

废(污)水处理工程技术论文集

北京市环境保护科学研究院 编

中国环境科学出版社



废(污)水处理工程技术论文集

北京市环境保护科学研究院 编

中国环境科学出版社

·北 京·

图书在版编目(CIP)数据

废(污)水处理工程技术论文集/北京市环境保护科学研究院编. - 北京:中国环境科学出版社,1998.12

ISBN 7-80135-624-1

I. 废… II. 北… III. ①废水处理-文集 ②污水处理-文集 IV. X703-53

中国版本图书馆 CIP 数据核字(98)第 26424 号

中国环境科学出版社出版发行
(100036 北京海淀区首善胡同 44 号)
化学工业出版社印刷厂印刷
各地新华书店经售

1998 年 12 月第一版 开本 787×1092 1/16
1998 年 12 月第一次印刷 印张 10 1/4
印数 1-600 字数 243 千字
定价:16.00 元

主 编：田 刚

副主编：夏恒霞 金冬霞 卜有生

编 委：秦大唐 吴 玉 李日新 王 磊

司亚安 李占芳 杨 明 陆小为

李建民 刘宁川

'97 北京废(污)水处理工程技术讨论会 会议文集出版介绍

国家科委社会发展司、国家环保局开发监督司和国家城市环境污染控制工程技术研究中心于 1997 年 8 月 12—15 日在北京召开了“'97 北京废(污)水处理工程技术讨论会”。这次会议共收到论文 60 余篇,其中在大会上报告的有 46 篇。这些论文从理论探讨、技术研究、工程实施和运行管理等各方面反映了当前我国在废(污)水处理方面的现状和未来发展趋势。会议和论文具有以下几个特点:

1. 理论紧密结合实际,特别重视实际运行结果;
2. 反映了当前我国废(污)水处理的最先进技术和最新研究成果;
3. 论文报告从技术的应用到运行管理具有广泛的代表性(会议代表来自全国十多个省和几十个大中城市,基本上反映了我国当前的废(污)水处理状况)。

因此,该次会议不仅受到与会者的欢迎,也得到有关领导的充分肯定。普遍认为这次会议是我国近几年来少有的一次既具先进性、实用性又具广泛性的一次会议。会议期间,代表们一致要求出版会议文集,未出席会议者也来函索要会议论文,可以预料,文集的出版,一定会受到读者的普遍欢迎。

主 编 介 绍

田刚 现任北京市环境保护科学研究院副院长,国家城市环境污染控制工程技术研究中心常务副主任,1982 年毕业于中国纺织大学,1990 年获环境工程工学博士学位。

田刚同志长期从事环境工程的理论与实际技术的研究,特别在工业废水处理方面有较深的理论造诣和较高技术水平。多年来,主持完成了各种不同基础的工业废水治理项目几十余项。多次获各级科学技术进步奖。先后发表论文十几篇,获技术专利 3 项,在国内环保工程界有较大的影响。

前 言

水是人民生活和国民经济建设不可缺少的自然资源。随着工农业生产的发展和人口的增长,各种生活、生产活动对水环境所造成的污染正在不断加剧,工业发达城镇和乡镇工业集中地区附近水域的污染尤为突出。水资源紧缺及水污染严重,已成为当前世界各国,特别是发展中国家城镇经济持续发展的严重障碍。

近 30 年来,我国在水污染防治方面已开展了大量的研究工作,相当一大批新技术、新设备陆续问世,许多新工艺、新流程已应用于生产实践,还出现了不少示范性的工程项目。为了进一步促进我国水污染防治工作的开展,及时总结和交流我国多年来在水污染防治方面的科技成果和工程设计、运行管理经验,北京市环境保护科学研究院受国家科委社会发展司、国家环保局开发监督司的委托,于 1997 年 8 月,在北京共同主办了“'97 北京废(污)水处理工程技术研讨会”,现将此次研讨会上的所发表的文章汇编成论文集,以便大家学习、交流。限于编写人员的水平,本书疏漏错误之处在所难免,敬请读者指正。

目 录

技术研究

水污染物处理和污水回用关键技术选择研究	马世豪 何里海 聂桂生 (3)
活性污泥的动力学设计方法应用探讨(反应时间的计算)	邬杨善 (8)
活性污泥糖类物质代谢与其除磷能力的关系	冯生华 刘延华 (14)
工业废水总程平衡治理技术的研究与应用	田刚 杨明 刘宁川 (17)
再论厌氧(水解)与好氧生物处理工艺——理论探讨与应用实践	王凯军 (21)
精对苯二甲酸生产废水处理技术研究	李刚 申立贤 (26)
常温厌氧(LASB)处理城市污水的特性研究	杜兵 王晓惠 申立贤 (30)
曝气生物滤池处理生活污水的研究	李汝琪 孔波 金冬霞 孙长虹 (37)

工程实施

UASB 技术的开发与工程化设备化	申立贤 杜兵 (45)
城市污水回用于钢铁工业的实践	兰淑澄 司亚安 冉康 (50)
可口可乐生产废水治理工程设计与运行	田刚 李占芳 李建民 陆小为 (55)
太新皮革有限公司废水治理	刘国信 叶康钰 (59)
采用两级气浮串联接触氧化工艺处理高浓度冰淇淋生产废水	张冀飞 (63)
新疆阿图什市城市污水土地处理工程	段振勋 何佛元 秦宵黎 (68)
污水毛管渗透系统示范工程研究	田宁 (72)
北京西客站中水处理工程设计	鲍鸿仪 (76)
油脂厂含油废水治理研究与设计	郝醒华 郝锦生 王冬香 (79)
联片集中处理纺织印染废水	郭茂新 (82)
过滤—生物活性炭技术处理洗浴污水	司亚安 兰淑澄 陈淑桂 (87)
涂料废水处理工程性试验研究	叶康钰 刘国信 贺世群 (92)
中小型印染废水集中治理工程技术分析	李占芳 田刚 陆小为 杨明 (96)
卷式反渗透法处理电镀废水回用技术	刘静玮 王宝清 (100)
印染废水总程平衡治理技术工程设计与运行	杨明 吴玉 刘宁川 田刚 (104)
合成洗涤剂废水处理工程设计实验研究	秦永生 韩秀钧 夏恒霞 (108)

解决焦化废水中氨氮问题初探	仲崇磊 (112)
超滤技术与水回用	王宝清 刘静伟 (116)
南昌机务段含油废水处理工程	刘宁川 陆小为 武江津 (120)
稳定塘在肉食品加工废水处理中的应用	程胜高 任津 高建进 (124)

运行管理

污水生物处理过程的自动化	唐建国 林洁梅 (129)
施工废水处理工程的设计和运行	李建民 田刚 李占芳 丁庭华 (134)
上流式厌氧污泥床处理山东景芝酒厂酒精废水	杜兵 齐文玉 申立贤 杨瑞宗 (138)
水解(酸化)—好氧工艺在长春市水质净化厂的应用	贾立敏 曹文忠 (141)
乡镇工业废水集中治理工程的建设与管理	许秧南 周福南 (144)
可乐废水处理工程活性污泥膨胀的控制	丛者恩 姚柏龄 (148)
浅谈总程平衡技术在治理漂染废水中的运行管理	宋来敬 江世竹 尹文修 (151)

技 术 研 究

水污染物处理和污水回用关键技术选择研究

马世豪 何星海 聂桂生

(北京市环境保护科学研究院)

一、目的意义

水污染防治和污水资源化近 20 年来一直受到国家和各地环保、城建和各工业部门的极大重视,在教学、科研、开发和产业等方面取得很大进展,大专院校和科研设计单位通过“六五”、“七五”、“八五”攻关和其它项目开发,取得了一批高水平的科技成果,投资建设了数以万计的工业废水和城市污水治理项目,环保设备生产企业发展如雨后春笋,目前已超过 2 万家。在 80 年代初期,我国环保投资约 20 亿元,1993 年上升到 200 亿元,“九五”期间逾达到 2000 年环境目标尚需投资 2600 亿元,平均每年需投资 400 亿元。全世界每年用于环境保护的投资估计达 2000 亿美元。因此环境保护也是一个具有潜力和巨大竞争力的充满活力的市场。欧美和日本等发达国家在环境污染治理技术方面已经处于领先地位,而且在治理本地区污水、污水再利用和污水资源化方面研究开发了一系列改进技术、高新技术和环保设备,已经达到了标准化、实用化、成套化、系统化。这些技术、产品、设备正在源源不断地以不同形式占领我国市场。另外,国外一些严重污染的企业也想方设法向包括我国在内的发展中国家转移,致使我国的水环境与持续发展问题面临愈来愈严峻的形势。

(一)我国污水治理和水资源化方面的主要问题

(1)水资源短缺和水污染严重,特别是城市污水处理率低(仅为 5.5%),欠帐多,已经成为影响我国城市水环境的重要污染源;

(2)工业废水治理设备运转达标率低(处理达标率为 50%—65%);

(3)高浓度难降解有机废水治理投资费用高,治理有一定难度;

(4)五小工业(小造纸、小化肥、小化工、小农药、小染料等)污染严重;

(5)研究成果转化率低;

(6)环保设备生产规模小,质量差,在设备标准化、系列化、配套化等方面存在较大问题。

(二)本研究的目的

根据我国经济发展和环境保护需求,结合我国环境保护最新研究成果和国际环境保护技术水平和发展趋势,提出我国水处理和污水再生利用关键技术,为技术开发和环保产业发展提供投资导向;为制订“九五”乃至 2010 年环境保护技术开展规划提供依据;为环境保护工程中心建设发展提供技术依据,促进科研成果转化为产品;为加强环境保护技术国际合作和交流提供技术依据,为实施 21 世纪议程规划目标提供技术保证。

二、关键技术筛选的原则、依据和入选准则

(一)原则和依据

环境保护关键技术筛选研究的目的是通过广泛调研、查询和研究,弄清我国环境保护技术和发展概况,跟踪国内外技术发展新动向,明确哪些技术是正在研究的技术,哪些技术成果需要开发,从需求领域、环境要素和治理技术三方面选择确定我国环境保护关键技术,其基本原则和依据是:

(1)该技术是针对目前急需的环境领域和环境要素的技术,可以在解决我国目前环境问题起重要作用。

(2)该技术应该是高新技术,对推动我国科技成果的转化,发展环保产业具有潜在的支持能力。

(3)该技术应该具有通用性和带动性,此技术的发展可以带动一批企业的发展,是具有市场前景的技术。

(4)从发展阶段来看应该是处于开发阶段或推广阶段的技术,从科研角度看应具有中试以上的研究成果,处于开发推广阶段的技术,从引进角度看是国外已经成熟的先进技术。

(5)关键技术应该创造环保产业发展的新的增长点,增强我国环保产业的国际竞争力。

(6)筛选关键技术应结合我国国情,应该按我国的环境发展规划、环境政策法规标准,为实现我国2000年以至2010年环境目标与九五规划目标服务。

(二)关键技术入选准则

1. 环境保护关键技术定义

环境保护关键技术是指对解决我国环境污染问题和促进经济持续发展具有重要意义、处于技术开发和推广阶段的、具有竞争力的污染控制技术。

根据污染控制技术特点,其技术可分为两类,其一是针对某环境领域急需的关键技术,这里的环境领域指某种行业或某类污染物,如高浓度有机废水处理技术等,一般需要一种或多种单元处理技术组合;其二为通用技术的关键技术,简称关键通用技术或单元技术,是某一工艺过程的核心部分,对该技术的开发和应用可带动相关技术的发展。水污染控制与再生利用关键技术主要是指关键的单元技术。

2. 评价指标

(1)对环境保护领域按其急需程度分3档评分:

A、急需 B、较急需 C、需要

(2)对关键技术和关键技术备选清单的评价指标分为5个评价指标,分别按A、B、C3个档次打分(如下表):

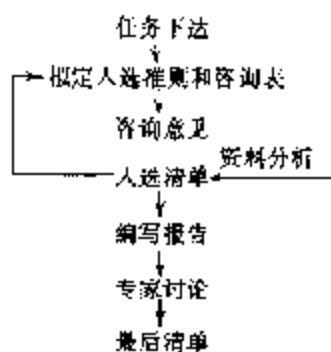
序号	评价指标	A	B	C
1	技术有效性	该技术应用面广,通用性好	较好	一般
2	技术成熟度	国内外正在大力开发的技术	待推广的技术	已成熟的技术
3	技术先进性	国际先进水平	国内领先	国内先进
4	费用有效性 (环境效益与投资比)	有较大经济效益或投资小,费用低,适合国情	较好	一般
5	实用化时间	近期或在3—5年内可实用化的技术	5—10年可实用化的技术	15年内可实用化的技术

三、关键技术选择方法程序

(一)环境保护关键技术选择研究工作程序(见下图)

(二)关键技术征询意见表设计

首轮环境保护关键技术专家意见征询表内容包括:专家数据库、填表说明、评价指标、关键技术评价表和关键技术建议书等。水污染物控制关键技术评价表的内容包括4部分:



(1)列出石油化工、造纸等 40 个主要工业废水和城市污水等共 44 个环境领域,就上述 44 个环境领域对关键技术的急需程度按评价指标 A、B、C 打分;

(2)对各环境领域,即 44 种不同的废水选择 3 种关键处理技术并分别按照所列出的 5 个评价指标(技术有效性、技术成熟程度、技术先进性、费用有效性和实用化时间)打分;

(3)请专家提出推荐的水污染控制关键通用技术,并按照上述 5 个评价指标打分;

(4)提出推荐的环境保护关键技术建议书。内容包括:项目名称,技术描述,选择依据,发展趋势和开发目标等。

第二轮环境保护关键技术专家意见征询表设计是根据首轮环境保护关键技术专家意见征询表的统计结果,结合国内外技术发展情况,提出水污染控制关键技术备选清单,对备选清单所列项目和内容按上述 5 个评价指标打分,另外还可推荐技术提供单位。

(三)召开会议

召开《环境保护关键技术选择研讨会》,针对环境保护关键技术入选清单和内容以及研究方法等请各方面专家进一步研讨,直接听取专家意见,根据专家意见,对入选清单进一步调整充实。

四、关键技术筛选结果

(1)本次筛选研究进行了 2 次征询意见表函调,1 次关键技术研讨会。填写专家征询意见调查表的专家教授 104 人(其中:教授 19 人,副教授 4 人,研究员 16 人,副研究员 7 人,教授级高工 16 人,高工 41 人。学历分布:博士 1 人,硕士 10 人,大学 92 人,中专 1 人。所学专业:给排水 20 人,环保 32 人,化学化工 25 人,其他 27 人。单位性质:大专院校 23 人,科研单位 54 人,管理机关 21 人,公司 6 人。地区分布:北京 50 人,上海 7 人。天津 6 人,广州 6 人,江苏 1 人,浙江 1 人,西北 6 人,东北 6 人,其它地区 6 人)。

(2)首轮专家意见征询表共发出 300 份,收回 120 份,提出环境保护建议书 44 项,其中:水处理 23 项(生物处理技术 8 项,膜处理技术 6 项,化学处理技术 5 项,活性炭吸附技术 2 项,臭氧及电化学氧化技术 2 项),数据全部输入计算机,进行统计筛选排序。通过对环境领域打分的统计排序结果,得出急需的环境领域,通过对各领域所需处理技术评价打分结果统计排序,结合其它资料的综合分析,提出环境保护关键技术备选清单。

(3)第二轮专家咨询表主要是列出首选的环境保护关键技术清单,提出《污水处理和再利用关键技术清单》共 16 项,技术内容近 50 项。

(4)召开《环境保护关键技术选择研讨会》,针对环境保护关键技术入选清单和内容以及研究方法等请各方面专家进一步研讨,直接听取专家意见,根据专家意见,对入选清单进一步调整充实。

(5)最后,确定入选的环境保护关键技术清单和关键技术说明。

通过最后统计和研究筛选,提出《环境保护关键技术清单》,其中:污水处理及回用关键技术 5 项,技术内容 20 项。

五、污水处理及回用关键技术清单

序号	关键技术	技术内容	主要开发项目
1	生物处理技术	生物脱硝脱氮技术	AO、AAO 城市污水脱氮脱氮
			AO、AAO 焦化污水脱氮
			AB 法处理城市污水
			SBR 法处理成套技术
			深井曝气处理制药废水
		高效厌氧处理高浓度有机废水和难降解有机物	UASB 处理酒精、味精废水成套技术
			UASB 处理啤酒废水成套技术
			新型高效厌氧反应器开发
		酸化水解好氧处理污水新技术	酸化水解好氧处理城市污水新技术
			酸化水解氧化塘污水处理适用技术
			酸化水解好氧生物炭处理印染废水新技术
		膜生物反应器开发	高效厌氧膜生物反应器
			高效好氧膜生物反应器
			膜生物反应器中水示范工程
		高效菌种选育分离浓缩及应用技术	脱色菌选育及处理印染废水
			难降解有机物菌种选育及应用技术
			光化细菌处理炸药废水
			光化细菌处理印染废水
		固定化细胞技术开发应用	固定化细胞技术处理染料废水
			固定化细胞技术处理印染废水
			固定化细胞技术处理农药废水
		DNA 重组技术研究	DNA 重组技术处理重金属污染技术
2	膜分离技术	膜材料和制膜工艺的研究与开发	高渗透聚酰胺中空纤维膜系制备技术
		低压反渗透复合膜研制开发应用	高纯水制备技术与设备研制
			新型饮料水净化器开发
		膜生物反应器设备开发	膜材料筛选研究
			膜设备开发及清洗技术
		UF 技术研究推广	UF 处理洗毛污水回收羊毛脂
			UF 处理涂料废水回收电泳漆
			UF 处理含油污水
			UF 处理染料废水回收染料
		城市污水二级出水回用于电厂锅炉用水的膜法脱盐技术	砂过滤-活性炭-UF-RO-DE 处理回用于锅炉用水
3	化学混凝及固液分离技术	无机高分子絮凝剂开发	建立 PAS、PACS、PFS 生产厂开发高效絮凝剂、稳定剂、脱水剂
		有机高分子絮凝剂开发	建立高效有机絮凝剂、除油剂、脱色剂生产基地

续表

序号	关键技术	技术内容	主要开发项目
4	活性炭吸附技术	高效气浮成套设备开发	含油废水处理成套设备 造纸白水回收成套设备 高效气浮成套设备开发
		活性炭吸附处理微污染和难降解有机废水	活性炭催化氧化处理农药废水 活性炭催化氧化处理染料废水 生物炭处理印染废水达标排放
		活性炭生物再生技术	建立集中活性炭再生处理实验厂
		活性炭集中再生和再生炉研制	微污染水深度净化研究 高硬度水处理
		活性炭纤维深度处理技术	活性炭微波再生炉开发推广
		活性炭微波再生技术	大型高效臭氧发生器成套设备研制
		大型高效臭氧发生器开发	污染水源活性炭臭氧深度处理成套技术和设备
		臭氧处理微污染和难降解有机物废水	催化氧化法处理染料废水 湿式氧化法处理农药废水
5	化学氧化和臭氧技术	催化氧化法处理难降解有机物	高效二氧化氯设备研制开发 二氧化氯在医院污水、中水处理消毒中的应用
		二氧化氯高效氧化剂开发应用	亚临界技术处理染料废水 亚临界技术处理农药废水
		亚临界技术处理难降解有机物研究	

活性污泥的动力学设计方法应用探讨

(反应时间的计算)

邹扬善

(北京市环境保护科学研究院)

随着对生物处理这一技术的深入研究,特别是对污水生物处理的动力学的研究,包括酶促反应动力学、细菌增殖动力学、反应器内液流扩散动力学的研究,人们对生物处理的许多内在规律逐渐有所掌握,想改变目前靠经验和试验的办法,也就是要采用反映生物处理过程基本特性的数学模型和实验测定的生物动力学参数进行活性污泥法工艺的定量化设计方法。这一设计方法的关键在于所建立的数学模型要适合于实际处理系统,而且必须提供可靠的生化动力学参数。

目前在这方面在国内外有影响的学者有:埃肯费尔德(Eckenfelder W. W. Jr),麦金尼(Boss E. McKinney)、李献文,其他还有劳伦斯(Lawrence A. W.)、麦卡蒂(McCarthy P. L.)、哥桑夫(Grau P.)等,他们的动力学模型各有所长,而且多半侧重于城市污水,如麦金尼、劳伦斯、麦卡蒂等,埃肯费尔德则侧重于工业废水。在城市污水方面的模式相对比较一致,而工业废水由于其废水的复杂性,在规律及参数的变化较多,需要丰富的实践来验证。

作为一个合理的活性污泥法设计步骤应是:明确工程实施的目标,选择活性污泥运行方式,计算反应构筑物的容积,设计反应池构造,设计计算有关的配套设备、设施。限于篇幅和作者的水平,本文仅对一般活性污泥法的反应时间作一探讨。

一、明确工程实施后的目标

这是第一步,工程设计必须按照实施目标来设计,要明确的是以出水水质为目标,还是以总量削减为目标,必须有具体的指标。如 BOD、COD、N、P、SS 等。

二、选定运行方式

对活性污泥来讲,由于其有多种运行方式,因而在设计方法上也存在很大的差异。选择运行方式是活性污泥法设计的第二步,如何选用,这涉及到很多因素,必须要结合实际情况,如要对水质和水质处理的难度,水量大小,占地要求,操作管理人员水平,设备维护能力,资金和运行费的承受能力,设备产品的供应能力和质量保证条件,施工安装水平等等,有多方面的问题需考虑。

三、确定限制反应物

搞活性污泥法设计,就是依据目标和水质计算反应所需构筑物的大小,主要就是计算曝气池(反应池)的大小,曝气池的大小则由反应速度确定,研究反应速度及对其产生影响的参数,就是反应动力学研究的核心内容。

生物反应是一系列的复杂的串联反应,反应过程中存在着多种不同的反应物,反应速度只取决于最缺乏的反应物的数量或反应速度最慢的反应物,并与该反应物的浓度成正比,该反应称之为限制反应物,即:

$$\text{反应速度} = \text{反应速度常数} \times \text{限制反应物浓度}$$

在污水生物处理中,大致存在着如下两种情况:

第一种情况,在低浓度废水处理如城市污水或高浓度废水处理要求出水浓度很低时,往往遇到的是参与反应的某一步骤中的某种反应物不足,该种反应物即成为限制反应物,甚至某种营养物的不足也可能成为限制反应物。这是污水处理中最常见的情况。

第二种情况,在高浓度废水处理中不要求有很高的出水水质,这时往往遇到的是生物量不足和缺氧,两者之一可能成为限制反应物。

就生物化学反应的级数来讲,反应物充裕时呈零级反应,反应物不足时呈一级反应或多级反应,但只要存在限制反应物,就会呈现为一级反应,只有在废水成分复杂时才呈多级反应的规律,因而可简化反应动力学研究的难度。常见三种一级反应式可推理如下:

$$\frac{ds}{dt} = -K_n S \quad (1)$$

$$\frac{ds}{dt} = -K_c X_c \quad (2)$$

$$\frac{ds}{dt} = -K_{O_2} \cdot S_{O_2} \quad (3)$$

式中, ds/dt ——反应物的反应速度;

K_n ——基质反应速度常数,以基质为限制反应物;

K_c ——生物反应速度常数,以活性微生物浓度为限制反应物;

K_{O_2} ——氧反应速度常数,以氧浓度为限制反应物;

S ——反应器内基质浓度,常以 BOD_5 、 BOD_0 或 COD_0 为基准;

X_c ——反应器内的活性微生物浓度,也可以 MLVSS 计量, X_v 表示;

S_{O_2} ——反应器内的氧浓度。

反应级数简化为一级反应,在城市污水中应用证明是可行的,但在工业废水中由于水中成分的复杂,多种组分,多种菌种的参与,反应速度变化较大,先去除容易分解的物质,然后是难降解物质,反应速度是变化的,还与活性污泥的 MLVSS 及进水的浓度有关。其去除速度公式改变成 (Gruen P, 1975):

$$\frac{ds}{dt} = -K_n X_c \left(\frac{S}{S_0}\right)^n \quad (4)$$

式中, K_n ——多级反应的速度常数;在零级反应时以 K_0 表示,在一级反应时以 K_1 表示;在二级反应时以 K_2 表示;

