r}/\text{min}$, 外缘线速 $2.5\text{m}/\text{min}$ 。

5. 曝气池

采用鼓风机曝气池, 按标准活性污泥法设计, 可根据需要调整为普通曝气, 阶段曝气, 吸附再生等多种运行方式。本池在设计时考虑了今后根据需要将池略加改造后即可成为 Λ/O 法运行的方式。

曝气池设计污泥负荷 $FW = 0.23\text{kg}/(\text{kg} \cdot \text{d})$, 污泥浓度 $NW = 2.5\text{g}/\text{L}$, 曝气时间 $t = 6.5\text{h}$, 最大活性污泥回流比 100% , 池内空气扩散器采用香港艺高公司经销的 IFV 型膜片式微孔曝气器, 曝气器盘面直径 $\phi 520\text{mm}$, 空气利用系数取用 22% , 气水比按 6 配用风机。曝气池供风量按池内混合液 DO 及进池水量自动控制风机供风量。

共设 2 座曝气池, 每座平面尺寸 $66.06\text{m} \times 50.55\text{m}$ 廊道, 水深 5.6m , 池总深 6.5m 。钢筋混凝土结构。

6. 二次沉淀池

采用周边进水出水圆形辐流式二沉池, 二沉池全部工艺几何尺寸及吸泥机全套设备由艺高公司提供。

核算二沉池表面负荷 $1.36\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 停留时间 $t = 1.93\text{h}$, 池内设有中心传动单管吸泥机 1 套, 电动套筒排泥阀 1 套。

共 4 座二沉池, 每池直径 $\phi = 37.0\text{m}$, 池总深 5.18m , 预应力钢筋混凝土结构。4 座二沉池的进水出水, 排泥均集中在一座集配水井内完成。配水井直径 $\phi = 15.8\text{m}$, 总深 7.17m 钢筋混凝土结构。

7. 回流污泥泵房

泵房、集泥池合建, 共 1 座, 平面尺寸 $24.9\text{m} \times 15.442\text{m}$, 总高 12.14m , 泵房高 5.0m , 钢筋混凝土框架结构。

泵房内设 $\phi 1200$ 螺旋泵配 XWY30-10-1/23 型电动机 7 套, 5 用 2 备。每台泵流量 $Q = 1000\text{m}^3/\text{h}$, 扬程 $H = 3.3\text{m}$, 电动机功率 $N = 30\text{kW}$, 经螺旋泵提升污泥一部分回流至曝气池, 剩余的活性污泥送至气浮浓缩池。

集泥池内还有 AS55-2CB 型潜污泵 4 台, 3 用 1 备, 用以提升污泥送至初沉池进口。

8. 鼓风机房

风机房主要供曝气池用风, 曝气池最大用风量 $600\text{m}^3/\text{min}$ 风机房, 平面尺寸 $36.0\text{m} \times 16.8\text{m}$, 高 7.45m 砖混结构。为检修方便, 风机房隔成各自独立的两间, 每间设 3 套风机。

机房设有 BJD125-1.68/0 I-II 型高速单级离心鼓风机 6 台, 4 用 2 备, 每台风量 $125\text{m}^3/\text{min}$, 风压 $P=56.84\text{kPa}$, 电机功率 $N=185\text{kW}$, 配用低噪音电机。

风机的控制方式, 设就地控制和集中控制。并设有微机自动监控, 集中仪表显示、信号报警及自动保护等装置。

风量调节由微机根据曝气池进水量及曝气池混合液 DO 值, 自动调节风机开启台数及风机进口导叶片。

风机房隔成相互独立的 2 间, 以解决检修时噪声的干扰。每间内设 3 台风机, 为减轻噪声干扰, 车间设吸声吊顶, 墙壁贴轻钢龙骨石膏吸声板, 内填超细玻璃棉。风机基础作减振处理, 车间内管道采用隔音包扎处理, 管道与风机连接处设补偿器减振。

由于曝气池内采用 IFV 型膜片式微孔曝气器, 曝气器工艺要求空气中粒径大于 $30\mu\text{m}$ 的尘埃应除去 95% 以上。故室外空气经袋式粗效过滤器进行除尘后再进入风机。

9. 重力浓缩池

每日来自初沉池污泥经提升进入重力浓缩池浓缩。共 2 座, 每池直径 $\phi=8.0\text{m}$, 池总深 $H=8.27\text{m}$, 钢筋混凝土结构。

每日进泥量按 11.44t 干质, 进泥含水率按 97%, 出泥含水率按 96% 计, 按连续进泥重力浓缩池考虑, 有效浓缩时间 $t=14.0\text{h}$, 固体负荷采用 $120\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{d})$, 浓缩区上升流速 $0.03\text{mm}/\text{s}$, 排泥间隔时间为 8.0h , 每次排泥量按 47.0m^3 计。

10. 气浮浓缩池

每日来自二沉池的剩余活性污泥进入气浮浓缩池浓缩, 气浮浓缩系统包括气浮浓缩池及控制室(设在综合泵房内)。

气浮浓缩池共 2 座, 钢筋混凝土结构, 每池平面尺寸 $19.8\text{m}\times 5.5\text{m}$, 池总深 3.5m , 有效水深 2.7m , 每日进泥量按 7.92t 干质, 进泥含水率按 99.4%, 出泥含水率按 96% 计, 负荷为 $50\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$, 气浮池停留时间 $t=2.44\text{h}$, 表面水力负荷 $1.1\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 接触区上升流速 $v=4.4\text{mm}/\text{s}$, 接触时间 90s , 气固比为 0.015。溶气水饱和度 $f=0.5$, 溶气罐中的绝对压力 $P=0.5\text{MPa}$ 。

气浮浓缩池溶气水通过 TJ-5 型释放器供给, 池内设有行车式刮渣机 1 套, 行速 $3.0\text{m}/\text{min}$ 。

气浮池所需的溶气水由设在综合泵房内的控制室供给。

11. 综合泵房

综合泵房有气浮池浓缩池控制室、消化池投配室及配电控制室组成。平面尺寸 $39.7\text{m}\times 9.67\text{m}$, 总高 7.65m , 高 5.15m 半地下式。

12. 消化池

采用二级中温消化, 一、二级消化池总消化时间为 22 天, 其容积比为 3:1, 一级消化池 3 座, 二级消化池 1 座。

一级消化池消化温度为 $33\sim 35^\circ\text{C}$, 消化天数为 16.5 天, 投配率为 5.6%, 每日投配 3 次, 每次投配 54m^3 。

设计污泥有机物含量按 60% 计, 有机物分解率按 50% 计, 产气率按 1m^3 污泥产沼气 $6.5\sim 9.5\text{m}^3$ 考虑, 冬季泥温按 8°C 计, 夏季泥温按 17°C 计。

一级消化池采用香港怡和公司经销的沼气提升的《沼气加热搅拌器》加热、搅拌。根据消化池的几何尺寸选定每池设 3 台 $\phi 300$ 型沼气加热搅拌器, 每台交换面积 8m^2 。

二级消化消化天数 5.5 天, 不加温, 不进行全池搅拌。为防止表面污泥结壳, 泥面下 1.0m 设沼气搅拌管定期开启破碎浮渣。二级消化池为中心进泥, 多点重力排泥, 还设有 6 根上清液排放管。

一、二级消化池均为固定盖式消化池, 直径 $\phi 18.0\text{m}$, 一级消化池总高 14.89m, 二级消化池总高 15.09m。消化池上锥与水平夹角 20° , 下锥与水平夹角 10° , 集气室工作压力按 $300\text{mmH}_2\text{O}$ 计, 钢筋混凝土结构, 池外壁设泡沫混凝土等保温。

消化池池顶设有压力式真空安全阀, 当气压 $\geq 400\text{mmH}_2\text{O}$ 时, 自动泄压。集气室还设有压力表进行超压报警, 消化池内还设有泥位计, pH 计, 温度计等测试仪表。

一级消化池进泥方式为边进边出, 排泥采用可调式套筒阀溢流排泥, 排泥堰口高度可根据需要进行调整。各消化池的排泥阀门, 均设在 4 座消化池中间的排泥间内, 排泥间直径 $\phi = 5.0\text{m}$, 总高 $H = 8.65\text{m}$, 混合结构。

13. 沼气罐

为贮存消化池产生的沼气, 设 $V = 2000\text{m}^3$ 低压湿式钢制沼气罐一座, 罐体直径 $\phi 18.6\text{m}$, 高 $H = 17.25\text{m}$, 进出罐体各种管道上设有必要的阀门及安全设备。这些阀门及设备放在阀室内。为保证系统的正常、安全运行, 阀室内的操作应按操作程序进行。

14. 锅炉房

厂内建生产锅炉房一座, 主要供消化池污泥加温所需之热量。平面尺寸 $31.87\text{m} \times 13.2\text{m}$, 高 6.5m, 框架结构。

消化池最大计算需热量为 $2.97 \times 10^9\text{J/h}$, 最小为 $1.92 \times 10^9\text{J/h}$, 消化池计算产气量为 $3150\text{m}^3/\text{d}$ 。为满足这一点, 锅炉房内设: 香港怡和公司经销的 AYT4-125 型, 产热量 $1.30 \times 10^9\text{J/h}$ 的燃沼气热水锅炉 3 台, 产热量 $1.25 \times 10^9\text{J/h}$ 的燃煤锅炉 1 台, 燃煤锅炉为备用炉, 当沼气不够或燃沼气锅炉发生事故时使用。

15. 沼气压缩机房

沼气压缩机房用于供消化池《沼气加热搅拌器》所需的沼气。沼气压缩机由香港怡和公司配套经销。

压缩机房平面尺寸 $19.5\text{m} \times 8.0\text{m}$, 高 5.85m, 砖混结构, 机房内设有: ① CI-201 型容量 $5\text{m}^3/\text{min}$ 的沼气压缩机 4 台, 3 用 1 备, 配用电动机功率 $N = 15\text{kW}$, 并配有气液分离器, 阻火器等; ② 金属管转子流量计计量气量; ③ KJB-5 型可燃气体检测报警器, 玻璃钢轴流通风机及起吊设备等。

16. 污泥脱水系统

二级消化池出泥(每日 13.6t 干质), 进入脱水系统脱水。本系统包括贮泥池, 污泥脱水间及污泥堆棚。

(1) 贮泥池 2 座, 每座平面尺寸 $6.0\text{m} \times 6.0\text{m}$, 池总深 2.5m 钢筋混凝土结构。其容积按满足脱水机运行两小时的污泥量计算。

(2) 污泥脱水间 污泥脱水机采用新西兰, 多达设备公司的带式压滤脱水机 1 台, 带宽 $B = 2.0\text{m}$ 。每台脱水机生产能力 $38\text{m}^3/\text{h}$, 进泥含水率 96%, 出泥含水率 $\leq 80\%$ 。按每日进脱水间的计算泥量, 脱水机每日工作时间小于 12h。

机房预留一台机组位置, 以便日后根据需要再安装 1 台国产机组。机房平面尺寸 $24.0\text{m} \times 15.0\text{m}$, 高 7.4m, 排架结构。

(3) 污泥堆棚 按堆放 4 天脱水后的干污泥量考虑。平面尺寸 $30.00\text{m} \times 12.0\text{m}$, 高

6.2m, 混合结构。

四、工程经济技术指标

工程总投资: 8189.32 万元, (其中污水处理系统 3175.54 万元; 污泥处置系统 1773.11 万元, 均以 1990 年定额计)。

占地: 153 亩。

电耗: 设备总装机容量约 3400kW;

平均日电耗约 3.98×10^4 kWh/d;

处理每 m^3 污水电耗约 0.4 kWh/ m^3 污水。

沼气产率: $6.5 \sim 9.5$ m^3/m^3 污泥(新泥)。

消化池耗热: $9.57 \times 10^7 \sim 14.7 \times 10^7$ J/ m^3 (泥)。

五、存在问题及建议

(1) 污泥消化产生的沼气虽已用作燃沼气锅炉加热污泥, 但有相当一段时间气温较高时, 沼气有余, 能源未充分利用。国外用沼气发电或驱动鼓风机已相当普遍, 一般可解决本厂用电量的 50%, 这种能源回收降低处理成本是相当可观的。诚望有条件时进行尝试。

(2) 污泥经浓缩、消化后污泥中 50% 左右的有机物被分解, 卫生指标也有所改善。因脱水后的污泥在厂内仅能短期堆放, 故污泥的最终处置或作农肥, 或掺入垃圾堆肥有待进一步探索。

(3) 本工程采用了钟氏沉砂池、双周边二沉池、微孔曝气器、气浮浓缩池等新技术, 由于经验不足投产后有待进一步总结提高。

(4) 对老城市, 污水管道已形成并已有相当数量的污水待处理的情况, 建设污水处理厂的分期方案, 横向切比纵向切有利, 即按先一级处理 + 污泥脱水; 再上二级处理, 比按水量分成完整的几个系列分期上有利。

实例十四 福州屏西污水厂设计及运行管理^①

一、概况

屏西污水厂 1986 年由福建省建筑设计研究院设计, 福建省渔港工程公司承建。它承担处理省直机关屏西生活小区的生活污水, 设计日处理污水量 1500t/d。1988 年 10 月运转后, 污水处理仅 500 ~ 600t/d, 随着住宅小区住户的增加而增多。目前处理量达到设计流量 1500t/d。1992 年通过市环保局验收。小区不设化粪池, 整个小区排水系统采用雨污水分流制, 污水集中到屏西污水厂进行二级生化处理。

小区住户成分多为省直机关干部及其家属子女。住宅有 2600 余套, 居住人中 1 万多人。绿化面积大于 35%, 该小区多年来一直被评为市文明小区。污水厂设计进水指标:

$BOD_5 \leq 200$ mg/L, $SS \leq 300$ mg/L, $pH = 6 \sim 9$;

$BOD_5 \leq 60$ mg/L, $COD \leq 100$ mg/L, $SS \leq 30$ mg/L, $pH = 6 \sim 9$ 。

二、工艺流程

污水处理工艺采用氧化沟转刷表曝二级生化处理, 其工艺流程框图如图 1 所示。

① 作者为福建省机关事务管理局屏西管理科污水厂林长炳。

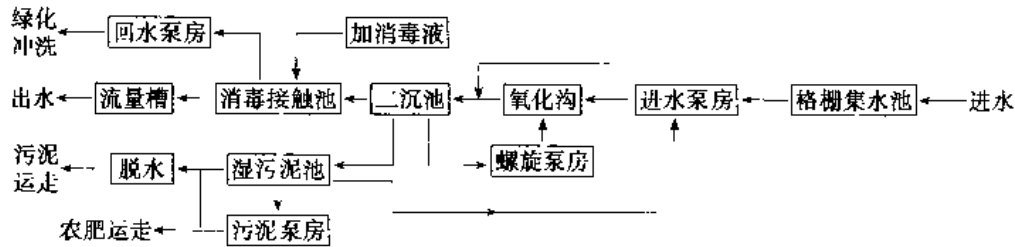


图1 污水厂工艺流程框图

污水处理厂总平面如图2所示。

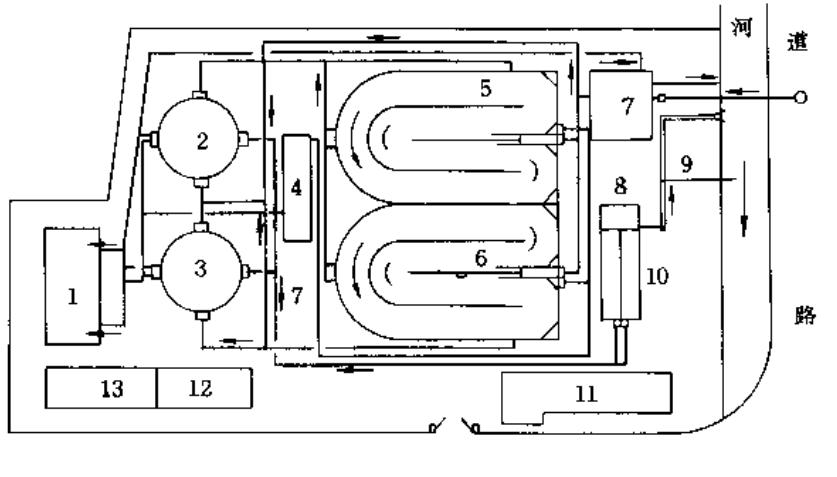


图2 污水厂总平面图

1—湿污泥池、污泥泵房；2、3—二沉池；4—螺旋泵；5—2#氧化沟；6—1#氧化沟；7—进水泵房；8—回水泵；9—计量槽；10—接触消毒；11—综合楼；12—配电发电；13—脱水间

污水处理工艺流程图（高程）如图3所示。

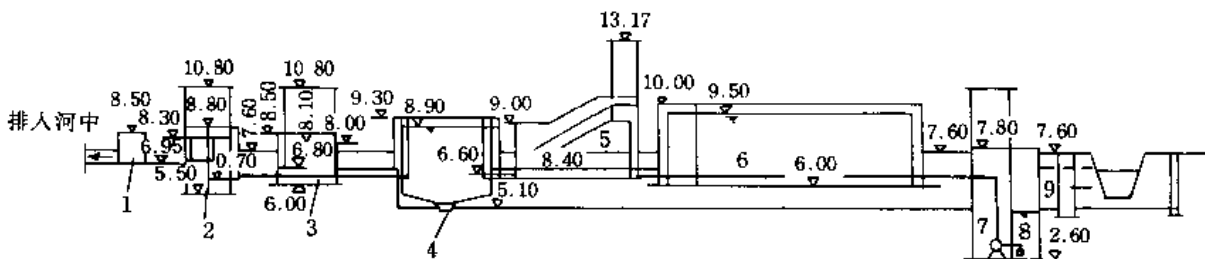


图3 污水厂工艺流程高程图

1—计量槽；2—回水泵房、消毒池；3—湿污泥泵房、湿污泥池；4—二沉池；5—螺旋泵房；6—氧化沟；7—进水泵房；8—集水池；9—检查井

污水厂的污水，包括卫生间的粪水，厨房的洗涤水和洗衣洗澡等生活用水。经屏西住宅区枝状的排水污水管，集中到 $\phi 500\text{mm}$ 的主干管，汇至污水厂的集水泵房。雨水直接由雨水管排入屏西河。

三、主要构筑物

(1) 窨井 小区住宅区共有86幢按设计和建成后每个梯位都有2个窨井，再加上途中窨井共几百个，由于窨井没有流槽，污水流经窨井，将许多沉淀物滞留在井底，窨井中成了一个个小小的沉淀池，特别是较远的一片住宅生活污水接入管理网后，污水厂进口的污水颜色较暗，有如经过厌氧处理似的。

生活小区的建成,要去改造这些窨井难度较大,可能性较小,假若在窨井里再进行改变一下,由进水方向 $\frac{1}{4}$ ~ $\frac{1}{2}$ 处加设一道不到底部的栏板(这栏板比较容易加工和安装)使生活污水流入窨井后都通过底部的沉积层,让污水和沉淀后的固体颗粒及其污物相混合,形成微型厌氧处理器对氧化沟工艺好氧处理有机物更为有利。

(2) 集水井、提到泵房 为一座方形的分前后两格钢筋混凝土结构,平面尺寸: $5.20\text{m} \times 2.50\text{m} + 5.20\text{m} \times 3.80\text{m}$, 泵房深度 5.20m 。集水井容积 22m^3 , 设一格栅(栅隙 15mm)拦截粗大杂物。运行后增设了采用 $\phi 6$ 钢筋焊制的网格栅栏(网眼尺寸为 $15\text{mm} \times 15\text{mm}$)可阻拦塑料袋等软性杂物。在此基础上安排人员,每隔 $1 \sim 2\text{h}$ 采用人工打捞的方式将还残留的漂浮物清理出集水井。

对于集水井沉淀物,每隔 3 个月定期限进行清除,只有清除集水井下方的淤积物方能避免污水泵的堵塞或延长污水泵堵塞的时间,使提升泵正常运转。

泵房配置 3 台污水泵: 1 台 4PW 污水泵, $Q = 72 \sim 120\text{m}^3/\text{h}$, $H = 10.5 \sim 11.6\text{m}$, $N = 7\text{kW}$; 2 台 21/2PW 污水泵, $Q = 36 \sim 72\text{m}^3/\text{h}$, $H = 8.5 \sim 11.6\text{m}$, $N = 4\text{kW}$ 。小区污水设计日变化系数 $K = 2$ 。

污水泵启、闭要求按操作规程进行操作,同时应注意观察出水量的变化。污水泵的叶轮会被塑料袋等软性杂物堵塞,观察出水量的大小变化,可以判别水泵被堵程度,确定检修时间。

泵房电机采用普通三角形接法。保护电器由空开,交流换触器,热继电器保护器,控制电机运转。

按照设计,泵房原有自控装置,浮球式的不好用以后进行改造。仅理论上,自控是成功的;在实际应用中,无论是浮球还是其他方式,水位控制机构要经常不断的清理。否则,装置启闭就会因附着物影响而紊乱,半夜低水位时也会启动污水泵。现在我厂全部采用手动操作。

(3) 氧化沟 分为相同 2 组,平面尺寸 $3.77\text{m} \times 17.1\text{m} \times 8\text{m}$ 廊道端部是 7.4m 为半径的半圆连接。进水井和出水井的平面尺寸为 $1\text{m} \times 1\text{m}$ 便于维修或清掏。氧化沟污水停留时间为 24h , 池内混合液溶度 MLSS 采用 $2000 \sim 3000\text{mg}/\text{L}$, 低负荷运转,污水在池内环流速度 $v \geq 0.3\text{m}/\text{s}$ 。

氧化沟出水采用堰门 $B \times H = 650\text{mm} \times 550\text{mm}$ 。开启度为 350mm , 控制氧化沟混合液排入出水井后通过管道流至二沉池。

氧化沟充氧和推流采用卧式转刷表曝气,规格为 $\phi 700\text{mm} \times 3000\text{mm}$, 转速 $88.3\text{r}/\text{min}$; 刷宽 50mm , 52 只/台; 叶片浸入深度 $\leq 180\text{mm}$; 减速机构采用摆线针轮减速机,异步电动机直联型,型号 BWY。

电控设备,开关箱采用手工操作,安装有空气开关交流接触器和热继电器保护。线路全部采用穿管保护,防止污水腐蚀。

在运行管理中,按照污水处理的有关规定,参照氧化沟处理技术属于延时曝气法。活性污泥和生活污水混合时,在有氧的条件下,好氧微生物在新陈代谢的过程中,分解生活污水中的有机物。从目前生活污水的进口浓度观察大部分时间污水浓度为 $100 \sim 120\text{mg}/\text{L}$, 与设计值 $\text{BOD}_5 \leq 200\text{mg}/\text{L}$ 有较大余量,降解有机物所需的溶解氧小于设计值。净化过程中,如何降低能耗是个关键。

操作人员在氧化沟处理污水过程中,注意做好以下几点

① 使氧化沟内的混合液保持一定数量级的溶解氧,出口处要保持溶解氧 $1\text{mg}/\text{L}$, 保持菌群处于良好状态。

② 使污水进入池内与混合液充分有效地混合。曾在氧化沟设 1 个投加点与 2 个投加点进行运转比较, 两个投加点效果优于 1 个投加点。

③ 保证混合液有一定的环流速度, 且不得小于 0.3m/s 。随时注意调整曝气机叶片的浸没深度和活性污泥回流量, 防止池内混合液产生沉淀。氧化沟污水处理的运行管理中, 控制溶解氧值是个重点, 严格执行操作法, 是实施控制能耗的手段; 溶解氧值低, 回流污泥中的活性污泥不易被激活; 溶解氧值高, 能耗太高, 观察运行中溶解氧值, 还未见到溶解氧值低的现象。因为环流的混合液流速达到 0.3m/s 以上时, 混合液含有的 DO 值也已经在限定值以上了。表曝机的推液能力和充氧能力未能同时适合氧化沟处理工艺需求, 现有提出一级半的处理方法, 在满足溶解氧的条件下增设潜水推进设备, 这样在生活污水进水 BOD_5 较低的情况下, 采用 1 台表曝机和 1 台推流器就能匹配, 完成生化处理。

(4) 二沉池 采用周边进水周边出水竖流形式, 直径 9m , 有效水深 3m , 钢筋混凝土结构共 2 座, 设计参数: 沉淀时间 2.5h , 上升流速 0.27mm/s , 最大表面负荷 $1.1\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 排泥采用悬挂式中心传动刮泥机, 功率 $N=0.4\text{kW}$ 。减速设备采用针轮摆减速机, 竖式三级减速机, 刮泥速度 $1/12\text{m}/\text{min}$ 。二沉池的底部斜度为 $1/10$, 刮泥机刮板距池底 $3\sim 5\text{cm}$ 。距离太大会形成积泥层, 污泥因缺氧而产生厌氧腐化影响周边污泥的质量; 距离太小易在运行中因刮板变形或因异物等产生刮地或卡壳造成设备损坏。在管理中, 每次清池都要检测刮板的状况及刮板与池底的间距并及时调整为 3cm 。

二沉池的出水三角堰采用 1cm 厚度塑料板锯成, 运行效果很好, 一用就是十多年还是完好无缺, 既不会生青苔阻拦出水, 也未见老化龟裂现象。它虽然没有大型污水处理厂采用不锈钢板作出水堰来的壮观, 但在单价上有较大的优势, 适合于小型污水处理厂, 特别是生活小区污水厂。因为生活小区污水厂的建设成本要直接摊入房屋每平方米的造价。

二沉池的裙板, 设计中采用较厚的玻璃钢板材围成。该裙板起到进水和重力沉淀水的阻隔作用。

二沉池操作要点是控制飘泥量为 $15\%\sim 20\%$, 观察能有少量肉眼不易感觉到的细小颗粒随水飘出, 这样的出水, BOD_5 , COD 及 SS 就可以符合排放要求。

运行管理中, 要特别注意每天定时排放积泥, 来控制泥层的厚度, 有的污水厂采用虹吸管来控制污泥层。污泥层太厚会引起大量污泥颗粒飘流, 影响出水水质, 也会影响到回流污泥的活性。

(5) 螺旋泵 提升回流污泥至氧化沟, 与氧化沟内的混合液混合。螺旋泵扬程 2.8m , $Q=1200\text{m}^3/\text{h}$, 螺旋泵倾角 30° , $\phi 500\text{mm}$ 污泥回流浓度 2g/L , 回流污泥百分比为 $100\%\sim 200\%$, 2 台同样的螺旋泵 1 用 1 备。

螺旋泵在操作上的要求看似简单, 实际上是复杂的。首先设计回流污泥浓度 2g/L , 实际上浓度有上下偏差时, 就需要以调节回流污泥量, 确保氧化沟有一定量的回流污泥浓度。其次, 当生活污水的进水量有变化时, 也要来调节污泥回流量来确保池内的混合液和生化反应的正常进行。

在操作中要求经常地观察回流污泥浓度颜色和流量, 通过控制机构, 经常地进行人工调整, 来满足工艺要求。

(6) 湿污泥池 为钢筋砼混凝土结构, $4.2\text{m}\times 4\text{m}\times 2.0\text{m}$, 2 格, 氧化沟工艺的污泥龄长, 剩余污泥在池内静止 8h 后沉降效果已达到要求, 排放上清液, 上清液回至集水井泵房重新处理。每次排出 20m^3 上清液后, 再将 20m^3 剩余污泥投放湿污泥池, 每天排放 2 次。

小区污水厂的剩余污泥，如果也像大厂一样，将泥脱水成泥饼并运出，或作其他方式的处理，均会增加污水厂的经费。污泥脱水及处理费用较大，约占污水处理费的20%~30%，而我们改用人工清理，挖出的淤泥投放在小区花草丛中去，既绿化了小区，又利用了剩余污泥，重要的是处理了剩余污泥。因此我们停用了板框压滤机。

(7) 消毒接触池 消毒接触池分两格 $2 \times 10\text{mm} \times 3.3\text{mm}$ ，接触时间大于30min，设计时采用液氧消毒，目前改为在发病期投加漂白粉溶液消毒。处理后的污水经过消毒接触池后通过巴氏计量槽，排入屏西河。

对于小型生活污水处理厂，采用液氧消毒有其不利：①设备购置后，每年只在一、二个月份中，可能使用几天，其他时间都要为维护、保养加氯机和液氯钢瓶操心；②投资大。

(8) 供电系统 市区停电的日子里，为了保持污水厂的正常运转，污水处理厂里设有2次供电系统——柴油发电机。按原设计发电机只装有消音器，要装在排气管的出口端，随着环保对噪声的控制，我们将发电机房改造成隔音的。改造后的发电机房小了些，但能起到隔音效果，基本上不影响生活小区的居住环境。

四、注意事项

(1) 设备操作起动的，先盘动或点动转动部分，检查减速机构和传动部分是否有异常现象与声响。

(2) 检查机油润滑系统，启动各污水设备时每隔1~2h定时检查每一台设备运转状况，检查紧固件有否松动。

(3) 经常检查氧化沟溶解氧含量及MLSS值，及时调整转刷曝气机叶片的浸没深度。

(4) 螺旋泵应经常地交替运转，注意避免刮在槽现象，保持设备的卫生和清除杂物。

(5) 停机后做好设备的维护，保养工作。如清洁、检查润滑系统，最后切记关闭或切断电源。

对于污水处理厂的运行和操作人员，除了必须熟悉本厂的处理工艺机械设备及其电器控制系统外，还要掌握该工艺的操作要领和可能碰到的故障的排除方法。

对于生活小区里的排出物，有时会有意想不到的突发事情。有次污水中发泡剂就曾困扰着污水厂。污水厂氧化沟上漂起大量的泡沫，高低起伏，有30~50cm高，最初，我们用捞的办法，池外堆了很多白泡沫，然而泡沫却越捞越多。我们担心池内混合液内的好氧菌受损，就大量进水，因为水进的多，出的也多，再增加回流污泥量，这样加大了氧化沟出水流量，在出水堰门处加设拦板，将泡沫强行拦出氧化沟，通过二沉池后排出污水厂。经过及时排除，氧化沟菌种没有发生意外，保持污水处理的正常运转。又有次因小区排污管堵塞，在疏通排污管道时进入了小红虫，起先我们没有重视，但小红虫发展很快，迅速蔓延到整个池体，采用人工排除已无法解决，投药也不行，无论是杀虫药还是漂白粉，投加后会将池内的微生物也一同毒杀。我们根据小红虫不能生活在浓度较高的混合液中的经验，排除一组氧化沟的上清池至另一组氧化沟，然后提高浓度并用泥浆泵将混合液搅拌，循环流动，小红虫在高浓度混合液中死亡消失（机理到现在还没搞清楚）。

实例十五 深圳市罗芳污水厂一期工程工艺设计与试运行^①

一、概况

深圳市罗芳污水厂服务范围为深圳文锦路沿线以东，东门片区、莲塘片区以及北斗泵站

^①作者为中国市政工程西南设计研究院张学兵、付忠志、邹利安。

汇水面积内的城市污水,总计纳污面积 1625.34ha。总设计规模 $35 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。一期工程的设计流量 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。二期工程设计流量 $25 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。其中莲塘工业区 $5 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 污水全部纳入二期工程。

总变化系数 $k = 1.30$ (按照规范),日变化系数 $k_1 = 1.14$ (假定),时变化系数 $k_2 = 1.14$ (假定)。

污水厂总占地面积: 14.53ha, 其中: 厂前区 1.19ha, 生产区 13.34ha。一期工程污水处理用地 4.13ha (含机修、仓库等辅助建筑用地), 二期工程污水处理用地 7.00ha (包括一、二期接触池,加药间用地),污泥处理用地 1.58ha, 厂内自用中水处理用地 0.45ha。

二、污水进水水质和排放标准

通过对深圳已建滨河污水厂进水水质调查及考虑部分工业污水成分,确定设计进水取值标准如下:

BOD ₅	150mg/L	NH ₃ -N	30mg/L
COD	250~400mg/L	TP	2~4mg/L
SS	150mg/L	水温	14~28℃

考虑排水的受纳水体深圳河几乎没有稀释能力。一期工程参照国家《污水综合排放标准》GB 8978—88

BOD ₅	≤20mg/L	NH ₃ -N	≤15mg/L
COD	≤100mg/L	TP	≤1.2mg/L
SS	≤20mg/L	pH	6~9

三、工艺流程

1. 工艺流程选择

罗芳污水处理厂在 1990 年的初步设计中,经过多方案经济技术比较,结合当时深圳市罗芳污水处理厂的实际情况,推荐的污水处理流程为 AB 法工艺,其主要原因如下。

(1) 当时罗芳污水处理厂主要是资金不足,采用 AB 法工艺可先用少量资金施工 A 级,以减少对莲塘河的污染。初步设计审批后,市给水排水建设指挥部即着手联系 A 级所需工程贷款和引进设备等工作。

(2) 在 B 级不需除磷,脱氮的情况下,与标准活性污泥法相比,可节能 10%~20%,节约投资 20% 左右。

(3) AB 法工艺耐冲击力强,当金威啤酒厂发生事故时,罗芳污水处理厂仍可保证有较好的处理效果和出厂水质。

(4) AB 法工艺稳定可靠,且不会出现污泥膨胀现象。

(5) 1994 年进行的初步设计中,虽然按有关规定,罗芳污水处理厂的污水需除磷后才排放,同时根据深圳市具体情况,也需要脱氮。但在此以前给水排水建设指挥部根据 1991 年批准的初步设计($10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$),已进行了大量的工作,引进的 A 曝气系统设备一些已到货。故 1994 年的初步设计,结合实际情况和为使已到货的设备发挥作用,仍推荐了 AB 法工艺流程, B 级曝气池采用了 A-A/O 除磷,脱氮,硝化工艺。

2. 工艺设计注重的原则

(1) 污水处理工艺流程为 AB 法二级处理工艺。污泥处置工艺流程为浓缩,常温消化,脱水。另外污泥处置过程中排除的污水进行除磷后再返回污水处理系统。

(2) B 级曝气系统按生物除磷与脱氮的方式设计。

(3) 出厂水回用于污泥浓缩机和脱水机的滤带冲洗。污水厂内设中水处理构筑物,用作

绿化用水。

(4) 采用技术先进、运行可靠、节省能源、管理方便、调度灵活、经济合理的处理设备，考虑近远期结合并能分期实施。

(5) 为提高管理水平，采用集散型监控系统，分散控制，集中管理。自动化设计原则：可靠，实用。

(6) 为减少能耗，主体工艺曝气设备采用中微孔曝气头，氧利用系数 $E_A \geq 25\%$ 。为减少用地面积，采用较深的曝气深度。

(7) 污泥浓缩工艺从减少用地方面综合考虑，不采用占地较大的重力浓缩池和能耗较高的气浮浓缩池等工艺。而采用引进带式浓缩机，机械浓缩。

(8) 污泥脱水工艺从运行可靠、管理方便、操作简单、经济、能耗低的角度考虑，选用带式压滤机。

(9) 处理后污水采用季节性加氯。

综上所述设计原则，污水和污泥处理流程分别见图 1、图 2。

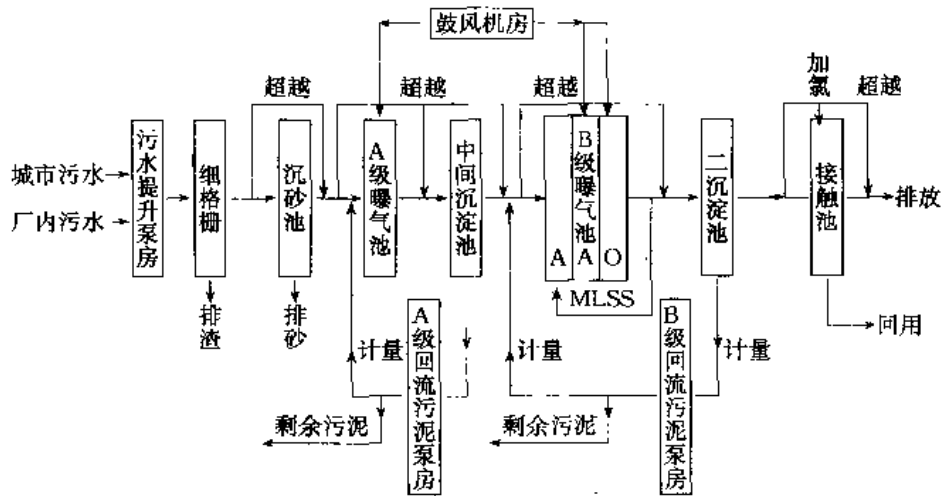


图 1 污水处理系统工艺流程方框图

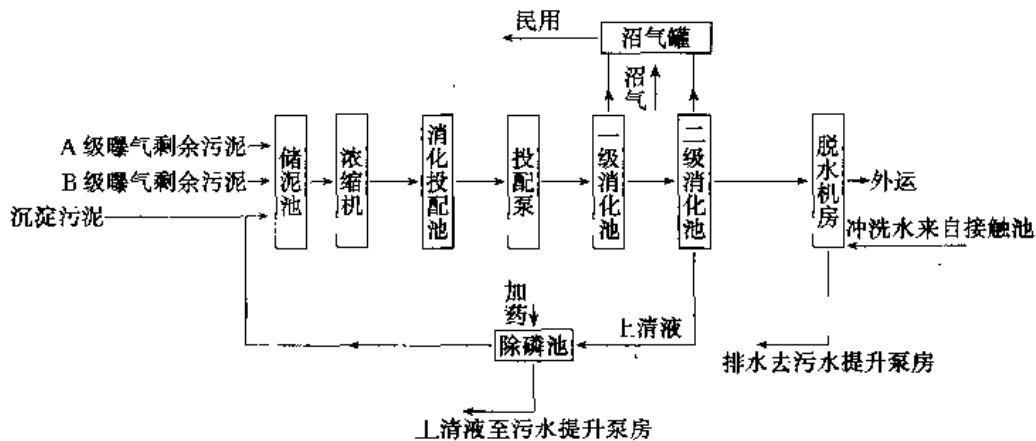


图 2 污泥处置系统工艺流程方框图

四、主要构筑物及设备

1. 污水提升泵房及格栅井

进水井、吸水井、泵房合建，吸水井分为单独的二格，混合结构。长×宽×高=18.30

$\times 8.40 \times 12.0$ (m³), 进水井内设高链式格栅清污机。格栅栅条间隙: 20mm, 进栅流速 0.6m/s。

设计流量按最高日最大时流量计算, 一期 1.5m³/s。各泵系统独立, 自由出流, 水泵开停以水位控制, 高低水位报警并工况指示, 出水渠设溢流管, 污水溢流至进水井。一期泵房内共设 CP3356/705 型潜水泵 6 台, 5 用 1 备。单台泵性能: $Q = 300 \sim 370$ L/s, $H = 15.60 \sim 18.0$ m, $N = 75$ kW。

2. 细格栅

设计流量按污水提升泵房工作水泵的最大组合流量计算, 一期 1.62m³/s, 设计细格栅 2 台, 栅条间隙 8mm, 栅条净宽 2.0m。设计过栅流速 0.51~1.02m/s。栅渣量 3.5m³/d。自控运行: ①根据栅前栅后水位差或格栅工作周期(时间可调)控制; ②格栅工况指示并事故报警; ③皮带运输机与格栅连动工作, 延时停机, 细格栅共用 1 台皮带运输机, 将栅渣运至落渣井, 下滑至带轮的垃圾桶中。

3. 沉砂池

按污水提升泵房工作水泵最大组合流量计算。池型: 选用钟氏沉砂池共 2 座, $D \times H = 5.48\text{m} \times 5.05\text{m}$ (单池), 污水由进水渠(设计流速 1.15m/s)按池体(圆筒型)正切方向进入池内, 沿池内壁流动后经出水渠(设计流速 0.6m/s)流入 A 级曝气池。砂粒沿池体下部斜面滑向砂斗, 因污水中砂粒数量、有机物、无机物数量是变量, 所以池中设置了转速可调(4~24r/min)的搅拌装置, 以使能适应各种情况, 使水砂分离, 粗而重的矿物砂粒下沉至积砂斗, 细而轻的颗粒随出水悬浮带出。为排出积砂斗中的沉砂, 池中设置了空气提升泵(由鼓风机提供气源)。为防止积砂压实, 使已沉降的部分细而轻的颗粒重心悬浮起来, 回到污水中去, 在排砂前采用压缩空气定时气冲积砂斗, 由积砂斗排除的砂须经砂水分离器将颗粒分选出来, 余水和有机物回流至污水提升泵房。除砂能力: $d > 0.3\text{mm}$ 的砂粒可去除 90%。排砂量约 1t/d。冲洗排砂自控运行要求: ①按时间顺序自动冲洗 2 次, 排砂 1 次, 时间可调; ②砂水分离器与沉砂池排砂连动工作, 砂水分离器延时停机(延时时间可调); ③各设备工况指示及故障报警。

4. A 级曝气池

A 曝池为推流式鼓风曝气池, 每池设 2 条廊道, 每条廊道均设进水口、进泥口, 通过改变进出口、进泥口的位置来调整曝气池的水力停留时间及运行方式, 以适应不同的进, 出水水质要求。钢筋砼板式结构一座: $L \times B \times H = 19.7 \times 12.85 \times 6.9$ (m)

进水:

BOD ₅	140mg/L	TN	30mg/L
SS	113mg/L	TP	4mg/L

曝气装置采用微孔曝气器。设计参数: 流量按污水提升泵房的最大出水量计算, 停留时间 $t = 0.50$ h, 污泥负荷 $F_w = 2.5\text{kg BOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 混合液浓度 $N_w = 1.5\text{g/L}$, 污泥龄 $t_w = 0.5\text{d}$, 污泥回流比 $R_s = 18\% \sim 33\%$, 池内溶解氧 $\text{DO} = 1 \sim 2\text{mg/L}$ 。由曝气池内测得的溶解氧信号(1~2mg/L)调节进风干管上的电动调节阀, 造成鼓风机出风管上的压力改变, 进而控制鼓风机导叶片的角度及台数, 以改变鼓风机的出风量来满足曝气池对供氧量的要求。

A 级回流污泥泵井平面尺寸 8.0m \times 6.0m, 井深 3.74m。中间沉淀池污泥自流到 A 级回流污泥泵井, 内设回流污泥泵 2 台, 每台 $Q = 0.32\text{m}^3/\text{s}$, $H = 3 \sim 4$ m, 功率 $N_w =$

18.5kW。经提升后的污泥回流至 A 级曝气池。回流污泥泵自控运行要求：①工作台数由人工控制；②高泥位报警；③低泥位停泵；④回流污泥泵工况指示及报警。

5. 中间沉淀池

池型为一边进水另一边出水的矩形沉淀池，共 2 座，每座尺寸 $L \times B \times H = 50 \times 24.30 \times 4.3$ (m^3)，分为两格，设计水量按最高日最大时流量计算， $Q = 1.5 m^3/s$ 。总停留时间 1.70h。每座池内设泵吸式吸泥机 1 台，胶轮行走，不设轨道。每台机上设吸泥泵 4 台，每格 2 台，泵性能： $Q = 0.10 m^3/s$ ， $H = 2.0m$ ， $N = 5.5kW$ 。每台泵出口设手动调节阀 1 台，调节范围 50%~100%。

6. B 级曝气池

B 曝池为推流式厌氧、缺氧、好氧活性污泥系统(图 3)。厌氧段不充氧，池内溶解氧控制在 0.2mg/L 以内。缺氧段也不充氧，但好氧段混合液回流带入硝酸态氧，池内溶解氧控制在 0.5mg/L 以内，好氧段为鼓风机曝气，曝气装置采用微孔曝气器，池内溶解氧控制在 1.5~2.0mg/L。共设“B 曝池”2 座，每座尺寸 $L \times B \times H = 71 \times 38.13 \times 7$ (m^3)，设 7 条廊道，三段的容积比为 1:2:3.5。进水口设在第一条廊道的起点。回流好氧段硝化混合液进口 2 个，另外增加 2 处缺氧段混合液的回流口(第二条廊道末和第三条廊道末的池隔墙中部设混合液回流泵回流)。回流污泥入口 2 个，分别设在第一条廊道的起点和末端。通过改变硝化混合液进口位置、缺氧段混合液回流口位置及进泥口位置来调整三段的容积比及除磷、脱氮效率，以适应不同的进水水质条件。“B 曝池”设计流量按平均日流量的 1.2 倍计算。

设计水质：进水

BOD ₅	77mg/L	NH ₃ -N	25mg/L
SS	56mg/L	TP	3.0mg/L

BOD₅ 负荷： $F_w = 0.13 kg BOD_5 / (kg MLSS \cdot d)$

混合液浓度： $N_w = 3g/L$

污泥龄： $t_w = 10 \sim 12d$

污泥回流比： $R_s = 0.4 \sim 1.0$

硝化混合液回流比： $R_1 = 1 \sim 2$

池内溶解氧控制值：0~2mg/L

停留时间 $t_m = 7$ 小时。污泥回流泵均采用 FLYGT 泵，为使进入池内污水、污泥、混合液能与池中的混合液充分混合并避免污泥沉淀，在 1、2、3 条廊道中均设水下搅拌器，由人工控制开启，对鼓风机鼓风的自控运行要求同“A 级曝气池”。

7. 二沉池

池型为周边进水周边出水的辐流式沉淀池。4 座池子的配水井(分配进水)、出水井、排泥井合建，池内设中央传动吸刮泥机 4 套，靠池内水位与排泥井内泥面差排泥，排泥管末端设套筒阀，通过套筒阀排泥口的升降来调节排泥量。二沉池共 4 座，单池 $D \times H = 37m \times 5.18m$ 。设计参数如下：表面水力负荷 1.26m/h，固体负荷 $\leq 181 kg / (m^2 \cdot d)$ ，总停留时间 3.6h，排泥浓度 6~10g/L。按最高日、最大时流量设计，设计进水水质：SS = 56mg/L，出水 SS = 20mg/L，去除效率 64%。

8. B 级回流泵房

回流泵房尺寸 13.27m × 5.00m，井深 7.41m，集泥井内设 PL7055-725D₃ 型潜水泵 4

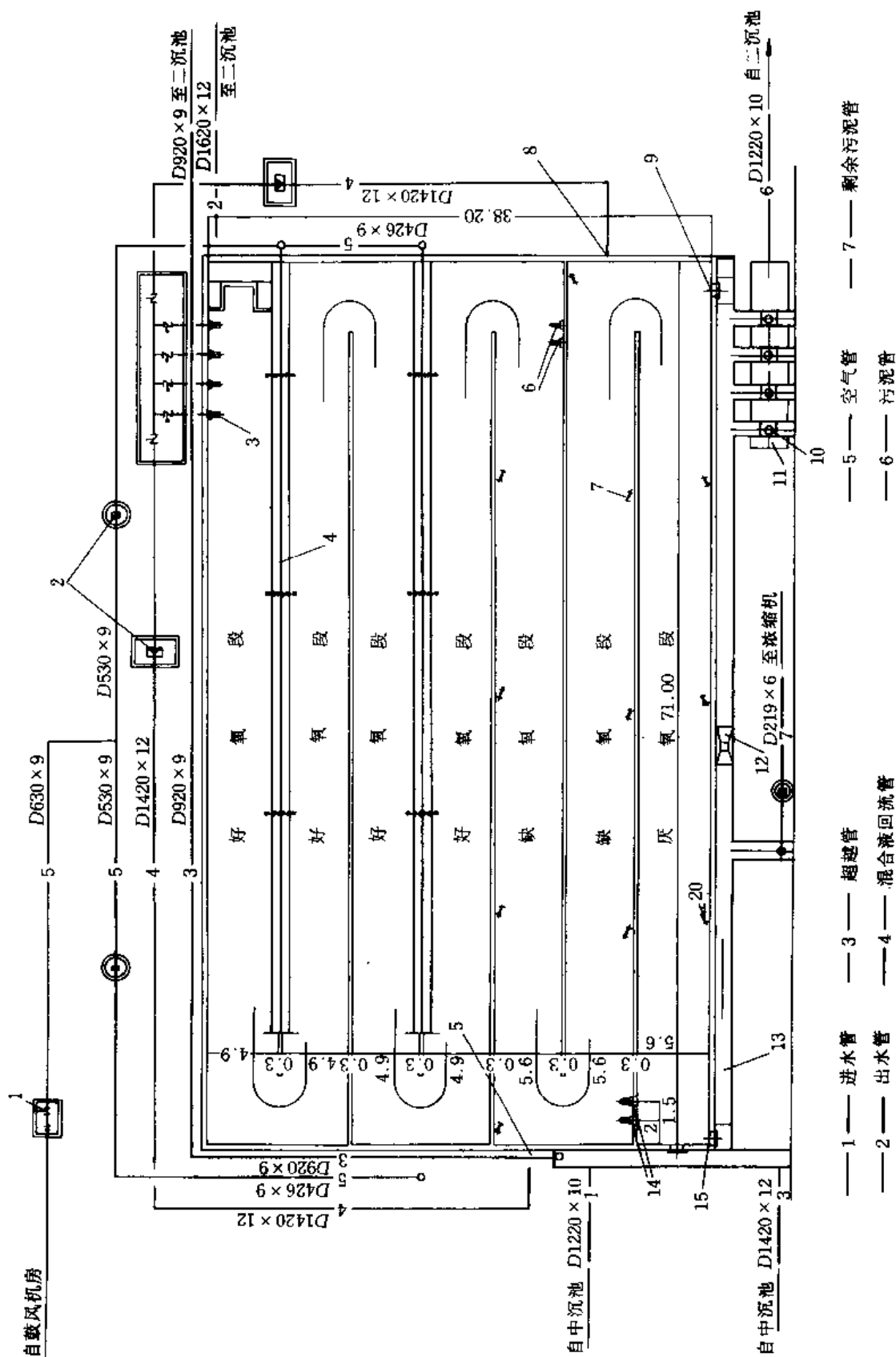


图3 B级曝气池平面布置图

1—电动调节阀；2—流量计；3—混合液回流泵；4—空气管槽；5—2号混合液入口；6—2号内回流泵；7—水下搅拌机；8—1号混合液入口；9—2号污泥入口；10—回流污泥泵；11—回流污泥量槽；12—巴氏计量槽；13—污泥回流槽；14—1号内回流泵；15—1号污泥入口

台, $Q=0.56\text{m}^3/\text{s}$, $H=3.5\text{m}$, $N=37\text{kW}$ 。二沉池污泥通过排水井合流后进入回流泵房, 由潜水泵提升至 B 曝池, 剩余污泥排入浓缩机贮泥池。

9. 接触池

一, 二期合建 1 座, $L \times B \times H = 56 \times 50.35 \times 4.20 (\text{m}^3)$ 。分为 2 格, 水力停留时间 30min。采用季节性加氯, 中水道加氯为全年加氯, 加氯量 $10\text{mg}/\text{L}$ 。接触池内设自用中水处理系统取水泵 1 台, $Q=100\text{m}^3/\text{h}$ 。

10. 浓缩机房

设计泥量: 按最高日泥量设计, 一期为 $11.80\text{t}/\text{d}$ (干泥)。连续进泥, 进泥含固率 0.8%。连续出泥, 出泥含固率 $>4.0\%$ 。整个浓缩机房包括浓缩机间、脱水机间、除磷池、加药间。土建一, 二期一次建成, 设备分期安装, 框架结构。 $L \times B \times H = 65.50 \times 16.80 \times 10.50 (\text{m}^3)$ 。“A 级”和“B 级”曝气池的剩余污泥进入贮泥池。贮泥池池容积 $V = 352\text{m}^3$ (一, 二期共用), 一期在池内设 AF30-4CB32 型潜水泵 2 台, 单台泵性能: $Q = 70\text{m}^3/\text{h}$, $H = 8.0\text{m}$, $N = 3\text{kW}$ 。另设 2 台 $D = 6\text{m}$, $N = 4\text{kW}$ 搅拌机防止污泥沉淀, 污泥泵将剩余活性污泥提升至污泥混合罐(贮泥池低泥位时, 潜污泵将自动停开并报警), 罐内设有搅拌器, 进泥管上由加药泵注入稀释成 0.1% 浓度的高分子絮凝剂, 絮凝剂与污泥在罐内混合 ($V = 2.6\text{m}^3$) 后自流进入污泥浓缩机。单台浓缩机的性能: $Q = 45 \sim 70\text{m}^3/\text{h}$, 带宽 $B = 2\text{m}$, $N = 0.75\text{kW}$ 。污泥经过滤带脱水以后, 含固率 $\geq 4\%$, 自流至硝化投配池中。浓缩机共 2 台, 三班制工作, 投药设备及药剂投加泵与脱水机投药合并考虑。浓缩机冲洗用水来至中水系统。

11. 消化池系统

经过与建设单位协商并考虑当地实际情况, 一期暂不上消化系统, 留作二期考虑。

12. 污泥脱水机房

与浓缩机房一次土建建成, 引进脱水机并配套引进污泥泵、冲洗泵及投药设备。高分子絮凝剂投加量为 2%~4% 污泥干重, 加注泵将污泥经管道直接压至 OS20 型脱水机, 单台脱水机性能: $Q = 9 \sim 18\text{m}^3/\text{h}$, 带宽 $B = 2\text{m}$, $N = 2.2\text{kW}$ 。脱水机的进泥管上设有混合器, 经稀释成 0.1% 浓度的高分子絮凝剂由加药泵注入, 絮凝剂与污泥在混合器中充分混合, 混合后的污泥经带式压滤机脱水后形成泥饼, 含固率 22%, 由皮带运输机运至堆棚, 堆泥 6 天。脱水机共 2 台, 二班制工作, 一, 二期工作时间均为 4.5h, 脱水机冲洗用水来自中水系统。

13. 鼓风机房

鼓风机房平面尺寸 $30.6\text{m} \times 12.00\text{m}$, 梁底高 9.5m, 内设 5 台鼓风机, 其中 4 台为丹麦引进设备, 单台风量 $105\text{m}^3/\text{min}$, 风压为 8mWC, 风量可调节范围 45%~100%, 所配电机功率 $N = 160\text{kW}$ 。另一台为国产设备, 单机风量 $250\text{m}^3/\text{min}$, 风压为 8mWC, 所配电机功率 $N = 500\text{kW}$ 。总装机风量 $670\text{m}^3/\text{min}$, 此外还预留 1 台风机设备的位置。

鼓风机进口处装有带过滤器的消音器, 可同时去除粒径 $>5\mu\text{m}$ 的尘埃 90%, 放空管上也设置了消音器。出风管因沿地沟铺设, 不设置消音器, 在鼓风机出风总管及国产鼓风机出风管上均设有一个压力变送器, 总管压力变送器参与控制并远传信号。分管上压力变送器只传输信号。每个风机出风管上及总管的两端均设有就地显示压力表, 以便操作人员巡视时查看。

五、试运行情况

罗芳污水厂一期工程自1995年底动工,至1998年6月竣工,经一个多月的设备调试后即投入试运行,下面对该污水厂的试运行情况作简单评述。

1. 进厂水量和水质

(1) 水量 污水厂建成初期进水量小,处于“吃不饱”状态是国内污水厂普遍现象,工程效益得不到发挥。罗芳污水厂的建设主管单位深圳市给排水工程建设指挥部吸取这一教训,在建厂的同时,也对外部管网进行专项整治和建设,到目前污水厂进厂水量已达到设计规模,最高达15万吨/日,工程效益得到充分发挥,同时也为预计在2001年投入运行的二期工程(近期按12.5万吨/日实施)创造了良好的运行环境,并对污水厂即将实施的企业化管理(其中一个重要的内容即是上级部门按实际处理水量拨给运行费用)提供了有利条件。

(2) 水质 表1为进厂水质实测数据,从中可以看出以下几点。

表1 罗芳污水厂进水水质表

项目	一月		三月		四月		五月	
	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值
SS/(mg/L)	611	284	1957	287	826	291	874	236
BOD ₅ /(mg/L)	234	151.3	156	122	244	144.6	210	120.6
COD _{Cr} /(mg/L)	466.85	263.85	1256.34	224.86	493.33	194.33	434.02	214.06
BOD ₅ /COD _{Cr}		0.57		0.54		0.74		0.56
TN/(mg/L)			23.33	23.17	36.25	25.85	24.16	22.06
NH ₃ -N/(mg/L)			18.72	16.05	19.9	16.17	16.87	13.43
TP/(mg/L)			4.47	3.35	3.51	3.12	3.13	2.86
pH	8.1	7.54	7.67	7.34	7.62	7.32	7.53	7.25
项目	六月		七月		月平均值	设计值		
	最大值	平均值	最大值	平均值				
SS/(mg/L)	506	221	611	243	260.33	150		
BOD ₅ /(mg/L)	176	91.3	204	138.9	128.12	150		
COD _{Cr} /(mg/L)	744.23	185.12	356.1	218.54	216.8	250~400		
BOD ₅ /COD _{Cr}		0.49		0.64	0.59			
TN/(mg/L)	21.98	21.19	23	21.44	22.74	30		
NH ₃ -N/(mg/L)	18.38	14.68	15.33	13.86	14.84			
TP/(mg/L)	2.84	2.35	3.04	2.82	2.9	2~4		
pH	7.52	7.23	7.81	7.27	7.33			

① 进厂水质浓度均较高, BOD₅、COD_{Cr}接近设计值, SS高于设计值。这与南方城市污水厂建成后进厂水质一般偏低(BOD₅平均60mg/L, SS平均110mg/L)有很大不同,究其原因除深圳生活水平较高外,主要还在于主管部门对城市排水管网进行了专项清理、整治,城市污水绝大部分均能进入污水厂。至于SS偏高甚至出现1000mg/L以上的不正常现象,主要是由于至今一年多来深圳对市政道路进行全面拓宽改造,大量的泥砂在降雨时通过敞开的检查口进入污水管网,此外,部分接入的雨水管未得到截断也是造成进厂水SS偏高的一个原因。使用单位发现,每逢降雨,进厂水的水量和SS浓度均有明显的加大。

② 污水的可生化性相当高,与纳污区域主要是商业服务区和居住区的功能相符合,结合脱水泥饼用作花卉用肥的情况,说明深圳市城市污水属于比较典型的生活污水。

③ 进水含氮量偏低,氨氮含量不经处理已达到国家排放标准,这与其属于典型的生活污水有关。按目前深圳市“大”生活用水量标准(包括居民生活用水、商业服务用水、宾馆酒

店用水、行政办公用水、浇洒绿化道路用水等除工业用水之外的用水)400L/(人·日)计,则每人每日带进污水中的氮量约为8.2g。另根据罗芳污水厂6、7月份对进水中氮成分测定,进水中氨氮约占67%,有机氮27%,硝酸盐和亚硝酸盐氮占1.8%。

④ 进水含磷呈逐月下降趋势,这与深圳市从年初开始实施限制含磷洗涤剂销售有关,说明限制和禁止含磷洗涤剂的出售和使用对避免受纳水体富营养化有着重大意义。

2. 出水水质

表2为罗芳污水厂一期工程运行出水水质统计表。

表2 罗芳污水厂出水水质表

项目	一月		三月		四月		五月		六月		七月	
	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值
SS/(mg/L)	31	22	37	21	25	19	32	21	24	21	22	17
BOD ₅ /(mg/L)	8	4.5	16.5	7.1	13	6.8	12.5	7	11.5	6.1	14	9
COD _{Cr} /(mg/L)	28.53	21.25	24.69	19.13	20.08	16.25	25.08	16.78	37.86	15.68	79.44	16.82
TN/(mg/L)			13.46	11.59	17.63	14.75	13.35	11.76	12.76	10.92	16.15	13.45
NH ₃ -N/(mg/L)	1.87	1.87	10.01	4.8	2.51	1.53	4.15	2.09	2.42	1.09	6.83	3.38
TP/(mg/L)	1.91	1.91	3.87	2.34	2.73	2.13	2.72	2.1	2.21	1.87	1.25	1.19
pH	7.34	7.03	7.7	7.14	7.68	7.13	7.63		7.12	7.41	7.88	7.43

项目	月平均出水		月平均进水		去除率/%	设计出水标准	设计执行排放标准 GB 8978—88	现行排放标准 GB 8978—1996
	最大值	平均值	最大值	平均值				
SS/(mg/L)	20.17		260.33		92.25	≤20	30	20
BOD ₅ /(mg/L)	6.75		128.12		94.73	≤20	30	20
COD _{Cr} /(mg/L)	17.65		216.8		91.86	≤100	120	60
TN/(mg/L)	12.49		22.74		45.07			
NH ₃ -N/(mg/L)	2.46		14.84		83.42	≤15	15	15
TP/(mg/L)	1.92		2.9		33.79	≤1.2		
pH	7.21		7.33			6.5~9	6~9	6~9

从表中可以看出,有机物去除彻底,远低于设计要求排放浓度;SS去除如扣除前述因素,应该说也完全达到设计标准;氨氮的出水浓度也远低于国家排放标准,但TN、TP的去除未达到设计要求。

3. 污泥处置

表3为污泥处理成果表,浓缩机和脱水机的处理效果均达到设计要求。

表3 罗芳污水厂污泥处理成果表

项目	月份	一月		三月		四月		五月	
		最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值	最大值	平均值
含水率/%	浓缩机出泥	97.36	94.23	98.28	97.13	97.09	96.37	97.64	96.55
	脱水机出泥	80.1	75.88	82.34	78.22	81.85	77.39	82.7	77.24

项目	月份	六月		七月		月平均值	设计值
		最大值	平均值	最大值	平均值		
含水率/%	浓缩机出泥	98.05	95.88	98.16	96.51	96.11	96
	脱水机出泥	82.73	75.53	81.29	73.44	76.28	78

注:浓缩机贮泥池污泥含水率平均值约为97.2%。

表4为污泥成分分析。表中显示VSS/SS值很低(不到35%),说明像深圳这样南方城市的生活污水,在采用较长的泥龄和较低的污泥负荷后,污泥的稳定性较好,可不经厌氧消化而直接进行脱水。污泥中营养成分均高于牲畜廐肥(有机份25%、氮0.55%、磷0.1%),有毒物质的含量也远低于农用污泥污染物控制标准,是很好的农用肥料。

表4 罗芳污水厂污泥成分分析表

项目	有机质/ (g/kg)	全氮 N/ (g/kg)	全磷 P ₂ O ₅ / (g/kg)	全钾 K/ (g/kg)	Na ⁺ / (g/kg)	Cl / (g/kg)	全铜 Cu/ (mg/kg)
八月	316.3	31.3	39	10.2	0.5	0.39	298.15
十二月	340.4	30.5	29	10.6			190
项目	全锌 Zn/ (mg/kg)	全铅 Pb/ (mg/kg)	全镉 Cd/ (mg/kg)	全铬 Cr/ (mg/kg)	全镍 Ni/ (mg/kg)	全砷 As/ (mg/kg)	全汞 Hg/ (mg/kg)
八月	1938	2.24	0.75	178.15	45.47	13.61	0.85
十二月	1160	2.4	150	10.4	5.4	35.2	1.47

4. 主要处理构(建)筑物运行效果分析

(1) 提升泵房 高链式格栅除污机和潜水提升泵运行效果稳定,故障少。栅渣采用皮带输送机输送简单可靠,但对地面环境有一定的污染,建议采取一定的处理措施如地面设泄水孔等(若系细格栅后栅渣输送,建议采用无轴螺旋式输送机)。提升泵房上部为建筑物,室内气味较重,操作环境不佳,且对电气设备有一定的腐蚀作用,虽加装轴流风机,但效果不好。二期工程泵房上部已改为敞开式结构,就地控制箱单独放置在一间轻质房内。

(2) 沉砂池 污水厂采用的是圆形涡流式钟氏沉砂池,占地面积少,水头损失小,运行表明其除砂和砂水分离效果很好。使用单位曾将池放空检查,发现底部未有积砂,说明用气提除砂可行。目前存在的问题是沉砂池进水切换设备为下开式闸板,闸板有一个供安装和运行的深槽,形成一个天然的沉砂池,造成严重积砂,甚至影响闸板的启闭。因此,在沉砂池前的渠道内不宜采用闸板,宜选用叠梁门等类似设备。

(3) A级曝气池及中间沉淀池 根据罗芳污水厂1月、7月份的水质分析报表,A级去除率很高,BOD₅为56%,SS为67%。鉴于B级为A²/O脱氮除磷工艺,A级大部分时间均处于停运状态,但B级曝气池由于设备原因未能按正常工艺要求运行,故A级对氮磷去除效果的影响目前还未能体现出来。此外,从所测数据看,A级曝气池对溶解氧的适用范围较宽,1月份DO值平均为1.3mg/L,相应BOD₅去除率为47%,7月份DO值为0.34mg/L,BOD₅去除率为66%,都具有较高的去除率。

目前,A级运行存在两个问题,首先是中沉池排泥与A级污泥回流在流量上不匹配及运行时间上衔接不完善,造成污泥回流不稳定。建议在今后类似工程设计中,贮泥池容积应满足排泥停止时污泥继续回流的需要,同时吸泥机的运行与贮泥池的泥位应建立控制关系。第二个问题是浮渣的排放。中沉池进水槽为等断面过流,底孔出流,槽末端流速偏低,造成污泥沉积而上浮,而引进的吸泥机又未在槽内设刮板,时间一长,整个进水槽被浮渣覆盖,外感极度不好。其次,池内浮渣经吸泥机撇渣板收集后进入浮渣槽,由于浮渣流动性极差,浮渣槽坡度又小,造成浮渣在槽内大量堆集。目前国内对浮渣的排放多依靠水流携带,这样又造成浮渣松散,最终又回到提升泵房。建议在设有机械撇渣的矩形池内设置浮渣槽,槽内安放无轴螺旋输送机直接将浮渣从系统中去除。罗芳污水厂原拟在浮渣槽内增设螺旋输送机,但由土建改动较大而放弃,仍采用在进水槽和浮渣槽内设置放水阀来排除浮渣。

受当时特定条件限制而采用的AB法工艺,从目前的进水条件看(主要是BOD₅偏低),A级系统的作用不能充分发挥,但它所起的保护作用却是不可忽视的,事实上,针对目前进水SS过高及变动较大的情况,常将中间沉淀池用作初沉池,以确保B级系统的稳定运行。同时,根据深圳市其他污水厂的运行资料,进水BOD₅也有逐年升高的趋势,再加上外部管网

的日趋完善, 相信不用几年, A 级系统的效能即可获得充分发挥。

(4) B 级曝气池和二沉池 如前所述, B 级系统对有机物和悬浮物的去除彻底, 但对氮磷的去除则没有达到设计要求, 这一现象与目前 B 级运行状况有关。B 级曝气池平面布置见图 3, 由于曝气池混合液(硝化液)回流管上的电动阀门受水浸失灵及个别回流泵故障, 硝化液回流一直未运行, 池内设置的几台内回流泵因此也从未启动过, 污泥回流均全部从 1 号进泥口进入。表 5 为按上述状态下运行的 B 级系统对氮、磷等的处理效果。对比表 1 中进水氮、磷浓度, 可以看出, 氨氮硝化较彻底, 去除率高达 83.42%, 但由于反硝化反应未能按设计要求进行, 致使出水硝酸盐含量较高, 导致总氮去除率达不到设计要求。同时含大量硝酸盐的回流污泥进入厌氧段, 加上 B 曝池出水溶解氧偏高(见表 6), 聚磷菌的活动受到抑制, 磷的去除率也就低。实际上目前厌氧段起着缺氧反硝化作用, 但因其回流量与反硝化实际所需的回流量相比小得多, 故脱氮的量也较小, TN、TP 的去除均未达到设计要求。针对上述情况, 在污水厂即将实施的综合调试中, 拟将 B 级曝气池按改良 MUCT 工艺运行, 即关闭 1 号污泥入口, 回流污泥从 2 号口进入, 开启 1 号内回流泵, 关 2 号内回流泵, 关 1 号回流混合液入口, 开 2 号混合液入口, 强化氮磷的去除。根据目前的运行效果分析, 相信采用 MUCT 运行方式能使各项出水指标均达到设计要求。

表 5 罗芳污水厂 B 级系统出水氮、磷含量表

项目 \ 月份	一月	三月	四月	五月	六月	七月	月平均值
TN/(mg/L)		11.59	14.75	11.76	10.92	13.45	12.49
NH ₃ -N/(mg/L)	1.87	4.8	1.53	2.09	1.09	3.38	2.46
NO ₃ -N/(mg/L)	3.02	0.024			5.2	9.86	4.52
NO ₂ -N/(mg/L)					0.06	0.03	0.045
TP/(mg/L)	1.91	2.34	2.13	2.1	1.87	1.19	1.92

表 6 罗芳污水厂 B 曝池出水溶解氧含量表

项目 \ 月份	一月	三月	四月	五月	六月	七月	月平均值
DO/(mg/L)	4.99	4.86	3.31	4.15	6.81	4.55	4.02

由于受外部因素制约, 污水厂目前污泥浓缩及脱水设备每日最多只能运行 14h (设计按三班制运行), 加之进水 SS 大大超过设计值, 剩余污泥排放量大, 超过了处理设备的能力, 导致部分污泥溢流, 通过厂区管网又回流到进水口。由于管线较长, 不可避免导致污泥中磷的释放, 增大了进水中磷的含量。为避免这一结果, 污水厂只好采用降低排放量或缩短排泥历时, 这样做的另一结果是导致泥龄的延长, 出水混合液 SVI 值偏低, 污泥中无机物过多, 污泥活性降低, 吸附能力减小, 实测数据(表 7)也证明这一点。这也是虽然出水 SS 能达到设计要求, 但离运行优良的污水厂(出水 SS 低于 10mg/L)尚有差距的原因。

表 7 罗芳污水厂 B 曝池活性污泥性能表

项目 \ 月份	一月	三月	四月	五月	六月	七月	月平均值
SV/%	9.6	18.1	15	10.79	9	14.1	12.77
SVI/(ml/g)	76.33	56	49.26	55.56	58.41	52.18	57.96
MLSS/(mg/L)	1269	3280	3123	1935	1495	2601	2283.8
MLVSS/(mg/L)	711	1515	1164	928	868	1105	1048.5
MLVSS/MLSS	0.56	0.46	0.37	0.48	0.58	0.42	0.46

罗芳污水厂二沉池周边进水分配槽在运转初期,曾出现污泥大量上浮的现象,影响了出水水质。原因在于曝气池出水 SVI 虽然偏低,但其沉降性能仍很好,流速稍低,即产生沉淀。二沉池进水槽根据外方提供资料采用不等距布孔,等断面过流,末端流速很小,污泥产生沉淀;又由于底部出流型式的布孔间距较大(末段为 1.88m),污泥不能随水流进入池内,时间一长导致污泥上浮。污水厂曾放空池子检查,发现槽末段约 1/3 池周长均有积泥。后来在槽内装设水下搅拌器,并拆除槽内始末端间隔墙使污水产生环流,增大了流速,才避免了上述现象。因此采用周边进出水辐流式二沉池,其进出水槽一般均应采用变断面布置,另外,二沉池出水浮渣挡板按外方提供资料其水下部分深度为 0.2m,由于池径较大($\phi = 37\text{m}$),撇渣板运行到末端浮渣堆集较多,部分浮渣受挤压从挡板下部进入出水槽,影响出水水质,后将其加深到 0.4m 才解决这一问题。

B 级污泥回流泵为混流泵,采用混凝土套筒安装,水流从顶部呈喷泉式出流,有一定的复氧作用,对厌氧或缺氧段运行不利,宜改在套筒中部出流。

(5) 浓缩、脱水间 浓缩、脱水间设备自运行以来一直较稳定。脱水后污泥除考虑一部分出售肥料厂用作花卉用肥外,大部分运往垃圾填埋场。由于填埋场晚上即关闭,导致脱水设备运行也只能采用两班制,污泥处理不够,产生溢流,影响了污水处理。此外按垃圾填埋场意见,目前脱水后用于填埋含水率(78%)仍太高,作业时产生液化,难以处理,希望能将含水率降到 30%~20%。由于这牵涉到脱水污泥的最终处置问题,一时难以定论,最终较统一的意见是预留一定的污泥处置用地,待今后作深入研究后再定。罗芳一、二期工程均遵循此原则处理。

根据试运行结果,认为脱水间布置宜注意以下几个问题:①生产线(包括投药、注泥)应采用至少两条平行线;②配药系统要自动化、减轻劳动强度;③若无必要,浓缩、脱水设备中间尽量不要设贮泥池,实验证明,这样做脱水效果更好;④脱水后泥饼输送应采用皮带输送机而不宜采用螺旋机,避免泥饼经搅拌造成水分析出,不便运输;⑤应设置泥斗贮存夜间处理的污泥,泥斗高度应能将泥饼倾入运泥车,日常运作不宜考虑地面堆放,以免污染地面环境,污泥堆棚的面积只需考虑能容纳恶劣天气(如台风等)不能外运污泥的存放,一般可按 2~3 天计算;⑥为确保化验的准确性,宜在浓缩机和脱水机进泥管上设置取样口。

(6) 鼓风机房 设备运行正常,调节灵活,噪声小,故障率低。目前存在的问题是由于厂区自控系统还未实施,对曝气池溶解氧还不能进行有效控制,这也是 B 级曝气池出水溶解氧较高的原因。另外,A、B 级曝气池共用一个出风管的方式也欠妥。根据计算,A、B 级曝气池的风压差达 0.35m,根据设备厂家要求,两端压差须控制在 0.10m 以上才能达到均匀供气,为此须将供 B 级曝气池端空气管上的调节阀开启度调到很低才能满足要求,人为增加损失,运行不经济,而且当自控系统实施后,如此布置也会造成空气调节时相互干扰。因此已决定在母管上增设隔断阀,使 A、B 级供气既能独立进行,必要时(如果某台风机故障)又能联合供气,既避免了增加风机台数,又能保证供气量。

5. 设备运行

① 引进设备如潜水提升泵、粗细格栅除污机,沉砂设备,鼓风机、污泥浓缩脱水设备及二沉池刮泥机工作正常,质量可靠。

② 引进的水下搅拌器因属早期产品,无渗漏保护而损坏严重。

③ 引进的中间沉淀池吸泥机采用橡胶轮行走,对土建施工及设备自身纠偏能力要求较高,实际运行时走偏现象严重,甚至不能行走,后来在轮下加设槽钢才维持吸泥机工作。引

进此类设备应慎重。

④ 国产设备如棕刚玉曝气盘、闸板和管道伸缩器、潜水泵及水下搅拌器等质量可靠, 阀门如系名牌产品, 质量也可靠。但闸板、阀门配套的电动装置质量还有待改进, 防潮、防水性能差的缺点尤其突出。