S_0 ——投入间歇反应器的反应物浓度,对于连续流可用 S_i 表示;

n ——多级反应的级数,当 $n=0$ 时为 0 级反应,即反应速度与反应物的浓度无关,仅与 MLVSS 量有关,即转化为公式(2), $K_2 = K_c$;当 $n=1$ 时,为 1 级反应 (W. W. Eckenfelder 1989), $n=2$ 时,为 2 级反应。

由式(4)可见,在多种菌种和废水含多组分及入流浓度变化时,多数属于 1 级反应,但也有属于 2 级反应的 (胡国强, 1989)。

四、确定反应常数

1. 基质反应速度常数 K_n

对于城市污水的反应来讲主要是如下的简单一级反应:

$$\frac{dS}{dt} = -K_1 S$$

假定曝气池中的混合液是均匀的,因此有机物通过曝气池时的代谢速度是稳定的,即可用下式表示:

$$\frac{S_i - S}{t} = K_1 S$$

式中, t ——曝气时间, d;

S ——混合液中的基质浓度,一般以 BOD 或 COD 计, mg/L;

S_i ——进水中的基质浓度, mg/L。

整理得:

$$t = \frac{S_i - S}{K_1 S} \quad (5)$$

在工业废水的多级反应中:

$$t = \frac{S_0 - S}{K_n X_n \left(\frac{S}{S_0}\right)^n} \quad (6)$$

反应池的大小主要取决于反应时间,要求得反应时间,必须知道 K_n 。对于城市污水的简单一级反应,据麦金尼和奥登(Oaten)根据大量实测数据确定为 $15h^{-1}$,部分废水的国内外反应速度常数及有关参数数据见表 1。

表 1 部分有机工业废水的动力学参数

废 水	温度 (°C)	以 BOD 为基质			以 COD 为基质			$kX_d(d^{-1})$, $b'X_d(d^{-1})$	
		$K_d(d^{-1})$	α	α'	$K_d(d^{-1})$	α	α'		
石油化工②($K_1 = K_2$)	12~15				1.536				
化工中间体①					8.9	0.2		0.06	
药物(Pharmaceutical)②	10.4				2.43				
	20.8				4.2				
焦炭及化工副产品①					6.44		0.6		0.02
多种产品化工厂①	21		0.46	0.5	8.6	0.27	0.22	0.03	0.07
纤维素、细胞膜质①	19.5	21.3	0.56	0.83				0.08	0.2
海关(custom)①	8	15.1	0.225					0.08	
制药(Pharmaceutical = manufacture)①	21.5	21.7							
鞣革厂、制革厂①	21	5.61			8.98				
		3			4.36				
烷基胺生产①		4.2	0.28	0.58				0.025	0.012
ABS①	33.5	4.07	0.86	1.28				0.01	0.03
复杂的有机废物①		6.8	0.318	0.333				0.125	0.153
粘胶纤维①		3.6		1.1					0.1
聚酯和尼龙纤维①	15.1	0.99	0.77	0.73	0.67	0.46	0.77	0.1	0.12
	22.4	4			1.31				0.18
蛋白质加工业①	10	14.6	0.57	1.25		0.24	0.6	0.013	0.1

续表

废 水	温度 (°C)	以 BOD 为基质			以 COD 为基质			$bX_d(d^{-1})$	$k'X_d(d^{-1})$
		$K_d(d^{-1})$	α	α'	$K_d(d^{-1})$	α	α'		
纸烟加工①	26.2	60.4							
	15	10.6	0.743	0.446				0.07	0.05
	21.5	14							
乳剂化学制品①			0.65	0.54				0.02	0.15
丙烯氧化物①	20.23	0.77		1.3			3		0.05
	34.37	3.71							
纸浆①	9	5.2	0.78	0.68	3.3	0.52	0.42	0.02	0.12
	23	13.6			10			0.04	
合成燃料①	15	3.8	0.41						
	23	4.7							
混合工业①	23.6	18.1	0.23	1.09	15.5		0.5	0.01	0.14
植物油①		25.7	0.5	0.52	20.8	0.28	0.3	0.11	0.34
高浓度化学制品(High strength chemical)①		5.4	0.35	0.88	5.1	0.32	0.7	0.07	0.15
四乙基铅①					1.6	0.36	0.6	0.04	0.03
有机化学制品①	6.5	5.4	0.25	0.56	4.1	0.12	0.21	0.0015	0.06
	19	7.2							
	26.5	21.3			28.9				
粘胶纤维①		12.3	0.6	0.4					0.09
合成纤维①	11.1	6.7	0.41	0.8				0.02	0.09
	19.2	8.2							
植物鞣革①	22	1.19	1.92	2.27		0.5	0.54	0.02	0.015
空气分离及化学制品①		10.4	0.32	0.35	12.9			0.01	0.15
硬质纤维板①	22	4	0.5	0.87				0.03	0.1
高浓度碱金属有机化学制品①	6	2	0.12	3.85	0.98	0.09	3.57	0.01	0.2
焦炭化学①	24	12		1.36	3.4		1		
		6.31	0.08	0.59				0.008	0.003
	8.5	0.9		1.44					
	15.2	3.4							
	23.9	7.7							
硬煤气化(H-coalification)①	13.4		0.48	0.52	3.1	0.31	0.37	0.03	0.04
纺织染色①	22.8								
	10.5	2.32	0.62	1.05		0.32	0.51	0.03	0.042
牛皮纸和半化学木浆和造纸①	22	6							
		16.5			7.62				

注:① W. Wessley Eckenfelder, D.Sc., P.E. and R. Grau, D.Sc.B. "Activated Sludge Process Design and Control", Technomic Publishing Co. Inc., 1992.

② 胡国强等“活性污泥去除石油化工废水 COD 的动力学模型”中国给水排水, V.5, No.5, p.54(1989)。

③ 表中的有关参数含义是埃肯费尔德定义的: α ——污泥增殖系数; b ——污泥自身氧化率; α' ——氧化每 kg 氧当量的需氧 kg 数; b' ——污泥自身氧化需氧率; X_d ——污泥中挥发性生物质的可降解率。

2. 生物反应速度常数 K_1

K_1 被称为比底物利用率常数(或最大比基质去除率 q_m)，实际是酶促反应动力学的最大反应速度，它只取决于某种反应速度最慢的酶(即限制酶)的特性。它本身与生物量的浓度无关，相当于米门公式中的 V_m ，即反应速度达到最大的恒定值。在酶的种类和浓度不变时，酶对待定底物(相对于特定酶来说的基质) V_m 是常数，也就是说 K_1 也是常数，目前实测数据不多，测定较困难，尚需做很多工作。

3. 溶解氧反应速度常数 K_{O_2}

通常当供氧受限制时，曝气池内的溶解氧浓度为零，没有剩余的氧，生物反应内源代谢反应受到抑制，所供氧仅用于生物合成，基质的去除速度与氧的供氧速度相平衡，如下式：

$$\frac{ds}{dt} = -K_{O_2} \left(\frac{do}{dt} \right)^r \quad (7)$$

式中， $\left(\frac{do}{dt} \right)^r$ ——氧传递率，即曝气设备的供氧能力。

事实上， K_1 就是埃肯费尔德提出的常数 $1/a'$ ，即在供氧不足内源代谢受到抑制时每去除 1kg BOD_5 用于生物合成所需的氧量。对于完全混合的稳定的反应过程中，可按式计算：

$$\begin{aligned} a' \frac{S_1 - S}{t} &= \left(\frac{do}{dt} \right)^r \\ t &= \frac{a' (S_1 - S)}{\left(\frac{do}{dt} \right)^r} \end{aligned} \quad (8)$$

式中的各种废水的 a' 详见表 1，各种曝气设备的供氧能力见表 2 和表 3。

表 2 各种曝气设备的供氧能力 $\left(\frac{do}{dt} \right)^r$

曝气设备	供氧能力, $mg/(L \cdot h)$
大气泡布气器	20—30
扩散板、扩散罩	30—40
穿孔管	40—60
固定螺旋	60—80
透平式曝气器	60—65
表面曝气器：空气、低速、有导流筒； 纯氧	10—90 150
HWB 型微孔曝气器(北京市政院)	60—170
可变孔径袖式曝气器(东北市政院)	174—603

表 3 国内曝气叶轮的充氧能力 $\left(\frac{do}{dt} \right)^r$

叶轮型式 与直径	试验条件			清水充氧能力	
	转速(m/s)	浸没(mm)	测定池容(m^3)	kgO_2/h	$mgO_2/(L \cdot h)$
泵 E, $D=800$	3.5—5.0			5.5—21.0	
泵 E, $D=1000$	3.5—5.0			8.2—30.0	
泵 E, $D=1200$	3.775—4.73	30	188	12.65—30.40	67—161
泵 E, $D=1300$	3.90—4.96	60	190	18.75—48.45	98—255
泵 E, $D=1400$	3.97—5.01	30	311.29	22.33—56.0	71—180
泵 E, $D=1500$	4.24—5.01(圆池) 4.0—5.0(方池) 3.75—4.97	0—60	309	25.22—68.38	81—211
泵 E, $D=1800$	4.78—5.18	30	890	35.2—96.4	40—108
泵 E, $D=2000$		15—60	193.6	17.79—24.28	91—125

五、确定影响因素

1. 流态

一般来讲,流态可分为推流式和完全混合式,推流式由于反应物的浓度梯度大,反应速度快,因而曝气时间要短一些,但从工程设计的安全考虑,推流式可采用完全混合的方法来作简化计算。

2. 温度

生化反应速度主要取决于酶的催化活性,不同的温度下,酶的催化活性是不同,在温度过高时,由于组成酶的蛋白质不耐热会失去活性,催化反应速度下降,通常可用一公式来表达:

$$K_T = K_{20} \theta^{(T-20)} \quad (9)$$

式中, K_T, K_{20} ——在 $T^\circ\text{C}$ 和 20°C 时的反应速度常数 K_a, d^{-1} ;

T ——混合液温度, $^\circ\text{C}$;

θ ——温度相关经验系数,无因次。

上述公式使用范围为 $4\sim 31^\circ\text{C}$ 。对于高浓度溶解性工业废水 θ 值取 $1.03\sim 1.10$ 。对于城市污水,取 1.015 。显然工业废水生化反应受温度的影响要高于城市污水。

3. 泥龄

泥龄直接影响活性污泥中的活性成分,泥龄愈长,活性成分愈低,反应速度愈慢,但动力学计算是建立在活性细胞的基础上,按理说反应速度常数是不受泥龄影响的,但实际上活性细胞是很难计量的,工程实践中所采用 MLVSS 值只是相对地反映了活性细胞的数量,随着泥龄的增加,MLVSS 中包含的不可降解的细胞残液和原水中的不可降解的残渣累积量增加,因而活性成分的比例下降,应对 X_a 进行修正。据对国内某些污水处理厂的数据分析,当污泥龄从 2.4 天增加到 26.7 天时,活性污泥的活性成分从近似 50% 降到 10% 左右。关于曝气池活性微生物量,劳伦斯-麦卡蒂和麦金尼推出了符号不同但形式和含义相同的公式,说明曝气池中生物量浓度是被代谢的有机物量、泥龄和曝气时间的函数,可通过计算求得。但公式比较复杂,建议采用一个经验系数来代替,可以引入 f_a 来修正 X_a ,即:

$$X_a = f_a \cdot \text{MLVSS} \quad (10)$$

式中 f_a 可通过大量数据分析找出大致的比例关系来选用,以简化设计。

活性污泥糖类物质代谢与其除磷能力的关系

冯生华 刘廷华

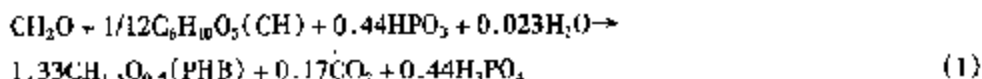
(天津市市政工程设计研究院)

以 A/O、A²/O 为代表的生物除磷脱氮工艺已在国内外得到一定范围的应用,它能有效地去除污水中大部分氮,同时去除一部分污水中的磷。因而能减缓受水体的富营养化问题。然而这些工艺自始就存在着处理效率低而不可靠的问题。因此国内外专家一直对除磷机理进行不懈的研究以图发展出更科学和可靠的工艺提高除磷的能力和可靠度。

活性污泥糖类物质(Carbohydrate 简为 CH)的代谢是近年来该领域的研究焦点。这是因为它一方面决定了活性污泥厌氧代谢模式,影响活性污泥除磷能力;另一方面它被证明是除磷脱氮工艺中活性污泥的一个普遍的主导性代谢活动。

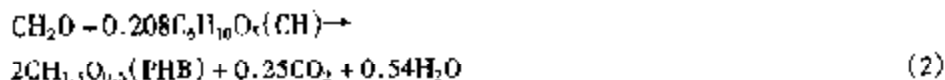
一、活性污泥 CH 代谢

Mino 最早在一个实验室反应器中发现了活性污泥所含 CH 在厌氧下降解又在好氧下上升(再生)的现象。他指在污泥 CH 的厌氧降解是为利用所吸收的醋酸合成 PHB 提供还原能力(H):



因此除磷菌降解所含 CH 与所吸收醋酸之摩尔比($\Delta\text{CH}:\Delta\text{AC}$)应该是 1:6。然而他的试验结果却是 1:3。意味着其它形式代谢途径的存在。

Sato 最近发现活性污泥能够利用所含 CH 作能源在厌氧状态下吸收醋酸而不释放磷。并提出了污泥厌氧代谢模式(式 2)。这一模式所给出:



其 $\Delta\text{CH}:\Delta\text{AC}$ 之摩尔比也被他和 Matsuo 的试验证实。

这两个代谢模式分别代表了活性污泥微生物利用聚磷或者 CH 做厌氧代谢能源的情形。当活性污泥以 CH 作厌氧代谢能源时,它在好氧段不再吸收磷而只进行 CH 的合成(再生)。Cech 和 Hartman 用葡萄糖为主要进水有机物的试验也得出了类似的结论。因此,要达到可靠的除磷效果必须避免活性污泥使用 CH 作为厌氧代谢的能源。然而微生物对厌氧代谢能源的选择又是由什么因素决定的呢?

二、活性污泥 CH 含量的含义

Lin 用两个实验室反应器展示了分别以葡萄糖和醋酸为主要进水有机物条件下,污泥 CH 含量的变化对它除磷(过剩摄磷)能力的影响。随着污泥 CH 含量的上升,污泥的除磷能力迅速下降。这一研究结论已被许多研究者的试验结果所证实。图 1 展示了当厌氧段结束时污泥 CH 含量(CH/MLSS)与污泥除磷能力(好氧结束时污泥含磷量 P/MLSS)的关系,可见将污泥的 CH 含量控制在一个低水平是提高污泥除磷能力的一个重要条件。

事实证明,当活性污泥 CH 含量不同时,污泥微生物厌氧吸收 COD 的反应途径也不同。图 2

展示了具有不同的 CH 和磷含量的活性污泥厌氧吸收等量醋酸的情形。可见,当污泥 CH 含量较高时,污泥不释放磷而降解较多的 CH。 $\Delta\text{CH}:\Delta\text{Ac}$ 之比更接近 Satoh 模式给出值式(2)。相反,当污泥 CH 含量较低时 $\Delta\text{CH}:\Delta\text{Ac}$ 之比则接近 Mino 模式给出值。因此污泥 CH 含量水平实质上决定了它在厌氧条件下的代谢途径。

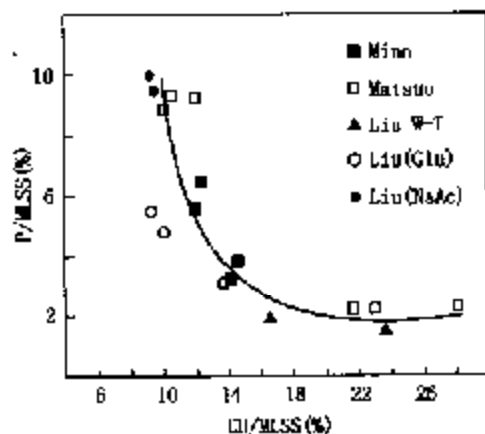


图 1 厌氧结束时污泥 CH 含量与其除磷能力的关系

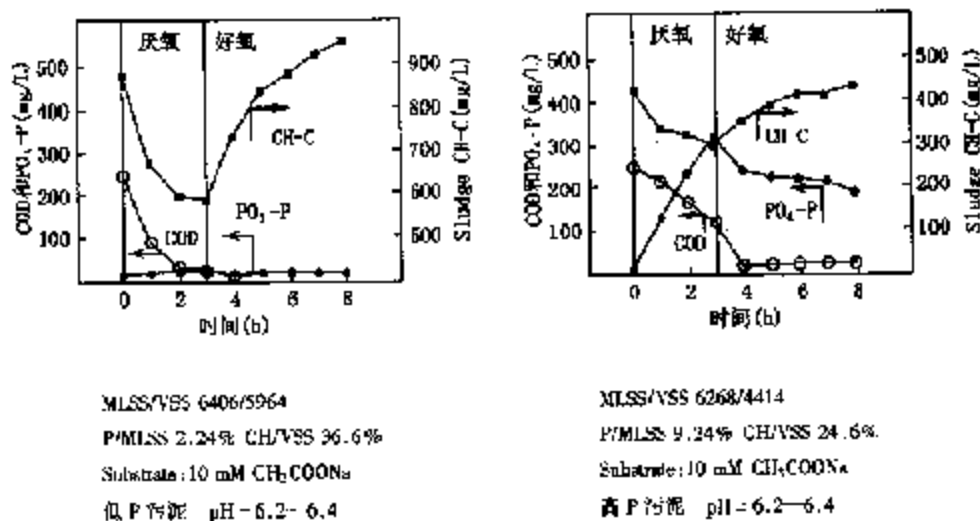


图 2 CH 含量不同的活性污泥吸收葡萄糖时降解 CH 和释放磷的情形

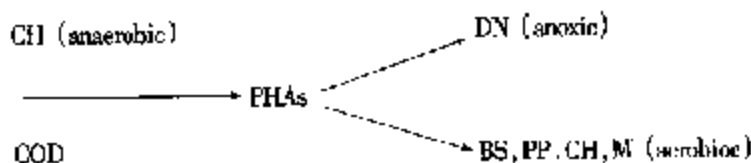


图 3 厌氧-(缺氧)-好氧状况下进水 COD 的转化和利用

三、污泥 CH 含量的控制

近年来许多研究都证明污泥 CH 代谢在厌氧(缺氧)/好氧工艺中有主导性作用。这一代谢过程决定了进水 COD 尤其是进水中溶解性 COD 的去除方式。图 3 是厌氧、缺氧和好氧条件下进水 COD 和污泥 CH 的转化平衡图。假设进水中有机物在厌氧状态下全部被污泥吸收,厌氧反应物是污泥 CH 和进水 COD,厌氧反应产物是 PHA(polyhydroxyalkanoates)。该产物在缺氧段被用作反硝化(DN)、在好氧状态下又被氧化产能用于细胞物质合成(ES)、聚磷合成(PP)、CH 的再生(CH)和维持污泥活性(M)。

值得指出的是厌氧反应过程不仅为污泥吸收 COD 提供能量及还原能力,而且为延时厌氧状态下维持污泥活性提供能量,因而在进水水质一定的条件下,延时厌氧反应能使污泥 CH 降到较低的水平。

由于反硝化消耗掉一部分 COD(或 PHAs),减少了可被用于 CH 合成的碳源,因此它也有利于污泥 CH 含量的控制。

Liu 证明了游离氧是污泥 CH 再生的必要元素。在缺氧状态下污泥 CH 合成十分不明显,因此将好氧反应溶解氧浓度控制在较低水平或者控制好氧反应时间都有利于控制污泥 CH 的好氧合成。

实际上活性污泥厌氧吸收 COD 的能力是受许多因素影响的。由于在好氧段混合液液相 COD 的存在能刺激污泥 CH 的合成,因此污泥厌氧吸收 COD 的程度越高越有利于控制污泥 CH 合成。

四、结论与讨论

活性污泥 CH 代谢在除磷工艺中有不可缺少的作用。对它的深入认识将使除磷机理更加完善。本文总结了它对活性污泥除磷能力的影响及其控制条件。这些控制条件已被实验证明有利于提高污泥的除磷能力,对新除磷工艺的设计有很好的指导作用。

在这些控制条件中值得注意的是延时厌氧反应和利用厌氧反应产物进行的反硝化作用。前者不仅可提高除磷能力和可靠性,而且可改善污泥的沉降性能,提高污泥矿化度,这一方面机理研究还有待深入。另一方面,利用厌氧反应产物进行反硝化作用可大幅度提高反硝化对进水 COD 的利用率,从而从根本上提高脱氮效率。

工业废水总程平衡治理技术的研究与应用

田溯 杨明 刘宁川

(北京市环境保护科学研究院)

一、前言

目前,在世界范围内,环境污染控制技术研究应用的走向已从末端处理向前端控制转化。末端处理是通过各种技术手段使污染物得到减轻和转化,前端控制是以清洁工艺为代表的各种截留和回收技术的应用。清洁工艺的目的是通过各种有效手段,降低需要末端处理的污染物数量,最终获取经济上的总体效益。

在工业生产过程中,有些生产类型是难以通过常规的清洁工艺显著地降低治理成本的。但是可通过总程平衡治理技术,在不影响产品质量的前提下,简单地改变生产设备和工艺,并革新传统的废水治理工艺,从整体上降低处理费用,总程平衡治理技术主要适用于间歇工业生产。目前,废水处理常规的做法是将全生产工艺过程排放的废水汇集起来,经调节后变为综合废水,然后进行末端处理。对于厂内不同排放(如车间或工段)口所排相差较大的废水,往往采取分流的措施,不同废水不同对待。而总程平衡治理则是针对同一个排放(如设备)口,在不同生产工艺阶段排出的不同废水进行分流,废水分别对待,从而降低处理费用的一种治理方法。由于总程平衡治理技术涉及的专业面较多,特别是要对生产设备和排水系统需作一定的改动,实际应用的技术要求较高,故目前在本文所涉及的两个领域内未见报道。

本文针对两种具有典型特征的实际生产废水的研究和应用,描述了总程平衡治理技术的经济效益和工程化应用前景。

二、案例 1: 针织染整生产废水

(实例: 青岛中棉针织有限公司)

(一)概况

青岛中棉针织有限公司(简称中棉公司)为中日合资企业,主要从事棉针织物的染色和漂白,其生产设备、加工工艺均代表世界先进水平,废水排放量 3000t/d。

此类废水的可生化性较好,但因生产中使用了大量生物难以降解的活性染料,故处理的最大难点是色度的去除。特别是活性红及活性黄的脱色,常规混凝剂的脱色效果较差,专用脱色剂和氧化剂费用太高,故一般此类废水处理多采用生化、混凝、活性炭吸附的工艺(费用依然很高)。

(二)废水排放特点与水质

由于在针织物加工过程中,染色(漂白)各加工工序均在同一设备(浴锅)中完成,除加入一定的染料外,每一个工序一般都要完成一个进(清)水和排(废)水的工艺过程。以中棉公司实际的加工工艺为例,漂白和染浅色工艺约需 5 个工序,染中色和深色约需 15 个工序。由于在各加工工序中,染色(漂白)浴锅中水浴的条件均不相同,所以废水的水质变化很大,表 1 为实测藏青染色(中色)工艺的排水水质情况。由此可见,工艺排水可分为三类(主要考虑色度):浓水、淡水和未超标水(色度和 COD 均达标的废水)。

表1 靛青(中色)染色排水水质(布料:纯棉)

序号	工序	主要染化料	水温(℃)	pH	COD (mg/L)	色度 (倍)	备注 * *
1	前处理	双氧水 洗尘剂	80	13.2	1440	20	A
2	水洗1	/	62	11.5	430	8	A
3	水洗2	/	36	10.4	256	4	A
4	中和	碳酸钠	80	9.7	284	4	A
5	水洗1	/	53	9.0	96	2	A
6	水洗2	/	35	8.4	59	2	A
7	染色	活性染料 助剂	50	12.3	1300	2100	B
8	水洗1	/	30	11.1	286	500	B
9	水洗2	/	32	9.82	56	90	B
10	中和	醋酸	80	4.1	386	160	B
11	水洗1	/	80	8.9	104	80	A
12	水洗2	/	80	9.2	72	50	A
13	水洗3	/	80	8.8	57	10	A
14	水洗4	/	38	8.2	33	4	A
15	乳化	乳化剂	40	8.4	312	30	A
16	平均*	/	/	/	345	204	/