⑤ 小口径阀门多关闭不严, 因其主要用于池子放空, 故造成的后果也较大。究其原因一是选用阀门型式不当, 均为对夹式蝶阀, 二是与由施工单位自行采购有关, 质量难以保证。建议构筑物放空阀应采用闸阀, 最好采用污水专用闸阀, 如刀口阀, 并由建设单位统一采购。

⑥ 引进设备零部件购买困难, 维修不方便, 时间一长, 有的连供货商都无法联系, 因此订货时应保证有足够的备品备件数量。

六、几点看法

由于罗芳污水厂一期工程运行时间很短, 故难于作出一个十分全面的结论, 但以下几点可以大致肯定。

① AB 法工艺 A 级对有机物的去除率很高, 对污水厂运行能起到很好的保护作用, 用于脱氮除磷工艺时, 若进水有机物浓度不高, 应有超越 A 级的措施。

② A²/O 曝气池的布置型式应灵活, 能具备多种运行模式。

③ 城市生活污水在曝气池中采用较长的泥龄和较低的污泥负荷处理后, 产生的污泥能得到较好的稳定, 可不经厌氧消化直接脱水。

④ 圆形涡流式沉砂池运行效率高, 占地小, 应予推广。

⑤ 国产设备质量有了长足的进步, 应大力提倡使用。

实例十六 DE 型氧化沟技术在西安市北石桥 污水处理厂中的应用^①

一、DE 型氧化沟生物脱氮除磷技术概述

西安市北石桥污水处理厂的工艺设计, 在进行各种工艺方案比较的基础上, 消化吸收国外发达国家 20 世纪 80 年代先进技术, 远期采用 A-B 法工艺, 近期暂建成 B 段, B 段处理工艺采用丹麦克鲁格公司 DE 型氧化沟处理系统, 污泥不经消化直接脱水。

1. DE 型氧化沟生物脱氮除磷过程

利用 DE 型氧化沟进行生物脱氮和除磷是通过氧化沟本身特殊的运行方式, 创造一定条件使硝化和反硝化作用在氧化沟中交替发生而完成的。氧化沟之前设置生物选择池, 其作用一是抑制丝状菌的增长, 防止污泥膨胀, 改善污泥的沉淀性能; 二是细菌在厌氧段, 把磷从化合状态下释放出来, 污水中 BOD₅ 浓度下降, 而磷含量上升, 随后在好氧段内细菌吸收在厌氧段释放出的磷和原污水中的磷, 形成富含磷污泥, 利用排除剩余污泥达到去除水中的磷。该池中配有搅拌器, 以防止污泥沉积。污水经过厌氧-缺氧-好氧段达到脱氮、除磷的目的。DE 型氧化沟生物脱氮除磷就是按照此原理进行设计和运行的。如图 1 所示, 整个过程分为 4 个阶段。

(1) 阶段 A 原污水与终沉池回流污泥均流入选择池, 池中搅拌器使之充分混合, 防止

^① 作者为中国市政工程西北设计研究院胡彬岩, 西安市市政设计研究院王社平、乔华, 西安市北石桥污水处理厂王军、王恩让。

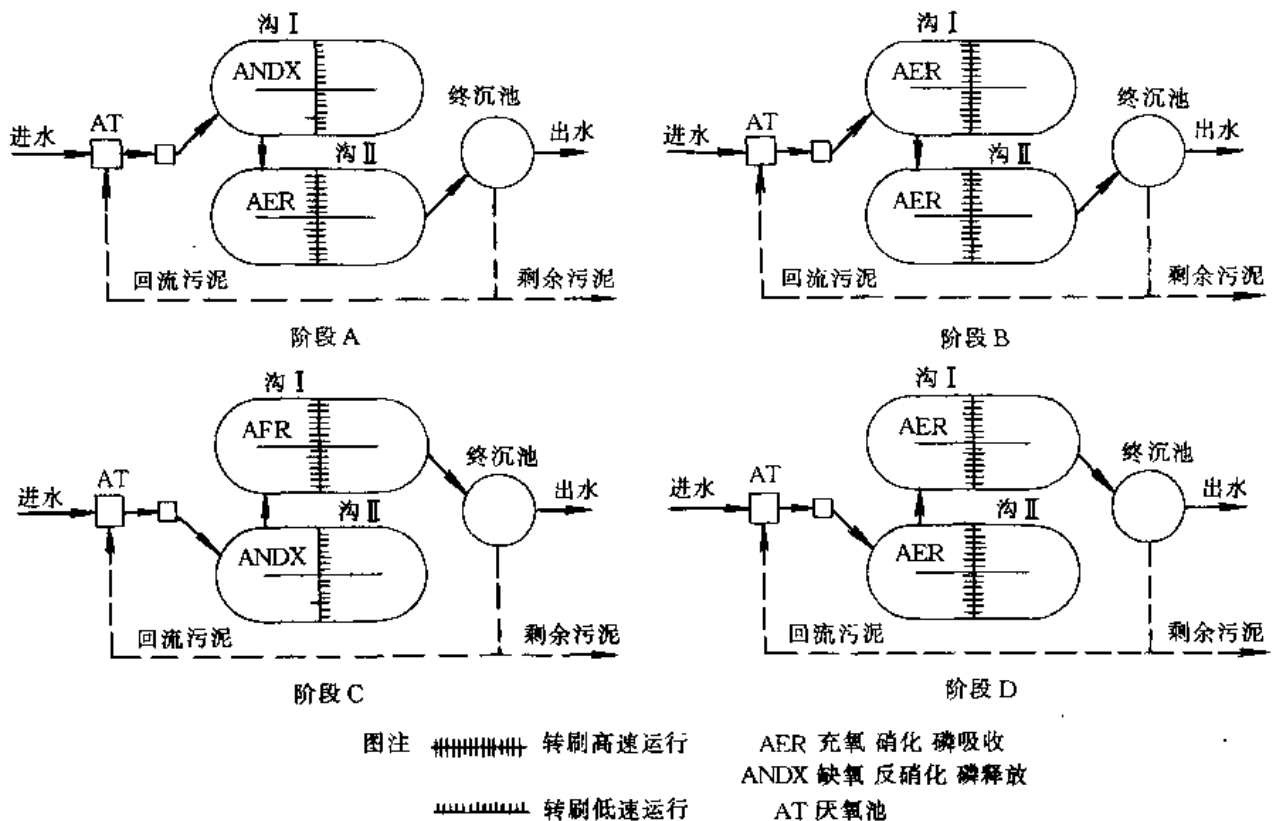


图 1 DE 型氧化沟生物脱氮除磷运行方式

污泥沉淀，混合液经配水井流入沟 I。沟 I 在前一段已进行了充分曝气和硝化作用，细菌已吸收大量的磷。在阶段 A，沟 I 中转刷低速运行，维持缺氧条件；沟 I 中磷的浓度上升，并在缺氧条件下，进行反硝化过程，而沟 II 转刷高速运行，进行充氧和硝化过程，细菌吸收污水中的磷，沟 II 中磷的浓度下降，沟 II 出水调节堰降低，处理后的水由沟 II 流入终沉池。

(2) 阶段 B 原污水与终沉池回流污泥混合、配水后还是进入沟 I，不过此时沟 I、沟 II 转刷均高速运行充氧、曝气、进行硝化过程，进水中的磷和阶段 A 沟中释放的磷进入好氧条件的沟 II 中，沟 II 中混合液磷含量降低。B 段运行时间取决于该段末了时沟中剩余氧量。水由沟 II 流入终沉池。

(3) 阶段 C 阶段 C 与阶段 A 相类似，沟 I 和沟 II 的工艺条件互换，功能刚好相反。此时反硝化作用在沟 II 进行，而硝化作用则在沟 I 进行。

(4) 阶段 D 阶段 D 与阶段 B 相类似，阶段 B 和 D 是短暂运行充氧，使吸收磷的微生物和硝化菌有更多的工作时间。但沟 I 和沟 II 进出水情况相反。

从上述运行过程来看，沟 I 和沟 II 交替出水，当沟中转刷低速运行时进行反硝化作用和磷的释放，高速运行时进行硝化作用和磷的吸收。通过适当的调节处理过程的不同阶段，则可以得到低浓度的磷和低浓度硝酸盐、氨氮的出水。典型的生物脱氮除磷持续时间为 4~8h。

2. DE 型氧化沟生物脱氮、除磷工艺设计

氧化沟的处理能力取决于污水温度和沟内活性生物固体 (VSS) 的浓度。工艺设计通常是依据进水中污染物负荷、污泥龄、污泥负荷 F/M 和污水温度等。设计污泥龄、 F/M 和水

表 1 污水温度、泥龄污泥负荷之间的关系表

温度/℃	5	10	15	20
泥龄/d	20	12	8	4
F/M [kgBOD ₅ /(kgVSS·d)]	0.06	0.10	0.15	0.20

3500~5500mg/L, 其取值是依据污泥的沉淀性能和污泥在沟中贮存量。

生物脱氮与除磷的过程设计基本是一样的。好氧污泥龄是一个重要参数, 如表 1 所示, 泥龄是温度的函数, 即温度高, 泥龄短, 反之则泥龄长。氧化沟的主要工艺参数与温度的关系如图 2 所示。氧化沟中反硝化容积是按反硝化率设计, 污水中有较高的 C/N 比率对于反硝化过程是有利的, 实际设计中为达到氨氮去除率在 90% 以上, $BOD_5/TKN > 4$ 是必要的。除磷过程设计参数均为经验数据。利用 DE 型氧化沟进行脱氮、除磷, 必须在氧化沟前部设置一座厌氧池。通常厌氧池中水力停留时间为 0.5~1.0h 左右。采用此工艺生物除磷, 出水中磷浓度可达到排放标准。

温三者之间有一定的函数关系, 如表 1 所示。

DE 型氧化沟设计 $F/M = 0.05 \sim 0.1 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 相应的泥龄为 12~30d, 而 MLSS 浓度通常设计为

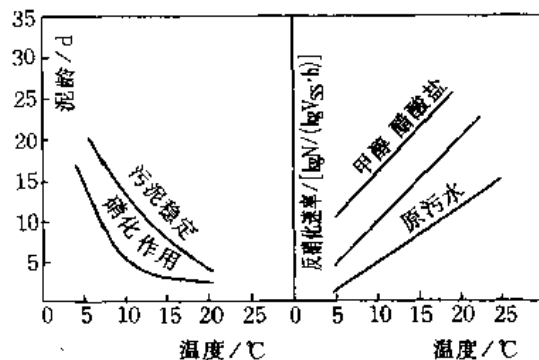


图 2 氧化沟的主要工艺参数与温度的关系

二、DE 型氧化沟在西安市北石桥污水处理厂中的应用

西安市北石桥污水处理厂一期工程设计规模 $15 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 远期规模为 $30 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 工程建设利用北欧发展基金与北欧投资银行联合贷款, 贷款额度为 545 万美元。用于购买进口设备 (除进水粗格栅间、污水提升泵房和高压输配电以外的所有设备)、设计联络与互访、中方技术人员培训及丹方技术专家现场监督指导运行维护手册和备品备件费用。处理工艺采用 DE 型氧化沟处理系统, 污泥不经消化直接脱水。

1. 概况

西安市北石桥污水处理厂位于西安市西南郊北石桥村东, 主要接纳和处理西安南郊和西南郊地区工业企业生产废水和居住区生活污水, 其比例为 7:3 左右。目前, 由于西安市西南郊地区污水未经处理直接排放, 从而引起皂河的严重污染, 为此, 北石桥污水处理厂的建成投产, 将明显改善西安市西郊地区水环境状况。同时二级处理出水经深度处理、回用, 以弥补工业用水严重不足, 缓解城市供水矛盾。全区服务面积 53.5 km^2 , 规划控制人口 60 万人。

2. 水质与工艺流程

根据可行性研究报告对服务区域内各工业企业近远期所排污水水质、水量分析与预测, 进、出厂水水质指标如下。

进水: $BOD_5 = 180 \text{ mg/L}$ $SS = 255 \text{ mg/L}$

$COD = 400 \text{ mg/L}$ $NH_4^+ - N = 32 \text{ mg/L}$

出水: $BOD_5 \leq 20 \text{ mg/L}$ $SS \leq 20 \text{ mg/L}$

$COD \leq 100 \text{ mg/L}$ $NH_4^+ - N \leq 15 \text{ mg/L} (T > 12^\circ\text{C})$

污水处理工艺采用 DE 型氧化沟系统, 污泥在氧化沟内已趋于稳定, 无需另设消化池, 剩余污泥经浓缩后直接机械脱水。因此, 运行更为方便, 并可节省电耗和基建投资。工艺流程详见图 3。

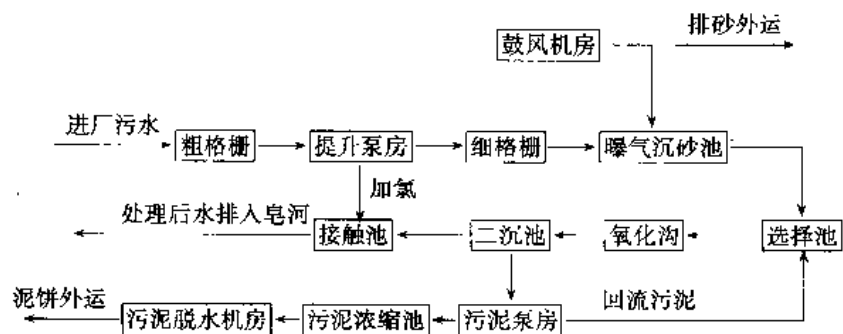


图3 污水、污泥处理工艺流程图

3. 主要构筑物设计

(1) 污水提升泵房 污水提升泵房按远期规模 $30 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 设计, 安装立式污水泵共计 8 台, 单台流量为 $2200 \text{m}^3/\text{h}$ 与 $3045 \text{m}^3/\text{h}$, 一期工程设计规模 $15 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$, 安装污水泵 5 台。泵前设有粗格栅一道两台, 间隙 20mm。

(2) 细格栅 为去除污水中漂浮物质, 以保证后处理构筑物正常运行。格栅间与沉砂池合建, 长 9.6m, 宽 11.3m, 共二层, 一层为鼓风机间 (沉砂池曝气用), 二层安装 6 台 IK501 型弧型格栅, 每台宽度 1.05m。栅条间隙 10mm, 自动清渣。电机功率 0.55kW, 二层还设事故平板格栅 1 台, 宽度 1.10m, 手动清渣, 间隙 50mm, 格栅间中还设有 U320 型无轴螺旋输送机 1 台, 长度 10.5m, 直径 285mm, 电机功率 3.0kW 用于将格栅浮渣送出池外。

(3) 曝气沉砂池 曝气沉砂池共 2 座 4 格, 一期 1 座, 长 57.30m, 每格宽 5.50m。水力停留时间 7.8min, 沉砂池上设有长度 11.0m 桥式除砂机 1 台, 桥上配有淹没式砂泵 2 台, 功率 2.0kW, 将池底沉砂抽送入集砂槽, 并以砂水分离器 ($40 \text{m}^3/\text{h}$) 脱水后装入槽车运出。沉砂池表面浮渣由桥上刮渣板刮入浮渣井, 井中浮渣由螺旋输送机送至池外容器。沉砂池曝气用水气比 0.1~0.2, RS101 型鼓风机 2 台, 额定风量 $1200 \text{m}^3/\text{h}$, 功率 37kW。

(4) 选择池与氧化沟 氧化沟为污水处理厂核心处理构筑物, 包括 2 个容积相等交替运行的生物池 3 座及选择池和终沉池。在本系统中完成污水有机物的氧化和脱氮除磷。

选择池按一期工程设计, 1 座 2 格, 每格长 12.0m, 宽 12.0m, 有效水深 5.0m, 设有 480 型混合搅拌器 2 套, 功率 5.5kW, DC35 型出水调节堰 6 套, 宽 5.0m, 分别与氧化沟的 6 个池子连通。堰板调节由控制室按运行阶段控制, 电机功率 0.55kW。

氧化沟一期工程共 3 座 6 池, 池宽 22.0m, 长 116.50m, 有效水深 4.50m, 设计污泥负荷为: $0.09 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, $\text{MLSS} = 4.5 \text{g/L}$, 泥龄 11d, 设有 Maxi9 型转刷共 60 套, 直径 $\phi 1000 \text{mm}$, 长度 9.0m, 转速 73r/min, 电机功率 45kW, 标准状态下充氧能力 $67 \text{kgO}_2/\text{h}$ 。氧化沟还设有 SK4430 淹没式搅拌器 18 台, 功率 4.0kW, 以保证氧化沟在缺氧状态下 (转刷停止运转) 混合液将不致发生沉淀。氧化沟出水设有 DC35 型可调节堰板 12 套, 宽 5.0m。全部由中心控制室按预定程序集中控制, 以保证氧化沟系统始终处于良好的工作状态。

(5) 终沉池 终沉池一期工程共 6 座, 直径 $\phi 40.0 \text{m}$, 采用中心进水、周边出水辐流式沉淀池, 每池设有 $\phi 40$ 型刮泥机 1 台, 设计水力负荷 $1.02 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 停留时间 4.7h, 回流污泥量 $6300 \text{m}^3/\text{h}$, 回流比 80%。

(6) 污泥泵房 活性污泥回流与剩余污泥排放分别采用 CP3300 型和 CP3085 型淹没式潜水泵各 6 台, 每座终沉池两种型号的泵各 1 台, 设计污泥泵房 3 座, 分别建于两座终沉池

之间,宽4.0m,长13.60m,地下式钢筋混凝土结构。回流污泥泵 $Q = 1500\text{m}^3/\text{h}$, $H = 6.0\text{m}$, 剩余污泥泵 $Q = 35\text{m}^3/\text{h}$, $H = 6.0\text{m}$ 。电机功率分别为37.0kW与2.2kW。

(7) 消毒接触池与加氯间 处理水出厂前需加液氯消毒,加氯量为4~10mg/L,加氯间设有真空加氯机(美国WT公司生产)2台,及其他相应附属设备。接触池设计有效容积2583 m^3 ,池长41.0m,宽21.0m,分为7格,每格3.0m宽,有效水深3.0m。

(8) 污泥浓缩池 终沉池排出剩余污泥量为2800 m^3/d ,含水率为99.1%,设计污泥浓缩池一期2座,直径21m,安装栅栏式污泥搅拌和刮泥机。每池装有DP3085潜水污泥提升泵1台, $Q = 60\text{m}^3/\text{h}$, $H = 4.5\text{m}$,功率2.0kW。浓缩污泥由提升泵送至均质池贮存。

(9) 均质池 设计容积250 m^3 ,直径为7.0m,浓度6.5m,为防止污泥沉淀采用POP-I型液下搅拌器1台,功率5.5kW。

(10) 污泥脱水机房 剩余污泥由终沉池排出后经污泥浓缩池浓缩,使其含水率由99.1%浓缩至90%~97%左右,再经均质池后至污泥脱水机房机械脱水。设计脱水机房宽16.0m,长46.00m。采用2000mm带宽带式压滤机一期2台,单台负荷16~21 m^3/h , (含固率2%~4%),其他附属设备如下:偏心螺杆式污泥投配泵3台, $Q = 10\sim 25\text{m}^3/\text{h}$,电机功率4.0kW;SV型自动聚合物投加设备1套,投加量5~6kg/h; $\phi 285$ 型无轴螺旋输送机4台,长度为10m与5.0m各2台,分别与压滤机配套;高压冲洗泵3台, $Q = 10\text{m}^3/\text{h}$,功率3.7kW。脱水后泥饼含水率78%~80%左右,脱水泥饼约120 m^3/d 左右。

三、北石桥污水处理厂实际运行效果及存在问题

1. 处理效果

北石桥污水处理厂自1998年5月试运行以来,经过一年多的生产运行,整个工艺流程均达到和超过设计要求,出水水质稳定且低于设计出水指标,表2所示为1998年5月~1999年7月生产运行进、出水水质月平均值。

污水厂投产后,每天大约15万吨污水中的有机物,磷、氮、大量削减,因此排入接纳水体皂河的水质也产生了较大的变化。由表2可知,主要污染物去除率达90%以上,即 BOD_5 、 COD_{Cr} 去除率均达到91%~96%,SS去除率为94%~98%,TP去除率为45%~65%,氨氮的去除率达88%~97%,这表明北石桥污水处理厂应用DE型氧化沟技术取得了良好的环境效益。

表2 北石桥污水净化中心1998.5~1999.7进、出水水质分析月报表/(mg/L)

年月	BOD_5		COD_{Cr}		SS		T-P		$\text{NH}_3\text{-N}$		$\text{NO}_3\text{-N}$		温度 $^{\circ}\text{C}$	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
98.5	200.4	7.9	252.3	18.3	158.7	6.0	2.00	1.43	18.5	0.9	0.65	2.94	18.8	19.8
98.6	176.2	9.64	244.5	17.6	189.1	5.8	2.59	1.34	21.9	0.5	1.10	3.00	21.4	22.6
98.7	135.5	10.6	253.8	17.4	290.0	13.2	2.31	1.14	17.4	1.42	1.04	2.24	24.1	25.6
98.8	142.0	8.27	274.9	22.7	313.8	6.0	2.57	1.25	27.7	1.32	1.46	3.40	22.5	24.1
98.9	156.2	9.59	181.0	8.80	211.0	5.2	2.49	1.11	39.6	0.74	1.70	3.40	22.9	23.4
98.10	150.9	10.1	192.0	16.9	265.0	6.0	2.48	1.12	34.1	0.80	0.67	1.52	19.3	19.9
98.11	161.4	10.8	186.7	16.7	283.8	9.29	2.08	0.83	29.8	1.27	0.97	1.50	17.7	17.7
98.12	159.2	9.01	272.9	10.6	300.0	7.8	3.05	1.04	20.7	1.93	1.25	2.77	16.2	16.7
99.1	—	—	373.0	16.2	394.7	7.2	2.29	1.23	14.7	1.78	1.39	2.30	15.8	14.6
99.2	—	—	353.0	30.4	352.0	8.4	3.20	1.95	14.7	1.74	0.92	1.92	15.2	14.7
99.3	147.2	10.9	273.0	20.3	188.6	10.4	3.20	1.70	21.2	1.72	1.03	2.06	14.2	13.7
99.4	237.0	12.0	251.0	14.6	312.0	11.4	3.35	1.48	17.2	1.35	2.58	2.29	17.2	18.0
99.5	135.8	11.5	362.0	26.6	420.0	7.8	2.69	1.29	12.9	1.59	1.19	1.96	19.1	20.1
99.6	180.0	15.3	333.0	16.0	370.0	6.0	2.63	1.04	16.7	0.83	1.62	2.84	20.8	22.4
99.7	167.5	9.14	148.0	26.2	370.0	7.7	11.03	1.78	23.3	2.80	1.06	2.77	26.4	27.1

注:进、出水水质分析月报表由北石桥污水净化中心王恩让,王建军提供。

2. 工程造价及主要经济指标

北石桥污水处理厂工程建设投资包括两部分，即贷款和国内配套。贷款额度为 545 万美元（折合人民币 4523.5 万元），其中用于购买进口设备的费用为 465.1 万美元（折合人民币 3860.3 万元），用于国外技术咨询、设计联络与互访、中方技术人员培训、丹方技术人员现场监督指导，运行维护手册等费用为 79.9 万美元（折合人民币 663.17 万元）。

国内投资按照施工决算为 16476.5 万元，主要用于征地、厂内水处理构筑物、附属建筑物、供电、厂内道路、管道、绿化以及国外设备的运输、管理和安装费用等。

上述两部分合计折合人民币约 2.1 亿元，表 3 所示为北石桥污水处理厂主要经济技术指标。

表 3 北石桥污水处理厂主要经济技术指标

名称	处理水量	占地面积	占地指标	电耗	人员指标	处理成本
单位	10 ⁴ m ³ /d	亩	亩/×10 ⁴ m ³	kWh/m ³	人/×10 ⁴ m ³	元/m ³
数层	15	285	19	0.28	8	0.32

注：1. 占地面积包括远期规模厂前区面积和预留部分回用水处理用地以及水处理实验用地；

2. 电费计算按 0.56 元/kWh 计。

3. 存在问题

尽管北石桥污水处理厂运转情况良好，取得了显著的社会环境效益，但也存在一定问题，主要有：

(1) 提升泵站 污水提升泵站是该厂贷款引资之前设计建造的，当时泵站的主要功能是提升西郊、南郊污水进入皂河，因此该厂建成后，泵站的提升扬程和水量在试运行前期不能满足要求，需更换水泵。该项工程现已完成。

(2) 曝气沉砂池 该池中所有设备均系引进。安装的油脂泵运行过程极易堵塞，分析其原因主要是曝气沉砂池撇浮油脂井中的浮渣成分较多，油脂较少且油脂中浮渣较粗，使原油脂泵抽升介质发生了变化，因此容易堵塞泵，从而影响了曝气沉砂池的正常运行。1998 年 10 月经污水厂、丹麦 Kruger 公司和中方设计院共同研究，将原油脂泵更换为螺旋输送机，既简单又方便，取得了良好的效果。

(3) 污泥脱水机房 污泥脱水机房共设置两套污泥带式压滤机，由于受贷款额度的限制，没有考虑引进备用设备 设计每台脱水机工作运行时间为 18h，才能满足脱水泥量要求，实际运行每天两班，因此不能及时地进行污泥脱水，致使部分污泥在污泥浓缩池中聚积，影响了浓缩池的正常运行，常有污泥流失现象，浓缩池底污泥浓度高达 92%~93%。影响污泥泵的运行。

四、几点体会

(1) 西安市北石桥污水处理厂引进丹麦 Kruger 公司 DE 型氧化沟处理工艺，在国内尚属首家。DE 型氧化沟除具有流程简单，运行效果稳定，管理方便和基建费用省等优点之外，还具有抑制丝状菌的增长，防止污泥膨胀、污泥沉淀性能好的优点。这在我国当前水污染问题突出急需发展城市污水处理，却又缺乏足够资金的条件下，氧化沟技术更具有重要的现实意义，值得借鉴使用。

(2) DE 型氧化沟在去除污水中 BOD₅ 的同时可将污水中的 N、P 去除，因而污水经 DE 型氧化沟处理之后往往仅增加少量设备即可满足污水回用的目的，为北石桥污水厂的远期回

用提供了有利的条件,亦是结合我国国情,引进该工艺所考虑的主要因素之一。

(3) 北石桥污水处理厂为贷款项目,其国外贷款主要将用于购置贷款国指定厂商先进设备与器材,为此,在技术谈判中,应综合考虑工程建设需要,并结合贷款国技术优势与特点、供货价格等因素,审慎合理确定引进方案。在确定引进方案时应按照下述原则考虑:①结合我国国情,引进适合我国国情的技术和设备;②重点是国内不能生产或技术不成熟,而且在工程中发挥重要作用的设备;③引进节能效果好、性能优越、有利于降低经营成本的设备;④适当引进自动化程度高、有利于提高管理调度水平的设备,并注意硬件、软件配套引进,充分发挥效益。

(4) 氧化沟污水处理工艺由于水力停留时间长,池容大,因而使基建投资增大,但由于泥龄长,水处理彻底,所以出水水质好,除磷脱氮效果明显。

关于基建投资,虽然氧化沟池容大,但取消了一次沉淀池,另外由于氧化沟泥龄长,污泥已经达到好氧稳定,所以大大简化了污泥处理工艺,剩余污泥可以不经消化直接脱水。从而降低了污泥处理工程费用,运行管理简单,也减少了污泥部分的运行管理费用。所以氧化沟处理工艺将是目前较为优越的工艺方案。

(5) 本工程氧化沟有效水深4.5m,为防止积泥,设计中考虑了两条措施,一是在氧化沟底部设计了淹没式搅拌器,根据氧化沟运转工况开启搅拌器,增加氧化沟底部流速。另外在每台转刷的下游方向设有挡板,使转刷推动水流导向池底,从而增加池底流速。

实例十七 乌鲁木齐市河东污水处理厂设计^①

一、概况

乌鲁木齐市河东污水处理厂是利用北欧投资银行(NIB)和北欧发展基金联合贷款建设的大型现代化城市污水处理厂,贷款总额为1000万美元。本项目主要工艺、电气及自控设备由芬兰YiT公司和瑞典EMIL-LUNDGREN公司提供,并由其提供概念设计。

污水处理厂位于乌鲁木齐市北郊东戈壁农场东南侧。占地20公顷,并预留 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 规模发展用地10公顷,预留污泥于化场用地5公顷。日处理污水量 $20 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$,一次建设。其中工业废水量约占58%,生活污水量约占42%。排水流域内规划人口57.7万人。该区域的工业主要是机械、建材、化学、电力、食品、纺织、煤炭、造纸等。

二、污水水质

1. 设计进水水质

$\text{BOD}_5 = 200 \text{mg/L}$

假定 BOD_5 成分:悬浮固体110mg/L,溶解物90mg/L

$\text{COD} = 500 \text{mg/L}$

假定COD成分:悬浮固体160mg/L,细菌群140mg/L,溶解物200mg/L

$\text{SS} = 220 \text{mg/L}$

假定SS成分:细菌群70mg/L,有机悬浮固体80mg/L,无机悬浮固体70mg/L

$\text{pH} = 7 \sim 8$

水温 $9 \sim 16^\circ\text{C}$,设计温度 $\geq 11^\circ\text{C}$

^① 作者为中国市政工程西北设计研究院马炳勇、鲁承虎,乌鲁木齐市河东污水处理厂秦继军。

2. 设计出水水质

污水经污水厂处理后夏季用于农灌，冬季非灌溉季节贮存于下游水库。

出水水质： $BOD_5 \leq 30\text{mg/L}$ ， $COD \leq 120\text{mg/L}$ ， $SS \leq 30\text{mg/L}$ 。

当冬季污水温度达到最低温度 9°C 时，出水水质允许值： $BOD_5 \leq 45\text{mg/L}$ ， $COD \leq 180\text{mg/L}$ ， $SS \leq 45\text{mg/L}$ 。

三、处理工艺及主要构筑物

经过技术经济比较污水采用 A、B 两段活性污泥法处理工艺。污泥采用一级中温消化，二级污泥浓缩，机械脱水处理工艺。沼气用于驱动鼓风机、燃气锅炉及生活用气，多余沼气通过火炬在大气中燃烧。

主要构（建）筑物如下，

(1) 污水处理部分 集水井，格栅间与沉砂池，A 段曝气池，中间沉淀池，B 段曝气池，二次沉淀池，加氯间、接触池、鼓风机房，厂区污水泵房，中水处理间。

(2) 污泥处理部分 A 段污泥回流泵房，B 段污泥回流泵房，一次污泥浓缩池，污泥泵房，污泥消化池，消化池控制室，污泥曝气池，二次污泥深缩池，污泥脱水机房。

(3) 沼气利用部分 沼气贮罐，沼气锅炉房，沼气鼓风机房，沼气火炬。

(4) 生产及生活辅助建筑物 综合办公楼，机修电修间，锅炉房与浴室、食堂、仓库、车库，辅助建筑物面积 8160m^2 。

四、两段活性污泥法 (AB 法) 特点

两段活性污泥法简称 AB 法。A 段曝气池以超高负荷运行，负荷一般在 $2.0 \sim 5.0\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ，B 段曝气池以低负荷运行，负荷一般为 $0.15 \sim 0.3\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 。AB 法工艺流程见图 1。

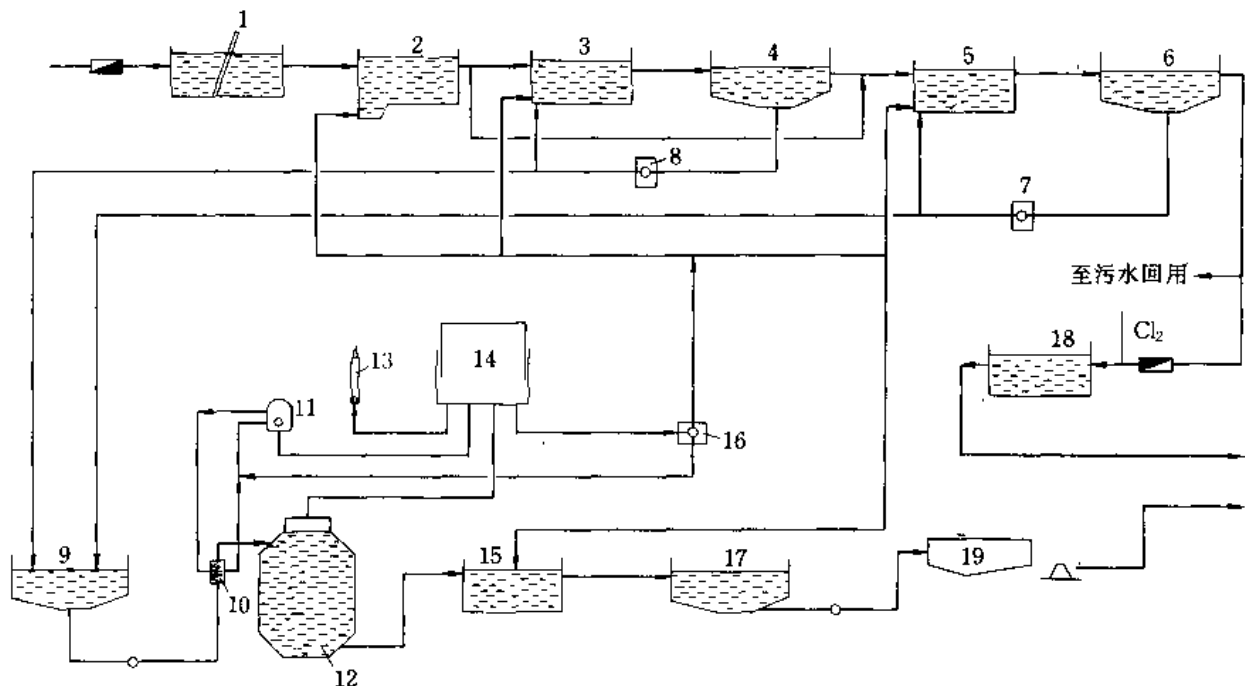


图 1 乌鲁木齐市河东污水处理厂工艺流程图

1—格栅间；2—曝气沉砂池；3—A 段曝气池；4—中间沉淀池；5—B 段曝气池；6—二次沉淀池；

7、8—污泥泵房；9—一次浓缩池；10—热交换器；11—沼气锅炉；12—消化池；

13—沼气火炬；14—沼气贮罐；15—污泥曝气池；16—鼓风机房；

17—二次浓缩池；18—接触池；19—脱水机

AB 法流程设计充分考虑了微生物种群的特征,使各类生物各尽其用。例如,由于污水管渠也进行着细胞增长,适应和选择等生物过程,从而在原污水中产生一种活性较大的微生物,传统活性污泥法通过设置初沉池将这些微生物去除并在消化池中处理,而 AB 法不设初沉池, A 段是一个敞开的不断由原污水微生物更新的生物,动力学系统,加之 A 段负荷高,泥龄短,为增长速率较快的微生物提供了合适的条件,可好氧或兼性运行,因此 A 段中只有纯的细菌属。AB 两段的污泥回流系统截然分开,在 B 段由于负荷低,泥龄长,故有较高级的原生动物存在,对于提高污水出水水质起着重要的作用。AB 法与传统活性污泥性相比,具有以下优点。

(1) AB 法具有很高的有机物去除率,对于一般的城市污水, BOD_5 去除率可达 95%, COD 去除率 90% 左右,而且出水值稳定。

(2) A 段细菌具有很高的繁殖和变异能力,对进水的有机物冲击, pH 冲击,有毒物质冲击具有极大的缓冲能力,为 B 段微生物提供了良好的环境条件,有利于提高出水水质,并使出水水质稳定。

(3) A 段在短时间内通过絮凝、吸附、沉淀等物理-生物化学反应可去除污水中 50% 以上的 BOD_5 , 能量消耗少,减轻了 B 段的有机负荷,缩短了污水的总停留时间,节省了总的曝气池体积。

(4) A 段可在兼性条件下运行,有利于提高原污水的可生化性,从而使 AB 法具有降解难降解物质的能力,因而处理效率高。

(5) B 段产泥量低、泥龄长,有利于消化菌的生长,也可为反硝化创造很好条件,因此 AB 法的脱氮效果是传统法的 2~3 倍。

(6) AB 法有利于分期建设,在资金短缺情况下,可先建设 A 段处理系统,对建成的 AB 法处理工艺,根据不同季节的污水用途,可灵活调节运行工艺流程。

AB 法的缺点在于 A 段污泥负荷高,污泥产量多,增加了污泥系统的造价,此外 AB 两段污泥回流系统绝对隔离,增加了一整套污泥回流系统。

五、工艺设计

1. 污水处理系统

(1) 格栅间、沉砂池 格栅间中设粗格栅和细格栅,粗格栅栅条间距 75mm,由人工清除污物。细格栅栅条间距 10mm,据栅前、栅后水位差及由时间继电器定时进行控制清污物。细格栅拦截的污物,通过机械清除至皮带输送机,然后至栅渣压渣机脱水后运走。

曝气沉砂池共 2 组,每组分两路,每格宽 2.7m,长 18.0m,有效水深 2.7m,污水停留时间 3.0min,水平流速 0.1m/s,需气量 $0.33\text{m}^3/(\text{min}\cdot\text{m})$,每组曝气沉砂池设一套桥式移动刮砂机,刮砂机将池底重颗粒砂刮至砂坑,然后由砂泵将砂粒提升至砂水分离器脱水后,通过螺旋输送机送走。

(2) A 段曝气池 A 段曝气池污泥负荷 $2.36\text{kgBOD}_5/\text{kgMLSS}$,容积负荷 $4.2\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,水力停留时间 32min,混合液挥发性悬浮物密度 $1.8\text{kg}/\text{m}^3$,混合液悬浮物密度 $2.4\text{kg}/\text{m}^3$,泥龄 0.75d,溶解氧浓度 $0.5\sim 0.8\text{mg}/\text{L}$,气水比 1.34:1,采用盘式合成橡胶中孔曝气器,鼓风量可根据溶解氧浓度自动调节。污泥回流比 40%~60%,通过 A 段 BOD_5 去除约 $95\text{mg}/\text{L}$,COD 去除约 $260\text{mg}/\text{L}$,耗氧量为 $0.48\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$ 。

(3) 中间沉淀池 中间沉淀池采用中心进水,周边出水圆形辐流式沉淀池,表面负荷 $1.48\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,沉淀时间 2.64h,有效水深 3.9m,周边传动刮泥机刮泥,出水堰的溢流

率为 $252.3\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$ 。中沉池去除的污泥总量约为 $36.8\text{t}/\text{d}$ ，污泥龄约 0.5d 。

(4) B段曝气池 B段曝气池污泥负荷 $0.22\text{kgBOD}_5/\text{kgMLSS}$ ，容积负荷 $0.54\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，水力停留时间 3.3h ，混合液挥发性悬浮物密度 $2.47\text{kg}/\text{m}^3$ ，混合液悬浮物密度 $3.29\text{kg}/\text{m}^3$ ，泥龄 19.23d ，气水比 $2.41:1$ ，采用盘式合成橡胶微孔曝气器，鼓风量可根据溶解氧浓度自动调节。污泥回流比 $60\%\sim 80\%$ ，耗氧量为 $1.18\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$ 。

(5) 二次沉淀池 二次沉淀池采用中心进水周边出水圆形辐流式沉淀池，表面负荷 $0.83\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ，沉淀时间 4.7h ，有效水深 3.9m ，周边传动刮吸泥机排泥，出水堰的溢流率为 $193.1\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{d})$ 。污泥回流量设备配置按 100% ，实际运行回流量约 $60\%\sim 80\%$ 。

A段曝气池的计算需氧量为 $437.5\text{kgO}_2/\text{h}$ ($t=11^\circ\text{C}$)，实际供氧量可达 $727\text{kgO}_2/\text{h}$ 。富余的供氧量主要满足混合液的搅拌及其他氧的消耗，如工业废水中的 H_2S 。B段曝气池的计算需氧量为 $1029\text{kgO}_2/\text{h}$ ($t=11^\circ\text{C}$)。

2. 污泥处理系统

中间沉淀池与二次沉淀池排出的剩余活性污泥总量为 $8267\text{m}^3/\text{d}$ ，含水率 99.4% ，总污泥干固体 $49.6\text{t}/\text{d}$ ，其中有机污泥干固体 $35.6\text{t}/\text{d}$ 。

(1) 一次污泥浓缩池 AB段混合污泥首先进入一次污泥浓缩池，污泥固体负荷 $40\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ，污泥浓缩时间 14.3h ，浓缩后污泥量 $1417\text{m}^3/\text{d}$ ，污泥含水率 96.5% ，浓缩后分离出的上清液 $6850\text{m}^3/\text{d}$ 回流到污水厂进水中。

(2) 污泥消化池 进入消化池污泥量 $1417\text{m}^3/\text{d}$ ，污泥含水率 96.5% ，污泥干固体 $49.6\text{t}/\text{d}$ ，其中有机污泥干固体 $35.6\text{t}/\text{d}$ ，采用一级厌氧中温消化，消化温度 $33\sim 35^\circ\text{C}$ ，挥发性固体容积负荷 $1.24\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，污泥投配率 4.94% ，消化时间 20 天，池型为圆柱形固定盖式，池顶锥角 30° ，池底锥角 15° ，池内污泥采用机械搅拌，热交换器加热， 1kg 挥发性固体产气量为 $0.9\text{m}^3/\text{d}$ 。污泥经消化后干固体 $35.4\text{t}/\text{d}$ ，其中有机污泥固体 $21.4\text{t}/\text{d}$ ，挥发性固体减少量为 40% 。消化池需热量为 $4.2\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ，污泥加热量约为 1800kW 。

(3) 污泥曝气池 消化污泥先进入污泥曝气池，池中通入压缩空气以便排除消化污泥中的剩余沼气，然后消化污泥流入污泥浓缩池，这样可改善污泥浓缩性能，提高污泥浓缩效果。

污泥曝气时间 4h ，需气量 $200\sim 400\text{m}^3/\text{h}$ ，气泥比为 $3.4:1\sim 6.8:1$ ，穿孔管曝气。

(4) 二次污泥浓缩池 污泥固体负荷 $69.5\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ，污泥浓缩时间 34.5h ，浓缩前污泥含水率 97.5% ，浓缩后污泥含水率 95% ，进泥量 $1417\text{m}^3/\text{d}$ ，浓缩后污泥量 $708.5\text{m}^3/\text{d}$ ，污泥干固体 $35.4\text{t}/\text{d}$ ，其中有机污泥干固体 $21.4\text{t}/\text{d}$ 。

(5) 污泥脱水 浓缩后污泥采用带式压滤机脱水，脱水后污泥含水率 75% ，污泥量 $141.7\text{m}^3/\text{d}$ 。用离心螺杆泵将浓缩污泥打入压滤机，用计量投药泵投加阳离子型高分子混凝剂，药剂投加采用湿式投配方式，设有溶药搅拌罐和溶液池，加药系统均为自动操作。

3. 沼气利用及能量回收系统

污泥消化过程中产生的沼气体积约 $14000\sim 12600\text{m}^3/\text{d}$ ，其主要成分为甲烷和二氧化碳，是一种优质燃料，本工程主要用于以下几方面。

① 用沼气驱动鼓风机。将沼气输送给沼气鼓风机的沼气发动机，直接带动鼓风机。本工程采用两台沼气驱动鼓风机，每台需用沼气体积 $200\text{m}^3/\text{h}$ ，传动功率 400kW 。

② 用沼气烧锅炉。本工程中采用一台沼气锅炉，需用沼气体积 $125\text{m}^3/\text{h}$ 。

③ 沼气驱动鼓风机的冷却水和从排出废气中回收的余热，用作消化池污泥加热，产热

量在夏季可满足 93% 的消化池污泥加热量需要。

当贮气柜超过负荷或压力超过 3.5kPa 的工作压力时，沼气火炬自动点燃。火炬的设计能力为 540m³/h。

六、实际运行效果及存在问题

1. 运行效果

污水厂自 1998 年 6 月试运行以来，整个工艺流程均达到和超过设计要求，在进水水质超过设计水质情况下，出水水质仍低于设计出水水质指标，COD 去除率一般在 90% 以上，BOD₅ 去除率一般在 92% 以上，SS 去除率一般在 90% 以上。

2. 存在的问题

污水厂进水水质远超过原设计水质，其出水水质仍能达到设计水质，但原污水中含有大量的漂浮物和大颗粒固体物，如稻麦壳、木片、卫生筷、酒糟、葵花籽壳、塑料袋等，其含量远远超过一般的城市污水，这些漂浮物大都呈悬浮状，极易通过格栅，且在曝气沉砂池中不能浮起，而在中沉池中形成大量浮渣，通过格栅的砾石、木条、筷子等又往往引起排砂泵堵塞。这种情况在城市污水中是少见的，造成的原因是由于对排入下水道的污水水质控制不严格。为解决上述问题，需修建污水厂预沉砂构筑物，将大部分漂浮物和大颗粒固体物在预沉砂池中去除。

实例十八 昆明市第二污水处理厂设计简介^①

昆明市第二污水处理厂于 1996 年建成投产，该厂设计流量 $Q = 10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ；进水水质：BOD = 180mg/L，SS = 250mg/L，TN = 45mg/L，TP = 5mg/L；出水水质：BOD ≤ 15mg/L，SS ≤ 15mg/L，TN ≤ 8mg/L，TP ≤ 1mg/L。

一、进水泵房

进水泵房的前池是粗格栅井，分为 2 格，每格宽 2m、长 9m、深 6.7m，每格前后均设 $\phi 1.5\text{m}$ 铸铁闸门，可以全开通水，也可以全闭断水，互为备用。北侧的前池设有固定格栅，采用链条传动、耙齿在栅条上移动清污的格栅机；南侧前池采用链条传动、连续筛滤式的翻转格栅。栅条间距均为 40mm，用定时器定时控制或由液位计水位控制运行，信号输送到 PLC 系统，显示运转启闭状态和发出事故警鸣。

进水泵采用 5 台潜污泵，置于集水池中。集水池尺寸为 5.8m × 8m × 9m，水泵单机流量 0.43m³/s，4 用 1 备。PLC 系统可以根据水位控制水泵的开停，也可使泵按交替方式运行。其中一台泵的出水管上装有电控阀，可以在控制水位中起到微调作用。如果来水量大于设计流量，水位异常升高时，将通过溢流道溢出，溢流水位是 3.40m。

提升上来的污水由三个渠道通过细格栅拦污。渠道长 3.7m，宽 4.6m，深 1.6m，每条渠道前后均设插板闸门，也可以采取 2 用 1 备的运行方式。细格栅采用阶梯格栅，栅条间距 6mm，细格栅后设有脱水输渣机，将栅渣送往运渣井。

进水泵房的能力可以满足近期和远期水量的要求。水泵和粗细格栅均为全自动工作，水泵的运行由 PLC 控制，粗细格栅的动作情况传送到 PLC 显示，所以进水泵站实际上是全自动无人管理的泵站。

^① 作者为天津市政工程设计研究院冯生华、胡大卫。

二、沉砂池

经细格栅筛滤后的污水流入 2 个平流沉砂池，每个沉砂池分 2 格，工艺尺寸 $28\text{m} \times (2.2+2.2)\text{m} \times 2.1\text{m}$ 。2 个沉砂池中间设有输砂沟，沟槽断面为 $0.35\text{m} \times 0.5\text{m}$ ，每个沉砂池安装一套带 2 台潜污泵的桥式移动除砂装置，用泵将沉积在池底的砂粒提升到输砂沟槽，借槽底 0.7% 的坡度汇集到砂水分离器安装在进水泵房内进行脱水。沉砂池四个格的进出水口均设置插板闸，以备维修清池时使用。

桥式移动除砂装置是全自动工作，其工作状态信号输送到 PLC 系统，可显示除砂装置的运转启闭状和发出警鸣，螺旋砂水分离器的运转由除砂装置的控制箱控制，可以确保同步工作。

沉砂池在水量为 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 及 $15 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 时，水深改变，停留时间均为 1.56min，池内流速通过下游咽喉式节流设施控制，可以始终保持在 0.3m/s 左右，这样既能去除较大的砂粒，又能防止可降解有机物沉淀使其顺利进入后续的生物处理设施。

整套沉砂池装置可以保证如下沉砂率：砂粒直径 $\geq 0.149\text{mm}$ ，去除率 80%；砂粒直径 $\geq 0.211\text{mm}$ ，去除率 90%；砂粒直径 $\geq 0.29\text{mm}$ ，去除率 98%。

除砂率的测定方法是：在同一个沉砂池进出口各取一个水样，水样经过滤和干燥后用显微镜测量砂粒尺寸。

三、流速控制和流量计量设施

污水从沉砂池出来到厌氧池的渠道上要通过流速控制设施和巴氏流量计。

1. 沉砂池流速控制设施

设计中采用节流方法，通过沉砂池出水渠直线段上的咽喉式节流构筑物在水量变化时对沉砂池水位的调节，达到维持沉砂池中 0.3m/s 流速的要求。

咽喉式节流装置由明渠突缩口、明渠段、明渠渐放口三部分组成，其中明渠突缩口起主要节流作用，明渠段起稳定流速作用，明渠渐放口起联接咽喉式节流构筑物与巴氏计量槽作用，上游直线段起到逐渐降低污水流速，使水流以较好的水力条件流入巴氏计量槽的作用。

2. 巴氏 (Parshall) 计量槽

巴氏计量槽设在沉砂池后，厌氧池前的渠道上，水头损失小、精度高、操作简便、不易沉积杂物，主要参数按设计最大流量 $15 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 选定如下。

测量范围：3024~172800 m^3/d ；喉宽：1200mm；总长：3320mm。

由于下游是自由流，所以只需测定上游水深，巴歇尔槽式托马逊堰的水深采用传压计测量。流量计不仅在表盘上显示流量，同时可将信号转输到控制室的记录仪上。配套安装的取样器由真空泵控制工作，它既可用定时器控制取样，也可根据流量计的信号按比例取样。

四、厌氧池

污水厂生物除磷脱氮工艺流程见图 1。

来自沉砂池的污水与占进水量 5%~10% 的回流污泥混合后进入两组平行的厌氧池，每组厌氧池分三格，每格尺寸 $19.45\text{m} \times 19.45\text{m} \times 4.5\text{m}$ ，三格呈串联式，在每格顶部设一个垂直搅拌器（功率 3kW，叶轮直径 3m），每组池容积 4426.1 m^3 。厌氧池的停留时间约为 2.12h ($Q = 10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$) 和 1.42h ($Q = 15 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$)。搅拌器由 PLC 系统控制，每组厌氧池设一个水位控制仪，出水各经一个长 13.75m 的堰流到出水渠，

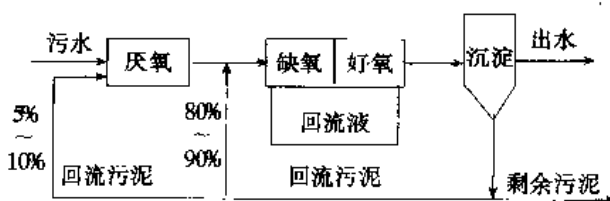


图 1 污水厂生物除磷脱氮工艺流程

在渠里出水与占进水量 90% 的回流污泥混合后排向硝化及反硝化池。

厌氧池出水混合液经配水井分别流至 4 座直径 70m 的圆形硝化和反硝化池。首先混合液进入池中间的缺氧区进行反硝化，缺氧区直径 39.6m（容积 4762m³）。池内设 2 台水平搅拌器（功率 8.8kW/台），以保持水质均匀，避免沉积，搅拌器的运转由 PLC 控制，气态氮从池中逸出。

反硝化区的污水继续进入池外圈的硝化区（或称曝气区）。硝化区用转刷充氧，耗氧量是 3460.7m³/h（进水 BOD 为 150mg/L），每池设 10 台转刷，长 9m，功率 40kW，转刷除充氧外，还具有推流和混合作用。PLC 系统根据安装在每个池子中溶氧仪传输来的 DO 值控制转刷的启动数量，由于目前来水的 BOD₅ 值较低，每池只安装 8 台转刷，另外通过隔墙开口处的电动可调整堰控制由硝化区向反硝化区提供回流的混合液，最大回流比是 400%。

由于污水厂出水最终将排入滇池，对除磷有较高的要求，故设有化学除磷的追加处理措施。即生物除磷去除率为 60%，化学除磷率定为 20%。

五、化学除磷加药间

化学除磷加药间的作用是将 Fe₂(SO₄)₃ 药剂投入到回流污泥中，以形成磷酸铁沉淀。

除磷加药间建筑面积 130m²（包括药品库 50m²），投药量约为 12kgFe₂(SO₄)₃/kg 磷，可满足 3~4d 的药剂量。另外包括 60m² 的工作间，内设 2 座 3m×3m×1.8m 溶药池（可以交替使用，采用钢筋混凝土结构，内衬玻璃钢防腐层）和 φ2.0m 加药罐 2 个、提升泵 2 台、空压机 1 台、投药泵 2 台（1 用 1 备）及 20m² 值班室。加药间的投药量可以由人工调节，其工作状态信号输送至 PLC 系统，可显示投药泵的运转启闭状态和发出警报。

六、沉淀池

污水由沉淀池配水井分别流至 4 座沉淀池（每池直径 53m），有效容积 4961.4m³，总高度 8.25m，水力停留时间 4.76h（Q = 10×10⁴m³/d）或 3.17h（Q = 15×10⁴m³/d），沉淀的表面负荷为 0.47m³/(m²·h)（Q = 10×10⁴m³/d）或 0.708m³/(m²·h)（Q = 15×10⁴m³/d）。

沉淀池采用中心配水、周边收水的形式，设有单臂周边传动刮泥机及刮渣设施，刮泥机采用连续运行方式，及时将池内沉淀污泥经 φ0.6m 输泥管送到回流污泥泵房的集泥池中。

经过沉淀处理的污水经收水堰通过出水渠排至出水闸井中。根据需要调度闸门，使出水既可排到盘龙江，也可排至明通河拦河闸下，入河处均设有出口八字闸井。厂内回用水也可以由出水闸井用管道送至回用水滤站进行再处理。

七、回流污泥泵房

回流污泥泵房采用半圆环形的布置方案，同沉淀池配水井两座构筑物巧妙地合建在一起，用弧形中隔墙隔开。回流污泥泵房内径 6.9m，外径 12.5m，集泥池面积 43m²，有效水深 2m，集泥池的有效容积相当于一台污泥泵运行 3.30min 的容积。潜污泵直接安装在集泥池中，四座沉淀池到集泥池的进泥管均单独设置闸门，闸门关闭时可防止集泥池中污泥倒灌至放空时的沉淀池中，污泥采用非淹没出流至回流污泥渠道。

回流污泥泵选用 5 台潜污泵（4 用 1 备），每台流量 0.434m³/s、扬程 49kPa；集泥池中还设有两台水位控制仪，PLC 系统根据水位控制仪传输的水位信号来控制污泥泵的运转。为了避免不均匀磨损，潜污泵将以依次循环开停方式运行。

八、剩余污泥泵房

剩余污泥泵房设有 6.75m×4.5m×2.64m 的污泥池，池内设 3 台潜污泵，提升的污泥通过地下输泥管道排至污泥浓缩池进行污泥处理。

泵的运转采用定时器控制，每台泵的流量 $Q = 1550\text{m}^3/\text{d}$ ，扬程 $H = 59\text{kPa}$ 。

九、污泥浓缩池

两座污泥浓缩池直径 15m，有效水深 3m，水力停留时间 15.7h ($Q = 10 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$) 或 11.57h ($Q = 15 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$)，池总高为 7.34m，每座池有效容积 530m^3 。采用的浓缩池容积较大是由于带式压滤机不是 24h 连续工作，用以调节储泥量。

每座浓缩池上设置一台中心传动刮泥机，将污泥刮至池中泥斗，并带有刮浮渣的设施，刮泥机按全自动方式工作，其工作状态信号传送到 PLC 系统，可显示刮泥机运转的启闭状态和发出警报。

浓缩池污泥采用三台 CT 型污泥泵提升到脱水机房前的调质池，每座浓缩池有一台排泥泵对应，2 用 1 备。污泥泵由定时器控制运转，其工作状态信号输送到 PLC 系统，可显示污泥泵运转的启闭状态和发出警报。

十、污泥脱水机房

污泥脱水机房为污泥终置构筑物，工艺流程见图 2。

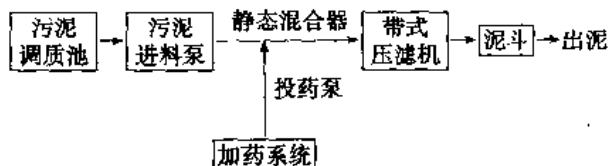


图 2 污泥终置工艺流程

① 调质池的作用是调匀污泥，使进入带式压滤机的污泥浓度比较均衡。调匀污泥靠调质池内的垂直搅拌器。

调质池的长、宽、深均为 3m，搅拌器自池顶垂直安装，由水位控制仪控制运转，以防水位太低或太高时损坏搅拌器的

轴杆。在实际运行中泥位太高时自动停止浓缩池污水泵工作，泥位太低时自动停止压滤机进料泵工作，用以调控调质池泥位。

② 污泥进料泵将调质池的污泥提升到脱水机房楼上的带式压滤机内，采用偏心螺旋进料泵 2 台（1 用 1 备），流量 $Q = 7 \sim 45\text{m}^3/\text{h}$ ，压力 150kPa 。

③ 加药系统包括加药罐、投药泵和静态混合器等。

加药罐按全自动方式工作，首先在位于顶部的池子内将聚合物粉末与水混合，并进行搅拌，使聚合物溶解，然后将配好的聚合物贮存在底部的池子里。加药罐投药能力为 $8\text{kg}/\text{h}$ 。

投药泵将药液提升送到安装在污泥调质池与带式压滤机之间污泥管上的静态混合器，使药液与污泥混合。投药泵的运转由带式压滤机的电器控制箱控制，速度可手动调节，投药泵 $Q = 0.74 \sim 3.65\text{m}^3/\text{h}$ 。

④ 带式压滤机带宽 2.3m，能力 $40\text{m}^3/\text{h}$ 。设两台（1 用 1 备）。脱水机房后面设有污泥罩棚，以备雨天暂时储存之用。

压滤机还配有反冲洗水泵两台，及时用厂内回用水冲洗滤布。

压滤机滤后的尾水同浓缩池上清液一道返回污水处理系统。

实例十九 昆明市第三污水处理厂设计简介^①

一、概况

(1) 设计单位 云南省设计院依据澳大利亚 BHPE 公司的工艺概念设计完成从调研到施工图的全部设计。

① 作者为云南省市政工程设计院陈庆星。

(2) 工程规模 ①近期服务面积 21.5km^2 ，合流制排水系统，设计处理能力：旱季平均 $15 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，旱季高峰 $20 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，雨季高峰 $30 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。②2010年远期服务面积 57.62km^2 ，人口 65.16 万人，规划远期总处理能力 25 万 m^3/d （旱季平均），进水 BOD_5 由近期 100mg/L 提高到 180mg/L （分流制）。

(3) 工程进度 1992 年 9 月开始可研，经谈判、考察、初设，至 1995 年完成施工设计，1996 年 10 月开工，1997 年 11 月竣工投产。

(4) 主要指标 ①全厂总占地面积 100 亩，指标 $0.45\text{m}^2/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；其中工艺部分占地 54 亩，指标 $0.24\text{m}^2/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。②工艺部分装机 96 台，总功率 3013.6kW ，耗电指标 0.19（近期）~0.30（远期） kWh/m^3 水。

(5) 设计进、出水水质 见表 1。

表 1 设计进、出水水质

项 目		进水水质		月平均出水水质
		近期	远期	
$\text{BOD}_5/(\text{mg/L})$	平均值	100	180	≤ 15
	变化范围	75~125	135~225	
$\text{SS}/(\text{mg/L})$		200	250	≤ 15
$\text{TN}/(\text{mg/L})$		30	40	≤ 7
$\text{TP}/(\text{mg/L})$		3~4	5~6	≤ 1

二、处理工艺

引进澳大利亚 BHPE 公司专利技术“采用间歇反应器体系的连续进水、周期排水、延时曝气好氧活性污泥工艺”，简称 ICEAS 工艺，属于 SBR 工艺范畴。

1. 流程框图（见图 1）

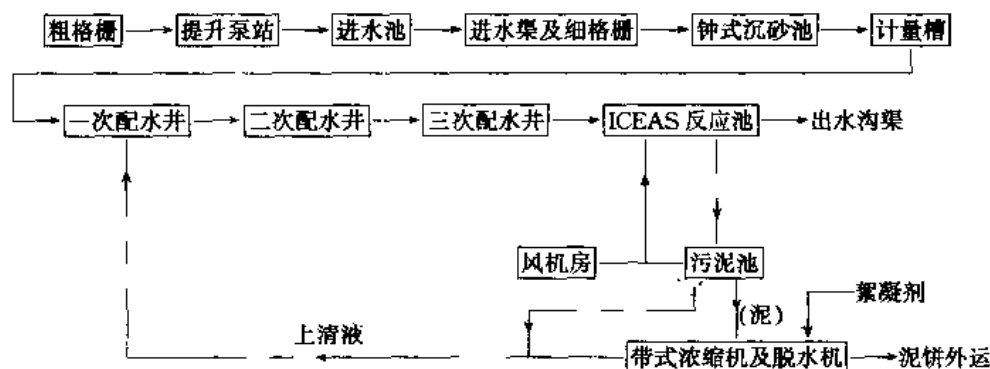


图 1 工艺流程图

2. 工艺说明

(1) 进水池-计量槽预处理部分 设计最大流量 $30 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。

① 进水池。共 3 条，其中 2 条工作渠，各安装 1 台机械格栅，2 条工作渠之间为应急旁通渠，安装人工清洗固定格栅。

② 钟式沉砂池。共 2 座，圆形，可去除直径大于 0.2mm 砂粒。沉砂定期用砂泵抽至平衡器（除浪涌，保护分砂器），再流经分砂器或应急沉砂池（分砂器事故时使用）脱水后由砂输送机进入砂斗外运。

③ 沉砂池前的渠道上有一喉部收缩段，可保证流量变化时沉砂池内的水位基本恒定。

④ 计量槽。不锈钢制巴氏槽，以超声波液位计转换为瞬时及累加流量读数。

(2) 配水 要求进水均匀分配到各个并联运行的 ICEAS 反应池, 采用倒虹吸井方式分 3 次配水, 各配水井出水口均设堰板调节。

(3) ICEAS 反应池 构造简图见图 2。

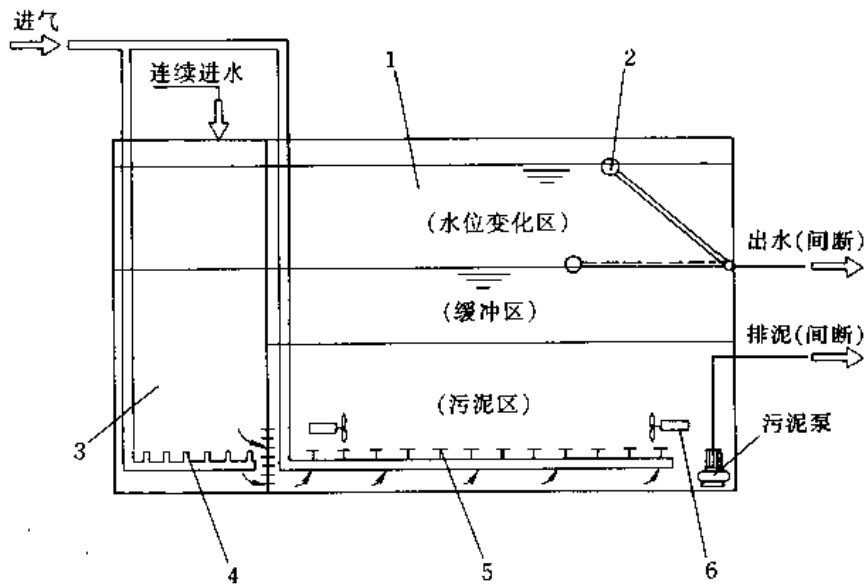


图 2 ICEAS 反应池构造简图

1—主反应区；2—滗水器；3—预反应区；4—大气泡扩散器；
5—微孔曝气器；6—水下搅拌器；7—污泥泵

污水连续不断地进入预反应区, 在此水中大部分可溶性 BOD_5 被活性污泥微生物吸附 (作为反硝化的碳源), 然后从隔墙下孔洞以低流速 ($0.03 \sim 0.06 \text{ m/min}$) 进入主反应区, 不会搅动污泥层。在主反应区内依照曝气-搅拌-沉淀-滗水程序周期运行, 使污水在反复的好氧-缺氧和好氧-厌氧中完成脱氮、除磷。其中每周期内的曝气-搅拌需反复 3~4 次。周期内各程序的安排见下图 3。

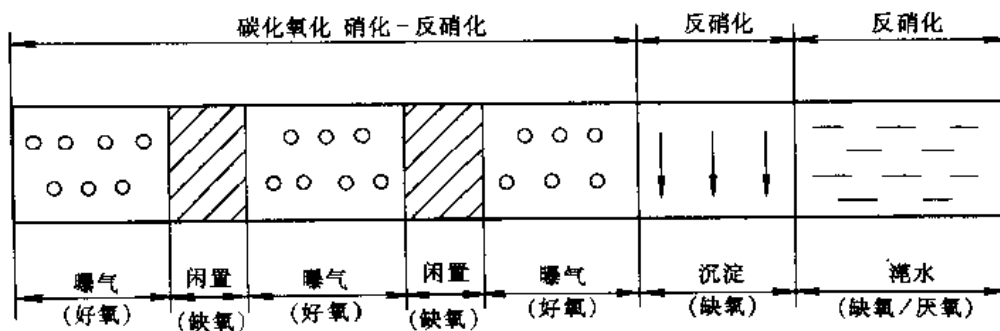


图 3 周期内操作过程

① 曝气：开进气阀, 通过微孔曝气扩散器充氧, 保持 $DO = 2 \sim 4 \text{ mg/L}$, 由 DO 监控系统控制风机进风量或 ICEAS 池进气调节阀保持最佳 DO 值。

② 闲置搅拌：关闭进气阀, 开动水下搅拌器。

③ 沉淀：全池静止沉淀 (仍从底部连续进水)。

④ 滗水：启动滗水器, 由上而下逐层滗出已达标的上层清水, 并开动潜污泵抽出剩余污泥。

ICEAS 反应池技术参数 (按近期 $BOD_5 = 100\text{mg/L}$ 计) 如下。

① ICEAS 池共 16 座 (近期使用 14 座), 每座 $44\text{m} \times 32\text{m} \times 5\text{m}$, 设纵向隔墙以防水流短路, 每池处理水量 $9000 \sim 12000\text{m}^3/\text{d}$ 。

② 污泥负荷: $0.08\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。

③ MLSS: $4612/2983\text{mg/L}$ 。

④ 水力停留时间 (HRT): 0.57 日 (13.7h)。

⑤ 周期: 正常 4.8h (曝气共 2h, 搅拌共 0.8h, 沉淀 1h, 滗水 1h), 每日 5 周期, 总曝气时间 10h。

(4) 污泥处理 剩余污泥量 $0.4 \sim 0.6\text{kg}$ 干泥/ kgBOD_5 (含挥发性物质 60% ~ 65%), 含固率 0.7% ~ 0.85% 稀泥从 ICEAS 池泵入贮泥池 (HRT = 7 日), 在池中间歇曝气和间歇浓缩 (交替进行) 以防磷的析出, 并使污泥浓缩至含固率 1.5%, 然后泵至混合反应槽, 加入高分子絮凝剂 (干泥量的 3% ~ 4%) 反应后进入带式增稠机使含固率提高到 3%, 接着进入带式压滤机脱水至含固率 $(20 \pm 2)\%$ 的泥饼外运 (近期与城市垃圾一起卫生填埋)。

三、主要设备

与工艺配套的主要设备均由 BHPE 公司承包选购, 它们分别产自美国、英国、德国、澳大利亚、瑞典、韩国等国家。

(1) 机械格栅 栅距 15mm, 宽 \times 高 = $1.5\text{m} \times 4.5\text{m}$, 304 不锈钢制作, ABS 齿耙, 配套栅渣脱水输送机 (能力 $0.66\text{m}^3/\text{h}$, 脱水渣含固率 25% ~ 30%), 格栅自净装置平时用定时器控制开停, 当传动链条减速、水面升高时可以自动停止或启动自净装置。

(2) 除砂池设备 包括中央搅拌器、砂泵、分砂器和输砂机等。

(3) 单级高速离心风机 德国产, 共 4 台 (3 用 1 备), 每台风量 (标准状态下) $24000\text{m}^3/\text{h}$, 风压 49kPa, 电机 500kW。风机附有下列设施。

① 进风口可调风口导叶片。

② 隔音减噪: 包括弹簧基座、隔音气窗、进气过滤器及消音器、排气侧的排气阀和消音器以及整台风机设密封隔音罩。

③ 冷却润滑: 配自用润滑油供应及冷却循环系统 (包括存油器、循环泵、散热器、过滤器等)。

④ 防空气流量急剧下降可能出现的浪涌装置。

⑤ 仪表: 温度、压力及振动指示器, 在低电压、低油压、高油温、电机温度及吸气管温度过高、排气压力波动太大等情况下能够自动停机。

⑥ 风机启动、关闭及进风量调节均由控制中心控制。

(4) 微气泡扩散器 美国 ABJ 公司出产, PVC 盘体, 橡胶多孔膜, 清水充氧能力为 1m 水深 $20\text{gO}_2/\text{Nm}^3$, 每池安装 3120 个。

(5) 水下搅拌器 叶片 $D = 650\text{mm}$, 5.5kW, 每池 4 台。

(6) 滗水器 每池 1 台双排滗水器, 每周期排水量 2320m^3 , 由控制中心通过变速电机控制, 滗水器堰口保持低于水位 15 ~ 20mm, 使浮渣不进入堰内, 滗水器可在 2m 内工作。

(7) 污泥脱水设备 包括絮凝剂投加装置 (由干粉配制成 0.01% ~ 0.02% 溶液定量投加)、混合反应槽、带式浓缩机、带式压滤机及空压机等组成, 可利用浓缩机排出的上清液作为压滤机滤带冲洗水。当滤带跑偏、气压不足时可自动停机。

(8) 回用水设备 国产一体化净水器共 4 台, 每台 $30\text{m}^3/\text{h}$, 回用于绿化、冲洗、消

防等。

四、出水水质

1999年1~6月平均出水水质及1999年6月份平均出水水质见表2(6月份全月处理水量388万m³/月,平均每日12.93万m³/d)。

表2 污水厂出水水质及去除率

出水 水质指标	1999年1~6月		1999年6月份		出水 水质指标	1999年1~6月		1999年6月份	
	水质	去除率/%	水质	去除率/%		水质	去除率/%	水质	去除率/%
BOD ₅ /(mg/L)	5.1	9.34	<10	96.5	TP/(mg/L)	1.1	62.2	<1	84.3
SS/(mg/L)	9.9	88.7	<15	97.2	COD/(mg/L)	25.2	85.3	<25	89.1
TN/(mg/L)	13.2	51.2	<15	60.2					

五、存在问题及对策措施

(1) 对照设计要求,实际出水水质基本达标,仅总含氮量TN未符合要求,且去除率低(仅50%~60%)。主要原因是进水BOD₅过低,脱氮过程所需的碳源不足。1999年1~6月平均进水BOD₅为79.7mg/L,相应TN、TP分别为27.0mg/L及2.91mg/L,其比例为:

$$BOD_5:TN = 2.95 < 4 \text{ (不满足脱氮要求)}$$

$$BOD_5:TP = 27.4 > 20 \text{ (满足除磷需要)}$$

目前排水系统为合流制,且利用天然河道排污水,故进厂水质的BOD₅浓度过低。利用世界银行贷款的西郊污水管网工程(分流制)已批准初步设计,待工程实施后可解决碳源不足问题,从而提高N、P营养物去除率。

(2) 各ICEAS反应池池底按概念设计均为平底,无坡度也无放空设施,从而给检修曝气管网及扩散器带来不便。目前只能用泵抽吸池内积水,但仍有20~30cm深积水,需涉水检修。

(3) 个别滗水器及少量扩散器出现过故障,曾进行过维修或更换。

第二章 国内工业废水处理工程设计实例

实例一 用逆流漂洗法治理染料中间体硫酸废水^①

一、概况

某染料化工厂是生产4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的化工厂，生产能力为2.5t/d。该厂在用4-乙酰氨基苯甲醚硝化、还原制备4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的过程中每天有500多吨的硝基废水排出（水质水量详见表1）。这股废水中不仅含有较高浓度的有机污染物，而且还含有2%左右的硫酸，如不治理不仅严重污染环境，而且也限制了企业自身的发展。

该厂废水的水质水量见表1。

表1 某染料化工厂生产废水的水质水量

废水名称	废水水量/(t/d)	H ₂ SO ₄ 含量/%	色度倍	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)
4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚生产废水	500	2.31	2500	2982	450

由于废水中含有较高浓度的硫酸(2%)，随废水外排的硫酸每天将近14t，这给废水的治理带来了极大的难度，如果按中和1t硫酸产生6~7t石膏泥计算，则每天产生的石膏和泥渣(含水率80%)将不少于80t，废水治理的运行费用不会少于9000元/天，一次性投资费用不会少于180万元。

但是如果采用逆流漂洗的方法，就可将500t/d的废水水量压缩至水量为30t/d、硫酸浓度为30%~40%的浓废酸供化肥厂综合利用制备硫酸铵肥料。小试研究和生产规模的试验均表明该方法完全可以将废水消灭在生产工艺过程中，而实现废水的零排放，这是一条彻底解决废水污染问题的、既简单又经济有效的废水治理路线。

二、治理路线及其原理

(1) 原有工艺的漂洗方式 该染料化工厂在生产4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的过程中，先用硝酸和硫酸混合后的混酸对4-乙酰氨基苯甲醚进行硝化，硝化反应结束后，按比例将清水与硝化液混和使4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚析出，析出物置于滤槽内，滤去浓废酸(硫酸浓度为30%~40%)后再用大量清水连续漂洗，直到硝化料呈中性为止，然后4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚再进行铁粉还原制备4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚。每天500t左右的硝基废水就产生于过滤漂