* 由于各工序排水量基本相同,故平均值取为计算值;

* * A 为实际工程中认定的淡水;B 为实际工程中认定的浓水。

(三)总程平衡治理技术

1. 废水治理工艺

总程平衡治理可按图1工艺流程(未含污泥处置)设定。中棉公司实际废水治理工程的工艺路线是将未超标水与淡水均按淡水处置。淡、浓度水的分离手段是,浴锅设两路排水管道,按废水处理车间的建议,由生产车间的程序员将不同工艺的指令输入控制电脑,并随时进行修改来控制废水的分离。该实际废水治理工程已经由环保局验收通过,正式投入运行18个月,各项处理指标稳定,色度的平均出水低于50倍。

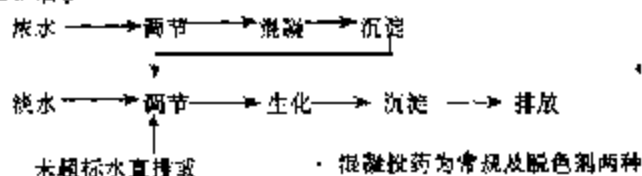


图1 印染废水总程平衡治理工艺

2. 技术经济分析

在实际过程中,漂白废水、浅色染色废水、车间冲地水、厂内生活污水及其它废水均进入淡水调节池,因此进入浓水调节池的废水占总废水量10%以下。经长期运行数据证明,浓水常规混凝吨水投药量为常规量的2~3倍,故常规混凝剂投药量节省70%以上。活性红及活性黄采用脱色剂脱色,采用脱色剂处理的废水占浓水的40%,总水量的4%以下,处理费用远远低于活性炭吸附。据初步统计,本废水处理工程的建设费用(包括排水管路)略低于或相当常规工艺,运行费用较常规处理工艺可降低50%以上。笔者未见同类工艺应用于工程的报道。

三、案例 2:可口可乐生产废水

(实例:北京可口可乐饮料有限公司)

(一)简况

北京可口可乐饮料有限公司(简称可乐公司),为中美合资企业,主要从事可乐系列饮料的罐装生产,也是中国的第一家可口可乐罐装公司,废水排放量 2000t/d。

此类废水的污染物绝大部分为蔗糖,因此可生化性很好,但缺少营养物质,主要污染物指标为 COD(BOD),目前国内外该类废水均采用生化处理。

(二)废水特点与水质

可乐罐装全球范围内为统一工艺,生产部分主要为:制水、配料、罐装三个工程,其中配料和罐装部分为主要排污点。据初步统计,废水按 COD 浓度及变化可分为 4 类:浓度均匀排放的浓水,如单糖罐冲洗水、板框过滤机冲洗水、现调器残液、混化器不合格配液;浓度非均匀排放的(冲洗)浓水;如后糖罐冲洗水、现调罐冲洗水、混比器冲洗水、现调器冲洗水;未超标水,如反渗透浓水;淡水,包括生活用水、冲池水、气瓶冷却水等其它工艺用水;表 2 为各类废水占总量的百分数。其中,非均匀排放浓水主要是对设备进行连续性冲洗的废水,由于采用的是喷淋形式,因此废水 COD 变化的梯度较大。表 3 为混比器冲洗水 COD 随时间变化的水质情况,其它非均匀排放浓水的规律与此相似。

表 2 可乐罐装生产各类废水排放情况

序号	占总水量份额 (%)	占 COD 总量份额 (%)	COD 浓度 (mg/L)	COD 浓度变化梯度
1	1.5	74	高	大
2	6	23	高	大
3	25	<1	未超标	/
4	67.5	约 2	低	/

表 3 混比器冲洗水水质情况

取样序号	时间(s)	累计流量(L)	COD(mg/L)
1	0	0	305 000
2	5	20	269 000
3	13	52	20 800
4	30	120	10 900
5	60	240	7 440
6	120	480	691
7	240	960	94
8	480	1 920	44

(三)总程平衡治理技术

1. 废水治理工艺

经计算可知,如表 3 所示类别的冲洗废水,占总水量不足 50%的前期冲洗废水,COD 占有率大于 90%,由此可进一步得知,上述前期冲洗废水和其它浓水混合的水量,约占全厂废水总量的 4.5%,为 90t/d,COD 约占总量的 95%,按全厂废水 COD 浓度为 700mg/L(参考实测数据,平均值)计,COD 浓度约为 16 700mg/L;此部分废水按综合浓水处理。按理论计算,除综合浓水外,其它废水的 COD 平均浓度小于 40mg/L。根据 10 个月对浓水厌氧处理(UASB)的实验室数据,当有机负荷

为 $3\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 水温为 35°C 时, COD 去除率可达 95% 以上。经计算可知, 可乐罐装废水经分流, 综合浓水经厌氧处理与其它废水混合后, 其 COD 值可低于 100mg/L , 达到三级水体排放标准。

考虑到生产和废水处理过程中的各种不稳定因素, 一般而言综合浓水经厌氧处理后仍需经好氧处理, 方可确保达标。因此推荐的总程平衡治理技术工艺流程如图 2 所示。

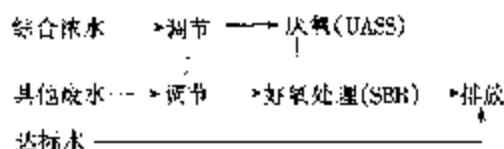


图 2 可乐罐装废水总程平衡治理工艺流程

2. 技术经济分析

由于综合浓水经厌氧处理后, 所产生的沼气足以满足自身的加热需要, 故仅就能量消耗而言, 总程平衡技术比常规的全好氧系统节能 70% 以上。如按进水 COD 1000mg/L , BOD 500mg/L , 不计沼气所产生的能量进行设计: 按每去除 1kgBOD 需耗电 1 度(经验数据, 仅计生化能耗, 下同), 每度电 0.7 元人民币; 加热每吨水升温 1°C 需 0.2 元, 综合浓水占总水量 5%, 需加热 15°C , BOD 占总量 90%, 厌氧处理后 BOD 去除率为 90% 计:

好氧处理吨水能耗费用为:

$$0.5 \times 0.7 = 0.35 \text{ 元}$$

总程平衡处理吨水能耗用为:

$$0.5 \times 15 \times 0.2 (\text{加热}) + 0.5 \times (0.1 + 0.9 \times 0.1) \times 0.7 = 0.22 \text{ 元}$$

可见总程平衡较好氧处理节省能耗约 37%, 加之沼气回收、营养物减量、设备维修等优势, 总程平衡技术较常规技术有很大的优越性。

另外, 采用总程平衡治理技术用于排水系统改进的一次性投资, 占整个废水治理工程的比例很小, 由于生化系统负荷的提高, 总程平衡治理工艺的工程总造价应等于或略低于常规好氧处理。

四、总结

- (1) 总程平衡废水治理技术可明显节省运行费用、简单易行, 因此工程化应用前景较好;
- (2) 实际工程证明, 对针织印染废水而言, 采用总程平衡技术是成功的, 处理工艺流程简化, 处理成本降低;
- (3) 总程平衡技术应根据具体情况具体应用, 应经过平衡计算后, 认真选择治理工艺和参数;
- (4) 总程平衡治理技术需要生产部门的密切配合, 随时调整平衡点。

再论厌氧(水解)与好氧生物处理工艺 ——理论探讨与应用实践

王凯军

(北京市环境保护科学研究院)

一、基本理论

污水生物处理工艺分好氧和厌氧二类,这两类各有特点和优缺点。随着生物技术的发展,作为生物处理的主角仍是微生物。如何能使好氧生物处理提高污泥浓度,减少氧的消耗;如何使厌氧生物处理缩短处理时间和提高处理负荷,是值得进一步研究的课题。过去对于好氧微生物和专性厌氧微生物研究十分充分,而对兼氧性微生物的研究不够。各种类型有机污染物的厌氧(缺氧)、好氧降解反应过程汇总如下。除反应式(1、2)为传统的厌氧和好氧工艺流程外,其它反应均为一些新工艺的化学反应基础。

好氧(缺氧)过程

- 1) $\text{COD} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$ (传统好氧工艺)
- 3) $\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_3^-$ (硝化工艺)
- 5) $\text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{S}^0$ (微需氧或缺氧工艺)
- 7) $\text{R}-\text{Cl} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{Cl}^-$ (好氧反应)

厌氧(缺氧)过程

- 2) $\text{COD} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$ (传统厌氧工艺)
- 4) $\text{NO}_3^- \rightarrow \text{N}_2$ (反硝化或缺氧工艺)
- 6) $\text{SO}_4^{2-} \rightarrow \text{H}_2\text{S}$ (厌氧反应)
- 8) $\text{RCOCl} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2 + \text{Cl}^-$ (厌氧反应)

事实上,利用兼性细菌的工艺人们已有涉及。如对去除N、P的A²O或AO工艺(反应3、4),是利用了兼性菌在好氧条件下进行好氧代谢,而在厌氧条件下进行不同代谢反应的工艺。在含有硫酸盐的有机废水中,厌氧反应将有机物和硫酸盐分别转化为有机酸和硫化氢(反应6)。产生的硫化氢被微需氧细菌直接氧化为硫元素。这可以用来去除硫化物并回收硫元素(反应5)。最新研究表明,一些在好氧状态下难降解芳香族和卤代烃在厌氧条件下容易分解(反应7、8)。

二、水解-好氧工艺应用

(一)低浓度污水处理

以上的基本原理是新工艺开发的基础和生长点。例如,目前国际和国内流行的A-B工艺和序批式活性污泥(SBR)工艺。前者之所以效率高,是在A段的高吸附段,发生了水解和部分酸化反应,大分子物质降解为小分子物质,所以使得整个工艺的效率大为提高。对于后者而言,而SBR过程同样历经了好氧-缺氧和厌氧的过程。

成功的利用兼性微生物的典型工艺是北京环保所在80年代开发的水解-好氧生物处理工艺。水解池利用水解和产酸微生物,将污水中的固体、大分子和不易生物降解的有机物降解为易于生物降解的小分子有机物。使得污水在后续的好氧单元以较少的能耗和较短的停留时间下得到处理。采用水解-活性污泥法,与传统的活性污泥相比,其基建投资,能耗和运行费用可分别节省30%左右。若采用氧化塘后处理,与采用传统氧化塘相比,占地面积减少50%以上,基建投资降低47%,运行费用降低36%,并且基本上解决了一般氧化塘的淤结问题。若采用土地处理系统,由于经水解池处理后污水的可生化性提高,悬浮物浓度低于50mg/L,可大大提高土地处理的处理负荷。

减少占地,提高处理效率。由于水解池具有改善污水可生化性的特点,使得本工艺不仅适用于易于生物降解的城市污水等。同时更加适用于处理不易生物降解的某些工业废水,如纺织废水、印染废水、焦化废水、酿酒、化工、造纸废水等。工艺的应用情况见表 1。

表 1 水解-好氧生物处理工艺的应用

地点	水量(m ³ /d)	反应器体积(m ³)	后处理工艺	阶段	年份
北京密云	15 000	2×1 600	活性污泥	运转	1991
河南安阳	10 000	2×1 100	氧化沟	运转	1989
新疆昌吉	30 000	4×1 100	活性污泥	运转	1992
福建长乐机场	5 000	4×1 800	活性污泥	设计	1990
山东潍坊	10 000	2×1 500	活性污泥	建设	
山东安丘	20 000	4×1 100	土地处理	建设	1996
北京顺义酒厂	1 500	1×200	活性污泥	运转	1989
山东潍坊印染厂	3 000	4×860	接触氧化	运转	1989
昆明福保造纸厂	20 000	4×1 100	接触氧化	运转	1992
河南开封啤酒厂	6 000	—	接触氧化	运转	1990
秦皇岛正大屠宰厂	2 000	—	接触氧化	运转	1996

由于工艺已广泛被研究、设计和应用,以上统计的工艺应用仅仅为我院设计的部分工程。

(二)难降解污水处理

萘是美国 EPA 规定优先监测有机污染物质之一。萘属于难降解芳香族化合物,其在城市污水的难降解部分中占很大的比例。北京市环境监测中心测定萘在北京市污水中普遍存在,而且在传统的活性污泥中不能很好降解,天津市纪庄子污水出水测定也证实这一点。

在水解和好氧条件下测定萘的降解情况见图 1。从图 1(a)中看出,萘与水解污泥接触 24.5h,光密度降低率达 98.9%。其在水解反应 3h 后,在 230nm 左右有一吸收峰,根据有机化合物的波谱和萘的降解途径分析,这个吸收峰可能是萘的中间产物(水杨酸或 β -酮己二酸),水杨酸的 BOD 为 0.95gBOD₅/mg 水杨酸,很容易降解。从图 1(b)可以知道,萘在好氧条件和厌氧条件下都能得到较好的降解,但在水解反应中萘降解得更快。所以,水解预处理为进一步的生物处理创造了有利的条件。这也许是传统的活性污泥法对萘的去除效果不佳的原因所在。

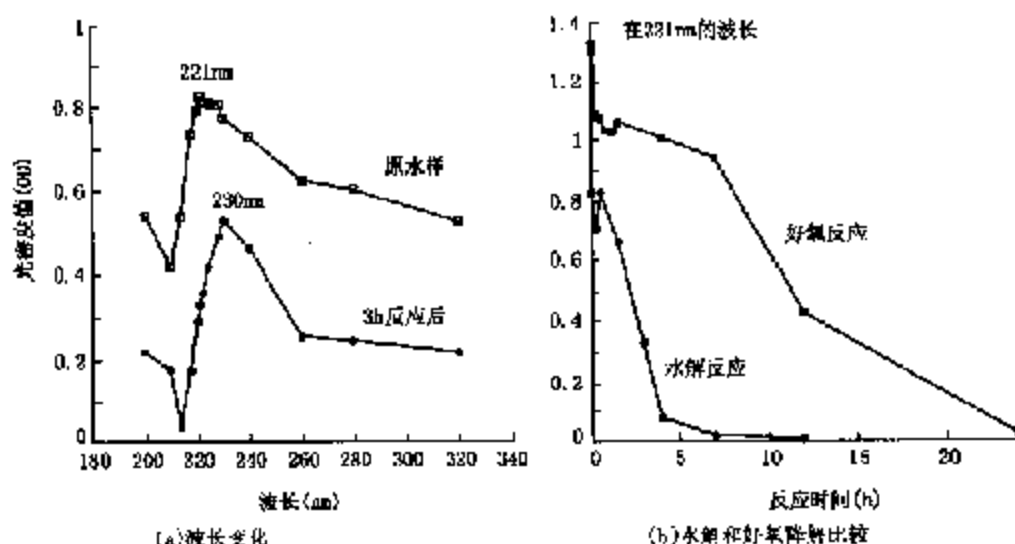


图 1 萘生物降解物质萘的水解、好氧降解

三、水解工艺的再认识

(一) 水解工艺的再开发与应用

水解池除将污水中的固体状态大分子的和不易生物降解的有机物降解为易于生物降解的小分子有机物的这一特点外,还有悬浮物去除高和去除的悬浮物可以在水解池中得到部分消化的特点。近年来,又利用这一特点进行处理高含悬浮物和脂类废水,如酒精废液、活性污泥、乳制品废水和畜禽粪便等废水。表2为处理这类废水的实验结果。

实验结果可以得出如下的结论:水解反应器作为预处理对于悬浮性COD和脂类有较高的去除率,对于城市污水和剩余污泥悬浮性COD去除率分别为65%和98%。而奶制品废水由于乳酸的预酸化造成pH降低至4.0造成蛋白质和脂类的沉淀(98%)。去除的悬浮COD或污泥在水解池内得到富集,对于城市污水、剩余污泥可达到20—30g/L,奶制品废水达到10g/L,其在水解池中得到了部分水解和酸化需要进一步稳定。最后,由于水解池的预处理作用,使得出水主要为溶解性COD,对于城市废水、剩余污泥和奶制品废水可以采用EGSB反应器在2.0h的时间内分别取得47%、78%和53%的处理效果。处理效果优于传统UASB反应器。以上研究结果扩大了高效厌氧处理工艺的应用范围和效率。

表2 水解池处理不同高悬浮物或脂类废水结果

成分	生活污水			剩余污泥			奶制品废水		
	$T=17^{\circ}\text{C}$, $HRT=3.0\text{h}$, $SRT=20\text{d}$, $OLR=5.6\text{gCOD}/(\text{L}\cdot\text{d})$			$T=20^{\circ}\text{C}$, $HRT=9.6\text{h}$, $SRT=1.4\text{d}$, $OLR=4.5\text{gCOD}/(\text{L}\cdot\text{d})$			$T=20^{\circ}\text{C}$, $HRT=4.5\text{h}$, $SRT=3\text{d}$, $OLR=21.2\text{gCOD}/(\text{L}\cdot\text{d})$		
COD (mg/L)	进水	出水	去除率	进水	出水	去除率	进水	出水	去除率
总量	697	432	38%	2010	129	94%	3890	1563	60%
悬浮	455	124	65%	1	33	98%	320	115	64%
胶体	145	111	23%	—	27	—	2303	235	90%
脂类	—	ml*	—	—	—	—	290	7	98%

* 未检出。

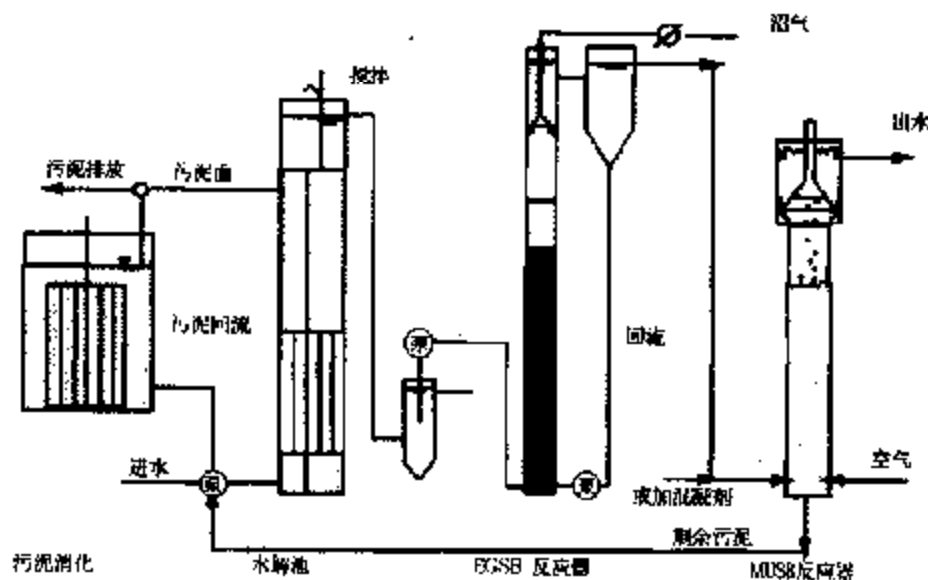


图2 研究采用三级处理系统(水解池+EGSB反应器+ MUSB[微氧升流式]反应器)

(二)低浓度城市污水

在荷兰 Wageningen 农业大学对厌氧颗粒污泥膨胀床 EGSB 反应器进行了大量的研究,EGSB 反应器实际上是(改进的)UASB 反应器,其运行在高的上升流速下使颗粒污泥处于悬浮状态,从而保持了进水与污泥颗粒的充分接触。EGSB 反应器发现可以有效地去除溶解性 COD 组分,但是这一系统对于城市废水悬浮性 COD 的去除较差。采用水解池作为预处理可以最大程度的发挥 EGSB 反应器作用。采用的处理流程如图 2 所示,为三阶段处理工艺。本文仅仅给出了水解池 + EGSB 反应器的处理效果。

表 3 给出了在旱季和温度大于 15℃条件下和在雨季和寒冷气候条件下($T = 12^{\circ}\text{C}$)两级系统去除率等数据。虽然本实验采用的水力停留时间为 5.0h,但本人研究和以往的研究结果,采用更短的停留时间是可能的。在温和气候条件下建议在水解反应器采用 2.5—3.0h,EGSB 采用 1.0—2.0h 的水力停留时间。而 MUSB(微氧升流式)反应器停留时间为 0.5—1.0h。

表 3 MUSB 和 EGSB 反应器串联工艺的运行结果(平均值)

项目 \ 反应器	MUSB 反应器		EGSB 反应器		系统总结果	
温度($^{\circ}\text{C}$)	19	11	17	12	17	12
HRT(h)	3.0		2.0		5.0	
负荷($\text{CODg}/(\text{L}\cdot\text{d})$)	5.3	4.0	4.2	3.7	—	—
总 Et(%)	38	37	48	27	69	51
胶体 Ec(%)	23	39	23	16	40	24
悬浮 Es(%)	65	49	43	39	79	67

(三)高含悬浮物废水

含高悬浮物废水是指污水由于悬浮物含量高(如大于 10g/L),处于粘稠状态。其处理往往采用低负荷的厌氧消化工艺。能否提高其去除效率,并采用高效的厌氧工艺是研究开发的目标。

1. 活性污泥处理

北京某医院污水处理水量日处理水量为 $2000\text{m}^3/\text{d}$,污泥稳定化装置做成一体化的设备(见图 3)。

为了使活性污泥达到稳定化和良好的脱水性能,二沉池排出的剩余污泥首先排入污泥酸化池,污泥酸化池为完全混合并带搅拌反应器,在池内活性污泥进行酸化水解,水力停留时间为 3—5d。污泥酸化池出水排入水解池,其主要进行固液分离(图中没表示)。水解池排出的上清液排入 UASB 反应器进行降解。对从水解池排出稳定化的污泥进行脱水,实验结果表明,厌氧出水可以达到 90%以上的 COD 去除率,污泥脱水性能良好,从而彻底解决污泥处理和处置问题。

2. 酒精糟液的处理

经轻工和环保部门对于酒精行业污水多年攻关研究,认为薯干糟液由于蛋白含量较低回收价值不大。其固液分离困难,所以废水处理难度较大。合理的治理工艺应首先采用适合方式的固液分离,上清液采用上流式厌氧污泥床技术处理。其中固液分离方法之一是酒精液糟首先经过带式脱水机进行固液分离,滤渣经挤压干燥可制成直接供销售的饲料。滤液(固含量 $<0.3\%$)已经适合采用 UASB 技术处理,并且可以采用较高的容积负荷。另一种固液分离的方法是采用两级固液分离的厌氧系统。糟液经厌氧酸化池水解酸化,去除大部分悬浮物和部分有机物质,然后进入固液分离池去除固体物质,以利于后续 UASB 的正常运行。经固液分离后的液体进入 UASB 反应器,经厌氧处理后再进入好氧生化池。这两种方法在我们的工程中都得到应用,表 4 为不同工艺的应用情况。

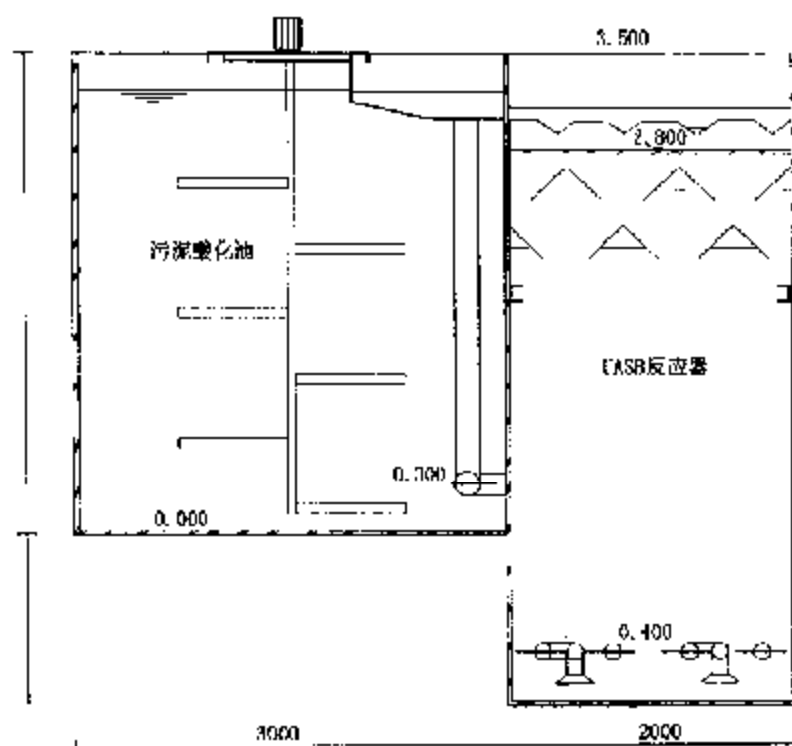


图3 污混三阶段一体化处理设备

表4 高含悬浮物废水的应用业绩

地点	槽液量(m^3/d)	分离方式	CASB 反应器负荷 $kgCOD/(m^3 \cdot d)$	后处理	温度 ($^{\circ}C$)
山东日照酒厂	150	水解酸化池	10.0	接触氧化	35
唐山冀东制药厂	2 000	水解池 + 浓缩池	7.0	活性污泥	35
山东扳倒井酒厂	450	带式机械脱水机	7.0	SBR	55
山东景芝酒厂	850	卧式离心机	8.0	接触氧化	55
河南邓州酒厂	1 000	带式机械脱水机	10.0	CAST	55
安徽沿县酒厂	250	带式脱水机	7.0	SBR	35

四、结论

(1)厌氧(水解)-好氧联合处理工艺,具有单独好氧处理和厌氧处理两者的优点,特别适于难生物降解污水的处理;

(2)充分发挥兼性微生物(或化能自养微生物)作用,进一步开发高效率、低能耗的污水处理新工艺,是大有潜力的新领域。

(3)含悬浮物比例较高的低浓度污水(如城市污水、屠宰废水等)和高固体含量的废水(剩余污泥、酒精糟液、畜禽粪便等)是目前厌氧处理的难点和热点。利用水解工艺可以解决高固体悬浮物等物质给厌氧工艺带来的抑制和破坏等问题。

(4)进一步研究利用兼性细菌和污染物中化合态的氮 NO_3^- 、 SO_4^{2-} 等)是实现高效率 and 低能耗的途径之一;在进行污水处理的同时进行资源的回收,如 N、P、重金属、硫等,这是今后的新的研究课题。

精对苯二甲酸生产废水处理技术研究

李刚 申立贤

(北京市环境保护科学研究院)

精对苯二甲酸(PTA)是生产涤纶纤维的主要原料。PTA生产过程中排出的工业废水是一种比较难处理的有机化工废水。目前国内外主要采用好氧生物技术对其进行处理。上海石油化工总厂涤纶二厂的PTA废水采用双螺旋曝气/活性污泥法进行处理。美国的Amoco公司是PTA最大的生产厂家,其废水亦采用活性污泥法,需经长达5—6天的生物曝气处理。从而导致处理设施占地面积大、建设投资和能源消耗都比较高。因此国内外都在探索研究厌氧-好氧相结合的生物处理技术。

北京市环境保护科学研究院与中国石化总公司规划院、抚顺石化研究院环保所、扬子石化公司、上海医药设计院、燕山石化公司协作,研究开发了PTA废水综合治理技术。在小试研究的基础上,进行了生产性中间试验,取得了可靠结果,并以此为依据进行了PTA生产废水的处理工程设计,目前该项工程已投产运行。

本文就PTA生产废水的预处理-厌氧处理-好氧处理技术的生产性中间试验研究结果,作一扼要介绍。

一、PTA废水的水质特性

PTA废水主要来自PTA生产装置和乙醛、醋酸生产装置,其主要成分如表1所示。

表1 PTA废水的主要成分

有机物 种 类	重量百分比浓度(%)		有机物 种 类	重量百分比浓度(%)	
	PTA生产装置	乙醛、醋酸生产装置		PTA生产装置	乙醛、醋酸生产装置
对苯二甲	0.007		4-CBA	0.03	
苯甲酸	0.007		甲酸甲酯	0.125	0.09
甲基苯甲酸	0.076		醋酸	0.1—0.2	0.12
邻苯二甲酸	0.003		乙醇		0.1
对苯二甲酸	0.251				

由于PTA生产装置本身的原因,废水水质、水量变化很大,国外生产经验表明,即使经5天容量的调节后,废水COD浓度的变化仍为 $\pm 50\%$ 。

经对国内某厂PTA生产废水的测定也显示出同样的特点,主要成分的数值变化范围见表2。

表2 国内某厂PTA废水主要参数变化范围

项目	pH值	COD值(mg/L)	TA值(mg/L)
范围	4—11	1300—17800	40—2750

当生产装置发生堵塞进行碱洗时,废水水质变化更大。此外,主设备检修时还会有催化剂的残渣排入废水,从而使厌氧微生物中毒。以上情况不难看出单一的处理手段难以适应PTA废水的特性要求,开发经济合理的综合处理工艺流程是非常必要的。

二、生产性中间试验处理流程及装置

PTA生产废水采用了预处理-厌氧-好氧三段处理工艺,流程示意如图1。

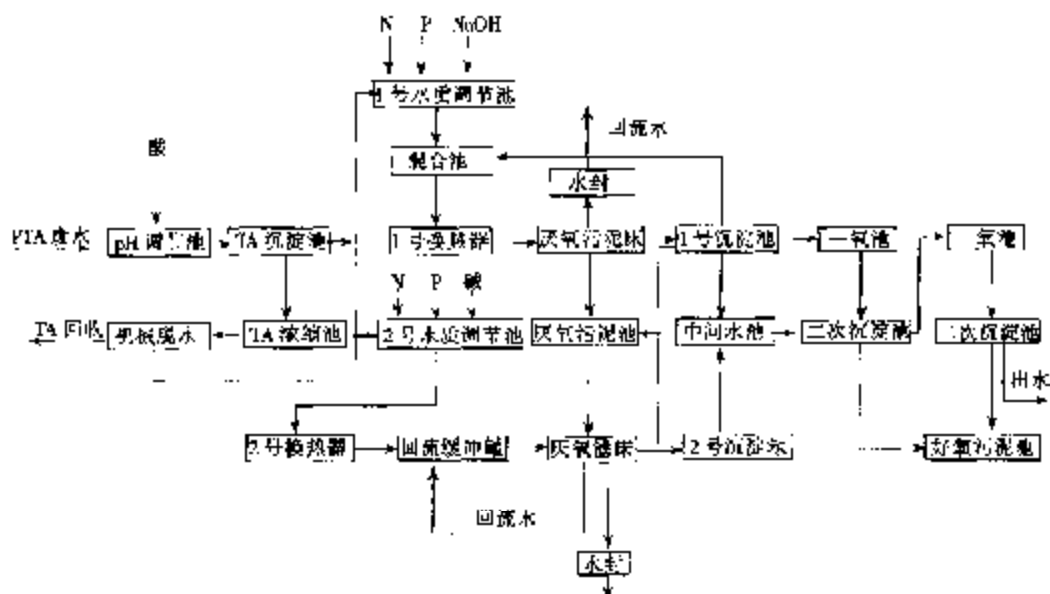


图 1 PTA 生产废水处理中间试验工艺流程

PTA 生产废水先进入预处理工序中的 pH 调节池,将其 pH 值控制在一定范围内,然后进入 TA 沉淀池,废水中的 TA 大量析出并沉淀。TA 沉淀进入 TA 浓缩池。浓缩后的 TA 沉淀经机械脱水进行回收。这样既减轻了后续处理工序的 COD 负荷,又回收利用了废水中的 TA。

TA 沉淀池流出的上清液分别进入 1 号水质调节池、2 号水质调节池,调整废水的 pH 值及营养成分以满足厌氧生物处理的要求。

1 号水质调节池的出水进入混合池,混合池的出水进入 1 号热交换器,预热后进入上流式厌氧污泥床反应器,经过厌氧生物处理后出水进入 1 号沉淀池,沉降分离出的污泥回到厌氧污泥池,以备回流到厌氧反应器中。上清液进入中间水池。反应产生的沼气经水封、计量装置后排出。反应器回流水回流到混合池进行回流。

2 号水质调节池的出水经过 2 号换热器预热后,进入厌氧滤床反应器,经过厌氧生物处理后的出水进入 2 号沉淀池,沉降分离出的污泥回到厌氧污泥池,以备回流到厌氧反应器中。上清液进入中间水池,反应产生的沼气经水封、计量装置后排出。厌氧反应器回流水进入回流缓冲罐进行回流。

好氧生物处理流程由完全混合型曝气池(一氧池)和生物接触氧化池(二氧池)组成。中间水池的出水先进入一氧池,经好氧生物处理后出水进入二次沉淀池。沉淀的污泥回到好氧污泥池,以备回流到一氧池。二次沉淀池的上清液进入二氧池进行二级好氧生物处理,出水进入二次沉淀池,沉淀分离出的污泥回到好氧污泥池,以备回流到一氧池。其上清液排出,从而完成了 PTA 废水处理的全部流程。

生产性中间试验主要设备容积如表 3 所示。

表 3 主要试验设备容积

序号	装置名称	容积(m^3)	数量	序号	装置名称	容积(m^3)	数量
1	pH 值调节池	1.5	1	6	沉淀池	2.9	1
2	TA 沉淀浓缩池	4.5	1	7	厌氧污泥床反应器	22	1
3	1 号水质调节池	12.1	1	8	沉淀池	3.1	1
4	2 号水质调节池	9.6	1	9	好氧曝气池	16	2
5	厌氧滤床反应器	23	1	10	二次沉淀池	1.8	2

处理设备之间,用管道和水泵连接。每个处理设备的进出口均设有取样点。处理流程中采用的监测和控制仪表有:配套的 pH 自动调节仪、控制水量和空气用量的计量装置、定量泵、反应温度自控装置、蒸汽流量计、溶解氧测定仪、可燃气体报警器等。

三、处理条件与结果

(一)预处理

上述处理工艺流程可见,预处理是 PTA 废水处理的第一工序,其作用是通过调节废水的 pH 值,使废水中溶解状态的 TA 以悬浮物的形式析出,其颗粒大小以 10—40 μ m 居多,约占 75%左右。颗粒虽细小但沉降性好,可以获得理想的沉析效果,70%—90%的 TA 得到回收,使得废水中 COD 的去除率可达 50%—70%,残留 TA 浓度在 200mg/L 左右。

从废水中回收的 TA 是生产油漆和聚脂泡沫的重要化工原料,市场价格约为 400—600 元/t。以年产 45 万吨 PTA 生产规模计算,采用预处理回收技术,年回收 TA 的价值可达 100 万元左右。完全可取代目前所采用的 TA 氧化分解或焚烧处理,既可以节省生物氧化分解 TA 所消耗的大量电能,又充分地回收了有用资源。

(二)上流式厌氧污泥床处理

上流式厌氧反应器的气、固、液三相分离器在反应器运行中起着重要作用,分离器的结构设计是国内外研究者们非常关注的课题。本试验中采用的污泥床厌氧反应器的上部也设置了三相分离器,分离效果 $\geq 96\%$,出水污泥量少,水质清澈。污泥床反应区产生的沼气完全从气室分离出去,不会外溢。实测的池面气体与新鲜空气的色谱图形对照结果表明,试验采用的敞开式厌氧反应器是安全稳定的,三相分离器的使用性能良好。在上述反应条件下,污泥床主要处理效果如表 4。

表 4 上流式厌氧污泥床主要处理结果

项目	进水	出水	去除率(%)
COD(mg/L)	4 304—9 876	192—1292	≥ 85
TA(mg/L)	119—742	20.9—454.9	约 40
VFA(mg/L)	2 456—4 246	8.9—77.2	约 99
容积负荷(kgCOD/(m ³ ·d))	5.09—7.35		

注:以上容积负荷按反应器总容积计算。

上流式厌氧污泥床对 PTA 废水有较高的去除率,除了床层结构等原因外,与其高活性的颗粒污泥密切相关。在光学显微镜下可见,颗粒污泥中含有无机盐晶体、纤维、微砂粒、碎屑等较重的惰性物质。这些物质既起骨架作用,又使污泥具有较好的沉降性能,可保持床层中较高的污泥浓度。其活性部分主要由密度很高的革兰氏阴性或未定性的杆菌、八叠球菌组成,后者往往缠绕在颗粒污泥的表面,向外伸出长短不等的丝状体。在厌氧反应器中形成了以甲烷八叠球菌、甲烷丝状菌为主体的颗粒污泥。还有一些不同菌体交织在一起形成的颗粒污泥。反应器内污泥的微生物类群与反应器的运行条件密切相关,如原废水水质、厌氧处理装置的运行条件,如温度、pH 值、污泥负荷、水力停留时间、反应器结构等。

(三)好氧生物处理

厌氧污泥床和厌氧滤床处理后的出水混合,再依次进入一氧池、二氧池进行两级好氧生物处理,其主要试验结果列于表 5。生物接触氧化池内装有半软性填料,底部设置中微孔曝气器。

表 5 两级好氧生物处理主要试验结果

项目	一氧池			二氧池		总去除率(%)
	进水	出水	总去除率(%)	出水	总去除率(%)	
COD(mg/L)	1505	390	75	220	43.6	85
TA(mg/L)	460	30	93.5	15	50	96

试验中,完全混合型曝气池曾出现过污泥膨胀,这是因为曝气池中的微生物群体包括丝状菌和其它微生物(特别是形成菌胶团的细菌),处于相互竞争的动态平衡中。在一定条件下,适者生存、发展。引起活性污泥膨胀的丝状菌中,以球衣菌属、芽孢杆菌属、贝硫菌属和黄杆菌属为主。它们的共同特点是:同化复杂的有机物、高分子物质和非溶解性物质较为困难,但可迅速地同化简单的溶解性低分子有机物,特别是利用乙酸、乙醇、果糖、半乳糖、葡萄糖、谷氨酸和丙酮酸等作碳源和能源而大量繁殖。PTA 废水的前期厌氧生物处理中,尤其是厌氧生物处理的产酸阶段,恰好将 PTA 废水中的大分子有机物或非溶解性有机物分解成水溶性的小分子物质,这种厌氧处理的出水进入好氧生物处理后,其水质有利于丝状菌的繁殖生长。从水质和代谢产物的角度分析,采用厌氧-好氧生物处理工艺,特别是好氧处理为完全混合曝气工艺,存在着丝状菌膨胀的潜在因素。为此试验采用生物接触氧化法,悬浮生长的大部分丝状菌附着生长在填料表面,少量悬浮的丝状菌可及时随水排出,不致于在池内大量漂浮繁殖。填料上老化的生物膜不断脱落,其本身体积大,比重大,易于沉降分离,从而改善出水水质,生物接触氧化法对控制丝状菌膨胀是有效的。

此外,接触氧化法还具有生物活性高,运行稳定、操作简单,无需污泥回流等特点。

四、主要结论

(1)PTA 废水处理的中试研究,是在半生产性试验装置上进行的。每座厌氧处理装置的有效容积比美国 Amoco 公司同类试验装置大 3 倍,经工程运行检验证明研究结果是可靠的。

(2)采用预处理-厌氧-好氧三段处理工艺流程可有效地处理 PTA 废水,全流程的水力停留时间总计在 65h 以内。

(3)利用厌氧生物技术处理 PTA 废水,是研究项目的关键。试验结果表明,上流式厌氧污泥床与回流厌氧生物滤床,都可以有效地处理 PTA 废水,两种方法对废水中 COD 的去除率均在 70%以上,水力停留时间为 24h。其中厌氧生物滤床具有启动快,耐冲击能力强的特点。而厌氧污泥床的有机负荷和处理效果都比较高,还具有结构简单、建设投资少、操作维修方便的优点,适用于大型的厌氧处理装置。

(4)预处理作为厌氧生物处理的前期手段,好氧生物处理作为厌氧生物处理的后续措施都是必要的。国内自行开发的三段工艺流程在 PTA 生产废水处理中取得了预期效果。三段工艺相互衔接,互为补充,回收了有用物质、缩短了所需的水力停留时间,减少了投资及运行费用,具有显著的经济效益和社会效益。

常温厌氧(UASB)处理城市污水的特性研究

杜兵 王晓惠 申立贤

(北京市环境保护科学研究院)

低能耗城市污水处理技术经过多年的研究和应用,已有了重要进展,具有开创性的“酸化(水解)-好氧”工艺,在实际工程应用中取得了成功。为了进一步完善城市污水厌氧处理技术,并借鉴国外开展的城市污水厌氧处理技术经验,我们进行了城市污水厌氧 UASB 处理技术的研究,对 UASB 技术应用于低浓度大量量的城市污水处理的基本特性、工艺参数及特点作了较深入的探讨。

一、实验条件和方法

实验污水采用小区生活污水,该污水从下水道进入本实验系统的调节池。污水常年水温为 11—15℃,实验期间平均水质为:COD426mg/L, BOD191mg/L, SS140mg/L, VFA95mg/L。实验共分三个部分。

最大厌氧降解程度实验:重点考察城市污水中 COD 采用厌氧工艺的最大可能的去除程度;

厌氧流程实验:考察 UASB 的启动方法和污染物的去除规律;

污泥特性研究:观察厌氧污泥的结构特征及生物相的组成。

(一)实验装置与实验流程

厌氧最大可降解性试验:反应器用有机玻璃柱制成。试验装置及流程示意图见图 1。

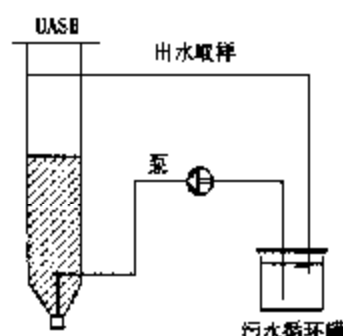


图1 最大降解程度试验装置

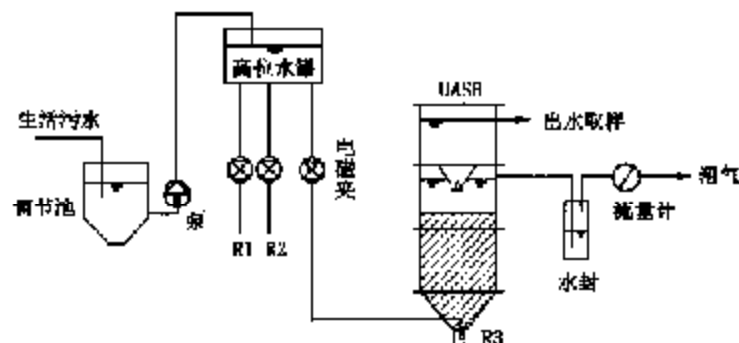


图2 流程试验装置

流程试验表:UASB 由有机玻璃柱制成,尺寸见表 1。在上部设有三相分离器。试验中使用了三个相同的 UASB 反应器,编号为 H1,H2,R3。并联进水。每个 UASB 均配有一个水封柱和一个湿式气体流量计,水封柱高 1000mm 内径 70mm,水封压力 600mm 水柱。试验装置及流程示意图见图 2。

表 1 该试验中实验设备情况

反应器参数	厌氧最大降解程度试验	厌氧流程试验
反应器结构尺寸	内径 0.07m,高 1.0m	内径 0.13m,高 3.2m
总容积	3.84L	32.6L

(二)分析化验方法

污水分析化验项目有:COD、BOD、SS、pH、UV₂₅₄ 五项,其中 COD 分为 COD_t、COD_f 和 COD_m 三种,各指标的含义如下:

COD_t——样品的(总)COD 值,包括悬浮性、溶解性和胶体性 COD 的总和;

COD_f——样品经定性滤纸过滤后所测的 COD 值;

COD_m——样品用 0.45 μ m 膜抽滤后的测的 COD 值;

COD_t - COD_f——悬浮性 COD 的值;

COD_m——完全溶解性 COD 值;

(COD_f - COD_m)——胶体 COD 值。

下标 i 表示进水指标,下标 e 表示出水指标。

污泥分析项目有:产甲烷活性、细菌分类数量及电镜检查。

二、实验结果和分析

(一)城市污水中有机物厌氧最大可降解程度

回流试验是考察污水中有机物可降解程度和降解特性的有效方法。本试验是在反应器中加注 2L 高活性的厌氧颗粒污泥,用输液泵循环反应器中的污水,使反应器中污水的上升流速为 1m/h,定时取样,测定反应器中污水的各种指标随时间的变化情况。

两次试验结果见图 3 和图 4。

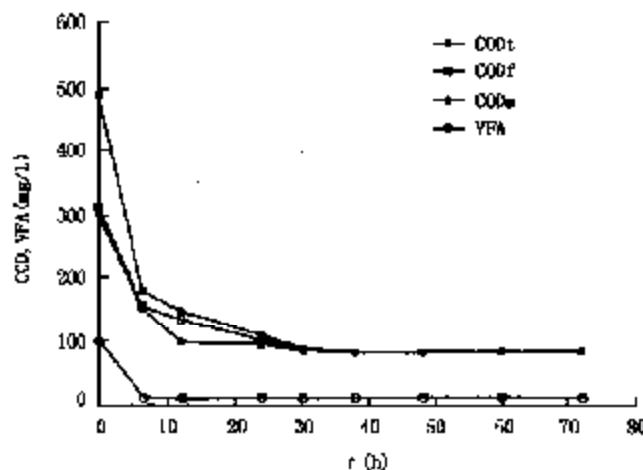


图 3 COD, VFA 随时间的变化

从图 3 和图 4 可以看出:

(1)本试验所用生活污水的 COD 组成情况为:总 COD 为 500—600mg/L,其中悬浮性 COD 为 180—200mg/L,占 36%—33%,溶解性 COD 为 300—350mg/L,占 58%—60%,胶体性 COD 为 10—50mg/L,占 2%—10%。

(2)当接触时间在 0—8h 时,COD 降解速度较快,占去除总量的 80%左右,当接触时间在 8—12h 时,COD 降解速度变慢,占去除总量的 5%左右;当接触时间在 12—22h 时,COD 去除只占去除总量的 10%左右。在余下的近 30h 内,只完成 5%左右的 COD 去除。在接触时间为 50—80h 的时段内,COD 的残余浓度基本维持不变,总去除率达 80%—85%。

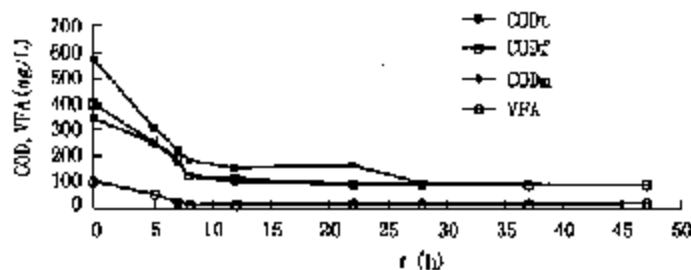


图4 COD、VFA 随时间变化曲线

(3)经过厌氧处理后,残余 COD 主要是胶体性和溶解性 COD。

试验结果表明:用厌氧方法处理生活污水,可以获得的 COD 最高去除率为 85%左右;接触时间(对应于水力停留时间)在 8h 以内,已将 80%左右的厌氧可降解物质去除。这是环境工程可以采用的效率和停留时间。厌氧处理的残余物 COD 在 80—100mg/L 左右,主要是胶体性和溶解性的有机物。(二)厌氧反应器(UASB)的接种和启动

探索合适的接种污泥和启运程序对大流量的城市污水处理有重要意义。本试验采用最可靠和可行的种泥来源——城市污水的初沉池污泥作为接种物。为了比较,本研究选取了厌氧颗粒污泥(来自我们处理对苯二甲酸废水中试装置,放置时间约 5 年)用于 R1,去除粗大杂质与沉砂后的初沉泥用于 R2 和 R3。启动初期反应器中 MLSS 分别为:R1 为 21.7g/L,R2 为 74.6g/L,R3 为 80g/L。R1 间歇性进生活污水,控制 HRT 为 12h。R2、R3 接种后进生活污水,首先自然放置 2 周,然后再按 HRT 12h 的条件运行。启动初期 R1 反应器进出水 COD、VFA 和 R2(R3)反应器中溶液的 COD 及 VFA 的测定结果见图 5—图 7。