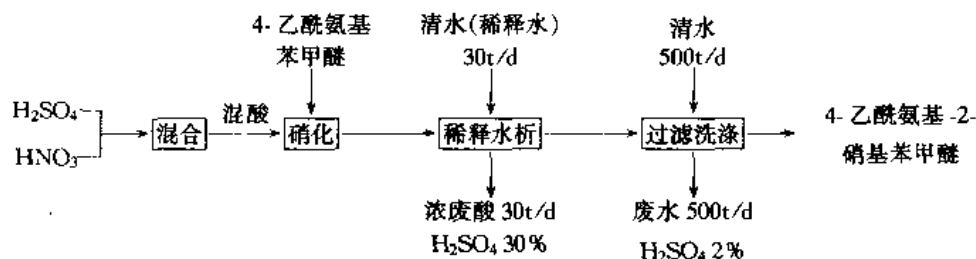


图1 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚的原有生产工艺流程图示意图

① 作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

洗工序中, 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚的生产工艺及其废水的排放情况详见图 1。

从 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚的洗涤工艺流程来看, 邻硝基-对乙酰氨基苯甲醚原有工艺采用的洗涤方式是连续洗涤即无级漂洗, 这种洗涤方法的最大缺点是废水量大, 增加了废水的治理难度, 而采用逆流漂洗的方式可以比较完美地解决这一难题。

(2) 新工艺的漂洗方式 新工艺采用的逆流漂洗是有级漂洗, 中段为闭路操作没有废水产生, 漂洗级数由实验确定, 但不管漂洗的级数是多少, 每次操作总是只进一股清水, 只出一般母液废水, 其最大的优点是可以压缩水量, 将废水中的污染物质高度浓集, 为母液浓废酸的综合治理奠定基础。逆流漂洗在 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚生产工艺上的应用详见图 2。

逆流漂洗操作流程在 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚生产上应用后, 每天可节约用水量约 500t, 废水排放量从 530t/d 压缩至 30t/d 的浓废酸, 浓废酸中含硫酸 30%~40%, 可送化肥厂综合利用制备硫酸铵肥料。

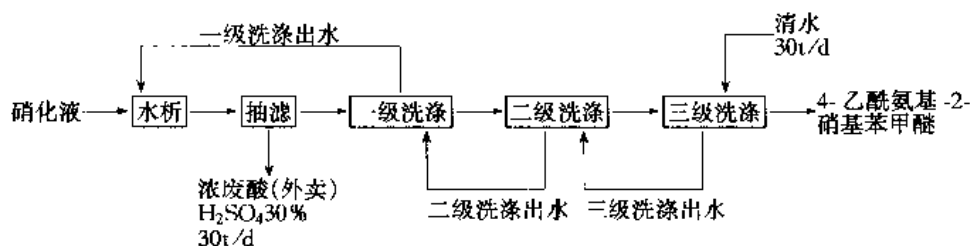


图 2 逆流漂洗在 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚生产工艺上应用的流程示意图

图 3 是 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚逆流漂洗操作流程示意图, 它不是设备流程图。图中的四个滤槽, 实际上是同一个滤槽, 为了能更形象地描述逆流漂洗操作的过程, 将滤槽分开画出。从图 3 中也可以看出, 每一批物料都先后经过二次洗涤水漂洗, 只有最后一次洗涤才用清水洗涤。不论是小试结果还是生产规模的试验, 其结果均表明: 只要经过三级漂洗都可以将硝化物漂洗至中性。

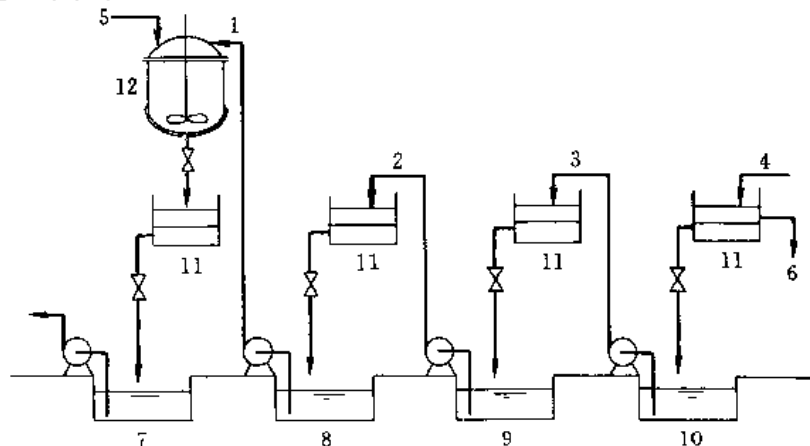


图 3 某染料化工厂 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚逆流漂洗操作流程示意图

- 1—一次洗涤水; 2—二次洗涤水; 3—三次洗涤水; 4—清水; 5—硝化物;
6—洗涤至中性的硝化物; 7—浓废酸贮槽; 8—一次洗涤水贮槽;
9—二次洗涤水贮槽; 10—三次洗涤水贮槽; 11—滤槽; 12—水析锅

逆流漂洗的操作步骤简述如下: 将硝化液 5 放入水析锅 12, 然后将上一批物料的一级洗涤水 1 也泵入稀释锅中与硝化液混合, 水析出硝化物后, 将硝化物放至滤槽 11, 自然过滤或真空抽吸掉浓废酸 0, 浓废酸置于浓废酸贮槽 7, 然后再用上一批物料的二级洗涤水 2 浸泡漂洗, 滤干后再用上一批物料三级洗涤水 3 浸泡漂洗, 滤干后再用清水 4 浸泡漂

洗,最后,滤干后即可得到中性的硝化物6。

三、试验结果与讨论

(1) 逆流漂洗

① 小试实验。小试是在 $\phi 11\text{cm}$ 的布氏漏斗中进行的,试验均按原有的工艺进行,即每批取硝化液 100g,加稀释水与硝化液混合水析后倒入布氏漏斗中滤掉浓废酸,然后进行逆流漂洗,漂洗干净的滤饼(硝化料)再还原后进行得率和质量检测。逆流漂洗过程中各级洗涤出水中酸度或 pH 值可详见表 2。

表 2 逆流漂洗(真空抽滤)小试实验结果(硝化液:稀释水=1:2.1)

硝化物漂洗的次数	各级洗涤液中硫酸浓度或 pH 值			
	浓废酸 (H_2SO_4)/%	一级漂洗水 (H_2SO_4)/%	二级漂洗水 (H_2SO_4)/%	三级漂洗水 pH
第一批	27.83	6.18	0.28	6.5
第二批	30.93	11.96	0.19	6.0
第三批	34.69	5.18	0.03	6.0
第四批	30.33	5.07	0.10	6.0
第五批	30.11	4.50	0.03	6.0
第六批	28.84	3.53	0.07	6.0
均值	30.46	6.07	0.12	6.0

从表 2 中的数据可以看出,通过三级逆流漂洗后就可以将硝化料洗涤至中性,得到的浓废酸的硫酸浓度平均值为 30.46%,一级洗涤出水和二级洗涤出水中硫酸的平均浓度分别为 6.07% 和 0.12%,如果用 pH 表示的话,二级洗涤出水的 pH 已经接近 2。如果按现有工艺即硝化液:稀释水=1:2.1 的比例进行框算,则每天产生浓废酸为 45t 左右。

根据化肥厂制备硫铵的工艺,浓废酸中的硫酸浓度应 $>35\%$,为了提高废浓酸中硫酸的浓度以利于综合利用制备硫铵,我们将硝化液与稀释水的比例从 1:2 提高至 1:1.1,在 100g 硝化液中加稀释水 110g,本次试验与前次试验不同之处是采用自然过滤方式而不用抽滤,其结果详见表 3。

表 3 逆流漂洗(自然过滤)小试实验结果(硝化液:稀释水=1:1.1)

硝化物漂洗的次数	各级洗涤液中硫酸浓度或 pH 值				
	浓废酸 (H_2SO_4)/%	一级漂洗水 (H_2SO_4)/%	二级漂洗水 pH	三级漂洗水 pH	四级漂洗水 pH
第一批	33.66	6.20	1.5	6.5	—
第二批	36.17	10.00	0.8	6.0	—
第三批	40.12	—	1.0	2.0	6.0
第四批	37.45	—	1.0	2.0	6.0
第五批	38.50	—	1.0	2.0	6.0
第六批	37.45	—	1.0	2.0	6.0
均值	37.23	—	1.0	2.0	6.0

逆流漂洗分析的重点是浓废酸中硫酸的浓度和三级洗涤出水的 pH 值,前者是硫铵制备工艺所需要的参数,而后者则是 4-乙酰氨基-2-硝基苯甲醚漂洗的工艺要求,因此本次实验的分析主要是浓废酸和三级洗涤出水的分析检测。从表 7-3 中的数据可以看出,由于本次试验采用自然过滤的方式因此当漂洗至第三批硝化料时,漂洗级数由三级增加至四级,但是经过四级逆流漂洗后,硝化料也同样达到了中性,而得到的浓废酸,其中硫酸的平均浓度则从 30.46% 提高至 37.23%,已可满足硫铵生产工艺的要求。

② 生产规模试验。在小试研究的基础上,我们进行了生产规模的试验以检验逆流漂洗在应用上的可靠性,试验是在 3000L 的稀释锅中中和 5000mm×2000mm×500mm 的过滤槽中进行的;各级漂洗出水分别贮放在 4 只 2000mm×1000mm×600mm 的贮槽中,使用时用真空抽吸至 3000L 的高位槽中,然后放至过滤槽中漂洗硝化料。硝化液与稀释水的比例为 1:1.1,即每次取硝化液 1326kg 与 1450kg 的稀释水混合,水析出硝化料后进行逆流漂洗,限于生产装置的条件,过滤方式也是不用抽滤而采用自然过滤,当然漂洗级数也相应地由三级增至四级,试验结果详见表 4。

表 4 逆流漂洗(自然过滤)生产规模试验结果(硝化液:稀释水=1:1.1)

硝化物漂洗的次数	各级洗涤液中硫酸浓度或 pH 值				
	浓废酸 (H ₂ SO ₄)/%	一级漂洗水 (H ₂ SO ₄)/%	二级漂洗水 (H ₂ SO ₄)/%	三级漂洗水 (H ₂ SO ₄)/%	四级漂洗水 pH
第一批	34.91	16.45	2.10	2.10	6.5
第二批	42.93	24.76	12.15	3.50	6.0
第三批	42.93	34.91	16.49	2.20	6.0
第四批	37.45	27.37	8.00	—	6.0
均值	39.56	25.88	9.77	2.60	6.0

生产规模的试验结果表明,由于试验采用自然过滤的方式,当漂洗级数由三级增加至四级,经过四级逆流漂洗后,硝化料也同样达到了中性,而得到的浓废酸,其中硫酸的平均浓度则达到 39.56%,已完全可以满足硫酸生产的要求。从表 2 中的结果可以判断,如果过滤槽改为真空抽滤槽,则只要经过三级漂洗即可将硝化料洗涤至中性。

(2) 得率与质量检测

逆流漂洗的应用应该首先保证硝化料经铁粉还原得到的 4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的得率和质量不受影响,因此我们将小试和生产规模逆流漂洗试验所得到的硝化料进行铁粉还原,然后将得的邻氨基-对乙酰氨基苯甲醚进行得率和质量的检测。

① 得率检测。逆流漂洗试验与原有生产工艺所得还原物(4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚)的得率均列于表 5。

表 5 逆流漂洗试验与原有生产工艺所得还原物的得率比较

工艺名称	4-乙酰氨基 苯甲醚重量	硝化液 重量	稀释水 重量	硝化液/ 稀释水	过滤 方式	漂洗 级数	4-乙酰氨基-2- 氨基苯甲醚重量	得率 /%
原有生产工艺	220kg	1326kg	2785kg	1:2.1	自然过滤	无级	178.2kg	81.0
逆漂真空过滤小试	16.59g	100g	210g	1:2.1	真空过滤	3 级	14.16g	85.4
逆漂自然过滤小试	16.59g	100g	110g	1:1.1	真空过滤	4 级	14.59g	87.9
逆漂生产规模试验	220kg	1326kg	1450kg	1:1.1	自然过滤	4 级	180.6kg	82.1

表 5 中的数据表明:采用逆流漂洗所获得的还原物(4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚),其得率均比原有生产工艺的高。是否可以这样理解:由于逆流漂洗的洗涤水是逆向逐级套用的,因此流失在洗涤水中的硝化物在套用过程中被依次截留在硝化物料中,这样也就自然增加了还原物的得率。

② 质量分析产品质量的检测主要是分析还原物中 4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的含量、不溶物(杂质)的含量和还原物的初熔点,为了了解逆流漂洗过程中每批物料的质量状况,我们对每次逆流漂洗试验所获得的各批还原物进行了质量分析,并与企业标准(Q/320221NCB02-91)进行比较。质量分析数据表明:经过逆流漂洗所获得的还原物,外观

均呈淡蓝色糊状物，其成品含量、干品熔点、水不溶物等各项质量指标均达到并超过了企业标准。这也说明逆流漂洗工艺在4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚生产上的应用是可行和可靠的，生产产品的质量是稳定的、有保证的。

四、结论

(1) 小试和生产规模的试验表明，将逆流漂洗工艺应用于4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚生产上是可行和可靠的，产品的得率和质量并不因为逆流漂洗而受到任何影响，相反，产品的平均得率比原有生产工艺的得率提高了5.1%，产品质量的所有指标不仅达到而且还超过了企业标准(Q/320221NCBO2—91)。

(2) 采用逆流漂洗工艺，不仅消除了500t/d生产废水对自然环境的污染，而且每天还可节省用水量500t。

(3) 采用逆流漂洗工艺后，每天产生30t (H_2SO_4 :30%~40%)的浓废酸，浓废酸可外卖给化肥厂生产硫酸肥料，若每吨浓废酸外卖价格按20元计，则每天可增产节约700元。

(4) 逆流漂洗工艺的改造总费用为5万元。如不采用逆流漂洗工艺而进行废水治理的话，则其投资总费用将在180万元。

(5) 本方案的实施成功，与现有废水治理技术相比，具有简单、经济、有效等诸多优点，可以彻底解决生产废水的污染难题，同时也为4-乙酰氨基-2-氨基苯甲醚的扩产和该厂实现清洁化生产创造了良好的条件。

实例二 通过后处理工艺的改革削减对硝基苯甲醚废水中的盐分[●]

一、概况

对氨基苯甲醚(PA)和邻氨基苯甲醚(OA)是生产冰染染料、香料的主要原料，也是药物、有机合成的中间体，由对硝基氯苯和邻硝基氯苯经甲氧基化反应制得。在反应锅中加入对硝基氯(或邻硝基氯)和甲醇，搅拌加热，缓缓加入13.5%的烧碱甲醇溶液，逐步升温至98℃(或95℃)后闷锅一段时间。然后蒸去甲醇，加水溶解NaCl，静止分层，下层物即为对氨基苯甲醚(或邻氨基苯甲醚)，上层物即为含盐废水。对氨基苯甲醚(或邻氨基苯甲醚)再经硫化钠还原制备成对氨基苯甲醚(或邻氨基苯甲醚)成品。

二、废水的水质水量

某染料化工厂在生产对氨基苯甲醚和邻氨基苯甲醚的过程中每天有一定数量的生产废水外排(水质水量详见表1)。这股废水中不仅含有很高浓度的有机污染物，而且还含有4%的NaCl。

表1 某厂对氨基苯甲醚和邻氨基苯甲醚工艺废水的水质水量

废水名称	pH	COD _{Cr}	BOD ₅ /COD _{Cr}	Cl
对氨基苯甲醚(PA)工艺废水	12.0	31046	0.19	4.2
邻氨基苯甲醚(OA)工艺废水	12.4	47000	0.18	

由于废水中的盐分浓度太高，势必给废水的生化处理增加了治理难度。生化试验结果表明，经过预处理的废水其缺氧和好氧生化处理效果都很差，废水COD_{Cr}的生化总去除率不

● 本文作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

超过 10%，详见表 2。

表 2 某厂对氨基苯甲醚和邻氨基苯甲醚废水生化处理的部分数据

试验日期	兼氧生化进水 COD _{Cr} /(mg/L)	兼氧生化出水 COD _{Cr} /(mg/L)	好氧生化出水 COD _{Cr} /(mg/L)	生化处理总去除率 COD _{Cr} /%
5.19	1509	1485	1419	6.1
5.20	1509	1467	1395	7.0
5.21	1509	1465	1387	7.5
5.22	1498	1465	1365	8.9
5.23	1498	1450	1345	9.6
均值	1505	1466	1382	7.8

三、改革工艺削减废水中的盐量

生化处理效果差的根本原因在于废水中含有浓度很高的氯根离子。为了保证废水生化处理设施的正常运行，废水中的盐量必须大幅度地削减。而削减盐量最有效的措施是对现有的生产工艺进行改革。

该厂的技术人员经过大量的小试和中试研究，对反应物料的组成和后处理工艺进行了改进(改革前后的操作工艺见图 1 和图 2)，即：①改变了反应物料的组成并添加了有机催化剂；②将甲氧基化反应后的水洗脱盐法改成无水脱盐新工艺，即将反应物料的 NaCl 在有机相中先行过滤掉，再用水洗涤并析出对硝基苯甲醚(或邻硝基苯甲醚)。由于物料中的盐分已经在水洗前被过滤掉了，因此不仅减少了水洗水量的 50%，而且削减了 97.4% 的盐分。与此同时，反应物料组成的改变并添加催化剂，产品的得率由原先的 87%~90% 提高至 95% 以上，由于产品得率的提高，废水中的硝基苯酚钠等副产物有了较大幅度的减少，因此两个产品的混合废水的 COD_{Cr} 由原先的 39200mg/L 降至 16200mg/L，废水有机负荷的排放总量削减了 58.7%，废水的生物降解性能得到了很大的改善。工艺改革前后工艺废水的水质变化详见表 3。

从表 3 中的数据可以看出，经过工艺改革后，对(或邻)氨基苯甲醚的废水由于含盐量大

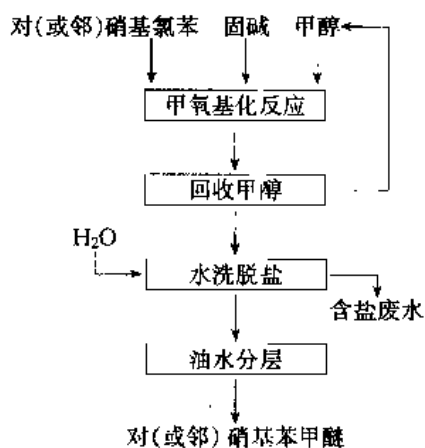


图 1 改革前操作工艺路线

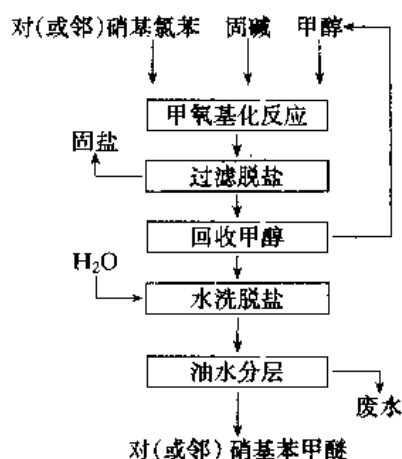


图 2 改革后操作工艺路线

表 3 工艺改革前后的工艺废水水质

废水名称	COD _{Cr} /(mg/L)		BOD ₅ /COD _{Cr}		Cl ⁻ /(mg/L)	
	改革前	改革后	改革前	改革后	改革前	改革后
对氨基苯甲醚和邻氨基苯甲醚的混合工艺废水	39200	16190	0.19	0.27	42500	1105

幅度削减, 废水的可生化性能已经大为改善, 兼氧-好氧生化处理的实验结果也证实了这一点。工艺改革后的废水经过预处理后, 其生化处理出水已经达到了比较满意的结果。在 MLSS 为: 2500mg/L (兼氧)、5200mg/L (好氧) 的条件下, 兼氧进水浓度在 1400~1800mg/L, 将兼氧出水作为好氧进水时, 废水 COD_{Cr} 的平均去除率为 90%, 其中兼氧 COD_{Cr} 的平均去除率为 70%, 好氧 COD_{Cr} 的平均去除率为 82%, 好氧出水达到了国家规定的排放标准, 详见表 4。

表 4 某厂对氨基苯甲醚和邻氨基苯甲醚废水生化处理的部分数据

生化试验日期	兼氧生化 COD _{Cr} /(mg/L)			好氧生化 COD _{Cr} /(mg/L)			COD _{Cr} 总去除率/%
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	
0921	1443	692	51.1	680	152	77.6	89.5
0922	1443	560	61.2	692	112	83.8	92.2
0923	1443	447	69.0	560	102	81.8	92.9
0924	1443	559	61.3	447	88	80.3	93.9
0925	1760	544	69.0	559	80	85.7	93.6
0926	1760	656	62.7	544	84	84.6	95.2
0927	1760	224	87.3	656	112	82.9	93.6
0928	1760	380	78.4	224	58	70.1	96.7
0929	1760	435	75.3	380	68	82.1	96.1
0930	1760	409	76.8	435	42	90.3	97.6
均值	1633	491	69.2	518	90	82.3	90.1

四、结论

对(或邻)氨基苯甲醚生产工艺的改革不仅减少了废水水量的 50%, 而且削减了废水中 97.4% 的盐量。同时, 废水有机负荷的排放总量被削减了 58.7%, 废水的生物降解性能得到了很大的改善。这一实例说明, 对于熟悉和了解产品的专业技术人员来说, 通过适当的技术改造可以解决生产废水的治理难题, 应该把生产工艺的改革作为废水治理的一个重要的组成部分。

实例三 对氨基苯乙醚生产工艺的清洁化^①

一、概况

在精细化工产品生产过程中, 烃化反应是常用的一种方法。例如在对硝基氯苯类化合物转化为对硝基醚类化合物的过程中, 在催化剂和液碱存在下使硝基氯苯和醇类发生的反应就属于这一类型。这种反应由于副产物较多以及盐分含量高, 所以当反应完成后一般要进行洗涤, 这种洗涤液成分复杂, 盐分有的高达 20% 以上, 有机负荷大多在几万毫克每升以上, 对环境造成的污染极其严重, 且没有行之有效的治理手段, 但由于这类过程的特点是反应比较缓和, 同时产物较易实现分离, 另外设备易于密闭、生产周期较短, 对于设备的腐蚀性较小等优点, 因而常为一些中小企业所采用。随着环境保护的日益被重视, 我们通过查阅大量的国内外资料, 发现这类废水很难用常用的环保手段进行处理, 在对其工艺过程大量研究的基础上, 我们提出了用清洁生产的工艺路线, 将这股有机负荷很高的废水在生产过程中消灭。本文以对硝基苯乙醚为例介绍清洁工艺在这类产品生产中的应用。

① 作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

二、原工艺介绍

(1) 工艺流程 见图 1。

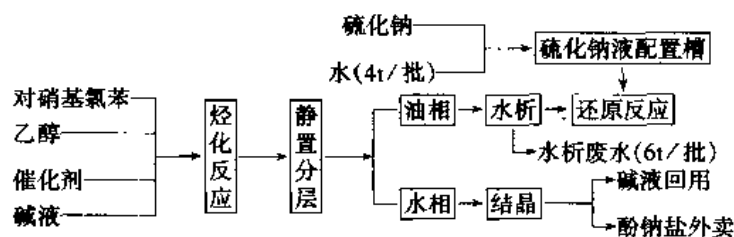


图 1 对氨基苯乙醛生产部分流程图

以上是某化工厂在生产对氨基苯乙醛的主要工艺流程图，该厂每天生产三批产品，每批产品生产的过程中会产生 6t 左右的水析废水， COD_{Cr} 大约在 80000mg/L 以上，酚钠盐与氯化钠的总盐分在 12%~20%，对环境造成了严重的影响。由于治理难度较大，因此一直没有得到有效的治理。

(2) 水质分析 该水析废水含有有毒性及一些致癌的物质，还含有大量难于生物降解、甚至对微生物有抑制作用的成分。另外，从其生产原料中我们可以看出，在羟化过程中使用了过量的乙醇，按理这些过量的乙醇在静置分层时将存在于水相中，但由于水相中含有大量的盐分，在盐析和相转移催化剂的共同作用下，乙醇与催化剂将主要存在于油相（即对硝基苯乙醛）中，导致水析后水析废水中乙醇的含量可达 4% 左右。乙醇与催化剂的存在是废水高 COD_{Cr} 的主要原因，这既增加了治理难度，又浪费了资源。

鉴于以上的工艺条件和废水水质，我们准备从现有工艺本身出发，寻求一种既不影响产品的得率与质量、又可将废水在生产过程中消灭的清洁生产工艺。

三、清洁生产工艺的设计

在清洁生产的概念中不但含有技术上的可行性，还包括经济上的可盈利性，体现经济效益、环境效益和社会效益的统一。此外，清洁生产是一个相对概念，所谓清洁的生产过程和清洁的产品是和现有的工业过程和产品比较而言的。因此，推行清洁生产，本身是一个不断完善的过程，随着社会经济的发展和科学技术的进步，需要适时地提出更新的目标，争取达到更新的水平。

清洁生产的实施，即从原料采购、加工生产，到制成产品的整个生产过程中，使各个环节实现节能、降耗、减污的可能性，通常包括以下几方面。

① 产品革新。改变产品的特性，例如形状和材料成分。新产品的生产可能是同样很少有污染的，但新产品的使用寿命延长了或变得容易维修。

② 输入替代。利用可以更新的原材料或辅料，寻找有毒或危险物质的替代品。

③ 技术改造。包括提高生产自动化、工艺优化、设备更新设计、工艺替代等方面，技术改造能使废物产生和排放量减少或有害性减少。

④ 改善企业日常管理。消除废物产生和排放量，在操作生产程度和管理方面进行改变，例如预防跑冒滴漏，对员工进行清洁生产培训。

⑤ 资源、能源循环利用。在现场重新利用原料，在生产过程中回用更好（生产过程之外的再循环利用，尽管有实际的环境效益，但不属于清洁生产）。

本方案主要是工艺流程的技术改造，具体流程详见图 2。

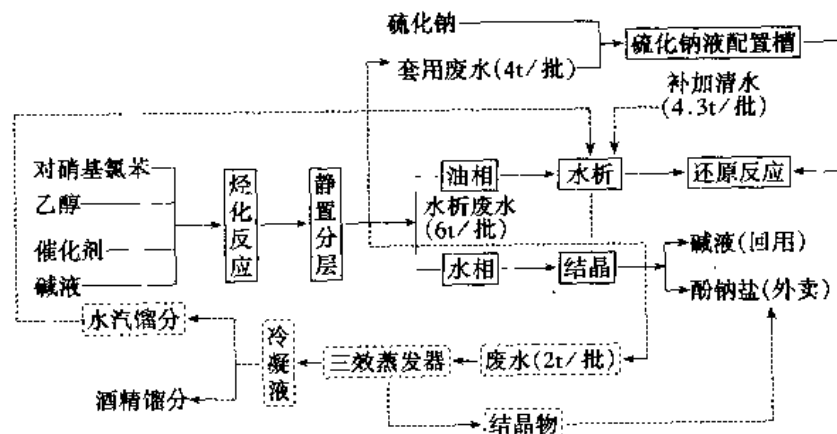


图2 对氨基苯乙醚清洁生产工艺流程图示意图

以上就是对氨基苯乙醚清洁生产工艺流程图示意图，虚线所示为清洁工艺方案。其主要思路就是将水析废水作为硫化钠的配制水，考虑到废水水量的总体平衡，将多余的水析废水置于三效蒸发器中进行蒸馏，回收乙醇和催化剂。随着大量水分蒸出的同时，析出酚钠盐和氯化钠的混合固盐，蒸出的蒸馏水再补加清水进行下一步油相（即对硝基苯乙醚）的水析。如此反复的套用，可使废水在生产过程中全部消失，使水资源和废水中的有用物质得到更为合理、更为充分的利用。

四、结果与讨论

在整个清洁生产工艺研究和实施过程中，需要解决的问题主要有以下几点：①水析废水水量的总体平衡；②产品的得率和质量不因为工艺的改革而受到任何影响；③成本核算。

(1) 废水水量的平衡 前面讲过，每生产一批对氨基苯乙醚可产生 6000kg 的水析废水，在后续的还原工序中配制硫化钠的水量只需要 4000kg，因此 6000kg 水析废水中还多出 2000kg 的废水无法套用。但是这 2000kg 的水析废水经过处理后可以作为部分的水析用水。具体的做法是先将 2000kg 水析废水泵入三效蒸发器中蒸发，经过蒸发可以得到约含 40% 的酒精 100kg 左右和 1700kg 左右的水，同时析出 200kg 左右的酚钠盐和氯化钠的混合固盐，蒸出的 1700kg 冷凝水再加 4300kg 的清水进行下一步油相物料（即对硝基苯乙醚）的水析用水。另外 4000kg 水析废水则泵入还原工段用来配制硫化钠还原液，这里需要指出的是还原过程中产生的还原母液出售给外单位生产硫代硫酸钠。如此反复的套用，可使废水在生产过程中全部消失，使水资源得到更为合理、更为充分的利用。

(2) 产品的得率与质量的影响 从小试以及工厂的实际生产发现，经过工艺改革以后，对氨基苯乙醚的得率有略微的降低，但均不超过 1.0%，详见表 1。引起的原因可能是水析废水中的一些低沸点的有机物在还原过程中与对硝基苯乙醚反应生成了其他的副产物。但是，在对氨基苯乙醚产品的色谱图中并没有发现任何其他的杂质峰，这是因为在对氨基苯乙醚粗品的精馏过程中，上述的副产物已从成品中被清除出去了。

而经过工艺改革以后，经过海关检验部门的检测，对氨基苯乙醚的质量完全达到出口的品质要求。工艺改革后所得到的成品，其中三个主要的杂质峰即水分、邻氨基苯乙醚和苯胺含量都明显低于成品的要求含量，即都为合格品。我们将用清洁工艺生产所得到的对氨基苯乙醚交用户厂家试用，试用的结果表明，经过工艺改革以后的产品作为原料进行其他化工产品的生产，完全符合质量要求。

表 1 工艺改革前后粗品、成品及得率之间的比较

工艺名称	生产批号	对氨基苯乙醚粗品 (kg/批)	对氨基苯乙醚成品 (kg/批)	成品得率/%	新老工艺的成品 得率比较/%
原有工艺	均值	1150	1162	77.5	0
清洁生产 工艺	1203	1140	1150	76.7	-1.0
	1204	1145	1155	77.0	-0.6
	1205	1150	1160	77.3	-0.3
	1206	1150	1162	77.5	0
	1207	1145	1155	77.0	-0.6
	1208	1145	1155	77.0	-0.6
	1209	1150	1162	77.5	0.0
	1210	1146	1155	77.0	-0.6
	均值	1146	1157	77.1	-0.5

(3) 成本核算 每生产一批对氨基苯乙醚, 产生 6000kg 水析废水, 将这些废水全部蒸馏, 用三效蒸发器大约消耗 3t 蒸汽。在每批 2000kg 废水的蒸发过程中将得到约 100kg40% 左右的酒精和约 200kg 的酚钠盐, 具体成本核算见表 2。

表 2 成本核算表(按每批产品计)

项 目	名 称	数 量/kg	单 价/(元/kg)	小计/元
费用	蒸汽	850	0.10	85.00
收益	回收酒精	100	0.50	50.00
	回收酚钠盐	200	0.50	100.00
合计	65.00(收益)			

五、结论

(1) 小试和生产规模的试验表明, 清洁工艺在对氨基苯乙醚生产上的应用是可行和可靠的, 产品的质量并没有受到任何影响。产品的平均得率比原有生产工艺的得率略有下降, 但均未超过 1.0%。由于清洁工艺生产过程中可获得一定数量的乙醇和酚钠盐, 具有一定的经济效益, 因此对厂方总体经济效益来说, 不会产生负面效应。

(2) 清洁工艺的实行, 使治理难度较高的生产废水在生产过程中自行消化, 达到了废水的零排放, 废水中的有用物质被综合利用而产生新的经济效益。因此, 清洁工艺既最大限度地防止了环境污染, 又降低了产品的生产成本, 具有环境、经济的双重效益。

(3) 本方案的实施成功, 与现有废水治理技术相比, 具有简单、经济、有效等诸多优点, 不仅可彻底解决生产废水的污染难题, 同时也为对氨基苯乙醚的扩产和该产品全部工序实现清洁化生产创造了良好的条件。

实例四 铁炭微电解-亚铁还原氧化-PACT 法处理硝基苯废水[●]

一、概况

某染料化工厂以硝基苯为原料生产间二硝基苯、间硝基苯胺、间氨基乙酰苯胺等染料中间体产品, 另外还有 4B 酸、二苯醚产品的生产。生产过程中产生的工艺浓废水中含有硝基苯类、苯胺、挥发酚等对微生物具有毒性、且不易降解的有机污染物质, 废水不仅 COD 浓

● 作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

度高,成分复杂,且色度高,并含有如硫酸钠、亚硫酸钠、硝基磺酸钠等较高浓度的盐分, $B/C \leq 0.1$ 。以前曾有硝基苯、硝基氯苯等化工废水的治理报道,但是基本上没有间二硝基苯废水在工程上治理成功的资料介绍。由于处于苯环间位上的硝基基团,其化学性质特别稳定,因此废水的治理难度极大。

本项目经过三年的调研、小试,查阅了大量的国内外技术资料,经过多种不同方案的实验比较,最终选择了“铁炭微电解-PACT法”的处理工艺。该工艺自1998年8月工程实施以来,已经过了连续14个月的操作运行,处理出水中的COD、BOD₅、苯胺类、硝基苯类、挥发酚、色度、pH等各项污染物指标均达到了设计标准即国家二级排放标准的要求。

二、废水的水质水量

该厂的五股工艺浓废水由于所使用的原料和反应路线不同,所含有的污染物质也不尽相同。如果从处理对象的角度来区分,则五股工艺废水基本上可以归纳成两大类,即硝基苯类废水与苯胺类、挥发酚废水。五股工艺废水的分类及其水质情况详见表1。

表1 各类废水的水质状况

废水归类及其名称	pH	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	色度 (倍)	硝基苯类 (mg/L)	苯胺类 (mg/L)	挥发酚 (mg/L)
硝基苯类废水(间二硝间苯、间硝基苯胺废水)	≥ 9	25000	100-250	10~13万	≥ 5000	~10	≤ 0.1
苯胺类、挥发酚废水(间氨基乙酰苯胺、4B酸、二苯醚废水)	6	20000	1800	500	2000	≥ 1500	30-50

三、废水的处理流程及其原理

该厂五股工艺废水的处理流程详见图1。

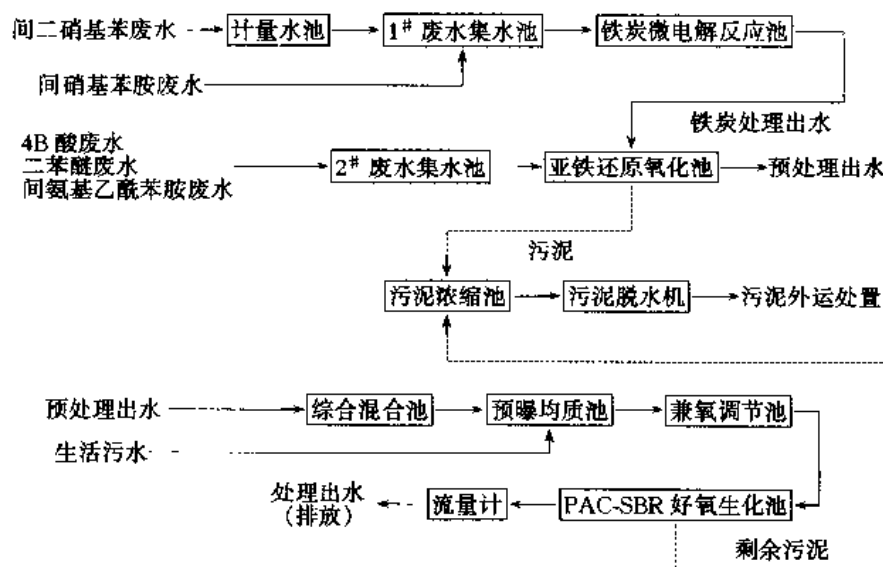


图1 铁炭微电解-PACT法流程图

从图1中可以看出,预处理部分包含了二个处理方法,即铁炭微电解法与亚铁还原氧化法。这二种预处理方法是针对废水中不同的污染物质而设置的。

(1) 铁炭微电解法 铁炭微电解反应池主要用来处理间二硝间苯、间硝基苯胺废水中的硝基苯类化合物。铁炭微电解池内填有铁屑与炭粒的混合填料,让pH调节至2~3的废水

进入铁炭池。在酸性介质条件下,铁与炭之间会形成无数个微电流反应池,同时释放出还原性极强的氢气,废水中的硝基苯类化合物在微电流和氢气的作用下首先被还原成苯胺类化合物,硝基苯的还原率可达80%以上。苯胺类化合物及其他有机物质在电解氧化与电解絮凝的共同作用下继而再被氧化分解,使废水的COD有较大幅度的下降。

(2) 亚铁还原氧化法 ($\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ 系统) FeSO_4 在碱性条件下形成的墨绿色 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 絮状沉淀物具有强烈的选择还原性,在常温下,可以快速有效地还原有机含氮化合物。如硝基苯、亚硝基苯、氧化偶氮苯、偶氮化合物及羟基苯胺等。这些有机含氮化合物均能被 FeSO_4 还原成为苯胺类化合物。而墨绿色的 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 用硫酸调节 pH 在 5 左右时可被空气氧化成棕红色的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$, 氧化剂 Fe^{3+} 可进一步将苯胺类有机物氧化成溶解度很小的醌式结构化合物,可被 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 混凝吸附而去除。

本流程中的亚铁还原氧化池主要用来处理间氨基乙酰苯胺、4B 酸、二苯醚废水中的硝基苯类化合物与苯胺类化合物,考虑到铁炭池出水中还残留着少量未被还原的硝基苯类化合物与大量的苯胺类化合物,因此将铁炭池出水与间氨基乙酰苯胺、4B 酸、二苯醚三股废水一起泵入亚铁还原氧化池再进行一次还原氧化反应。操作时先用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 将废水 pH 调节至 9 以上,加入 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 进行还原反应,将苯环上的硝基基团转化为易于生物降解的氨基基团。然后再用 H_2SO_4 将废水的 pH 调节至 5 以下鼓风曝气,使 Fe^{2+} 在酸性条件下转化成 Fe^{3+} , 利用 Fe^{3+} 将苯胺类物质转化为醌式结构的化合物,继而进一步氧化降解。反应结束后再用石灰中和,生成的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 胶体絮状物,具有较强的对有机物质的絮凝吸附能力,远高于一般药剂水解法得到的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 的吸附凝聚能力。

经过铁炭微电解-亚铁还原氧化法预处理后,进入生物处理系统的废水中硝基苯类化合物的含量一般可以控制在 20mg/L 以下,苯胺类化合物的含量一般在 150mg/L 以下。硝基苯类的总量去除率可达 90% 以上,苯胺类的总量去除率可达 70% 以上,COD 的总量去除率也可达 70% 以上。预处理过程对废水中有毒有害有机物质具有较高的去除效果,对于后续的生物处理的操作运行是非常有利的。

(3) PACT 生物处理 经过预处理后的工艺废水与生活污水及全厂轻污染废水在均质池内进行均质后,先进入兼氧生化池,在兼氧微生物的作用下将废水中的有机物转化为有机酸,有利于后续好氧生化的处理。兼氧菌与好氧菌相比较,对于残留在生化进水中的微量有毒有害污染物(如硝基苯、苯胺、苯酚等)具有较强的适应能力和处理效率。一般来说,经过兼氧生化处理后,硝基苯的去除率在 70%,苯胺的去除率在 90% 以上,挥发酚的去除率在 50% 左右,COD 亦有 50% 的去除率。

在本处理流程中,好氧生物处理反应器采用的是 SBR 装置,在操作过程中采用的处理方法是物化与生物相结合的组合处理工艺,即定期定量地在曝气池内投加粉末活性炭,使活性污泥附着于粉末活性炭的表面。由于粉末活性炭巨大的比表面积及其很强的吸附能力,提高了污泥的吸附能力,特别在活性污泥与粉末活性炭界面之间的溶解氧和降解基质浓度有了很大幅度的提高,从而也提高了有毒有害物质及其 COD 的降解去除率。经过 PACT 法处理后,生化出水中的所有污染物指标均可达到设计要求。

四、主要工艺参数

(1) 铁炭电解

铁屑:炭粒(质量比)	1:1	出水 pH	5
进水 pH	2~3	反应时间	$\geq 2\text{h}$

(2) 亚铁还原氧化

进水 pH	5~6	石灰投加量	15kg/t 废水
出水 pH	8~9	反应时间	1~2h
硫酸亚铁投加量	10kg/t 废水		

(3) 兼氧生化池

曝气时间	≤2h	进水 pH	6~8
搅拌时间	≤8h	出水 pH	6~7

(4) PACT 法

粉末活性炭投加次数	1 次/月	进水 pH	6~8
粉末活性炭投加量	12.5kg/(100m ³ ·次)	出水 pH	6~8
曝气时间	≤8h		

(5) 结果与讨论

该项目工程经过 3 个月的连续运行后,进行了常规的采样监测,表 2 是采样监测的数据汇总表,表 3 中的数据是将表 2 中的数据经过分析处理后所得到的加权平均值。

表 2 监测数据汇总表

采样点与采样次数		监测项目 单位 mg/L (pH 为无量纲,色度单位:倍)						
		pH	色度	COD _{Cr}	BOD ₅	硝基苯类	苯胺类	挥发酚
1# 废水集水池	1	1.47	131072	27100	—	5520	8.28	0.04
	2	1.46	131072	28600	—	5620	10.0	0.03
	3	1.47	131072	28100	—	5930	14.0	0.03
	4	1.48	131072	25900	—	5060	11.7	0.06
	5	1.48	131072	25800	—	3500	11.7	0.06
	6	1.52	131072	25000	—	3170	12.3	0.06
2# 废水集水池	1	2.00	512	23600	—	2190	1590	33.6
	2	2.06	512	21800	—	2690	1670	32.3
	3	1.95	512	21000	—	3200	1560	28.8
	4	1.99	512	20400	—	2830	1590	34.0
	5	2.05	512	22400	—	2720	2190	43.8
	6	2.02	512	22200	—	3060	1580	32.7
综合混合池	1	7.61	256	4800	—	299	471	10.6
	2	7.12	256	4930	—	349	471	11.2
	3	7.16	256	4910	—	362	380	22.5
	4	9.40	256	9280	—	722	443	41.1
	5	9.22	256	8740	—	522	500	11.0
	6	9.20	256	8560	—	278	557	31.7
预曝均质池	1	7.78	128	540	227	19.2	44.3	11.8
	2	7.81	128	507	206	24.5	50.6	10.4
	3	7.81	128	529	220	22.0	36.9	11.0
	4	7.72	128	1850	758	25.0	63.7	12.1
	5	7.78	128	863	371	19.5	42.6	11.4
	6	7.78	128	840	343	8.5	40.9	11.8
生化处理出水	1	8.13	8	77	12.8	0.69	0.64	0.03
	2	8.03	8	70	7.1	1.04	0.61	0.08
	3	8.08	8	71	11.6	1.10	0.68	0.03
	4	7.77	8	69	5.7	0.25	0.49	0.05
	5	7.54	8	50	4.4	0.30	0.58	<0.01
	6	7.76	8	52	1.8	0.20	0.67	0.02

表3 采样监测均值表(单位 mg/L, pH 为无量纲, 色度单位: 倍)

采样点	pH	色度	COD _{Cr}	BOD ₅	硝基苯类	苯胺类	挥发酚
五股工艺原废水	≥9	58000	23667	1100	3678	949	19.0
综合混合池	9	—	6880	—	422	470	21.4
预处理去除率/%		—	70.9	76.7	88.5	50.5	—
预曝均质池	7~8	128	855	354	19.8	46.5	11.4
生化处理出水	7~8	8	64.8	7.2	0.60	0.61	0.04
总去除率/%	—	—	92	98	97	98	99.6

从表2与表3中的数据中可以看出, 经过铁炭微电解与亚铁还原氧化预处理后, 两类废水中的硝基苯类化合物的含量从 3700mg/L 降至 422mg/L, 去除率为 88.5%; 苯胺类化合物的含量从 950mg/L 降至 470mg/L, 去除率为 50.5%; COD 的含量从 23600mg/L 降至 6880mg/L, 去除率为 70.9%; 在预处理过程中, 挥发酚的浓度略有提高。

经过兼氧生化和 PACT 法处理后, COD 的去除率为 92%, BOD₅ 的去除率为 98%, 硝基苯类去除率为 97%, 苯胺类的去除率为 98%, 挥发酚的去除率为 99.6%, 色度减少至 8 倍, pH 为中性。处理出水中的各项污染物指标都达到了设计要求。

实例五 北京太平洋邓禄普纺织品公司印染废水处理^①

一、概况

1. 生产情况及污水的产生

该厂主要产品为袜子、内衣等棉织品, 原料 80% 为棉, 20% 为尼龙。生产工艺包括煮炼、漂白、染色等(见图1), 所用染料主要为活性染料、直接染料、中性染料和弱酸性染料等, 用量约 24t/a。漂白剂为双氧水, 用量约 24t/a, 双氧水易分解, 不会在水中残留。生产过程中加入各种助剂, 主要包括烧碱、纯碱、醋酸、硫酸钙、去毛剂、柔软剂等, 用量约 162t/a, 盐 360t/a。



图1 生产工艺流程图

从图中可以看出, 污水主要来自煮炼、漂洗、染色和漂白车间, 另外有时设备冲洗和地面冲刷也会排出部分废水。

2. 废水特征和水质水量

该厂日均排放废水约 250t, 主要来自煮炼、漂染车间, 水中有机物含量较高且碱性较强, 其中漂洗水水量最大, 但污染负荷相对较小, 煮炼、染色工序所排放污水是有机物的主要来源, 其中残留的助剂是构成有机污染的主要成分, 助剂多为直链有机物。由于产品以纯棉织物为主, 纯棉织物使用的染料上染率较低, 废水中残留的染料较多, 色度较深, 染料一般为环状芳烃有机物, 为难降解物质, 另外废水还有少量悬浮物。

原水 COD 为 700~1100mg/L, BOD 为 150~250mg/L, 色度为 200~300 倍, pH 为

^① 作者为中国环境科学研究院张永珍、刘和平、蔡梅、张国宁、孙立国、王明、戴维伦、胡月东。

9~11。

根据当地环保部门要求，排放水水质标准为：COD 为 100mg/L，BOD 为 60mg/L，色度为 80 倍，pH 为 6~9。

二、废水处理工艺流程及说明

1. 工艺流程的确定

该废水 COD 含量较高，但 BOD 含量较低， BOD_5/COD 比值约 0.25，水的可生化性较差且碱性较强，针对此特点，我们设计了厌氧水解酸化、生物接触氧化、混凝沉淀的处理工艺，具体工艺流程见图 2。

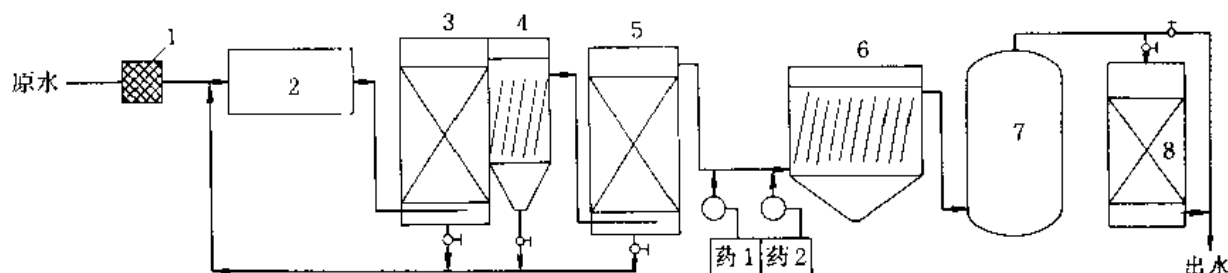


图 2 废水处理工艺流程图

1—筛网；2—地下酸化调节池；3—1[#]接触氧化塔；4—1[#]沉淀池；
5—2[#]接触氧化塔；6—2[#]沉淀池；7—砂滤柱；8—活性炭柱

2. 工艺流程说明

(1) 滤网 截留大的悬浮物，主要为生产过程中流失的小件棉制品，以免对泵造成损害。

(2) 厌氧酸化调节 调节废水的水质水量，使之均一，更重要的作用是改善废水的可生物降解性，以利于后续的好氧生物处理。在此在厌氧菌的作用下，将染料的环状难降解大分子水解为可生物降解的小分子物质，并在产酸菌作用下转化为有机酸，使水的 pH 值由 11 降至 9 左右，为生物接触氧化处理创造了必要条件。此阶段的停留时间约 10h。经过水解酸化处理，废水的可生化性提高到 35%，COD 去除率约 30%。为保持厌氧条件，池上有盖密封。

(3) 两段生物接触氧化 两个生物接触氧化塔串联，采用聚氯乙烯软性填料，生物量大，生物膜与废水接触好。单塔停留时间为 3.5h，经两段处理，COD 去除率约为 75%，色度降为 100 倍以下。

(4) 中间沉淀池 与 1[#]生物接触氧化塔合建，其作用是去除 1[#]氧化塔脱落的生物膜，减轻 2[#]氧化塔的处理负担。停留时间为 1.5h。

(5) 混凝沉淀 经生物处理后，色度和 COD 都还未达到排放要求，混凝沉淀是进一步对水进行净化，以达标排放。我们采用专为此种废水研制的无机复合型絮凝剂，在 pH 调整为 8~9 左右时有非常好的脱色效果，絮体形成快、密实，沉降性好，药剂配制成溶液，用计量泵投加。由于接触氧化塔出水口与斜板沉池入水口有 4m 的高度差，管中水流速度较快，利用此高度差(未设混合反应池)使絮凝剂和助凝剂与废水充分混合反应，效果良好。沉淀池停留时间为 45min，COD 去除率 45%，色度小于 80 倍。

(6) 砂滤柱 截留沉淀池出水中悬浮的小絮体，以保证出水水质。承托层为粒径 2~32mm 的卵石，厚度 500mm，滤层为石英砂，粒径为 0.5~1.2mm，厚度为 1000mm。

(7) 活性炭柱 为备用, 只在水质异常 (COD>1100mg/L) 时启用。

三、处理效果

上述处理流程运行稳定, 处理后出水水质良好, 达到相应标准。处理效果如表 1 所示。

表 1 印染废水处理效果

项 目	原水	生物处理(厌氧和好氧)		混凝沉淀		总去除率/%
		处理后	去除率/%	处理后	去除率/%	
pH	11.0	8.0	—	6.6	—	—
COD/(mg/L)	825	150	82	86	43	90
BOD/(mg/L)	150	45	70	30	33	80
色度	250	80	68	30	63	88

四、运行中存在的问题和解决方法

1. 厌氧水解酸化效果的保证措施

厌氧水解酸化单元是整个处理系统的关键环节, 最终出水的 COD、色度是否达标与之关系甚大, 如何使厌氧酸化池运行在最佳状态, 在结构设计上给予了充分考虑。由于厌氧池较大, 厌氧污泥量有限, 虽然池中设有折流板, 使泥与水尽量混合均匀, 但大部分厌氧污泥沉在池底, 不能与污水充分接触, 时间一长, 水解酸化效率降低。为解决此问题, 在厌氧调节池底增布了多排穿孔管, 穿孔管总管与 1# 沉淀池和接触氧化池底泥排泥口相连, 定期回排少量污泥到调节酸化池, 以搅动池底厌氧泥, 使之与池内污水充分接触, 这样提高了水解酸化效果, 由于污泥回流量小, 不会破坏池中厌氧环境。实践证明有较好效果。

2. 斜板沉淀池絮体上浮问题

本工艺流程中未设混凝沉淀反应池, 而是利用管道混合, 药剂与水混合效果很好。但由于管道没有满流, 水在流动中会充氧, 夏季气温高时, 沉淀池中会有絮体随着水中释放的小气泡而上浮的现象, 这样会加大后面砂滤柱负荷。为保证出水水质达标, 就需要加大砂滤柱的反洗频率和强度, 如不消除絮体上浮现象, 有时会使出水水质超标。为解决此问题, 在沉淀池进水口前加装了一个圆柱形的溶解氧释放器, 利用旋流器的原理, 使水中大部分小气泡在进入沉淀池前释放到大气中, 有效控制了沉淀池中絮体上浮现象。

解决了上述两个运行中发现的问题, 整个处理站运行良好, 出水水质能够达到相应标准。

实例六 染料废水的内电解脱色处理研究[●]

一、概况

铁屑内电解法因其工艺简单、操作方便、运行费用低、处理效果好等优点, 已成为当前水处理研究的热点之一。近几年来, 许多刊物相继报导了采用铁屑(粉)处理各种工业废水的专利和技术, 内容包括用铁屑(粉)处理电镀废水、石油化工废水、染化废水、印染废水、煤气洗涤废水和制药废水等难处理的工业废水, 这种水处理技术尤其在染料废水脱色处理方面, 更显示出良好的应用前景。目前该法的去污机理、应用工艺等研究仍需深入和加强。在理论上, 继续探讨内电解法处理不同废水时发生复杂的氧化-还原反应机理; 在实际应用中, 对铁屑的活化、改性处理的药剂选择、铁屑滤料的再生等的研究都有待于加强和深

● 作者为北方设计研究院环境保护研究所新建水, 南京理工大学化工学院王连军、黄中华、井征堂、蔡荣平。

化。本文将通过大量的试验对内电解法在染料废水的脱色处理中的应用工艺、条件进行了全面的研究，并在脱色机理方面作些初步探讨。

二、基本原理

内电解法处理染料废水是絮凝、吸附、架桥、卷扫、共沉、电沉积、电化学还原等多种作用共同作用、综合效应的结果。

1. 电化学作用

铁屑内电解法的基本原理是利用铁屑中的铁和碳(或加入的惰性电极)组分构成微小原电池的正极和负极，以充入的废水为电解质溶液，发生氧化-还原反应，形成原电池。新生态的电极产物活性极高，能与废水中的有机污染物发生氧化还原反应，使其结构，形态发生变化，完成由难处理到易处理、由有色到无色的转变。

2. 还原作用

铁屑内电解法在其工作过程中，发生如下反应：



阴极(C)：在酸性条件下：



在碱性或中性条件下：



电极反应生成的产物具有很高的化学还原活性。在偏酸性废水中，电极反应产生的新生态 H 能与染料等有机物和无机物组分发生氧化还原反应，能够使染料的发色基团破坏甚至断链，从而达到脱色目的。

3. 铁离子的絮凝作用

铁屑内电解过程中，阳极上溶出 Fe^{2+} 能将废水中的染料粒子等胶凝在一起，形成以 Fe^{2+} 为胶凝中心的絮凝体，捕集、挟裹和吸附悬浮的胶体共沉。另外， Fe^{2+} 经石灰乳中和及曝气后，生成的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 是胶体絮凝剂，它的吸附能力高于一般药剂水解法得到的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 的吸附凝聚能力。这样，废水中原有的 SS 以及通过内电解产生的不溶物和构成色度的不溶性染料可被其吸附凝聚。

三、实验部分

1. 实验水样

模拟染料废水由 5 大类 11 种染料分别配制而成，色度为 1000~1500 倍，它们分别为酸性橙、碱性桃红、阳离子蓝 (X-GRRL)、碱性荧光黄 (GR)、阳离子金黄 (X-GL)、阳离子艳蓝 (RL)、阳离子翠蓝 (X-GB)、碱性品绿、硫化黑、活性黑、活性大红 (X-3B)。

实际印染废水取自扬州某针织厂， COD_{Cr} 为 420~540mg/L，色度约 15000 倍，pH 值 11；

实际染化废水取自无锡某染化厂， COD_{Cr} 约为 1600mg/L，色度约 6100 倍，pH 值 < 1。

2. 仪器、设备

33×350 (mm) 内电解脱色过滤柱，自制；31×190 (mm) 内电解脱色过滤柱，自制；721 分光光度计；H-Y4 调速多用振荡器。

3. 实验方法

(1) 静态试验 取废水 50ml 于 150ml 三角瓶中，调 pH 至 4 后加入 8g 铁屑，在振荡器上振荡一定时间后静置分离，处理水用石灰乳调 pH 值 8~9 混凝沉降 15min 后，取上清液

测色度。

(2) 动态试验 在内电解脱色过滤柱中填装铁碳粒料, 调 pH 值后的废水从高位槽流下, 从柱下部进入柱体, 保证废水与填料有适宜的接触时间, 再从柱上部流出。出水用石灰乳调 pH 值 8~9 后沉降 15min, 取上清液测定 COD_{Cr} 和色度。

(3) 监测分析方法 色度-稀释倍数法, 分光光度法^[7]; COD -重铬酸钾法; pH 值-玻璃电极法。

四、试验结果与讨论

1. 废水 pH 值对处理效果的影响

取某实际印染废水分别在不同 pH 值条件下, 通过内电解静态试验处理, 其色度的去除效果见图 1 所示。由图 1 可以看出, 随 pH 值的增大, 色度去除率均明显下降。实验结果表明: pH 值为 3~5, 色度去除率为 83.3%~97.5%。这说明在酸性条件下 ($\text{pH} < 6$) 脱色反应较快, 而在碱性条件下, 不利于染料脱色。

2. 混凝 pH 值对脱色效果的影响

废水经内电解处理后, 出水在不同 pH 值条件下进行混凝沉降, 试验结果见图 2 所示。由图 2 可以看出, pH 值越高, 混凝脱色效果越好。这是由于处理后废水中的絮凝剂主要为 Fe^{2+} 和 Fe^{3+} , 其在碱性条件下可形成 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 胶体, 并可进一步水解成铁的单核络合物, 其随着水解反应进行逐渐形成多核聚合度大的高分子络合物沉淀, 从而提高脱色效果。试验结果表明: 混凝沉降的最佳 pH 值为 7~9。

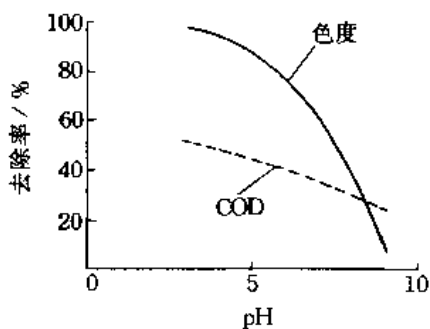


图 1 pH 值对去除效率的影响

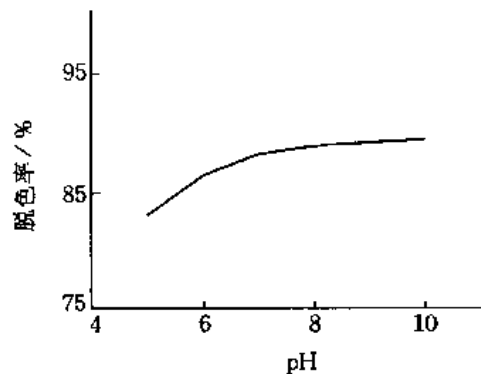


图 2 pH 值对混凝沉降效果的影响

3. 铁屑活化剂对处理效果的影响

用不同浓度的 H_2SO_4 和 HCl 分别对铁屑进行浸泡活化, 然后用水冲洗至中性用于处理印染废水, 试验表明, H_2SO_4 和 HCl 活化效果略有差异, 用 H_2SO_4 活化, 所需浓度低, 活化时间短, 用浓度为 0.6% H_2SO_4 活化仅需 3min。

4. 铁屑粒度试验

用不同粒径的铁屑进行内电解脱色试验, 试验表明: 粒径越小, 同样条件下脱色效率越高, 这主要是由于铁屑粒径越小, 比表面积就越大, 与废水接触形成的微电池数量就越多, 内电解反应速度就越快。

5. 投加烟道灰对内电解脱色效果的影响

为考察烟道灰作为惰性电极对内电解脱色效果的影响, 事先将烟道灰放在废水水样中经过长时间浸泡, 以消除其吸附性对试验效果的影响。结果表明: 由于烟道灰的加入, 内电解

脱色率提高了 26%~32%。烟道灰投加比例对脱色效果的影响见图 3。由图 3 可见,随着烟道灰投加比例的增大,内电解脱色效率也逐渐提高。当烟道灰与铁质量比为 1:1 时,脱色效率最高。投加量继续加大,脱色率反而有所下降。分析其原因可能是投加烟道灰使体系内的微电池数量增大,提高脱色效率,而当烟道灰投加量过大时,降低了铁屑与废水的接触机会,因而使脱色率下降。

6. 投加活性炭对脱色效果的影响

为考察活性炭作为惰性电极对内电解脱色效果的影响,活性炭也经过了脱除吸附性能影响的浸泡处理,试验结果如图 4 所示。由图 4 可以看出,随活性炭在铁屑中比例的增加,脱色率有所提高。当炭与铁屑质量比超过 3:4 后,继续提高活性炭的比例,脱色率变化已趋于平缓。我们认为活性炭的投加量增加了内电解体系中微电池数量,因而处理效果有一定提高。当铁屑表面被充分利用形成微电池后,再投加活性炭对脱色处理效果的影响不明显。

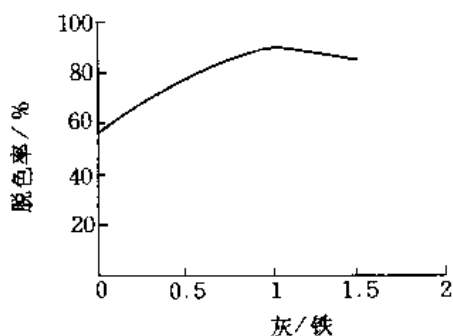


图 3 投加烟道灰对内电解脱色效果的影响

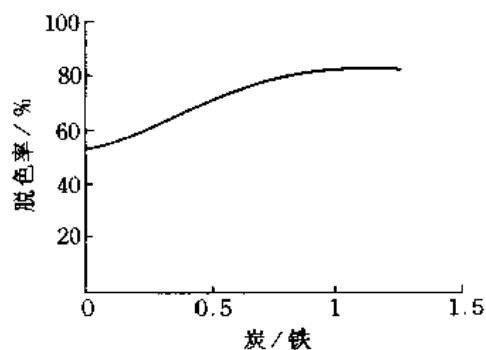


图 4 炭/铁比对脱色效果的影响

7. 内电解法对 11 种模拟染料废水的脱色处理效果

取 11 种染料配成的染料废水, pH 值调至 4 后进行内电解脱色试验。试验前铁屑经 0.6% H_2SO_4 活化 30min 后用水冲洗至中性,反应时间 5min,中和时间 15min。试验结果见表 1。从表 1 可以看出,对不同染料废水,内电解脱色处理效率有差异。主要原因是由于染料不同,其分子结构也不同,被活性 H 还原的难度有差异所致。

表 1 内电解法对不同染料废水的脱色处理效果

染料废水名称	脱色率/%	染料废水名称	脱色率/%	染料废水名称	脱色率/%
酸性橙	93.6	阳离子金黄	92.5	硫化黑	93.6
碱性桃红	76.7	阳离子艳蓝	83.6	活性黑	92.1
阳离子蓝	82.5	阳离子翠蓝	89.6	活性大红	94.6
碱性荧光黄	83.5	碱性品绿	97.1		

8. 脱色机理探讨

为探讨内电解法对染料废水的脱色机理,实验对处理后的水样进行了紫外-可见光吸收光谱分析。图 5 和图 6 分别给出了碱性品绿和活性艳红 X-3B 两种染料废水处理前后的紫外-可见光谱谱图。从图 4 可以看出水样在处理前分别在 300~340nm、380~440nm 和 500~700nm 处有三个特征吸收峰,经内电解处理后三个特征吸收峰都消失了,光谱图在 250~800nm 上基本上不再有明显吸收峰,这说明碱性品绿分子内部除苯环以外的共轭体系已被破坏,分子结构发生了很大的变化,发色基团已不复存在。从图 5 可以看出,水样处理前在 400~600nm 之间有活性艳红 X-3B 特征吸收峰,另外,在 270~300nm、300~350nm 处也

存在其分子结构中共轭体系特征吸收峰。经内电解处理后，在 250~800nm 波长范围内基本上没有明显吸收峰。这说明活性艳红 X-3B 的分子结构已被彻底破坏，分子中的 $-N=N-$ 键、共轭大 π 键已被打破或断裂，发色基团已不存在，从而达到脱色目的。

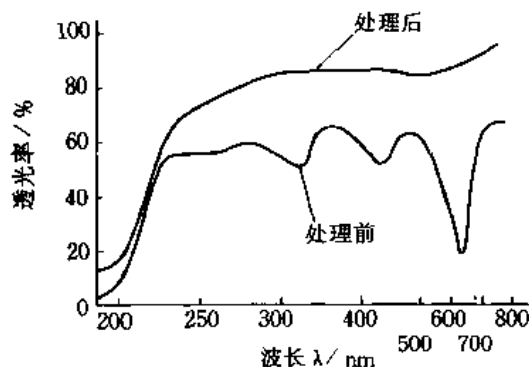


图5 碱性品绿处理前后紫外，可见光谱

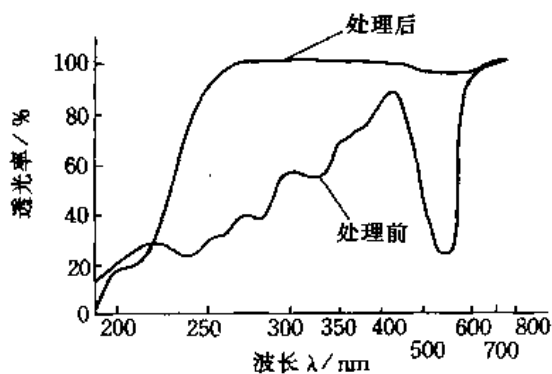


图6 活性艳红 X-3B 处理前后紫外，可见光谱

五、结论

(1) 内电解法处理染料废水的最佳工艺条件为：铁屑填料与烟道灰质量比为 1:1 或铁屑与活性炭质量比为 4:3；内电解柱进水 pH3~4，中和沉降 pH7~8；废水在内电解柱内的停留时间 5~20min，中和沉降时间 15min；活化条件为用 0.6% H_2SO_4 活化 30min。

(2) 内电解法处理染料废水，脱色率达到 86%~97%，这说明内电解过程中电极反应产生的新生态 H 能与废水中的许多组分发生氧化还原反应，能破坏染料分子共轭体系中发色或助色基团，甚至断链，达到脱色之目的。另外，新生态 Fe^{2+} 具有较高的混凝-吸附活性，能吸附废水中分散的微小颗粒及有机分子而絮凝沉降下来，使废水得到进一步净化。

(3) 试验研究表明，内电解法处理染料染色废水，具有处理工艺简单、操作方便、反应时间短、处理效果好、经济合理等优点。

实例七 催化还原-生物接触氧化法处理玫瑰精染料废水^①

一、概况

某染化厂生产碱性玫瑰精染料，此为一种红紫色粉末，由间羟基二乙基苯胺和邻苯二甲酰缩合而制得。该产品用于纸张和化妆品的着色，也用于制色淀和染蚕丝。

由于废水中含有大量的还原性物质， COD_{Cr} 及色度均较高，对环境及地下水造成较严重的污染，工厂被迫停产，地区环保部门限期治理。

为此，首先对该废水进行了可行性的探索性试验，经多方案的技术经济比较，确定了催化还原-生物接触氧化法处理工艺。得到厂方认可和采纳后，对该废水的治理工程进行了设计、施工、调试直至工程验收。

原废水量为 $40m^3/d$ 。

从表 1 和表 2 可以看出，废水中主要以 pH 值、 COD_{Cr} 及色度超标，其余三项不超标，因此，以前三项作为处理工艺的主要控制指标。

① 作者为河北省环境保护研究所孙京敏。

表 1 原废水水质

pH 值	色度/倍数	COD _{Cr} /(mg/L)	挥发酚/(mg/L)	硝基苯类/(mg/L)	苯胺类/(mg/L)
1.5~2.5	2500~7000	1000~2000	0.17~0.30	0.22~1.60	0.06~0.12

表 2 处理后要求的水质

pH 值	色度/倍数	COD _{Cr} /(mg/L)	挥发酚/(mg/L)	硝基苯类/(mg/L)	苯胺类/(mg/L)
6~9	<80	<250	<0.5	<3.0	<2.0

二、处理工艺流程及参数

1. 工艺流程 (见图 1)

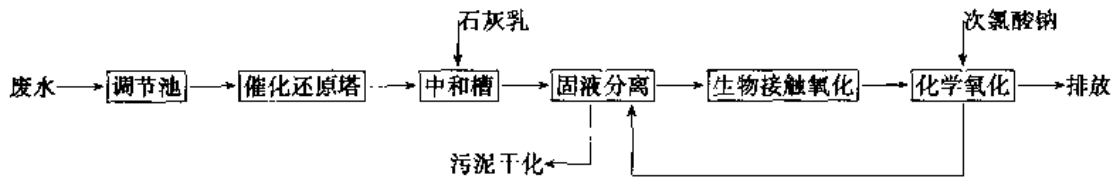


图 1 工艺流程

废水首先流入调节池，此时废水 pH 值为 1.5~2.5，泵入装有金属废屑的催化还原塔中，以破坏废水中的发色物质，达到脱色的目的。经催化还原后的废水 pH 值为 4~6，加入石灰乳中和后 pH 值达到 7 以上；中和后废水中污泥较多，用板框压滤机固液分离。分离后的废水用泵送到生物接触氧化池，在充分供氧的条件下，使附着在池中填料上的微生物对废水中的有机物进行生物降解，达到净化水质的目的。生物处理后，COD_{Cr} 已达标，但废水的色度尚达不到要求，再利用氧化剂进行深度氧化处理，使废水完全达到要求后排放。

2. 工艺参数

- (1) 废水调节池容积 120m³，停留时间 72h。
- (2) 催化还原塔， ϕ 1.4m，高 3.1m，内装金属废屑，进水 pH=1.5~2.5，处理能力 3m³/h，停留时间 20min。
- (3) 中和反应槽，石灰乳配比 5%，反应时间 10min，反应后 pH 值 >8。
- (4) 生物接触氧化池，1.5×5.0 (m²)，高 2.5m，池内装填 JD 型复合半软性填料，进水 pH 值 7 左右，水温 >15℃，气水比 50:1，停留时间 4h。
- (5) 化学氧化池，2×4 (m²)，深 1.5m，氧化剂投加量为 1.0L/m³ (废水)，反应时间 1h。

三、处理效果

- (1) 催化还原对废水 pH 值、色度的处理效果见表 3。

表 3 催化还原对废水 pH、色度处理效果

pH 值		色度/倍数		去除率/%	pH 值		色度/倍数		去除率/%
进水	出水	进水	出水		进水	出水	进水	出水	
1.69	6.19	6250	100	98.4	2.10	6.50	2250	250	96.0
2.10	4.35	6250	500	92.0	2.10	4.60	6250	250	96.0

- (2) 中和对 pH 值、色度的处理效果见表 4。

表 4 中和对色度、pH 值处理效果

pH 值		色度/倍数		去除率/%
中和前	中和后	中和前	中和后	
4.35	8.19	500	100	80
4.60	8.60	250	100	60

(3) 催化还原-中和-生化对废水中的 COD_{Cr} 的处理效果见表 5。

(4) 化学氧化对废水色度的处理效果见表 6。

表 5 催化还原-中和-生化对废水中 COD_{Cr} 处理效果

原水 $\text{COD}_{\text{Cr}}/(\text{mg/L})$	处理后 $\text{COD}_{\text{Cr}}/(\text{mg/L})$	COD_{Cr} 去除率/%
999.10	185.30	81.45
1669.11	238.02	85.74
829.03	220.50	73.40
1326.11	107.00	91.93

表 6 化学氧化对废水色度处理效果

色度/倍数		去除率/%
进水	出水	
102	0	100
120	5	95.8
110	3	97.2

(5) 对废水中挥发酚, 硝基苯类及苯胺类的处理效果见表 7。

表 7 废水中挥发酚、硝基苯类及苯胺类处理效果

挥发酚/(mg/L)		硝基苯类/(mg/L)		苯胺类/(mg/L)	
进水	出水	进水	出水	进水	出水
0.3	0.1	0.614	0.42	0.05	未检出
0.17	<0.1	0.22	未检出	0.05	0.04
0.27	<0.1	1.60	0.97	0.12	0.04

注: 以上各表中数据均为多次测定的平均值。

四、结论

(1) 采用催化还原-生物接触氧化-化学氧化处理工艺处理玫瑰精生产废水, 工艺合理, 技术先进, 是目前较理想及行之有效的办法之一。

(2) 此处理工艺, 运行稳定, 处理效果可靠, 处理后的出水水质均达到了国家和当地环保部门的排放标准。

(3) 处理系统操作简单, 维护管理方便。

(4) 本工艺处理废水的日常运行费用为约 $0.9 \text{ 元}/\text{m}^3$ (废水), 低于同类染料废水的处理费用。

(5) 催化还原塔中的金属废屑, 来源广, 价格低, 达到了以“废”治“废”的目的, 只须定期补加即可, 耗量为 $0.1 \text{ kg}/\text{m}^3$ (废水)。

实例八 河南省驻马店上蔡县丝绸公司废水处理工程^①

一、概况

1. 企业生产状况

上蔡县丝绸公司位于上蔡县城东关, 始建于 1954 年, 经 1992~1995 年技改规模达到 5600 绪。最近几年实际开工 3200 绪, 1996 年实现产值 3000 万元, 利税 115 万元。现有职工 1400 人, 年生产日 300 天, 年排放有机、印染废水 $\text{COD} 12.64$ 吨, 其废水经杜一沟排向

① 作者为驻马店地区环境工程技术公司龚乃衡, 驻马店地区环境保护监测站曹振阳。

南马肠河后入小洪河,对小洪河水质有较大影响,为此,省、地两级环保主管部门对该厂下达了限期治理任务,要求于1996年12月底前实现达标排放,该厂于1996年12月开始施工,1997年6月完工,经调试后,运行正常,受上蔡县丝绸公司的委托,驻马店地区环保监测站承担该厂废水限期治理竣工验收监测工作。

(1) 生产产品 由于受市场及原料短缺等方面的制约,几年来,该厂一直未能满负荷生产,1996年其产品为:白长丝32吨,药枕2万个,蚕砂枕3万个,丝织品25万米,服装3千件,蚕蛹32吨。

(2) 生产工艺 该厂生产工艺采用目前国内成熟的生产技术,设备先进,能耗低,符合清洁生产工艺要求。其中白长丝的生产工艺是:原料蚕茧经选茧、煮茧、立纞、复摇、整理后生产出成品白长丝,立纞后的茧经碱煮,拷打后分离出蚕蛹和汰头,见图1。炼染工艺是待染丝织品经水洗后用烧碱煮炼再染色、洗涤、定型后出产品,见图2。由于服装分厂、保健品分厂等不产生废水,其工艺不再叙述。



图1 纞丝生产工艺流程图

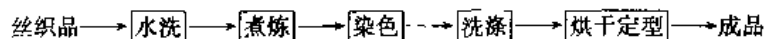


图2 炼染生产工艺流程图

(3) 清洁生产工艺 由于蚕茧本身的特点,蚕茧全身是宝,该厂纞丝分厂从原料茧选捡到成品入库,各工段都有回收利用措施,这样不仅增加了效益,同时减少了污染物外排量,同时对产生的纞丝废水和炼染废水进行治理,实现了清洁生产。

(4) 原辅材料使用情况 该厂原料主要为蚕茧和化纤丝,1997年用量分别为112t和 25×10^4 m,蚕砂147t,辅助材料中烧碱500kg,化工染料350kg,洗涤剂150kg,其用量见表1。

(5) 水、电、汽消耗情况 该厂现有一口280m深井,现出水量为40t/h,可保证生产、生活用水需要;正常生产使用1台DZL4—1.27型4蒸吨/小时锅炉,另有一台2蒸吨/小时锅炉备用,年用煤量为2000t其电力由县电网输送,年用量86万度。

表1 原辅材料消耗量表

名称	年耗量
蚕茧/t	112
化纤丝/ 10^4 m	25
蚕砂/t	147
烧碱/kg	500
化工原料/kg	350
洗涤剂/kg	150
煤/t	2000

2. 污染因素分析

从该厂目前生产状况分析,生产废水产生于纞丝分厂和印染分厂,其他分厂不产生废水,其生活水一部分流向厂北城市下水道,另一部分如食堂废水和澡堂废水与该厂生产废水处理后的外排水一起排向厂外,生活废水未处理。生产废水污染源分布在纞丝分厂和印染分厂。

(1) 煮茧废水 用于煮茧的水是经软化的水,煮茧过程使茧丝之间的有机粘合物质溶入水中,据有关科研单位研究,该水质对人体有益,经适当开发可以利用,其产生量为30t/d。现在此废水与汰头车间废水及炼染废水汇合后入处理场处理。

(2) 立纞废水 立纞车间是采用井水加热纞茧,用水量较大,日产废水30t,但水质较煮茧水好,直接进入处理厂调节池后处理(未经加药沉淀)。

(3) 汰头废水 纞丝后的残茧外面是一层质地坚韧茧衣并留有一些未纞尽的丝头,里面包裹着蚕蛹,为了剥离蚕蛹和进一步提取汰头,需经碱煮、拷打等工序,拷打时破损的蚕

甬,其体内的蛋白质等有机物质进入水中一起送处理厂处理,其水质污染负荷重,但水量很小,每日产生量为5t。

(4) 复摇水 该工段水主要是冲洗成品,水质较好,与立纛水汇合后入处理场,水量较小,与立纛废水共排30t/d。

(5) 炼染水 炼染水来源于印染车间丝织品的预洗、炼染和洗涤各工段,水中含有碱性物质和有机染料,但水量较小,每天产生2.7t。

二、水污染治理情况分析

1. 水污染治理设施概况

(1) 治理设施 该厂十分重视废水污染治理工作,从1996年12月开始先后投资19万元,用于该厂生产废水治理,处理规模180t/d,并于1997年6月建成了集水池、沉淀池、调节池、接触氧化池、淤泥干化池等治理设施(见表2)。

表2 治理设施及投资情况表

序号	设备名称	规格	功率/kW	数量	投资/万元
1	一沉池	3×3×2		1	1.3
2	二沉池	2.5×5×2		1	2
3	集水池	3×3×2		1	1.5
4	调节池	3×3×2		1	1.5
5	接触氧化池	5×3×3.5		1	6.9
6	干化池	1.5×1.5×1		1	0.5
7	水泵		2.5	4	1.1
8	溶药槽	φ1.5×2		1	0.4
9	反应槽	φ1.5×2		1	0.2
10	空压机		5.5	1	1.5
11	其他合计				2.1
					19

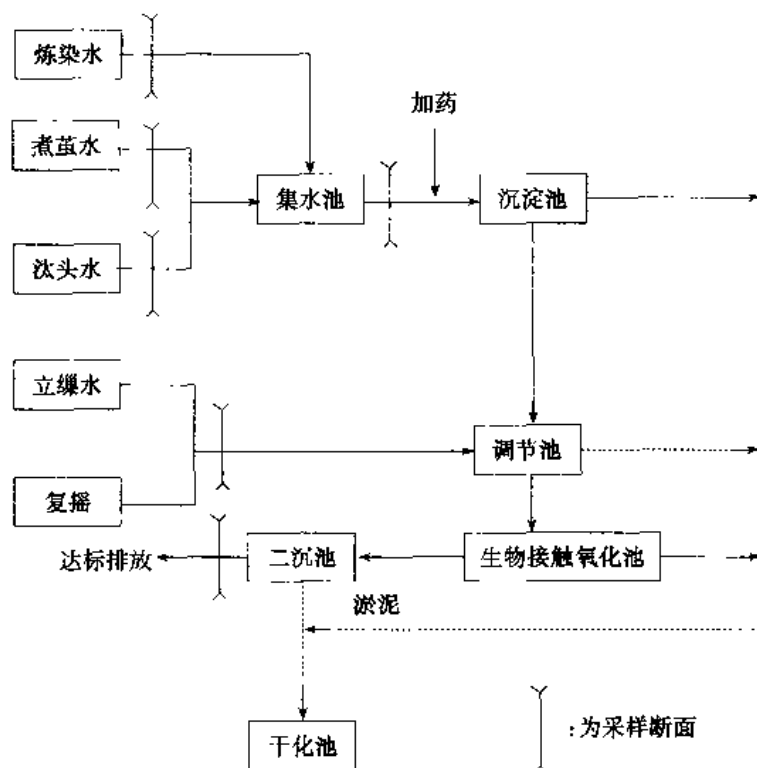


图3 废水治理工艺流程图

(2) 治理工艺 治理工艺采用国内较成熟的物化-生化法,即加药絮凝沉淀后曝气接触氧化,之后再沉淀,然后外排,各环节产生的污泥由污泥泵打入干化池干化处理,污泥可作有机肥料,其治理工艺流程见图3。据监测,该厂现处理废水58.6t/d,是处理规模的近1/3。

(3) 供排水平衡 据多年资料计算,全厂日用水量121t,其中有32t用于生活,生产用水共89t;全厂日排废水共113.7t,其中生产废水83.7t,生活废水30t,生活废水中有15t排向厂北城市下水道,另有15t与生产废水汇合后排放,供排水情况见图4。

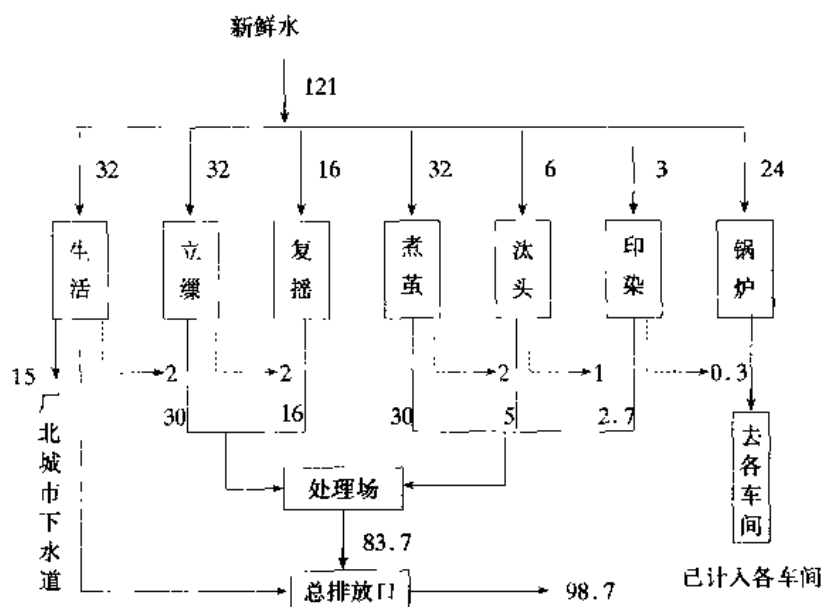


图4 全厂供排水平衡图(单位:t/d)

2. 水污染治理设施运转情况

该厂废水治理工程于1997年6月完工,并于10月开始进行调试。根据对该厂生产情况和治理设施运转情况的调查,厂方为完成限期治理任务所采用的物化-生化法能有效地解决该厂废水污染问题。

据调查该厂废水处理场日用絮凝剂10.7kg,每天处理近60t水,处理能力能够满足生产需要。

3. 治理工程损益分析

(1) 治理设施运行费用 该厂治理设施运行费用包括絮凝剂、电耗、设备折旧、人员工资、管理费等,年费用列于表3。

表3 年运行费用表

序号	名称	单价	年消耗量	费用/万元
1	絮凝剂	2000元/吨	3.2t	0.64
2	电	0.46元/度	30160kWh	1.39
3	设备折旧	19万元/15年		1.27
4	人员工资	260元/人月		1.04
5	管理费	1000元/月		1.2
	合计			5.54

可以看出全年运行费用为5.54万元,由此可计算出每吨废水运行费用为2.21元,日运行费用为185元。

(2) 治理后的收益 由于治理,若废水达标排放,则不再交纳超标排污费,将节省开支 3.92 万元。

(3) 损益分析 通过以上分析,治理工程运行后的年净增收人将为:

$$\text{收益} - \text{运行费} = 3.92 - 5.54 = -1.62 \text{ (万元)}$$

即治理工程取得负效益每年 1.62 万元,与该厂经济收入相比甚小,说明该厂完全有能力承担此费用。

虽然该厂的治理工程运行后经济效益为负效益,但通过治理,该厂的废水污染问题若能得到彻底解决,所取得的环境效益和社会效益则是显著的。

三、验收监测工作情况

1998 年元月,驻马店地区环保监测站在对该厂生产情况和治理情况的调研勘察基础上,编制了验收监测方案,经驻马店地区环保局同意后,对该厂实施了竣工验收监测工作。

1. 监测工作情况

(1) 监测时间 集中监测时间为 1998 年元月 6~8 日连续 3 天,不告知监测为元月 9 日和 10 日。

(2) 监测频次 集中监测每隔 2h 取 1 次样,每日共 4 次,不告知监测,随到随取样,共采 2 次样。

(3) 监测项目 流量、色度、温度、pH、SS、COD、BOD₅、六价铬。

(4) 质控措施 从采样、运输到室内化验和数据整理都严格按照国家有关技术规定进行,采取全程序空白和加标及平行双样等措施保证监测质量。

(5) 监测断面(共 7 个) ①车间废水出口(4 个): 汰头车间废水出口、煮茧车间废水出口、立纛车间废水出口、炼染车间废水出口。②废水处理场各环节出口(2 个): 集水池、出处理场废水。③总排污口(1 个)。

2. 执行标准

经地、县两级环保主管部门的同意,该厂总排污口的标准执行国家《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)的二级标准(见表 4)。

表 4 总排放口废水监测结果分析表

日期 \ 项目	pH	悬浮物 /(mg/L)	COD /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	Cr ⁶⁺ /(mg/L)	色度/倍	流量 /(m ³ /s)
12月6日	7.47	59	105	24.4	0.008	10	0.0025
12月7日	7.55	72	52.3	20.6	0.009	10	
12月8日	7.91	130	97.7	18.4	0.010	50	0.0022
标准值	6~9	200	150	60	0.5	180	
达标情况	达标	达标	达标	达标	达标	达标	

四、监测结果及评价

1. 排污口监测及评价

该厂总排污口废水水质监测结果列于表 4,从表 4 可知,该厂在验收监测期间的 3 天连续监测期间内监测结果都能满足国标《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)二级标准的要求。

2. 治理设施监测及评价

该厂除生活废水未经处理直接外排外,各车间生产废水均送入处理场处理,其中炼染

水、煮茧水和汰头水汇合后入处理场集水池，立纛、复摇废水入调节池（不经加药沉淀处理），本次监测采用各车间废水入处理场前水样同时采用处理后废水，处理前后废水水质监测情况见表5。为了说明废水处理效果，取处理场出口水质（3日均值）分别与各车间废水及集水池废水（汰头、炼染、煮茧混合废水）比较后计算各污染物的去除率，见表6。

表5 各车间废水及治理设施监测结果

断面	日期	pH	悬浮物 /(mg/L)	COD /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	色度/倍	流量 /(m ³ /s)	Cr ⁶⁺ /(mg/L)
复摇立纛车间	12月6日							
	12月7日	7.55	182	483	1.13×10 ³	100		0.008
	12月8日	7.60	100	299	1.32×10 ³	100		0.008
汰头车间	12月6日	6.34	4065	9.01×10 ³	5.25×10 ³	500		0.034
	12月7日	7.75	1086	4.51×10 ³	2.10×10 ³	500		0.048
	12月8日	8.76	3225	3.95×10 ³	2.10×10 ³	400		0.019
炼染车间	12月6日	4.74	324	4.29×10 ³	1.13×10 ³	5000		0.143
	12月7日	7.42	296	1.15×10 ³	1.20×10 ³	5000		0.109
	12月8日	9.82	380	1.06×10 ³	500	10000		0.060
煮茧车间	12月6日	6.80	1600	3.27×10 ³	1.93×10 ³	50		0.016
	12月7日	7.74	296	877	505	50		0.013
	12月8日	8.70	1045	2.17×10 ³	1.15×10 ³	50		0.017
处理场集水池	12月6日	7.10	694	1.59×10 ³	800	1000		0.019
	12月7日	7.49	2052	2.21×10 ³	900	500		0.013
	12月8日	7.75	430	1.15×10 ³	780	500		0.082
处理场出口	12月6日	7.38	38	49.2	19.3	100	0.0024	0.012
	12月7日	7.37	126	43.1	27.4	50	0.0020	0.017
	12月8日	7.78	110	75.4	18.4	50	0.0017	0.005

表6 治理设施处理效果分析表

因子	项目	类型				
		复摇立纛	汰头	炼染	煮茧	处理场集水池
pH	处理前	7.60	7.62	7.33	7.74	7.45
	处理场出口	7.51				
	变化值	-0.09	-0.11	+0.18	-0.23	+0.06
SS/(mg/L)	处理前	141	2792	333	980	1059
	处理场出口	91				
	去除率/%	35.5	96.7	72.7	90.7	91.4
COD/(mg/L)	处理前	391	5.82×10 ³	2.17×10 ³	2.11×10 ³	1.65×10 ³
	处理场出口	55.9				
	去除率/%	85.7	99.0	97.4	97.4	96.6
BOD ₅ /(mg/L)	处理前	1.22×10 ³	3.15×10 ³	943	1.20×10 ³	827
	处理场出口	21.7				
	去除率/%	98.2	99.3	97.8	98.2	97.4
色度/倍	处理前	100	467	6667	50	667
	处理场出口	67				
	去除率/%	33	85.7	99.0	-34	90.0
Cr ⁶⁺ /(mg/L)	处理前	0.008	0.034	0.105	0.015	0.038
	处理场出口	0.011				
	去除率/%	-37.5	67.6	89.5	26.7	71.0

从表5可以看出，各工段废水和汰头、煮茧、炼染混合水处理前均有不同程度超标，其

中复摇、立染车间废水只 COD 和 BOD₅ 超标, 其他因子均不超标, 且该工段废水 COD 属全厂最低; 汰头车间废水除 pH、Cr⁶⁺ 不超标外, 其余如 COD、BOD₅、悬浮物和色度均严重超标, 且其 BOD₅ 和悬浮物是各工段废水最高; 炼染车间废水中 pH、COD、BOD₅、色度和悬浮物超标, 其中色度严重超标, 为各工段之首, 只有 Cr⁶⁺ 达标; 煮茧车间废水中 pH、色度和 Cr⁶⁺ 均不超标, 仅 COD、BOD₅ 和悬浮物超标; 汰头车间、煮茧车间和炼染车间废水的混合水 (即处理场集水池中废水) 除 pH 和 Cr⁶⁺ 不超标外, 悬浮物、COD、BOD₅ 及色度均超标。从以上各工段分析看, 各工段废水中 Cr⁶⁺ 很小, 且都达标, 说明该厂炼染工段未采用铬盐染料, 但各工段废水都存在着不同因子不同程度的污染, 因此对该厂废水治理是非常必要的。

从表 6 可以看出, 经过处理后, 各工段废水和部分工段汇合水 pH 分别增加 -0.23~0.18; 悬浮物分别去除 35.5%~96.7%, 其中对煮茧、汰头和处理场集水池废水悬浮物的去除率达 90% 以上, 去除效果是明显的; COD 去除率高, 分别在 85.7%~99%, 汰头、煮茧、炼染和集水池 COD 去除率均在 96% 以上, 处理效果明显; BOD₅ 去除率在 97.4%~99.3%, 去除率最高; 色度去除率在 -34%~99%, Cr⁶⁺ 去除率分别在 -37.5%~89.5%。从主要污染因子的去除率看, 该处理场处理效果显著, 尤其对 COD、BOD₅、悬浮物及色度的去除效果更佳。

由表 5 中数据与表 4 中有关标准值对比知, 各车间废水经处理后, 各污染因子都能达标。

由于处理后的生产废水与厂内一部分未经处理的生活污水汇合后排向厂总排口, 致使总排口废水中大部分污染物浓度高于处理场出口, 但连续监测期间, 总排口水质均能达标。

3. 随机抽查监测及评价

在组织现场连续 3 天监测后, 我们又在不知情的情况下, 采集了 2 次随机抽查样品, 断面分别设在处理场集水池、处理场出口和厂总排放口, 监测结果列于表 7。

表 7 随机抽查监测结果及分析

断面	日期	pH	悬浮物 /(mg/L)	COD /(mg/L)	色度/倍	Cr ⁶⁺ /(mg/L)	流量 /(m ³ /s)
集水池	12月9日	7.16	2735	1.60×10 ³	500	0.092	
	12月10日	7.51	275	1.20×10 ³	500	0.037	
处理后	12月9日	7.49	50	115	50	0.031	
	12月10日	7.42	62	38.5	50	0.019	
总排口	12月9日	7.19	124	223	50	0.010	0.0029
	12月10日	7.50	78	67.7	10	0.040	0.0017
标准值		6~9	200	150	180	0.5	
总排放口达标情况		达标	达标	有超标现象	达标	达标	

从随机抽查监测结果看, 各断面水质监测值与连续监测时的水质监测值基本相近, 无太大反差, 说明处理场能够连续稳定运行。总排放口除 12 月 9 日 COD 超标外 (超标 48.7%), 各项指标均达标, 且处理场出口 (处理后的废水) 各项指标均达标。

12 月 9 日不告知监测 COD 超标的原因是采样时该厂正在清理排污沟造成的。

五、环境管理

(1) 该厂十分重视企业环境管理, 成立了由公司总经理任组长、各有关人员为成员的环

境管理领导小组，负责全厂环境保护工作，工作有了组织保证。

(2) 该厂为搞好废水治理工作，专门成立了处理场，集中负责全厂废水治理工作，并制定了一系列岗位责任制和操作规程。

(3) 为使各项制度落到实处，该厂还制定了监督检查制度，一发现有违规违章现象，严肃查处，有效地保证了处理设施的正常运行。

(4) 该厂建立了处理场监测制度，通过监测及时掌握废水处理效果和处理单元的理化参数，从而保证了废水全部有效治理，为连续稳定达标排放提供了保证。

六、结论

(1) 该厂设有环境管理机构和严格的管理制度，有效地保证了环保设施正常运行。

(2) 该厂废水处理设施运行正常，易于操作，运行费用较低，厂方能够承担此运行费。

(3) 废水经处理场处理后 pH 增减 $-0.23 \sim 0.18$ ，悬浮物去除 $35.5\% \sim 96.7\%$ ，COD 去除 $85.7\% \sim 99\%$ ， BOD_5 去除 $97.4\% \sim 99.3\%$ ，色度去除 $33\% \sim 99\%$ 。

(4) 总排放口废水除一项抽查监测的 COD 超标 48.7% 外，其他各项指标均能达到国家《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 的标准，实现了《淮河流域水污染防治暂行规定》中“九七达标”总体布置要求，治理后 COD 削减 $12.3t$ 。

实例九 高浓度有机制药废水处理方法的研究^①

一、概况

哈尔滨制药厂丁醇、丁酯等装置中排放较大量高浓度有机废水，COD 高达上百万，目前该厂没有进行处理，直接用水稀释排放掉，每年不仅白白浪费大量水，同时这么高 COD 排放到水中，对环境造成污染。针对此废水，采用生物法很难处理，而采用焚烧处理是一个较好的选择，但运行费很高，约为 $300 \sim 400$ 元/吨废水，不是很经济的方法。因此本例试图找到一种较为经济、效果好的方法，使 COD 降至几万以下，甚至更低。然后与其他废水混合集中到污水处理站进行处理。

该废水 COD 浓度非常高，可达 $115.2 \times 10^4 \text{mg/L}$ ，废水呈深棕色，有较强的刺激性气味。该废水主要含低级醇（如丁醇）酯、抗生素、发酵酸、药物残渣等，废水稀释或搅拌时有较多气泡产生。废水长时间静置没有出现沉淀，用定性滤纸过滤，废水过滤速度非常慢，能穿透滤纸，滤纸变色。用酸度计测得废水 pH 为 7.28，呈中性。

二、废水处理的原理与工艺方案的选择

根据制药厂废水的特性和由于废水中含有醇、酯、抗生素等有机物，这些物质随相对分子量的增加，水溶性迅速降低，但能溶于有机溶剂。有些物质在碱性条件下易溶解，在酸性条件溶解度下降。因此利用此性质向废水中加酸可产生沉淀，再加入絮凝剂，促成沉降加快，使废水澄清，COD 明显去除。

废水经过加酸酸析-絮凝处理后，取上层清液，可采用电化学电解方法或吸附过滤继续处理。采用电解法，通过电极反应，直接氧化分解废水中有机物，或者是通过电极反应生成强氧化性物质对有机物氧化分解，考虑用 Cl^- 在阳极形成 Cl_2 、 HClO ，或在酸性条件下加入 MnSO_4 ，生成高价锰离子，来氧化有机物，降低废水的 COD 浓度。采用吸附过滤法，滤料介质是自备发电厂废弃的炉渣，实现以废治废。由于炉渣具有比表面大、吸附容量大、吸附

① 作者为哈尔滨工业大学环境科学与工程系胡万里、郑红霞、孙杰。

速度快、机械强度好的优点，它可吸附废水中的溶解性有机物，使废水 COD 浓度、色度大大降低。

根据上述原理，处理药厂废水先采用酸析-絮凝或直接加絮凝剂处理，比较优选出一种方法；取处理后的上清液，再采用吸附过滤和电解法中处理结果较好的方法，使出水进一步澄清，COD 降低。废水处理的工艺如图 1 所示。

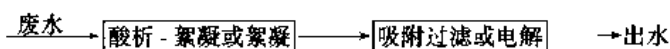


图 1 废水处理工艺流程图

三、试验结果与讨论

1. 絮凝试验

在原废水中分别投加 FeCl_3 和 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 混凝剂进行混凝沉淀试验，结果发现两类药剂处理后废水溶液几乎不分层，絮体产生很少，因此直接加入混凝剂处理该废水效果不理想。

2. 酸析-絮凝试验

既然只加絮凝剂的效果不佳，考虑采用酸析-絮凝方法（先加酸产生沉淀再加混凝剂），试验结果如表 1 所示（表中上清液 COD 均指将体积折回处理前体积的 COD 值，下同）。

表 1 酸析-絮凝试验结果

药 剂	HCl		H ₂ SO ₄	
	Al ₂ (SO ₄) ₃	FeCl ₃	Al ₂ (SO ₄) ₃	FeCl ₃
上清液 COD/(mg/L)	5.04×10^4	4.96×10^4	4.92×10^4	4.80×10^4
COD 去除率/%	95.6	95.7	95.7	95.8

注：酸的投量 $[\text{H}^+] = 460 \text{mg/L}$ ；混凝剂投量为 100mg/L 。

当加入相同 $[\text{H}^+]$ 时，加 HCl 或 H₂SO₄，COD 的去除率差别不大，但 H₂SO₄ 所用的体积少，对废水稀释小，可降低废水的处理负荷，因此选用 H₂SO₄；而加 FeCl₃ 比 Al₂(SO₄)₃ 稍好些，这时可使 COD 从 115.2×10^4 降至 $4.80 \times 10^4 \text{mg/L}$ ，去除率高达 95.8%。在此基础上，优选酸析的条件。

(1) H₂SO₄ 投量对处理效果的影响 H₂SO₄ 浓度为 9.7%，投量对处理效果影响如表 2 所示。

表 2 H₂SO₄ 投量处理废水的试验结果

样 品	H ₂ SO ₄ 投量/(g/L)	清液 pH	清液颜色	清液 COD/(mg/L)	COD 去除率/%
1	33.6	2~3	淡黄	7.72×10^4	93.2
2	42.22	2	黄	5.64×10^4	95.1
3	44.10	2	黄	4.80×10^4	95.8
4	48.42	2	黄	6.57×10^4	94.3
5	52.27	2	黄	9.56×10^4	91.7

从表 2 可看出，随着 H₂SO₄ 投量增加 COD 去除率先增加后下降，当投量为 44.10g/L 时，COD 去除率达最高为 95.8%。

(2) 静置时间对处理效果的影响 经过酸析-絮凝处理后，发现静置时间对处理效果有很大的影响，出现的现象也有所不同。随着静置时间的延长，溶液会分成三层，上层为清液，中间有一小层棕色絮状物，底层为黑色油状物，试验结果如表 3 所示。

表 3 静置时间对试验结果的影响

静置时间/h	油状物/%	絮状物/%	清液/%	油状物的流动性	清液 COD/(mg/L)	COD 去除率/%
0.5	63		37	较好	0.92×10^4	99.2
1	58		42	较好	1.61×10^4	98.6
1.5	52	2	46	较好	2.30×10^4	98.0
2	40	9	51	可以	1.96×10^4	98.3
5	36	12	52	可以	1.84×10^4	98.4
8	34	14	52	可以	3.57×10^4	96.9
10	33	9	58	稍差	4.80×10^4	95.8
12	33	4	63	稍差	7.49×10^4	93.5
25	37		63	较差	8.99×10^4	92.2

注：第 2--第 4 列数据指的是体积分率。

由表 3 可知，在沉降过程中，清液量逐渐变大，油状物量逐渐减少；在 1.5h 时，出现了棕色絮状物层，随着时间的增加，其量也增加，使清液颜色逐渐加深；在 12h 时，棕色絮状物层逐渐消失。沉降过程随着时间增长，清液的 COD 增大，COD 的去除率降低。在 2~5h 时，清液的量占 50% 以上，沉淀物的流动性还可以，此时 COD 去除率较高，在 98% 左右。建议静沉时间定为 2~5h。

(3) 硫酸浓度对处理效果的影响 在硫酸投量一定的条件下，不同浓度硫酸溶液对废水均有一定的稀释作用。在消除稀释作用影响下，比较硫酸浓度对去除 COD 结果影响的试验如表 4 所示。

表 4 硫酸浓度对处理效果的影响

样品	硫酸浓度/%	泥渣体积分率/%	清液 COD/(mg/L)	COD 去除率/%	备注
1	97				
2	38.8	73.0			清液在下层
3	19.4	70.8			清液在下层
4	14.6	66.8	3.34×10^4	97.1	沉速很慢
5	9.7	48.0	1.96×10^4	98.3	沉速较快
6	4.85	46.8	1.27×10^4	98.9	沉速很快
7	2.43	45.1	3.92×10^4	96.6	沉速很慢

在试验中，样品 1 溶液几乎没有清液，分为三层，由下到上分别为灰白色细砂状沉淀，浅色不透明液体，黑色油状物。样品 2 和 3 溶液，清液在下层，因为硫酸浓度高，密度大的缘故。样品 4、5、6 和 7 溶液，清液则在上层。

随硫酸浓度的降低，泥渣量逐渐减少，COD 的去除率先增大后减少，浓度为 4.85% 的硫酸对 COD 的去除率最高。比较浓度为 9.7% 和 4.85% 的硫酸，泥渣量与 COD 的去除率相差不多，但后者的加酸体积为前者的 2 倍，会使处理量增大，综合考虑，还是采用浓度为 9.7% 的硫酸较好。

3. 电解试验

经过酸析-絮凝以后，清液的有机物含量仍然很高，达 $1.8 \sim 5 \times 10^4 \text{ mg/L}$ ，需进一步处理降低 COD。电解法能有效地氧化有机物，首先进行了直接电解试验，分别采用钛钎电极和铅铋合金电极，经过 1h 电解，COD 值均变化不大，因此直接电解法效果不佳。而后采用加入介质电解生成强氧化物来间接氧化有机物。如加 HCl 可电解生成 HClO，或加入 $\text{MnSO}_4\text{-H}_2\text{SO}_4$ 可电解生成高价锰。向废水中分别加 HCl 和 $\text{MnSO}_4\text{-H}_2\text{SO}_4$ ，用钛钎电极电

解, 当控制电流 $I = 0.4 \sim 0.7 \text{ A}/50 \text{ ml}$ 废水, 电解时间 45min 时, COD 进一步去除率仅为 10%~30%, 可见电解法处理废水的条件有待于进一步研究。

4. 吸附过滤试验

从药厂取来废炉渣, 用水洗 3 遍, 洗去浮色, 填装在过滤柱内, 然后处理酸析-絮凝的上清液, 靠炉渣的比表面积大, 吸附能力强, 出水达到水质更清, 颜色更浅, COD 进一步去除率可达 40%~50%, 这时 COD 降至 $0.9 \sim 1.2 \times 10^4 \text{ mg/L}$ 。

5. 处理成本的估算

经过初步研究, 采用酸析-絮凝-吸附过滤的方法处理药厂废水, 主要用到硫酸、 FeCl_3 和炉渣, 其中炉渣是生产废料, 处理费用只考虑硫酸和 FeCl_3 的成本。按目前的市场价格, 处理 1t 废水所需的药剂仅为 45 元, 远低于焚烧法的处理费用。废水的 COD 浓度从 $115.2 \times 10^4 \text{ mg/L}$ 降至 $1.2 \times 10^4 \text{ mg/L}$, 则 1t 废水可去除 COD 为 1.14t, 故去除 1tCOD 的处理为 $45 \div 1.14 = 39.5$ 元。

四、结论

针对这种超高浓度的废水, 采用酸析-絮凝-吸附过滤工艺在技术上是可行的, COD 总去除率很高, 为 99.0%。该工艺还具有处理费用低, 设备简单, 操作方便, 是一种较经济高效的方法。

实例十 含硫含硝基制药废水治理实例^①

某兽药厂生产过程中产生高浓度的有机废水, 产品是以硝基苯胺类化合物作为起始原料, 并使用了許多溶剂及硫醇类等有毒有害物质作为辅助原料, 因此产生的废水系高浓度、有毒、有害、难生化降解的废水, 这就给废水的处理带来困难。废水的水量约为每天 5t, 经测混合废水的 COD_{Cr} 值一般在 $1 \sim 100000 \text{ mg/L}$ 左右, 波动性大, 有时高达几十万 mg/L 。废水中除一般溶剂外, 还含有氨基甲酸酯、异硫脲、胍、硝基苯类、芳胺类及甲硫醇、丙硫醇类化合物, 因此混合废水的 $\text{BOD}/\text{COD}_{\text{Cr}}$ 比值低, 实测值几乎为零。该混合废水经稀释后, 如采用常规的活性污泥法处理, 则发生污泥自溶, 导致生化处理失败。

为了解决这个问题, 经讨论认为对于高浓度、有毒、有害、生化难降解的废水, 在生化处理前必须进行必要的预处理, 将废水中对活性污泥微生物有毒成分去除, 并采取必要的方法提高废水的生化可降解性, 然而再进行生化处理, 使废水得到有效的处理。

对于预处理, 我们采用先在石灰存在下, 控制 $\text{pH} > 10$, 温度控制在 90°C , 处理时间为 3.5h, 加热回收低沸点溶剂, 如甲醇等, 同时在加热过程中, 废水中一些氨基甲酸酯、异硫脲、胍类化合物在碱性条件下发生水解反应, 破坏了这些对微生物有毒的成分, 减轻了对废水的毒性。当废水冷却后, 再加入 1% 的硫酸亚铁, 使废水中的硝基化合物在碱性条件下被新形成的氢氧化亚铁迅速地还原成芳胺类化合物, 同时一些硫醇类化合物也与亚铁盐或还原硝基时形成的三价铁化合物形成不溶性的硫醇铁类沉淀而被除去, 过滤时可以加入适量的阴离子型的聚丙烯酰胺, 其分子量宜选用 800 万左右。通过上述处理后, 废水中所有有毒、有害物质均被转化或去除。在室内的生化试验装置中也证明, 在经过上述预处理后的废水, 不会使活性污泥中的微生物自溶, 而且有一定的 COD_{Cr} 去除率。经测 $\text{BOD}/\text{COD}_{\text{Cr}}$ 的比值也从近于零上升至 0.34, 证明废水已从不可降解上升至可以用生化方法进行降解。在本过程

① 作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

中硫酸亚铁在碱性条件下对硝基苯类化合物具有强大的选择性还原作用,使其还原成苯胺类化合物,反应是瞬时的,反应速度受传质控制,而不受反应动力学控制。采用本预处理方法,原废水的 COD_{Cr} 的去除率根据水质一般可以达到40%~88%。

生化处理试验采用间歇式生化处理装置,装置有效体积为1000ml,污泥的 $SV=0.3$ 左右,原有活性污泥液1000ml,每天进水500ml,进水的 COD_{Cr} 控制在600~1000mg/L左右,曝气6h,放置过夜,隔日倾出500ml,再进水500ml。每天测定其出水 COD_{Cr} 值。从实验数据中可以看出,原废水经预处理后,虽然 BOD/COD_{Cr} 值有一定的提高,但在实际生化处理时去除率仍较低,只有20%左右,不能满足实际排放的需要。

为了进一步提高生化处理的去除率,我们在活性污泥中加入了微量的粉末活性炭和硫酸亚铁(或硫酸锰),加入量为150mg/L,加入粉末活性炭的目的是在生化处理系统中,使粉末活性炭和活性污泥形成一个统一的系统,在此系统中,粉末活性炭的表面富集了降解微生物及降解基质,溶氧浓度也较常法为高,因此为降解有机污染物创造了良好的小环境,加入的硫酸亚铁或硫酸锰可以激活活性污泥的某些酶,使其活力得到大幅度的提高。这样废水的 COD_{Cr} 去除率即从原有的20%左右提高到80%~90%,平均为88.7%,使整个试验取得了良好的效果。

在工业规模废水处理中,将已预处理的原废水,与其他的废水混合,控制进水的 COD_{Cr} 在1500mg/L左右,采用上述的方法,生化段的 COD_{Cr} 去除率一般可以控制在85%~90%左右,出水的 COD 值可以达到200mg/L以下,同时其他指标如硝基苯类、芳胺类、氨氮等指标均可达到国家规定的排放标准。

实例十一 物化-生化组合工艺在含高盐量、高氨氮量有机废水处理中的应用^①

一、概况

某化工厂生产芳香类化工产品,主要包括二苯甲酮、苯并三氮唑、对硝基苯胺等产品,生产废水即来自三个产品的生产过程,每天约有50t的工艺废水排出,污染环境。废水中 COD 浓度很高,成分复杂,并含有对微生物具有毒性、且不易降解的有机污染物,如硝基苯、苯甲酰氯苯、对硝基氯苯等, B/C 小于0.1,另外,废水中的氨氮及其盐分的含量很高,分别为3280mg/L和110000mg/L。该废水如直接采用生化处理的方法,则很难使出水达到排放要求。针对废水的水质水量特点,把治理的重点放在生化处理前的预处理工艺的研究及其工程应用上。

二、废水的水质水量

该厂三股工艺废水的水质水量见表1。

表1 废水的水质水量

废水名称	废水水量/(t/d)	pH	$COD_{Cr}/$ (mg/L)	$BOD_5/$ (mg/L)	$NH_3N/$ (mg/L)	盐分名称及其含量
二苯甲酮	20	8~9	8000	30	31	$Al(OH)_3$
苯并三氮唑	15	5.5	11000	304	259	Na_2SO_4 :6.0%
对硝基苯胺	15	9~10	6000	30	3280	氯化物:5.4%
合计	50	8~9	8300	112	1074	

① 作者为华东理工大学环境工程研究所冯晓西、乌锡康等。

三、处理工艺流程

经过实验比较,最终确定如图1所示的处理工艺路线,即蒸发结晶脱盐-碱性吹脱氨氮-铁炭微电解法-生物接触氧化法处理工艺。

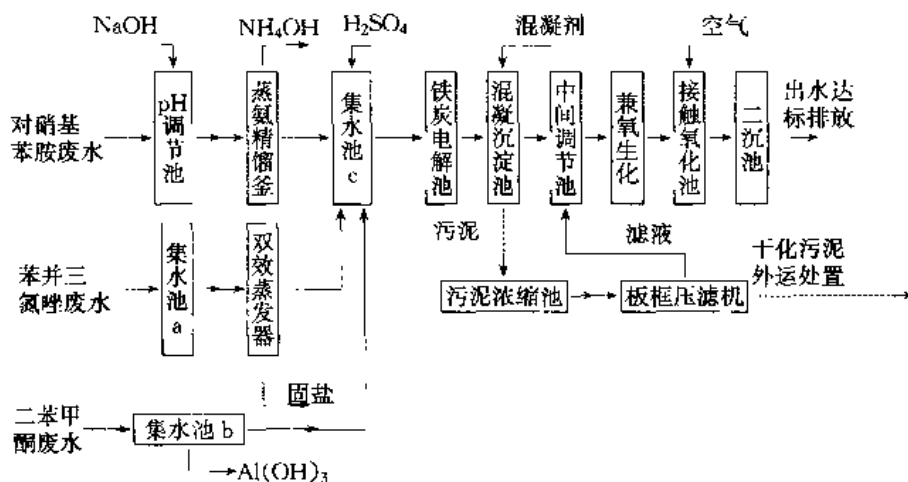


图1 废水处理流程方框示意图

废水经厂区管道汇集后分别进入各自的集水池。对硝基苯胺废水进入集水池 a, 用碱将 pH 调节至 10 左右, 然后由提升泵提升至蒸氨精馏塔脱除氨氮。苯并三氮唑废水进入集水池 b 用提升泵提升至双效蒸发器蒸发脱盐。二苯甲酮废水进入集水池 c, 调节 pH 至 6.5 左右沉淀去除 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 后与上述经过预处理的二股废水一起进入集水池 c, 用硫酸将废水 pH 调节至 2.5~3.0 后泵入铁炭电解池进行硝基苯还原处理。铁炭池出水泵入混凝沉淀池, 进行混凝预处理。混凝预处理后的废水自流进入中间调节池, 对废水进行水质、水量调节后, 再由提升泵提升至兼氧生化池, 利用生长在兼氧填料上的兼氧微生物降解有机物质, 提高废水的可生化性能, 兼氧出水自流进入生物接触氧化池, 进行好氧生化反应, 生化出水经二沉池沉降后达标排放。

由于废水的容积负荷小于 $0.5\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 因此, 生化池中的剩余污泥较少, 污泥主要来自混凝沉淀过程, 污泥经污泥浓缩池浓缩后, 由板框压滤机压滤脱水后, 干污泥外运处置, 清液回流至集水池, 重新处理。蒸氨精馏塔蒸出的氨水回用于对硝基苯胺生产工艺中。双效蒸发器中排出的固盐送往固体废物处理场所进行焚烧处置。

四、主要工艺参数

(1) 蒸氨精馏塔

处理水量	1.0m ³ /h	蒸气耗量	0.3t/t 废水
------	----------------------	------	-----------

(2) 双效蒸发器

处理水量	1.0m ³ /h	蒸气耗量	0.6t/t 废水
------	----------------------	------	-----------

(3) 铁炭电解池

进水 pH	2.5~3.0	反应时间	4.0h
-------	---------	------	------

(4) 混凝反应池

进水 pH	5.0 左右	反应时间	45min
出水 pH	9.0 左右	沉淀时间	≥2h

(5) 兼氧生化池

废水停留时间	12h
--------	-----

(6) 接触氧化池

废水停留时间	≥16h	DO	2~4mg/L
气水比	(10~15):1	容积负荷	~0.5kgBOD ₅ /(m ³ ·d)

五、处理原理及其处理结果

(1) 蒸发-结晶去除废水中的 Na₂SO₄ 硫酸钠在水中的溶解度与温度的关系如表 2 所示。

表 2 硫酸钠在水中的溶解度与温度的关系

温度/℃	饱和溶液浓度/(质量%)	固 相	温度/℃	饱和溶液浓度/(质量%)	固 相
0	4.5	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	32.4	33.2	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O + Na ₂ SO ₄ (斜方晶)
10	8.2	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	40	32.5	Na ₂ SO ₄ (斜方晶)
15	11.7	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	50	31.9	Na ₂ SO ₄ (斜方晶)
20	16.1	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	70	30.5	Na ₂ SO ₄ (斜方晶)
25	21.9	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	100	29.9	Na ₂ SO ₄ (斜方晶)
30	28.8	Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O			

从表 2 中可以看出, 在 32.4℃ 时, 硫酸钠的溶解度最大 (33.2%)。在 32.4℃ 以下, 从饱和溶液中析出的是含有 10 个结晶水的硫酸钠 (即芒硝, 相当于含 Na₂SO₄ 44.1% 和 H₂O 55.9%), 在 32.4℃ 以上时, 从饱和溶液中析出的是不含结晶水的硫酸钠。这是因为芒硝在 32.4℃ 以上时便熔化而分解为 Na₂SO₄ 和 H₂O, 分解出的结晶水又会使一部分硫酸钠溶解而成为饱和溶液, 多余的硫酸钠仍是不含结晶水的硫酸钠。因此, 含有硫酸钠的废水在蒸发浓缩时, 当硫酸钠的浓度达到 30% 以上, 即可利用温度差使芒硝从废水中析出, 达到脱盐的目的。

从表 2 中还可看出, 硫酸钠在 32.4℃ 以上时, 它在水中的溶解度会下降, 所以硫酸钠溶液在蒸发浓缩时, 以及芒硝在熔化时, 都会在传热设备的表面形成一层致密的硫酸钠硬垢。因此含有硫酸钠的废水在蒸发浓缩时, 应使硫酸钠溶液在强烈搅拌下浓缩, 或者在热气流中浓缩, 则在一定条件下可以避免结垢。在母液循环管路中应使用强制循环泵, 以避免管道被固盐堵塞。

蒸发结晶回收处理废水中的盐分是以消耗大量的蒸汽为代价的, 蒸发 1t 水需要消耗 1.25t 以上的蒸汽。为了减少蒸汽的消耗以降低处理成本, 本处理工艺采用双效蒸发器, 同样蒸发 1t 水约消耗 0.75t 左右的蒸汽。

在工程调试中, 我们将苯并三氮唑工艺废水泵入双效蒸发器中进行一段时间的蒸发浓缩, 然后排出过饱和的硫酸钠浓缩液降温析出硫酸钠再经离心过滤机甩干。母液返回蒸发器中重蒸, 析出的固盐出售给其他厂家生产硫化碱, 蒸发的冷凝水再进行后续的废水处理工序。该方法的盐份去除率达到了 98% 以上, 详见表 3。

表 3 双效蒸发器的脱盐效果

检测序号	处理前废水中的 Na ₂ SO ₄ 浓度/(mg/L)	处理后废水中的 Na ₂ SO ₄ 浓度/(mg/L)	Na ₂ SO ₄ 的去除率/%
1	62531	1250	98.0
2	61863	618	99.0
3	59897	598	99.0

(2) 碱性吹脱法去除废水中的 NH₃-N 含有较高浓度的氨氮废水 (3280mg/L), 可在

碱性条件下 (pH 在 10~11) 先将氨氮转化为 NH_4OH , 然后再通过汽提法回收废水中的 NH_4OH 。一般来说, 碱性吹脱法的氨氮去除率可达到 90% 以上, 处理出水中的氨氮浓度可降至 200mg/L 以下。回收得到的氨水可回用至对硝基苯胺产品的生产工序中。处理结果见表 4。

表 4 碱性吹脱法的去除氨氮的效果

检测序号	处理前废水中的 Na_2SO_4 浓度/(mg/L)	处理后废水中的 Na_2SO_4 浓度/(mg/L)	Na_2SO_4 的去除率/%
1	3280	220	93.3
2	3150	189	94.0
3	3020	151	95.0

表 4 中的数据表明, 碱性吹脱法具有较高的脱氮效果, 处理后废水中的氨氮浓度一般在 200mg/L 左右。废水中的剩余氨氮则在 A/O 法生物处理过程中加以去除。

在工程调试过程中我们发现, 生化出水中的氨氮有时还不能达到处理要求, 这可能与脱氮工艺的设置方面有关。由于 A/O 法生物脱氮工艺脱氮效率一般在 70% 左右, 而生化进水中的氨氮浓度一般在 140mg/L 左右, 这就很难从工艺上保证氨氮的达标排放。因此, 今后在碱性吹脱法与 A/O 生物工艺两者之间的衔接上需要完善与改进。

(3) 铁炭微电解 在酸性条件下, 铁与炭之间形成无数个微电流反应器, 废水中的有机物质在微电流的作用下被还原氧化。特别中对硝基苯胺废水含有一定量的硝基苯, 对微生物具有抑制和毒害作用, 铁炭微电解过程中的电极反应及还原作用可将硝基苯等物质转化为易降解的苯胺类物质, 将大分子有机物质断链转化成小分子物质, 有利于提高 B/C 比。铁炭处理出水再用石灰或石灰乳中和及曝气后, 生成的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 胶体絮状物, 其对有机物的絮凝吸附能力远高于一般药剂水解法得到的 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 的吸附凝聚能力。因此铁炭法具有较强的还原能力和较高的 COD 去除率, 而处理成本比较低廉。二苯甲酮、苯并三氮唑、对硝基苯胺三股废水在铁炭微电解处理过程中的处理效果见表 5。

表 5 铁炭微电解的处理效果

分析项目	处理前/(mg/L)	处理后/(mg/L)	去除率/%
COD_Cr	2411	1548	35.8
BOD_5	112	618	
B/C	0.05	0.40	

(4) 兼氧-好氧生物处理 经过各种预处理后, 废水中仍含有一定量的难降解的物质, 因此生化处理段采用了兼氧-好氧处理工艺。在设计中, 将部分好氧出水返回至兼氧段, 因此具有脱除氨氮的功能。

① 兼氧水解 (A 段)。在兼氧水解阶段, 大量的兼氧菌将废水中的固体物质和胶体物质迅速截留和吸附, 截留下来的物质吸附在生物膜和污泥的表面, 在大量兼氧菌的作用下将不溶性有机物水解为溶解性物质, 同时在产酸菌作用下将大分子物质、难于生化降解的物质转化为易于生物降解的小分子物质, 重新释放到水体中。兼氧工艺采用生物膜法。

② 好氧氧化 (O 段)。好氧氧化是废水中有机污染物最终降解去除的阶段。在好氧池的末段, 氨氮 ($\text{NH}_3\text{-N}$) 在低负荷且曝气量过大的情况下, 可转化为硝基氮 ($\text{NO}_3\text{-N}$) 和亚硝基氮 ($\text{NO}_2\text{-N}$), 最终使排放出水中的氨氮浓度达到排放标准。好氧生化采用在工程

上较易控制操作的生物接触氧化法。

生物接触氧化法是一种利用附着在池内填料上生物膜中的微生物的新陈代谢作用,在有氧条件下,将污水中有机物氧化降解成二氧化碳和水的生物处理工艺,该方法较活性污泥法具有较强的抗冲击负荷的能力,污泥生成量少,不发生污泥膨胀,操作简便可靠,出水水质有保证等优点。

(5) 工程结果 该工艺的处理出水除氨氮外,所有指标均低于国家规定的排放标准。表6是环保部门验收监测的结果。

表6 验收监测数据

采样序号	采样点	监测项目				
		pH	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	NH ₃ -N/(mg/L)	苯胺/(mg/L)
1	集水池 c	2.0	3.03×10 ³	112	146	90.7
	二沉池	8.0	134	9.5	50.2	0.50
2	集水池 c	3.8	2.24×10 ³	105	152	89.5
	二沉池	7.8	122	8.4	48.6	0.46
3	集水池 c	2.5	2.80×10 ³	96	148	88.2
	二沉池	7.8	105	8.0	44.0	0.41
处理要求		6~9	≤150	≤60	≤50	≤2.0

六、结论

(1) 工程运行结果表明,“物化预处理-A/O 生物处理”组合工艺在处理高含盐量、高氨氮、高 COD 有机废水方面,无论从作用机理、处理效果、经济成本以及操作运行上都是切实可行的,是一种较好的实用技术。

(2) 双效蒸发浓缩器、碱性吹脱塔在脱盐、除氮方面是有着比较高的去除效果,盐份和氨氮的去除率分别达到了 98% 和 93% 以上。

(3) 经铁炭微电解-混凝预处理后, COD_{Cr} 去除率约为 30%, B/C 比值由原来的 0.02 提高到 0.4 左右,这对后续的生物处理是非常有利的。

(4) A/O 生物处理系统具有较强的抗冲击负荷的能力和去除 COD 与氨氮的效果,因此最终处理出水的各项指标除氨氮外均能达到处理要求。生化出水中氨氮的超标可能与脱氮工艺的设置方面有关。因此,今后在碱性吹脱法与 A/O 生物工艺两者之间的衔接上需要完善与改进。

实例十二 物化预处理 + SBR + 气浮工艺处理制革废水^①

一、概况

密山龙信制革有限公司位于黑龙江省密山市,全套生产设备由意大利引进,污水处理工程由总装备部工程设计研究院设计,1993 年完成施工图设计,1996 年建成投产,1997 年通过黑龙江省环保局验收。主要从事牛皮、羊皮、猪皮加工。

二、水质水量及排放标准

1. 设计污水量 (见表 1)

① 作者为总装备部工程设计研究院总院环保中心张统、刘少怀、于守中。

表 1 废水水量设计

废水类别	设计水量	废水类别	设计水量
总废水量 (近期)	1200m ³ /d	含硫废水	15m ³ /h
总废水量 (远期)	1800m ³ /d	拷胶废水	15m ³ /h
含铬废水	8m ³ /h	综合废水	75m ³ /h

2. 污水水质 (见表 2)

表 2 综合废水设计水质

COD/(mg/L)	2000	SS/(mg/L)	1300
BOD ₅ /(mg/L)	1200	Cr ³⁺ /(mg/L)	13

3. 排放标准

根据国家环保部门的要求, 该公司执行 GB 8978—88 污水综合排放标准中新建皮革行业二级标准, 即 BOD₅ ≤ 150mg/L, COD ≤ 300mg/L, 总 Cr³⁺ ≤ 1.5mg/L, S²⁻ ≤ 1.0mg/L, pH = 6~9。

三、工艺流程设计

1. 含铬废水处理

通过沉淀去除水中的可沉淀固体, 然后加碱将铬沉淀出来, 再经浓缩和脱水, 固体物加酸溶解后回用或作为特种固体物质进一步处理, 铬回收后的废水进入综合废水处理系统。工艺流程见图 1。

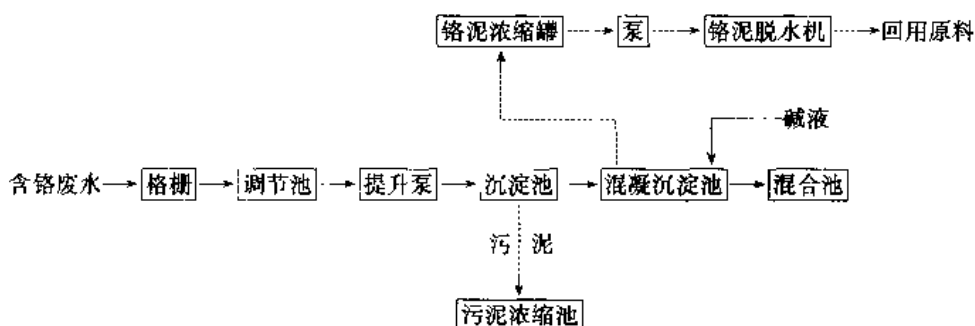


图 1 含铬废水处理工艺流程图

2. 含硫废水及拷胶废水处理

这两种废水的处理工艺均采用混凝沉淀 + 气浮的工艺, 污泥进入浓缩池, 一并处理。工艺流程见图 2。

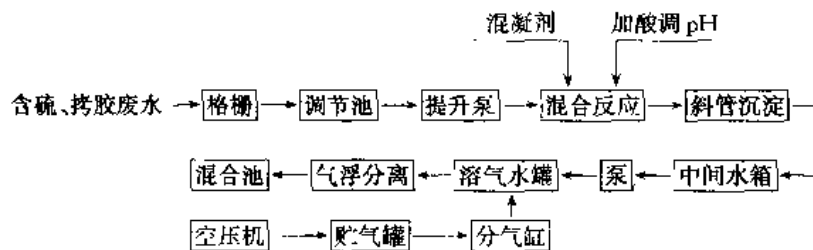


图 2 含硫、拷胶废水处理工艺流程图

3. 综合废水处理

通过技术经济比较, 将经过预处理后的含铬废水、含硫废水、拷胶废水和车间的其他污

水混合后集中处理是较为理想的方法，它不但提高了污水的可生化性，而且可降低有害物质的浓度，提高了处理设施的运行稳定性，也有利于统一规划，降低工程投资。生物处理的主要作用是去除废水中的有机污染物，同时，对 S^{2-} 、 Cr^{3+} 也有显著的去除效果。

制革废水多为间歇排放，而废水中的硫化物又易导致污泥膨胀，因此，对制革废水来说，间歇式活性污泥法（SBR）是一种理想的方法。生化出水进一步用物化法去除残留的有机污染物及有毒、有害物质。综合废水处理工艺流程见图 3。

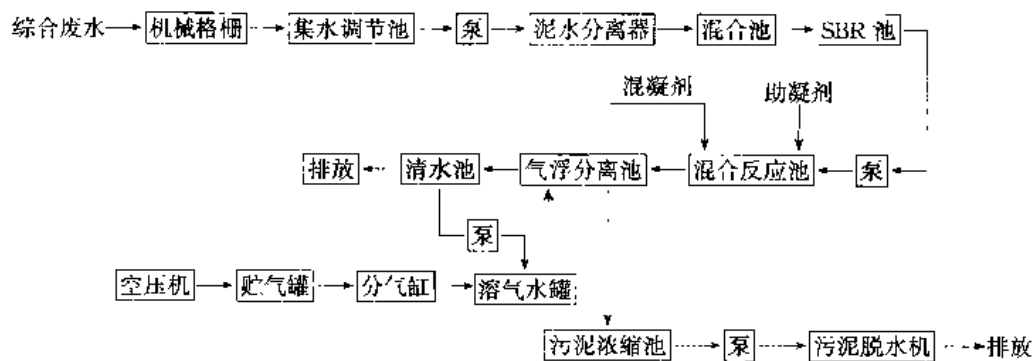


图 3 综合废水处理工艺流程图

四、主要处理单元及设备

1. 机械格栅

通过格栅去除污水中粗大颗粒悬浮物。

2. SBR 反应池

SBR 集反应、沉淀、排水、等功能于一体，省去了常规的初沉池、二沉池和污泥回流设备。

3. 气浮分离池

由于制革废水成分复杂、悬浮杂质多，还含有大量难降解的有机物质，如表面活性剂、染料、单宁和大量的蛋白质等，这些物质仅用单纯的生物处理达不到排放要求，因此，处理工艺设计中气浮处理单元以进一步降低污水中污染物浓度。

五、主要建（构）筑物及主要设备设计参数

见表 3。

表 3 主要建（构）筑物及主要设备

序号	名称	规格	数量
一、 土建部分			
1	综合污水提升泵房	6.0m×3.5m	1
2	二次提升泵房	4.8m×4.5m	1
3	泥水分离机房	8.4m×4.5m	1
4	SBR 池	40.7m×22.7m×5.0m	1
5	综合车间	54m×13m	1
6	含 S^{2-} 、 Cr^{3+} 、拷胶废水调节池(分三格)	9.8m×10.5m×3.5m	1
二、 设备部分			
1	潜污泵	$Q = 150m^3/h$, $H = 15m$, $N = 7.5kW$	2
2	潜污泵	$Q = 15m^3/h$, $H = 22m$, $N = 2.2kW$	4
3	潜污泵	$Q = 8m^3/h$, $H = 23m$, $N = 2.2kW$	2

续表

序号	名称	规格	数量
二、			
设备部分			
4	污水提升泵	$Q = 36 \sim 72 \text{m}^3/\text{h}$, $H = 11.6 \sim 8.5 \text{m}$, $N = 42 \text{kW}$	2
5	IPN 污泥泵	$Q = 7.2 \text{m}^3/\text{h}$, $H = 14 \text{m}$, $N = 1.5 \text{kW}$	2
6	IPN 污泥泵	$Q = 7.2 \text{m}^3/\text{h}$, $H = 14 \text{m}$, $N = 3.0 \text{kW}$	4
7	GC 型格栅除污机	$H = 1.5 \text{m}$, $B = 0.8 \text{m}$	1
8	XLJ-200 型高效泥水分离机	$Q = 200 \text{m}^3/\text{h}$	
9	污泥脱水机	GGT-1000, $N = 1.5 \text{kW}$	
10	污泥罐	$\phi 1600 \text{mm} \times 3000 \text{mm}$	1
11	污泥浓缩罐	$\phi 1600 \text{mm} \times 4900 \text{mm}$	2
12	低速多极离心鼓风机	C40-1.5, $Q = 40 \text{m}^3/\text{min}$, $H = 5000 \text{mm}$, $N = 40 \text{kW}$	2
13	混凝剂搅拌器	25FS-14 塑料泵 $H = 14$, $Q = 6 \text{m}^3/\text{h}$, $N = 0.5 \text{kW}$	5
14	气浮器		2

六、实施效果

污水处理厂调试完成后,顺利通过了密山市环保局的验收,出水达到设计要求和排放标准。

工程总投资:650 万元。

运行成本:1.1 元(不包括设备折旧费)。

实例十三 小造纸厂蒸煮废液治理技术研究^①

一、概况

制浆造纸工业是我国国民经济的重要产业之一,大多以草类纤维为主要造纸原料。经过 1996 年企业规模调整后,现有企业仍有 6700 余家,多数为中小型纸厂,由于技术装备落后,能耗物耗高,废水排放量大,污染治理措施不完善,对环境污染比较严重。主要污染源为制浆黑液,其污染负荷占造纸废水总污染负荷的 80% 以上,每生产 1t 浆约产生 10t 黑液,杂质含量高达 10%~20%,其中 65% 污染物为有机物(如纤维素、半纤维素、木质素等)。治理黑液对于减弱后续处理工艺的负荷,确保废水达标排放具有重要的影响。目前,黑液的治理包括碱回收法、酸析法、絮凝沉淀氧化法和生物化学法等,而对于中小型纸厂的草浆黑液应偏重于综合利用和无害处理。

二、实验水质

实验用水取自河北正定某造纸厂挤浆工段,该厂采用碱法制浆。蒸球混合物由侧压喷放仓再经挤压机分离粗浆后,其黑液水质情况见表 1。

表 1 造纸黑液水质表

pH	COD/(mg/L)	SS/(mg/L)	盐含量/(mg/L)	色度/(稀释倍数)
11	21370	64.70	8600	850~900

三、废水处理工艺路线

本研究针对碱法麦草制浆厂黑液粘度大,热值低,硅含量高,碱回收装置运行困难等问

① 作者为河北科技大学环境科学与工程学院黄群贤、郝瑞霞、白天雄、罗人明、刘三学。

题, 提出“混凝-厌氧-SBR法”处理黑液及中段水的混合废水, 工艺流程如图1所示。

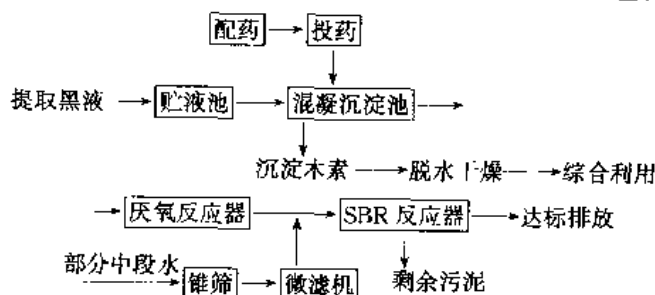


图1 混凝-厌氧-SBR处理黑液及中段水工艺流程

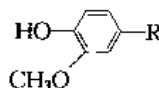
采用高效混凝净水剂, 并以工业废盐酸为助凝剂, 混凝沉淀分离黑液中的木素, 以便于后续处理。沉淀下来的木素经脱水干燥后可综合利用。混凝出水进入厌氧反应器(UASB)去除黑液中的有机物。经混凝-厌氧消化处理后的黑液与中段水混合进入SBR处理, 出水可达标排放。

四、实验结果

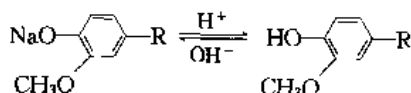
1. 混凝工艺条件的确定

(1) 木素的化学性质 造纸黑液中含有大量的木素, 难于直接进行生物降解。木素是一种含有各种生物学稳定的复杂键型的高分子有机物, 微生物难于利用它作为唯一的碳源及能源。研究黑液中木素脱除的方法, 可为黑液的进一步处理创造条件, 同时脱除的木素可开发木素产品, 在生产中有实际意义。

木素是天然的芳香族化合物, 它是由苯基丙烷单元通过醚键和碳-碳键联结而成的高分子化合物, 是一种具有三维空间网状结构的物质。而黑液中的木素多数是由几个至数千个苯基丙烷单元所组成, 其结构单元为:



木素在碱性溶液中以可溶性酚钠盐的形式存在, 而加酸时逐渐转变成不溶性的游离酚的状态从黑液中析出, 其反应式如下:



利用木素的这一性质, 在黑液中加入酸可使木素析出, 进而脱除木素, 这便是酸析原理。

(2) 混凝工艺条件 木素是有机高分子物质, 在水中具有类似胶体的性质, 投加混凝剂可是木素及其他胶体物质形成絮凝体沉降下来。通过对6种不同混凝剂的筛选, 其中II型和IV型混凝剂对COD去除率较高, 对色度也有一定的去除效果。

① 最佳混凝剂用量的确定。以II型和IV型混凝剂进行最佳投药量的试验, 结果见图2。

由图2看出, 随着投药量增加, COD去除率上升, 但增加到5mg/L时, II型混凝剂COD去除率增加缓慢, IV型混凝剂达到最大值。在相同的实验条件下, II型混凝剂COD去除率高于IV型混凝剂。因此混凝剂最佳投药量为5mg/L。

② pH值对混凝效果的影响。pH值不但影响混凝剂的水解产物, 而且对木素的存在形态亦有影响。对II型、IV型混凝剂在确定的最佳投药条件下进行不同pH值影响实验, 实验结果见图3。

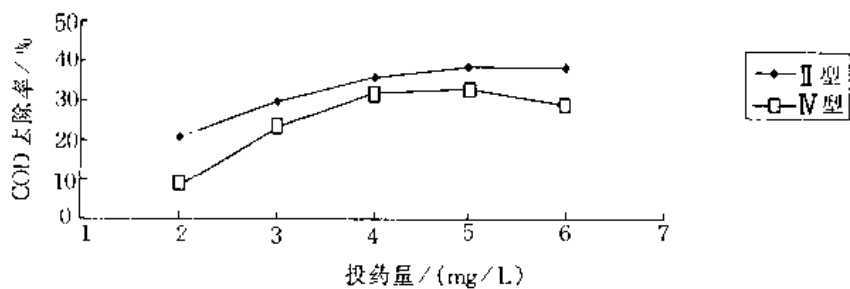


图2 混凝剂用量对混凝效果的影响

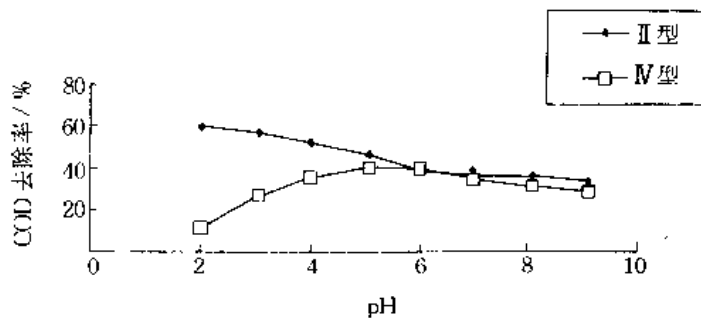


图3 pH值对COD去除率的影响

实验条件：投药量 5mg/L，温度 20℃。

由图3看出，II型混凝剂混凝效果随pH值升高而下降，pH<3时，黑液中的木素发生酸析有利于COD的去除。实验证明，II型混凝剂在低pH下絮体密度，易于沉降。考虑到设备的耐酸性，混凝分离木素pH宜控制在5左右。IV型混凝剂在pH为5~6时，COD去除率达到最高，为40.3%。

混凝分离木素的最佳工艺条件为：采用II型混凝剂，投药量为5mg/L，pH值为5。

2. 黑液厌氧消化的可行性研究

黑液经混凝分离木素后COD降到8000~10000mg/L，并含有少量残余木素，为探索黑液混凝后厌氧处理的可行性，进行了厌氧消化研究。

实验污泥取自石家庄市第一制药厂Vc废水UASB处理装置消化污泥，按比例加入营养液及黑液，在37℃±2℃下进行污泥培养驯化，逐渐增加黑液的投加比例直至100%，观察测定产气量及出水COD。稳定运行数据见表2。

表2 厌氧消化稳定运行数据

日期 1998年	进 水		出 水		产气量/ (m ³ /kgCOD)	COD去 除率/%	负荷/[kgCOD/ (m ³ ·d)]
	COD/(mg/L)	pH	COD/(mg/L)	pH			
5.31	11767	7.27	3248	7.32	0.23	72.4	0.68
6.1	10595	7.22	3866	7.85	0.26	63.5	0.54
6.2	8514	6.90	2747	7.47	0.33	67.7	0.46
6.3	8473	6.96	3052	7.02	0.30	64.0	0.43
6.4	9770	7.07	2412	7.13	0.24	75.3	1.18
6.5	10766	7.00	1968	7.16	0.21	81.7	1.41
6.6	12401	4.32	1934	7.03	0.22	84.4	1.57
6.7	12401	4.32	1917	7.11	0.20	84.5	1.57
6.8	11732	4.37	2073	7.18	0.23	82.3	1.45
6.9	10696	4.32	1984	7.07	0.27	81.5	1.31

由表2可知, 混凝出水 pH 值为 7 左右时, 厌氧消化出水 COD 在 1968~3866mg/L, 去除率为 63.5%~75.3%; 混凝出水 pH 值为 4 左右时, 厌氧消化出水 COD 为 1917~2073mg/L, 去除率为 80% 以上。因此, 在酸性条件下混凝有利于后续厌氧消化处理, 这是由于木素为碱溶性有机物, 酸性条件下易于混凝析出, 出水木素含量低, 对微生物尤其是甲烷菌的抑制作用小。

3. SBR 法处理混合废水

厌氧消化处理后的黑液与中段水混合水质为: COD1400~2100mg/L, pH=8~9, 悬浮物 250~600mg/L。

采用序批式活性污泥法 (SBR 法) 处理混合废水, 由于 SBR 反应器内污泥浓度较高, 有利于有机物的分解, SBR 运行过程中交替出现缺氧-好氧环境, 有利于大分子有机物生物降解。研究表明 SBR 曝气时间为 10h, 污泥负荷为 0.5 kgCOD/(kg·d) 左右时, COD 去除率在 80% 以上, 出水 COD 低于 450mg/L。

五、经济技术分析

对于年产万吨的碱法造纸厂日排黑液约为 300m³, 厌氧后需用中段水稀释再进入 SBR 反应器, 需中段水量 1000m³/d。按此废水量进行经济技术分析。废水处理站投资估算见表 3。

表 3 废水处理站投资估算一览表

序号	项 目	投资/万元	序号	项 目	投资/万元
1	设备投资	60.6	5	分析仪器	1.0
2	土建投资	21.0	6	设计费	3.0
3	管道、阀门及安装费	11.0	合计		98.1
4	仪表、照明、配电	1.5			

废水处理站定员 4 人, 月工资按 400 元计, 设备折旧按 20 年计, 电费按 0.45 元/kWh, 药剂费为 0.05 元/m³ 废水, 维修费按设备折旧的 15% 计。废水处理站运行费用估算见表 4。

表 4 运行费用估算

序号	项 目	费用/(元/m ³)	序号	项 目	费用/(元/m ³)
1	人工费	0.04	4	药剂费	0.38
2	设备折旧	0.22	5	维修费	0.03
3	电费	0.27	合计		0.94

六、结论

(1) 采用混凝-厌氧-SBR 法处理草浆碱法造纸厂废水, 工艺路线先进可靠, 该工艺对 COD 总去除率达 95% 以上, 经处理后的废水可达标排放。

(2) 对于 10000t/a 草浆碱法造纸厂, 黑液及混合废水处理设施的基建投资为 98.1 万元, 运转费用 0.94 元/m³ 废水, 在经济上是可行的。

实例十四 乳山市造纸厂工业废水土地处理工程[●]

一、概况

目前国内 5000~10000 吨造纸废水的治理工程, 大多数采用酸析木质素、混凝、沉淀等

● 作者为天津市环境保护科学研究所于秀玲、李万庆。

物化方法。这些方法主要优点是占地面积小,处理效果稳定,不受气候的影响等;其主要缺点是运行费用昂贵,每吨水处理费用约 1.0 元左右,若日排万吨的治理工程,年运行费用要 360 万元,企业难以承受,不利于治理工程的长期稳定运行。污水土地处理工程是利用土壤-植物-微生物复合系统净化污水的生态工程技术,具有投资少、运行费用低、省能耗、处理效果高的优势,是一种符合我国国情的因地制宜的工程技术。

二、水质特性

乳山市环保局对该厂混合废水的监测结果为: COD1850~2500mg/L; SS211~527mg/L; pH 值 11.6; BOD/COD<15%。属于较难生化降解的工业废水。

三、模拟试验

(1) 土柱材料 聚乙烯管,柱长 2.4m; 直径 300mm。土柱模拟试验在室内室温下进行。

(2) 试验方法 试验时间:自 1996 年 12 月 20 日~1997 年 12 月 26 日。目前试验仍在进行中。工艺参数如下:投配水量 2000ml/d; 负荷周期布水 1~2d,干化 5~6d; 水力负荷 0.25m/次。污水自土柱上端注入,在不同高度设置取样点,定期采样监测。

整个试验是在室温下进行的,温度变化范围 10~28℃。pH、COD 每周监测 2~3 次。pH 测定采用美国 HACH 公司产品 EC10pH 计, COD 根据国家环保局编著的《水和废水监测分析方法》第三版标准重铬酸钾法测定。

(3) 试验结果与分析 土柱模拟试验已运行 1 年。监测结果见表 1。

表 1 土柱模拟试验 COD_{Cr}监测结果/(mg/L)

监测月份		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
类别	最大值	1938	2724	2528	1097.5	2529.3	1935.4	2462.7	2477.8	2131.8	1128.7	295.4	2712.2
	最小值	1674.7	1607.2	2066.7	/	1235.2	1123.2	1764.5	1955.2	1690.0	467.0	262.1	423.8
	月均值	1774.1	2091.1	2242.7	1097.5	1852.7	1529.3	2154.0	2190.4	1910.9	869.4	278.8	1892.1
1#出水	最大值	749.2	2116.8	2752.6	1162.1	1685.6	1532.2	2154.9	1383.2	2083.4	634.9	224.6	931.0
	最小值	713.4	669.1	1408.9	540.2	524.2	329.9	551.4	912.6	1250.6	350.3	221.5	388.5
	月均值	731.3	1029.9	2045.8	879.4	1206.4	962.6	1192.5	1119.1	1646.3	488.7	223.1	586.2
2#出水	最大值	599.1	197.7	1381.5	1004.3	937.0	604.8	577.2	256.9	456.6	317.4	37.4	282.2
	最小值	329.3	156.8	222.6	422.2	318.2	160.7	312.5	19.4	167.9	38.9	18.5	141.3
	月均值	455.4	179.2	925.2	755.0	745.5	382.8	422.8	123.3	326.5	147.2	28.0	208.6

从表 1 看出 1# 出水的月平均值低于进水的 COD 值; 而 2# 出水的月平均值又明显低于 1# 出水的 COD 值。土柱模拟试验运行结果表明以下几点。

① 当进水水质 COD 超过 1000mg/L 时, 1# 出水达不到 GB 3544—92 造纸工业水污染排放标准。主要原因是 1# 土壤渗透速率大, 水力停留时间短, 净化能力较弱。表明单纯 1# 土壤建造此工程项目是不适宜的, 但 1# 土壤渗透速率大有利于工程的冬季运行, 是其主要优势。

② 在进水水质 COD2500mg/L 时, (本试验进水 COD 最高值达 2724mg/L) 2# 出水完全可以达到造纸工业的水污染排放标准。主要原因是 2# 土壤渗透速率较小, 水力停留时间较长, 净化能力较强。但由于冬季气温低、水温也相对要低得多, 对于地表布水的此工程, 冬季会结冰, 不利于冬季的稳定运行。