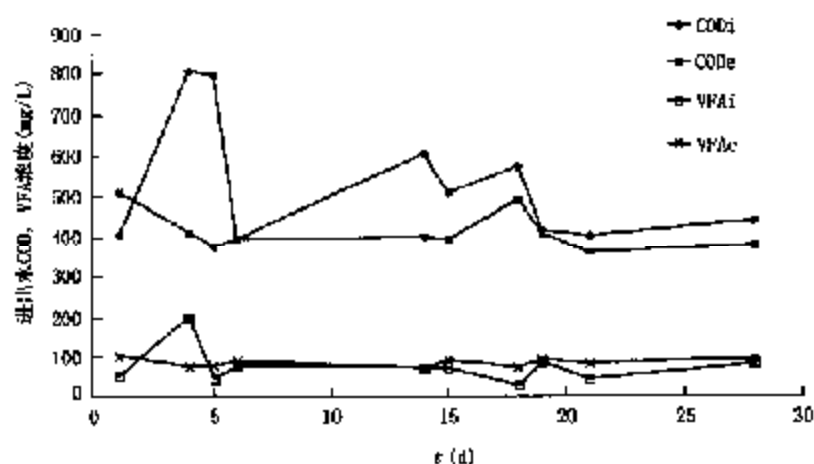


图5 启动期 R1 进出水 COD、VFA 随时间的变化

从图 5 中可看出,R1 反应器从第一天就具有一定有机物去除能力,但在第一阶段有机酸出水浓度比进水浓度高,说明在第一阶段产酸菌活性恢复较快,甲烷菌活性较弱,随着时间的延长(1 个月),出水中 VFA 逐渐降低。最后维持 30—10mg/L 之间,此时 COD 去除率基本上稳定在 40%左右。

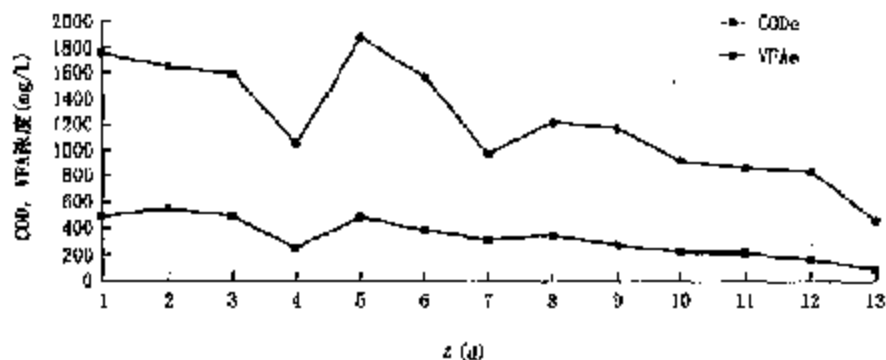


图6 启动前期 R2 出水 COD、VFA 随时间变化曲线

从图6可以看出,在启动初期 R2、R3 反应器中有机物浓度及 VFA 水平一直处于剧烈的变化之中。污泥中大量的有机物液化、酸解而溶进水中,使 COD 浓度增至 1500—1800mg/L,有机酸高达 400—500mg/L。随着放置时间的增长,COD、VFA 水平不断降低,并且产气量不断增加,表明微生物开始迅速增长,甲烷菌数量也在增加。两周后,排出反应器中的上浮污泥,此时保存在反应器底部的污泥约占原污泥量的 1/3,但沉降性能明显好转(搅动后能迅速沉淀)。排除浮泥渣后,R2 (R3)开始进水运转,控制 HRT 在 12h 左右。启动后期进出水水质情况见图7。

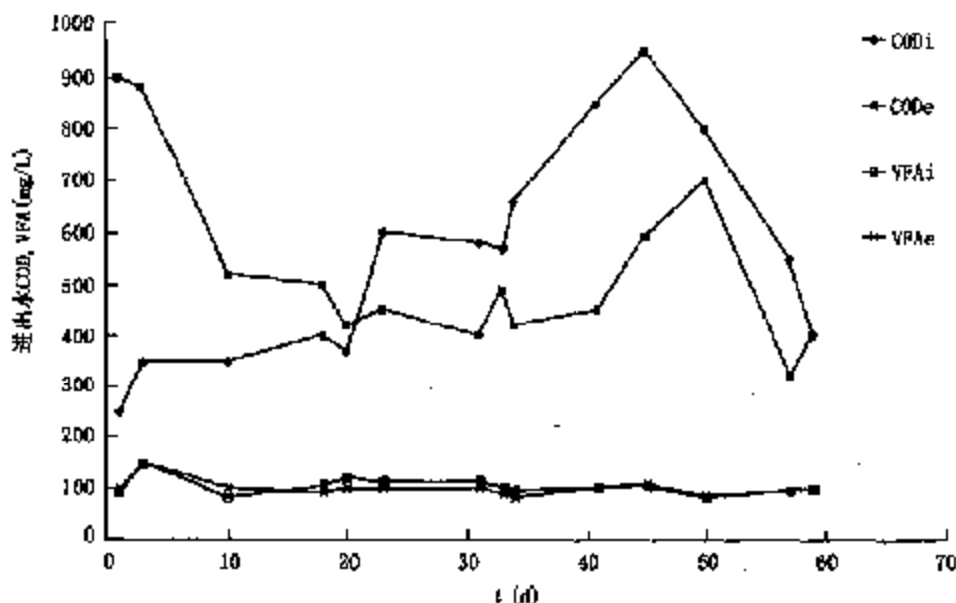


图7 R2 启动后期进水 COD、VFA 浓度随时间的变化

R2 在开始的近一个月内,虽然产气量在不断增加,但是出水 COD、VFA 浓度仍高于进水值,说明这一阶段污泥在向水中释放有机物,同时微生物又在降解部分有机物,大约 2 个半月以后,出水水质才发生好转,COD 去除率增至 30%左右。至此 R1—R3 的启动已基本完成。接种颗粒污泥的 UASB 启动周期短,在不超负荷的情况下,虽然污泥放置了 5 年,但 1 个月就能正式投入运转。

从上述过程看,接种初沉污泥的 UASB 的启动大致可分为三个阶段:初沉污泥预处理阶段(指去除杂质和砂)、污泥自我消化稳定阶段、污泥活性培养阶段。污泥自我消化稳定一般需 2 周,活性培养阶段要 2 个半月,前后历时 3 个月可完成反应器的启动。

(三)厌氧流程试验结果

该试验在 1 年多的时间里重点考察了 R2 去除生活污水中有机物的特性,通过逐步提高水力负荷来考察反应器性能。R2 在各阶段去除污染物的基本情况见图 8。

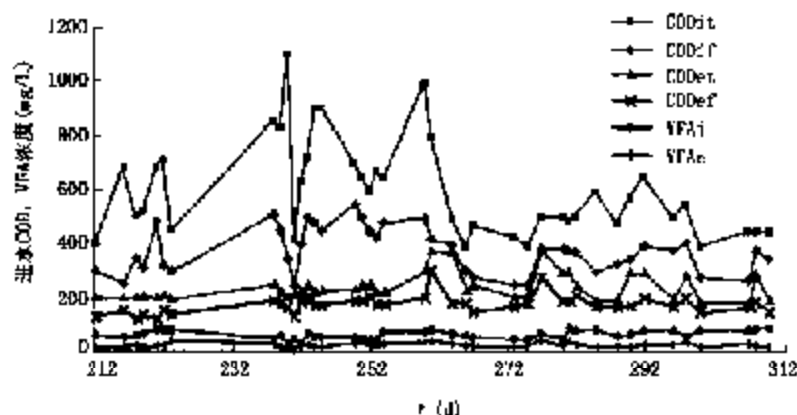


图 8 R2 反应器出水 COD, VFA 浓度随时间的变化

试验结果表明:

(1)当水力停留时间大于 10h 时, COD_r 和 COD_i 的去除率低且出水 COD_r 和 COD_i 很稳定。被去除的主要是悬浮物, 反应器主要呈现过滤器的特征。当水力停留时间小于 10h 时, 反应器不仅具有过滤器的功能而且呈现出生物反应器的特征, 如出水 COD_r 和 COD_i 降低且较为稳定; 进一步缩短水力停留时间并不降低有机物的去除率, 相反还有所提高。当 IRT 为 6h 时, 容积负荷为 1.0kgCOD/(m³·d) 时 COD 去除率(出水以过滤 COD 计算)为 60%左右, 出水有机酸水平为 20mg/L 左右。

从传质的角度来看, UASB 中泥水接触程度对处理效果影响很大。由于污泥的沉降性能较好, 生活污水浓度低, 产气少, 故污泥在大多数时间里积存在反应器的底部, 只有脉冲进水时才发生膨胀。水力停留时间长, 则进水搅拌的次数少, 不能使泥水充分接触。由此导致: 一方面污泥中微生物不能获得足够量的基质而处于低活性状态, 另一方面污水的基质不能及时传递至微生物表面, 故反应器中污泥不能充分发挥其生物活性, 而仅作为污泥层截留水中的悬浮物, 使出水 COD 有所降低。这时的 UASB 反应器可以认为是一污泥过滤器。缩短停留时间, 虽然泥水接触时间短了, 但接触程度加强, 故有机物去除率可以相应提高。

(2)从 UASB 的出水组成看, 过滤 COD 和总 COD 的差较小, 残余的 COD 中, COD_r 占 80%左右, 这表明残余 COD 中胶体性和溶解性的有机物在厌氧过程中去除较少。

(3)该试验流程中未设初沉池, 但处理效果未受进水悬浮物的影响, 长期运行, 因此, 对于 UASB 工艺, 污水经过沉砂后, 可以直接进入 UASB 处理, 省掉初沉单元。

(4)UASB 在运行过程中, 产气量虽然较小(40—60L/m³), 但始终产生沼气, 致使污泥有一定的上浮现象, 因此, 设置简易三相分离器可提高反应器的稳定性, 方便操作管理。

(四)厌氧污泥的活性特征

1. 反应器中污泥的产甲烷活性

在该试验中, 对 R1—R3 反应器中的厌氧污泥产甲烷活性进行了测定, 其结果见表 2。

实验结果表明, 接种初沉污泥培养出的厌氧污泥(R2)活性最高(80.8mlCH₄/gss·d), 而接种的

厌氧颗粒污泥呈现出的甲烷活性最差,仅为 $48.4\text{mlCH}_4/\text{gVSS}\cdot\text{d}$ 。这说明,接种初沉污泥培养的厌氧污泥与所处理的污水具有最佳的适应性,这是自培养的厌氧污泥的最大优点。既有好的沉淀性能

表 2 反应器中的厌氧污泥产甲烷活性测定结果

反应器编号	产甲烷活性(I) $V_{\max}(\text{mlCH}_4/\text{gVSS}\cdot\text{d})$	产甲烷活性(II) $V_{\max}(\text{mlCH}_4/\text{gVSS}\cdot\text{d})$	平均值
R1	63.31	74.40	68.8
R2	87.7	73.86	80.8
R3	69.54	70.26	69.9

又有大的接触吸附有机物的表面积,是厌氧污泥的理想组成结构。仅由颗粒污泥构成的厌氧污泥,虽具有较高的活性,但对废水中的悬浮物截留能力较差,随着运行时间的延长,由于颗粒中厌氧微生物得不到充足的营养而必然影响颗粒污泥的活性。因此,对于处理城市污水的厌氧反应器,采用初沉污泥接种或将污水直接进入 UASB 反应器经过一段时间自我积累,培养出高活性、沉降性能良好的厌氧污泥则是一种简捷高效的途径。

2. 厌氧反应器污泥的结构特点及生物相组成

本实验中,曾对 R1、R2 中厌氧污泥的生物组成进行了鉴别分析,结果见表 3。

表 3 R1、R2 中厌氧污泥的生物组成测定结果(个/ml)

反应器编号	试验初期			试验后期		
	R1	R2	R3	R1	R2	R3
发酵性细菌	1.7×10^6	1.4×10^6	4.9×10^5	2.3×10^{10}	1.1×10^{12}	3.5×10^{10}
产氢产乙酸菌	2.5×10^6	2.0×10^7	1.8×10^5	4.5×10^9	1.4×10^{10}	1.6×10^9
食乙酸产甲烷菌	4.5×10^5	2.5×10^5	1.5×10^7	1.4×10^9	1.1×10^9	0.7×10^9

上述试验结果表明,随着厌氧反应器进行时间的增长,厌氧微生物的数量也在增加,特别是发酵性细菌的数量增加最明显,在实验后期,R2 中的厌氧菌最为成熟。自培养的厌氧污泥活性优于接种的颗粒污泥。

由于生活污水中含有溶解氧、厌氧反应器中 HRT 短,所以反应器内还不是一个绝对厌氧环境条件,处理城市污水的厌氧生物污泥是一个完整的生物体系,既有好氧菌、兼性菌,也有厌氧菌,正是这种共生互生与包裹作用,为严格厌氧菌的生命活动创造了条件(从电镜观察可见颗粒污泥外部有一包裹层,呈灰白色,内部颜色较深),才使得厌氧过程的发酵程度加深,使大部分有机物可以转化成甲烷,去除效率得以大幅度提高。

三、讨论

(一) 厌氧处理与水解酸化处理工艺的比较

从反应器来看,厌氧处理以产气为特征,而水解池(HUSB)基本不产气。水解池是用生物污泥层截留污水中的悬浮物,并将部分悬浮物液化,将大分子有机物转化成小分子有机物,而取代传统的初沉池,获得比初沉池高一些的去除率(HTR 为 4h 时,COD 去除率为 30%—40%)。在 HUSB 中,由于水力停留时间短,兼性菌和产酸菌发育增殖快,甲烷菌数量少,故产气量也低,同时反应器处理污水量大,产生的少部分气体大部分溶于出水中,所以从表面上看,HUSB 基本不产气。厌氧处理则不同,经过一定条件的启动培养,反应器中的污泥结构发生变化,通过各种微生物的共生互生及包裹缠绕作用,在污泥内部可以形成甲烷菌生长所需的环境,甲烷菌逐渐积累而成为主导的活

性菌种。在甲烷菌外部包裹的兼性细菌能有效地保护甲烷菌不受污水中溶解氧及悬浮物的影响,同时污水中的悬浮物同样可以被污泥层所截留,因此厌氧工艺既具备了 HUSB 截留悬浮物的功能,又进一步提高了去除有机物的功能(HRT 6—8h COD 去除率为 50%—70%)。前者只能作为预处理手段,而后者既可以作为预处理工艺,又能在排放标准较宽的条件下,作为强化一级处理工艺,达到有效控制环境污染的目的。

(二)城市污水厌氧(UASB)处理中污泥颗粒化

处理高浓度有机废水时,在 UASB 中形成颗粒污泥是十分常见的,但在处理低浓度污水时,培养颗粒污泥则较为困难。在城市污水厌氧处理过程中也出现有颗粒污泥,但它的形状极不规则,边界不清楚,电镜显示内部虽有球菌和杆菌,但也有一些无法辨认的杂质。我们认为,低浓度污水厌氧处理最关键的是提高污泥的沉降性和活性,即使未能形成颗粒污泥,也同样具有优良的活性及有机物降解能力。从操作条件上讲,强化曝和水的接触与控制恰当的水力混合搅拌作用是启动与运行的关键,稳定运行时间越长,对提高污泥性能与颗粒化越有利。

四、结论

(1)用 UASB 在常温下处理城市污水(包括低浓度有机污水)不仅是可行的,而且是一种高效省能、稳定、安全卫生的新工艺,具有广阔的推广应用前景。

(2)在本试验条件下,城市污水厌氧处理的最大 COD 去除率为 85%左右,残余 COD 约有 80—100mg/L,几乎全部为溶解性有机物。在厌氧处理 HRT 8h 以内,厌氧降解速度快,去除的污染物占厌氧可降解总量的 80%。

(3)本研究表明,用初沉污泥接种 UASB,按照一定的程序进行操作,在 3—4 个月的时间内,就可获得稳定的 30%以上的 COD 去除率,并完成反应器启动过程。在大工程投产时,可利用污水中悬浮物的沉淀自我积累进行启动,这是最为切合实际、省时省力、操作简便的启动方法。

(4)用 UASB 处理城市污水可以不设初沉池,污水经过格栅和沉砂去除粗大杂质后,可以直接进入 UASB 中,当常温下(11℃以上),控制水力停留时间为 6—8h,可获得 60%以上的 COD 去除率(Eff),这种工艺既可作为预处理,也可以作为强化一级处理工艺应用。

(5)处理城市污水的 UASB 中,厌氧污泥是一个复杂的微生物体系,主要由兼性菌和严格厌氧菌组成。其中兼性菌不仅起到了去除有机物的作用,而且对厌氧菌起到保护作用,为严格厌氧菌的生存营造了一个良好的厌氧环境,从而使污水厌氧过程达到甲烷化程度,提高了污水处理的效率,达到省能、高效的目的。

(6)城市污水厌氧处理过程中,沼气的量较少,大部分随水流失,故可以不进行沼气综合利用,但要根据环境条件作无害化处理。设置简易三相分离器对提高装置负荷和防止污泥流失、方便操作管理有重要作用。

曝气生物滤池处理生活污水的研究

李汝琪 孔波 金冬霞 孙长虹

(北京市环境保护科学研究院)

曝气生物滤池技术(Biological Aerated Filter)是 80 年代末在欧洲发展起来的一种新型污水处理技术,它的最大特点是使用了一种新型粒状填料。由于曝气生物滤池具有较小的池容,高质量的出水,流程简单,对环境的影响小等优点,受到各国环境部门及环保工作者的重视,并得到广泛的应用。该技术在欧洲、美国和日本被广泛地用于处理生活污水和工业废水,在 90 年代初有 50 多座曝气生物滤池污水处理设施投入了运行(R. Pujol, 1992)。但是,该技术在国内尚未得到广泛推广应用,有待于对该技术进行研究和开发利用。

一、实验条件与方法

本次实验采用的装置见图 1,实验柱采用直径为 20cm 的有机玻璃柱,柱高 3.5m,内装粒状填料,沿柱高设置取样孔。实验柱采用逆向流设计,污水由上部进入,出水在柱底排出,空气由柱底进入。

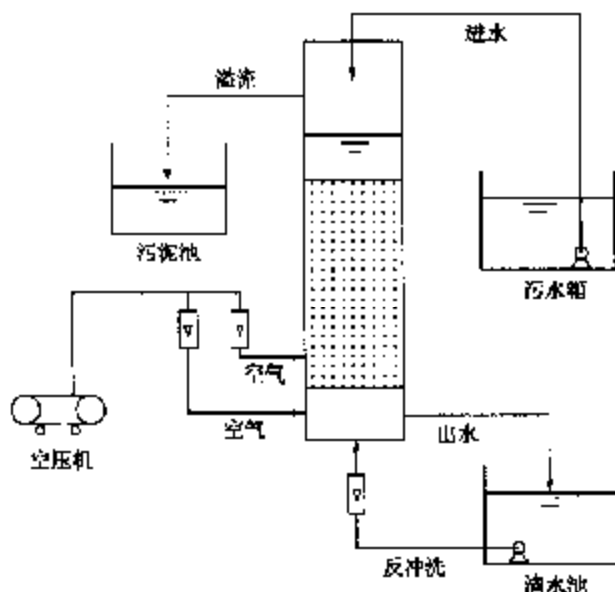


图 1 实验装置示意图

生活污水采用清华大学校园生活污水,由泵站打到实验室高位水箱,经管道自流入污水箱,由计量泵打到柱顶,污水经过滤层后,由柱底自流至清水箱后排放。曝气采用空压机,空气由柱底部进入柱体。反冲采用气水共同反冲,清水池中放置潜水泵,清水由柱底进入,反冲液由柱顶溢流口排放。

在 1997 年 4 月 8 日正式获取数据,实验于 1997 年 10 月 26 日结束。整个运行期分 2 个水力负荷运行。第一阶段为 4 月 8 日—6 月 5 日,水力负荷为 $0.53 \text{ m}^3/\text{h}$,第二阶段为 6 月 6 日—10 月 26

日,水力负荷为 $1.1\text{m}^3/\text{h}$ 。

二、实验结果分析

在本次实验期间,清华园生活污水的浓度发生了较大变化,在实验开始后的4月份,有机污染物的浓度较高,但从5月份开始,COD 浓度降低。这种变化同气温升高后学生宿舍楼排出大量洗浴水有关。运行结果见表1。

表1 运行结果

		第一阶段 水力负荷 $0.53\text{m}^3/\text{h}$	第二阶段 水力负荷 $1.1\text{m}^3/\text{h}$
COD	进水 mg/L	154.7	57.8
	出水 mg/L	12.5	10.3
	去除率(%)	91.9	82.2
BOD	进水 mg/L	64.2	25.9
	出水 mg/L	3.0	3.4
	去除率(%)	95.3	86.9
SS	进水 mg/L	74.9	37.9
	出水 mg/L	2.5	5.1
	去除率(%)	96.7	86.5
T-N	进水 mg/L	28.9	25.5
	出水 mg/L	4.3	10.6
	去除率(%)	85.1	58.4
$\text{NH}_4\text{-N}$	进水 mg/L	20.85	19.12
	出水 mg/L	1.7	4.11
	去除率(%)	91.85	78.5

(一)COD 去除效果

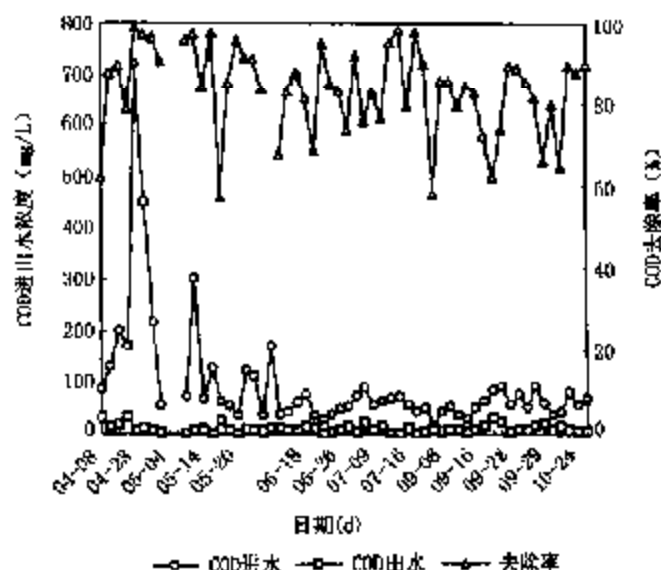


图2 COD 进出水浓度和去除效果

COD 的去除效果见图2。从图2可以看出,当COD 进水浓度发生很大变化时,其COD 出水保

持在稳定的水平上。例如,4月23日和24日COD进水浓度上升至722mg/L和456mg/L,但出水的浓度分别为6.7mg/L和12.3mg/L,COD去除率分别为99%和97.3%。整个运行期间COD的去除率见表1。在第一阶段COD进水平均值为157.4mg/L,COD出水平均值为12.5mg/L,平均去除率为91.9%。第二阶段:COD进水平均值为57.8mg/L,COD出水平均值为10.5mg/L,平均去除率为82.2%。COD运转结果表明,曝气生物滤池去除COD的能力强,去除率高,抗冲击负荷能力强。

(二)BOD 去除效果

BOD 进出水浓度及去除率见图3,从图3可以看出,BOD的去除效果同COD极为类似,无论进水BOD浓度有什么变化,BOD出水浓度都很小,保持在10mg/L以下,4月23日,BOD值上升到124mg/L,而BOD出水浓度仅为3mg/L,去除率为97.6%。BOD平均进出水浓度值见表1。在第一阶段,进水BOD₅平均浓度为64.2mg/L,出水BOD₅平均浓度为3.0mg/L,平均去除率为95.3%。在第二阶段,进水BOD₅平均浓度25.9mg/L,出水BOD₅平均浓度3.4mg/L,平均去除率为86.9%。