③ 在模拟试验开始阶段, 污染物净化机理以物理吸附为主。从 3 月 7 日到 6 月 27 日期

间,出水水质出现高峰期,在3月21日达到峰顶,说明模拟试验处于调整运行期间。当物理吸附作用达到饱和时,出水水质COD值逐渐升高,此时生物净化能力小于物理吸附能力,在峰值期过后,出水COD逐渐降低,表明土壤中微生物经培养、驯化其净化能力不断提高,并逐步过渡到正常运行阶段。在6月27日以后,模拟试验出水水质达到或低于造纸行业排放标准,并且出水水质受进水水质的影响并不大。此时,土壤中微生物的净化作用大于物理吸附作用,说明模拟试验已进入稳定运行阶段。

四、工程设计

1. 工艺设计

以模拟试验结果为基本依据,设计了乳山市造纸厂工业废水土地处理工程项目。其工艺流程见图1。

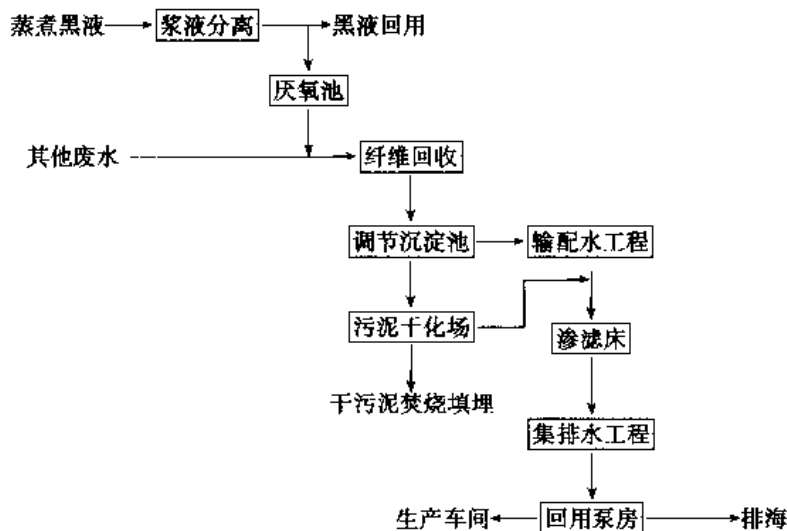


图1 乳山市造纸工业废水土地处理工艺流程

2. 工程运行初步结果

乳山市造纸厂废水土地处理工程于1997年4月动工,11月中旬竣工并投入运行。工程投资1120万元(含征地费500万元),处理规模8000m³/d,占地10公顷,运行费用0.06元/m³,处理效果见表2(1997年12月19日测定)。

表2 乳山市造纸厂废水土地处理工程运行效果/(mg/L)

项目	pH		SS		COD		挥发酚	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
厌氧塘	10.76	9.1	2144	404	14000	9700	8.01	4.21
土地处理系统	9.13	7.6	376	7.0	2500	360	3.16	0.14

运行结果表明,在处理工程首端设置厌氧塘,对削减污染负荷,保障土地处理系统安全稳定运行得当是十分有效的。利用土地处理系统处理造纸废水只要设计合理,运行管理,完全可以达到国家规定的排放标准。

五、结论

污水土地处理工程技术是天津市环境保护科学研究院在“七五”、“八五”国家环保科技攻关项目中的科技成果,被国家环保局评为环保最佳实用技术(B类)。其主要特点是三低

一高，即投资低，运行费用低，能耗低，处理效果高。以乳山市造纸厂为例，工程投资1400元/m³，运行费用0.06元/m³，仅相当于常规物化处理方法的6%，每年可节省运行费用270万元，有利于治理工程的长期稳定运行。

实例十五 草浆中段废水混凝沉淀- 活性污泥生物处理的工艺研究^①

一、概况

中国造纸工业80%以上是采用非木材纤维原料，其中烧碱与硫酸盐法禾草浆（主要是稻草草浆）占草浆总产量的70%。由于技术、装备落后，吨产品耗水量400m³以上。目前，国内草浆厂碱回收配套率仅20%左右，大部分草浆厂废液未经任何处理直接排放，造成了严重的水环境污染。建有碱回收系统的草浆厂，其中段废水，尚无一家能有效地达标处理。

草浆中段废水中污染成分与黑液相似，含有大量的木素、半纤维素、糖类及其他溶出物（残碱、无机盐、挥发酸、氨氮等），只是浓度较低，水量甚大，并增加了氯化物。每生产1t纸浆，约产生200m³中段废水。由于草浆黑液含硅量高，导致黑液黏度高，提取率低，因此中段废水水量大，浓度也远高于木浆。草浆中段废水BOD₅/COD_{Cr}=0.25~0.30，木浆中段废水BOD₅/COD_{Cr}=0.30~0.35，因此草浆中段水可生物降解性较差。本文通过试验研究，探索经过碱回收后中段废水采用混凝沉淀-活性污泥生物处理的可行性。

二、试验装置与方法

1. 试验流程与装置

本试验首先利用静态试验进行混凝剂的选择，确定混凝效果，以去除水中的大量悬浮物，同时降低COD浓度，利于后续活性污泥处理。试验流程如图1。活性污泥反应器为完全混合式，有效容积为9L，底部由气泵产生空气通过多孔钛板布气，使布气均匀；二沉池容积为2L，污泥回流采用蠕动泵提升。

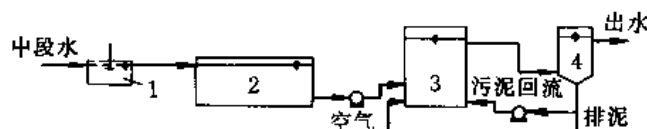


图1 试验流程图

1—混凝沉淀池；2—贮水槽；3—活性污泥池；4—二沉池

2. 废水及污泥来源

(1) 废水来源：河南及北京某造纸厂；

(2) 废水水质：pH7~8；COD_{Cr}2400mg/L左右；BOD₅800mg/L左右；SS1200mg/L左右。

(3) 污泥来源：北京首都机场污水处理厂好氧活性污泥。

3. 混凝沉淀试验

混凝沉淀试验采用六联搅拌机在烧杯中进行间歇试验。废水加药后，先快速搅拌形成矾花，后慢速搅拌使矾花长大，提高处理效果。试验条件为：快速搅拌200r/min，1.0min；慢速搅拌50r/min，10min；静置沉淀15min。

① 作者为清华大学环境科学与工程系师绍琪等。

4. 活性污泥驯化

草浆废水可生化性较差, 因此污泥驯化时间较长, 为使接种污泥适应草浆废水的性质, 加快污泥的生长, 试验开始时, 先采用北京某造纸厂稀黑液与生活污水配水, 并添加葡萄糖和淀粉, 为维护较好的营养平衡, 加入脲及 K_2HPO_4 使 $BOD_5:N:P=100:5:1$ 。驯化过程中逐步提高草浆废水的比例, 降低生活污水量, 并逐步减少葡萄糖与淀粉比例, 直至进水全部为中段废水。经过 60d 的驯化, 污泥沉降性能良好, 颜色为黄褐色。表 1、表 2 为驯化过程中部分结果, 其中造纸废水分别占 60% 和 80%。

表 1 活性污泥驯化结果 (造纸废水占 60%)

项 目	1	2	3	4
MLSS 的 COD_{Cr} 负荷/[kg/(kg·d)]	0.356	0.441	0.329	0.283
COD_{Cr} 去除率/%	68.7	65.2	67.4	61.4
BOD_5 去除率/%	87.3	87.6	86.5	84.5

表 2 活性污泥驯化结果 (造纸废水占 80%)

项 目	1	2	3	4
MLSS 的 COD_{Cr} 负荷/[kg/(kg·d)]	0.337	0.635	0.530	0.692
COD_{Cr} 去除率/%	59.3	40.7	63.9	63.1
BOD_5 去除率/%	83.5	65	81.7	81.8

三、结果与讨论

1. 混凝沉淀试验

混凝沉淀处理主要是为了去除 SS, 只能去除部分 COD_{Cr} , 因此试验中尽量探索低投药量条件, 以达到混凝沉淀作为生物处理前处理的目的。混凝沉淀处理中有两个高效区, 一个为几十 mg/L 投药量, 该区范围小, 较难控制, 称为不稳区; 另一个为大于几百 mg/L 投药量, 该区范围广, 易于控制, 称为卷扫区。一般情况下, 生产实际中多采用卷扫区为投药控制区, 但该区投药量大, 运行费用高, 且产污泥量大。如果能较好地控制在低投药量的不稳操作区, 将使运行费用显著降低, 且沉淀物可以作为短纤维回收利用。此外, 本试验研究中混凝沉淀只是作为 SS 去除的主要手段, 因此决定主要以低投药量为试验条件。

试验中分别采用无机和有机絮凝剂, 其中无机絮凝剂为国内常用的三种: PFS、 $FeSO_4$ 、PAC, 而有机高分子絮凝剂以日本造水促进中心提供的 PA-331 (阴离子型)、PA-365 (阴离子型)、PA-362 (阴离子型)、331 (阳离子型)、PN-161 (非离子型) 为主。处理对象为北京某造纸厂及河南某造纸厂中段废水。

试验首先进行单一絮凝剂的选择, 无机絮凝剂投加量为 10~500mg/L, 有机絮凝剂为 0.5~10mg/L。试验表明单一无机絮凝剂在低于 200mg/L 时对 SS 去除效果不及有机絮凝剂, COD_{Cr} 去除率也稍差, 一般无机絮凝剂对 SS 去除率低于 80%, 有机絮凝剂则为 80%~90%, 对 COD_{Cr} 去除率均为 10%~30%, 在试验中发现 PAC 与 $FeSO_4$ 对色度有较好的去除效果, 而 PFS 对色度去除效果不大。

由于单一絮凝剂处理效果不理想, 故又选用复合的方法来进行筛选。无机絮凝剂不变, 有机絮凝剂选 331、PA-365、PN-161 三种, 分别比较阴离子、阳离子、非离子型有机絮凝剂的混合处理效果。结果发现, 无机与有机絮凝剂复合可较好地去除 SS (80%~99%)、 COD_{Cr} (20%以上)。如表 3 所示, $FeSO_4$ 在低投量时与有机絮凝剂复合的处理效果。

表3 河南某造纸厂中段废水混凝沉淀试验结果

项 目	1	2	3	4	5	6
FeSO ₄ /(mg/L)	60	60	60	—	—	—
PFS/(mg/L)	—	—	—	80	80	80
PA-365/(mg/L)	1	—	—	1	—	—
331/(mg/L)	—	1	—	—	1	—
PN-161/(mg/L)	—	—	1	—	—	1
SS去除率/%	84.3	81.5	99.0	83.2	82.1	90.6
COD _{Cr} 去除率/%	26.3	—	32.2	15.2	8.6	13.6

由混凝沉淀试验过程发现,反应条件直接影响混凝效果。当温度低时,影响无机盐类水解,使水解反应慢,为提高混凝效果需加大无机絮凝剂用量;由于投加铝盐与铁盐,均使废水pH降低,导致木素析出,溶解性COD_{Cr}降低。试验结果表明,在制浆中段废水pH7~8条件下,最佳复合结果为:PN-161 1mg/L + FeSO₄60mg/L,SS去除率99.0%;COD_{Cr}去除率32.2%。此时,原水不需调pH,产生的污泥量少,且可回收利用。

2. 活性污泥生物处理常规运行

根据中段废水浓度和上述混凝沉淀试验结果,确定进入活性污泥处理试验装置的水质条件为:pH7~8;SS100~200mg/L;COD_{Cr}1500~2000mg/L;BOD₅300~450mg/L。

当污泥驯化阶段完成后,即进入正常运行阶段。该阶段主要利用河南某造纸厂中段废水完成。由于废水可生化性差,因此运行过程中选用的停留时间较长为24h,温度控制在20℃左右,MLSS浓度为3.0g/L左右。典型运行试验结果见表4。

表4 活性污泥处理试验结果

项 目	1	2	3	4	5	6
COD _{Cr} 容积负荷[kg/(m ³ ·d)]	1.89	1.76	1.93	2.05	2.01	2.18
COD _{Cr} 去除率/%	50.7	53.4	56.3	50.4	50.7	55.3
BOD ₅ 去除率/%	87.1	85.7	87.5	80.0	81.1	82.6

由试验结果可知,在温度20℃,水力停留时间24h,COD_{Cr}容积负荷为2.0kg/(m³·d)左右时,混凝沉淀处理后的中段废水经活性污泥处理后,COD_{Cr}去除率约为50%~56%,BOD₅去除率约为80%~87%。可见,草浆中段废水的可生物降解性较差。

试验中发现,当反应温度降低到8~10℃时,处理效果显著降低。因此,实际运行中水温宜在15~20℃。

表5 混凝沉淀和活性污泥处理效率/%

项 目	混凝沉淀处理效率	活性污泥处理效率 ^①
COD _{Cr}	30	55
SS	95	—
BOD ₅	10	80

① 依据HRT=24h的试验结果。

(见表5),同时预测当黑液提取率发生变化时,中段水水质及经上述工艺处理后的水质情况(见表6)。

河南某造纸厂在当前的黑液提取率为70%~80%,碱回收率为50%的条件下,中段废水水质条件与山东某造纸厂在相近的黑液提取率情况下水质条件接近,因此具有典型代表性。一般情况下,黑液提取率的提高不仅有利于碱回收率的提高,而且可以显著降低中段水的浓度。因此,可根据试验结果确定混凝沉淀和活性污泥处理效率

表6 黑液提取率和处理后水质的关系

项 目		黑液提取率/%		
		80	90	95
中段水/(mg/L)	COD _{Cr}	2400	1500	1050
	BOD ₅	800	475	312
	SS	1200	1200	1200
混凝沉淀出水/(mg/L)	COD _{Cr}	1680	1050	735
	BOD ₅	720	427	281
	SS	60	60	60
活性污泥处理出水/(mg/L)	COD _{Cr}	756	472	330
	BOD ₅	144	84	56
	SS			

《国家污水综合排放标准》(GB 8978—88)对新扩改非木浆厂污染物排放标准规定如下: COD_{Cr}<350mg/L; BOD₅<150mg/L; SS<200mg/L; pH=6~9。

从以上的研究可见,河南某造纸厂在目前黑液提取率70%~80%的条件下,经混凝沉淀和活性污泥处理后,出水COD_{Cr}难以达到国家排放标准。据预测结果,只有当黑液提取率提高到95%时,采用此处理方案,出水才能完全达标。这在目前国内技术条件下,难以达到。

3. 负荷变化运行试验

为考察不同负荷条件下,活性污泥处理对草浆中段水处理效果的影响,进行了负荷变化试验。试验中水力停留时间分别为48h, 24h, 15h和8h, COD_{Cr}容积负荷变化范围为0.83~5.80kg/(m³·d)。表7为部分试验结果,废水来源为河南某造纸厂废水。

表7 活性污泥变负荷试验结果

项 目	COD _{Cr} 容积负荷/ [kg/(m ³ ·d)]	停留时间/h	COD _{Cr} 去除率/%	BOD ₅ 去除率/%
1	0.83	48	65.0	94.2
2	0.96	48	70.9	96.0
3	1.92	24	56.1	95.7
4	1.79	24	55.1	96.8
5	3.20	15	37.1	
6	3.20	15	41.5	
7	5.70	8	33.7	76.0
8	5.80	8	34.5	71.9

由结果可以看出,随着负荷的增加,COD_{Cr}的去除效率迅速下降,从HRT=48h的65%~70%,降到HRT=8h的33%~34%。HRT=48和24h时,出水的BOD₅已很低,去除率都在95%以上。上述结果与我们调查的国内某些草浆造纸厂废水处理效果完全相符。

因此,为有效降低COD_{Cr}的浓度,采用活性污泥处理时负荷较低,应采用较长的停留时间。

四、结论

通过草浆中段废水混凝沉淀-活性污泥生物处理的研究,得出以下结论。

(1) 当黑液提取率为70%~80%时,以麦草为原料的制浆中段废水的浓度为: COD_{Cr}2000~2500mg/L; BOD₅600~800mg/L; SS900~1500mg/L; pH7~8。

(2) 通过无机-有机复合絮凝剂混凝沉淀预处理,中段废水中污染物的去除效率为:

COD_{Cr}达 30%，BOD₅达 10%，SS 可达 95% 以上。

(3) 以混凝沉淀预处理后的出水为原水，活性污泥工艺的 HRT = 24h，COD_{Cr}容积负荷 2.0kg / (m³·d) 左右时，处理后污染物的去除效率为：COD_{Cr} 50% ~ 56%，BOD₅ 80% ~ 87%；处理效率随负荷的增加迅速降低，在 HRT = 8h 时，COD_{Cr}的处理效率已降为 33% ~ 34%。

(4) 草浆中段废水混凝沉淀-活性污泥组合工艺处理总效率（活性污泥处理效率取 HRT = 24h 的试验结果）为：COD_{Cr} 65% ~ 69%，BOD₅ 83% ~ 88%，SS 可达 95% 以上。以目前黑液提取率 80% 时的中段水水质预测，除 COD_{Cr} 外，其他指标均可达标。要全部指标达到国家排放标准，黑液提取率必须在 95% 以上。

(5) 由于草浆中段废水的可生物降解性较差，活性污泥法处理负荷较低，应采用较长的水力停留时间。

实例十六 北京宝酒造酿造有限公司废水处理[●]

一、概况

1. 生产和用水情况

该厂主要产品为清酒和味淋，清酒产量为 400t/a，味淋产量为 300t/a。其生产原料主要为大米，采用日本工艺方法，生产工艺流程见图 1。

原料大米 → 洗米 → 泡米 → 酿造 → 产品灌装 → 成品

图 1 生产工艺流程图

生产过程中需用大量水，大部分水用后外排，外排水占总供水量的 80% 以上，尤其是洗米和泡米工段，用水量大，排水量也大。

2. 废水水质水量

该厂废水由生产废水和少量生活污水组成，日均排水量约 400t。生产废水包括洗米水、泡米水、洗罐水、车间地面冲刷水等，其中尤以洗米水和泡米水的污染负荷最重。生产废水的特点是有机负荷高，其中 COD 为 500~2000mg/L，BOD 为 250~1500mg/L，SS 平均为 400mg/L，pH = 5~9，各类废水的水质详见表 1。

表 1 各类废水的水质

废水种类	pH	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	SS/(mg/L)
洗米水	6.5	1536	1029	1993
泡米水	6.5	1630	1223	2170
地面冲刷水	6.5	378	190	732
洗罐水	5.5	1519	532	1628

处理后的废水排入市政下水道，要求达到市政 A 级排放标准，即 pH = 6~9，COD ≤ 150mg/L，BOD ≤ 100mg/L，SS ≤ 160mg/L。

二、废水处理工艺流程及说明

1. 工艺流程的确定

该厂废水的可生化性较好 (BOD/COD = 0.5~0.75)，宜采用好氧生物处理，但由于水质波动大，加之处理站建站面积过小，故给废水处理工艺流程确实带来一定难度。

● 作者为中国环境科学研究院张永珍、刘和平、蔡梅、张国宁、孙立国、王明、戴维伦、胡月东。

根据废水理化特性和建站的实际情况,经多方案比较,确定了如图2所示之工艺流程。该流程具有如下特点:①布局紧凑、合理,平面布置与立体布置相结合;②兼性调节池与一级生化池有机结合,耐冲击负荷能力强且减少了异味排放;③持续运行处理单元与备用处理单元巧妙结合,当 $\text{COD} < 2000\text{mg/L}$ 时仅生化处理系统(持续运行处理单元)运行即可保证出水达标,当负荷过高时($\text{COD} > 2000\text{mg/L}$)才启动混凝沉淀系统(备用处理单元),这样既保证出水水质达标又减少能耗;④废水经一次提升后,靠重力流完成后续处理,管道系统排列有序,外观整齐,时空利用恰当。

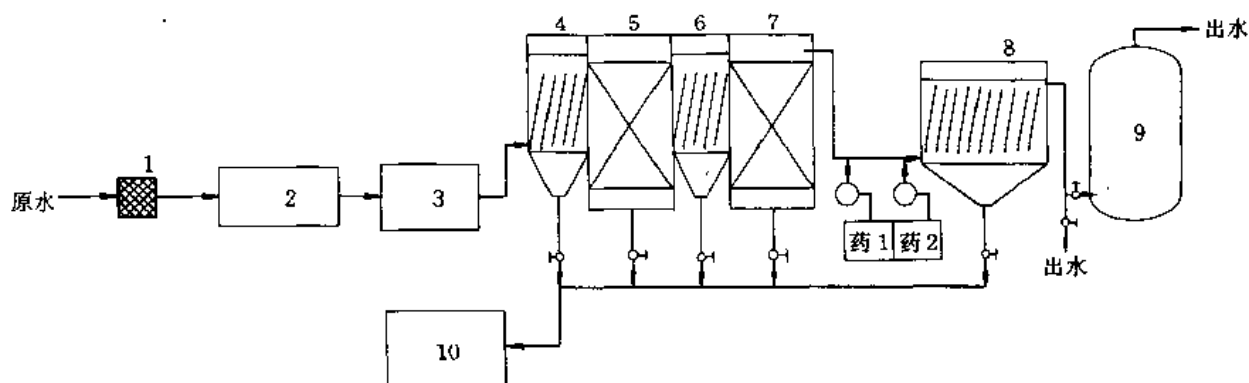


图2 废水处理工艺流程

1—格栅机; 2—地下调节池; 3—1[#]接触氧化池; 4—1[#]沉淀池; 5—2[#]接触氧化塔;
6—2[#]沉淀池; 7—3[#]接触氧化塔; 8—3[#]沉淀池; 9—砂滤柱; 10—污泥浓缩池

2. 工艺流程说明

水处理工艺流程由以下处理单元组成: 格栅机、地下兼性调节池、1[#]地下生物接触氧化池、1[#]地上斜板沉池、2[#]与3[#]地上生物接触氧化塔、2[#]地上斜板沉池、地上加药系统、3[#]地上斜板沉池、地下清水贮池、地上砂滤柱, 风机和废水提升泵均在地下设备间。

(1) 格栅机 截留水中较大污染物(瓶盖、标签等), 以防对泵的损害并可降低部分污染负荷。

(2) 地下兼性调节池 除了具有一般调节池均化废水水质、水量的作用外, 此调节池实际还是一兼性池, 对难降解的有机化合物进行水解酸化, 使整个处理流程具有良好的处理效果。调节池废水停留时间8h。

(3) 地下生物接触氧化池 采用穿孔管曝气, 容积负荷为 $2.5\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$, 停留时间3.5h, COD去除率为50%左右。其出水泵到地上斜板沉池进行后续处理, 该处理单元由于与调节池相联, 有调节水质水量的功能。此外, 来自兼性调节池的水一般均有味, 夏季更强烈, 在这一处理单元经充分曝气后, 水变为富氧水, 再提升到地上构筑物已无味, 极大改善水处理站周围环境。

(4) 两段好氧生物接触氧化塔 采用钢结构, 两塔串联, 塔内装有聚氯乙烯软性填料, 生物量较大, 易挂膜。1[#]塔停留时间6h, 2[#]塔停留时间5h。经此二段处理, COD去除率约为85%。此两塔直接相联, 中间不设二沉池, 这是结构变形设计, 目的是将3[#]生物塔变成活性污泥及生物接触氧化复合型处理系统, 从而强化该单元处理效果。3[#]塔出水自流至2[#]斜板沉池, 进行固液分离。

(5) 混凝沉淀系统 由两台计量泵定量加两种药剂到管道混合器, 混合后流入与3[#]斜

板沉池相联的反应器，其出水流进3#沉淀池进行固液分离，出水流进清水池后外排，若超标，经砂滤柱过滤后再外排。

(6) 污泥脱水系统 三个斜板沉池底泥均排入地下污泥浓缩池进行浓缩脱水，三周后通过板框压滤机进一步脱水，污泥含水率为65%左右，外运至垃圾场或作花木肥料。

三、处理效果

上述处理流程耐冲击负荷能力较强，运行稳定，水处理效果很好，出水水质大大优于相应标准值，具体数值见表2。

表2 废水处理效果

项 目	原 水	出 水	去除率/%	项 目	原 水	出 水	去除率/%
pH	6.6	7.0	—	BOD/(mg/L)	551	11	98
COD/(mg/L)	823	37	96	SS/(mg/L)	400	<5	98

四、运行中出现的问题

废水处理站运行稳定，管理方便，处理效果好，其出水达标率近乎100%，且出水水质远低于排放标准。但由于该厂生产不连续，产量不稳定，经常发生日产量是平均日产量的几倍甚至十几倍的情况，此时废水的水质水量波动极大，COD>3000mg/L，pH>10，对处理站造成极强的冲击负荷，导致处理系统运行出现异常，表现在：①地上生物接触氧化塔泡沫严重；②出水水质恶化。

为解决上述两个问题采取如下措施。

1. 泡沫问题

采用物理方法消泡，一旦发生泡沫，利用处理过的水通过花管系统水力消泡，效果很好。

2. 水质恶化

厂方给定设计COD不超过2000mg/L，实践表明经此系统处理进水COD达2500mg/L时出水均可达标，但若COD太高以至超出处理站操作弹性，就会使水质恶化，出水COD>150mg/L（排放标准）。采取的措施有以下两点：

(1) 在车间附近设浓水贮槽，不将浓水一次排入调节池，使其细水慢流，缓解对处理站的冲击负荷；

(2) 由于调节池池容较大，并且该厂废水间断排放，采用循环处理方式，即3#接触氧化塔出水排至地下调节池循环处理，直至最终出水达标，停止循环处理，恢复正常运行。

该处理站已通过北京市环保局组织的验收，受到好评，甲方对此极为满意。

实例十七 UBF+CASS工艺处理酒精糟液废水^①

一、概况

新蔡县酒厂酒精生产线于1996年正式建成投产。它是利用玉米作原料生产酒精，年消耗玉米3万吨，年产酒精1万吨，但生产过程中产生大量的CO₂直接排空，酒精糟液被白白地排放流走，既浪费了资源，加大了生产成本，严重污染了环境。本方案主要讨论的是酒精糟液综合利用和治理问题。

1. 水质水量

酒精（玉米发酵）的主要废水是蒸馏废液（即是酒精液15m³/t（产品））及糖化后的冲

① 本文为驻马店地区环境工程技术公司设计，龚乃衡、张统、王守中整理。

洗水和发酵后的冲洗水（排放量为 $2\sim 4\text{m}^3/\text{t}$ ），其次是发酵装置的凝结器排出的冷却水，排放量为 $70\text{m}^3/\text{t}$ 产品（不需治理）。按每年270天的生产时间计算，每天排放的酒精糟液，冲洗水和冷却水质水量见表1。

表1 酒精废水水质水量

项目 种类	排放量/(m^3/d)	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)
酒糟液	555	55000	30000	45000
冲洗水	148	800		
冷却水	2600	100		

2. 设计水质水量及出水标准（见表2）

表2 设计水质水量

项目	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)	pH	水量/(m^3/d)
处理前	5500(糟液平均) 12000(糟液与冲洗水混合)				555(糟液流量) 800(糟液与冲洗水混合)
处理后	<300	<150	<200	6~9	

3. 设计原则

- (1) 优先考虑回收酒糟，提高资源利用率，减轻废水处理负荷。
- (2) 处理后水应确保达到排放标准。
- (3) 采用先进，可靠的处理工艺的同时，流程应尽量简短，运行要稳定、抗冲击能力要强，管理维护要简便。
- (4) 节省基建投资，降低运行费用；合理布局，减少占地。

二、工艺流程设计

根据近年来国内外玉米酒精糟液回收利用实践证明，酒精糟液中含有大量的蛋白质、脂肪等具有丰富营养的有机成分，其中蛋白质含量达27%以上，是极好的饲料。

针对酒精糟液的特性，本方案首先对酒精废液采取固液分离，干燥制成饲料，然后滤液经厌氧-好氧处理后达标排放。

1. 工艺流程

(1) 酒糟回收利用工艺流程（见图1）



图1 新蔡县酒厂酒糟回收利用工艺流程图

(2) 新蔡县酒厂酒糟滤液治理工艺流程图（见图2）

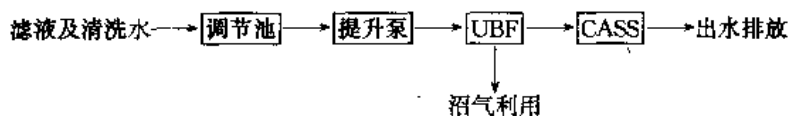


图2 新蔡县酒厂酒精废液处理工艺流程图

2. 主要构筑物及设计参数

(1) 糟液调节池 调节糟液流量及水质, 并由空压机鼓气防止沉淀, 保证糟液流量、水质连续均衡进入过滤机脱水。调节池按 150m^3 设计。COD_{平均} = 5500mg/L 。

(2) 竖流沉淀罐 糟液经中心竖流罐处理, 酒糟被沉淀下来送入过滤机, 上清液流入厌氧调节池。竖流罐容积为 $2 \times 8\text{m}^3$ 。

(3) 固液分离 沉淀酒糟经固液分离, 滤液进入厌氧调节池, 滤饼含水率达到了 $68\% \sim 72\%$, 卸掉后直接送入干燥机干燥。滤液 COD 约为 $10000 \sim 15000\text{mg/L}$ 。

(4) 干燥烘干 滤饼经干燥烘干后, 含水率 $< 14\%$, 蛋白质含量为 $27\% \sim 30\%$, 是极好的畜禽饲料, 包装后即可出售。

(5) 厌氧调节池 均衡调节滤液及冲洗水量、水质, 保证混合废水连续稳定进入厌氧池; 调节池容积设计为 400m^3 , 同时由于沉淀及生物作用, 调节池可去除部分有机物, COD 去除率按 15% 计, 则: 进水 COD = 12000mg/L , 出水 COD = 10200mg/L 。

(6) 厌氧反应罐 (UBF) 容积有机负荷取 $6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 去除率为 88% , 则: 厌氧有效容积 1360m^3 (总容积为 1560m^3); 进水 COD = 10200mg/L , 出水 COD = 1224mg/L ; 沼气产率 $0.4\text{Nm}^3/\text{kgCOD}$; 日产沼气 $2874\text{Nm}^3/\text{d}$ 。

沼气经脱水、脱硫后进入容积为 400m^3 的湿式贮气柜, 然后送至锅炉作燃料或作为居民生活用气。

UBF 罐为中温消化, 控制温度 $30 \sim 35^\circ\text{C}$, 夏季不需要加热, 冬季若进水温度低, 利用本厂蒸汽加热废水至要求温度。UBF 产泥率按 $0.1\text{kgMLSS}/\text{kgCOD}$ 计算, 则产泥量为 $718\text{kg}/\text{d}$, 含水率按 96% 计, 则污泥体积为 $18\text{m}^3/\text{d}$ 。

(7) CASS 反应池 容积有机负荷取 $1.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, COD 去除率为 85% , 则有效容积为 720m^3 (总容积 800m^3), 进水 COD = 1224mg/L , 出水 COD = 183.6mg/L , 曝气量为 $15\text{m}^3/\text{min}$ ($P = 49\text{kPa}$), 由鼓风机供应。

日产污泥约 $250\text{kg}/\text{d}$, 含水率按 99% 计, 则污泥体积为 $25\text{m}^3/\text{d}$, 经浓缩后, 含水率为 97% , 体积为 $8.3\text{m}^3/\text{d}$ 。

(8) 污泥处理 调节池、UBF 厌氧污泥和 CASS 好氧浓缩污泥混合进入集泥池, 总泥量为 $26.3\text{m}^3/\text{d}$, 含水率为 96.3% 。经脱水后每天产泥饼 $3.23\text{t}/\text{d}$ (含水率为 70%)。

3. 主要构筑物的设计参数及处理效果 (见表 3)

表 3 各单元构筑物设计预期处理效果

序号	构筑物	设计参数	进水 COD / (mg/L)	出水 COD / (mg/L)	处理效率 / %
1	调节水解池	HRT = 12h	12000	10200	15
2	UBF 厌氧罐	$6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$	10200	1224	88
3	CASS 反应池	$1.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$	1224	183.6	85

三、污水处理厂辅助设施

1. 总平面布置

考虑酒糟回收生产及管理方便, 酒糟回收装置既要与酒精生产衔接, 又要自成一体, 形成一个独立大车间。废水处理设施应考虑与生产区远离, 特别是沼气柜位置应注意风向, 并按《建筑设计防火规范》GBJ 16—87 的规定设计。

2. 供水

酒糟和污泥脱水机冲洗及浇花用地, 厂供水管网引接或处理出水引接。

3. 供电

本工程装机容量 120kW，平均使用功率 100kW。由本厂变配站以 380/220 三相四线制电缆桥架引至处理配电室供电，配电室至各用电设备采用电缆桥架连接。

贮气柜及 UBF 周围的全部用电设备均采用防爆型，保证安全。

4. 供气

正常情况下，酒糟滤液温度较高，即使在冬季，进入 UBF（厌氧）的温度亦能达到 30~35℃。若温度偏低，可由用厂蒸汽供给加热。

5. 土建

竖流沉淀罐、酒糟过滤、干燥车间基础均为混凝土结构、过滤干燥车间为砖混及框架结构；调节池、CASS 池、集泥池、UBF 基础、贮气柜基础为钢筋混凝土结构，房屋均为砖混结构。

6. 综合楼

中央控制室、办公室、化验室、配电室尽可能利用厂内现有空房，以节省投资。

四、生产组织与安全保护

1. 劳动定员

本站按三班四运转制，分酒糟和污水处理站两组人员。酒糟回收站 36 人，其中站长 1 人，工程师 1 人，过滤工 16 人（三班四运转），干燥工 16 人（三班四运转），维修、电工 2 人。污水处理站 12 人，其中站长 1 人，工程师 1 人，三班运转 8 人，污泥脱水 2 人。

2. 安全保护

(1) 防火 工程设计按《建筑设计防火规范》(GBJ 16—87) 考虑。贮气柜布置符合《建筑设计防火规范》(GBJ 16—87)，站内应是重点防火构筑物。UBF 罐上部有沼气室，虽离地面较高，也应加强防火措施。

(2) 防爆 厌氧处理所产沼气是易爆的气体，UBF 罐及贮气柜为甲级防火区，严禁烟火和火电线在此架设，区域内照明以及电气设备选用防爆型。

(3) 防雷 废水处理站内构筑物及设施均应按 GB 50057—94《建筑物防雷设计规范》执行。厌氧反应池 (UBF) 及沼气储柜为二类防雷构筑物，在其最高处设避雷针，沿外围上设避雷带，避雷带与避雷针连接在一起，每座构筑物的引下线不少于两处，冲击接地电阻不大于 10Ω。

五、污水处理厂投资估算

1. 酒糟回收投资估算

(1) 土建部分 (见表 4)

表 4 土建部分投资估算表

序号	名称	规格	单位	数量	投资/万元	备注
1	过滤干燥车间	500m ³	座	1	50.4	框架结构
2	配电及空压机房	50m ²	座	1	2.4	砖混结构
3	热风炉房	200m ²	座	2	24.0	钢筋框结构
4	产品库房	300m ²	座	1	24.0	砖混结构
5	设备基础	200m ²	座	1	12.0	混凝土结构
6	集糟池	150m ³	座	1	5.0	钢筋混凝土结构
7	道路				3	
8	办公及值班室	60m ²			3.6	
小计					124.4	

(2) 设备部分 (见表 5)

表 5 设备部分投资估算表

序号	名称	规格(m)型号	单位	数量	投资/万元	备注
1	竖流罐及爬梯	80m ² ×2	座	2	11.0	自制(钢)
2	过滤器	800型(半自动)	台	6	144.0	外购、配套
3	干燥机	TGZS2000	台	2	110.0	外购及配套
4	热风炉	配套干燥机	座	2	60.0	外购及配套
5	空压机	Q=0.9m ³ /mm	台	2	4.0	外购
6	泵		台	10	5.0	外购
7	配电				3.5	配套
8	管网				3.5	外购
小计					341.0	

(3) 其他 安装费 $309 \times 5\% = 17.0$ 万元, 设计费 $431.4 \times 2\% = 9.3$ 万元, 税 $454.5 \times 3.413\% = 16.78$ 万元, 合计 508.48 万元。

2. 废水处理部分投资估算

(1) 土建部分 (见表 6)

表 6 土建部分投资估算表

序号	名称	规格型号	单位	数量	投资/万元	备注
1	厌氧设备基础	200m ²	座	3	12.0	钢筋混凝土结构
2	好氧池	1000m ³	座	1	60.0	混凝土结构
3	脱水间	50m ²	座	1	2.5	砖混结构
4	化验室	50m ²	座	1	2.5	砖混结构
5	罗茨风机房	40m ²	座	1	2.0	砖混结构
6	沼气罐基础	70m ³	座	1	6.0	钢筋混凝土结构
7	路				5	
8	综合楼	160m ²			8.8	
小计					98.8	

(2) 设备部分 (见表 7)

表 7 设备部分投资估算表

序号	名称	规格(型号)	单位	数量	投资/万元	备注
1	厌氧罐	1600m ³	座	3	80.0	自制(钢)
2	填料	400m ³			16.0	
3	热水器、架				6.0	
4	保温	800m ²			15	
5	防腐	400m ² ×3			12	
6	好氧曝气器	350套			23	
7	滗水器	D=1m	台	1	14.0	
8	罗茨风机	Q=15m ³ /mm P=49kPa	台	2	12.0	一备一用
9	脱水机	30m ²	台	1	15	
10	水封		套	3	6	
11	加热器		套	1	5	自制(钢)
12	泵、管、阀		台	6	10	
13	配电、路灯				8	
14	气水分离器		台	3	5.0	
15	脱硫塔		台	3	6.0	
16	沼气贮罐	400m ³	座	1	25.0	自制(钢)
17	护栏、爬梯		套	4	5	自制(钢)
小计					264	

(3) 其他 安装费 (6%) 为 15.8 万元, 设计费 (3.5%) 为 12.7 万元, 菌种及运费 (500 吨) 为 12.0 万元, 调试、驯化费 (2.5%) 为 9.1 万元, 税为 14.1 万元, 合计 426.4 万元。

酒糟回收和废水处理两项工程总造价为 938.88 万元。

六、环境及经济效益分析

(1) 酒精回收技术经济分析 年产 10000 万吨酒精, 日排放糟液 555 吨 (年生产天数按 270 天计), 糟液悬浮含量为 4.5%, 过滤回收率按 98% 计, 则年回收酒糟蛋白饲料为 7695 吨 (含水率 < 14%)。每吨成品饲料按 750 元/吨计, 年销售收入为 577.13 万元。酒糟蛋白饲料回收成本见表 8。

表 8 酒糟蛋白饲料回收成本

序号	项目	耗量	单价	费用/万元
1	电耗	528120 度	0.50 元/度	31.69
2	煤耗	2851.2 吨	210 元/吨	59.88
3	人工费	36 人	6000 元/(年·人)	21.6
4	维修费	341 万元	4%	13.6
5	管理费		约 3%	10.2
6	折旧费	341 万元	6%	20.5
7	销售费	577.13 万元	5%	28.9
小计				186.37

因此酒糟蛋白饲料回收净利益 (按照国家政策要求, 综合利用产品免税) 为 $577.13 - 186.37 = 390.76$ 万元。

考虑到贷款利息 (按年息 9% 计) 酒糟蛋白饲料投资约 1.5 年即可收回投资。

(2) 废水处理技术经济分析 酒糟滤液厌氧处理过程中产生的沼气是高品位的优质气体燃料, 可直接用于企业锅炉燃烧或居民炊用。年产沼气 77.544 万标准立方米/年, 按 0.5 元/标准立方米计, 则全年经济收入为 38.77 万元。

废水处理成本见表 9。

表 9 废水处理运行分析

序号	项目	费用/(万元/年)	备注
1	工资费	5.76	12 人, 400 元/(人·月)
2	动力费	11.66	30kW, 0.6 元/度
3	药剂费	0.5	污泥脱水絮凝剂
4	蒸汽费	0	滤液温度高, 几乎不用汽
5	维修费	5.28	设备造价的 2%
6	折旧费	15.84	取 6%
7	管理费	4.0	取 1% (用于培训、学习)
8	小计	43.04	年处理废水 21.6 万吨, 不计折旧, 管理费为 22.77 万元
9	每吨废水电耗	0.9kWh/m ³	
10	废水处理成本	1.99 元/吨	不计折旧, 管理费为 1.07 万元
11	去除 COD 成本	0.18 元/kgCOD	不计折旧, 管理费为 0.095 元/kgCOD

若不提折旧、管理费, 则全年废水运行费用为 23.2 万元。扣除沼气利用效益 38.77 万元, 每年处理废水净盈利 15.57 万元。

实例十八 酱油废水处理工程设计^①

一、概况

重庆酱油厂年产酱油 1.5 万吨, 该厂位于重庆市渝南区海棠溪, 为国内大型酱油厂。除生产酱油外, 还根据市场供需情况生产调料、火锅底料等产品。原料以大豆、小麦、谷物、食盐、辣椒为主。废水中主要成分为粮食残留物、各种微生物及微生物分泌的酶和代谢产物, 还含有一定量的消毒剂、洗涤剂、食盐、辣椒物等微生物生长抑制剂, 废水浓度较高、色度较重, 属较难处理的有机废水。该厂废水水质情况见表 1。

表 1 废水污染物浓度表/(mg/L)

污染物	COD	BOD	SS	pH	色度/倍	NH ₃ -N
浓度	800~1600	250~500	160~300	6~9	100~400	40~50

废水主要来自生产车间、包装车间的制曲、发酵回淋等生产工段。其中生产车间废水占 35%, 包装车间废水占 60%, 其他废水占 5%, 日平均排水 140m³/d, 高峰排水量 165m³/d。

二、处理工艺流程

在该厂废水治理方案确定前, 对国内酱油厂废水处理情况进行了调研, 并进行了部分处理工艺的小试, 包括电解、接触氧化法等。经多方比较、论证, 最后确定采用厌氧水解酸化-活性污泥法-煤渣过滤吸附系统。其处理工艺流程见图 1。

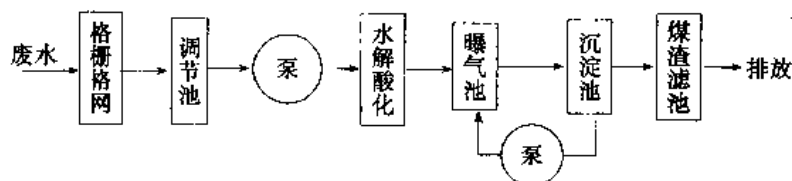


图 1 废水处理流程图

三、工程特点

1. 水解酸化特点

酱油废水经厌氧水解酸化反应后发现有下列特点: ①固体物质降解为溶解性物质, 大分子物质降解为小分子物质, 由于颗粒有机物发生水解增加了系统中溶解性有机物浓度, 污水经厌氧酸化后, BOD₅/COD_{Cr}值从进水的 0.3 提高到 0.4~0.6, 更适合于好氧处理; ②厌氧酸化器不需密闭、不需加温、不需搅拌, 容积小, 大大降低了造价和运行费用; ③污水采用向上流, 废水从底部进入直接接触高浓度污泥, 反应速度提高, 顶部出水, 夹带污泥较少, 可不需设沉淀池。

2. 煤渣滤池特点

煤渣滤池采用移动床式煤渣吸附滤池, 其特点为: ①废水过滤吸附与出渣同时进行, 可省去一个备用煤渣吸附滤池, 降低了工程造价; ②废水与煤渣同向流动, 提渣时池内水流仍属层流运动, 过滤吸附效果较好, 出水水质稳定; ③提渣采用压缩空气换渣, 不需使用行车、抓斗及人工挖掘, 操作简便、节省投资、减轻工人的劳动强度; ④该滤床布水布渣均匀, 避免了死角, 使煤渣吸附容量达到极大值。

^① 作者为河北省环境科学研究院马承愚, 机械部第三设计研究院田静、于寒松, 广西玉林柴油机厂曹玉凤。

四、工程设计

重庆酱油厂污水处理站地面标高分别为 191.6m 和 190.4m。长江该段 100 年一遇洪水位为 178m，估计三峡大坝建成后，100 年一遇洪水位为 190m，被淹的可能性较小。污水处理站平面图见图 2。

1. 调节池

根据生产情况，设计调节水量为 20h，有效容积为 140m^3 ，几何尺寸为：长 7.0m，宽 5.5m，深 4.5m。钢筋混凝土结构，埋设地下，上面覆盖预制板，留有放气孔。在调节池入口处装有格栅、格网，以去除水中的漂浮物、大块粮食残留物。

2. 泵房

废水由调节池进入上流式厌氧酸化反应器和污泥由二沉池回流进入曝气池均需泵加压提升。泵站设在综合楼底层，由于泵站间内放置有煤渣滤池提渣供气用的空压机，噪声较大，因此泵站间采取了隔声、消声措施。

污水用泵由调节池打入厌氧水解酸化池，其提升泵型号为：25WG，2 台，1 用 1 备。污泥回流的射流泵型号为：80WG，2 台，1 用 1 备。每台泵出口都安装有转子流量计。

3. 厌氧水解酸化装置

厌氧水解酸化装置的形式很多，本设计采用了上流式厌氧反应器，在容器内布置 $\phi 150\text{mm}$ 半软性填料，污水由底部进入，随着水流的上升，污泥颗粒被吸附或截留在填料上，形成泥水逆向流，水解酸化处理后的废水从顶端锯齿堰溢流排出。

厌氧水解酸化反应罐为内衬环氧树脂的圆柱形钢体，直径 3m，高 6.3m，有效容积 43m^3 ，停留时间 7h，内装半软性填料 30m^3 ，容积负荷为 $0.8\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ， $2.6\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

4. 射流曝气池

射流曝气较其他活性污泥法具有下列独特的优点：射流曝气器结构简单、无运动部件、无磨损、投资省；采用自吸式曝气，可取消风机，从而消除噪声的污染。

曝气池几何尺寸为：长 4.0m，宽 4.0m，高 5.4m，有效容积 80m^3 ， $\text{HRT} = 13\text{h}$ ，容积负荷为： $0.33\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ， $0.9\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，池中安装射流曝气器 1 个，喷嘴直径为 $\phi 36\text{mm}$ ，充氧能力为 $58\text{m}^3/\text{h}$ 。

5. 沉淀池

沉淀池采用竖流式沉淀池，几何尺寸为：长 2.8m，宽 2.8m，高 4.7m。池内上升流速为 0.25mm/s ，沉淀停留时间为 3h，沉淀池与曝气池为合建式，均为钢筋混凝土结构。

6. 煤渣过滤吸附池

煤渣过滤吸附池为连续过滤换渣，煤渣为该厂锅炉房排出的废渣，将煤渣倒入过滤顶部

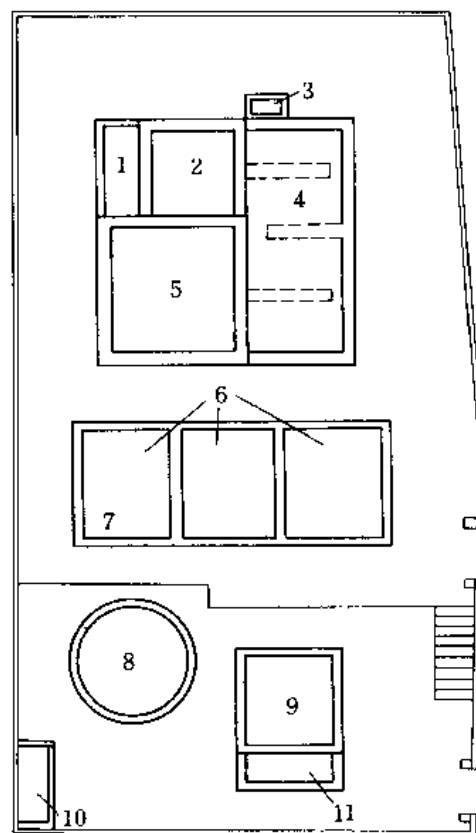


图 2 污水处理站平面图

- 1—浓缩池；2—沉淀池；3—格栅；4—调节池；
5—曝气池；6—综合楼；7—泵房；
8—厌氧酸化罐；9—煤渣滤池；
10—干化床；11—贮渣池

的塑料筛孔板上,筛孔直径为 $\phi 30\text{mm}$,小于 $\phi 30\text{mm}$ 的煤渣落入池内,大于 30mm 的少量煤渣经破碎后再经筛孔板落入池内,落入池内的煤渣均匀分撒在池中。

煤渣滤池几何尺寸为:长 2.8m ,宽 2.8m ,高 6.2m 。滤速为 1m/h ,煤渣每周更换1次。煤渣采用压缩空气提渣管提渣,提渣管是利用气、水、渣的比重不同,而将渣由底部提升出池。提渣时,工人只需打开压缩管空气开关,池底层吸附饱和的煤渣就会自动冲出水面,流入贮渣池,以待装车外运。该方法大大减轻了工人的劳动强度。提渣管的压缩空气由空压机提供,其空压机型号为:3W—0.9/7,额定排气量为: $0.9\text{m}^3/\text{min}$,额定压力为 0.7MPa 。

7. 污泥干化床、浓缩池

沉淀池污泥定期排至浓缩池,经脱水浓缩后排入干化床。厌氧水解酸化器中的污泥也定期排到干化床。

浓缩池的有效体积为 5m^3 ,钢筋混凝土结构;干化床有效体积为 4m^3 ,砖混结构。

五、运行情况

工程竣工后,取当地某厂的活性污泥作菌种,使该厂废水由小流量开始培养菌、驯化,水量不断增大,两个月后达到设计流量,从监测数据看,厌氧水解酸化-活性污泥-煤渣过滤吸附处理酱油废水达到了设计要求,测定结果见表2。

表2 废水水质监测情况表

时 间	采样位置	COD / (mg/L)	pH	色度/倍	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$	SS/ (mg/L)
1995年10月	进水口	839	6.2	436	88	76
	厌氧管出口	574	6.8	314	70.1	
	沉淀池出口	408	6.7	227	13.1	
	煤渣池出口	116	7.3	65	8.5	8
1995年11月	进水口	1249	6.3	368	101	75
	厌氧管出口	621	6.6	259	87	
	沉淀池出口	369	7.1	126	24	
	煤渣池出口	142	7.5	50	8.3	9
1995年12月	进水口	1573	6.7	500	176	82
	厌氧管出口	1139	7.0	242	139	
	沉淀池出口	476	7.3	139	36	
	煤渣池出口	156	7.5	50	9.8	10
1996年1月	进水口	1532	6.2	500	136	81
	厌氧管出口	1106	6.5	323	100	
	沉淀池出口	479	7.1	248	27	
	煤渣池出口	163	7.5	65	11	10

表2中的数据为月平均值,因此调试正常时,水处理效果要好于表中情况,例如COD去除率在运行正常时可到达92%以上。COD排放浓度小于 100mg/L 。

六、结论

(1) 采用厌氧水解酸化-活性污泥法-煤渣过滤吸附工艺处理酱油废水是可行的。COD去除率达到85%~92%,色度平均去除率达到87%, $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均去除率达到94%,SS平均去除率达到90%。

(2) 从处理情况来看,基本达到了设计要求,尤其在冬季、“两节”前生产旺季,污水处理站仍稳定运行。

(3) 采用压缩空气提渣管提渣具有投资省、煤渣吸附效率高、出水水质稳定、减轻工人劳动强度等优点。开车以来,一直运行正常。

(4) 废水处理运行费(含设备折旧费)为0.5~0.6元/吨水。

实例十九 天津市化学试剂二厂污水处理工程^①

一、概况

天津市化学试剂二厂搬迁后位于天津市西青区李七庄王兰庄村东,原四新油漆厂内。该厂总占地面积47000m²,油漆分厂原有油漆车间附辅助建筑共占地17000m²,搬迁产品项目及新建产品项目共占地30000m²,该厂东西方向短,南北方向长,原有油漆车间均集中在厂区南部,厂区中部为生活区和办公区,厂区北部为搬迁工地用地,污水处理站设置于该厂区最北端,紧邻津港运河。

搬迁后的试剂二厂各工序污水分类综合后水质、水量见表1。

表1 污水水质水量

项 目	水量/ (t/d)	pH	COD/ (mg/L)	BOD/ (mg/L)	SS/ (mg/L)	Cl ⁻ / (mg/L)	NH ₄ -N/ (mg/L)	油/ (mg/L)	
老二厂排水	470	2~5	800	200~600	30~1000				
老二厂辅助生产生活水	110	7~8	300						
ATC车间排水	ATC洗涤水	4.8	4.9	2827	251	12	2480	405.4	29.70
50t/d	ATC其他水	21.2		2000					
原四新油漆厂排水	200	6~14	355		45.24			21.44	

据此全厂污水排放总量约为806m³/d。

二、工艺流程

根据本工程污水水质特点,天津市环境保护科学研究院以去除COD为主要目标对污水进行了多种处理工艺的试验研究,确定了如下工艺流程并完成了工程施工图设计工作。

1. 污水处理流程

(1) 污水经过机械旋转式格栅除污机将污物待到地面以上用车运走。

(2) 经过格栅污水用潜水泵泵入调节池内,该调节池起隔沉、配化水解、均化水质、调节水量的作用。池内设水下搅拌器,使污水充分混合。

(3) 由于原水pH值偏低,需用碱调整污水的pH值,以利后序处理工艺,因此进水泵井中均化调质后用潜水泵提升送入高效生物接触氧化池之前,在潜水泵后管路中加NaOH溶液以调整污水的pH值。

(4) 调整完pH值的污水进入生物接触氧化池前的水槽中,槽中通入蒸汽,以备冬季调温使用。该好氧池为连续进出水,共四级,每级之间用穿孔墙连接,进出水口上下交错。

(5) 经过好氧接触生化处理后的泥水混合液自流进入二沉池,二沉池出水经过巴氏计量槽由厂区封闭干管排向李七庄火车站前的污水河。

2. 污泥处理工艺

本工程中产生二种污泥:①调节隔泥池中的污泥;②生化反应池产生的好氧活性生化污泥。

第二种污泥混合液可以排至排水调节池,与原污水混合,发生厌氧水解反应,这样一方

^① 作者为天津市环境保护科学研究院汤纯鹏、蔡凌、贾春宁。

面减少生化污泥的产生,另一方面可改善污水的可生化性。这样,隔泥池中的污泥与极少量的生化剩余污泥一起通过污泥泵泵入污泥浓缩池中,浓缩池靠重力浓缩,上清液可排入集水井中,再次经过生化系统工艺净化。浓缩后的污泥可定期用吸泥车运出厂外。

三、设计规模及排放标准

根据《天津市化学试剂二厂搬迁、扩产工程环境影响报告书》预测,该厂搬迁后全厂日用水量约为 $1100\text{m}^3/\text{d}$,处理后出水经封闭管道送至李七庄站前专用泵站,排入污水河,日排水量约为 $900\text{m}^3/\text{d}$ 。

因此确定设计规模为日处理水量 1000m^3 ,排放污水水质达到《污水综合排放标准》(GB 8978—96)中的二级新扩改排放标准。

四、主要构筑物

- (1) 集水井: $3500 \times 2500 \times 4000$, $t = 14.8\text{min}$
- (2) 调节池: $23100 \times 15500 \times 4750$, $t = 24\text{h}$
- (3) 高效生物接触氧化池: $13650 \times 10900 \times 5500$, $t = 14\text{h}$
- (4) 二沉池: $11050 \times 5700 \times 7200$, $t = 3.5\text{h}$
- (5) 污泥池: $5600 \times 5600 \times 5500$

五、工艺特点

采用新型生物填料为载体的接触氧化工艺作为好氧处理方法,具有如下特点。

(1) 由于曝气池内维持微生物浓度高,单位容积曝气池的 COD 负荷大,曝气池可小型化。

(2) 微生物以固定膜方式生长,食物链长,污泥产生量小。

(3) 由于在随意填充的载体中通入空气,空气溶解效率高。

(4) 载体比水轻,形成上浮床面,借助曝气载体适度摇动,不会发生堵塞。

(5) 不需要回流污泥。

由于占地面积过小,因此在选择处理方案时要求所选择的工艺,处理构筑物尽量简化,以减少占地。

六、结论

该污水处理站工程总投资约 400 万元,总占地面积约 1470m^2 ,由于采用高效生物氧化系统和先进的控制系统,因此具有管理方便、运行稳定、自动化程度高等特点。现工程已投入初步运行,出水水质达到国家污水二级新扩改排放标准。

实例二十 安阳市豆腐营污水集中控制示范工程^①

一、概况

安阳市豆腐营工业区污水集中处理厂是国家环保局首批环保示范工程之一,于 1995 年底通过了国家验收。该厂采用水解-接触氧化-一体化氧化沟工艺对豆腐营工业区内的高浓度工业废水进行集中处理,取得了比较理想的处理效果,为工业废水集中处理提供了一条有效途径。

该污水处理厂目前接纳豆腐营工业区内八家企业的废水,包括安阳印染厂、织染厂、针织厂、地毯总厂、塑料厂、日化厂、啤酒厂和北关区印染厂,另外接纳少量居民区生活污

① 作者为安阳市环境规划管理处崔青安、张爱华、陈绳建。

水。目前日排水量 6000 多 m^3 ，废水水质见表 1。

表 1 废水水质

项 目	变 化 范 围	平 均 值
COD _{Cr} /(mg/L)	236.67~4037.62	1229.00
BOD ₅ /(mg/L)	105.78~2050.56	483.71
SS/(mg/L)	59~5944	371.51
色度/倍	27.78~5000	351.45
pH	6~12	

从表 1 可看出，进水浓度比较高，且水质波动幅度较大，还要承受强碱性废水的冲击，给处理带来一定难度。

二、工艺流程

采用的工艺流程如图 1 所示。

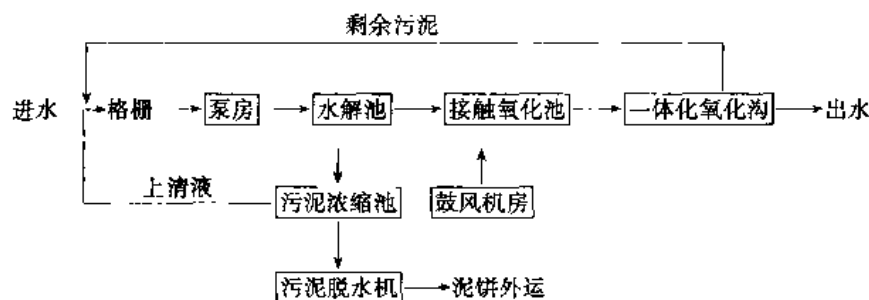


图 1 工艺流程图

三、设计规模及水质

本厂设计规模为 2.2 万 m^3/d 。一期工程 1.2 万 m^3/d ，设计出水水质标准达到《污水综合排放标准》(GB 8978—88) 第二类污染物最高允许排放标准，主要污染物指标达到：色度（稀释倍数）80；SS200mg/L；COD_{Cr}150mg/L；BOD₅60mg/L。

四、主要构筑物设计

1. 水解池

钢筋混凝土结构，设计能力为 $1.2 \times 10^4 m^3/d$ ，两池并联，每池建筑面积 215.62 m^2 ，共计 431.24 m^2 ，有效深度 3.9m，斗底深 1.1m，池内设有布水系统和集水槽，总有效容积 1681.8 m^3 ，水力停留时间为 3.36h。

2. 接触氧化池

钢筋混凝土结构，建筑面积为 400 m^2 ，深 4.4m，总容积为 1320 m^3 ，水力停留时间为 2.3h。

每组两池，共计 8 池。进水靠闸板控制，安装启闭机 4 台，进气靠阀门控制。

3. 一体化氧化沟

分两池，每池设中心隔墙成为两条沟，沟深 2.5m，有效水深 2.24m，沟长 90m，每沟宽 10m，边坡为 1:1。氧化沟总有效容积为 7200 m^3 ，水力停留时间为 14.4h。

两池独立运转，每池安装三台直径 1m，长 6m 的曝气转刷，每台功率为 30kW，共计 180kW，每立方米污水配备 25W 动力，沟内设计流速 0.3m/s。

氧化沟每池中设计 1 座多斗式沉淀船，船长 24m，宽 7m，有效水深 1.7m，实际有效容积 286 m^3 ，为混合式机构。

4. 污泥脱水

(1) 污泥浓缩池 为一高位池，长 6m，宽 3m，有效水深 3m，分为两格，每格内安装有搅拌装置。

(2) 污泥脱水间 建筑面积为 200m³，安装 2m 带式压滤机 1 台，配备加药设备。

五、氧化沟运行参数

1. 流速

由于本工程中氧化沟比较浅，有效水深仅 2.24m，在折流板的作用下，氧化沟内的水流不是水平流动，而是翻卷着前进，这样沟内水平流速比较低，平均只有 0.22m/s。但污泥完全呈悬浮状态，满足运行要求。

2. 污泥浓度

氧化沟设计污泥浓度为 2000mg/L，实际运行中，我们将污泥浓度控制在 2000～2500mg/L 的范围内，出水水质完全达到设计标准。

3. BOD₅ 负荷

设计 BOD₅ 负荷 0.1～0.15kg/(kgMLSS·d)，实际运行中，由于水质不稳定，难于有效控制 BOD₅ 负荷，我们在实际运行中的负荷为 0.12～0.30kgBOD₅/(kgMLSS·d)，处理水质均达到了设计标准，说明氧化沟在一定范围内有较强的抗负荷冲击能力。

4. 污泥龄

对一般二级污水处理厂而言，污泥龄是控制运行的重要条件。而本系统由于受转刷充氧能力及沉淀池泥水分离效率的影响，污泥浓度成为主要的控制运行的条件，而且，由于工业废水水质波动较大，因此，本系统氧化沟内污泥龄也是一个变值，从 7 天到 14 天不等。

六、运行结果

系统运行结果见表 2。

表 2 系统运行结果

项目 采样点	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	SS/(mg/L)	色度/倍
进水	1229.00	483.71	372.51	351.45
水解池出水	809.60	336.21	89.86	104.06
接触氧化池出水	573.95	227.20	127.75	95.65
氧化沟出水	70.48	21.55	23.54	34.09
总去除率/%	94.27	95.54	93.66	90.3

从表 2 的结果看，整个系统对 COD_{Cr}、BOD₅、SS 及色度都有很高的去除率。出水水质各项指标均显著优于设计标准，显示出整个工艺的优越性。

七、结论

(1) 本工程实践证明了工业污水集中控制是发挥规模效益、提高污染综合防治能力、改善水环境质量的主要方向之一。与点源分散治理相比，本工程具有基建费用低廉、维护和管理方便、工作稳定、可靠等优点，是城市水污染控制的重要措施。

(2) 本系统中，用水解池代替初沉池，对 COD_{Cr}、BOD₅、SS 的去除率分别达到 31.4%、30.5% 和 75.8%，显著高于普通沉淀池 20%、20% 和 50% 的去除率，且 BOD₅/COD_{Cr} 的比值由 0.39 上升到 0.42，提高了废水的可生化性，为后续好氧处理提供了较优越的条件。

(3) 一体化氧化沟技术用于工业废水的处理, 取得了较为理想的运行效果。一体化氧化沟集曝气、沉淀功能为一体, 具有启动快、运行操作简单、沉淀效率高、出水水质稳定等诸多优点, 并具有占地面积小、投资省等优点, 非常适合中小型污水处理厂的应用。

实例二十一 辽宁锦华机械厂对氨基酚生产废水生物处理工程^①

一、概况

辽宁省锦华机械厂经多年实践探索, 成功地开发出催化加氢生产对氨基酚新技术, 并于锦西民品开发基地兴建了年产 1000t 对氨基酚生产装置。

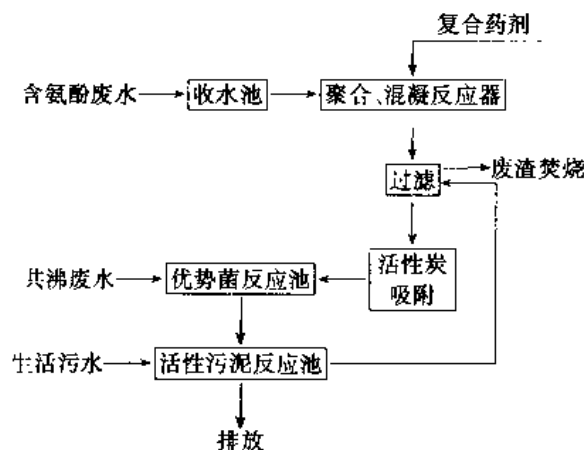
在对氨基酚生产过程中, 每天产生含对氨基酚、硝基苯和乳化剂的碱性废水 2.43m³, 含苯胺的共沸废水 20m³, 以及 50m³ 生活污水。受该厂委托, 天津市环境保护科学研究院承接了上述废水的处理工艺研究和工程方案设计工作; 装置建成后, 运行近一年的结果表明, 处理效果稳定可靠, 出水完全可达辽宁省 DB21-60-39 新扩改二级标准。

该厂废水水质见表 1。

表 1 对氨基酚生产废水水质

序号	废水	主要组成	有毒有机负荷/(kg/d)
1	共沸废水	苯胺, 500mg/L	10.0
2	涮地水	对氨基酚、硝基苯、乳化剂	0.5
3	催化剂回收	对氨基酚	3.0
4	活性炭再生	对氨基酚、NaOH	5.16
5	生活污水	COD、BOD、SS	—
合计			18.66

二、工艺流程



三、设计规模及排放标准

本装置是为年产 1000t 加氢法对氨基酚废水生化处理而设计, 日处理废水量 80m³, 其中包括苯胺浓度为 500mg/L 的共沸废水 20m³, 对氨基酚浓度为 3563mg/L 的工艺废液 2.43m³。

^① 作者为天津市环境保护科学研究院王连生。

废水经处理后达到辽宁省地方标准 DB21-60-39 新扩改二级, 主要指标如下:

BOD	60mg/L	COD	100mg/L
苯胺	2.0mg/L	SS	100mg/L
酚	0.5mg/L	硝基苯	3.0mg/L

四、主要构筑物及其参数 (见表 2)

表 2 主要构筑物及其参数

序号	构筑物名称	规格、指标	作用及特点
1	氨酚废水收集罐	$V = 9m^3, 2000 \times 2000 \times 2250, \delta = 250, Q_{235-A}$	收集含氨酚废水
2	活性炭吸附柱	$\phi 300 \times 3000, \delta = 12$ 硬 PVC	用以脱除废水中的硝基苯
3	共沸废水贮罐	$V = 28m^3, \phi 3800 \times 2500, \delta = 8, Q_{235-A}$	用于收集共沸废水
4	优势菌反应池	$V = 40m^3, \phi 3800 \times 3500, \delta = 8, Q_{235-A}$	用于处理废水中的苯胺矿化率 92% 以上, HRT = 7 ~ 12h
5	生化反应池	$V = 88m^3, \phi 5700 \times 3500, \delta = 10, Q_{235-A}$	用于混合废水的达标处理, HRT = 8 ~ 12h

五、运行参数

1. 氨酚废水

进水温度 60~70℃, 进水 pH 值 8~10, 投药 1.5% (V/V, 进水氨酚含量为 1.5g/L), 反应时间为 2h。

2. 共沸废水处理

进水温度 (30 ± 2)℃, 停留时间 7~12h, 菌浓度为 10⁷~10⁵, 曝气量: 气水比 = 15~20。

3. 生化反应

进水温度为 (30 ± 2)℃, 停留时间 18~12h, 污泥浓度为 3000mg/L, 曝气量: 气水比 = 15~20。沉淀时间为 2h。

六、实际运行结果 (见表 3)

表 3 优势菌-活性污泥组合工艺处理结果/(mg/L)

序号	优势菌反应池				生化反应池		总去除率/%	
	进水		出水		出水		COD	苯胺
	COD	苯胺	COD	苯胺	COD	苯胺		
1	547.1	318.5	181.7	24.71	62.30	1.190	89.1	99.6
2	583.2	342.7	152.6	21.63	50.38	1.073	91.4	99.7
3	497.7	287.5	94.41	10.43	25.70	0.476	94.9	99.8
4	526.4	307.0	125.0	10.57	32.89	0.218	93.8	99.9
5	1051	517.3	284.8	13.74	125.1	2.370	88.9	99.5
6	974.2	447.2	263.9	33.44	143.7	2.115	85.3	99.5
7	752.8	385.9	193.7	26.18	83.61	1.357	88.9	99.6
8	503.3	297.6	135.5	155.3	78.33	0.559	84.5	99.8

七、结论

采用优势菌技术可大幅度提高生化处理进水中的苯胺浓度, 当进水苯胺浓度为 800mg/L 以下时, 优势菌可使废水中 92% 以上的苯胺完全矿化; 而用优势菌-活性污泥组合工艺处理该废水时, 出水清澈透明, COD 去除率达 85% 以上, 苯胺类去除率可达 99.5% 以上。

实例二十二 北京 CemFIL 玻璃纤维有限公司污水处理工程^①

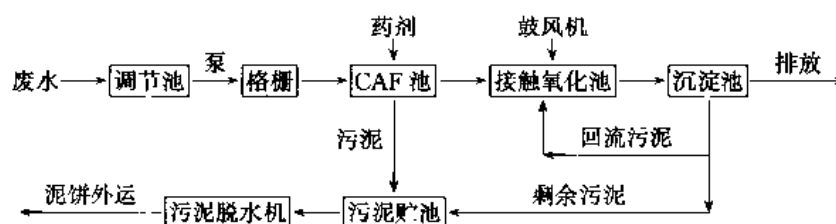
一、概况

北京 CemFIL 玻璃纤维有限公司是中法合资企业。主要生产耐碱玻璃纤维。所排废水主要来自拉丝生产过程产生的污水。废水中主要污染物是浸润剂-聚丙烯酸酯和 V-缩水甘油醚等。该废水可生化性差，直接采用生化法难以达到国家规定排放标准。我们采用 CAF 气浮-水解酸化-接触氧化工艺处理该废水获得成功。出水各项指标均达到国家规定排放标准。

该厂废水水质： $\text{COD}_{\text{Cr}}=500\sim 900\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}=20\sim 100\text{mg/L}$ ， $\text{SS}=300\text{mg/L}$ ， $\text{pH}=7.2\sim 7.5$ 。设计规模为 300t/d 。

排放标准： $\text{COD}_{\text{Cr}}<100\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5<60\text{mg/L}$ ， $\text{SS}<80\text{mg/L}$ ， $\text{pH}=6.0\sim 8.5$ 。

二、工艺流程



三、主要构筑物

1. 调节池

调节池为地下式，主要作用是均化水质，调节水量。有效容积 100m^3 ，停留时间 8h。

2. CAF 气浮池

主要去除废水中的悬浮及胶体物质。

3. 水解酸化池

主要是使水中大分子有机物水解为小分子有机物，进一步提高废水的可生化性，以利于后续好氧生物处理的进行。有效容积 75m^3 ，停留时间 6h。

4. 接触氧化池

内设高效填料，有机污染物在好氧微生物的作用下充分降解。有效容积 100m^3 ，停留时间 8h。

5. 竖流沉淀池

有效容积 30m^3 ，停留时间 2.5h。

四、结论

该废水处理站经一年多的运行，出水各项指标均达到国家规定的排放标准。运行实践证明，CAF 气浮-水解酸化-接触氧化工艺处理该废水是可行的。CAF 气浮系统较传统溶气气浮 (DAF) 具有操作简单，占地面积小、处理效率高等优点。该处理工艺对于处理含悬浮物、胶状物废水及含油废水具有一定参考价值。

实例二十三 长春一汽-凯尔海斯汽车底盘有限公司污水处理工程^②

一、概况

长春一汽-凯尔海斯汽车底盘有限公司位于长春一汽轻型发动机厂内，新厂于 1997 年 1

①② 作者为天津市环境保护科学研究院汤纯鹏、蔡凌、佟文峰。

月正式投产使用。该厂污水分为乳化废液、喷漆废液、清洗废液和生化污水，排放方式均为间歇式排放，总水量 $180\text{m}^3/\text{d}$ 。鉴于乳化废液和清洗废液的油含量相当高 ($80000 \sim 100000\text{mg/L}$)，我们采用先利用天津市环境保护科学研究院生产的 RYF—1 型乳化液处理机对这两种废液进行破乳、除油预处理，然后与喷漆废水进行预中和后，同生化污水一起混合进入生化处理系统的工艺流程。生化处理采用天津市环境保护科学研究院研制开发的二级埋地式钢制一体化移动床好氧接触氧化系统，接触载体采用天津市环境保护科学研究院的中空柱装填料。具有处理效果显著、占地面积小、运转费用低等特点。自 1998 年 6 月工程投入运行以来，处理后出水不仅达到国家污水二级排放标准，更进一步达到车间生产回用水标准，为该公司节约了大量资金。

该厂预处理废水由三部分组成，其污水排放方式均为间歇式排放。其中，乳化液废水 $1\text{m}^3/\text{d}$ ，清洗废水 $0.5\text{m}^3/\text{d}$ ，喷漆废水 $2\text{m}^3/\text{d}$ 。

预处理废水特性：乳化液废水 $\text{COD} = (14 \sim 16) \times 10^4\text{mg/L}$ ， $\text{pH} = 9 \sim 10$ ，油 $(4 \sim 8) \times 10^4\text{mg/L}$ ；清洗废水 $\text{pH} = 10 \sim 12$ ，含大量可浮油；喷漆废水 $\text{pH} = 9 \sim 10$ ，基本不含油。

生活污水水质： $\text{COD} = 300 \sim 400\text{mg/L}$ ， $\text{pH} = 6 \sim 8$ 。

生化污水水量为： $170\text{m}^3/\text{d}$ 。

二、工艺流程

1. 预处理工艺流程

- (1) 乳化废液和清洗废液的收集、运输由专门的运油车完成。
- (2) 乳化液及清洗液的破乳除油预处理。
- (3) 破乳脱油处理后乳化液及清洗液的中和预处理。
- (4) 碱性的喷漆废水的中和预处理。

2. 生化处理的工艺流程

该处理设施采用先进、成熟的厌氧、好氧移动床生物膜法作为主要处理工艺。厌氧处理系统采用中空柱状聚丙烯填料，好氧系统选配高效轻质悬浮移动填料和微孔曝气装置。该工艺处理效率高、出水水质好、污泥产量少、抗冲击负荷能力强。

总流程如图 1 所示。

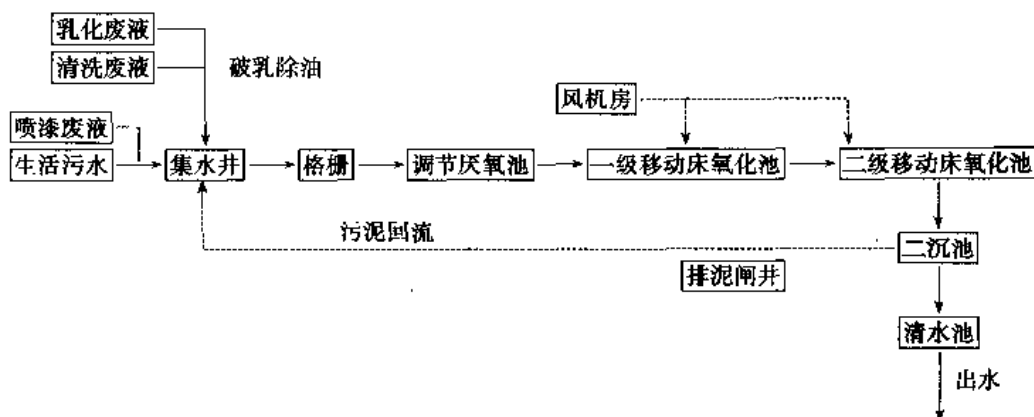


图 1 生化处理流程

三、设计规模及排放标准

设计水量为： $180\text{m}^3/\text{d}$ （水质如前）

处理后的污水水质达到国家污水综合排放标准（GB 8978—88）的二级标准，即：

$\text{COD}_{\text{Cr}} \leq 150 \text{mg/L}$, $\text{BOD} \leq 60 \text{mg/L}$, $\text{pH} \leq 6 \sim 9$, 色度 ≤ 80 , $\text{SS} \leq 200 \text{mg/L}$, 油 $\leq 10 \text{mg/L}$ 。

四、主要设备构筑物尺寸及特点

1. 集水井

尺寸为 $1900 \text{mm} \times 2400 \text{mm} \times 3600 \text{mm}$, 井中安装潜污泵 1 台, 该井加盖以防异味及冬天的保温。

2. 调节池及厌氧填料床处理系统

调节厌氧池 1 座, 尺寸为 $2900 \text{mm} \times 10000 \text{mm} \times 3300 \text{mm}$ 。该池分为 3 格, 第一格起水质、水量的调节作用。后两格为厌氧填料床处理系统, 出水井中设置潜污泵 1 台, 目的是为了保证出水均匀。调节厌氧池内设蒸汽加热管道以保证冬季生化系统的正常运行, 池上加盖并设置排风管以防异味及冬天的保温。

3. 移动床生物膜氧化池

采用悬浮移动填料生物膜法。断面尺寸: $2400 \text{mm} \times 2800 \text{mm}$, 长 6400mm 。气水比为 6:1, 填料 40%。

4. 二沉池

采用竖流式沉淀池, 断面尺寸: $2400 \text{mm} \times 2800 \text{mm}$, 长 4000mm 。超高 0.3m , 沉淀部分有效水深 1.6m , 双斗排泥。

5. 清水池和风机房

清水池和风机房采用合建式, 中间分 2 格; 断面尺寸: $2400 \text{mm} \times 2600 \text{mm}$, 长 3000mm ; 风机房内设风机 2 台, 1 用 1 备。设置清水池的目的是为了日后将处理后水回用于冲厕及清洗地面。目前, 清水池出水接厂区内市政管道。

五、运行参数及运行结果

1. 试水

电路接线一切正常后, 方可对设备及所有外接管道贮满水试漏。所有管道连接处不得有渗漏现象。

2. 调试

如发现进生化处理时污水的 COD 浓度大于 500mg/L , 应加强工业废水的预处理。如发现 COD 出水浓度超标, 应检查各处理设备是否运转正常。

正常后, 启动污水泵, 把污水抽入移动床生物氧化池, 抽满后停泵, 启动风机进行曝气, 并向氧化池内投配活性污泥接种。闷曝 2~3 天后填料上即可生长上橙黄色或黑褐色的生物膜。即可启动水泵, 控制污水流量按设计流量的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ 不断进入设备内, 这样经过一周后, 即可投入正常生产运行。在调试过程中要经常进行生物膜镜检和 COD 检测。成熟的生物膜由细菌、真菌、原生动物、后生动物组成比较稳定的生态系。在调试过程中 COD 去除率逐渐提高, 当 COD 出水浓度达标时, 可认为调试成功。调试时注意问题:

(1) 调试时, 水温在摄氏 $15 \sim 25^\circ\text{C}$ 最为适宜。

(2) pH 值应在 $6.5 \sim 7.5$ 之间。

(3) 先以纯生活污水培养生物膜, 在运行稳定后, 再逐渐加入工业废水, 经过预处理的工业废水水质不得抑制微生物活动。

(4) 曝气量不要太大, 以控制二级氧化池 DO 浓度为 $4 \sim 5 \text{mg/L}$ 左右为宜。

(5) 处理水量要逐渐增加到设计水量。

(6) 进水含油太多, 会影响生化处理效果。

本污水处理站自 1998 年 6 月工程竣工投入调试运行以来,一直没有出现出水不达标现象,而且大多数出水 COD 均能控制在 40~70 左右,达到预期的目标。

实例二十四 化肥工业废水设计及运转^①

一、概况

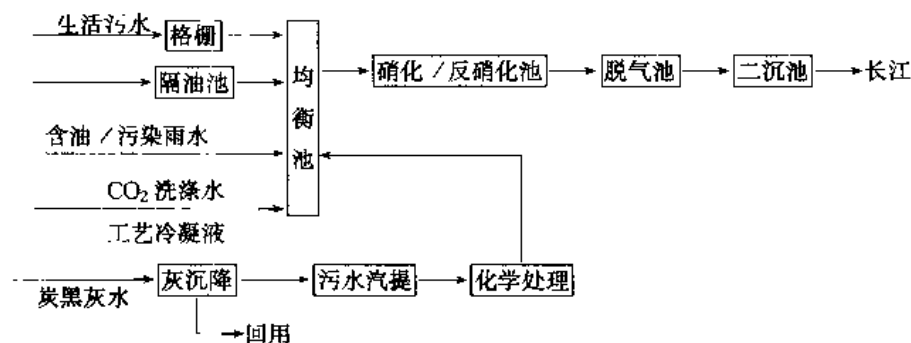
九江大化肥工程年生产合成氨 30 万吨,尿素 52 万吨。合成氨装置采用谢尔渣油汽化工艺、鲁奇的低温甲醇洗和凯洛格的氨合成工艺,尿素装置采用斯娜姆汽提工艺。

废水处理装置是该工程配套的公用设施之一。包括灰沉降单元、化学处理单元和生化处理单元。灰沉降单元主要利用颗粒重力沉降作用除去灰分;化学处理单元通过投加 NaOH、FeSO₄ 和阴离子高分子絮凝剂,除去重金属 V、Ni;生化处理单元采用 A/O 法。

二、工艺流程介绍

灰沉降单元主要处理合成氨汽化部分约 40t/h 的炭黑废水,炭黑废水经灰沉降罐,除去部分炭黑后,约 30t/h 送入渣油汽化工段回用,约 10t/h 进入污水汽提塔脱除 NH₃、H₂S 后,经化学处理单元处理,脱除重金属 V、Ni 后,送入均衡池。

生化处理单元主要处理经化学单元处理后的废水、合成氨装置的 CO₂ 洗涤水、尿素装置工艺冷凝液、生活污水、罐区的污染雨水,这五股来水首先进入反硝化池,与回流污泥经推流式搅拌机混合均匀,发生反硝化反应,然后水经底部回流窗进入硝化池发生硝化反应,硝化后的水在鼓风动力作用下一部分通过上部回流窗回流到反硝化池,一部分经溢流堰通过重力作用流入脱气池脱气,脱气后的水最终在二沉池内进行泥水分离,澄清后的水经溢流堰流入暴雨调节池,经泵提升至长江,污泥一部分回流,一部分浓缩脱水外运,整个 A/O 工艺采取 A、B 两个系列并列运行。流程图如下。



三、主要工艺设备及构筑物 (见表 1)

表 1 主要工艺设备及构筑物

单元	名称	规格	附属设备	数量	设计运行参数
灰沉降单元	灰沉降罐	立式 $\phi = 8000\text{mm}$, $H = 3400\text{mm}$	配刮泥机, 刮板式, $\phi = 8000\text{mm}$, $n = 0.072\text{r}/\text{min}$, 线速 = $0.03\text{m}/\text{s}$, 电机功率为 8.6kW	1 座	水力停留时间 4h
	回水容器	卧式, $V = 28\text{m}^3$, $\phi = 2.8\text{m}$, $H = 1.1\text{m}$	配 6000V 高压泵, $Q = 41\text{m}^3/\text{h}$, $H = 713.6\text{m}$	1 座	

① 作者为九江石化总厂化肥厂水处理车间朱羽中。

续表

单元	名称	规格	附属设备	数量	设计运行参数
化学处理单元	反应器 1	立式, $V = 5.5\text{m}^3$, $\phi = 2.8\text{m}$, $H = 1.8\text{m}$	配推进式 ST-GPR-1.5 型, $\phi 400\text{mm}$ 搅拌机	1 座	水力停留时间 15min
	反应器 2	立式, $V = 5.5\text{m}^3$, $\phi = 2.8\text{m}$, $H = 1.8\text{m}$	配推进式 ST-GPR-1.5 型, $\phi 400\text{mm}$ 搅拌机	1 座	水力停留时间 15min
	反应器 3	立式, $V = 1.35\text{m}^3$, $\phi = 1.0\text{m}$, $H = 1.5\text{m}$	配推进式 ST14-GPR- 0.2 型, $\phi 400\text{mm}$ 搅拌机	1 座	
	澄清池	$V = 51\text{m}^3$, $\phi = 5.0\text{m}$, $H = 4.6\text{m}$	配刮泥机, 刮板式, $\phi 5000\text{mm}$, $n = 0.072\text{r}/$ min , 线速 = $0.0167\text{m}/\text{s}$, 电机功率为 0.4kW	1 座	水力停留时间 3h
生化处理单元	硝化/反硝化池	硝化区体积 318m^3 , 反硝化区体积 205m^3	配推进式, $n = 90\text{r}/$ min , $\phi 480\text{mm}$, $N =$ 3.7kW , 液下混合器	2 座	水力停留时间 21h
	均衡池/事故池	均衡池体积 720m^3 , 事故池体积 300m^3		1 座	
	二沉池	$V = 140\text{m}^3$, 表面负 荷 $q = 1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot$ $\text{h})$, 沉淀面积为 47m^2	中心转动 $\phi =$ 11200mm , $n = 0.09\text{r}/$ min , 虹吸式吸泥机	2 座	水力停留时间 5.6h
	脱气池	$V = 16\text{m}^3$		2 座	水力停留时间 30min
	回流污泥池	$V = 18\text{m}^3$	回流污泥泵 $Q =$ $50\text{m}^3/\text{h}$	1 座	
	浓缩池	$V = 36\text{m}^3$		2 座	

四、运行效果分析

1. 灰沉降单元

该单元设计进水 $\text{SS} \leq 820\text{mg}/\text{L}$, 出水 $\text{SS} \leq 40\text{mg}/\text{L}$, 从运行的效果来看, 能满足炭黑灰分的去除。但在试车阶段出现了高压回水泵叶轮结垢现象, 结果导致泵轴断裂。结垢的主要原因是由更换泵的密封水引起的, 原设计该泵的密封水为透平冷凝水, 由于试车阶段透平冷凝水压力不足, 为了不影响试车的进度, 采用生产水代替透平冷凝水做密封水后, 运行不到半个月就出现泵断轴现象, 拆开泵体, 发现叶轮表面结了一层致密的炭黑晶体, 并且该晶体只采用 NaF 、 HNO_3 、六次甲基四胺溶液才能清洗掉。由于生产水中总硬度为 $109\text{mg}/\text{L}$ (CaCO_3 计), 密封水经机封流入泵体内与炭黑水循环使用, 并且炭黑水温度可达到 138°C , 致使钙盐在水中的溶解度下降, 达到饱和状态结晶析出。这些晶体粘附在泵的叶轮上, 增大了泵轴的扭矩, 导致了泵轴的断裂。

2. 化学处理单元

(1) 设计水质 设计水质见表 2。

表 2 化学处理单元设计水质表

项目	$\text{COD}/(\text{mg}/\text{L})$	$\text{V}/(\text{mg}/\text{L})$	$\text{Ni}/(\text{mg}/\text{L})$	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg}/\text{L})$
进 水	≤ 300	≤ 52	≤ 141	≤ 265
出 水		≤ 1	≤ 4	

(2) 反应机理 已配好的 15% 的 FeSO_4 溶液用计量泵加入到反应器 1 中, 同时用

NaOH 调节 pH 值, pH 值控制在 9.5~11, 加入的二价铁与易溶的五价钒反应, 生成难溶的四价钒。最终 Ni 以 $\text{Ni}(\text{OH})_2$, V 以 $\text{VO}(\text{OH})_2$ 的形式沉淀下来, 然后在反应器 3 中投加 0.1% 阴离子高分子电解质, 促进沉淀微晶的长大和凝聚。 FeSO_4 和阴离子高分子电解质的加药量通过进入反应器 1 的在线流量计调节。

(3) 运行效果评价 原设计 V 去除率为 98%, Ni 去除率为 97%, 但实际平均分别只有 60%、12% 左右, 主要的原因是进水 V 和 Ni 含量低的缘故。

3. 生化单元

(1) 设计水质 (见表 3)

表 3 生化单元设计水质

项 目	pH	SS/(mg/L)	COD/(mg/L)	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$
进 水			≤ 1100	≤ 80
出 水	6~9	≤ 70	≤ 100	≤ 15

(2) 设计特点 硝化池内安装 pH、DO 在线监测仪, pH 值的信号传递给酸碱计量泵, 自动调节泵的冲程, 自动控制 pH 在 7.5~8.4, DO 的信号传递给鼓风机上气动阀上, 自动调节阀门的开度, 自动控制 DO 在 2~3mg/L。

(3) 运行效果评价 生化单元处理水质见表 4。

表 4 生化处理水质表

项 目	COD/(mg/L)			$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$			SS/(mg/L)		
	进水	出水	合格率	进水	出水	合格率	进水	出水	合格率
97.2	3392.3	2155.9	26%	212.6	173.8	0	36.6	113	78%
97.4	875.1	59.9	90%	75.8	11.4	79%	54.3	28	100%
97.11	1090	27.4	100%	80	14.1	87%	56	23.6	100%
98.4	2121	31.8	97%	47.4	8.27	80%		32.1	100%
98.6	773	53.8	100%	55.4	10	87%		35.1	100%
98.9	2492	140.6	63%	251.4	49.1	77%		43.1	93%
98、10	625.1	73.4	84%	12.2	46.7	52%		32.4	96%
99.4	2050.7	58.6	94%	41.2	4.36	96%		32.7	100%
99.5	1210.9	54.06	100%	44.88	3.94	100%		38.67	96%

从表 4 可以看出, 1997 年 2 月份 COD 合格率仅为 26%, $\text{NH}_3\text{-N}$ 合格率为 0, 主要原因是系统遭受 COD 冲击, 进水 COD 最高值达到 $25 \times 10^4 \text{mg/L}$, 遭受 COD 冲击不久, 系统又遭受 $\text{NH}_3\text{-N}$ 冲击, $\text{NH}_3\text{-N}$ 达到 3065mg/L, 因此整个系统 C/N 比完全失调, 硝化细菌基本死亡, 整个系统丧失处理 $\text{NH}_3\text{-N}$ 功能。由于营养过剩, 其他类微生物有充足的食料, 新陈代谢速度加快, 相互间吸附能力减弱, 导致污泥松散, 沉降性能差, 与此同时, 硝化细菌和其他类菌种死亡, “尸体”随二沉池排放水流出, 影响 SS 的出水水质, 1997 年 2 月份的合格率为 78%。处理这种污泥被严重受冲击的办法: 利用硝化细菌的自然世代更替规律 (一般为 15~30d), 引进生活污水作其营养源, 停止进工业废水, 提高 DO 至 3~4mg/L, 优先考虑硝化细菌生长条件, 抑制其他菌类的生长。1998 年 9 月 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 合格率也偏低, 也是受 COD 冲击的缘故, 但冲击程度没有 1997 年 2 月份那么严重, COD 最高达 16795mg/L, 并且冲击时间相对较短, 一般采取的措施是往硝化/反硝化池投加阳离子高分子电解质, 投加浓度为 10mg/L, 一边鼓风曝气, 一边投加, 约 1h 后, 停止鼓风曝气, 净置, 泥水分离, 在分离过程中, 二沉池中有一些悬浮物随排水漂走, 净置 2h 后, 转入鼓风曝气。每天

投加 1 次，待硝化功能恢复，污泥沉降性能增强，停止投加阳离子高分子电解质。

1998 年 10 月出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 比进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 还要高，原因是污泥遭受重金属中毒，由于该装置污泥脱水单元处于停工状态，澄清池的污泥堆积逐渐加厚，致使泥水一起流入生化处理单元，因污泥底部沉积的 V、Ni 等重金属，从而导致污泥重金属中毒。系统中微生物失去活性，出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 比进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 还要高，二沉池出水颜色呈橙黄色，并发出恶臭气味。处理办法是：利用阳离子高分子电解质将具有活性微生物吸附在一起，让死去的微生物通过二沉池排走。操作方法基本同前，只是发生中毒时，阳离子高分子电解质投加量大，时间持续长。

从表 4 还可以看出，在不受冲击的情况下，COD 合格率在 90% 以上， $\text{NH}_3\text{-N}$ 合格率在 80% 左右，主要原因是进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 负荷偏低，根据一般运行结果表明，COD/ $\text{NH}_3\text{-N}$ 的比值在 10~16， $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除能力达到 85% 以上，而 1997 年、1998 年 COD/ $\text{NH}_3\text{-N}$ 的比值则在 30 以上。正是由于 $\text{NH}_3\text{-N}$ 长期处于低负荷运行，系统抵御浓度冲击的能力非常脆弱，一旦受冲击，系统马上瘫痪，恢复起来需一定的时间，影响出水合格率。其次，原设计鼓风机向均衡池鼓风起搅拌作用，DO 被携带至反硝化池，抑制反硝化菌的正常生长，影响了脱氮功能。

五、设计问题

1. 回流污泥泵

原设计回流污泥泵采用立式液下泵，由于采用回流污泥作冷却水，导致轴承体磨损严重，振动大，并且容易堵塞，造成污泥回流中断。后改为无堵塞离心泵，运行效果相当好。同时流量设计偏小，当处理水量增大时，二沉池出现活性污泥流失现象。

2. 鼓风机

原设计鼓风机 3 台 GB302A、B、C (D45-81 型离心鼓风机，Q 为 $45\text{Nm}^3/\text{min}$ ，功率 75kW)，2 开 1 备，向硝化池供 DO，2 台 GB301A、B (D20-62 型离心鼓风机，Q 为 $20\text{Nm}^3/\text{min}$ ，功率 37kW)，1 开 1 备，向均衡池鼓风起搅拌均匀作用，根据现场运行状况和一些参数计算，鼓风机设计功率偏大，造成了不必要的动力消耗，建议将 GB301A、B 出口短接在 GB302A、B、C 的出口上，切断向均衡池鼓风，1 台 GB301 和 1 台 GB302 向硝化池鼓风，或者根据需要一台 GB302 向硝化池鼓风。既减少动力消耗，又能满足 DO 的需要。

六、小结

(1) 提高 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的合格率主要还是要提高进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 负荷率，从而提高系统抵御 COD 冲击能力。

(2) 在均衡池添加 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 在线监测仪，即时判明是 COD 冲击还是 $\text{NH}_3\text{-N}$ 冲击，以便采取相应的措施。

(3) 目前，化学处理单元进水 V、Ni 浓度偏低，在保证处理效果的前提下， FeSO_4 的浓度是否应降低，节约 FeSO_4 的投加量，需要进一步的试验。

实例二十五 上海船舶污水处理厂环保工程设计与实施^①

一、概况

上海船舶污水处理厂是我国首次利用世界银行贷款和全球环保基金会增款的港口环境保护项目。主要承担上海港地区的油轮和化学品散装船洗舱污水接收和治理任务，也承担其他

^① 作者为中国船舶工业第九设计研究院徐惠良、黄鸣、徐宗占、张国成、戴荣海、王友村、贺开元。

地区(国家)中上述船舶的洗舱污水接收和治理任务。该工程于1992年启动,总体方案报世界银行评估、立项后,经总体工程设计,交通部及世界银行审查批准,国际招标和现场施工、运行调试,于1997年3月通过验收,正式起用。目前已接收,处理污水14万吨。经进行专家考察后,被列为远东地区样板工程。

上海船舶污水处理厂地处上海市浦东新区外高桥,与外高桥电厂和合流污水排放处理总厂相邻。工厂占地面积为5hm²,工程总投资1.9亿元人民币(含美元1054万元)。其中包括一座6.3万吨污水接收码头,贮量32000m³(20只贮罐)的罐区,油污水、化学品污水处理装置和辅助工程及生活设施。

工厂年处理能力:油污水400000t;化学品污水100000t。

设计代表船型:油轮36000t(兼顾63000t);液体化学品散装船7500t。

二、总平面图布置

在充分考虑工厂生产特性、地域条件等因素的基础上,经多方比较,确定污水处理厂的总平面由五大区域组成,即码头接收区、污水储罐区、污水处理区、辅助设施区和厂前区。其主要特点如下。

(1)从功能上保证了工厂的生产使用要求 目前实际使用情况证明其总体布置合理,生产线路流畅,功能分区明确,管理操作便捷明了,满足了用户要求。

(2)满足了工厂发展需要 由于工厂后方尚有腹地4.7公顷,为了日后的发展,并能充分发挥沿江码头的效益,在总平面布置中对主要的工作区域采用沿江面纵向布置的原则,使各区域具有向后方腹地发展延伸的余地。事实证明该设计思路是正确有效的,目前新家坡某贮运公司已在后方腹地投资进行仓储区建设,建成后将能充分发挥该地块的整体效益。

(3)外场管线布置合理 考虑到工厂物料运输主要为液体管道输送,且品种繁多(仅架空管有20种)、要求不一这一特点,在进行自码头前沿至各连接点的外场管道布置和走向安排中,根据各种管道特点合理划分,分别设置了“多层架空”、“地面敷设”和“地下敷设”三种型式,较好处理了空间和地下的立体交叉点,管廊流程通畅、造型美观、管线连接短捷合理,充分发挥了空间优势,有效节约了土地、能源和工程投资。

三、工艺设计

1. 船舶洗舱及污水接收工艺

根据国际海事组织“MARPOL 73/78公约”的要求,在我国首次建立了油船、化学品船陆上洗舱站,目的在于集中洗舱污水,为集中处理创造条件,以防止船舶洗舱污水的无组织排放。

为达到上述目的要求,设计借鉴了阿联酋等国先进的洗舱技术,配备了由荷兰引进的高性能洗舱机并组织了热水输送系统,在集中收集污水的同时,又提高了洗舱的机械化程度,大大缩短了洗舱周期,以2万吨级油轮为列,洗舱周期可由原先的三至四周缩短至一周,从而极大增强了船舶营运能力、提高运输船队的经济效益。

在污水接收中,设计考虑到船舶污水不同于一般工厂污水的特殊情况,即污水来源不稳定、突发性强、品种变化多而无规律等条件,在码头污水接收中改变以往由软管连接、人工操作的工艺,采用装卸臂接收污水,提高了操作可靠性、工作效率和生产管理水平,改善了工人劳动强度。

(1)油污水接收工艺 码头上设有2根油污水接收管线,利用油轮货泵分别向陆域贮罐区3只油污水贮存于分离罐输送油污水,油污水接收管线的管径分别为 D_g250 和 D_g150 ,

最大输送能力分别为 $300\text{m}^3/\text{h}$ 和 $100\text{m}^3/\text{h}$ 。其中 D_g250 管线主要输送直接停靠码头的油轮洗舱污水, D_g150 管线用于输送驳轮的洗舱油污水。

(2) 化学品污水接收工艺 根据化学品污水的种类较多, 成分复杂的特点, 配备有 200m^3 贮罐 4 只, 1000m^3 贮罐 10 只。总贮存能力按 2 个月计, 约 18000m^3 , 占年处理量 18%。码头设置三条 DN200 无缝钢管输送管线, 分别接收和输送苯类污水、醇类污水及外协化学品污水。另设置 1 条 DN150 不锈钢管线, 专业接收和输送酸碱污水。

2. 油污水处理工艺

(1) 污水来源和组成 污水来源于洗舱含油污水。油污水水质、水量详见表 1。

表 1 油污水水质、水量

1	污水名称	含油污水	5	悬浮物浓度 (平均)	$300\text{mg}/\text{L}$
2	年排放总量	400000m^3	6	温度	$>28^\circ\text{C}$
3	周期最大排放量	7000m^3	7	备注①污水中以含原油为主, 含成品油为辅; ②每一周期为 2~3 天	
4	含油浓度 (平均)	$40000\text{mg}/\text{L}$			

处理出水水质要求: 油 $\leq 10\text{mg}/\text{L}$; SS $\leq 70\text{mg}/\text{L}$ 。

(2) 油污水处理工艺的选择 油污水处理工艺综合比较和分析, 见表 2。

表 2 油污水处理工艺综合分析表

序号	主要内容	旋流式油水分离处理工艺	化学气浮处理装置	斜板沉淀处理装置
1	基本工艺流程	贮存预分离罐出水→旋流式油水分离器→深度净化装置	贮存预分离罐出水→化学气浮装置→砂滤→…	贮存预分离罐出水→化学气浮装置→砂滤→…
2	主要设备及性能	旋流式油水分离器: 外形尺寸: $4000\text{mm} \times 900\text{mm} \times 2500\text{mm}$ 处理能力: $100\text{m}^3/\text{h}$; 2 套 进水压力: $0.7 \sim 0.6\text{MPa}$ 出水压力: $0.4 \sim 0.3\text{MPa}$	化学气浮装置: 外形尺寸: $13000\text{mm} \times 4000\text{mm} \times 4000\text{mm}$ 配套设施: 溶气水制备装置 溶气水释放器; 刮泥装置 处理能力: $100\text{m}^3/\text{h}$; 2 套 混凝反应时间: 20min 溶气水量: 20%~30% 表面负荷: $3 \sim 4\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	斜板沉淀装置: 外形尺寸: $13000\text{mm} \times 4000\text{mm} \times 4000\text{mm}$ 配套设施: 斜板沉淀装置 内整体加热设施 处理能力: $100\text{m}^3/\text{h}$; 2 套 混凝时间: 20min 表面负荷: $2 \sim 3\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
3	工艺布置	旋流式油水分离器布置在含油污水处理间内, 占地面积 $4.0\text{m} \times 0.9\text{m}^2$ (2 套)。水池总容积 195m^3	面积: $17 \times 4 (\text{m}^2) \times 2$ (2 套) 水池总容积 850m^3	同左, 布置在含油污水处理间内 面同积化学气浮装置 水池总容积 850m^3
4	热能消耗	用热水清洗旋流式油水分离器 (周期性), 水温 60°C , 耗量 $10\text{t}/\text{h}$	不需要蒸汽加热	蒸汽压力 0.6MPa ; 耗量约 $6.56\text{t}/\text{h}$ 连续加热时间 15h
5	电力损耗	功率: 64.4kW (不包括污泥脱水机)	功率: 92.9kW (不包括污泥脱水机)	功率: 92.9kW (不包括污泥脱水机)
6	药剂损耗	无	约 0.2 元/吨	约 0.2 元/吨。
7	治理效果	进水含油浓度 $\leq 300\text{mg}/\text{L}$ 出水含油浓度 $\leq 20\text{mg}/\text{L}$ 出水悬浮物浓度 $50 \sim 100\text{mg}/\text{L}$ 分离油滴粒径 $>1.0\mu\text{m}$	进水含油浓度 $< 300\text{mg}/\text{L}$ 出水含油浓度 $< 50\text{mg}/\text{L}$ 出水悬浮物浓度 $50 \sim 100\text{mg}/\text{L}$ 分离油滴粒径 $>1.0\mu\text{m}$	进水含油浓度 $< 300\text{mg}/\text{L}$ 出水含油浓度 $< 100\text{mg}/\text{L}$ 出水悬浮物浓度 $50 \sim 100\text{mg}/\text{L}$ 分离油滴粒径 $>60\mu\text{m}$
8	设备总投资 (总)	投资: 约 101 万元人民币 200 万美元	投资: 约 264 万元人民币 109 万美元	投资: 约 261 万元人民币 189 万美元

续表

序号	主要内容	旋流式油水分离处理工艺	化学气浮处理装置	斜板沉淀处理装置
9	运转费用	总运转费：0.68 元/米 ³ 污水	总运转费：0.92 元/吨	总运转费：1.71 元/吨
10	操作管理	主体装置结构紧凑，无机械运动部件，操作管理方便，维护保养较易，进出口及废油出口压力均为电脑自动控制，稳定可靠	国内同类型技术装备均积累了一定的操作管理经验	国内同类型技术装备均积累了一定的操作管理经验（为保持装置良好运行，必须要有热防堵措施）
11	结论	1. 采用旋流分离处理工艺，设备投资减少 68 万元人民币，节省建筑投资 100 万元人民币，节省水池投资 63.5 万人民币 2. 每年节省运转费用 9.6 万元（较气浮法）41.2 万元（较斜板法）	1. 溶气水制备装置，设计采用内循环自动调节技术，溶气水制备稳定，气浮操作平稳可靠 2. 污泥含水率较低，减少了污泥后续处理的负荷	1. 为使斜板运行稳定可靠，避免原油和泥沙产生对装置的堵塞现象，需将油污水温度控制在 ~40℃ 以上（蒸汽耗量大） 2. 污泥含水率高

针对上海地区枯水期洗舱油污水含泥沙量大、其中原油成分凝固点高、冲击负荷大等特殊难点，设计通过广泛的国内外调研和组织有关专家的技术座谈论证，确定了污水特征、治理工艺和主要技术装备。主要工艺流程见图 1。

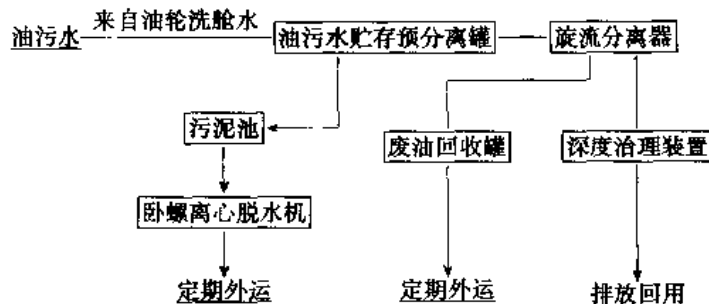


图 1 油污水处理工艺流程

根据洗舱污水来源的不均匀性，含油污水处理每天三班制运转，采用物理、化学方法进行处理。设计年处理能力为 400000m³，日处理量为 3000m³，工艺设备处理能力为 200m³/h，处理出水 30% 可供油轮回用作洗舱水，其余出水含油浓度 < 10mg/L 排放，污水处理工艺流程详见图 1。

来自原油及成品油油轮的洗舱油污水，利用油轮货泵和码头管线输送至油污水贮存预分离罐（每只贮存罐的有效容积为 3000m³，单罐污水接收满罐时间设计为 12h，贮存预分离罐内设有液位连续数字显示，当液位距罐顶 1m 时有声光显示，并手动关闭进水管阀门，开启另一空罐的进水管阀门继续接收污水。在罐内距顶 1.0~5.0m 之间设置了油水界面显示仪，可显示废油容量，为排油提供操作控制参数。

污水在罐内设计停留时间为 1~2 天。污水中的油和污泥进行静止自然重力分离，上层油层设置加热装置，加热温度达到 40℃ 时（温度仪表显示）开始排油，浮油排入废油接收罐。

排油后进行排泥，污泥经动力输送装置分别排入 2 只污泥浓缩池，排泥时液位下降有液位仪表连续显示（声光显示）当污泥液位距罐底 0.6m 时手动关闭大罐排泥管阀门。排泥后将罐内经预分离的油污水排至后续油污水分离装置。

贮存预分离罐的出水含油浓度 < 200mg/L，并含有一定量的悬浮物质。本设计采用油污水分离装置作为后续处理的主体设备，其中包括污水提升泵、管道过滤器、旋转式油水分离器、油污水深度处理设备等等装备。

贮存预分离罐的油污水由自控阀门控制向后级工序以 $200\text{m}^3/\text{h}$ 排出, 当液位下落至罐底 2m 时自动停止, 油污水经管线中的油分浓度仪监测含油浓度。由污水提升泵输入管道过滤器, 去除机械杂质后经电磁流量计进入旋转式油水分离器进行配流油水分离, 进入旋转式油水分离器的油污水悬浮物浓度 $<150\text{mg}/\text{L}$, 其处理出水含油浓度 $<20\text{mg}/\text{L}$ 。

为了使油污水排放含油浓度 $\leq 10\text{mg}/\text{L}$, 设计充分利用旋转式油水分离器出水余压, 在旋转式油水分离器后部采用油污水深度处理设备进行处理, 为提高含油污水处理分离效果, 在深度处理设备内可投加化学混凝剂。处理出水达标排放或部分回用于油轮洗舱。

化学混凝剂在混凝剂溶液配制槽内配制, 由计量泵定量投加。

旋转式油水分离器, 深度处理设备分离出的废油均排入中间污水池, 由污水回流泵可分别输入油污水贮存预分离罐内再循环处理。污泥浓缩池接收的污泥含水率约 99% 左右, 经投加混凝剂机械搅拌后静止沉淀, 上清液排入中间污水池, 浓缩污泥由污泥泵提升, 经电磁流量计输入污泥脱水机并投加混凝剂进行脱水, 出水排入中间污水池, 干泥外协处置。

助混凝剂溶液在助混凝剂溶液槽中配制, 由计量泵定量投加。

油污水处理工艺中采用的工艺设备, 除污水回流泵外均为国际招标的设备。

(3) 油污水处理工艺的特点

① 油污水储存预分离罐。设计油污水储存预分离罐对油污水接收冲击负荷起缓冲作用; 调整水量, 保证后序工艺正常工作。

在同一罐内完成上部撇油, 中部排水和底部排泥过程, 罐体密闭操作、自动控制。与目前常规的污水处理池(露天)相比, 具有占地面积大大减少、操作方便、无气味污染、处理效率高等特点。

② 旋流分离器。该装置利用高速离心旋流式的物理方法达到油水分离, 在试验基础上, 利用油、水不同的容重在高速旋转下产生的不同离心力而达到油、水分层来分离油污水。具有能耗少、占地面积小、操作管理简单、运行稳定、无二次污染等优越性, 该技术由英国南安普墩大学 90 年代初发明, 经美国 CONOC 公司投资开发用于油田、炼油厂的水油分离, 该项成果曾在 1992 年获“威尔士亲王技术创新奖”, 国内成功运用于污水治理目前该本工程一家。

③ 污泥脱水机(卧螺离心机)。由于本工程油污泥具有粘度大、透水性差等特点, 目前常规的污泥分离设备难以达到分离要求, 国内同类工种中油污泥处理不当造成的二次污染情况较普遍, 故引起环保部门的高度重视。考虑到上述情况, 在反复论证和试验基础上, 设计采用了卧螺离心分离的方法, 通过无级变速准确地对水、泥进行离心分离, 使污泥有效浓缩, 整套装置密闭操作, 也避免了二次污染的发生。

3. 化学品污水概况

(1) 污水来源 污水主要来源于上海地区的散装液体化学品货轮在变换装卸液体化学品种时, 由洗舱产生的污水。目前上海海运集团公司有四艘化学品货轮, 金海公司有 3 艘化学品货轮, 最大船型为 7500 吨级。洗舱水源采用淡水, 洗舱淡水耗用量约为货轮吨位的 10% , 耗用洗涤剂量约为货轮总吨位的 0.1% , 货轮的残余液量为货轮总吨位的 $0.5\% \sim 1.0\%$, 已规定洗舱采用可生化型洗涤剂。

(2) 污水分类 根据资料调研, 近几年来由上海海运集团公司、金海公司等运输的主要化学品品种见表 3。

表中 (B) (C) (D) 是依据附则 II 《控制散装有毒液体物质污染规则》中有毒液体种类的类别。

根据污水处理工艺的要求,将污水分成以下四类。

① 酸碱污水:主要为盐酸、硫酸、磷酸、冰醋酸、氢氧化钠等化学品品种在运输过程中产生的洗舱污水。

② 苯类污水:主要为苯、甲苯、二甲苯等化学品品种在运输过程中产生的洗舱污水。

③ 醇类污水:主要为甲醇、乙醇、乙二醇、异丙醇等化学品品种在运输过程中产生的洗舱污水。

④ 外协化学品污水:主要为丙烯腈、苯乙烯等化学品品种在运输过程中产生的洗舱污水。

表 3 液体化学品种类

分 类	类 别	名 称
烃类	烯烃类	丙烯腈 (B)
	芳烃类	苯 (C)、甲苯 (C)、二甲苯 (C)
酸 碱	醇类	苯乙烯 (B)
		甲醇 (米)、乙醇 (米)、乙二醇 (D)、二乙二醇 (D)、异丙醇
		盐酸 (D)、硫酸 (C)、醋酸 (C)、磷酸 (D)
		液碱 (D)

(3) 污水水质、水量 化学品污水水质、水量见表 4。

表 4 化学品污水水质、水量

污水名称	年排放量 /万吨	一个周期排放量 /t	化学品浓度 /%	悬浮物浓度 /(mg/L)	温度	备 注
醇类污水	3.5	300~500	0.5~1	<150	常温	1. 含洗涤剂浓度低于千分之一 2. 一周期为 2~3 天
苯类污水	1.5	300~500	0.5~1	<150	常温	
液碱污水	0.3	300~500	0.5~1	<150	常温	
食酸污水	0.3	300~500	0.5~1	<150	常温	
外协污水	4.4	300~500	0.5~1	<150	常温	

(4) 处理出水水质要求 $\text{COD}_{\text{Cr}} \leq 100\text{mg/L}$; $\text{BOD}_5 \leq 30\text{mg/L}$; $\text{SS} \leq 70\text{mg/L}$ 。

4. 化学品污水处理工艺

(1) 酸碱污水处理系统 酸碱污水处理工艺流程见图 2。

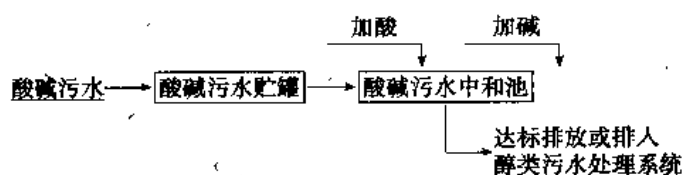


图 2 酸碱污水处理工艺

货轮的酸碱污水,通过 DN150 不锈钢管线接受输送至酸碱污水贮罐。酸碱污水采用化学中和法进行处理。处理能力为 $5.0\text{m}^3/\text{h}$,考虑到酸性、碱性污水来源的不均衡性,年工作日按 150 天计。贮存于酸碱污水贮罐内的酸碱污水,通过管道重力流入酸碱污水中和池,利用 pH 自控装置进行中和处理,中和处理出水的 pH 值控制在 6~9。

(2) 苯类污水预处理系统 苯类污水处理工艺流程图 3。

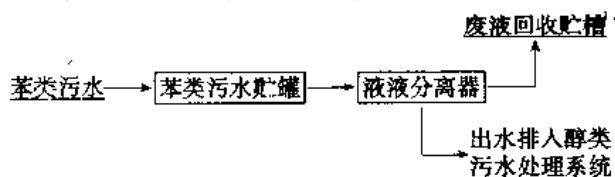


图 3 苯类污水处理工艺

苯类污水中主要有苯、甲苯成分，对污水中不溶性苯类溶液先采用物理方法进行预分离去除后再作进一步处理。处理能力为 $10\text{m}^3/\text{h}$ ，考虑到苯类污水来源的不均衡性，处理工作日按 200 天计。货轮的苯类污水，通过一条 DN200 无缝钢管管线，从码头接受输送到苯类污水贮罐，贮罐内的苯类污水通过管道进入液液分离器，分离不溶于污水的苯、甲苯溶液。经液液分离以后的苯类废液回收贮槽，定期外协处置，分离出水汇入醇类污水处理系统作进一步处理。

(3) 醇类污水处理系统 醇类污水处理工艺流程见图 4。

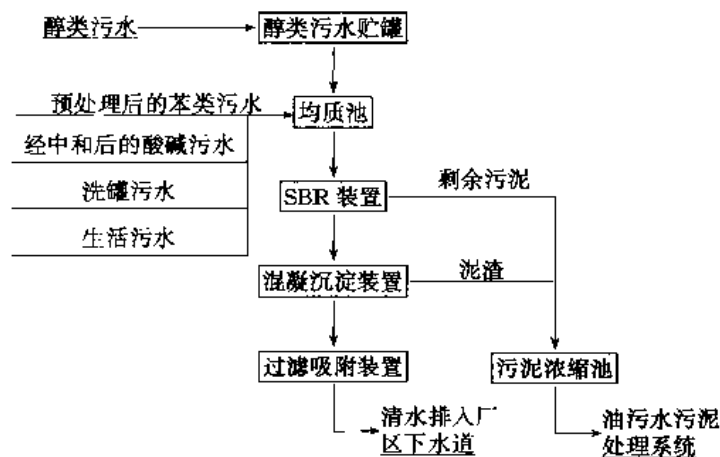


图 4 醇类污水处理工艺

货轮的醇类污水，通过 DN200 无缝钢管管线，从码头接受输送至醇类污水贮罐。

(4) 外协化学品污水接受输送系统 需外协处理的化学品污水的品种目前考虑主要有：丙烯腈、苯乙烯等。外协化学品污水水量为 4.4 万 t/d，经过 DN200 焊接钢管管线，从码头上接受输送至外协化学品污水贮罐。当某种化学品污水需要外协处理时，利用外协化学品污水输送泵泵入接受外协化学品污水货轮外协处置。

根据海运局提供的原始资料，化学品污水来源具有很大的不均匀性，以及外协化学品污水联系接受单位需要一定时间，为此贮存容量按季度来考虑，以 1.1 万吨计。

(5) 综合化学品污水处理工艺 醇类污水，经预处理后的苯类污水，经酸碱中和后的酸碱污水，污水处理厂内的生活污水以及污水贮罐区的洗罐污水汇入均质池，混合调节水质后，采用生化—物化方法进行处理。其中醇类污水水量为 35000t/d，苯类污水水量为 15000t/d，酸碱污水水量为 6000t/d，生活污水水量约 6000t/d，洗罐污水水量为 4000t/d，合计为 6600t/d。污水设计处理能力为 72000t/d。生化及物化处理能力为 $10\text{m}^3/\text{h}$ ，三班制运行，年工作日为 300 天。

对均质池内的污水采用 SBR 生化方法进行处理。SBR 装置是一种序批式活性污泥反应器，污水在该装置内可以将进水、曝气、沉降、排泥、排水五道工序于一体完成。根据污水水质变化可以调节曝气时间及装置内的污泥浓度，达到污水中的有机污染物得到较好的净化。

该工程采用的生化装置每套处理能力： $5.0\text{m}^3/\text{h}$ ，共 2 套。经生化处理后出水流入中间水池，生化处理后产生的剩余污泥部分排入均质池，部分流入污泥浓缩池。

5. 污水处理工程处理设施工艺布置

(1) 污水贮罐区 污水贮罐区由污水贮罐区（一）、污水贮罐区（二）及油污水罐区组

成。污水贮罐区(一)平面尺寸为 $116\text{m}\times 46\text{m}$,布置 1000m^3 贮罐10只;污水贮罐区(二)平面尺寸为 $58\text{m}\times 60\text{m}$,布置 2000m^3 贮罐4只;油污水罐区平面尺寸 $58\text{m}\times 60\text{m}$,布置 3000m^3 油污水罐3只及1只消防水罐。

(2) 污水处理间 污水处理间总长 60m ,宽 18m ,占地面积 1080m^2 ,轴线1~7为单层建筑,层高 9.0m ,轴线8~12为二层建筑,底层层高 4.5m ,二层层高 4.5m 。

四、水工结构

1. 工厂场地处理

上海船舶污水处理厂场地由江滩新吹填而成,填料为细砂,厚度近 6m 。新吹填砂层经地质判断为“轻微-中等液化”,新吹填层下的砂层亦为液化层,层高 7m ,该层再下为 16m 深的高压缩性土层。

经多方比较设计选择了强夯加固地基的方案,由于工厂相当大一部分地域为贮罐区,而以强夯加固贮罐区基础在国内甚少,加固细砂填层更为少见,设计难度较大。为保证强夯质量,设计在砂层上铺设 $60\sim 80\text{cm}$ 碎石垫层以提高夯击效率,确保夯体表层的密实度,并有克服细砂夯层的“盲区”。经过现场小范围试验,规定出强夯参数,保证加固土层的抗液化,目前实践证明经大面积强夯后的场地达到了工厂设计要求,建筑物、罐体、水池沉降稳定,运行良好。该设计为细砂填层场强夯加固提供了成功的经验。

2. 污水接收码头

为满足船舶洗舱排水要求,该工程设置了专用码头。由于欲停泊的船艘大小差异悬殊($100\sim 63000\text{t}$),码头设计经反复比较采用了靠船墩与操作平台结合一体的连片顺岸式布置形式,码头结构形式为桩基梁板结构。码头长 330m ,连片部分 210m ,面宽 18m ,引桥长 211m ,前沿可停泊1艘 63000t 油轮或2艘 7500t 船舶。码头后沿考虑了双层系缆,便于小船的靠泊。从而提高了码头使用效率,并节省了投资。

实例二十六 彩色显像管废水处理工程实例^①

一、概况

佛山彩色显像管生产线是引进法国VIDOCOLOR公司的工艺,其废水主要来自总装厂房的涂屏、屏锥清洗、荧光粉配料和屏锥回收等工段的清洗水以及纯水站树脂再生时所排出的酸碱废水。根据法方提供的废水排出量,初期规模为 $100\text{m}^3/\text{h}$,其中氢氟酸废水 $25\text{m}^3/\text{h}$,酸碱废水 $60\text{m}^3/\text{h}$ 。考虑工厂发展规划,最大处理水量可达到 $150\text{m}^3/\text{h}$ 。

废水成分和浓度如下:

氢氟酸废水: $\text{F}^- \leq 250\text{mg}/\text{h}$, $\text{Pb}^{2+} \leq 50\text{mg}/\text{L}$, $\text{pH}=2\sim 4$, 石墨 $\leq 50\sim 100\text{mg}/\text{L}$ 。

含铬废水: $\text{Cr}^{6+} \leq 5\text{mg}/\text{L}$, $\text{PVA} \leq 50\text{mg}/\text{L}$, 荧光粉 $\leq 300\text{mg}/\text{L}$ 。

酸碱废水: $\text{pH}=4\sim 6$, $\text{Pb}^{2+} \leq 50\text{mg}/\text{L}$, 石墨 $\leq 50\sim 100\text{mg}/\text{L}$ 。

处理后水质,根据佛山市环保部门要求,应达到国家颁发的废水排入Ⅱ级水体所规定的排放标准,即: $\text{F}^- \leq 10\text{mg}/\text{L}$; $\text{Cr}^{6+} \leq 0.5\text{mg}/\text{L}$; $\text{Pb}^{2+} \leq 1.0\text{mg}/\text{L}$; $\text{COD} \leq 150\text{mg}/\text{L}$; $\text{pH}=6\sim 9$ 。

二、废水处理流程与特点

根据废水量、废水性质和出水要求达到的水质标准,结合现有彩色显像管废水处理现状与问题,佛山彩管厂废水处理确定仍采用当前国内外普遍推广且行之有效的化学法,连

① 作者为中国电子工程设计院沈健。

续处理,其相应的处理流程为反应(或还原)、凝聚、沉淀、过滤的水质净化工艺,沉淀后污泥经浓缩后进行压滤脱水,干污泥外运进行综合利用。上述工艺流程如图1所示。图1在处理工艺上具有以下特点:

(1) 在废水泵出水管上设有电磁流量计和回流管,从而保证了恒定的废水流量;(2) 借助pH计、ORP计、气动调节阀、计量泵自动控制药剂的投加量,使还原反应和凝聚条件处于最佳状态;(3) 选择了优质药剂,如选用了粒径 ≥ 300 目,含CaO90%~95%的粉末状石灰,凝聚剂采用精制硫酸铝,而不用聚合氯化铝;(4) 利用废水中重金属的共沉作用,可以改善净化效果;(5) 采取了向凝聚槽投加回流污泥,使矾花体积增大,质地密实,便于沉淀,从而显著提高凝聚和沉淀效率;(6) 重视药剂的溶解和输送,例如药剂均采用机械搅拌,粉状石灰采用气流输送装置,石灰水自控配液、循环回流;(7) 各构筑物、罐、槽和污泥管均采取了防止泥渣沉积的措施;(8) 流程中考虑了应急设施,如排放水中 F^- 、 Pb^{2+} 、 Cr^{6+} 任何一项指标不符合规定的排放标准,则可由应急泵抽至相应的原水槽进行重新处理;(9) 整个废水处理过程实现了微机控制,即水泵、投药、流量检测、报警、过滤槽反洗、污泥脱水等实现自动化。

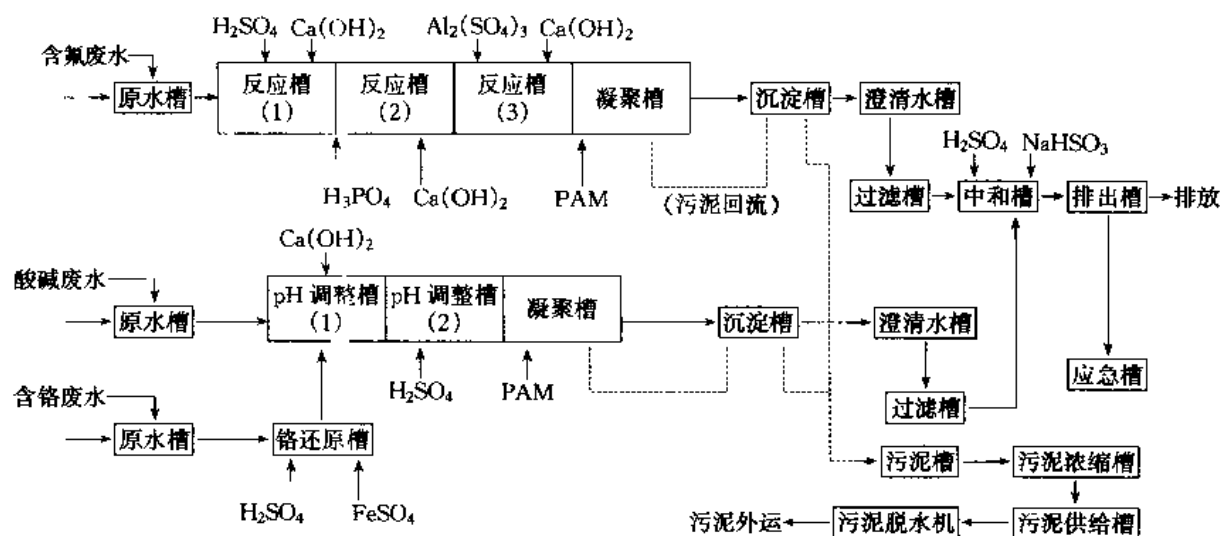


图1 彩管废水处理工艺流程图

三、废水处理站设备布置图式

废水处理站由下列几部分组成,即废水调节、加压系统;废水处理系统;化学药剂配制系统;污泥浓缩脱水系统;废水排出、应急系统;值班、化验和控制。

上述六个部分,从布置上划分为三个主要区间:即地下废水池和水泵间、露天布置的处理构筑物和废水处理综合楼,它们之间有道路或通道相连。这种布置格局能满足工艺流程的要求,又节省了占地,而且便于操作、观察,改善了值班条件。

废水处理站设备布置主要考虑了以下几个因素。

(1) 设备布置基本上按废水处理流程进行,以减少不必要的管道重复,特别是化学药剂配制间的位置不仅靠近反应槽,而且所有药剂管道均敷设在与架空通道相结合的管沟内,这样既便于检修,又经济美观。

(2) 所有频繁启动的水泵、风机均设在地下水泵间内,使环境噪声污染大大降低;同时由于废水池、水泵间均为地下构筑物,而顶部均为草坪覆盖,美化了周围环境。

(3) 废水处理综合楼和露天布置的废水处理构筑物有架空通道相连,既作人行道,又

作药剂管沟，便于操作管理，值班人员十分满意。

(4) 根据佛山地区的气候特点，对大部分废水处理构筑物均设计为露天布置的钢筋混凝土结构，对反应槽、凝聚槽部分，考虑搅拌机、仪表、阀门的操作条件，设置了轻型顶棚。

四、处理效果与问题

废水处理站于1992年投产，通过几年来的运转考验，总的来说处理效果是理想的，经当地环境监测站多次抽样分析结果表明，处理后水质达到了国家规定的排放标准。从现场直观，无论哪一环节，均处于正常运转状态。各设备单元的处理效果，从试运转积累的数据分析也十分接近设计指标。

(1) 氢氟酸废水三级反应槽和凝聚槽，第一级投加石灰量 ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) 为 1200mg/L ，控制 $\text{pH}=8\sim 9$ ；第二级投加磷酸为 150mg/L ，控制 $\text{pH}=7\sim 7.5$ ；第三级投加精制硫酸铝为 600mg/L ，控制 $\text{pH}=6.5\sim 7.0$ ；凝聚槽投加聚丙烯酰胺 2mg/L ，废水中矾花明显出现，如从沉淀槽中适当回流部分污泥，除氟效果可提高 $15\%\sim 20\%$ ，即 F^- 从 $15\sim 18\text{mg/L}$ 降到 $12\sim 15\text{mg/L}$ 。

(2) 铬还原槽，投加硫酸 200mg/L ，控制 $\text{pH}=2\sim 3$ ，投加 FeSO_4 为 50mg/L ，控制 $\text{ORP}\geq 500\text{mV}$ ，取水样多次测试结果，进口处 $\text{Cr}^{6+}\leq 2.0\text{mg/L}$ ，出口处 Cr^{6+} 微量，即均 $< 0.5\text{mg/L}$ 。

(3) 混合废水1号 pH 调节槽投加 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 为 100mg/L ，控制 $\text{pH}=8\sim 9$ ；凝聚槽投加聚丙烯酰胺 $1.0\sim 1.5\text{mg/L}$ ，废水中矾花明显出现，但较细小，如从沉淀槽内适当回流部分污泥，则使矾花大而密实。

(4) 沉淀槽， HF 酸废水经三级反应、凝聚、沉淀后，出水水质透明，浊度 ≤ 30 度， $\text{Pb}^{2+}\leq 1.0\text{mg/L}$ ， $\text{F}^-\leq 12\sim 15\text{mg/L}$ ， $\text{pH}=6.5\sim 7.0$ ，混合废水经 pH 调节、凝聚、沉淀后，水质透明， $\text{Pb}^{2+}\leq 1.0\text{mg/L}$ ，浊度 ≤ 30 度， $\text{pH}\leq 9$ 。

(5) 过滤槽，沉淀后的 HF 酸废水经过滤出水浊度 $1\sim 2$ 度， $\text{F}^-\leq 10\sim 12\text{mg/L}$ 。 $\text{Pb}^{2+}\leq 0.5\text{mg/L}$ ， $\text{pH}\approx 6.5$ ；沉淀后混合废水经过滤出水浊度 $1\sim 2$ 度， $\text{Pb}^{2+}\leq 0.5\text{mg/L}$ ， $\text{pH}\approx 9$ 。

(6) 排出槽，处理后和各种废水经中和槽机械搅拌混合流入排出槽，水质透明，浊度 ≤ 5 度， $\text{Pb}^{2+}\leq 0.1\text{mg/L}$ ， $\text{F}^-\leq 1.5\sim 8.5\text{mg/L}$ ， $\text{COD}\leq 50\text{mg/L}$ ， $\text{pH}=7.5\sim 8.0$ ， $\text{Cr}^{6+}\leq 0.5\text{mg/L}$ 。应该指出，废水处理站在几年运行中也暴露出不少问题，尚待今后改进、完善、提高，其中主要有：①污泥脱水机间建筑跨度为 6.0m ，尺寸偏小，造成工作通道狭窄，操作不便，以 7.5m 或 9m 比较合适；②污泥脱水机选型，由于建设单位坚持选择半自动板框压滤机，即加料、脱水、排渣自动进行，而冲洗人工进行，运转表明，采取人工冲洗方法并不理想，应按原设计采用全自动板框压滤机为好；③浓硫酸贮存间未建在地下室，致使外部硫酸槽车难于借助重力将浓硫酸流至贮槽内，既操作不便，又欠安全；④化学药剂配制间药剂配制过程中会产生一些腐蚀性气体，特别对硫酸溶液槽，设计未考虑专用排风罩，在配制过程中所产生的酸雾既污染环境，又会引起钢制件腐蚀。⑤泥渣回流系统中未设置专用泥浆泵和污泥流量的控制仪表，这给正常运行带来困难，现已准备增设；⑥塑料管承压低，蝶阀质量差，阀门开启不灵、漏水，搅拌机偏心，噪声大等是设备、阀件验收中普遍出现的问题，严重者已经更换或拆修；⑦某些引进设备、仪表，在运转中也陆续出现问题，例如 ORP 计、 pH 计失灵，石灰真空抽吸系统不能正常运转，石灰循环泵、硫酸泵发热被迫停运等，尽管有的已更换，但对引进设备质量欠佳情况应该引起重视。

五、废水处理运行经济指标

1. 投资和占地指标

废水站总投资 1200 万元，其中土建加防腐约 450 万元，国产设备约 100 万元，进口设备约 70 万美元，厂内外排出管约 200 万元。

废水处理站占地 6640m²，其中构筑物 and 房屋建筑面积约 3800m²，绿化面积约 2400m²，设计处理 1m³ 水投资和占地面积分别为 3425 元和 1.1m²。

2. 总装机容量和运行容量

总装机容量为 390kW，运行容量为 250kW。

3. 运转费用

废水处理电费、药剂费，直接费用为 2.2 元/m³ 水（因污泥处理缺乏数据，不包含污泥脱水费用）。其中：电费为 0.55 元/吨水；药剂费为 1.65 元/m³ 水，以上运行费用，按试运转时废水量 1300m³/d 计，随着废水量的增加以及日后的技术改造，将会逐步降低。

实例二十七 天津东洋油墨有限公司污水处理工程^①

一、概况

天津东洋油墨有限公司是国内规模最大的油墨和颜料生产专业性综合企业，所生产的油墨和颜料的品种多达 365 种，这就导致了该公司的污水具有复杂性及相当的处理难度；同时在国内外的同类行业也具有一定的代表性。天津环境科学研究院针对这种典型污水，采用物化与生化结合、好氧与厌氧结合的工艺路线，综合国际上先进的上流式厌氧污泥床技术及采用该院专利产品——高效厌氧生物填料的厌氧污泥床，高效地去除了水中的有机物、色度、悬浮物、重金属离子及有毒有害物质。

二、废水水质、水量

天津东洋油墨有限公司的污水有生活污水、油墨污水和颜料污水三种。其中，由于该公司生产的颜料品种多，使颜料污水具有复杂性、多变性的特点，为了了解污水特性，我们从大量的具有代表性的污水中筛选出五种典型的颜料污水，分别为蓝 433、黄 178、红 225、红 244、红 291，通过对上述污水的采样监测获得的水质资料汇于表 1。

表 1 天津东洋油墨有限公司污水分析结果

污水类别		水量 /(m ³ /d)	COD /(mg/L)	色度 /倍	pH	Ca/ (mg/L)	Ba/ (mg/L)	Cu/ (mg/L)
颜料 污水	蓝 433 含钙母液	30	3000	—	—	—	—	—
	蓝 433 酸煮母液	42	1747	—	0.5	—	—	262
	蓝 433 酸冲母液	354	—	250	0.5~6.1	345	—	—
	蓝 433 碱煮母液	42	426	—	13.8	—	—	—
	蓝 433 碱冲母液	1068	—	—	13.8~8.9	—	—	—
	黄 178 母液	75	26170	1200	3	—	—	—
	黄 178 冲洗水	251	—	5000	3~7	—	—	—
	红 244(225) [291] 母液	118(50) [184]	4500(—) [1569]	2000(—) [1000]	8	—	(4000)	—
	红 244(225) [291] 冲洗水	566(110) [200]	—	—	7~8	—	—	—

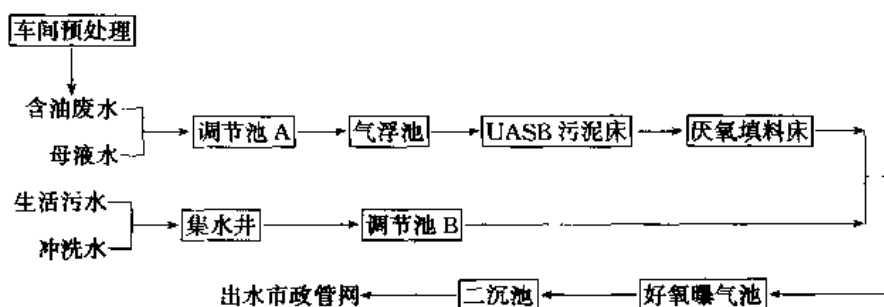
① 作者为天津市环境保护科学研究院汤纯鹏、蔡凌。

续表

污水类别	水量 (m ³ /d)	COD (mg/L)	色度 /倍	pH	Ca/ (mg/L)	Ba/ (mg/L)	Cu/ (mg/L)
油墨污水	28	4135	—	14	—	—	—
生活污水	689	500	—	7~8	—	—	—
总计	3443(2919) [3143]	—	—	—	—	—	—

二、工艺流程

天津东洋油墨有限公司污水具有高难度、高含盐量、难降解的基本特征，靠常规的污水处理工艺很难使综合污水经处理后达到排放要求。为此，针对该公司污水的实际情况，天津环境保护科学研究院进行了大量的处理工艺流程筛选及试验研究工作，采用生化处理和物化处理相结合的治理路线，制定了切实可行的治理工艺。污水处理工艺流程图如下。



三、设计规模及排放标准

该厂每天污水量随着颜料的变化在 3500~3600m³ 之间变化，故设计水量为 3600m³/d。排放标准：国家污水综合排放标准 GB 8978—1996 中的二级排放标准。

四、主要构筑物

处理站主要构筑物见表 2。

表 2 处理站主要构筑物表

构筑物名称	有效容积/m ³	停留时间/h	备注
调节池 A	336	24	调节母液水的水量水质，池子加盖以防异味及冬天的保温
调节池 B	864	6	调节冲洗水的水量水质，池子加盖以防异味及冬天的保温
事故池	200	24	收集有毒或含有可利用物质的母液水
厌氧污泥床（一级）	1000	12	采用上流式厌氧污泥床 UASB，共 2 座
厌氧填料床（二级）	250	24	池内悬挂 250m ³ 的弹性填料，共 2 座
曝气池	1500	10	内装弹性填料 1250m ³ ，共 2 座
二沉池	400	3	共 2 座
重力浓缩贮泥池	60	48	用于浓缩污水处理站各产泥点所产污泥，池子为加盖钢结构

五、工艺特点及优点

(1) 采用高浓度生产废水与冲洗水、生活污水分质、分流处理，并通过排水管网设计实现。这样不但废水处理效率高、总投资较低，而且可以把一些有毒、有害污染物质控制在较小的范围内。

(2) 首次将厌氧 UASB 及新型厌氧填料床处理技术应用于颜料、油墨废水的处理。不但有效去除废水中的有机物质，而且能使废水中所含的难生物降解物质得到分解和转化，进

一步改善了废水的可生化性，大大提高了后续推流式活性污泥法的效率。

(3) 推流式活性污泥法的剩余污泥直接回流至厌氧 UASB 系统。此做法不但增加了厌氧系统的污泥浓度，提高了处理效率，而且实现了生物污泥的零排放，降低了污泥处理系统的投资和运转费用，又减少了处理系统对周围环境的二次污染。

(4) 本项目的专利技术产品-中空柱状聚丙烯填料不但在天津东洋油墨污水工程中发挥了重大的作用，而且由于它诸项优点，已广泛应用于其他多项污水专利技术和工程项目中，有广阔的市场和应用前景。

(5) 天津东洋油墨有限公司污水处理工程处理能力为 $3600\text{m}^3/\text{d}$ ，总投资 950 万元，吨水投资 2600 元/ m^3 ，总占地面积 3600m^2 ，吨水处理成本 1.10 元。

六、运行结果

该工程自 1997 年投产运行以来，至今一直正常运转，处理后的各项污染指标经天津市环境监测中心监测均达到国家污水综合排放标准 GB 8978—1996 中的二级排放标准，并于 1998 年 6 月 9 日正式通过了市科委、市环保局组织的专家验收，成为国内首例成功运转达标的颜料、油墨废水处理工程。

七、结论

实践表明，该颜料、油墨污水处理厂的污水处理装置是国内外物化+生化法处理首例成功运转达标的装置，其工艺技术、工程设计、施工建设和生产操作水平均具有很高的水平。该项工艺技术由于具有投资小、技术先进可靠、占地面积小、对颜料生产中品种转化有较大的适应性、各处理单元的功能清晰、操作灵活和便于管理等多种优点，在国内外类似的生产企业的污水治理将具有广泛的推广价值，应用前景广阔。

实例二十八 矿井废水处理新工艺^①

一、研究背景

据统计资料表明，每生产 1t 煤将会有 0.7~1t 的废水产生，而总铁、锰、硫酸盐、总硬度和细菌学指标严重超标，属极严重污染，以山西某煤矿为例，硫酸盐一般为 480~800mg/L，峰值为 2252mg/L，总硬度一般为 650~1050mg/L，峰值达到 3636mg/L。

我国煤矿大多处于缺水、少水地区，煤矿废水的处理和再利用不仅可以解决环境污染而且对于降低生产成本、搞活大中型煤矿都有重要的经济意义。

目前多数煤矿所产生的废水没有经过适当的处理或仅做一个初沉处理就排放了，一方面产生大量的废水，另一方面可用的清洁水（包括工业用水、生活用水）又很匮乏，使得供水矛盾更加突出，为解决该矛盾，只有采用适当的方法进行处理，才能用于满足工业或生活用水的供需要求。

二、研究方法

1. 实验室处理废水工艺研究

2. 处理 50t/h 废水工业性生产研究

1995 年开始本课题组对山西某煤矿的矿井废水进行了反复实验研究，经 2 年的试运行，于 1998 年 10 月使经过处理后的矿井废水 35 项指标全部达到 GB 5749—85 生活饮用水卫生标准。到目前为止，已运行一年多，情况良好，技术可行，为我国矿井废水处理、回用提供

① 作者为江苏理工大学环境学院郑铭、李龙海、陈春云。

了一条可行之路。

矿井污水采用BH净水技术，工艺流程见图1。

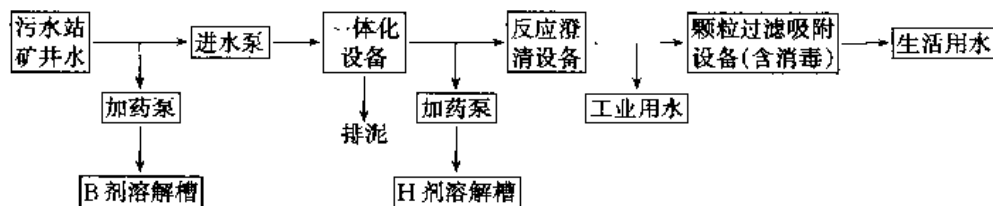


图1 工艺流程

采用BH净水技术处理矿井废水，可根据需要处理成工业用水或生活用水，从而节约设备费用和运行费用，达到经济、可靠的目的。

三、应用

该项目已经在山西某煤矿得到了很好的应用，这一点也可以从表1的监测结果看出来。以处理4800t/d的矿井给水为例说明。

表1 水质检验报告（国家城市供水水质监测网太原检测站检测）

样品编号		980943	981017	GB 5749—85
采样地点		矿井源水	处理水	标准
1	色/度	10	<5	15
2	肉眼可见物	褐色沉淀	无	不得含有
3	浑浊度/度	440	1.28	3
4	臭和味	有异味	无	不得含有
5	pH	7.82	8.52	6.5~8.5
6	总硬度（以碳酸钙计）/(mg/L)	620.7	41.2	450
7	总铁/(mg/L)	9.92	<0.10	0.3
8	锰/(mg/L)	1.324	0.087	0.1
9	铜/(mg/L)	<0.10	<0.10	1.0
10	锌/(mg/L)	0.212	<0.030	1.0
11	挥发酚类（以苯酚计）/(mg/L)	0.003	<0.002	0.002
12	阴离子合成洗涤剂/(mg/L)	<0.1	<0.1	0.3
13	硫酸盐/(mg/L)	733.7	8.7	250
14	氯化物/(mg/L)	54.3	6.3	250
15	溶解性总固体/(mg/L)	1225	308	1000
16	氟化物/(mg/L)	0.45	0.56	1.0
17	氰化物/(mg/L)	<0.002	<0.002	0.05
18	砷/(mg/L)	2.52	2.7	50
19	硒/(mg/L)	0.48	2.14	10
20	汞/(mg/L)	<0.04	<0.04	1
21	镉/(mg/L)	<0.0002	<0.0002	0.01
22	铬（六价）/(mg/L)	<0.004	<0.004	0.05
23	铅/(mg/L)	<0.020	<0.020	0.05
24	银/(mg/L)	<0.00014	<0.00014	0.05
25	硝酸盐氮（以氮计）/(mg/L)	3.0	2.4	20
26	氯仿/(mg/L)	<10.0	<10.0	60
27	四氯化碳/(mg/L)	<1.0	<1.0	3
28	苯并[a]芘/(mg/L)	<0.0005	<0.0005	0.01
29	六六六/(mg/L)	<0.09	<0.09	5
30	滴滴涕/(mg/L)	<0.40	<0.40	1

续表

样品编号		980943	981017	GB 5749—85
采样地点		矿井源水	处理水	标准
31	细菌总数/(个/ml)	4000	0	100
32	总大肠杆菌群/(个/L)	80	0	3
33	总 α 放射性/(Bq/L)	0.10	0.08	0.1
34	总 β 放射性/(Bq/L)	0.19	0.05	1.0
35	粪大肠杆菌/(个/100ml)	200	0	0

1. 水处理工艺方案

矿井污水处理费用工艺流程见图 2。

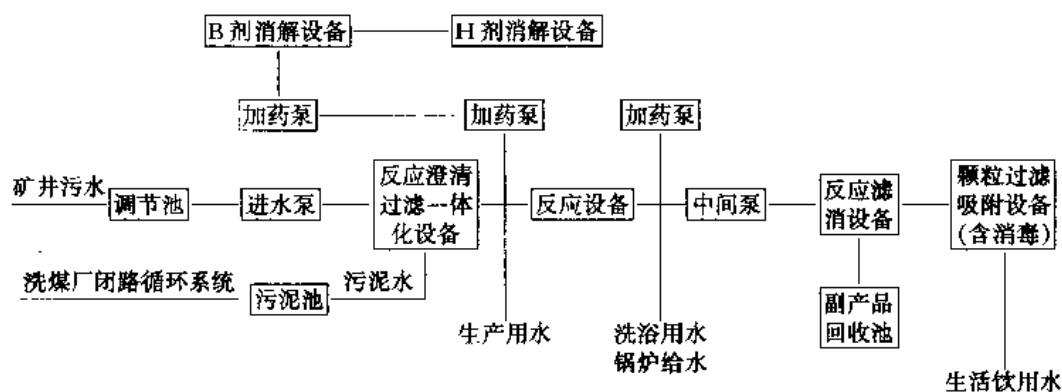


图 2 矿井污水全部处理回用工艺流程图

本工程设计处理污水量为 4800 万吨，采用分质分级出水的方法，使处理站出水的水质满足以下要求。

(1) 日产生活用水 2000t，水质指标 pH、SS、色度（肉眼可见物）、臭和味、铁、锰、总硬度控制在 GB 5749—85 饮用水标准内。将锅炉给水及洗澡用水的 600t/d 单独水井水及供洗煤厂生活用水的 400t/d 单独水井水（该两水井水质硬度和硫酸盐均严重超标）合计 1000t/d，与该处理水合起来共 3000t/d 水供某矿生产用水，以取代某水站所供的 3000t 生产用水。

(2) 日产锅炉给水及矿工企业用水 600t，水质指标除硫酸盐及细菌学指标外，其余指标均控制在 GB 5749—85 饮用水标准内。

(3) 日产饮用水 2140t，水质指标综合评价符合国家生活饮用水卫生标准。正常情况下，取代至少 1600t/d 相应数量的矿自来水，缺水情况下，取代从区外供水补充水（30 万吨/年）。

(4) 处理站的污泥水日排 60t 入污泥池，该池下滤水加调节池调节水，输送到洗煤厂的煤泥水闭路循环系统，作为该系统的补充水。

2. 工艺设备和技术措施说明

(1) 主要设备

① 一体化设备。集 B 剂反应、澄清、过滤于一体，出水水质除硫酸盐、溶解性总固体及细菌学指标外，物理学指标及部分化学指标（铁、锰）均已达到 GB 5749—85 标准，可供生产用水。

② 反应设备。主要是供与水中硬度、硫酸盐反应的设备。出水水质除硫酸盐和细菌学指标外，其余指标均达到 GB 5749—85 生活饮用水标准，可供洗浴用水及锅炉给水。