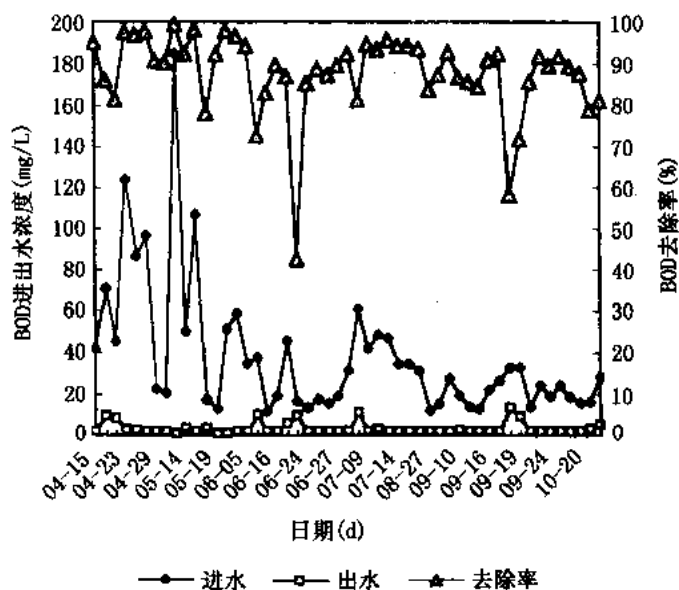


图3 BOD 进出水浓度和去除效果

(三)SS 去除效果

SS的去除效果见图4,出水中SS的浓度绝大部分都在10mg/L以下,且很多次出水SS为零。在第一阶段平均进水SS浓度为74.9mg/L,平均出水SS浓度为2.5mg/L,平均去除率为96.7%。第二阶段,平均进水SS浓度为37.9mg/L,平均出水SS浓度为5.1mg/L,平均去除率为86.5%。这充分表明曝气生物池技术对悬浮物的去除效果非常好。粒状填料过滤悬浮物的能力很强,而且填料表面生长有大量生物膜,对悬浮物有很强的吸附作用。污水在通过滤层时,污水中的悬浮固体被过滤和吸附,进而部分SS被微生物利用,截留的悬浮物和长厚的生物膜,会堵塞滤料的孔隙,增加过水阻力。当阻力增加到一定程度时,就需要进行反冲洗。反冲洗的目的是去除多余的微生物,保留足够多的生物量,待反冲结束后,立即恢复去除有机污染物的能力。填料有两个作用,一是提供微生物生长的场所,二是可以截留污水中SS,省去二沉池。

(四)NH₄-N 和 T-N 的去除效果

氮污染物是造成富营养化的重要原因,对氮污染物的去除是衡量污水处理设施性能好坏的重要方面。

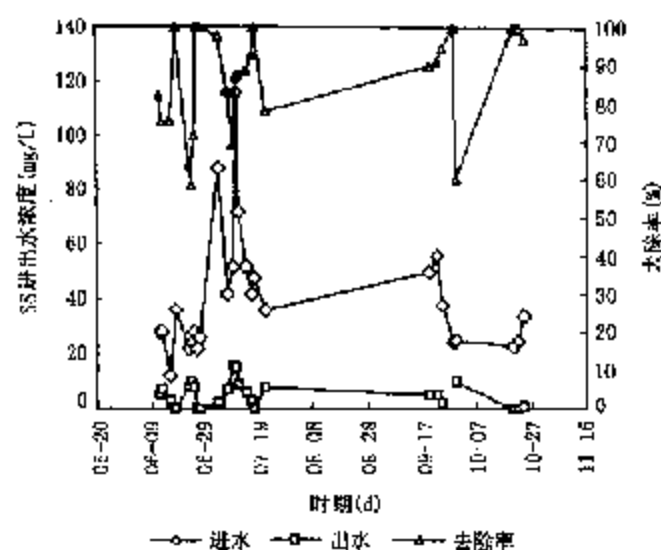


图4 SS 进出水浓度和去除效果

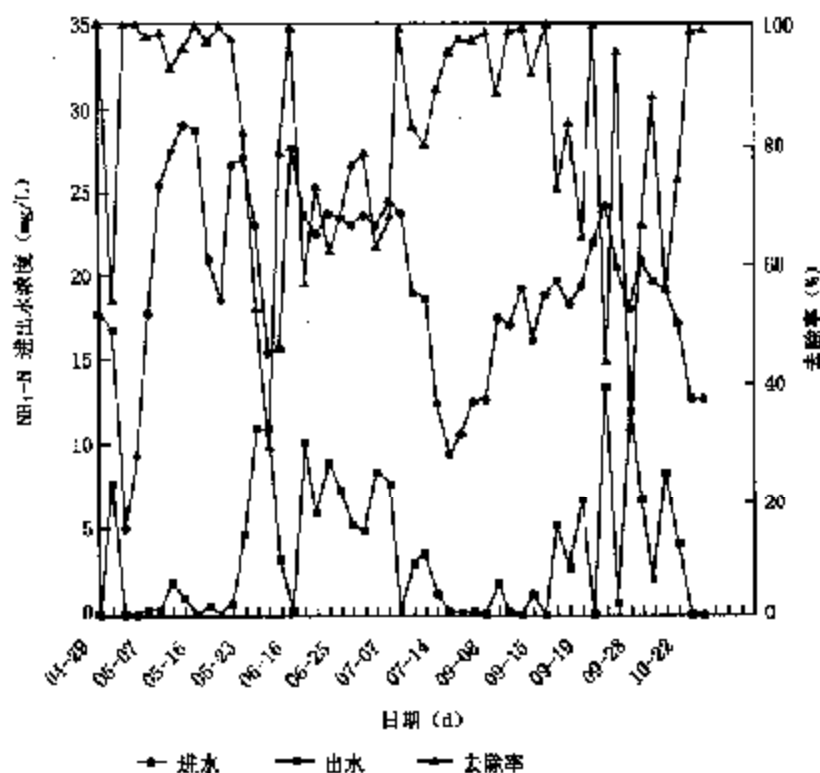


图5 $\text{NH}_4\text{-N}$ 进出水浓度和去除效果

$\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除效果见图 5, 曝气生物滤池对氨氮的去除作用非常明显。特别是在水力负荷 $0.53\text{m}^3/\text{h}$ 时, 氨氮出水浓度很低, 进水氨氮平均浓度 20.86mg/L , 出水氨氮平均浓度为 1.7mg/L , 平均去除率为 91.85% ; 当水力负荷增大到 $1.1\text{m}^3/\text{h}$ 时, 出水氨氮浓度上升, 出水氨氮平均浓度为 4.11mg/L , 平均去除率下降至 78.5% 。Duddles 等人研究结果也表明, 当表面负荷增大时, 淹没滤池的 $\text{NH}_4\text{-N}$ 转换率下降。

当水力负荷增大时, 污水在填料中的水力停留时间缩短, 水力停留时间约为 1h 。水力停留时

间的缩短,使氨氮不能完全彻底的降解。水力负荷是影响氨氮去除效果的一个重要因素。

T-N 的去除同 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除非常接近(见图 6),当水力负荷为 $0.53\text{m}^3/\text{h}$ 时,T-N 平均进水浓度为 28.9mg/L ,平均出水浓度为 4.3mg/L ,平均去除率为 85.1% 。当水力负荷增大到 $1.1\text{m}^3/\text{h}$ 时,T-N 去除率有所下降,T-N 平均进水浓度为 25.5mg/L ,平均出水浓度为 10.6mg/L ,平均去除率为 58.4% 。

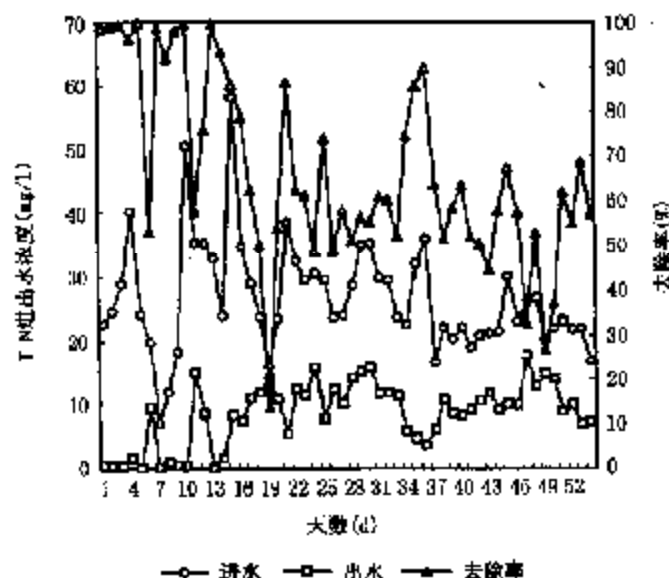


图 6 T-N 进出水浓度和去除效果

分析数据表明, $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 T-N 的去除效果非常接近,说明曝气生物滤池中存在厌氧或兼性微生物,使得反硝化得以进行。在滤料中存在缺氧或厌氧的微环境,厌氧或兼性微生物可以生存。在生物膜的内部,也存在厌氧或兼性微生物,所以曝气生物滤池同时存在好氧、兼性和厌氧微生物,可以同时进行硝化和反硝化反应。

三、结论

(1)曝气生物滤池去除有机污染物的能力强,在 $0.53\text{m}^3/\text{h}$ 水力负荷下, BOD_5 平均去除率为 95.3% ,COD 的平均去除率为 91.9% ,SS 的平均去除率为 96.7% , $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 T-N 的平均去除率分别为 91.85% 和 85.1% ,在低水力负荷下,出水可达硝化水平。

在水力负荷 $1.1\text{m}^3/\text{h}$ 下, BOD_5 平均去除率为 86.9% ,COD 平均去除率为 82.2% ,SS 的平均去除率为 86.5% , $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 T-N 的平均去除率分别为 78.5% 和 58.4% 。

(2)曝气生物滤池的出水水质好。在 $0.53\text{m}^3/\text{h}$ 水力负荷下,其 BOD_5 ,COD,SS, $\text{NH}_4\text{-N}$ 和 T-N 的平均出水浓度分别为 3.0mg/L 、 12.5mg/L 、 2.5mg/L 、 1.7mg/L 和 4.3mg/L 。

(3)曝气生物滤池抗冲击负荷能力强。

(4)曝气生物滤池运转方便。

工 程 实 施

UASB 技术的开发与工程化设备化

申立贤 杜 兵

(北京市环境保护科学研究院)

随着水处理技术和人们节能意识的不断提高,用于处理有机废水的新装置不断出现,其中上流式厌氧污泥床反应器(UASB)是当前效率高、应用广、建设生产装置最多的实用型反应器,北京市环境保护科学研究院(以下简称北京环科院)从 70 年代末开始研究此工艺,并不断深入取得新成果,不断扩大应用范围取得成功,因此曾多次获奖。从 1992 年起,北京环科院(所)的 UASB 技术就一直评为“国家环境保护最佳实用技术”。目前已成功地应用在多项废水治理工程中,取得了良好的环境效益和社会经济效益,并达到了工程化、设备化,为大力推广 UASB 技术创造了条件。

一、开发研究的成果

(一)对十多类(种)有机废水进行了试验研究

在 80 年代,根据原水温度与环境条件,采用中温(35—40℃)、高温(50—55℃)与常温(<35℃)对不同废水进行了 UASB 反应器小试研究,先后对酒精废水,溶剂(丙酮、丁酮)废水,屠宰废水,豆制品加工废水,醋酸生产废水,印染废水,聚乙烯醇生产废水,生物制药废水,纤维板生产废水,造纸废水(白水),淀粉、葡萄糖、柠檬酸生产废水,奶牛场污水,对苯二甲酸生产废水,城市废水等进行了深入研究,皆取得了很好的效果。

(二)五个 UASB 中试研究获奖

在小试研究基础上,根据不同水质调整反应器装置结构,特别是 UASB 的进料系统和三相分离器结构,进行了不同废水的中试研究,取得了完整的试验参数,为工程设计与运行管理取得了可靠依据。表 1 列出了五个获奖中试及其主要工艺参数。

表 1 UASB 中试试验的主要参数

废水种类	原水浓度 COD (mg/L)	反应器 温度 (℃)	反应器 容积 (m ³)	负荷 (kgCOD/(m ³ ·d))	COD 去除率 (%)	试验完 成时间 (年)	获奖情况
肉联污水	1 000—2 000	20—25	23	4	> 76	1984	北京市科技 进步三等奖
酒精糟液出液 (薯干原料)	20 000—28 000	38—40	24	23.2	> 90	1985	北京市科技 进步二等奖
糖蜜酒精废水 (甘蔗)	35 000—45 000	35—37	21	10	70—75	1987	北京市科技 进步二等奖
对苯二甲酸生 产废水	5 000—7 000	35—37	20	5—7.4	84—97	1987	石化总公司 科技进步二 等奖
	3 000—7 200	35—37	20	8.3	76.5	1989	北京市科技 进步二等奖

上述中试中,在内联废水、薯干为原料的酒精滤出液及对苯二甲酸生产废水的 UASB 内皆培养出沉淀性能好、污泥活性高的厌氧颗粒污泥。特别是酒精糟滤出液中试,使反应器的有机负荷达到了 $23.2\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,其 COD 去除率仍保持在 90% 以上, BOD 去除率为 97%。

UASB 装置中厌氧污泥颗粒 $\Phi 0.5\sim 2.5\text{mm}$,装置生产率达 $12\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ (甲烷含量 62%)。为测定 UASB 反应器的实际运行状态,采用示踪试验与毕托管测量进水系统的布水均匀性,测得进水系统的配水管管嘴流速的不均匀系数(最远点与最近点流速比)为 95%,说明设计满足 UASB 布水均匀性的要求。在半生产性装置上(UASB 单池为 60m^3),采用 ^{131}I 与热释光探测器($\text{CaSO}_4:\text{Dy}$)空间定点测定 UASB 反应器装置内的流态,以确定反应器内各部位的布水均匀性(死区与短流情况)与流态。在中试与生产性装置上,多次测定三相分离器的效果,在稳定运行时,SS 在沉淀区可去除 90%—98%(以进入沉淀区的 SS 计),也就是说,沉淀区内 90% 以上的污泥可返回到 UASB 的反应区中,从而为形成高活性高沉淀性能的厌氧污泥创造了良好条件。这些研究为改进完善 UASB 技术提供了依据。

(三)对上流式厌氧污泥床与复合床反应器进行对比试验。

在两个 20m^3 厌氧反应器装置上,对上流式厌氧污泥床(UASB)与复合床(UASB + AF)进行了对比试验,研究结果表明,在稳定运行条件下,有机负荷 $5\sim 8\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,两种反应器的处理效果与效率相差不多,其出水水质 UASB 略好,由于形成了颗粒污泥,承受负荷冲击能力较强,且回流量小,不加填料,操作管理与维修方便;在启动初期,复合床的稳定性较好。

(四)研究厌氧降解机理与途径

为了考察结构复杂的生物难降解的对苯二甲酸的处理效果,特别是厌氧处理对苯环开环的影响,采用核素双标记(^{14}C 标记的羧基上, ^3H 标记在苯环上)与色—质联机等仪器分析研究了对苯二甲酸在厌氧处理过程中的降解机理与途径。试验结果表明,对苯二甲酸在厌氧微生物作用下初期分解经历了先脱羧生成苯甲酸和先还原生成烷基苯、饱和环烷烃两个过程,得出了厌氧降解途径,研究成果达到世界先进水平,获 1991 年北京市科技进步三等奖。

为配合厌氧 UASB 工艺,对多种废水的预处理与厌氧出水后处理进行了深入的研究,使整个处理流程优化高效,使处理出水达标排放并尽可能提高环境、能源与经济效益。

二、工程应用实例

北京环科院自 1983 年开始将 UASB 技术应用于工程实践以来,到目前为止,已完成的主要工程有 15 项,其中已实施并投入运行的有 6 项。表 2 和表 3 分别列举了这些项目的基本情况。由于开发研究深入扎实,因此工程投产顺利、效果良好。

表 2 已完成设计未投产的部分 UASB 工程项目

序号	工 程 名 称	设计水量 (m^3/d)	进水水质(mg/L)			设计完成 时 间	设计负荷 ($\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)	发 酵 温度($^{\circ}\text{C}$)
			COD	BOD	SS			
1	长春黄龙玉米综合加工厂	1150	7000	4600	/	91.6	7.0	35
2	北京酿造六厂	500	4000	2500	1000	91.6	3.0	常温
3	河北沙城酒厂	400	15000	6000	2000	92.3	6.0	35
4	安徽宿县轻工化学厂	2000	4000	2500	250	94.5	6.0	35
5	华中正大制药厂	200	15000	8000	3000	97.2	4.0	常温
6	深圳宝安污水处理厂		400	200	200	90.6	1.0	常温

三、主要技术进展

通过工程应用,对 UASB 工艺进行技术集成,在工程化应用的技术进步主要体现在如下:

(一)应用范围不断扩大

1. 从高浓度扩展至中低浓度

一般来说,厌氧主要用于高浓度有机废水处理,UASB 也是这样,如食品废水、酒精废水等。随着对 UASB 的深入研究以及对工艺过程的控制更为有效,UASB 已广泛用于中等浓度的有机废水处理(COD 1 000—3 000mg/L),如屠宰废水等。用 UASB 处理低浓度污水(COD < 1 000mg/L),如城市污水 COD 200—500mg/L,首先开发了水解池(HUSB)的形式,水解池不设置三相分离器,因而结构更为简单。为进一步提高 UASB 的效率,降低能耗,目前正在开发像城市污水那样的低浓度、低温度、大水量废水的简易厌氧处理装置。

表 3 已投产运行的部分 UASB 工程项目

废水物性	扬子 PTA 废水	北京通县第二肉联厂	武汉畜牧止人屠宰厂	山东景芝酒厂	密云污水厂
废水种类	石化废水	屠宰废水	屠宰废水	酒精废水	城市污水
废水规模 (m ³ /d)	8 400	1 000	1 750	670	15 000
厌氧进水水质(mg/L)					
COD	8 000 ± 50%	1 200	1 500—1 800	30 000—80 000	300—400
BOD	2 000	500	600—800	15 000—40 000	150—200
SS	1 000	1 000	800	10 000—20 000	250
pH	6—8	7—8	6—8	4.5	6—8
发酵温度 (℃)	35	常温	常温	55	常温
运行负荷 (kgCOD/ m ³ ·d)	3—4	2—3	2—3	5—8	1—1
去除率(%)					
COD	70	80	80	90	30
BOD	80	90	85	95	35
SS	80	50	50	80	80
出水水质(mg/L)					
COD	400	250	400	4 000	280
BOD	160	50	200	700	150
SS	100	80	200	2 000	50
产气量 (m ³ /d)	1 000	200	500	3 000—5 000	不收集
UASB 容积 (m ³)	12 000	600	1 000	5 000	3 000
技术特点	难降解	常温发酵	GLS 设备化	高温	水解
投产时间	89.7	86.9	97.3	96.8	90.7
服务方式	工艺设计	设计	设计供货	设计	设计

* 城市污水处理工程已有 10 余座,已投产运行的有 5 座以上。

2. 从可生化性好的废水扩展至可生化性较差的废水

从研究来看,厌氧处理的一个显著优点是,可以提高废水的可生化性,通过厌氧发酵,部分难降解的有机物转化成易生物降解的小分子物质。但在工程应用上,应用这一工艺有较大的难度。主要体现在如何对厌氧微生物进行驯化,对特殊的废水要作怎样的预处理,如何控制有机负荷和可以稳定达到的最大负荷。北京市环科院通过开发精对苯二甲酸(PTA)废水厌氧处理工艺,成功地解决了这些问题,掌握了厌氧处理难降解废水的工艺技术关键,使 UASB 的工程适用范围扩大到石油化工等难处理的行业废水。

3. 发酵温度涵盖高温、中温、常温

厌氧发酵的温度根据原水的温度及环境条件,可以设定在高温、中温、常温三种温度。在工程应用中,三种发酵温度各具特点,常温发酵一般用于中低浓度的废水,废水量较大,无废热可利用,如城市污水、屠宰废水等;中温发酵应用较为广泛,效率高,操作管理方便,有条件的情况下尽可能选用;一般酿造废水等采用这一发酵温度;高温发酵对设备 and 池体及控制过程要求较高,适宜高温废水处理,可减少降温并可选用高负荷等,在工程中应考虑保温等措施,尽量使装置运行,温度平稳。酒精废水常用高温发酵。

(二)UASB 设备化和定型化

UASB 主要由三大部分组成,即池体、三相分离和进配水系统。在工程应用中,三相分离器和进配水系统已基本上实现了设备系列定型化工作。

1. 三相分离器设备化

三相分离器(GLS)是 UASB 中技术含量最高的设备,现场制作加工精度难于保证,且对池体的依赖性较大,现已开发出多层分离板结构的三相分离器,不仅分离效果好,而且通用性较强,对池体的要求简单,可以整体运输和吊装,简化了施工过程,使用效果更加理想。为 UASB 的推广应用创造了条件。研制的 12m³ 的三相分离器已成功地应用于武汉畜牧正大屠宰废水处理工程,使施工周期减少了 2 个月,三相分离效果好,出水悬浮物浓度低。

2. 进布水器设备化

进布水器是保证 UASB 均匀布水和泥水充分接触、防止短流的关键设备。特别是中低浓度的废水厌氧发酵,由于气体搅拌作用弱,所以水力搅拌尤为重要。为此开发了脉冲发生器和布水器,已成功地应用于山东景芝酒厂和武汉畜牧正大屠宰废水处理工程。

(三)UASB 池体结构简化

UASB 池体一般采用钢筋混凝土结构,为半封闭或全封闭结构,由于甲烷分子小,要做到气密,土建施工难度相当大,池体内部的处理要求(防漏、防腐)也很高。现在由于三相分离器的设备化,使池型结构简化,为全开口结构,土建施工难度降低,并且由于气体由三相分离器收集,池体内部的防腐要求也大大简化。另外,采用德国利普筒仓技术,用复合钢板结构取代钢筋混凝土池壁,不仅施工周期短,外观美观,而且防腐效果更优。现已在河南华中正大制药废水处理工程中,成功地应用了这一技术。该工程目前已进入调试阶段,效果很好。

四、几点看法

综述北京环科院近 20 年,几代科技工作者不懈努力开发 UASB 技术的结果,可以看出:

1. 北京环科院是国内最早跟踪 UASB 技术开发和应用的单位,并取得了显著成果。UASB 技术从工艺研究、设备开发、培养高活性高沉淀性能的厌氧污泥和颗粒污泥,到工程化、设备化及降解机理与途径研究等,使 UASB 技术已经成熟,并广泛应用于有机废水处理工程中,取得了良好的环

境效益与社会经济效益,是名符其实的国家环境保护最佳实用技术,在有机废水处理中应大力推广、优先采用。

2. UASB 技术已进入设备化、定型化阶段。装配式 UASB 装置经工程运行考察验证,表明达到了预期效益,从而缩短了工期,简化并提高了工程质量,运行效果良好、施工、操作管理及维修都很方便,这是厌氧工艺在工程应用上的新的重要突破。

3. 笔者认为进一步完善 UASB 技术,主要是提高自动化控制水平,开发大水量城市污水的简易 UASB 装置,设计开发多种形式、系列规模设备,引用新材料、新工艺,进一步扩大其应用范围,进一步提高效率、减少投资与运行费,进一步完善 UASB 工艺的前处理与后处理,达到全流程优化达标排放等,这些亦将是我们今后实践与进一步开拓的方向。

4. 严格操作管理,控制进水中的 SS 含量,特别在启动期初期运行阶段更为重要,这是进一步发挥 UASB 装置能力,达到高效稳定运行的关键。

城市污水回用于钢铁工业的实践

兰淑澄 司亚安 冉 康

(北京市环境保护科学研究院) (太原市排水管理处)

据有关部门调查,我国目前有 300 多个大中城市缺水。在城市用水中 80% 以上为工业用水,而工业用水中约 80% 是水质要求不很高的冷却用水,如能将适当处理后的城市污水,作为工业用水的水源,是缓解缺水城市供需矛盾的途径之一。

鉴于上述情况,选择严重缺水的太原市,在“八五”国家科技攻关项目“污水净化与资源化技术”中立项,以太原市北郊污水净化厂(以下简称太原北厂)为依托工程,太原钢铁公司(以下简称太钢)为回用对象,进行城市污水回用于钢铁工业成套技术的研究。