③ 反应滤清设备。主要是供 H 剂与水中硫酸盐、硬度进一步反应的设备，并清除水中有机物指标，出水水质硫酸盐也达到了 GB 5749—85 标准。

④ 颗粒过滤吸附设备。主要是进一步清除有机物指标及其他可能出现的微量污染物如酚、氟化物等，经消毒后出水综合评价符合生活饮用水卫生标准，可作生活饮用水。

(2) 加药设备

① B 剂溶解设备及加药系统。

② H 剂溶解设备及加药系统。

③ 溶解设备及加压、加药系统。

(3) 主要构筑物

① 调节池。系在线调节矿井排水，这样，既可以避免水量变化的冲击，又可以缓和水质的大幅度变化，并且可以将进入处理系统前多余的水量调节给洗煤厂的闭路水循环系统。

② 污泥池。系收集一体化设备排放污泥水，该池下滤水流入洗煤厂，污泥送入洗煤厂压滤车间。

③ 副产品回收池。系收集反应设备及反应滤清设备内的反应生成物，干化后，回收为副产品销售。

(4) 分质分级出水，则在可满足用水水质需要的同时降低了水处理的药耗、动力消耗等运行成本。

(5) 工业性试验所采用的流程有较好的可操作性和设备的易控制性，在污水站工程设计中还将在以下几个方面得到进一步的解决和加强。

① 实施流程的自动控制。采用就地控制、手动集中控制与自动控制切换，确保流程的可控制性及控制系统的易维护性。

② 加药自动调节。工业性试验结果为自动加药与调节提供了充分的数据，这样可避免繁杂的人工操作，确保流程处理水质的稳定。

③ 建立简易分析室检测水质。工业性试验结果表明，只要简易分析硬度一项指标，就可定性掌握其他污染指标，建立简易分析室定时检测硬度。

3. 工程投资及系统运行成本

(1) 工程投资 采用微机自动控制管理系统，工程的估算如下：

① 工艺设备费用合计	298.5 万元
② 基建费	40 万元
③ 电气照明	8 万元
④ 采暖与通风	12 万元
⑤ 管道及其他附件	20 万元
⑥ 电气控制设备费	57.5 万元
⑦ 调试费	2.4 万元
⑧ 技术资料及设计费	19.8 万元
⑨ 水质测试费	2.0 万元
⑩ 其他费用	4.5 万元
⑪ 运行半年药剂费	35.1 万元
合计：	499.8 万元

(2) 系统运行成本 供生产用水费用为 0.3 元/吨；供锅炉给水及洗浴用水费用为

0.475 元/吨；供饮用水费用为 0.65 元/吨。

4. 经济效益分析（见表 1）

四、结果分析

1. 环保指标分析

由国家城市供水水质检测网太原检测站及地矿部山西省中心实验室于 1998 年 9 月取样并复测结果如表 1 所示。硫酸盐处理率达 96%，总硬度处理率达 88%。

2. 经济性分析

工程竣工后的直接经济效益体现在以下几方面。

① 取代某水站所供 3000t/d 生产用水，成本由某水站提水成本 1.099 元降为 0.30 元，吨水成本降低了 0.799 元，直接经济效益达 87.49 万元。

② 取代 600t/d 锅炉给水及洗浴用水，因水质指标硬度、含盐量大大降低，从而使锅炉能耗及热水成本大大降低，节约了能源，提高了设备使用寿命，除此之外，成本由吨水 1.099 元降为 0.475 元，吨水成本降低了 0.624 元，直接经济效益 13.67 万元/年。

③ 取代目前至少 1600t/d 相应数量的矿自来水供饮用，成本由吨水 1.099 元降为 0.65 元，吨水成本降低了 0.449 元，直接经济效益 26.22 万元

④ 某矿由矿区外供水，1993 年 15.75 万吨，1995 年 30 万吨，1996 年 14.35 万吨，按年购水 30 万吨计某水站成本增加为 1.10 元/吨水，水处理工程竣工后，30 万吨水不再从区外购水，则成本由 1.10 元/吨，降为 0.65 元/吨，成本降低了 0.45 元/吨，则全年可产生直接经济效益 13.5 万元。

⑤ 水处理工程竣工后，省去 0.05 元/吨废水排污费，全年可节省排污费 $4800 \times 365 \times 0.05 = 8.76$ 万元。

⑥ 水处理工程竣工后，可节省目前的污水站年运行费用 $0.44 \text{ 元/吨水} \times 2500 \times 365 = 40.15$ 万元。

上述经济效益合计为：189.79 万元。

按此经济效益，则工程总投资 499.8 万元，在运行 2~3 年时间内即可收回全部投资。

实例二十九 膨润土吸附-泡沫分离-SBR 生物处理工艺 在洗发精类废水处理中的应用^①

一、概况

洗发精类废水（包括护发素类废水）是一种含多种表面活性剂、助剂和色素的有机废水，其主要组分有：烷基聚氧乙烯硫酸盐 R-CH₂O、液 K、BS-12 等各类表面活性剂、保湿剂、增洁剂、色素 AES 等。废水 COD 高、起泡性能强、水质变化大，废水中的表面活性剂所造成的大量泡沫是治理中的一个难点。表 1 是上海某化妆品生产厂的废水水质状况。

表 1 某化妆品生产厂洗发精废水的水质表

采样编号	pH	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	BOD ₅ /COD _{Cr}
No.1	7.4	1786	未测	
No.2	7.2	1829	525	0.29
No.3	6.2	860	640	0.74

① 作者为华东理工大学环境科学与工程学院冯晓西、乌键康等。

二、废水的处理工艺

关于表面活性剂生产废水处理方法的资料,国内外都有不少文献报道。其中有些治理方法是单一的表面活性剂废水的处理。本文作者研究处理的表面活性剂废水是洗发精(包括护发素)这类化妆品类的废水,组分比较复杂、COD含量相对较高、且起泡性能好。经过一段时间的试验研究,确定了“膨润土吸附-泡沫分离-SBR生物处理工艺”,并已实现了工程化,整体运行情况良好,处理效果稳定,处理出水中的各项污染指标均达到了设计要求。图1是某化妆品厂废水处理工程流程图。

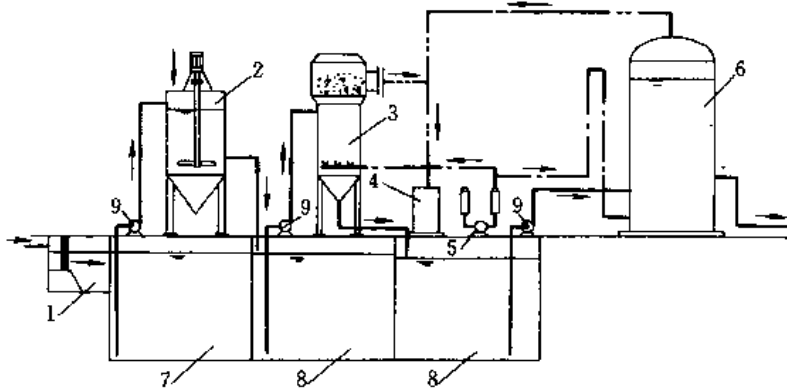


图1 上海某化妆品厂生产废水处理流程图

1—集水井；2—吸附反应器；3—泡沫分离器；4—消泡装置；5—罗茨风机；6—SBR反应器；7—废水池；8—中间水池；9—提升泵

三、主要工艺参数

(1) 吸附

BT-2投加量 (COD < 1000mg/L) 0.2% ~ 0.3%

(2) 泡沫分离

气液比 16:1 (V/V) 废水停留时间 60min

(3) SBR生物处理

进水时间 1h 排水时间 1.5h

曝气时间 2~4h 有机负荷 N_s 1.5kgCOD_{Cr}/(kgMLSS·d)

沉降时间 1h 污泥指数 SV1 65% ~ 90%

四、处理原理和处理结果

从图1可以看出,整个处理流程主要由吸附、泡沫分离、生物处理三个处理过程组成。

(1) 膨润土吸附处理 吸附过程中所使用的膨润土吸附剂是一种无机混凝吸附剂,它对表面活性剂类有机物质具有一定的吸附功能及脱水性能好的特点,且价格低廉。膨润土内部

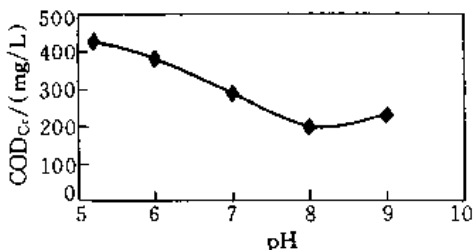


图2 吸附过程中pH值对出水COD_{Cr}值的影响

单斜晶系的特点和内部电荷的不平衡所形成的小孔对有机物产生很大的吸附作用,同时利用吸附剂内含有的一定量的二价铁离子所具有的混凝作用,使吸附过程还具有一定的脱色作用,能较好地去除废水中的色度。吸附过程中其运行的技术参数主要是pH值以及废水中的COD与吸附剂投加量的关系。此外吸附时间与搅拌速度也有影响。图2是吸附过程中pH值对出水COD的影响,表2与图3是不同废水COD浓度与吸附剂投加量之间的关系。

表 2 不同废水 COD 浓度下, 膨润土的投加量与 COD 的去除效果

废水 COD _{Cr} /(mg/L)	膨润土(BT-2) 投加量/(kg/m ³)	处理出水 COD _{Cr} /(mg/L)	COD _{Cr} 去除率/(%)
260	3	80	69.2
560	3	160	71.4
1010	3	220	78.2
3500	9	620	82.3

(2) 泡沫分离 泡沫分离是向含表面活性剂的废水中吹入一定量的空气, 利用气液表面张力使界面之间形成气泡, 将表面活性剂浓缩浮上分离, 以降低废水中表面活性剂的含量, 保证后续生化处理的正常进行。泡沫分离法对表面活性剂及 COD 的去除率, 通常受装置的构造、产生泡沫的大小、空气流量、废水停留时间等物理因素及 pH 值、表面活性剂的种类及其浓度等化学因素的影响。

根据本工程运行的情况, 其技术要求为: 泡沫分离器内保持 1m 高的液位, 气液比为 16:1 (体积比), 废水停留时间为 60min。经泡沫分离后, COD 去除率为 21%~40% 左右。处理结果见表 3 及图 3。

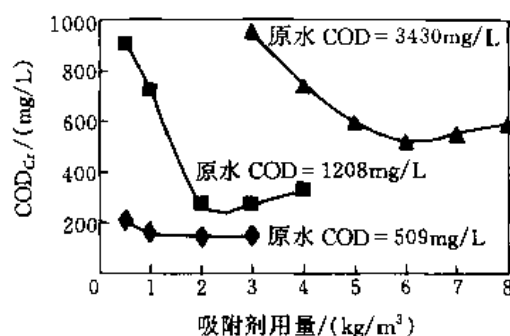
图 3 在吸附过程中吸附剂用量对 COD_{Cr}浓度的影响

表 3 泡沫分离的处理效果

处理前 COD _{Cr} /(mg/L)	处理后 COD _{Cr} /(mg/L)	COD _{Cr} 去除率/%	处理前 COD _{Cr} /(mg/L)	处理后 COD _{Cr} /(mg/L)	COD _{Cr} 去除率/%
263.1	208.2	20.9	533.5	343.8	35.6
451.8	315.3	30.2	658.2	261.3	39.7

(3) SBR 生物处理 生化处理采用 SBR 生化法即间隙式活性污泥法, 在本工程中, 对 SBR 系统的控制, 既可采用人工控制, 也可采用自动控制。整个 SBR 系统的控制主要分“进水-曝气-沉降-排水-静置”五个阶段, 形成一个处理周期, 并将生化反应和二次沉淀两个工序合并在一个反应器内进行, 省去了二次沉淀池。SBR 生化池中生长有大量的微生物, 这些微生物是利用废水中的有机物作为自身新陈代谢的养料的。废水中的有机物在微生物的新陈代谢过程中, 或被合成微生物的细胞体而被分离, 或被氧化成二氧化碳和水。因此, 微生物在其生命活动的同时, 也完成了对有机污染物的降解。

SBR 处理工艺还具有对冲击负荷有较强的适应能力, 污泥产量低、氧利用率高、可适应较大的水质变化等优点。SBR 法结构简单, 运行管理方便, 十分符合我国目前的国情。

本工程 SBR 生化系统过程中, 有机负荷 $N_s = 1.5 \sim 1.8 \text{ kgCOD}/(\text{kg} \cdot \text{d})$, $\text{SVI} = 65 \sim 90$, 经处理后出水后 $\text{COD}_{\text{Cr}} \leq 100 \text{ mg/L}$, $\text{BOD}_5 \leq 30 \text{ mg/L}$, 表面活性剂检测不出, 出水指标均达到排放标准。

各段处理过程的处理效果详见表 4。

表 4 各段处理过程的处理效果

吸附 COD _{Cr} /(mg/L)		泡沫分离 COD _{Cr} /(mg/L)		SBR 生物处理 COD _{Cr} /(mg/L)		COD _{Cr} 总去除率/%
处理前	处理后	处理前	处理后	处理前	处理后	
560	160	—	—	167	94.8	83.1
1010	220	263	208	210	76.5	92.4
3500	620	658	261	259	81.6	97.7

第三章 国外废水处理工程设计实例

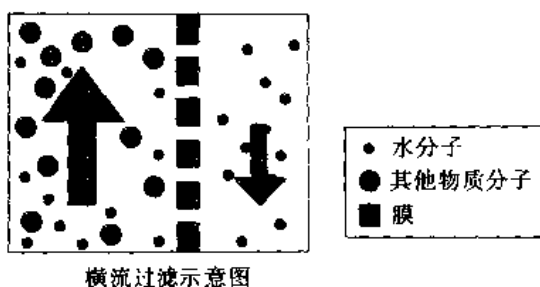
实例一 国外横流式膜法水处理技术及其应用^①

膜法水处理技术是得到广泛认同的、先进的水质净化技术。自 20 世纪 50 年代以来,在美国、日本和欧洲等发达国家和地区,有许多机构致力于膜法水处理技术的研究、推广和应用。膜法水处理技术是一种物理的分离技术,它不仅可以提供其他水处理设施从未达到的出水质量,处理效果极其可靠,而且,它独特的处理过程使废水中的某些有用物质(如油、化学物质和养分等)的收集和再利用成为可能。这将意味着在保护环境的同时,为生产单位节约物资、直接创造经济效益。人们相信,膜法水处理技术有着广阔的应用前景。

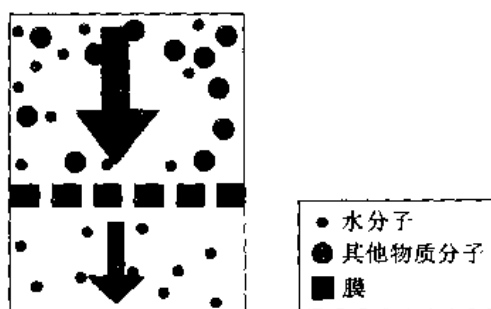
一、横流式膜过滤技术的优势

膜过滤技术的基础研究源自生物学中发现的膜分离现象,即当水流在压力作用下流经膜表面时,水分子可以透过膜层,渗透到另一侧,而其他物质,通常是比水分子大的物质,则被滞留在膜的一侧。

在膜技术的发展过程中,曾出现过两种水流方式:垂直型和横流型(见图 1)。



横流过滤示意图



垂直流过滤示意图

图 1 横流过滤和垂直流过滤示意图

垂直型膜过滤指的是水流垂直流向膜表面。水分子透过膜层,杂质则被截留在膜表面上层,从而使杂质从水中分离出来。但是随着杂质在膜表面不断堆积,这种水流方式很容易引起膜孔的阻塞。因此为了保证运转的顺利进行,要经常对膜进行反冲洗。

横流型过滤技术出现于 20 世纪 70 年代,简单地说,就是水流流动方向与膜表面平行。这样,最终形成两股水流,一股是透过膜层的、主要由水分子构成的渗透液,一股是继续顺着膜层方向流动的、含有一定滤出物的浓缩液。横流过滤的先进之处在于其固有的、持续的、自身清洁能力。因为横流过滤方式使滤出的悬浮固体和其他溶质不断地被水流从膜表面冲走,从而将阻塞物的堆积最小化。因此,横水流的设计延长了膜的清洗周期,同时也延长了膜的使用寿命。

在横水流运转下的膜也需定期冲洗,但是该系统独特的自净功能,已经在一定程度上延长了膜的使用寿命,降低了系统的运转成本。

^① 作者为北京市市政工程设计研究总院庞正、方先金、孙瑞征。

二、膜类型

膜一般分为四大类：微滤膜、超滤膜、纳滤膜和反渗透膜。划分的依据主要是膜表面的孔径大小。孔径不同，每一种膜的功能也不同。表1为每种膜的基本特征。

表1 膜的类型、孔径、功能及膜间压力

膜类型	孔径大小/ μm	功能	膜间压力
微滤 (MF)	0.1-2.0	去除悬浮固体	$1.72 \times 10^5 \sim 3.44 \times 10^5 \text{Pa}$
超滤 (UF)	0.01-0.1	①去除有机物、细菌和热原质 ②去除胶体物质 ③去除悬浮固体 ④去除染料大分子	$1.72 \times 10^5 \sim 6.89 \times 10^5 \text{Pa}$ (25-100psi)
纳滤 (NF)	0.001-0.01	①去除病毒 ②去除大无机物离子 ③去除染料小分子 ④去除分子量在 300-1000 范围内的有机化合物 ⑤去除二价盐	$9.30 \times 10^5 \sim 15.86 \times 10^5 \text{Pa}$ (135-230psi)
反渗透 (RO)	0.0001-0.001	①去除所有有机化合物 ②去除所有的密解盐 ③去除病毒、细菌和热原质	$1.38 \times 10^6 \sim 6.89 \times 10^6 \text{Pa}$ (200-1000psi)

一般说来，孔径的大小影响渗透率，孔径越大，渗透率越高。渗透率与运行压力成反比。渗透率越高，所需运行压力越低。

三、膜材料

膜材料是各种膜装置最关键的部分，也是膜法水处理技术的基础。膜材料决定了膜制品的应用前景及使用寿命。因此，膜材料通常是膜产品制造公司的核心秘密，也是各个公司重要的研究课题。





现在市场上的大部分膜制品的原材料是醋酸纤维素 (CA) 和聚酰胺。纤维素是早期开发的产品。聚酰胺是目前最流行的制膜材料。现在，还有一些新材料，如陶瓷、玻璃纤维、硅藻土等也被用来制膜。

现在还有将多种材料结合制膜的趋势。例如，美国加州大学曾对陶瓷聚合物 (CSP) 膜进行了研究 (见表2)。研究人员在陶瓷的表面覆盖上一层聚合物。陶瓷的强度即膜的强度。但是，膜的分离功能主要由表层的聚合物决定。例如：研究人员发现，当表层为乙烯醋酸纤维素聚合物 (PVAc) 时，CSP 适宜分离不稳定的氯化烃；表层为 PVP 时，CSP 适用于酒精脱水。由于对制膜新材料的研究尚不充分，所以新材料的应用和使用效果还受到一定的限制。

膜材料的选择应根据使用目的来确定。目前，RO 广泛应用的膜材料是 CA 和 POLYAMIDE (PA)，这种材料对 NaCl 的去除率可达 97%~99%；纳滤膜的材料也多为 CA 和 PA，其中，二价盐的去除率为 95%，一价盐的去除率为 40%，有机物分子量截流 (MWCO) 大约为 300；UF 的制膜材料多为 POLYSULFONE (PS)，氟化物 (VF) 及其 CA，分子量截留一般在 1000~100000 的范围内。

UF、NF 和 RO 的运行压力一般在 25~100psi，135~230psi，和 250~400psi 的范围内。如果运行压力较高，例如，达到 500~1000psi 时，膜的设计强度必须相应提高，以抵制相应的机械压力，否则，可能会导致膜的变形，并最终影响膜处理装置的使用效果。

表2 为美国 FES 公司生产的用于卷式装置的陶瓷膜产品性能特点

直径	横 截 面	长 度	孔 数	水力直径	表面面积	孔洞尺寸/分子量截流
10mm		250mm 600mm 1200mm	3	3.6mm	0.01m ² 0.02m ² 0.04m ²	NF: 1, 3, 5, 8kD UF: 15, 50, 150, 300kD MF: 0.14, 0.20, 0.45, 0.80, 1.40μm
25mm		850mm 1020mm 1178mm	8	6.0mm	0.14m ² 0.17m ² 0.20m ²	NF: 1, 3, 5, 8kD UF: 15, 50, 150, 300kD MF: 0.14, 0.20, 0.45, 0.80, 1.40μm
25mm		850mm 1020mm 1178mm	23	3.5mm	0.25m ² 0.30m ² 0.35m ²	NF: 1, 3, 5, 8kD UF: 15, 50, 150, 300kD MF: 0.14, 0.20, 0.45, 0.80, 1.40μm
25mm		850mm 1020mm 1178mm	39	2.5mm	0.36m ² 0.43m ² 0.50m ²	UF: 15, 50, 150, 300kD MF: 0.14, 0.20, 0.45, 0.80, 1.40μm

在膜处理系统中, 温度也是一个不可忽视的因素。通常情况下, 系统运转温度的提高, 水的粘性就会降低, 透过膜的产水量增加。但是, 运行温度一般受膜的材质和其他构件材质的限制。一般来说, 运行温度最好在 55~90°F 之间。

如想获得满意处理效果, 设计者必须要综合考虑温度、运行压力和污染物阻塞等多种因素的影响。另外, 还要根据处理水的水质选用适当的、具有稳定的化学性质的膜产品。特别是要了解处理水的 pH 情况, 因为 pH 将影响许多盐类的溶解度。表 3 为某些盐类的饱和溶解度。

表 3 盐类的溶解度 (30℃)

成 分	溶解度/(mg/L)	成 分	溶解度/(mg/L)
碳酸钙 (pH10)	65	碳酸钡 (pH10)	24
硫酸钙	2090	硫酸钡	2
硫酸镁 (pH10)	9	硅酸 (pH8)	120
硫酸铈	114		

由于每个制膜公司都有自己独特的材料配方、特殊的工艺技术及特有的涂层, 因此各个公司的膜产品的性能差异较大。但是, 理想的膜制品应具备以下几项性能: ①可在温度变化较大的环境下使用; ②具有稳定的化学性质, 耐酸碱、耐腐蚀; ③机械强度好, 可在长期的受压条件下运转; ④单位面积上透水量大; ⑤制膜原材料充足, 价格低。

四、膜装置

膜装置的结构形式基本上可分为以下几类。

(1) 中空纤维式 这种装置是由一束细小的管状纤维构成, 管径一般小于 1mm。纤维束的一端敞开, 另一端用环氧树脂封死, 放入一圆筒型耐压容器中。高压原水从容器旁打进去, 流经膜表面, 在纤维束的一端将渗透液收集起来。这种设计的优势是将膜表面积最大

化,提高了渗透速度和产水速度。杜邦公司是中空纤维膜制造商中的代表。但是,这种结构不适用于处理污水,因为膜表面很容易发生阻塞。因此,通常用在反渗透工艺上,生产饮用水和超纯净水。

(2) 毛细管式 毛细管膜的平均直径为1~2mm,比中空纤维略大。上百个这样的毛细管构成一束,例如,直径为1/4英寸的膜束可能包括800个这样的细管。也放在一个筒形容器内,适用于横流过滤。优点是原水接触的膜面积较大,同时在一定程度上避免了膜表面的阻塞问题。当有适当的预处理措施配合时,是较为理想的污水处理设计方案。

(3) 管式 管式装置与中空纤维式结构较为相似,但是孔径较大。由于它对悬浮物有一定的承受能力,膜生成污垢后很容易清洗,所以在超滤系统中,有一定优势。

(4) 卷式 这种结构是将膜围绕渗水收集管包裹起来,污水从周围进入,净水从中心流出。这种结构的优势比较明显,主要表现在单位体积上的膜表面积较大,适合横流过滤,应用范围较广。但是,对支撑材料本身和膜与支撑材料的粘接密封的牢固性要求较高。螺旋式膜的长度一般为40~60英寸,直径多为2、4、8英寸,一般要求8英寸直径的管子的进水流速为25~30g/min,4英寸直径的管子的进水流速为4~6g/min,流速越高,阻塞的可能性就越小,膜的使用寿命也就越长。

(5) 板框式 板框式结构是最早开发的膜装置。膜为平面形状,多层重叠,发挥多层过滤作用。主要适用于垂直流,运行时需要较高的压力。渗透速度和产水速度都较低,并且,膜表面很容易阻塞。但是,结构简单可靠,较适合于小规模的水处理工程。表4为几种膜装置的综合效果比较。

表4 膜装置的综合效果

	成本	密实度	运行压力	膜类型	横流式抗阻塞性能	运行费用
螺旋式	低	高	高	多	一般	低
中空纤维式	低	UF 高 RO 非常高	UF 低 RO 高	少	UF 好 RO 差	—
管式	高	低	UF 一般	多	非常好	高
板框式	高	一般	高	多	一般	低
毛细管式	低	高	高	一般	好	低

目前,影响膜技术推广应用的最主要的问题仍然是阻塞现象。细小颗粒和有机物的滤出物在膜表面的堆积,很容易阻塞膜上的孔洞,破坏膜的使用效果。一旦出现阻塞,为了保证出水量,则要求更高的运行压力。更高的运行压力则意味着更多的能量消耗、膜及其相关设备使用寿命的缩短。反冲洗可以缓解这个问题,并且适当延长膜的使用寿命。最根本的解决方案是控制膜孔径的大小和提高膜表面的亲水性能。此外,膜的化学稳定性也非常重要,有些化学物质可能会引起膜的变形、僵硬老化甚至完全破损。有些膜材料不能满足耐酸碱、耐腐蚀、温度变化大的技术要求。

五、膜法水处理技术的应用

超滤通常作为纳膜和反渗透的预处理阶段。超滤有效地阻止了大分子污染物和有机物。这两种物质是引起纳膜和反渗透膜阻塞的主要原因。这种工艺流程减少了膜的更换频率,延长了污水处理系统的使用寿命。同时,运行成本低,养护简单。

事实上,多种水处理技术的综合应用往往会带来更佳的水处理系统的经济效益比。例如,在处理油脂污染的原水时,生物处理方法结合膜过滤技术会产生良好的效果,见效快,

成本低。首先将油脂污染水泵压到膜过滤设备中进行过滤，然后再经过微生物处理。

另外，还可采用化学工艺与膜处理技术结合的例子。原水首先通过膜进行分离，不同孔径的膜可分离出不同的物质，然后将过滤出的化学物质回收再利用，或者通过化学反应处理，改变有害物质的性质。

根据不同的处理出水要求，用于污水处理的膜过滤系统基本上有三种：超滤系统、超滤+纳滤系统、超滤+反渗透系统。

无论是采用哪种处理系统，都应该采取预处理措施去除灰尘、碎片等物质。一般的预处理设施包括砂滤、隔栅过滤和滤网三种。

(1) 超滤系统 一般用于废水处理中去除大分子量物质 (>30000)，例如胶体、悬浮物、油脂化合物和一些染色质，渗滤液可达到排放标准。高浓缩液还可以进行再次循环处理。

(2) 超滤+纳滤系统 UF+NF 用来去除一些无机物离子和溶解的矿物质及其胶体、悬浮物和油脂化合物。UF 可以视为 NF 的预处理阶段。此系统可以去除 99% 以上的杂质。渗滤液可以作为生产用水。高浓缩液还可以进行再次循环处理。

(3) 超滤+反渗透系统 此系统一般用于生产饮用水、超纯度水和处理溶有金属和矿物质的废水。UF 作为 RO 系统的预处理阶段以减少 RO 系统中膜阻塞现象。此系统几乎可以去除所有杂质。建议在后处理阶段采用紫外线照射或加氯法以保证去除所有的微生物。

表 5 是具有最佳成本效益比和最佳处理效果的原水处理系统模式举例。

表 5 原水处理系统模式

UF	金属工业废水治理
UF	食品饮料废水加工系统
UF+NF	染料色素去除系统
UF+NF/RO	汽车冲洗废水处理系统
UF+RO	城市供水系统

六、系统设计

膜法水处理系统的合理设计对系统的成功运转至关重要。不适当的设计会造成系统的低效运转和运行故障。设计人应对整个系统的流量、压力、紊流问题、反冲洗设施和操作程序进行全面考虑和精确调整。设计一般应遵循以下设计步骤。

(1) 正确选择膜产品 由于膜成本占反渗透和超滤装置成本的 15%~40%，并属于定期更换的消耗品，所以对膜制品应进行谨慎选择。良好的化学稳定性、机械适用性、自洁能力、分离效果以及价格等因素应作为主要的选择标准。例如，当处理含氯化物较多的原水时，如果在 CA 和 PA 膜制品间进行选择，由于 CA 膜制品具有较好的抗氯化性强，所以应成为首选。

(2) 合理设计装置 合理的装置设计对水处理系统的运行效率来说非常重要。一旦选定了膜材料，就应确定与其相适应的原水流速、运行压力和产水率，进而确定装置类型。特别是在废水处理工程中，系统更易于阻塞，设计时要更加保守。优秀的设计应达到这样的效果：系统可持续运转或阶段性运行；保持较低的膜清洁和膜更换频率；能耗合理；运行养护简单。

(3) 选择恰当的预处理措施 在预处理设备上的投资是非常必要的，往往是成本低，收效大。根据水质具体情况，甚至可以设置澄清池、滤池等结构。较低的预处理设施投入通常带来最佳的成本效益比。

(4) 小试 在大型膜法水处理设施设计过程中，通过小试确定膜法水处理系统的设计方案是非常必要的。可行性实验或应用实验是确定系统性能的第一步。在实验室，实验结果可显示膜的过滤性能、化学适用性和抗阻塞情况。根据实验室的实验结果，同时根据在几百个小时连续运转的小试中收集到的数据，对各个参数进行分析调整，然后再应用到整个工程设

计中。水处理系统的设计过程要求设计人员充分、全面地考虑各种有关因素，并对各个工艺参数进行精细调整。

七、废水处理系统设计实例

(1) 金属工业废水清洁系统 在金属加工生产过程中，需要使用大量的润滑剂。如果对润滑剂的处置不当，会给环境造成极大的危害。从另一方面考虑，如果将润滑剂从水中分离出来，润滑剂本身是可以回收再利用的。但是润滑剂的乳化特性使其他的处理技术不能发挥出优势，另外，像金、银、铂等贵金属在冷却或冲洗过程中也将被冲走，若对它们进行回收又意味着巨大的资金投入。膜过滤技术是解决这个难题的有效途径，图 2 为经济高效的膜处理模式。

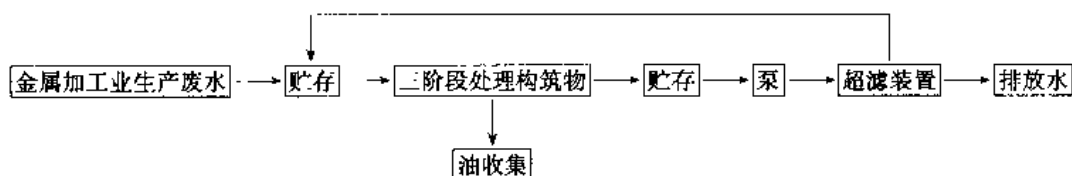


图 2 金属工业废水清洁系统

(2) 食品与饮料加工业清洁系统 食品与饮料加工业的生产废水主要面临以下三个问题：废水中的废物极易腐烂；有异味；废物中含有可回收的或可再进行加工的养分。建议从事肉食品加工和饮料加工的企业可采用以下处理模式：超滤膜用于分离乳水蛋白，净化果汁，牛奶，分离胶状体。反渗透和纳膜可用来进一步分离溶解在水中的养分。肉制品加工废水膜处理工艺流程见图 3。

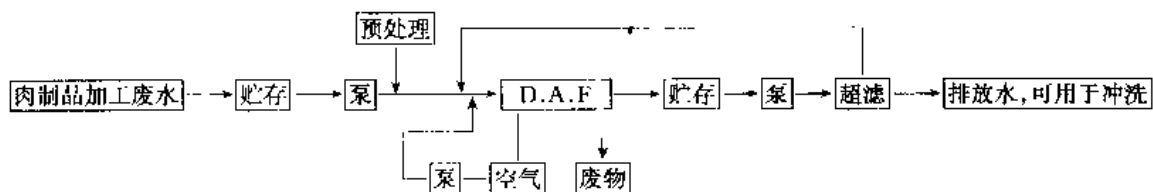


图 3 肉制品加工废水膜处理工艺流程图

(3) 染料色素去除系统 如果将印染废水中的染料和水进行回收的话，将给印染行业带来可观的经济效益。我们可以采用纳滤和超滤系统将水中的色素分离。首先使用滤网去除悬浮固体和大颗粒物质，然后印染废水通过超滤膜，使色素和水分离。如果染料 MWCO 大于 30000，超滤膜可以去除所有色素；如果小于 30000，应再增加纳滤设施，这时，超滤成为减少纳膜阻塞的预处理阶段。印染废水膜处理工艺见图 4。

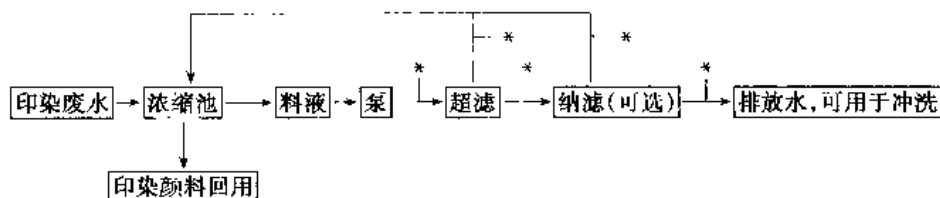


图 4 印染废水膜处理工艺流程图

* ——流量计

(4) 洗车废水处理系统 洗车废水一般含有清洁剂、油、蜡、氯等。如果处置不当，严重污染环境。然而，如果将清洁剂和水资源进行回用的话，不但会减轻对环境的污染，同时

也可以创造经济效益。一般来说,应先让废水先流经滤网,去除废水中的悬浮物质,然后用超滤膜去除大分子污染物和有机物(这也是造成纳膜和反渗透阻塞的主要物质),最后,通过纳膜和反渗透膜去除废水中的清洁剂。洗车废水膜处理工艺见图5。

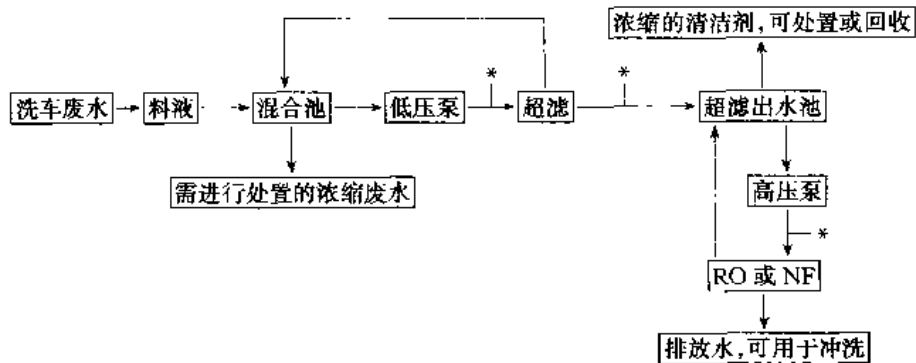


图5 洗车废水膜处理工艺流程图

*——流量计

(5) 城市供水系统 随着生活水平的提高,人们都在寻求不含有害矿物质的、没有病毒和细菌的、高质量的饮用水。许多流行的净化方法不是成本太高(例如,蒸馏)就是效果不佳(例如,活性炭吸附)。但是,如果采用超滤和反渗透结合的处理方法,就可以取得良好的效果。超滤可以作为反渗透的预处理阶段去除分子量较大的悬浮物、胶体、细菌和矿物质。反渗透可以去除分子较小的病毒和矿物质,这样的组合不但可以保证出水效果,还可以有效地延长膜的使用寿命。如果再配合紫外线和加氯消毒处理,则可完全保证饮用水的高质量。城市供水膜处理工艺见图6。

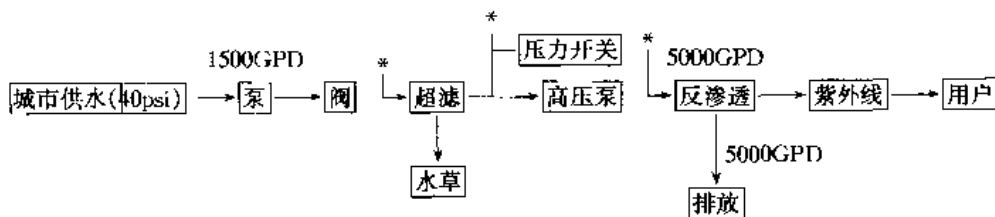


图6 城市供水膜处理工艺流程图

*——流量计

八、结论

综上所述,横流式过滤形式应是膜法水处理技术首选的过滤形式。当采用膜技术处理原水时,首先,应充分了解所需处理原水的化学性质,明确对出水水质的要求;然后,选择相适应的膜产品和膜装置;再根据实验室和小试的实验结果,对整个系统的设计参数进行调整,力求完善。需要强调的是,预处理设施往往是整个处理系统必不可少的构筑物,预处理设施在膜法废水处理系统中发挥了重要作用,这一点也是许多设计者容易忽视的地方。

实例二 用AB法处理高浓度污水的德国KREFELD市处理厂^①

德国西部KREFELD市的污水处理厂是第一个用AB法(ADSORPTION BIOOXIDATION PROCESS)的污水处理厂。该市污水中50%以上是工业污水(金属加工、纺织、印

① 作者为航空工业设计院范慧功。

刷电路板、化工、食品加工、肥料等工业), COD、pH 和有毒物质浓度的变化很大, 不能采用普通的生物处理法。1981 年设计流量为 $18 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 的 KREFELD 污水处理厂建成并成功地运行, 出水水质达到排放标准。其后在欧洲, AB 法广泛地用于处理含有机污染物的工业和城市污水。许多用 AB 法的城市污水处理厂含大量工业污水, 有的高达 90%。

AB 法是一种改良的二级活性污泥法, 第一级吸附阶段的特点是 F/M 值很高、停留时间短、泥龄小。第二级是低 F/M 比的曝气生物氧化阶段。BOD 的总去除率在 98% 以上。为了支持微生物的生长, 如果工业污水中没有足够的营养物, 则需要投加磷和氮。已有 50 多个用 AB 法的工业和城市污水处理厂证明此法比普通活性污泥法经济。AB 法能耐冲击负荷和 pH 值变化, 并能破坏络合化学污染物而去除 COD 和 BOD, 适宜用来处理工业污水, 如纸浆厂和造纸厂、食品加工和纺织印染等工业污水。

AB 法两个阶段的生物量组成不同, 反映了不同的运行条件。吸附段 F/M 值为 $2 \sim 10 \text{gBOD}/(\text{gVSS} \cdot \text{d})$, 生物氧化段 F/M 值小于 $0.1 \text{gBOD}/(\text{gVSS} \cdot \text{d})$ 。吸附段的水力停留时间约 30min, 泥龄 3~12h。微生物中细菌占优势。此阶段最好在氧浓度接近零时运行, 使具有处理工业污水的特性, 即细菌活性很高, 处理池容积虽小但 BOD、COD 去除率高, 耐有毒、无毒物质或 pH 的冲击负荷, 产生的污泥容易沉淀, 减少化学剂用量, 能破坏难分解的物质。该法 BOD 和 COD 去除率高的原因主要是靠生物化学和物理吸附作用以及絮凝和混凝作用。吸附段细菌群能很快适应运行环境的变化, 因此对冲击负荷有缓冲作用。通常从吸附段排出 80% 的污泥, 这些污泥容易沉淀和消化, SVI 值为 40~80。AB 法尽可能地利用生物和物理反应机制, 因此可减少化学剂用量。在工业污水处理厂中为了组合和维持微生物群常投加营养剂。吸附段的细菌能破坏那些生物法或化学法难以分解的络合化学剂如染料和胶料、表面活性剂、长链脂族和缩合烃芳族化合物和聚合物。用 AB 法处理含不同组成的各种有机酸污水试验, 用气相色谱法和光谱测定法测量各种有机酸的强度。结果表明, 吸附段为兼性厌氧模式, 出水中络合分子较少而非络合分子增加。吸附段能分解络合分子而产生普通短链分子在后面的生物氧化段中很容易地被代谢变化。大部分含碳的酸在生物氧化段被去除。

KREFELD 污水处理厂进水负荷和毒性变化大, 例如 24 小时采样分析 COD 和 pH 表明, COD 变化范围从 300 到 2800mg/L, pH 从 2.5 到 10.5。进水水质的设计参数见表 1, 进水中工业污水多, 设计 BOD_5 负荷从 335mg/L 增加到 400mg/L。该处理厂于 1993 年扩建, 保留原有水池和基本设施。但为了最大程度地生物除磷, 在吸附段的回流管路中增建一座厌氧池, 并在二级处理阶段起端处设计了厌氧区。生物除磷后再加硫酸亚铁沉淀磷, 使最后过滤处理单元的磷负荷最小。第 2 级处理的总处理容积从 32000m^3 增加到 85800m^3 , 使有足够的硝化和脱氮作用。该厂用小的处理容积达到很高的去除率, BOD_5 、COD、总氮和总磷的总去除率分别为 99.7%、96.2%、93% 和 97%。进水主要设计参数见表 1, 扩建后出水水质年平均值如表 2。

表 1 进水主要设计参数

参 数	1977 年设计	1989 年设计
流量/ (m^3/d)	144000	180000
$\text{BOD}_5/(\text{kgBOD}/\text{d})$	48000	72000
氮负荷/ (kgN/d)	—	10800
磷负荷/ (kgP/d)	—	1800

表 2 出水水质年平均值

参数	实际平均浓度/ (mg/L)	排放标准/ (mg/L)
BOD	1.16	15
COD	25.0	75
NH_4	0.14	10
$\text{N}_{\text{总}}$	5.45	18
$\text{P}_{\text{总}}$	0.19	1

实例三 美国 San Jose / Santa Clara 污水处理厂^{①②}

一、工程概况

San Jose/Santa Clara 污水处理厂位于圣佛兰西斯科湾的南端，占地 1764 英亩。设计处理能力为 $167 \times 10^6 \text{ gal/d}$ (百万加仑/天)，服务人口超过 1200000，服务面积为 300 多平方公里。该处理厂拥有世界上最先进的计算机控制系统。污水厂的运行和维护由 200 多名具有专业素质的工作人员，包括操作员、机械师、电工、工程师、化学专家、生物专家、技术人员和其他附属人员负责。

污水厂始建于 1956 年，当时为处理能力为 $36 \times 10^6 \text{ gal/d}$ 的初级处理厂；1959 年，初级处理能力达到 $54 \times 10^6 \text{ gal/d}$ ；1964 年，增加了 $94 \times 10^6 \text{ gal/d}$ 的活性污泥二级处理设施；1965、1966、1968 和 1970 年，又分别进行了小规模扩建；1979 年，增建了先进的三级处理设施，包括硝化、过滤、加氯消毒等工艺；1986 年，污水厂达到现在的处理规模。

二、工艺简介

1. 预处理/初级处理 (机械处理)

在预处理阶段，污水首先流经格栅，较大的或纤维性的杂物被拦截，然后污水经过沉砂池，除去相对密度大于水的固体。这两个步骤主要是为了保护后续的处理设备，去除的杂物将送至填埋场填埋。

污水所接受的初级处理，实际上也是污物的物理分离过程。大型水泵将污水提升到初级处理池中。污物或浮在水面或沉在池底，刮泥机不断将污物收集到池的一侧。然后对沉淀物进行厌氧消化，把漂浮物送去填埋。

经过预处理和初级处理，水中的污染物可以去除一半。

2. 二级处理 (生物处理)

为了去除有机污染物，处理厂采用了活性污泥法处理工艺。主要分以下两步进行。①经过初级处理的污水进入二级好氧池，好氧池中有富含大量微生物的回流活性污泥 (RAS)。空气吹经消化池时，提供了微生物繁殖和处理污染物所需的氧气。当污水和 RAS 共同流经好氧池时，微生物将利用污水中的污物作为养分进行繁殖，通过对有机污染物的消耗达到去除有机污染物的目的。②微生物和水流出好氧处理池，进入澄清池，在圆柱形的大池中，当 RAS 和水在上部流动时，以矾花形式存在的微生物沉到池底。RAS 回流到好氧池中，继续处理污水，而处理过的水则流到下一个处理系统中。在这个过程中，有一部分的 RAS 会被消耗掉。经过二级处理后，大约可以去除 95% 的污染物。经过二级处理的出水接近清洁的河水水质。

3. 硝化 (生物处理)

1970 年，有关部门提出了减少流入圣佛兰西斯科湾氨氮的要求。为此，处理厂在 1979 年增加了先进的三级处理设施。硝化同二级处理一样，也是一个生物活性污泥处理过程。处理设施中的好氧池是二级处理出水、回流污泥 (微生物矾花) 和空气相互作用的地方。此外，处理设施还包括用于微生物矾花分离的澄清池、污泥循环系统、残留物处理系统。在硝

① 作者为北京市市政工程设计研究总院张韵、庞正、方先金。

② 本文单位采用英制单位，与 SI 换算如下：1 英亩 (ac) = $4.04686 \times 10^3 \text{ m}^2$ ；1 gal = $4.54609 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ ；1 ft = 0.3048 m。

化处理阶段，要促进硝化细菌的繁殖。微生物通过亚硝酸菌和硝酸菌作用，转化成硝酸盐。如果出水中的氨含量过高，会影响圣佛兰西斯科湾沼泽地中氧气的不足，造成海藻过度生长，最终导致溪流停滞。经过硝化处理，出水中富含氮的污染物将大大减少，或者只含有可以滤除掉的硝酸盐。

4. 过滤/消毒 (机械/化学)

经硝化处理的出水再流经滤池，以去除剩余固体，这些剩余固体大部分是微生物絮体。下一步进行投药加氯杀菌，水流进入回转式接触池，水与氯的接触时间不应短于半小时，流出接触池后，加二氧化硫除去余氯，然后排入通向圣佛兰西斯科湾的管道。处理厂的出水水质在世界范围内也是数一数二的。远远超过美国国家和加州的出水水质标准。实际上，由于出水大干净，已经影响到圣佛兰西斯科南湾沼泽地中盐分的补充。这是处理厂目前面临的新问题。

5. 消化 (生物)

两个活性污泥处理阶段中产生的污泥被收集起来，浓缩后，进入好氧消化池进行消化。好氧消化池是一个大型的、密封的圆柱形容容器。污泥经过脱水，被加热到 100°F，然后在厌氧条件下，分解为甲烷、二氧化碳、水和消化后的污泥。产生的气体通过水封式气柜进行收集，然后通过软管运走。气体中所含的甲烷是处理厂重要的能源。收集起来的气体在 6 台大发动机中进行燃烧，驱动鼓风机向二级好氧池中输送空气。这些鼓风机和电动鼓风机一起为活性污泥处理工艺提供氧气，同时构成处理厂能源消耗的重要部分，占处理厂运转所需能量 $1.84 \times 10^6 W$ 的 3/4。

6. 污泥管理

消化后的污泥泵压到处理厂东部的污泥池中，进行稳定和贮存。然后，将污泥池中达到稳定状态的污泥泵压到干化场。在夏季的干燥时期，通过风化和日照作用进行干化。夏季结束时，可以除去污泥中 95% 的水分。干化后的污泥堆放在一起，用卡车运到填埋场填埋。

三、工艺设计参数

(1) 设计负荷

流量, 10^6 gal/d	167	悬浮物, lbs/day	486000
生物需氧量 (BOD), lbs/day	541000	雨季最大负荷, 10^6 gal/d	271

(2) 出水

BOD, mg/L	10	大肠杆菌, xxx (MPN/100ml)	23
悬浮物, mg/L	10		

(3) 初级处理

初沉池	24	最大流量, $\text{gal}/(\text{d} \cdot \text{ft}^2)$	1930
总表面积, ft^2	140600		

(4) 流量调节

最大分流, mgd	90	调节峰值流量, mgd	200
贮存量, 10^6 gal	16		

(5) 二级处理

活性污泥		二级澄清池	26
好氧池 (每个 2700000 gal)	16	总表面积, ft^2	227500
推流分段投料		最大流量, $\text{gal}/(\text{d} \cdot \text{ft}^2)$	880

(6) 硝化脱氮

活性污泥		三级澄清池	16
好氧池 (每个 1500000gal)	16	总表面积, ft ²	246300
推流分段投料		峰值溢流, gal/(d·ft ²)	810

(7) 过滤

多层滤料重力滤池	16	表面负荷, [gal/(min·ft ²)]	6
每个滤池包括的单元	2		

(8) 消毒

加氯量, lbs/day	160000	余氯能力 (SO ₂), lbs/day	24000
接触时间, min	30		

(9) 污泥处理

WAS 浓缩池	16	固体负荷量, lbs/(ft ³ ·d)	0.17
总表面积, ft ²	26200	泥龄, d	40
固体负荷, bs/(ft ² ·d)	12	产气量, 10 ⁶ ft ³ /d	2.0
厌氧消化池	16	干化厂, ac·ft	232
总容积, 10 ⁶ ft ³	5.3	产泥量, t/a	60000

四、污水回用工程

1990年,加州水资源控制部的报告指出:1970年至1985年间,由于污水处理厂的出水大量排入南湾区域,使得该区域的水体中含盐量降低,从而影响了在南湾381英亩盐碱沼泽地栖息的某些物种,特别是对秧鸡和一种鼠类的生存环境造成威胁。

1991年,“南湾行动计划”出台,计划内容主要包括三个方面:①购买保护380英亩的盐性沼泽地所需的各项盐制品;②执行室内节水计划,减少流入处理厂的污水 15×10^6 gal/d;③执行水回用计划,减少旱季流入南湾的处理水。

其中水回用计划的最终目的是:提供优质可靠的供水,保护南湾的生态环境。

(1) 一期工程 回用水泵站于1997年10月建成,1998年1月,管线基本铺装结束,开始向用户提供回用水。另外,两个远距离泵站及一个4mg蓄水池,于1998年10月完工。在整个施工期间,通过地下水监测网络,收集每个季节的水样进行分析。

1998年1月以后,回用水的用户增加了20个,达到73个。这些用户的灌溉用水需求量大约为 5.4×10^6 gal/d。目前实际使用回用水量为 3×10^6 gal/d。1998年底,两个远距离输送水泵站启动,又增加了62个用户,供水能力再增加 5.4×10^6 gal/d,达到 10.8×10^6 gal/d,能满足135个回用水用户的用水需求。

回用水用户主要为高尔夫俱乐部、高新技术企业、公园和教堂等。

为了配合水回用计划,有关部门要求所有新建的、有灌溉用水需求的场所必须使用回用水进行灌溉。目前,一座使用回用水作为卫生间用水的高楼正在建设中,这将是首次回用于室内设施。

(2) 二期工程 原定于1999年1月开工的延长段插补井工程提前到1998年8月开工,在下一个灌溉用水季节中,供水能力将再提高 3×10^6 gal/d。1998年6月的会议中明确:在未来18个月,要确定二期工程方案,使2002年供水能力增加 15×10^6 gal/d,最终达到2020年的 100×10^6 gal/d的目标。工程方案应具有最佳成本效益比,满足短期和长期的供水要求。二期工程的建设将于2001年1月底开始。

二期工程还包括以回用水为饮用水水源的可行性研究。

(3) 工业水回用 按照南湾污水回用计划,工业水回用的重点放在企业在产品加工、供热、通风、空调、灌溉等系统中使用自身处理后的回用水上。这一部分供水在1998年年底达到 $(0.6\sim 1.2)\times 10^6\text{gal/d}$,2002年达到 $(2\sim 4)\times 10^6\text{gal/d}$ 。由于企业内部的回用计划的实施,企业产品产量增加时,工业用水的需求已由1996年的 $12.1\times 10^6\text{gal/d}$ 降到1997年的 $11.6\times 10^6\text{gal/d}$ 。

污水回用计划已实施的内容包括:①建成配水能力为 $21\times 10^6\text{gal/d}$ 的一期设施;②确定使用回用水的用户;③做好二期扩建工程的规划。

目前,一期设施已经开始运转。具体情况参见表1。

表1 旱季回用水水量一览表

年份	月份	处理污水/ $(\times 10^6\text{gal/d})$	回用水水量/ $(\times 10^6\text{gal/d})$	排入南湾水量/ $(\times 10^6\text{gal/d})$
1998	7	128.2	2.4	125.8
	8	123.2	4.0	119.2
	9	121.6	4.0	117.6
	10	120.1	3.0	117.0
1999	5	108.3	3.4	104.9
	6	107.4	4.5	102.9
	7 (1th-25th)	104.4	5.8	98.6

实例四 纽约市北河污水处理厂^①

美国纽约市有14座污水处理厂,分布在全市5个区内,每天处理污水大约 $670\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ (1770MGD)。这些污水厂均采用物理和生物法两级处理工艺,非常接近于河流的自然净化过程。为使各处理厂维持对污染物85%的去除效果,处理厂应保持最佳的工作状态,污水在整个处理过程中需停留7小时以上。然而,在自然界则需要几天甚至许多个星期的时间。

污水在处理厂内通过机械方法首先去除大的污染物、砂砾和油脂等。生物处理是去除水中较小的污染物质。然后污水经过消毒杀菌后排放到天然水体。物理和生物法处理所产生的污泥经浓缩后进行消化处理,消化污泥集中在全市8处进行脱水。经离心脱水后的污泥滤饼运到需要的地方进行处置和利用。纽约市各污水处理厂的概况如表1所示。

北河(NorthRiver)污水处理厂位于纽约市曼哈顿岛西侧,隔哈得逊河(Hudson River)与新泽西州相望。水厂服务面积 24km^2 ,服务人口584192人。污水厂的处理能力为 $64\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ (170MGD),雨季最大污水量 $129\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ (340MGD)。18km的污水截流管网遍布曼哈顿岛的西部,把污水汇集到处理厂。

该处理厂的设计开始于1980年,完成于1985年。施工分为两个阶段:一级处理1983年开工,1986年3月投产使用;二级处理1985年5月动工,1991年4月29日竣工投入运行。处理厂建在哈得逊河边的河床内面积为11ha(28英亩)的钢筋混凝土平台上。平台建在钻入河底70m(230英尺)深的2300个沉箱上。建筑物的屋顶上将建设河岸国家公园,

① 作者为吉林市城乡建设委员会李至时,吉林市自来水公司邵凤萍。

表 1 纽约市污水厂概况

No.	污水厂名称	污水厂位置	投产时间	改扩建情况	处理能力/ ($10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)	服务面积和范围	服务人口/人	主要处理设施
1	Wards Island 污水厂	曼哈顿区, Wards 岛, 纽约 10035	1937年, 设计能力 $68.13 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 活性污泥法	1979年 $94.63 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	95	4879.06 ha, 布朗克斯西部和曼哈顿东侧	1004213	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水, 沼气送至曼哈顿州立医院用于水加热
2	North River 污水厂	曼哈顿区, 纽约西 135 街和哈得逊河, 纽约 10027	1986年 3月, 设计能力 $64.35 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$		64	2440.34 ha, 曼哈顿的西侧超过银行街	584192	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水 Wards 岛厂脱水
3	Hunts point 污水厂	布朗克斯区, coster 街和 Ryawa 大街, 纽约 10477	1952年, 设计能力 $45.42 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 阶段曝气法	1964年 $56.78 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 1975年 $75.70 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	76	6743.92 ha, 布朗克斯的中心和东部	629927	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
4	26th Ward 污水厂	布鲁克林区, 12266 Flatlands 大街, 纽约 11207	1944年, 设计能力 $22.71 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 一级处理	1951年阶段曝气, 1976年 $32.17 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	32	2390.56 ha, 布鲁克林的东部接近牙买加湾	271240	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
5	Coney Island 污水厂	布鲁克林区, Z 大街和 Knapp 街, 纽约 11235	1935年, 临时的; 1936年永久的, 设计能力 $22.71 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	1942年 $26.50 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 沉淀、化学处理; 1963年改良型曝气 $41.64 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	38	6105.71 ha, 布鲁克林的南部和中部	602097	一级处理, 改良型曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥送至 26th Ward 厂脱水
6	Owls Head 污水厂	布鲁克林区, 第 69 街的最下部和 Narrows, 纽约 11220	1952年, 设计能力 $60.56 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 改良型曝气、污泥消化、澄清和氯化		45	5239.65 ha, 布鲁克林的西部	761479	一级处理, 改良型曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥送至 26th Ward 厂脱水
7	Newtown Creek 污水厂	布鲁克林区, 329 Greenpoint 大街, 纽约 11222	1967年, 设计能力 $117.34 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$		117	6335.96 ha, 曼哈顿南部和东部中间市区一部分; 布鲁克林的东北部; 昆斯西部	1039294	一级处理, 改良型曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化, 消化污泥送至 Hunts point 厂脱水
8	Red Hook 污水厂	布鲁克林区, 63 Flushing 大街, 纽约 11205	1987年, 设计能力 $22.71 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$		23	1235.95 ha, 布鲁克林的西北部	192215	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水

续表

No.	污水厂名称	污水厂位置	投产时间	改扩建情况	处理能力/ ($10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)	服务面积和范围	服务人口/人	主要处理设施
9	Jamaica 污水厂	昆斯区, 第 150 大街和第 134 街, 纽约 11430	1943 年, 设计能力 $24.60 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 改良型曝气法	1963 年 $37.85 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$; 1978 年阶段曝气	38	6823.24 ha, 昆斯区东北部	632148	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
10	Tallman Island 污水厂	昆斯区, 第 127 街和东河, College point, 纽约 11356	1939 年, 设计能力 $15.14 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 阶段曝气法	1959 年浓缩池; 1962 年氯化装置; 1965 年阶段曝气、高负荷消化 $22.71 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 1977 年 $30.28 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	30	6823.24 ha, 昆斯区东北部	388214	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
11	Bowery Bay 污水厂	昆斯区, 4301 Bernian 大街, Astoria, 纽约 11405	1939 年, 一级处理	1942 年阶段曝气 $15.14 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$; 1958 年 $45.42 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$; 1971 年 $56.78 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	57	6152.65 ha, 昆斯区西北部	727117	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
12	Rockaway 污水厂	昆斯区, 海滨海峡运动场和第 106 街纽约 11694	1952 年, 设计能力 $5.68 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$		17	2533.02 ha, Rockaway 半岛	94471	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化, 消化污泥送至 26th Ward 厂脱水
13	Staten Island 污水厂	斯塔汀岛区, Emmet 大街和 Mill 公路, 纽约 10306	1956 年, 设计能力 $5.68 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	1979 年 $15.14 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 阶段曝气	15	4362.26 ha, 斯塔汀岛南部	151585	初步处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、污泥脱水
14	Port Richmond 污水厂	斯塔汀岛区, 1801 Richmond, 各地和 Bodine 街, 纽约 10310	1953 年, $3.79 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 一级处理	1964 年曝气沉砂和污泥贮存; 1978 年阶段曝气, 污泥处理综合 $22.71 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$	23	3911.43 ha, 斯塔汀岛西北部	172368	一级处理, 阶段曝气、二次沉淀、氯化、污泥消化、消化污泥送至 Oakwood Beach 厂脱水

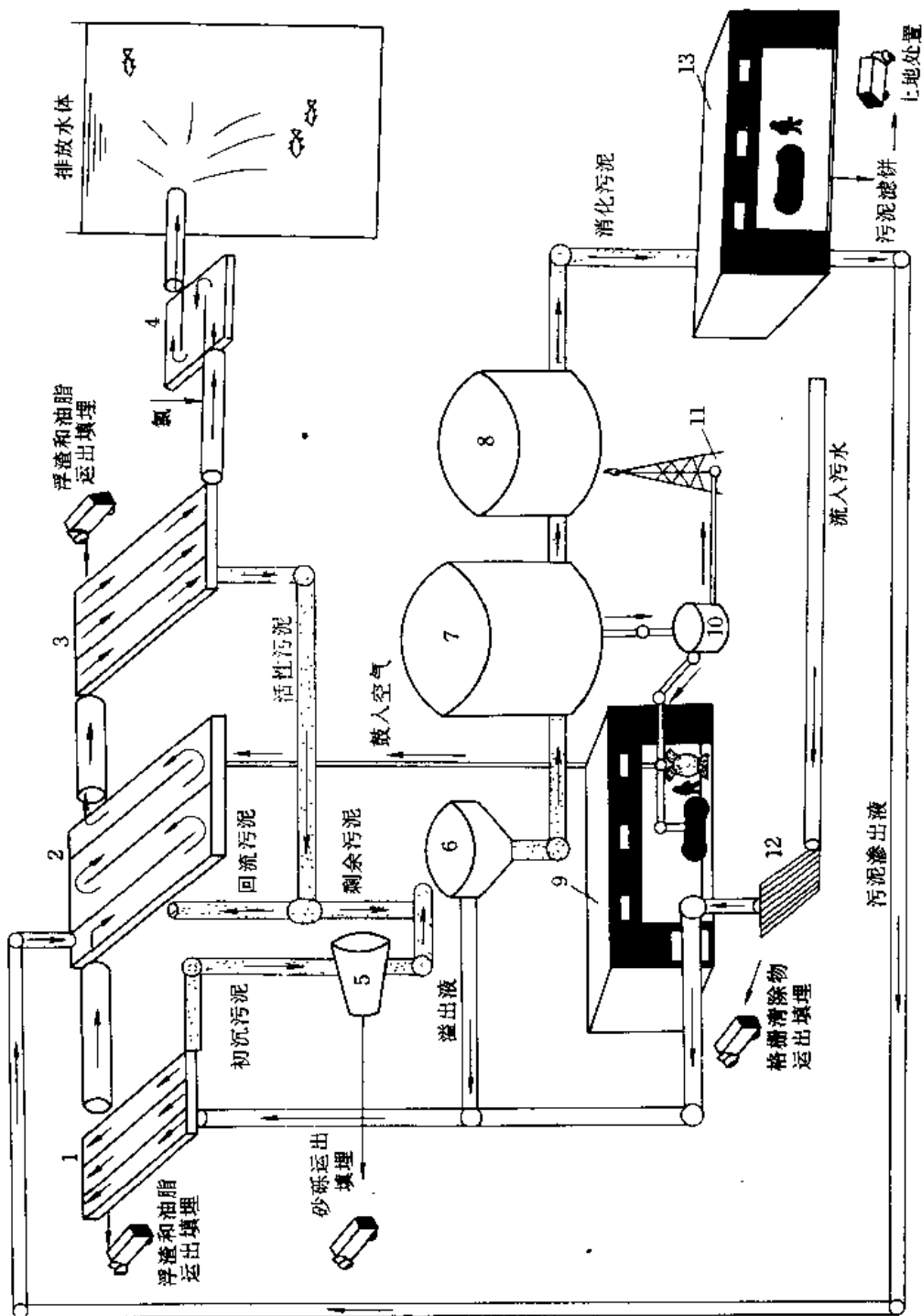


图 1 北河污水厂工艺流程图

- 1—初次沉淀池；2—曝气池；3—二次沉淀池；4—絮凝池；5—旋流除砂器；6—污泥浓缩池；7—污泥消化池；
- 8—污泥贮存池；9—泵和鼓风机房；10—贮气罐；11—火炬塔；12—格栅；13—污泥脱水设施

公园的公共娱乐设施包括游泳池、剧场、运动中心、游乐场、滑冰场、酒店和运动场等。从远处看主体建筑是一个矗立在曼哈顿岛西岸上具有许多拱门的黄褐色建筑物，近处看墙壁上镶嵌着方形石板，石板上有粗糙的斜纹。拱形门使建筑物具有良好的采光效果。美国新闻界将其赞誉“具有相当田园色彩和极强实用性的城市设计的典范”。

北河污水处理厂的设计负荷按 30 天的算术平均值计算。旱天最小流量为 $64 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ ；雨天最大流量为 $129 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ （一级处理），二级处理按 $97 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 考虑。BOD 为 $57930 \text{kg}/\text{d}$ ，SS 为 $64377 \text{kg}/\text{d}$ 。出水水质要求：BOD $30 \text{mg}/\text{L}$ 、SS $30 \text{mg}/\text{L}$ 、pH $6 \sim 9$ 、大肠菌 $200 \text{个}/\text{mL}$ （最大限度值）。

北河污水处理厂的工艺处理流程如图 1 所示。在一级处理中，原污水进入污水厂分 6 路通过拦污格栅，栅条间距为 $2.5 \sim 5 \text{cm}$ 。污水经过格栅除掉大的固体、脏物和漂浮物。截留下来的杂物自动堆放在离格栅不远的地方并由卡车运走填埋。污水用 5 台大型污水泵送入 8 个平流式初次沉淀池，其旱天最小流量的过流率为 $61 \text{m}^3/\text{m}^2$ ，停留时间 1.4h 。在此悬浮物和油脂（在池表面与浮渣一起被清除）得到分离，悬浮固体有 $1/3$ 沉于池底成为污泥。该污泥用泵送入旋风分离器去除砂砾后，再送到污泥浓缩池进行浓缩。浮渣和砂砾运出填埋。

从初沉池流出的污水流入 5 座 9m （30 英尺）深的曝气池进行生物处理。曝气池处理工艺为阶段曝气活性污泥法。在曝气池中空气通过陶瓷曝气头扩散成微细气泡供给细菌，水中的有机物在细菌的作用下变成可沉淀的固体污泥絮团。共有 5 台鼓风机，每台额定能力为 $354 \text{m}^3/\text{min}$ 。曝气池旱天最小流量的曝气时间为 3.4hr 。

从曝气池出来的污水通过重力流入 16 座平流式二次沉淀池。其最小流量的过流率为 $27 \text{m}^3/\text{m}^2$ ，沉淀时间 2.4hr 。二沉池出水经过氯化消毒后排放到哈得逊河。消毒剂采用次氯酸钠，氯化消毒接触池 4 座，最小流量的接触时间 39min 。二沉池的沉淀污泥一部分回流到曝气池作为活性污泥进行细菌接种，而其剩余部分用泵送入浓缩池进行浓缩处理。浓缩中的溢出液送入曝气池进行处理。

除砂后的初沉池污泥和二沉池剩余污泥在 8 座浓缩池内进行 $12 \sim 24 \text{h}$ 的浓缩，其表面固体负荷为 $29 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。浓缩后的污泥用泵送入直径 26m （85 英尺）、深度 11m 的 8 座污泥消化池。污泥在消化池中先进行 35°C 的中温厌氧消化，其挥发性固体负荷为 $0.782 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，然后再在 52°C 下进行高温消化，其挥发性固体负荷为 $0.489 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。消化时间为 21 天。两阶段消化要比一阶段消化能分解出更多的挥发性物质，从而使污泥量大为减少。消化过程中产生的沼气作为燃料可满足处理厂自身大约 25% 的能量需要。

消化后的污泥再进入 2 座浓缩池进行浓缩，其表面固体负荷为 $27 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，浓缩污泥再用泵送入直径 21m 的贮存池中。最后把污泥运送到纽约市集中设置的污泥脱水设施，全市共设有 8 处污泥脱水站，遍布在 5 个城区。脱水前的污泥含水率为 $97\% \sim 98\%$ ，脱水后为 $75\% \sim 80\%$ ，污泥体积降低约 90%。这些污泥可用做农肥或土壤改造。

处理厂设有全美国污水处理厂中最完备的异味控制设施。采用 2 台具有稳定技术性能的异味控制装置。沉淀池和曝气池等均为封闭池体，封闭池体和潜在异味区所产生的气体进行两步处理。首先，气体通过次氯酸钠水洗涤器除掉异味的生成部分，然后再经过活性炭接触器去除洗涤器没有除掉的异味。处理后的气体通过屋顶 30 多米高的排气管组排放到大气中。

污水处理厂所需要的能量来源于消化污泥的沼气、燃料油和电能。采暖和处理过程中所需热量由燃烧沼气和油料的锅炉提供；主污水泵和鼓风机的动力通过沼气燃烧获得，不足部分由燃油补充。沼气通过压缩机由贮气罐供给主污水泵、鼓风机和锅炉。

处理厂其他设备的动力和照明均由电力解决。ConEdison 公司提供的电力电压为 13000kV，经处理厂变电所变成所需要的电压。在电力出现故障时，由两台柴油发电机（每台 3000kVA）应急供电。

处理厂的控制系统是由计算机进行系统监控。各控制单元遍布处理厂，都与位于处理厂主要建筑内的主控中心相联接。监控系统除控制设备和系统运行操作外，还监控能量管理和安全系统。

实例五 赫尔辛基市维金麦基污水处理厂[●]

赫尔辛基是北欧芬兰国首都，位于波罗的海芬兰湾的北岸，市区人口 50 万人。该市 1838 年开始建设排水工程，1910 年在欧洲首先采用生物法处理污水，20 世纪 30 年代引入活性污泥法。随着工业的不断发展和城市人口的增加，到 20 世纪 70 年代初全市已建有 11 座污水处理厂。1984 年对污水系统进行改组，采取集中处理措施，使处理厂数降为 7 座。1986 年完成从赫尔辛基市中心附近的维金麦基（Viikinmäki）到南部芬兰湾的卡塔杰洛托（Katajaluoto）岛长 8km 的污水排海隧道。1992 年又将市区的污水厂合并为 3 座。到 1992 年底赫尔辛基市排水管道长度为 1666km，其中，污水管道 736km，雨水管道 679km，旧城区的雨污合流管道 251km。1994 年建成维金麦基（Viikinmäki）中心污水处理厂，从而改善了污水处理效果，使芬兰湾的污染负荷大为降低。

这座污水处理厂是芬兰最重要的环境项目。1984 年底赫尔辛基市给排水管理局开始筹划建设一座地下的中心污水处理厂，以取代原有分散在市内的小处理厂。1986 年将此方案上报市政当局并得到市政参议会批准通过，定于 1986 年 5 月 26 日开始实施。早在 20 世纪 60 年代赫尔辛基市就承担了市区北部有关城市的污水处理，新建的中心污水处理厂将担负北部地区 15 万人口的污水处理。因此，相邻的有关城市的市政管理局也同意此方案。1987 年万塔（Vantaa）市与当地的市政水质保护协会达成一系列协议。施工从 1987 年初开始。把全市污水处理集中于一处需要建设与之相配套的污水管线，污水管道与处理厂工程应同步进行。因此，新工程包括一条 4.5km 的压力污水管，一座污水泵站和 22km 的污水隧道。

中心污水处理厂建在赫尔辛基市中心附近的维金麦基，此处为一山坡，左侧是万塔河，前面是拉提（Lahti）公路，并与赫托尼埃米（Herttoniemi）工业区相毗邻，在 1986 年建成的污水排放隧道的端点。厂址高于海平面，处理后的污水可靠重力通过地下隧道排放到芬兰湾水下 20m 处的海中。

该厂大部分建于地下开凿的岩洞里，地下开挖占地 15ha。岩洞开挖在地表下 10m 以下的岩床里，岩石均为坚硬的花岗岩和片麻岩。顶部用嵌埋螺栓和喷注混凝土进行被覆加固，岩体与加固层之间设排水。挖掘工程开始于 1988 年初，共开挖土石方 $113.20 \times 10^4 \text{m}^3$ ，其中，地下挖方量为 $99.70 \times 10^4 \text{m}^3$ 。开挖工程持续到 1992 年，花费 5 年时间。处理厂的主要处理构筑物建于地洞里，水池等设施利用原有的岩石，混凝土只在需要的部位采用。办公

● 作者为吉林市城乡建设委员会李至时，吉林市城市规划设计研究院李宏峰、孙立红。

室、职工活动场所、部分车间和能量转换设施建于地面，地面部分占地 5ha。处理厂的主要设施如图 1 所示。

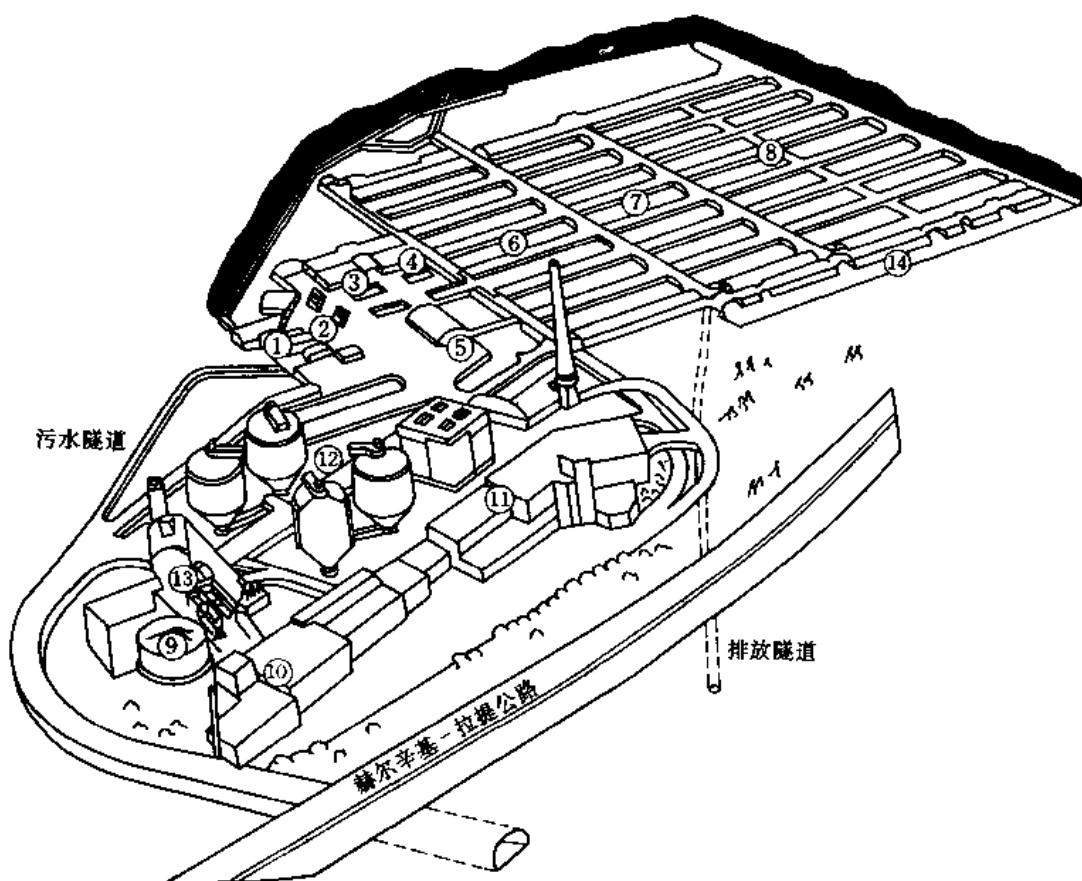


图 1 维金麦基中心污水处理厂设施全貌

- 1—泵站；2—格栅；3—沉砂池；4—预曝气池；5—硫酸铁配制槽；6—初沉池；
7—曝气池；8—二沉池；9—沼气罐；10—沼气利用；11—车间和仓库；
12—消化池；13—污泥脱水；14—机械和仪表

处理厂地下部分的上面规划建一居民区，赫尔辛基市议会已于 1992 年 8 月 26 日通过决议，该居民区规划占地面积 60ha，预计修建 8 层住宅，总使用面积 15 万 m^2 ，可安置住户 3500 人。原有污水厂的用地改建居民住宅。

维金麦基中心污水处理厂于 1994 年 5 月投入运转，到 1994 年底可达到处理赫尔辛基地区 70 万居民和工业企业排放的全部污水的能力。处理厂的设计规模为年处理污水 $1.2 \times 10^8 \text{m}^3/\text{a}$ ，目前处理污水为 $(0.9 \sim 1.0) \times 10^8 \text{m}^3/\text{a}$ 。工程总造价 2.15 亿美元，其中，中心污水处理厂本身为 1.98 亿美元。其资金来源和投资比例：赫尔辛基市 74.8%，市政协会 15.4%，万塔市 8.3%，斯堡 (Sipoo) 1.5%。

中心污水处理厂采用活性污泥法并投加铁盐混凝剂的生物与化学混合处理工艺。其处理工艺流程为：污水由水泵提升后，通过格栅，依次进行沉砂、投加硫酸铁、预曝气、初次沉淀、曝气、投加硫酸铁、二次沉淀。较粗大的物体被格栅清除，沉砂池去除水中砂粒和其他粒状杂质。初沉池的机械处理可使 $1/2$ 固体物质和 $1/3$ 有机物及含磷营养物被去除。在生物处理中，微生物通过食用污水中细小有机物而生存并形成不断增长的生物絮体，这些生物絮

体也吸附一些溶解性物质，它们在沉淀池沉淀后被排除，从而使污水中的有机固体物和氧化物质降至原来的5%以下。污水经过处理后通过地下隧道排放入海。剩余污泥进行消化处理，消化处理所产生的沼气通过能量转换用于供热和发电。利用沼气可满足处理厂所需要的

表1 芬兰城市污水处理厂污水排放标准

项 目	最大排放浓度/(mg/L)	最低去除率/%
生物处理同时有初次沉淀和二次沉淀; BOD ₇ 磷 氨氮	10~20	85~95
	0.5~1.5	85~95
	4	80~90
化学处理: BOD ₇ 磷	50~70 0.5~1.0	60~70 约90

全部热量和40%的用电量。处理厂没有烟囱向周围环境排放有害的烟尘。消化后的泥渣经脱水后体积大为减小，运至赫尔辛基以东大约25km的斯堡堆肥场进行堆肥处理。处理后的污泥用于改良土壤、林业和农用肥料以及土地填埋。

处理厂的地下部分设有完善的通风排气系统，洞内环境较为舒适。污水处理厂的自动化水平较高，操作和管理人员很少。

芬兰城市污水处理厂的污水排放标准如表1所示。维金麦基中心污水处理厂各处理构筑物的主要设计参数详见表2。其污水水温为8~18℃，设计处理后水的BOD₇为10mg/L，磷<0.5mg/L。

表2 各处理构筑物的设计参数

构筑物名称	设计流量/(m ³ /h)		构筑物尺寸/m	总容积/m ³	占地/m ²	其他
	Q _{max}	Q _{min}				
格栅	41600	14500	宽0.8, 4组	总宽3.2m		
沉砂池	41600	14500	16.5×6×4.8, 4组	1920	400	除砂量6.6~35m ³ /d, 停留时间 T _{max} = 8min, T _{min} = 2.7min
预曝气池	31200	14500	30×17×8, 1组	4080	510	充氧量80~275kgO ₂ /h, 曝气时间 T _{max} = 17min, T _{min} = 7.7min
初沉池	31200	14500	66×16×4, 7组	29600	7390	沉淀时间 T _{max} = 2.0h, T _{min} = 0.9h
曝气池	25000	14500	53×16.5×8, 7组	49000	6120	容积负荷0.82kgBOD/(m ³ ·d), 混合液浓度3.0kg/m ³ , 污泥负荷0.27kgBOD/(kgMLSS·d), 充氧量43000kgO ₂ /d, SVI = 100ml/g, 曝气时间 T _{max} = 3.4h, T _{min} = 2.0h
二沉池	25000	14500	112.5×16×6.3, 7组	79400	12600	沉淀时间 T _{max} = 5.5h, T _{min} = 3.2h
消化池			直径24, 高26, 4组	40000		

维金麦基中心污水处理厂是赫尔辛基市的大型环境治理工程项目，对发展经济和改善环境具有特殊的意义。其主要的特点是：①厂址位于市中心接近排水大户节省管道投资；②污水集中处理便于管理和实现自动化控制，节约运行费用，处理效果好；③节约用地，地下构筑物上部土地建居民区，原污水厂位置改为其他城建用地；④处理厂建于地下，臭气和噪声大为减少，不排放烟尘，降低和避免了对周围环境的污染和影响；⑤处理构筑物建于地下，不受季节和气候变化影响，有利用生化处理，处理效果容易保持稳定；⑥二次沉淀时间较长，对保证水质和节能有益。处理水排放标准要求高，有利于对水体的保护；⑦投加絮凝剂有利于水的沉淀澄清，提高处理效果；⑧自动化水平高操作管理人员少；⑨沼气得到合理利用，回收和节省大量能源；⑩污泥经消化和堆肥处理后得到合理利用，消除了二次污染。

实例六 瑞士 BIOPUR 法污水处理技术及典型实例^①

生物净化和过滤是近年来污水处理中最有效的方法。瑞士 VA TA TECH WABAG Winterthur (原苏尔寿环境技术部) 于 20 世纪 80 年代初期在多年废水处理经验的基础上研究开发了 BIOPUR 生物净化和过滤系统, 在近十几年的应用过程中, 对污水处理技术和设备不断地优化和完善, 使之能应对各种污水的处理。其特殊的规整波纹板和颗粒载体可产生生物净化和生物过滤作用, 并根据污水类型、进出水指标组合成不同的工艺。

一、BIOPUR 法生化反应滤池填料

填料是生物膜的载体, 同时兼有截留悬浮物质的作用, 因此, 载体填料是生物处理的关键, 直接影响着生物接触净化和过滤的效能。同时载体填料及土建的费用在生物处理系统中的费用又占较大的比重, 所以填料关系到 BIOPUR 技术的先进性和实用性。

由规整波纹板组成的 BIOPUR 生物滤池污水的运行从上向下, 而工艺气从下往上, 这种运行模式和填料的特殊结构具有高密度的生物转化和高的氧转化率。采用粗管状曝气头, 当水高速穿过填料和曝气头时无堵塞现象。在规整波纹板运行的气、水能均匀分布, 高的污泥吸附能力给过滤提供了长的运转周期。

陶粒填料为不均匀颗粒, 粒径为 2~8mm 之间不同级别的组合, 由于陶粒填料有极高的比表面积, 从而能达到高的去除率, 同时也增长了固体颗粒的截留能力。所以陶粒填料的 BIOPUR 滤池出水无需进一步过滤, 因而有他特殊的优越性。

由于对出水中磷、氨和氮及悬浮物更加严格的要求, 特别是当污水需回用时, 则需采用石英砂过滤, 这个过滤作用可以扩展为微生物处理工艺, 有特殊的后续反硝化作用, 过滤方向是由上往下, 无需曝气。

三种填料的主要应用范围、特性及优点见表 1。

表 1 填料性能表

	应用范围	特性	优点
规整波纹板	去除有机物 (BIOPUR-C) 预反硝化 (BIOPUR-DN) 硝化 (BIOPUR-N)	规整填料高 3~6m 比表面积 220~450m ² /m ³ 滤速小于 25m/h 滤池反冲洗周期 24~72h 单格滤池面积 1~80m ²	过滤水头损失可忽略不计滤池运转周期长抗高负荷冲击的能力强
陶粒	去除有机物 (BIOPUR-C) 预反硝化和后续反硝化 (BIOPUR-DNK) 硝化 (BIOPUR-NK)	颗粒状填料高 3~6m 比表面积 600~1200m ² /m ³ 滤速小于 20m/h 滤池反冲洗周期 24~48h 单格滤池面积 1~80m ²	延长了固体的停留时间同时去除磷
石英砂	絮凝过滤 后续反硝化 去除剩余的氮和亚硝酸盐	单层或多层滤料滤池滤料高度 1.2~2.5m 滤速小于 20m/h 滤池反冲洗周期 24~48h	深层过滤运行安全反冲洗水消耗少

二、工艺概述

BIOPUR 法既生物净化和生物过滤技术是在生物接触氧化法和生物曝气法的基础上, 结合自己的生化和曝气技术组合而成的一种新的污水处理综合技术系统。可根据进水、出水

① 作者为 VA TECH-WABAG 北京王飞际, 中国建筑技术研究院丁亚兰。

水质, 选择不同的生物填料、曝气量、生物处理负荷和工艺。常见工艺组合见表 2。

表 2 工艺组合举例

工 艺	出水指标/(mg/L)
沉淀池出水 → BIOPUR-C → 排放 除碳波纹板滤池	BOD ₅ 10~25 TSS 10~30
沉淀池出水 → BIOPUR-C → BIOPUR-NK ^① → 排放 除碳波纹板滤池 消化除氮陶粒滤池	BOD ₅ 5~15 TSS 10~15
沉淀池出水 → BIOPUR-DN ^② → BIOPUR-NK → 排放 波纹板反消化滤池 消化除氮陶粒滤池	BOD ₅ 5~15 TSS 10~15 P 0.5~0.8 NH ₄ -N 1~2 TN 50%~75%
沉淀池出水 → BIOPUR-DN → BIOPUR-NK → 砂滤 → 排放 波纹板反消化滤池 消化除氮陶粒滤池	BOD ₅ 5~15 TSS 10~15 P 0.2~0.5 NH ₄ -N 1~2 TN >75%

① DN-反消化;

② NK-消化。

生物滤池作为 BIOPUR 法污水处理的二级设施, 其进水需经过一级初沉处理。典型的 BIOPUR 法滤池处理污水的工艺流程如图 1 所示。

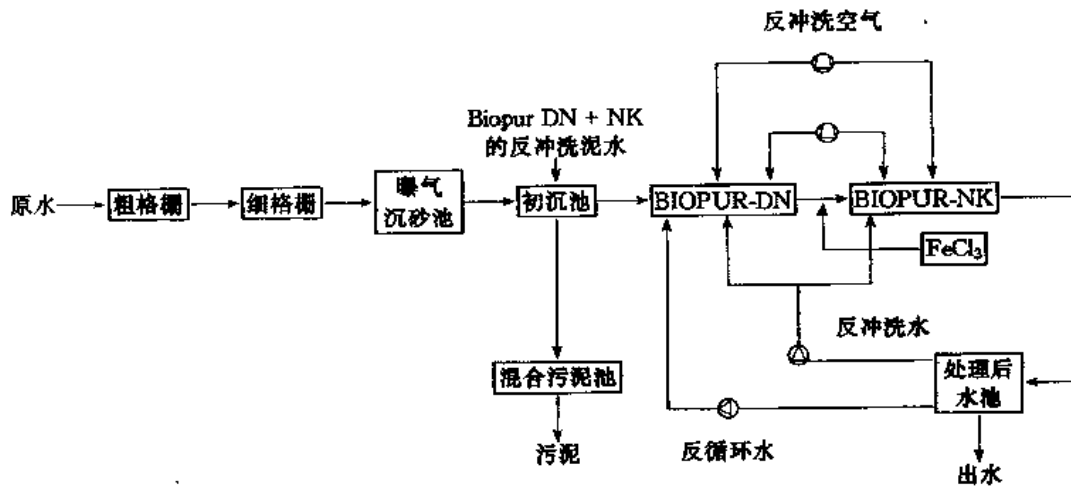


图 1 工艺流程图

图 2 为 BIOPUR 法生物净化和过滤池运行示意图。进水水流由 BIOPUR-C 或 DN 上部经过波纹板填料之后进入 BIOPUR-NK 的底部, 污水在经过陶粒填料处理后, 利用自然水头由上部出水系统收集到出水渠进入集水池。同时工艺空气从 BIOPUR-C 或 DN 和 BIOPUR-NK 池的底部通入。这样, 空气和污水两者形成逆流 (BIOPUR-C 或 DN) 和顺流 (BIOPUR-NK), 增大了气水接触面积, 有利于氧转移, 特别是 BIOPUR-C 或 DN 池。一方面有利于发挥滤料表面生物膜的氧化降解作用, 另一方面有利于提高整个生物池贮存污泥能力, 延长反冲洗周期。BIOPUR-NK 池的污水由下向上流动和污水中的悬浮物和脱落的生物膜形成逆向, 更加进一步有利于悬浮物和脱落的生物膜被截留在陶粒中, 完成固液分离

的过程。由于生物膜生长快，并固着在比表面积较大、规整、水气分布均匀的填料表面上，这就使得池中微生物量大、生物活性高、传质速度快，从而在体现出容积负荷高、停留时间短的同时，又可使滤池在较低的污泥负荷下运行。为进一步降解污水中难降解的有机污染物和严格的出水水质提供了可靠的保证，进而获得了优良的处理效果，保证了出水的稳定性。

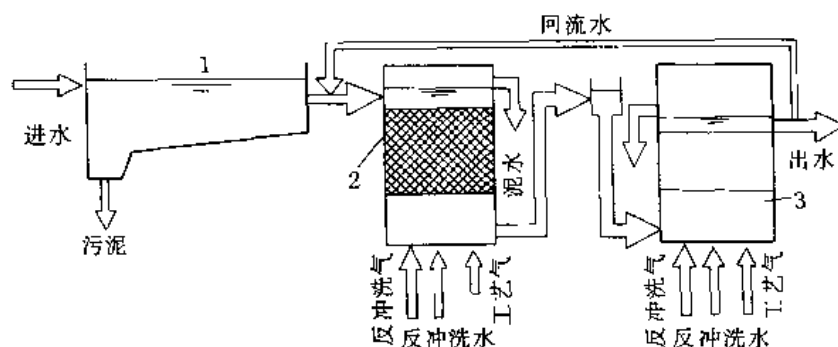


图2 滤池运行示意图

1—初沉池；2—BIOPUR-DN；3—BIOPUR-NK

当生物滤池运行到一定时期，随着生物量和填料中截留杂质的增加，填料中水头损失增大，水位上升，需对填料进行气、水联合反冲洗。反冲洗废水通过排水管回流到初沉池设施。

BIOPUR 法生物滤池具备这些优点的原因有以下几点。

① 由于高比表面积或大空隙率填料的设置，提供了巨大的生物栖息空间，使大量微生物得以附着生存。并且生物膜比较稳定，易于保持生物活性和利于生物量的提高。

② 由于特殊填料的设置及气水的相对运动，对气泡起到切割和阻挡作用，使气泡的停留时间和气液接触的面积增加，实测证明提高了氧的吸收能力，即氧的利用率可达 20% ~ 25%。曝气量比一般方法降低 2 倍以上。BIOPUR 法对市政污水气水比为 (2~3):1。

③ 由于曝气时间的缩短，生化池的面积比活性污泥法减少 $\frac{1}{8}$ ~ $\frac{1}{6}$ ，而曝气强度相对增加 2~4 倍，这样水流搅动剧烈，对生物膜表面冲刷加强，使生物膜更新快、年龄短，因而活性高。

④ 由于曝气强度大，池内水流体的强烈搅动，生物膜表面代谢物质的流动和更新速度快，浓度梯度大，因而加快了传质速度。

⑤ 能按填料、曝气量、出水水质来选择不同的组合，使之适应在第一级负荷高，出水水质指标高，第二级负荷低、出水水质低，即达标排放的要求。

⑥ 该处理装置结构紧凑，占地面积小，可和其他传统工艺组合使用，对一些老厂进行技术改造，避免了浪费。

⑦ BIOPUE 法净化和过滤技术具有多种净化功能，除了用于有机物的去除外，还能够去除总氮和脱磷，如要求磷的出水指标低于 1mg/L，则需加 FeCl_3 。

三、参数和负荷

BIOPUR 法生物滤池可以处理生活污水，含高浓度 COD 的有机工业废水，也可用于废水的深度处理（硝化、脱氮、除磷）。经过多年的研究和工厂实践，总结出 BIOPUE 技术总的运行参数和运行状况如下表 3。

表3 运行参数表

参 数	指 标	参 数	指 标
BOD处理负荷	2~10kgBOD/(d·m ³)	运行操作	可自控
停留时间	0.5~1h	对周围环境影响	噪声小、臭味小
气、水比	(2~3):1(市政)	维修管理	简单
除磷脱氮	强	施工难易	简单
生物反应器体积	只是活性污泥法的1/20	水质适应性	水质变化适应性强
除水水质	稳定性高	污泥量	3~10kg/m ³

实践研究表明,有机物容积负荷越高,出水有机物浓度越高。所以为保证出水水质符合要求,有机物负荷的设计一定按有否硝化、脱氮和除磷的要求进行。 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除程度取决于有机负荷,具体的容积负荷取值见表4。

表4 BOD负荷表

条 件		负荷指标/ [kgBOD/(d·m ³)]	备 注	
除有机物	COD/BOD ₅ <1.7	6~10	二级生物池都去除有机物	
	COD/BOD ₅ >1.7	3~6		
硝化除有机物	第一级除有机物	3~6	去除有机物	
	第二级硝化	0.5~1	BOD/TKN=2~3	
硝化反硝化	第一级反硝化	1.5~3	BOD/TKN=5~6	回流比 100%~300%
	第二级硝化	0.5~1	BOD/TKN=5~6	
除磷	TP≤1 出水		BOD>TP10	最好加 FeCl ₃
	TP≤0.5 出水		BOD>TP20	

四、温度

在BIOPUR池中由于污水停留时间比较短,因此处理过程中污水受气温的影响不大,主要起作用的是水的温度。温度对生物处理有一定影响。一般地温度高、微生物活力强、新陈代谢旺盛、氧化与呼吸作用强、处理效果较好,但温度过高,通常会抑制嗜中温微生物的生长;温度过低,微生物的生命活力受到抑制,处理效果受到影响。大量运转实践表明,即使在冬季,只要维持水温在10℃左右,则仍然具有降解有机污染物的能力。这时BOD₅去除率仅比平均去除率约降低10%~15%,但 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除率下降约20%~30%。因此只要少量降低处理负荷,BIOPUR技术完全能满足我国北方地区的需要。

五、污泥产量

污泥产量表示去除单位重量的BOD所产生的TSS量。污泥产量与BOD₅的体积负荷成正比。实际上与其单位体积污泥量成正比。BIOPUR法生物滤池的单位活性污泥量是一般活性污泥法的3~5倍以上。特别是波纹板填料滤池,污泥浓度可达10kg/m³。因此BIOPUR法单位体积的BOD负荷比活性污泥法高3~5倍。这样就为氧的充分吸收创造条件,加上特殊填料使吸附的有机物大部分被氧化分解,同时载体填料的生物膜除生长着真菌、丝状菌、菌胶团外,还增殖多种捕食细菌的原生动物和后生动物,形成了稳定的食物链。因而使BIOPUR法的产泥量较少。表5为不同BOD负荷产泥量的试验资料(表中所列污泥产量仅为一般活性污泥的60%~50%)。

表 5 产泥量表

BOD 负荷/ [kgBOD/(m ³ ·d)]	污泥量/ (kg/kgBOD)	BOD 负荷/ [kgBOD/(m ³ ·d)]	污泥量/ (kg/kgBOD)	BOD 负荷/ [kgBOD/(m ³ ·d)]	污泥量/ (kg/kgBOD)
1	0.18	2.5	0.52	3.6	0.70
1.5	0.37	3	0.58	3.9	0.75
2	0.45				

六、反冲洗

随着生物滤池运行时间的增加,生物膜渐渐增厚,陶粒填料膜的厚度一般控制在 0.3~0.4mm 之间,而波纹板填料膜的厚度一般大于此值。主要由比表面积大小和 BOD 负荷大小而确定。也可以生物膜的新陈代谢能力、出水水质来确定。当膜的厚度超过一定范围时:(1) 氧的传递速度减小,导致溶解氧利用率降低,影响微生物的繁殖,生物膜活性变差,同时抑制丝状菌的生长,结果使生物膜附着力和有机物去除能力降低,出水水质变坏;(2) 传质速度减缓,有机物利用率过低,造成营养不足,生物膜难以形成。此外,由于生物膜厚度的增加,填料空隙度减小,对生物滤池的运行有以下两种影响:一是加大了生物滤池的水头损失;二是加大了对水流的剪应力。

由于以上原因,当总的水头损失可能达到或接近设计流量通过所必需的水头,生物滤池必需停止运行进行反冲洗。

反冲洗是维持生物曝气滤池功能的关键。其基本要求是:反冲洗时间短,多余的生物体和积累的固体被清洗,并不影响除污能力。

反冲洗顺序为:先单独气反冲洗,再气、水联合反冲洗,最后用水单独反冲洗。反冲洗周期根据运行情况定,一般为 2~3 天 1 次。反冲洗水量是总处理水量的 5%~10%。冲洗后的 TSS 浓度为 1500~2000mg/L,全部运行过程通过微机进行自动控制。反冲洗强度见表 6。

表 6 反冲洗强度表

反冲洗气	反冲洗水
强度 60~150m ³ /(m ² ·h)	强度 70~120m ³ /(m ² ·h)
气量 25~50m ³ /m ²	水量 波纹板: 8~10m ³ /m ² 陶粒: 6~8m ³ /m ² 砂粒: 6.0m ³ /m ²

七、加化学药剂

从目前运行的各种污水处理工艺看,无论是消化和反消化同时将总氮和总磷达到国家一级排放标准,完全用生物法处理很难达到,用 BIOPUR 法就失去了生物滤池 BOD 负荷高的特点,造成投资过大,因此最好用加 FeCl₃ 药剂的方法除磷,而生物滤池由于流量变化大的适应性和操作的可行性,可使处理后的水超量回流,并在运行中加化学药剂,将化学处理和生物处理同时应用于处理系统中,达到除氮和除磷及其他有害物质的目的,使化学药剂相对用量减少,从而降低运行费用。

八、工程实例

生物滤池技术在欧洲已被广泛的用于处理多种污水,被确认为污水处理方法的更新换代技术,在全世界已建立了近 100 个污水处理厂,规模从每天几千吨到几十万吨。瑞士 Sierre-Noes 市政污水处理厂就是使用 BIOPUR 技术建成的一个污水厂,主要数据如下。

(1) 工艺技术 采用波纹板为填料的生物滤池,人工曝气,去除有机成分。根据原水流

量,按比例加药(FeCl_3)除磷,通过敞口的可调节、出水的多层滤池过滤后排入莱茵河。

(2) 流程 见图 3。

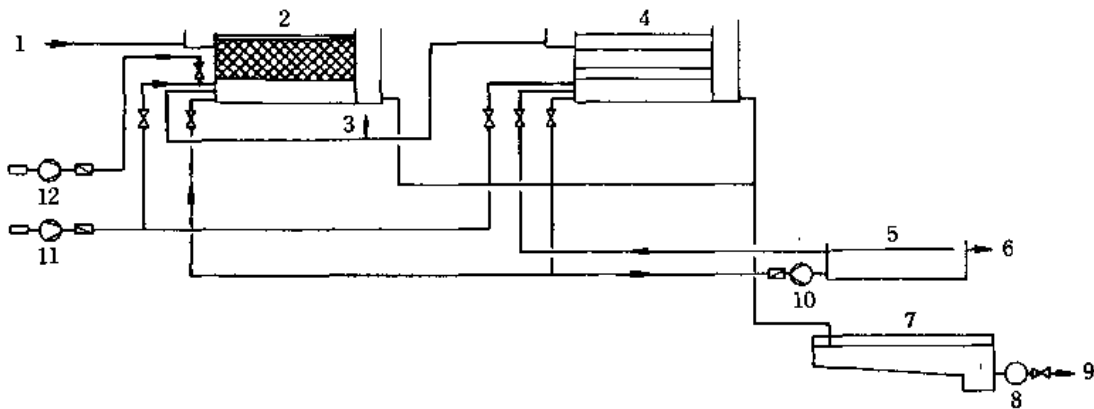


图 3 生物滤池运行图

1—从初沉池来的原水; 2—生化去除有机物反应器 BIOPUR-C; 3—填加絮凝剂;
4—多层滤料滤池; 5—反冲洗水池; 6—排入莱茵河; 7—泥水池; 8—污泥泵;
9—到初沉池; 10—反冲洗水泵; 11—鼓风机; 12—工艺鼓风机

(3) 技术数据

工厂处理能力: 旱季 $1250\text{m}^3/\text{h}$, 雨季 $4320\text{m}^3/\text{h}$ 。

8 个生化除有机物反应器 BIOPUR-C	每个: 27m^2
生物滤池高	4.8m
8 个多层滤料滤池	每个: 27m^2
3 台曝气鼓风机, BIOPUR-C	$750\sim 1700\text{N}\cdot\text{m}^3/\text{h}$
2 台反冲刷空气鼓风机	每台: $1350\text{N}\cdot\text{m}^2/\text{h}$
2 台反冲洗水泵	每台: $1350\text{m}^2/\text{h}$
2 台污泥泵	每台: $180\text{m}^2/\text{h}$

(4) 保证排放标准

BOD_5	$\leq 10\text{mg/L}$	总磷	$\leq 0.3\text{mg/L}$
总 SS	$\leq 10\text{mg/L}$		

九、结论

综上所述,生物滤池技术具有以下优势: ①占地面积小; ②负荷高; ③较小体积的生物反应器; ④工艺的稳定性好; ⑤水力变化适用性强; ⑥易于组装放大; ⑦能耗低; ⑧操作简单; ⑨无需二次沉淀池。因此生物滤池技术值得在我国废水处理实践中广泛推广应用。

实例七 堪培拉水处理设施^①

澳大利亚首都堪培拉的主要水处理设施包括 2 个给水厂 (Googong 和 Stromlo) 和 4 个污水处理厂 (LMWQCC, FSTP, SWP, CEAF), 这些设施全部由澳大利亚 ACTEW 公司负责运行和养护。

① 作者为北京市市政工程设计研究总院刘学功、庞正。

一、堪培拉的供水概况

堪培拉的用水需求统计如下:

年用水	62000 × 10 ⁶ L (1996~1997)
	73000 × 10 ⁶ L (1997~1998)
一般夏季日用水	400~500 × 10 ⁶ L
一般冬季日用水	90~110 × 10 ⁶ L
水库总贮存量	215300 × 10 ⁶ L

Stromlo 是堪培拉的主要供水厂, 于 1967 年建成并投入使用。该水厂的水源取自 Cotter 水库, Cotter 位于 Namadgi 国家公园内。由于集水区受到良好的保护, 原水水质较高。原水在 Stromlo 的处理过程比较简单, 主要包括加氯、加氟和加石灰等处理步骤。Stromlo 最大处理水量为 320 × 10⁶L/d。

水库水通过重力作用进入水厂, 水厂的出水再通过重力作用进入城市管网。该水厂的供水能力可以基本上满足堪培拉的用水需求。

Googong 水厂的水源来自位于农村的 Googong 水库。由于库区包括农场和一些小型社区, 原水水质很不稳定。要求的处理工艺较为复杂, 包括: ①混凝, 采用液体明矾和聚合物催化剂; ②絮凝; ③澄清和过滤; ④氯化消毒; ⑤加石灰; ⑥添加氟化物。

Googong 最大处理水量为 180 × 10⁶L/d。由于坝址的关系, Googong 水库水要泵压到位于 Queanbeyan 市郊的 Googong 处理厂, 成本较高。水厂出水通过重力作用进入城市管网。水厂的出水主要补充堪培拉夏季和旱季等时期用水, 冬季时, 水厂关闭。

Stromlo 和 Googong 水厂的出水通过供水主管输送到 44 蓄水池中, 每个水池的注水能力为 912 × 10⁶L。所有蓄水池均密闭。供水管网分为若干个压力区, 每个压力区服务一个或多个蓄水池。

两个水厂出水水质的比较如表 1 所示。

表 1 Stromlo 和 Googong 出水水质比较

项 目	Stromlo	Googong	项 目	Stromlo	Googong
pH	7.0~8.0	7.5~8.5	铁/(mg/L)	0.1	0.05
导电率/(μ S/cm)	50.0	150.0	锰/(mg/L)	0.02	0.02
色度/(Pt-Co)	10.0	2.0	总碱度/(mg/L CaCO ₃)	15.0	60.0
浊度/NTU	1.0	0.5	总硬度/(mg/L CaCO ₃)	15.0~20.0	50.0~80.0

堪培拉饮用水在一般情况下的水质成分如表 2 所示。

表 2 堪培拉饮用水水质成分

指 标	一 般 值	指 标	一 般 值
pH	90% 介于 6.5 到 9.2 之间	钙硬度/(mg/L CaCO ₃)	10
导电率/(Ms/cm)	42	总硬度/(mg/L CaCO ₃)	14
总溶解盐/(mg/L)	28	氟化物/(mg/L)	0.9
碱度(总)/(mg/L CaCO ₃)	12	钠/(mg/L)	3
色度(实)/Co-Pt 单位	4.6	钾/(mg/L)	0.5
浊度/NTU	0.85	铝/(mg/L)	0.08
余氯/(mg/L)	6	硅石/(mg/L)	5
硫酸盐/(mg/L)	1	铁/(mg/L)	0.09
钙/(mg/L)	4	锰/(mg/L)	0.01
镁/(mg/L)	1		

二、堪培拉的污水处理系统

Lower Molonglo Water Quality Control Center (LMWQCC) 是堪培拉主要污水处理厂,也是澳洲最大的内陆污水处理中心。堪培拉的工业区 Fyshwich 及其周边地区产生的废水在 Fyshwich 污水处理厂先进行初步处理,然后再通过污水管道输送到 LMWQCC 进行完全处理。Fyshwich 污水处理厂的处理工艺包括一级和二级污泥消化。

LMWQCC 的处理设施先进,目前的处理能力为 $100000\text{m}^3/\text{d}$ 。LMWQCC 位于 Molonglo 河畔,距 Molonglo 和 Murrumbidgee 两条河的交汇处 1.3km。LMWQCC 的出水排放到 Molonglo 河,出水必须为水生物的生存提供条件并且能够抑制有毒藻类的生长。同时, Molonglo 河的下游是某些地区唯一的饮用水水源,因此,特别在枯水期, LMWQCC 的出水水质的高低与否是非常重要的。

水厂严格执行环境管理机构-ACT 颁布的有关运行条例。该条例规定了排放水质和污泥焚烧标准。目前为止, LMWQCC 是在澳洲唯一通过如下国际标准的污水处理厂: ①AS/NZS ISO9002-质量管理体系; ②AS/NZS ISO14001-环境管理系统。

LMWQCC 是先进的污水处理厂。处理工艺由物理处理工艺、化学处理工艺和生物处理工艺组成。处理过程如下。

(1) 预处理 污水进入 LMWQCC 时,通过格栅滤出杂物,避免杂物破坏处理设备或干扰后续工艺。然后添加石灰和氯化铁等化学药品。

(2) 一级处理 在混凝池和沉砂池对化学药品进行搅拌以提高药效。沉淀物经运输、脱水后送到焚烧炉中接受进一步处理。

接下来的处理工艺在初沉池中进行。由于化学反应的原因,污水中的磷和重金属等沉淀下来,将这些沉淀污泥运到焚烧炉进行进一步处理。由于磷对河流和水库中的有害藻类的生长非常重要,所以磷的去除至关重要。

(3) 生物处理 高浓度的氨对水中的鱼类危害非常大。经化学工艺处理的污水进入生物反应池,然后与二级澄清池流出回流污泥(含有微生物的活性污泥)混合。在适当的环境条件下,微生物将氨转化为硝酸盐,此过程即众所周知的硝化过程。

(4) 二级澄清 在二级澄清池中完成固体/液体的分离。一部分固体返回到生物反应池中协助硝化。其他固体则送到初级沉淀池与污泥一起接受处理。

(5) 出水 在二级澄清池的出水中添加氯化铁,然后进入过滤池。过滤池中有碳和砂滤料,在此处理阶段,残余的悬浮固体在过滤池中被除去,并生产出澄清的出水。在出水中加氯消毒,然后再脱氯。因为过多的氯对河水有机物有害。

ACTEW 公司在其办公楼前修建了几个养鱼池,养鱼池中的水就是这里的出水。

(6) 污泥焚烧 在所有处理阶段积累下来的固体都要送到焚烧炉中进行焚烧。焚烧后的灰烬以 AGRI ASH 品牌向当地农民出售。AGRI-ASH 是污水处理过程中产生的副产品,因为 LMWQCC 处理污水时添加了石灰,所以 AGRI-ASH 的钙含量较高,可作为改变农用土壤酸碱性的调节剂。AGRI-ASH 的化学成分为 60% 的钙化合物,包括碳酸钙、氧化钙和磷酸钙。AGRI-ASH 中磷的含量约为 6%。AGRI-ASH 中还包括痕量重金属锌、铜、镍、钴、镉等。这些金属以不能溶解的方式存在,不会对植物和家畜产生害处。

LMWQCC 的运行情况详见表 3。

表3 污水厂运行数据 (1998年7月~1998年12月)

项 目	1		2		3	
	50%达标	mg/L	90%达标	mg/L	排放物质量	kg/d
BOD	原水	145	原水	220	原水	16858
	标准	4	标准	8	标准	450
	实际出水	1	实际出水	1.2	实际出水	101
SS	原水	220	原水	260	原水	21102
	标准	5	标准	10	标准	500
	实际出水	1.1	实际出水	1.5	实际出水	115
TP	原水	8.7	原水	9.7	原水	795
	标准	0.3	标准	0.4	标准	25
	实际出水	0.07	实际出水	0.12	实际出水	7
TN					原水	4432
					标准	2100
					实际出水	2001

实例八 德国明斯特污水处理厂改扩建工程设计与运行管理^①

一、概况

明斯特是德国西部地区的重要城市之一。早在20世纪初,明斯特和柏林、多特蒙德就有了简单的污水处理设施。本文所涉及的明斯特污水处理厂始建于1975年,当时使用的工艺为传统的活性污泥法,服务人口30万。污水处理厂分成四个系列,污水处理系统包括初沉池、曝气池和沉淀池等几个部分;污泥处理系统包括两个浓缩池和压滤机脱水等。出水满足当时的德国排放标准,能保证对有机物去除要求。1988年联邦德国对污水处理厂的出水要求有了变化,国家排放标准中对出水中的氮和磷有了新的控制标准,并于1991年1月1日起执行。为此ATV(德国水污染控制协会)于1992年1月1日对原来的设计规范A131进行了修改。因此,德国1988年后建成的污水处理厂都增加了除磷脱氮工艺系统,已有的污水处理厂必须要进行改造或扩建,使之满足新的国家排放标准。明斯特污水处理厂原有的处理工艺已不能满足新的除磷脱氮要求,从而于1990年至1994年底对该厂进行了改扩建。改扩建后的明斯特污水处理厂已增加除磷脱氮过程。该厂也是至今德国第一座在曝气池水深5m条件下使用曝气转刷进行供氧的大型污水处理厂。现在该厂采用间歇式曝气方式运转,曝气间歇由氨氮进出水水质要求控制,磷去除采用生物处理和化学处理相结合的方法,除磷过程中投加氯化亚铁。对改扩建后的污水处理厂出水进行连续测量结果表明,出水中COD、BOD₅、无机氮和总磷含量都相当低,处理效果相当好。

二、改扩建工程

改扩建开始阶段,明斯特污水处理厂与相关设计公司对该厂的改扩建方案进行了充分的论证。提出尽可能利用现有的污水处理设施,并使之满足除磷脱氮新出水要求的处理方案,从而减少工程费用。通过对该厂现有工艺和国内外不同的除磷脱氮工艺分析比较,最后确定新的工艺采用限制曝气的方法来控制硝化和反硝化过程。考虑到现有设施情况,将原来的四个系列处理系统改造成两个系列的生物处理系统。

^① 作者为北京市市政工程设计研究总院方先金。

1. 原有设施的改建

对原有的曝气池和沉淀池进行改造后可直接用于新的污水处理系统。然而改造工程设计中较难处理的问题是新建的设施与原来设施的连接。因改造工程设计中即要考虑现有实际构筑物的大小和分布状况，又要考虑到新的设施和工艺要求。

(1) 原有曝气池的改造 由于原有的曝气池仅作为好氧处理部分，新的工艺要求能起到除磷脱氮作用，因此对原有的曝气池增加了隔墙，以便分隔出选择池和厌氧除磷池，同时进出水设施也需要改造，并新增了水下搅拌机。原有的曝气池改造工程于1993年7月完工，并投入使用。改造后的原有曝气池分为三个部分。

① 选择池。选择池共2座，每个池子 640m^3 ，每池新装了两台水下搅拌机，搅拌机直径为2.5m；

② 厌氧除磷池。厌氧除磷池共2座，每个池子 3100m^3 ，每池安装了4台水下搅拌机，其直径为2.5m；同时每池也安装了4台曝气转刷，轴长9m。这些曝气转刷一般很少启用，只有在特殊情况下，即当进水水质中含氮过高，必须在该池中进一步去除氨氮时才启动使用。

③ 曝气池。曝气池共两座，每座池容为 3540m^3 。每池安装直径为2.5m的水下搅拌机4台，轴长9m的曝气转刷6台。

(2) 原有二沉池的改造 已有的二沉池每座容积为 5250m^3 ，而改造后的新工艺需要每座二沉池的容积为 7800m^3 。为了使原来的二沉池容积增加，改造中对原有二沉池的池壁进行了加高，从3m加到4.5m。同时池壁的增高，需改建二沉池进出水系统，并可能会改变二沉池的水力特征。为此增加了带附壁效应的导流装置 (coanda Tulip)，通过导流装置使二沉池进水能平稳地分配到整个沉淀区。二沉池改建工程于1994年9月5日完成。

2. 扩建工程

(1) 设备间的扩建 设备间在原有的基础上扩大了 3700m^2 ，主要增加了高压配电系统、低压分配系统、应急供电设备、操作间、储料库和车库。

(2) 中间泵站的扩建 新扩建的中间泵站长35m，宽13.8m，共增加了5台潜污泵，水泵扬程为3.5m，抽水能力共为 $4340\text{m}^3/\text{h}$ 。

(3) 带有硝化和反硝化作用的曝气池的扩建 共扩建生物处理曝气池两座，每座有效容积为 22500m^3 ，每个池子长180m，宽28m，池高6m，有效水深5m。两座池子总占地面积为 $180 \times 28 \times 2 = 10800\text{m}^2$ ，总壁长为1900m。每池安装9台水下搅拌机，直径为2.5m；安装18台曝气转刷，轴长5.5m。

(4) 加药设施 为了有效地去除磷的含量，扩建过程增建了2座加药池，每池容积为 20m^3 。

(5) 二沉池的扩建 原有设施已有4座二沉池，改造后仍然可以使用，但按新的工艺要求尚需新建1座，其直径为48m，有效容积为 7800m^3 。

整个扩建工程于1990年2月5日开始，1992年10月19日完成。

3. 改扩建工程特点分析

明斯特污水处理厂改扩建的目的是要使原有的污水处理设施通过改扩建后，出水水质达到德国新的排放标准，主要是提高氮和磷的去除效果，减少对水体的污染。由于改扩建过程中，污水处理厂不允许停止运转，所以采用了先扩建新设施后改造原有设施的改扩建方案。因此，要求在扩建开始前制定详细的原有设施改造方案，从而增加了设计难度。本工程改扩建设计过程中严格遵守德国水污染控制协会制定的 A131 设计规范。实际运转证明，改扩建

工程达到了设计要求。

明斯特污水处理厂对曝气转刷的使用积累了丰富经验,因此在改扩建工程中供氧设备仍采用了曝气转刷。曝气转刷具有投资省、维护费用低、噪声小和运转稳定等优点。但由于曝气转刷一般仅用于水深 $\leq 3.5\text{m}$ 的好氧池中,而本工程中生物处理硝化和反硝化池有效水深已达 5m 。为此,在改扩建工程前做了大量的模拟试验和半经验试验,以保证在水深 5m 条件下的使用。试验和工程实际运转表明:曝气转刷和 underwater 搅拌机的结合使用对于 5m 水深的生物处理好氧池供氧是可行的。明斯特污水处理厂是德国第一座将曝气转刷用于水深 5m 生物处理池的大型污水处理厂。

三、设计资料和参数

明斯特污水处理厂原水主要是生活污水,工业废水所占比例较小。城市排水系统中 $1/3$ 为合流制, $2/3$ 为分流制,原水水质变化也较小。根据1996年和1997年资料统计,其原水平均水质为 $\text{COD} = 558\text{mg/L}$; $\text{BOD}_5 = 284\text{mg/L}$; $\text{TN} = 58\text{mg/L}$; $\text{TP} = 11.5\text{mg/L}$; $\text{COD}:\text{BOD}_5:\text{N}:\text{P} = 48.5:24.7:5:1$ 。设计进水 COD 和 BOD_5 值大约是上述平均值的 85% (见表1和表2)。设计进出水水质和设计参数及1997年实际运转参数已在表1和表2中给出。

表1 设计资料和出水水质要求

参 数	BOD_5	COD	TN	$\text{NH}_4\text{-N}$	无机 N	TP
设计资料/(kg/d)	18000	36000	4500	—	—	1000
出水水质/(mg/L)	15	60	—	5	18	1

表2 设计参数和1997年实际运转参数

参 数	设计 值	1997年实际运转值
BOD_5 容积负荷	$0.23 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$	$0.2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$
BOD 污泥负荷	$0.077 \text{ kg}/(\text{kg} \cdot \text{d})$	$0.05 \text{ kg}/(\text{kg} \cdot \text{d})$
MLSS	$3 \text{ kg}/\text{m}^3$	$4 \text{ kg}/\text{m}^3$
泥龄	18d	21d
进水量	$72600 \text{ m}^3/\text{d}$	$45000 \text{ m}^3/\text{d}$

四、运转结果

1. 氮的去除

1992年10月所扩建的带有硝化和反硝化作用的新曝气池开始运转,1993年7月原有的曝气池改造完成,并与新扩建的曝气池一起使用。在运转开始初期实测资料分析发现:在曝气池中水深 1m 处的溶解氧 $\text{DO} < 0.5\text{mg/L}$ 条件下,仍有可能完全硝化。运转经验表明硝化程度仅与泥龄和足够的供氧量相关,池中富裕的溶解氧对硝化程度并不起作用。实际运转初期还表明:通过间歇曝气运转方式能达到所要求的反硝化目的,完全可以达到推流式曝气池设置好氧和兼氧区相同的反硝化效果。然而间歇式运转方式有一个明显的优点,在停止曝气期由于酶的作用和内源呼吸作用仍能减少硝酸盐成分。设置好氧和兼氧区的推流式曝气池在兼氧区对有机物几乎没有去除作用,仅通过内源呼吸来进行反硝化。因此,间歇式运转具有更好的反硝化作用。

在初期运转经验分析总结的基础上,该污水处理厂于1993年9月增加了曝气设施自动控制系统,曝气转刷可通过自动控制系统上下移动和启停。实际运转发现:当曝气转刷浸没

深度约为 22cm 时最好, 因此至今曝气转刷浸没深度几乎常设在 22cm 处。自 1993 年夏季已来的出水中无机氮一直 $< 18\text{mg/L}$, 即使在冬季也能保持出水中无机氮 $< 18\text{mg/L}$ 的要求。

自 1993 年 9 月至今, 在新扩建的曝气池中一直对 $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 $\text{NO}_x\text{-N}$ 进行了连续测量, 并通过曝气池中的氨氮值控制着曝气间歇。由于测量设备运转可靠、精度较高, 后来又增加了两个测量设备, 以便监测出水中的 $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 $\text{NO}_x\text{-N}$ 含量, 获得氮去除率的连续变化资料。曝气池中的测点设在离末端四分之一池长处, 通过该点的氨氮测量来控制曝气池中曝气间歇。对于实际运转来说, 通过一个曝气池中的测量来控制平行运转的两座曝气池中的曝气系统是可行的。在平行运转的两个曝气池中实际测量资料也表明, 在两个曝气池进水水质和水量相同条件下所有测量的参数数值之间差异很小。两年来带有硝化和反硝化的曝气池中 $\text{NH}_4\text{-N}$ 值一直控制在 2.5mg/L 上下, 其变化范围一般在 $\pm 0.5\text{mg/L}$ 左右。在旱流期, 曝气转刷开关间歇约 $1.5\sim 2.0\text{h}$ 。参数 $\text{NO}_x\text{-N}$ 测点位置与 $\text{NH}_4\text{-N}$ 测点位置相同, 但 $\text{NO}_x\text{-N}$ 的测量资料并不是控制运转的必需资料, 而仅供控制运转时参考。运转结果表明富裕溶解氧对于硝化是不起作用的。只要 $\text{NH}_4\text{-N}$ 被氧化就说明曝气池中已有足够的溶解氧。因此, 设计时可放弃富裕溶解氧的要求。在暴雨初期, 初沉池中贮存的污染物迅速进入曝气池, 所需曝气时间应当增长, 并会引起出水中 $\text{NO}_x\text{-N}$ 含量增高。1997 年有 10 天时间由于雨水的进入, 污水处理厂进水量超过 $100000\text{m}^3/\text{d}$, 曝气池中 $\text{NO}_x\text{-N}$ 的含量明显增加, 最大值达到 5.0mg/d 以上。出水中 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的变化也较大, 但仍能保持所设计的出水要求。实测资料还表明, 即使在冬季进水温度低于 12°C 时, 出水中的 $\text{NH}_4\text{-N}$ 也能达到 5mg/L 以下。表 3 给出了 1997 年平均进出水水质。表中资料表明: 明斯特污水处理厂达到设计的出水水质要求和德国国家排放标准没有任何困难。

表 3 1996 年/1997 年平均进出水水质

参 数	进水/(mg/d)	出水/(mg/d)	去除率/%	参 数	进水/(mg/d)	出水/(mg/d)	去除率/%
BOD_5	284	< 3	> 98.9	无机 N	48.6	3.8	92.2
COD	558	27	95.2	TN	58	4.8	91.7
$\text{NH}_4\text{-N}$	48	0.7	98.5	TP	11.5	0.2	98.3
$\text{NO}_x\text{-N}$	0.6	3.1	—				

2. 磷的去除

自从生物除磷系统运转几周后, 在旱流期不再投加铁盐时出水中的 TP 仍小于 1mg/L 。但是不投加药剂运转一段时间后发现污泥指数上升到 180mg/L , 同时在二沉池中发现磷的释放, 从而引起出水中 TP 有时大于 1mg/L , 超过了设计要求和排放标准。为此 1993 年 9 月开始, 在具有硝化和反硝化作用的曝气池中测 $\text{NH}_4\text{-N}$ 处又设置了测量正磷酸盐含量的仪器, 并再次投加 FeClSO_4 溶液, 从而使污泥指数降到 140mg/L , 直到出水中 TP 含量降到 0.2mg/L , 再次停止投加 FeClSO_4 。

从 1997 年 5 月以来, 明斯特污水处理厂开始对出水中 TP 的含量进行连续测量, 以便比较曝气池中的正磷酸盐和出水中 TP 含量。分析结果发现: 尽管出水中 TP 含量一直很低, 但总是高于曝气池中正磷酸盐的含量。因在曝气池中磷释放较少, 磷主要存在于悬浮物质中。然而所选择的工艺总能满足德国排放标准。自 1997 年 7 月以来, 带有硝化和反硝化作用的曝气池中不再投加 FeClSO_4 溶液, 而改成投加 FeCl_2 溶液。结果发现污泥指数从 140mg/L 下降到 100mg/L , 而且出水中磷的含量也降低了 $1/2$ 左右。降低 FeCl_2 的投量

40%左右仍能保持相同的结果。出水中 TP 的平均值已在表 3 中给出。

五、结论

(1) 曝气转刷和水中搅拌机结合使用,可以满足水深 5m 的曝气池中需氧量,并且投资和维修费用较低。

(2) 间歇式曝气活性污泥法与传统的设置好氧/兼氧区的工艺相比,氮和磷的去除率较高,同时在 DO 浓度 0.2~0.5mg/L 之间时还具有硝化作用。

(3) 通过曝气池中的氨氮值来控制曝气转刷运转是实际可行的,并且具有投资少、维修费用低,需要化学药剂少和控制简单的优点。明斯特污水处理厂多年的运转经验表明,用上述方法控制硝化和反硝化过程是十分有效的。

(4) 虽然通过生物处理可使出水中 TP 在大多数时间内保持在 mg/L 以下,但必须投加铁盐药剂,以便出水一直保持在 TP<1mg/L,投加药剂同时可降低污泥指数。

实例九 国外脱氮除磷污水处理工艺及典型实例^①

一、国外污水处理工艺综述

活性污泥法是当前世界各国应用最广的一种二级生物处理流程,具有处理能力高,出水水质好等优点。但基建费、运行费高、能耗大、管理也较复杂、易出现污泥膨胀、污泥上浮等问题,同时不能去除氮、磷等无机营养物质。但随着污水技术的不断发展,有许多新的工艺不断产生,使污水厂的设计及运行得以优化。

1. 预处理工艺

(1) 沉砂池 在此只阐述旋流沉砂池及曝气除油沉砂池。

① 旋流沉砂池,在美国较为流行,占地少,结构物紧凑,污水进入沉砂池后,砂经过旋流作用被从水中分离沉淀进泥斗,污水及水中有机污染物流入后继处理构筑物,其停留时间非常短,除砂可通过气提泵或水下除砂泵,某些公司在此基础上还开发出使旋流沉砂池具有曝气除油功能。如加拿大 John Meunier,美国 Smith loveless,英国 Jeta 等公司均提供此设备及工艺设计等。

② 另一种为矩形曝气沉砂(除油)池,在欧洲较为流行,值得提及的是曝气除油部分,由于国外饮食习惯的不同,其污水处理采用除油设置,这样可在一定程度上防止后续构筑物中的污泥膨胀,并且可改进出水水质,现在国内使用曝气除油的工程相对较少。

(2) 预沉淀 国外许多工程实践中采用了化学法对污水进行处理,如在初沉池中投加化学药剂(FeCl_3)--是为了节省用地,提高初级处理效果,二是为了除磷(预投加或在二沉池前投加等),但也相应地增加了运行成本。

2. 生物处理

首先要提及的是生物选择池,许多公司使用活性污泥的选择性理论在其污水厂设计中使用生物选择池或生物选择区使污泥在高污泥负荷下处于厌氧或缺氧状态,从而有效地防止污泥膨胀。

随着国外各公司、大学及科研机构的大量研究与实践,对传统活性污泥法进行了进一步的改进,国际水协也组织了大量的工艺专家集中对活性污泥工艺进行定性及定量研究及分析,产生出了 ASM1, ASM2, ASM3 等,各公司也根据此活性污泥模型结合本公司原有工

① 作者为 OTV-克鲁格公司北京办事处詹卫东。

艺特点, 开发出了新工艺, 使其具有脱磷除氮及防止污泥膨胀等功能。像丹麦 Kruger 公司的 Bionitro/pho 工艺, 此工艺是在原有的两沟及三沟氧化沟的基础上加二沉池, 其最大优点是可以根据季节及进水水质的变化控制硝化及反硝化。荷兰 DHV 公司的 CAR-ROSSEL2000 工艺, 其特点是在表曝机前后不同区域形成好氧或缺氧状态。美国 USFILTER/ENVIOREX 公司的 ORBAL 工艺, 其最大特点是利用了在最外沟中产生同时硝化反硝化作用, 而实现同时硝化反硝化现象的关键是控制外沟中的溶解氧浓度近似为 0 毫克/升, 使在外沟中供氧量少于需氧量。英国 BABCOCK 公司的 CASS 工艺, 其工艺为 SBR 工艺的改进, 也是利用了同时硝化反硝化理论。比利时 SEGHERS 公司的 UNITANK 工艺与 Bionitro 工艺类似, 但为方池结构, 更适应于工业污水。当然还有像 Bardenpho 工艺, Phoredox 工艺, UCT 工艺, VIP 工艺, Owasa 工艺等。但本质上都是利用了活性污泥在厌氧、缺氧、好氧条件下处理有机污染物及氮磷污染物。当然, 污水处理工艺还在进一步地开发及改进中, 同时特别值得一提的是, 国外许多公司也在进一步改进及研究生物滤池工艺, 尤其在欧洲土地费用高昂的情况下使用占地少, 一体式生物滤池工艺也是一种趋势。此外还有利用微过滤等技术对污水进行处理的工艺。

3. 气味处理

在污水处理过程中会不同程度的产生臭味, 各公司也相应地开发了气味处理工艺, 使附近居民及工厂操作人员远离臭味的干扰, 再有就是使污泥好氧稳定, 即污泥龄相对加长, 使污泥彻底稳定, 从而使臭味降到最低。

4. 控制系统

除了以上在处理工艺构筑物上进行改进外, 在污水厂控制上也有更进一步的改进, 随着工业自动化技术的发展, 污水厂普遍采用 PLC, 根据现场在线测量仪表及辅助计算机等对污水厂的优化运行进行控制。(进水流量, 温度, pH 值, 溶氧, ORP, NO_3 , NH_4 , P 等) 近几年在自控领域流行的现场总线产品也得到了广泛应用, 使污水厂的自动运行更为可靠。

二、典型污水处理实例

1. 丹麦 Aalborg 市污水处理厂

Aalborg 西区污水处理厂是丹麦 Aalborg 市二座仅有的污水厂中规模较大的一座, 污水主要来自市区和附近卫星城市, 污水通过大型泵站进入污水厂, 其中一座泵站设在海湾下, 经处理的污水通过出海管排入 Limfjorde, 出海管的末端安装污水排放口。

该污水厂的预处理部分于 1981~1986 年建成, 生物部分于 1987 年开工, 1989 年建成并投入运行, 这一部分的最大负荷为 330000PE。污水的生物处理包括去除有机物, 氮和磷。其工艺流程见图 1。

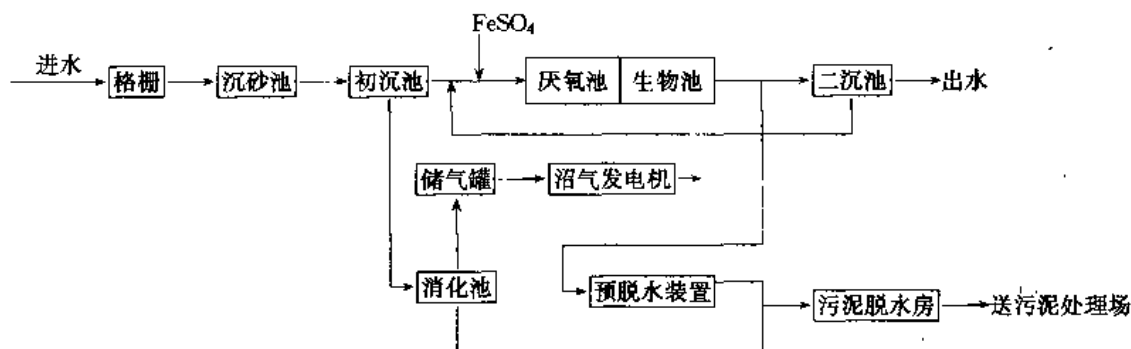


图 1 丹麦 Aalborg 市污水处理厂工艺流程

(1) 污水处理 进水通过螺旋泵提升到格栅装置以去除诸如破布, 石块和木块等杂物, 经格栅, 污水进入曝气除油沉砂池, 在这里, 砂和碎石得以沉淀, 而油脂等则上浮到池面, 滤出物和砂砾由自动装置输送到装载车, 油脂等被泵送到消化池。

污水从曝气除油沉砂池流出后进入初沉池, 重污泥颗粒在此沉淀, 有机物的去除率达 40%~50%, 沉淀污泥通过安装在移动桥上的刮泥机刮到池端的泥槽, 用泵送到消化池。

预处理后的污水通过溢流堰流入中间泵站, 再用泵送到生物处理系统, 系统采用终沉池的回流污泥。

生物阶段处于低负荷运行状态, 根据“生物脱磷脱氮法”去除磷和氮, 这一方法很经济, 省能源和药剂, 采用三座内联池。生物除磷通过在池内繁殖一种能够吸收大量磷的特别菌种, 其繁殖必须在厌氧条件下进行, 剩余磷通过投加硫酸铁来去除, 污泥和污水通过搅拌器保持悬浮状态。

生物除氮通过二套独立的处理单元, 即硝化和脱硝, 硝化是在好氧条件下发生的, 把氨氮转化为硝酸盐氮, 同时, 污水中的大量有机物发生分解, 脱硝是在缺氧情况下发生的, 硝酸盐氮转变为自由氮。

生物池在好氧和厌氧条件下交替使用, 在好氧阶段, 转刷曝气器把氧带入水中, 而在厌氧阶段, 转刷停转, 污泥和污水通过搅拌器保持悬浮状。经生物池, 污水进入二沉池进行泥水分离, 沉淀污泥通过刮泥机刮到池端的泥槽内, 然后通过污泥回流泵站回流到生物系统。二沉池的出水经过出厂水流量计后排入 Limfjorden 海湾。

(2) 污泥处理 初沉池产生的污泥为初沉污泥, 生物系统产生的污泥称剩余污泥。初沉污泥被泵送到加热消化池, 污泥在产生沼气的过程中发生生物降解。该消化污泥用带式压滤机脱水, 污泥脱水后含固率达 30%。剩余污泥从二沉池的配水槽去除后作预脱水处理, 使污泥含固率从 0.4% 上升到 5%~6%, 然后, 用带式压滤机脱水, 使含固率达到 17%~19%, 亦可以将生物污泥和消化污泥混合后脱水, 使污泥含固率达 25%。污泥可作为附近草地的肥料。

(3) 能源利用 消化池产生的沼气收集后进储气罐, 然后通过沼气电机发电供热, 发电量每年约 220 万 kW/h。

(4) 控制和监测 处理厂的工艺和运行由计算机来控制 and 监测, 大量的运行数据通过计算机进行收集并作处理。

① 出水要求: BOD (修正过) 15mg/L, 总磷 1.0mg/L, 总氮 8mg/L。

② 规模: 污染量 330000 人口当量。

③ 水量: 污水 60000m³/d, 最大旱流量 3600m³/d, 最大雨水量 5800m³/d。

④ 构筑物设备及数据: 见表 1。

2. 丹麦 Svendborg 中心污水处理厂

丹麦 Svendborg 中心污水处理厂是一座生物污水处理厂, 采用 Biondenitro (生物除氮) 方法处理 Svendborg 市以及 Tasinge, Thuro, Aabyskov 等地的污水。

(1) 进水和出水状况 污水从座落在 Svendborg 港的老的一级污水处理厂通过大约 5100m 长 (直径 ϕ 700~800mm) 的压力-重力管道线泵进中心污水处理厂。

座落在 Svendborg 港的老的一级污水处理厂备有新泵, 压力贮罐等。沉淀池可作为蓄水池。中心处理厂的出水通过 4000m 长 (直径 700mm) 的压力管道泵送到 Aabyskov, 从这里开始为海水管道线, 其延伸至 Langelandssund 海峡 650m 外 10m 水深的地方。

表 1 污水厂构筑物设备及数据

构 筑 物	数 据	设 备
进水泵站	15000m ³ /h	4 台螺旋泵
格栅装置	15000m ³ /h	倾斜式, 自动操作
沉砂撇渣池 (4 座, 矩形)	1900m ³	
初沉池	7500m ³	桥式刮泥机
回流和中间泵站	10000m ³ /h	4 台螺旋泵
厌氧池	7500m ³	9 台搅拌机
六座硝化和脱硝池	39400m ³	36 只 9m 长转刷, 12 只搅拌器
15 座矩形二沉池	13700m ³	缆式刮泥机
药剂混和池	280m ³	加药泵
二座消化池	5000m ³	热交换器
贮气罐	600m ³	浮式钟状贮气罐
污泥储存池	500m ³	
机房	557m ³	
沼气机房	2 台 160kW 沼气电机	
鼓风机房	1 台锅炉	
污泥脱水房	3 台带滤机, 各 20m ³ /h	
装载机房	565m ²	
预脱水室	3 台预脱水机, 各 100m ³ /h	

(2) 预处理 污水流过流量计后进入格栅间, 大块物体被滤出。滤出物从压实机自动被输送到垃圾箱。污水从格栅间被引入曝气除油沉砂池。沉淀的砂粒被刮入砂斗, 然后泵出脱水。脱水后的砂子由螺旋输送机送至装砂箱。撇出的油脂流到油脂井。

(3) 生物除氮装置 从除油沉砂池出来的污水通过配水井流入生物装置, 在这里, 有机物被去除, 同时氮和磷的含量大量减少。生物除氮装置的原理是在平行的三沟中处理污水。有机物的减少是通过生物转换有机物进行。除氮是通过氧化沟好氧、厌氧交替运行进行。在好氧阶段, 污水中以氨形式存在的氮转换成富氧硝酸盐形式。在接下来的厌氧阶段, 好氧有机物吸取硝酸盐中的氧, 硝酸盐转换成氮气释放到大气中。

氧化沟周期运行, 一个周期 8h。这样可保证出水中氨氮的含量降到最低。

磷的去除一部分是生物除磷, 一部分是化学除磷, 在配水井 1 污水进入氧化沟前投加硫酸铁。这样, 在污水进入氧化沟前化学药品和污水充分混合。在活性污泥装置中, 磷和铁被污泥吸收。

在作为沉淀池的外沟, 污泥和水分离, 净化的水通过配水井 2 流到出水泵。

(4) 污泥处理 由于工艺原因, 生物除氮装置中产生剩余污泥。稳定的、无臭味的剩余污泥从每组的中间沟排出, 被泵送到污泥浓缩池。

浓缩至含 4%~6% 于性物质的污泥被泵送到均质池, 然后到带压机加絮凝剂脱水。浓

缩池的上清液和带压机的废弃水返回处理装置。脱水后的污泥（含干性物质 18%~22%）由离心螺旋泵通过封闭式运输系统送至装泥箱，然后外运填埋。污泥的分析结果显示污泥是可以送至农田作肥料还是送到填埋场填埋。

(5) 外来污水 除油沉砂池旁设有一个接收井，接收外来粪罐车的污水。外来污水被抽到格栅间，在通过格栅前和其他污水混合。

(6) 控制系统 处理厂的运行、控制和监测完全由设在副配电盘上的 PLC 和办公楼内中央控制室的总控盘自动进行。中央控制室用于总监测及显示处理厂的实际运行情况和记录报告。每一构筑物 and 工艺的启或停以及工艺数值都可在总控盘上调整。

(7) 扩建 中心污水处理厂可增加 8 台 9m 长转刷及二沉池。这样，处理厂工艺变为稳定活性污泥法，处理能力可增加到 265000 人口当量。

此外，为提高出水水质，可在出水泵房前增加滤池。

(8) 独立性 所有的处理单元都分为两个或多个部分（构筑物/氧化沟），这样容易进行维修保养，维修期间不必停止运行。图 2 为 SVENDBORG 污水处理厂工艺流程图。

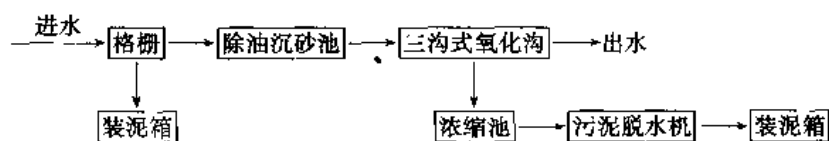


图 2 SVENDBORG 污水处理厂工艺流程

(9) 设计规模

① 流量：干季 $25000\text{m}^3/\text{d}$ ，干季峰值 $450\text{L}/\text{s}$ 、 $1620\text{m}^3/\text{h}$ ；雨季峰值 $575\text{L}/\text{s}$ 、 $2070\text{m}^3/\text{h}$ 。

② 污水水质： BOD_5 $6300\text{kg}/\text{d}$ ，总氮 $1050\text{kg}/\text{d}$ ，总磷 $180\text{kg}/\text{d}$ 。

③ 出水标准： BOD_5 $15\text{mg}/\text{L}$ ，氨氮 $3\text{mg}/\text{L}$ ，总氮 $8\text{mg}/\text{L}$ ，总磷 $1\text{mg}/\text{L}$ ，悬浮物 $20\text{mg}/\text{L}$ ，铬 $0.2\text{mg}/\text{L}$ ， $150\text{kg}/\text{d}$ 。

(10) 处理厂详细说明

① 格栅间： 355m^2 建筑面积，2 个弧形格栅， 10mm ， $700\text{L}/\text{s}$ ；流量计为 $\phi 800$ 和 $\phi 250\text{mm}$ ，另有鼓风机、砂泵和砂水分离器

② 除油沉砂池： $270\text{m}^2 + 150\text{m}^2$ ，配有刮砂撇脂器。

③ 配水井： 75m^2 带 6 个 5m 调节堰。

④ 生物脱氮装置：2 组 T-沟，每组 17500m^3 ，水深 3.5m ；22 台 9m Maxi-转刷；32 个 5m 调节堰；12 台搅拌器， $\phi 2.3\text{m}$ 。

⑤ 出水泵房： 145m^2 ，有 2 台泵，单泵能力 $575\sim 650\text{L}/\text{s}$ ，另有 2 台备用泵。

⑥ 浓缩池：2 个圆型池，单池容积 265m^3 ，直径 10 米，池深 3.75m ；2 台泵，单泵能力 $10\text{L}/\text{s}$ 。

⑦ 污泥脱水机房： 410m^2 建筑面积；2 台带式压滤机，单台能力 $20\sim 25\text{m}^3/\text{h}$ ，进泥浓度 $4\%\sim 6\%$ ，出泥浓度 $18\%\sim 22\%$ ；配有污泥泵，聚合物投加设备和化学药品投加设备。

⑧ 化学药罐： 70m^3 贮存，投加药罐。

⑨ 车间： 200m^2 建筑面积，有车间、车库、锅炉房和仓库。

⑩ 装泥箱间： 290m^2 ，4 个 15m^3 装泥箱，1 个 15m^3 装砂和格栅滤出物箱，配有停车场和通风设备。

⑪ 外来污水接收井： 35m^3 ，深 5.5m ，2 台泵，单台能力 $35\text{L}/\text{s}$ 。

⑫办公楼：240m²有办公室、控制室、试验室和卫生间。

3. 法国赛那中心——COLOMBES 生物滤池污水处理厂

(1) 生物滤池处理工艺 最近十几年来，国外也发展了各种高负荷的固定床式滤池，其核心技术是采用多孔性的滤料来作为生化处理部分的载体，这样既增加了生物量，也就是增加了生化处理的负荷，同时也极大的减少了生化处理用地，提高了氧的利用率，成为污水处理领域的又一个有发展潜力的工艺。

BIOSTYR 为上向流生物滤池，是一种运行可靠、自动化程度高、出水水质好的新一代污水处理革新工艺，它既可以用于污水的二级处理，也可以用于处理出水需要回用等污水深度处理。根据曝气位置的不同可以控制硝化反应和反硝化反应的程度，也可以单独进行硝化反应。具有硝化和反硝化功能的 BIOSTYR 生物滤池，其曝气管位于滤床中的经过计算的位置，将滤床分隔为厌氧区和好氧区，它可以去除所有可降解的污染物，含碳污染物 (COD 和 BOD₅)，悬浮物 (SS)，氨 (NH₄-N) 和硝酸盐 (NO₃-N)。

首先，回流水和原水在配水槽中混合，然后一起重力流入滤池底部，再通过滤池底部的配水渠向上流经滤床。同其他上向流滤池不同 (其他滤池的滤料比重大于水的比重)，该滤池的水头保证了进水配水的均匀，因此滤池底部不再需要滤头 (那样很容易堵塞) 或者配水管网，并且在处理前不需要筛网。

污水首先进入厌氧区，在此进行反硝化反应，将回流水中的硝基氮去除；然后进入好氧区，将含碳污染物分解，将氨氮转化为硝基氮，再通过顶部的混凝土盖板和滤头出水，出水的一部分排入自然水体，另一部分再回流到进水配水槽；同时，在滤池出口处闸板的控制下，滤池顶部滤板的上面形成一定高度的清水层，此清水层在一组滤池中是相通的，所储存的水量用于滤池的反冲洗。

随着生化反应的进行和生物膜的不断生长，滤床需要定期进行反冲洗，即重力反冲洗和汽水反冲，反冲洗后的水由滤池底部的集水沟收集并排到一个集水池中，然后由泵输送到单独的处理构筑物进行处理。

(2) 法国赛那中心——COLOMBES 污水厂 法国 COLOMBES 污水厂的建设是 SIAAP 区域水开发计划的一部分，它的任务是处理大巴黎区的一部分污水。COLOMBES 污水厂处理设施采用了生物滤池技术及臭气处理技术。

该厂的一个重要设计特点是紧凑和节约占地，其总占地面积为 3.5 公顷，其中 2/3 的总容积在地下 (厂区分三层，一层在地上，另二层在地下)，厂区座落于 A86 号高速公路和巴黎著名的赛那河之间。

处理能力：1000000PE

旱季处理流量：240000m³/d (2.8m³/s)

雨季处理流量：730000m³/d (8.5m³/s)

暴雨处理流量：1037000m³/d (12m³/s，可持续 8h)

① 进出水水质

	进水	旱季排放		进水	旱季排放
COD	600mg/L	<60mg/L	NH ₄ -N	40mg/L	<8mg/L
SS	360mg/L	20mg/L	TKN	60mg/L	10mg/L
BOD ₅	240mg/L	25mg/L	T-P	16mg/L	1mg/L

② 工艺流程 (见图 3)

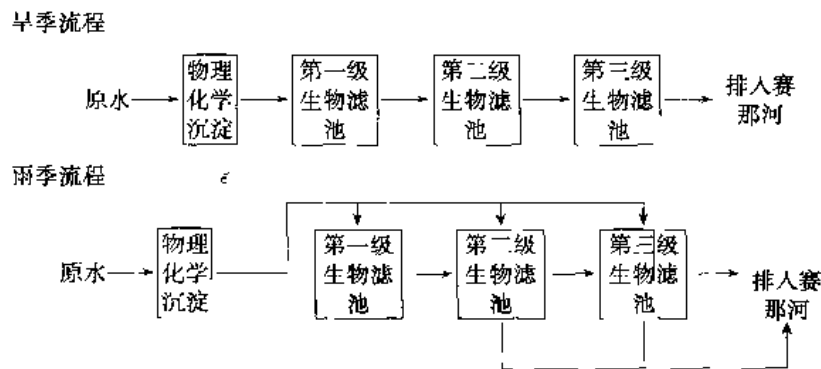


图3 COLOMBES 污水厂工艺流程

③ 预处理

常规的计量装置和格栅。进水泵房有 5 台提升泵，每台流量 $2\text{m}^3/\text{s}$ 。

沉砂除油池 6 个，从池底部回收砂，从池顶部刮除油脂，面积为 $237\text{m}^3/\text{个}$ 。

斜板沉淀池 9 个，可利用斜板增加沉淀面积，加速预处理效果，面积为 $225\text{m}^3/\text{个}$ 。

④ 生化处理

65 个生物滤池，其中 24 个除碳源生物滤池（每个 104m^2 ），29 个硝化生物滤池 BIOSTYR（每个 111m^2 ），12 个反硝化生物滤池（每个 104m^2 ）。

⑤ 污泥处理

浮选浓缩池 4 个，直径 20m。离心脱水机 10 台。PYROFLUID 焚烧装置 4 台。污泥可添加石灰然后回用于农田或由上述焚烧装置进行焚烧。

⑥ 臭气处理

4 条线，处理能力为 150000m^3 (h·线)。

⑦ 其他参数

管道	35000m, 直径最大达 1.4m	框架工程	12200t
通风量	12000m 铝合金风管	电机	1300 台
电缆	400000m	安装功率	36600kW
土方量	420000 m^3	设计	17500 人·日
混凝土	141000 m^3		

4. 英国 DAVYULME 污水厂

DAVYHULME 污水厂是英国西北水务管理局最大的污水厂，也是英国最大的污水处理厂之一，其服务人口为 130 万。为了满足其更高的 EA 标准 ($\text{NH}_4\text{-N}$ 排放标准为 5mg/L 或更低)，需要建一个新的脱氮处理厂。

该厂为世界上最大的脱氮处理的 BIOSTYR 处理厂，也包括泵站、出水渠和全套的自控系统，主要处理 2 个现有活性污泥处理厂的出水。

●处理能力：1300000P.E.

●平均处理流量： $412000\text{m}^3/\text{d}$

●峰值处理流量： $714000\text{m}^3/\text{d}$

●新厂的工程范围：

2 个进水泵房（分别为 $4.2\text{m}^3/\text{d}$ 和 $6.1\text{m}^3/\text{d}$ ）

36 个 BIOSTYR 生物滤池（每个 113m^3 ）1 个冲洗水回流泵房（反冲洗的脏水回流初沉

池前面)

●进出水水质:

	进水	出水
BOD ₅	44mg/L	<20mg/L
TSS	58mg/L	<30mg/L
NH ₄ -N	32mg/L	<5mg/L

●工艺结论: 接种期为 3 个星期。接种期后, 反冲洗周期设定为每个滤池每隔 3 天反冲洗 1 次; 反冲洗速率为 55m/h, 反冲洗期间滤料约膨胀 10% 左右。

●工程工期: 42 个月。

内 容 提 要

本书是《国内外给水工程设计实例》姊妹篇。全书共收实例 57 篇，其中国内城市污水处理设计实例 19 篇，国内工业废水处理设计实例 29 篇，国外废水处理工程设计实例 9 篇。本书所收实例均为近年来比较典型且有代表性的。实例中除介绍工艺设计特点、主要构筑物及参数、运行管理情况外，还介绍了技术经济评估。本书对水处理工程设计人员、水处理厂技术人员、大专院校给排水专业、环境工程专业师生均有较好参考价值。