一、依托工程及水质、水量特点

1. 依托工程简介

太原北厂兴建于 50 年代,主要接纳太原市北郊工业区的生活污水和部分工业废水,为开发城市污水资源,太原市政府曾多次改建与扩建太原北厂的处理工艺及兴建污水回用管道与泵站,将处理出水供太钢作为工业冷却水的补充水,但因采用的是生物吸附—再生常规生物处理工艺,出水氨氮达不到太钢提出的要求($< 5\text{mg/L}$)。在这种情况下,1991 年太原市建委又将太原北厂工艺改造立项,委托北京市环科院采用长污泥龄、不投加碳源的 A^2/O 生物处理工艺,进行工艺改造的设计,该工程于 1992 年竣工投入生产,新工艺处理出水氨氮达到了回用要求,并选定为“八五”国家科技攻关课题“城市污水回用于钢铁工业成套技术”的依托工程。

2. 城市污水水质、水量特点

太原北厂上游水量为 0.3—1.0 万 m^3/d ,受季节影响变化幅度较大。改造工程按 1.0 万 m^3/d 设计。太原北厂进水水质基本符合一般城市污水的水质,表 1 为 1992—1994 年平均进水 BOD_5 、 COD 、 NH_4^+-N 及 SS 的变化范围。

表 1 太原北厂进水水质情况(1992—1994 年)

项 目 \ 水质	平均进水浓度	浓度最小值	浓度最大值
$\text{BOD}_5(\text{mg/L})$	50—134	32.9	338.40
$\text{COD}(\text{mg/L})$	110—367	57.1	789.40
$\text{NH}_4^+-\text{N}(\text{mg/L})$	17.3—37.1	9.5	67.71
$\text{SS}(\text{mg/L})$	58—136	30.0	789.40

二、回用水的水质要求

本研究以作为钢铁工业冷却水补充水为回用目标。钢铁工业生产过程属高温工艺,大部分工业用水是冷却水。作为钢铁工业冷却水应满足:

- (1) 尽量降低引起结垢的溶解度小的化合物的浓度,即控制水的硬度和碱度;
- (2) 适当控制有机物、悬浮物、氨氮等污染物质,以防止由于沉积和微生物的生长而造成粘泥及恶臭;

(3)控制溶解性固体及氯离子的含量,防止对冷却系统的设备及部件等产生腐蚀。

根据太钢循环冷却水系统具体情况,回用水水质要求达到: $\text{COI} < 50\text{mg/L}$ 、 $\text{BOD}_5 < 10\text{mg/L}$ 、 $\text{SS} < 10\text{mg/L}$ 、 $\text{NH}_4^+-\text{N} < 5\text{mg/L}$ 、 $\text{TP} < 2\text{mg/L}$ 。

三、污水再生工艺、特点及生产性试验

1. 改造工艺及特点

采用长污泥龄、不投加碳源的生物脱氮、除磷工艺,将太原北厂改建为城市污水再生水厂,图 1 为城市污水 A^2/O 生物脱氮除磷工艺流程示意图。其工艺特点为:

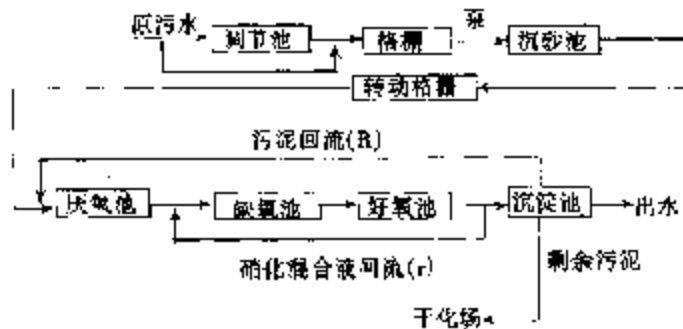


图 1 城市污水 A^2/O 生物脱氮除磷工艺示意图

(1)流程中不设一沉池,可提高进入 A^2/O 系统的碳氮比(C/N);

(2)不但对氮、磷有很高的去除率,而且 COD 、 BOD 及 SS 的去除率都较常规活性污泥法高。采用二级处理工艺,达到或接近三级处理的出水水质;

(3)系统产生的剩余污泥量较常规活性污泥法减少 1/2 以上,且污泥沉降性好;

(4)易于在常规活性污泥工艺基础上改建,提高氮、磷的去除率。

2. 生产性试验

(1)主要处理构筑物 生产性试验处理构筑物是在原有工艺处理构筑物基础上改建的,见表 2。

(2)生产试验运行参数 当污水量为 $0.8\sim 1.0$ 万 m^3/d 时,控制运行参数见表 3。

(3)试验结果及影响因素 生产性试验从 1992 年 4 月至 1995 年 5 月历时 37 个月,当污水量为 $0.8\sim 1.0$ 万 m^3/d ,有机负荷为 $0.096\sim 0.13\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$,其试验平均效果见表 4。影响 A^2/O 工艺处理效果的主要因素是有机负荷及温度。表 5 为水温变化对处理效果影响情况,可以看出,当有机负荷为 $0.078\sim 0.131\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 时,水温在 $13.6\sim 20.5^\circ\text{C}$ 范围内变化,对长污泥龄、不投加碳源的 A^2/O 系统去除效果的影响不明显。表 6 为负荷变化对处理效果的影响情况,当有机负荷 $> 0.14\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 时, A^2/O 系统对 COD 及 BOD_5 的去除率尚无明显变化,但 NH_4^+-N 的去除率只有 50% 左右。

四、污水回用试验

1. 回用动态模拟试验

试验取太原北厂 A^2/O 工艺处理出水、太钢循环冷却水塔的水,以及循环冷却补充水池水为试验用水,通过动态模拟试验考察极限污损热阻值及年腐蚀率。

表 7 为极限污垢热阻值测定结果。可以看出,三种水四个水样的极限污垢热阻值均小于国家标准 $6 \times 10^{-2} \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{w}/\text{kcal}$,说明不是结垢型的水质。表 8 为年腐蚀率测定结果。可以看出,三种水四个水样的年腐蚀率均通过了国家标准 0.25 mm/a ,是腐蚀型水质,太原北厂回供水的年腐蚀率较其它两种水要低。

表 2 改造后太原北厂主要处理构筑物

构筑物	容积 (m^3 /座)	长×宽×高 ($\text{m} \times \text{m} \times \text{m}$)	数量	停留时间 (min)	备注
调节池			1		原调节池
平流式沉淀池	9.45	9×0.7×1.5	2	1.56	原沉淀池
快开池	249.3	Φ8×5.5	4	1~3.4	原初沉池
鼓风池	672	70×3.2×3	2	96	原再沉池
厌氧池	735	70×3.5×3	2	216	原厌氧池
压滤式泥池	415	Φ10×7.45	2		原小二沉池
压滤式泥池	2180	Φ24×6.75	1		原大二沉池
干化场	27 m^2 /座	8×34	18		原干化场

表 3 太原北厂生产性试验运行参数

构筑物	HRT (h)	DO (mg/L)	MLSS (mg/L)	F_0 表面负荷 比(R)	混合液回流比(r)	SRT (d)	产泥量 ($\text{kgDOI}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$)
厌氧池	2.99	2.39	3.2	0.42	2000	4000	
鼓风池	2.87	1.6	3.3	0.7	2000	3000	
好氧池	1.41	3.5	1.5	2.5	2000	3000	
总计	9.12	7.49					0.096~0.13

表 4 太原北厂 A^2/O 工艺生产性试验结果

项目	NH_4^+-N (mg/L)	NO_3^-+N (mg/L)	SS (mg/L)	NH_4^+-N (mg/L)	总氮 (mg/L)	NO_3^-+N (mg/L)	NO_2^-+N (mg/L)	TP (mg/L)	TP (mg/L)	pH
原污水	40.1	148.2	89.4	25.7	13.5	0.027	0.16	11.4	1.04	7.04
处理出水	(46.0~102.2)	(114.8~171.8)	(45.3~230.1)	(8.62~13.21)	(8.12~14.12)	(<0.001~0.28)	(<0.001~3.27)	17.4~61.7	(0.58~2.98)	(6.28~10.4)
去除率(%)	9.0	24.1	5.7	1.78	0.45	41.99	3.36	3.94	0.23	7.32
	(4.0~15.3)	(7.0~49.1)	(1.1~18.4)	(<0.1~4.56)	(0.01~2.14)	(<0.001~2.17)	(0.007~13.3)	(6.03~25.6)	(0.01~6.94)	(6.63~8.74)
	40.0	23.5	92.6	36.1	36.1			63	29.6	
	(30.4~91.2)	(39.6~93.2)	(50.2~97.2)	(30.1~99.3)	(35.1~99.4)			(50.0~95.8)	(41.2~94.2)	

表 5 水温对处理效果的影响

项目 时间	温度 ($^{\circ}\text{C}$)	流量 (m^3/d)	BOD_5 负荷 ($\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$)	处 理 效 果							
				$\text{COD}(\text{mg/L})$		$\text{BOD}_5(\text{mg/L})$		$\text{NH}_4^+-\text{N}(\text{mg/L})$			
				进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水
1994 年 12 月	13.6	8300	0.096	188.1	18.28	90.3	86.84	5.05	94.2	28.87	4.08
1994 年 4 月	14.7	8325	0.131	219.3	23.40	89.3	105.60	10.01	90.5	29.23	2.86
1994 年 11 月	15.0	7552	0.083	165.5	21.00	87.3	82.60	5.16	93.8	26.25	2.86
1993 年 9 月	18.1	8435	0.096	218.8	27.60	87.4	85.60	9.20	89.3	36.9	4.65
1992 年 8 月	20.5	8257	0.078	146.45	14.96	89.8	70.65	8.18	88.4	20.69	3.39

表 6 负荷变化对处理效果的影响

序 号	项目 进水量 ($\text{万 m}^3/\text{d}$)	BOD_5 负荷 ($\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$)	处 理 效 果							
			$\text{COD}(\text{mg/L})$		$\text{BOD}_5(\text{mg/L})$		$\text{NH}_4^+-\text{N}(\text{mg/L})$			
			进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水
1	<0.8	<0.096	172.6	24.9	85.6	89.9	7.5	91.7	28.0	1.4
2	0.8~1.0	0.096~0.13	198.0	24.0	87.9	90.0	9.0	89.9	25.7	1.8
3	>1.2	>0.14	205.5	26.0	87.3	87.5	10.9	87.6	26.0	13.2

注:表中数据为运行 37 个月试验数据的平均值。

它两种水要低。

2. 实际回用考察

太钢工业用水水源包括:汾河水、自备井水、厂内污水回用水及太原北厂 A^2/O 工艺处理出水,

上述四种水源汇合补充水池进入大循环水池。表9为太原北厂出水、太钢补充水池水及太钢循环水池水的水质比较,可以看出,其主要水质指标,如有机物(COD、BOD₅)、氨氮、氯离子、总溶解固体、pH、硬度及碱度,三种水都比较接近。太原北厂A²/O工艺处理出水自1992年供太钢作为冷却水补充水的一部分,使用4年多未发现因回用水而引起的水质问题。

表7 试验水样极限污垢热阻值

组别	第一组		第二组	
试验日期	1994.10.15—1994.10.29		1995.5.28 1995.6.11	
水样名称	北厂回供水	太钢补充水池水	北厂回供水	太钢循环水池水
极限污垢热阻值 (10 ⁴ m ² ·h ·C/kcal)	5.01	3.1	4.3	2.91

表8 试验水样年腐蚀率

组别	第一组		第二组	
日期	1994.10.13—1994.10.29		1995.5.28 1995.6.11	
水样名称	北厂回供水	太钢补充水池水	北厂回供水	太钢循环水池水
年腐蚀率 (mm/a)	0.35	0.40	0.37	0.83

表9 太原北厂出水与太钢冷却水水质比较

水样名称	太原北厂出水 (1994.10)	太原北厂出水 (1995.5)	太钢补充水池水	太钢循环水池水
BOD ₅	2.8	9.12	10.5	6.84
COD	17.86	29.56	32.15	16.89
SS	8.0	6.4	21	8.4
NH ₄ ⁺ -N	4.76	2.3	<0.001	<0.01
pH	7.5	6.4	7.2	6.2
硬度(CaCO ₃)	480	465	455	770
碱度(CaCO ₃)	180.4	159.62	152.7	83.28
Cl ⁻	36	41	38	99
TP	0.14	0.2	0.019	<0.001
NO ₃ ⁻ -N	0.599	0.14	0.122	0.16
NO ₂ ⁻ -N	0.263	0.023	0.069	<0.001
有机氯	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
氯化物	0.94	2.32	0.35	0.16
总溶解性固体	429	464	420	915
油	14	11	28	8

注:表中单位除pH外均以mg/l计。

五、技术经济及效益分析

1. 技术的先进性

表10为太原北厂新旧两种工艺技术指标对比。可以看出,采用A²/O工艺,可达到三级处理出水水质。表11为两种工艺污泥特性对比,可以看出新工艺污泥产率很低,对城市污水处理厂污泥的处理与处置这一难题,提出了一条可行的技术路线。

表10 两种处理工艺技术指标对比

处理流程	进水流量 (m ³ /d)	BOD ₅ 负荷 (kg/kgMLSS·d)	出水水质(mg/L)				去除率(%)			
			BOD ₅	COD	NH ₄ ⁺ -N	TP	BOD ₅	COD	NH ₄ ⁺ -N	TP
生物吸附-再生工艺	12000	0.2	17.85	37.95	14.9	2.28	84.38	83.33	41.5	25.5
A ² /O工艺	10000	0.13	9.00	24.0	1.73	0.223	90	87.9	93.1	78.6

表11 两种工艺系统污泥特性对比

处理流程	SRT(d)	污泥产率(kgMLSS/kgBOD ₅)	SVI	污泥中营养成分	
				TN(%)	TP(%)
生物吸附-再生工艺	2.6	0.4—0.6	50—100	5—7	1.5—3
A ² /O工艺	50—75	0.079—0.317	121—238	6—8	1—3

2. 改建投资

太原北厂的A²/O生物脱氮除磷系统是在原生物吸附再生处理工艺基础上改建的。原流程处理能力为1.2万m³/d,由于处理构筑物的容积有限,改建成A²/O工艺处理能力为1.0万m³/d。其工艺改建投资共50万元,主要用于:初沉池改为厌氧池池底回填;加宽厌氧池进出水渠道;原生物

吸附及再生池改为缺氧池及好氧池;增加内外回流渠道;增设厌氧池污泥搅拌装置,增加内回流泵等设施。

3. 能耗及运行费

A²/O 系统动力消耗主要包括:提升泵、回流泵等类动力消耗;厌氧池搅拌机的动力消耗及鼓风机动力消耗。表 12 为 1992—1994 年太原北厂 A²/O 工艺的动力消耗。

表 12 A²/O 生物处理工艺动力消耗

年 份	项 目	年处理水量 (m ³)	年耗电量 (kW·h)	1m ³ 水耗电量 (kW·h)
1992		2 847 496	1 594 598	0.56
1993		2 960 219	1 562 206	0.53
1994		2 957 733	1 215 516	0.41

注:表中未包括回供泵的动力消耗。

4. 效益分析

太原北厂自 1992 年将城市污水处理厂改建成再生水厂,运行二年多,生产出再生水将近 1 100 万 m³。根据太钢需水情况提供再生水 410 万 m³,节约了新鲜水资源,对于严重缺水的太原市,为实现城市污水资源化提供了经济、有效的途径,具有重要的社会效益。

在太原市有关领导部门的协调下,太原北厂为太钢提供的再生水水价最初为 0.1 元/m³,后又提高到 0.34 元/m³,1995 年又提高到 0.4 元/m³。如按 0.2 元/m³ 水价计,3 年多可创收 410×0.2=82 万元,有明显的经济效益。

改造后工艺降低了外排污水对环境的污染,特别是氮负荷大大降低。由于新工艺的剩余污泥产率大大降低,原只可受纳 4 天工艺剩余污泥的晒泥场,现可受纳将近 60 天的 A²/O 系统污泥。因此,大大改善了处理厂周围的环境。

如果剩余污泥采用厌氧消化-脱水处理,A²/O 系统污泥产率降低 1/2 以上,则污泥处理的电耗及运行成本都将降低 1/2 以上。如果污水处理厂的污泥处理费用占总处理费用的 20%—50%,就能节省 10%—25% 的总投资,其经济效益是不容忽视。

六、结语

A²/O 工艺不但适用于城市污水生物脱氮除磷,使处理出水达到回用于工业作为冷却水的要求,而且适用于含氮工业废水,如石油化工废水、食品加工废水、焦化废水、炼油废水等生物脱氮处理,是防止水体富营养化和污水回用的实用与有效的处理工艺。

可口可乐生产废水治理工程设计与运行

田 刚 李占芳 李建民 陆小为

(北京市环境保护科学研究院)

一、前言

北京市可口可乐厂地处北京市西南郊五里店地区,是国内第一家从事可口可乐饮料罐装的企业,也是改革开放以来在国内投产的第一家国际名牌饮料生产厂家,成立于1981年。由于各种原因,该厂的生产废水一直未能得到有效地治理,对当地的环境造成了严重的危害。1993年,为满足国内市场日趋增长的要求,由两家中方公司与可口可乐亚洲控股有限公司在原可乐厂的基础上合资组建“北京市可口可乐饮料有限公司”(以下简称可乐公司),引进设备提高产量。北京市环境保护科学研究院承出了该公司扩建项目废水治理工程的总承包。

可乐公司主要产品为可口可乐、雪碧、芬达等,以原汁、蔗糖、纯水、 CO_2 (气)、及其它辅料配制罐装各种饮料,年生产能力为2.1万t瓶装及罐装饮料,1万t浆制成的现调饮料。生产废水主要来自各类生产容器、设备、地面的冲洗水,不合格饮料及其它中间产品的排泄,其它生产排水和生活污水,废水主要污染物指标为COD。该公司废水治理工程从1995年5月开始建设,1996年6月验收投入正常运行。废水处理工艺为推流式活性污泥法,一年来的运行结果表明,只要工程设计合理、运行管理严格,与目前使用较多的接触氧化工艺相比,该工艺具有处理效果好,出水水质稳定,运行成本低等优点。

二、设计

(一)设计依据

本工程的设计水量水质及排水要求如下:

设计水量:2000m³/d

原水水质:COD 1200mg/L

排水要求:COD 60mg/L

 COD < 100mg/L

 SS < 20mg/L

 pH 6—8.5

(二)废水特点

(1)处理要求高:废水原水COD为1200mg/L,属于中等浓度有机废水,排水要求较高,为100mg/L。

(2)缺少营养:废水中的污染物主要由碳水化合物蔗糖构成,对于生物处理而言,废水中缺少必要的营养物质,实测原水N、P含量几乎为零。

(3)易起泡沫:在生产过程中需要使用一种链条润滑剂,最终进入废水,其主要成分为天然矿物油和表面活性剂,对微生物有抑制作用且易起泡沫。

(4)pH较难控制:在通常处理过程中,若废水中有机物的降解不够彻底,处理系统将呈现酸性。

不仅影响出水水质,还易引起污泥膨胀,因此废水日常处理需要适当投加碱性以控制系统的 pH 值。但生产车间还会不定时的排碱,控制不当又可能使处理系统碱性过大。

(5)水质波动较大:生产中废料排放造成的冲击负荷很大,不同工作日废水 COD 的日均浓度可相差数倍之多。

(三)工艺路线选定

1. 国内外状况

目前,可口可乐生产废水的处理均以生物处理为主要处理单元,国外以活性污泥为主,国内以好氧接触氧化为主;近年来厌氧-好氧处理工艺也开始在该废水的处理工程中得到应用,本工程亦是在国内首次采用活性污泥法处理可乐废水。接触氧化具有抗冲击负荷能力强,管理方便等优点,缺点是运行费用较高且出水水质较差。厌氧-好氧工艺的优缺点与运行过程中水温的控制有直接关系,适合于南方温度较高的地区。活性污泥是最成熟的工艺路线,广泛应用于各种工业有机废水和城市污水的处理,特别适合于中等浓度的废水。对于可口可乐废水而言,如能避免污泥膨胀的问题,活性污泥应是首选工艺。

2. 工艺路线

根据对废水水质等具体情况的具体分析,并参考国内外工程实例,本工程最终确定以活性污泥生物氧化为主的工艺路线,见图 1。

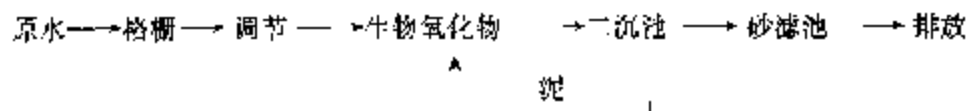


图 1 废水处理工艺流程(未含污泥处理)

(四)主要设计工艺参数

表 1 为该工程主要处理单元的设计参数。

表 1 工程设计参数

序号	处理单元名称	池型	负荷
1	调节池	/	HRT:15h
2	生物氧化池	前进推流式	HRT:20h
3	二沉池	斜管沉淀池	表面负荷:1.2m/h
4	砂滤池	普通快速滤池	表面负荷:10m/h

三、运行

(一)清洁生产

废水处理属于被动的末端处理,在经济上将给生产企业带来一定的负担。正确的做法是,积极采取各种有效的回收、回用、减污等措施,加强生产过程中原料及废水排放的计量监控,从而达到降低废水中污染物浓度,提高处理效率,降低处理成本的目的。根据对车间生产状况的调查,可口可乐生产废水在一般生产情况下,COD 的排放浓度在 600mg/L 左右,而由于生产中非正常的排污,最高可达 2000mg/L 以上。因此,可乐公司在废水处理实施投入运行之前,首先应进行车间内部的管理,以尽量减少非正常的排污,确保废水处理设施的正常运行。实测数据表明,采取清洁生产后,废水 COD 的平均浓度至少降低了 30%,为后续处理打下了良好的基础。

(二)运行结果与分析

1. 运行数据

图 2、图 3、图 4 分别是可乐公司废水处理设施运行的实测数据。

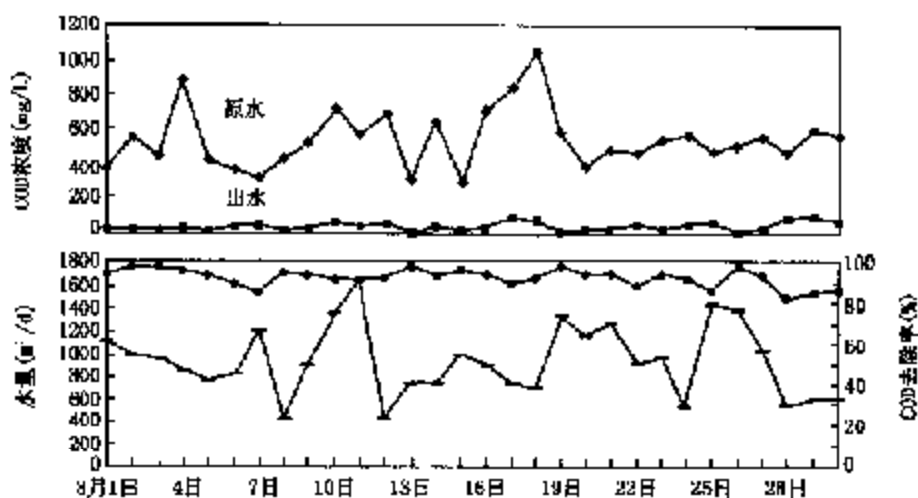


图 2 1996 年 8 月废水处理运行结果

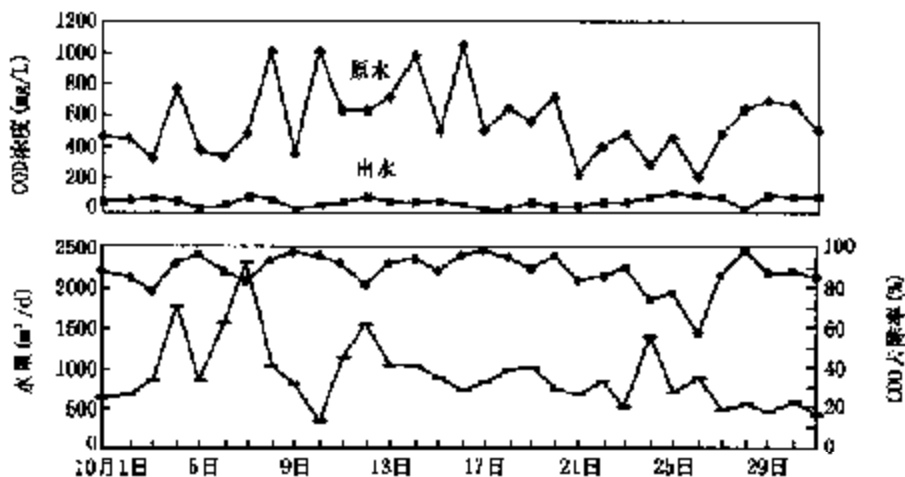


图 3 1996 年 10 月废水处理运行结果

2. 数据分析

根据实测数据表明该工程的设计、建设和运行达到了设计目的,出水水质好,达标率很高,取得了明显的环境效益。以下分几个部分对运行设计进行分析:

(1)处理效果:实际运行的数据说明,可乐废水采用活性污泥处理是合适的,出水 COD 的平均浓度 55mg/L 左右,最低达到 7mg/L,平均去除率 90%左右;此结果在可乐废水的处理中是难得的。

(2)有机负荷:为保证春节供货,生产产量较大,1997 年 1 月下旬基本达到了设计负荷,但与负荷较低的 1996 年 8、10 月份相比,出水水质没有明显的区别。当进水 COD 接近 2000mg/L 时,出水仍保持在 50mg/L 以下,而较高的 COD 出水并非出现在高负荷的运行状态下。说明对本工程来讲,在很大的范围内,有机负荷不是决定处理效果的关键因素。根据观察,出水水质的恶化主要是由于污泥膨胀及其它管理问题造成的。

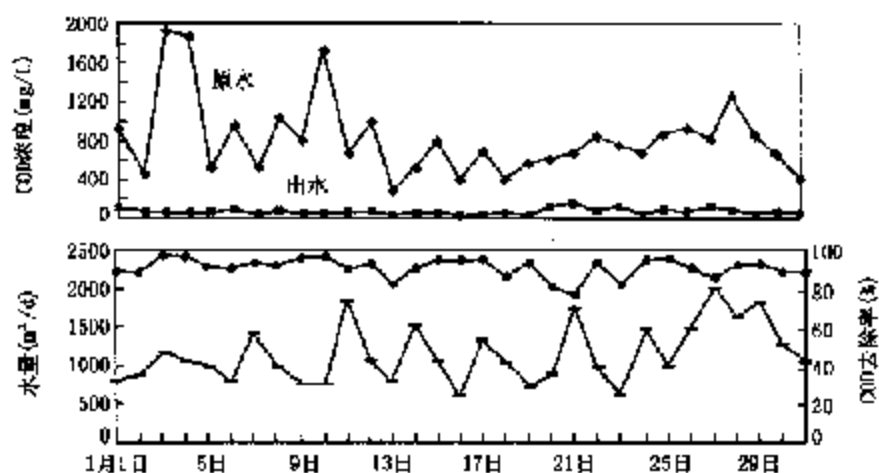


图4 1997年1月废水处理运行结果

说明:①进水水质测定取自调节池;

②出水水质测定取自总排口,当二沉池出水SS含量较少时,出水跨越砂滤池;

③砂滤池可去除5—30mg/L的COD。

污泥膨胀:从理论上讲,此类废水较易发生污泥膨胀。但是从实测数据可知,活性污泥系统可以连续几个月运转正常或基本正常,长时间保持有机物的高去除率。这说明:只要设计合理和管理正常,可乐废水处理过程中的污泥膨胀是可以避免的。一旦发生污泥膨胀,也是可以在运行过程中得到有效控制的。在近一年的实际运行过程中,虽然也经常出现污泥膨胀的苗头,经分析主要是因为运行过程中的疏忽造成的,不属于必然现象。

(4)温度:从图2、图3、图4的结果分析,夏季8月、秋季10月和冬季1月的处理结果无明显差别。原因是该厂的生产用水主要为地下水,最终进入曝气池的水温夏季为31—34℃,冬季为12—15℃,对生物处理系统影响不大。

(5)生物氧化池进水部位:在工程设计中应考虑到采取灵活的进水方式,以便在调试和运转时根据实际情况随时改变运行模式。

(三)管理

良好的管理是废水处理设施运转正常最关键的要素之一,及时修正设计中出现的失误,灵活调整运行参数,严格管理操作过程,都是至关重要的。由于生物氧化池是本污水处理系统的关键,本文仅就关键因素简述如下:

(1)污泥:每天进行生物观察,原生动物的附着型纤毛类如钟虫为主;污泥结构谨防丝状菌出现,严格控制污泥泥龄;及时调整污泥回流比等;

(2)溶解氧:曝气池各点根据功能区划分,采取不同的曝气强度;控制二沉池入口的溶解氧;

(3)营养及负荷:根据负荷及时调整营养物质的投加,注重生物系统pH的控制;

四、结论

(1)清洁工艺是最有效地降低污染负荷的手段;

(2)活性污泥法是最有效地处理可口可乐生产废水的工艺路线;

(3)控制污泥膨胀是工程设计和运行管理所考虑的首要问题。

大新皮革有限公司废水治理

刘国信 叶康钰

(北京环境保护科学研究院)

摘要:大新皮革有限公司为合资企业,每日排放制革废水 1 000m³,COD_{Cr} 1 000—3 000mg/L, BOD₅ 400—700mg/L, SS 500—1 200mg/L, S²⁻ ≤ 70mg/L, Cr³⁺ ≤ 1mg/L, pH 8—10,属高浓度有机、无机混合废水,难以生化降解,对环境污染严重。治理工艺采用下面工艺流程:

废水→格栅沉砂池→均质调节池→混凝悬浮澄清池→活性污泥→二沉池→接触氧化池→沉淀池→出水

污泥由悬浮澄清池排出,经污泥浓缩进入污泥晒干床,干化后外运烧碱。

废水经处理后达到了原建单位进入二级水体标准,即 COD 60—70mg/L, BOD₅ 5—10mg/L, SS 5—15mg/L, S²⁻ 0.03—0.05mg/L, Cr³⁺ 0.02—0.03mg/L, pH 6.0—8.5。

工程总投资费用 180 万元,折合每处理 1m³/d 投资费用 1 800 元。经 6 个月运行后,运转费用 0.66 元/m³。

概况:大新皮革制品有限公司是与韩国合资的一家企业,位于顺义李桥镇,占地 16 000m²,年生产皮革及革制品共 45 万套,80%销往国外。

该厂生产原料为生牛皮,加工后作为成皮包装外运,其生产工艺流程如下:

原皮→浸泡→除油质→水洗→脱毛→加灰→剥皮→再加灰→水洗→酵解→水洗→浸碳→鞣革→脱水→磨皮→着色→干燥→润湿→软皮→伸皮→涂色→平整→计量→包装

在制革过程中,排放出大量废水,严重污染了环境,不仅周围居民反映强烈,而且废水进入河渠,一切生物绝迹,流入下游,直接威胁通县饮用水源。对于如此污染大户,北京电视台作了曝光批评,当地环保局令其限期重新治理。

一、该公司所排的废水特性

1. 总排口日排水量的变化特性

该厂日排水量随加工皮革数量的变化而变化,当牛皮加工量稳定在 600 张/天时,日排水量约 1 000m³/d 左右。由于制革工艺的特点,全天不同时间的排水量变化很大。

2. 车间总排口水质变化特性

从车间总排口连续测试发现,全日不同时间出水水质变化相当大。通过几天取样,经化验分析,其变化规律如表 1 所示。

二、废水处理后应达到的水质要求

该厂位于北京水源上游,废水排放后进入二级水体。因此废水处理后应达到原建单位进入二级水体的排放标准,即:

COD _{Cr} ≤ 80mg/L	BOD ₅ ≤ 40mg/L	SS ≤ 70mg/L
S ²⁻ ≤ 0.3mg/L	pH 6.0—8.5	色度 ≤ 50 倍

$$Cr^{3+} \leq 1.5 \text{ mg/L}$$

表 1 总排口全日水质变化情况

分析项目 采样时间	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS(mg/L)	5 ²⁺ (mg/L)	pH
8:30	5200—6500	1200—1600	1500—3000	230—300	13
10:30	1000—1200	400—600	450—550	15—20	10—13
12:30	9000—13000	3000—4500	3000—4500	500—800	8—12
14:30	2500—3300	500—700	500—700	50—90	8—7
16:30	1500—2000	450—600	450—650	25—60	6.57
17:00—17:00	30—70	5—10	5—10	1—3	6.57

三、废水处理工艺流程及流程特点

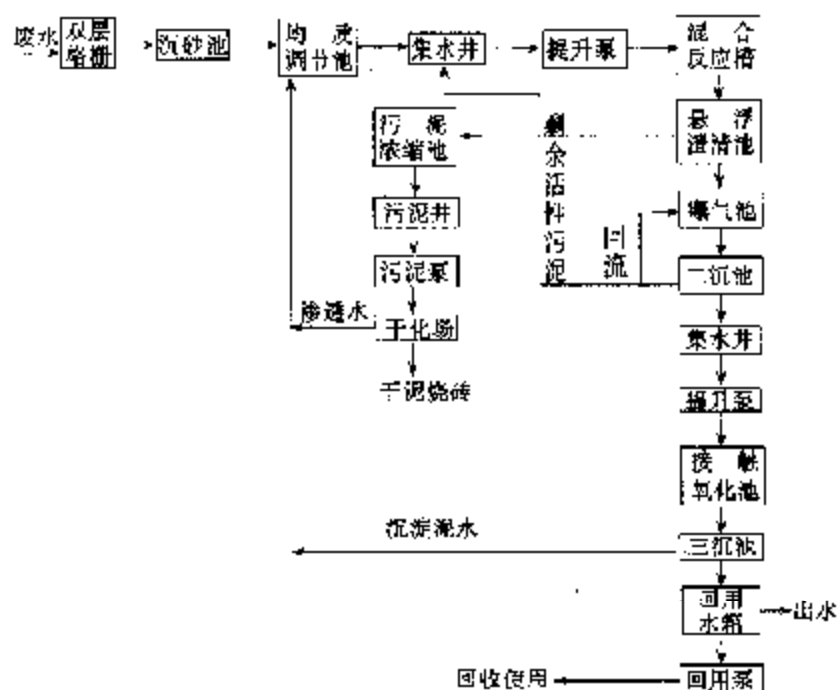


图 1 制革废水处理工艺流程方框图

该工艺流程(见图 1)是针对皮革废水的特性而制定的,工艺流程有如下特点:

(1)由于牛皮中混杂不少泥砂,同时在制革工艺中又加进大量灰膏、产生灰渣、碎皮。因此,进泵之前应加强预处理,设置格栅、沉砂池,以防造成水泵的阻塞和磨损。

(2)由于每日排水,水质与水量极不均匀,必须要有均质调节池。在调节池内设有射流曝气器,使池内水流不会产生死角,既达到均质效果,又起到预曝气的作用,可降低有机负荷 10%—15%,同时也防止了悬浮颗粒在池内的淤积。经过均质调节作用,连续测定调节池内出水水质如表 2 所示。

(3)采用混凝悬浮澄清池代替传统的混凝沉淀池,可节省化学药剂。

由于废水中投入大量石灰膏和无机盐,废水相当浑浊,比重较大。采用混凝气浮工艺,效果较差。采用传统混凝沉淀方法,加药量很大,产生的泥渣量也大。采用悬浮澄清方法,既保证有较好的出水水质,又节省了化学药剂。下面是两组对比试验的结果。

投加化学药剂均为聚铁絮凝剂。

搅拌转数与时间:100—150r/min 2min

进水流速:1.5m/h 沉淀时间:1.5h

表2 调节池混合水样出水水质情况

分析项目 取样时间	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS (mg/L)	S ²⁻ (mg/L)	Cr ³⁺ (mg/L)	油 (mg/L)	pH
1997.10.12	2920	675	1260	54	5.6	105	9
1997.10.13	2785	647	550	72	3.6	20	8
1997.10.14	2919	816	1300	27	6.6	100	7
1997.10.15	2133	528	500	2.7	13.4	60	10

表3 常规混凝沉淀法出水水质

分析项目 取样时间	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS (mg/L)	S ²⁻ (mg/L)	Cr ³⁺ (mg/L)	油 (mg/L)	pH
原水	1100—1350	285—356	415—630	60—80	5.8—8.2	50.2—70.3	9—10
原水+0.3mg/L	710—840	210—275	230—315	32—45	3.2—4.5	10.1—13.1	8.5—8
原水+0.5mg/L	601—675	168—193	189—210	15—18	1.9—2.7	5.2—8.3	7—7.5
原水+1.0mg/L	455—515	128—142	105—159	4.3—5.6	0.98—1.3	2.8—3.4	6—6.5

表4 悬浮澄清出水水质

分析项目 取样时间	COD _{Cr} (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	SS (mg/L)	油 (mg/L)	Cr ³⁺ (mg/L)	S ²⁻ (mg/L)	pH
原水	1100—1350	280—350	415—680	60—80	5.8—8.2	50.2—70.3	9—10
原水+0.2mg/L	523—647	150—185	65—101	8.3—10.5	0.4—0.6	0.3—0.7	8—7.5
原水+0.3mg/L	416—525	1125—142	52—79	7.2—8.0	0.1—0.3	0.2—0.5	7—6.8

从表3、表4中可以看到,当两种处理方法的出水水质相似时,采用悬浮澄清的方法要比常规沉淀方法,药剂投加量节省1倍。

悬浮澄清法优于常规混凝沉淀,这是因为经混凝后的废水在穿过悬浮层时,泥渣悬浮层起到两种作用,其一是对废水中的胶体、有机物有吸附作用,其二是对絮凝悬浮物起过滤作用,因而降低了污染负荷。

(4)采用节能型曝气设施,节省了能量和投资费用。

制革废水属于高浓度有机、无机混合废水。废水可生化性较差 BOD₅/COD_{Cr} 比例为 0.2—0.25,为此采用活性污泥和接触氧化二级生化处理。在生化处理过程中,不用传统鼓风曝气方式,采用自吸式涡轮充氧机和射流曝气方式。

自吸式涡轮充氧机直接带动高压风扇和涡轮,无中间转换环节,提高了能源利用率。高压风扇送入的空气在涡轮的冲击下形成微小气泡,在水中作旋涡运动,增加了气泡与水的接触时间,提高了充氧效率,与传统鼓风机相比较率可提高 17.7%—36.4%。充氧机直接安装在曝气池上,不需要阀门和管道,也无需建造厂房,较鼓风机曝气系统节省基建投资 60%。

射流曝气系统,用于活性污泥处理时有两种作用,一方面作为充氧机的补充与调节,可根据水质情况调整充氧量。另一方面二沉池的污泥可能过射流泵回流到曝气池,取消了常规的污泥回流泵。在接触氧化池中,射流曝气代替罗茨鼓风充氧系统,可节省能量在 3 倍以上。

(5)通过改兴污泥的处置,减低活性污泥脱水的比阻。

通过化验分析,制革废水中的悬浮物成分,无机物占70%,有机物占30%。无机化学污泥比阻远比活性污泥的比阻小,因而容易脱水。本工艺将剩余活性污泥加入到废水中,进行混凝悬浮澄清一起处置,既改善了脱水性能,也节省了投资费用。

四、调试与运行效果

工程建成后即进行调试,调试完后,即进行试运转,运行时间约6个月。在这6个月中,该公司为带料加工,由于来料数量不等,排水量变化很大,最大为 $1000\text{m}^3/\text{d}$,最低为 $400\text{—}500\text{m}^3/\text{d}$, COD_Cr $600\text{—}1800\text{mg/L}$, BOD_5 $300\text{—}500\text{mg/L}$, SS $500\text{—}600\text{mg/L}$,经本工艺处理后最终出水为:

COD_Cr $60\text{—}70\text{mg/L}$ BOD_5 $5\text{—}10\text{mg/L}$ SS $5\text{—}15\text{mg/L}$

S^{2-} $0.03\text{—}0.05\text{mg/L}$ Cr^{3+} $0.02\text{—}0.01\text{mg/L}$ pH $6.5\text{—}7.5$

五、工程投资和运转费用

工程处理规模为 $1000\text{m}^3/\text{d}$,设计流量按 $50\text{m}^3/\text{h}$,设计水质 COD_Cr $1000\text{—}2000\text{mg/L}$, BOD_5 $400\text{—}700\text{mg/L}$, SS $500\text{—}1200\text{mg/L}$, $\text{S}^{2-} \leq 70\text{mg/L}$, $\text{Cr}^{3+} \leq 1\text{mg/L}$, pH $8\text{—}10$ 。根据这种规模和处理能力工程的总投资费用为180万元。折合每大处理 1m^3 废水投资费用为1800元。

废水的运行费用只考虑了电费、药剂费、人工费和维修费,未计算设备折旧费。分项费用如下:

1. 电费

总装机容量 106kW ,正常使用负荷 60kW ,工业用电收费0.35元,折合每 m^3 废水需付电费0.42元。

2. 药剂费

工程中废水投加染铁絮凝剂,投加量为 $0.2\text{g}/\text{m}^3$,每吨药剂费用为700元,折合每 m^3 废水支付药剂费用为0.14元。

3. 人工费

现废水处理站操作人员为3人,月工资500元,折合每 m^3 废水需支付人工费0.05元。

4. 维修费

日常设备维修费按处理 1m^3 废水为0.05元计。

综合上述四项,每处理 1m^3 的运转费用为0.66元。

采用两级气浮串联接触氧化工艺 处理高浓度冰淇淋生产废水

张翼飞

(北京金源环境保护设备有限公司)

一、引 言

随着生活水平的提高,冰淇淋的消费量逐年递增,90年代以后以惊人的速度发展,国内外的生产商纷纷在国内兴建新的生产线,仅1996年1-6月就比上一年同期增长12%。根据NESTLE公司的统计,目前中国有200家以上的冰淇淋生产厂家,每年的产量在100万吨以上。在冰淇淋生产过程中所产生的高浓度有机废水,若直接排入水体,将会使水体每年接纳约5万吨COD污染负荷,直接对水环境构成威胁。因此,探索高效而经济的冰淇淋废水处理工艺对治理水体的有机污染是有积极意义的。

笔者所在的北京金源环境保护设备有限公司,先后在1994年和1995年为世界著名的冰淇淋生产商和路雪(Wall's)有限公司在北京和江苏以“交钥匙”方式建设了两座完整的污水处理系统。本文将结合这两个工程实践,论述了采用气浮串联接触氧化处理高浓度冰淇淋废水的技术。

二、冰淇淋废水的水质和水量分析

冰淇淋废水主要来自冰淇淋包装生产线和地面的冲洗水,混料阶段以及巴式灭菌阶段,其中含有大量可生物降解的有机物、悬浮物、油脂类及少量添加剂和清洗剂。在良好的物料管理和清洁生产条件下,冰淇淋生产过程中仍然要产生一定数量的废料,而由于产品的卫生要求,绝大部分的废料不能回用,只能以废水的形式排放。世界各个大型冰淇淋企业均对废料的产生比例有所规定,和路雪公司规定的废料产率为总产量的7.5%。经过统计分析,每生产1L冰淇淋,约产生0.05kgCOD;如以废料核算,则每1L废料约折合0.65kgCOD。实际操作和理论分析表明:冰淇淋的产量越大,其废水的污染物总量越大。和路雪公司在北京和江苏的两个工厂,其年平均水质和流量指标如表1。

表1 两个工厂年平均水质和流量指标

工厂 参数	和路雪北京冰淇淋厂		和路雪江苏太仓冰淇淋厂	
	浓度(mg/L)	负荷(kg/d)	浓度(mg/L)	负荷(kg/d)
流量	—	150m ³ /d	—	400m ³ /d
COD	4400	660	6000	2400
BOD	2300	345	3800	1520
SS	600	90	800	320
TSS	350	52.5	400	160
TN	120	18	142	56.8
TP	47	7.05	60	9.0

以上数据的分析结果表明:两个工厂排放废水中BOD和COD的比值分别为0.52和0.63;碳

氮磷的比例分别为 100:6.1:3.1 和 100:4.3:2.1。这表明冰淇淋废水的可生化性比较好,而且 BOD 和氮磷营养物的比例可以满足 100:5:1 的生物处理的基本要求。

三、冰淇淋废水的处理工艺

(一)国外冰淇淋的废水处理工艺

冰淇淋作为一种可生化性能较好的高浓度有机废水,大多数常规生物处理技术均可以使用。但是,由于这一产品的季节性变化较大以及业上根据市场经常性的对产品的品种进行调整,这就要求废水处理系统在工艺的可靠性、系统运行的稳定性以及控制的灵活性上进行优化设计。国外一些冰淇淋废水处理的技术简介见表 2。

表 2 国外一些冰淇淋废水处理的技术简介

序号	企业名称	废水主要处理工艺
1	和路雪有限公司(越南)	完整的二级污水处理厂。设计日流量 360t。设计水质 COD 4 600 mg/L; BOD 2 900mg/L; SS 1 250mg/L。预处理采用加压溶气气浮、生物处理采用 UAF (升流式厌氧滤池)工艺串联延时曝气工艺。UAF 设计负荷 $5\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。水力停留时间 18.5h。曝气池污泥负荷 $0.08\text{kgCOD}/\text{kgMLSS}$,水力停留时间 4.2d。设计 MLSS: $3500\text{g}/\text{m}^3$,沉淀池表面负荷 $0.5\text{m}^3/\text{h}$ 。系统产生的污泥输送至 UAF 中进行处理
2	和路雪(澳大利亚)有限公司	一级污水处理厂。处理后排放至市政污水处理厂。设计日流量 300t。处理采用酸析气浮工艺。向污水中投加硫酸,调整 pH 值到 1.5—2.0 左右。使乳化油分解同时使蛋白质析出。之后进行气浮处理,气浮出水经过 pH 调整后排放。系统运行采用全部自动控制
3	ORIENT (韩国) 冰淇淋公司	完整的二级污水处理厂。除冰淇淋废水外,还混有少量果汁加工废水。设计日流量 130t。设计水质 COD: $4900\text{mg}/\text{L}$; BOD: $2200\text{mg}/\text{L}$; TSS: $400\text{mg}/\text{L}$ 。预处理采用溶气气浮工艺,生物处理采用循环活性污泥(CASS)工艺。处理后 BOD 达到 $30\text{mg}/\text{L}$, TSS 达到 $30\text{mg}/\text{L}$ 。CASS 系统的污泥负荷为 $0.15\text{kg COD}/\text{kgMLSS}$ 。循环周期为:进水/曝气——4h;沉淀——1h;排水——1h;处理后 COD < $100\text{mg}/\text{L}$
4	MESTLE 墨西可公司	完整的二级污水处理厂。除冰淇淋废水外,还混有奶粉加工废水。设计日流量 500t。设计水质 COD: $4900\text{mg}/\text{L}$; BOD: $2200\text{mg}/\text{L}$; TSS: $400\text{mg}/\text{L}$ 。预处理采用溶气气浮工艺,生物处理采用循环活性污泥(CASS)工艺。处理后 COD 小于 $100\text{mg}/\text{L}$, BOD 达到 $30\text{mg}/\text{L}$, TSS 达到 $30\text{mg}/\text{L}$ 。CASS 系统的污泥负荷为 $0.15\text{kg COD}/\text{kgMLSS}$ 。循环周期为:进水/曝气——4h;沉淀——1h;排水——1h

从表 2 可以看出,冰淇淋废水均使用高效气浮预处理及低负荷的生物处理方可达到较好的处理效果。

(二)和路雪(中国)有限公司太仓冰淇淋厂污水处理系统的处理工艺

在和路雪(中国)有限公司北京和太仓冰淇淋厂污水处理工程中,采用了两级气浮串联接触氧化作为废水处理系统的主体工艺。其主要工艺如图 1 所示。

原水经过泵站的提升进入污水处理厂。污水首先通过自动回转格栅对水中的大块漂浮物进行截除。之后,废水进入调节池对水质和流量进行调节。调节池中设置预曝气设施。潜水泵将污水提升经过计量后至预处理工段。预处理工段主要由两级气浮和药剂投加系统组成。气浮池采用部分回流加压溶气工艺,气浮溶气水取自第二级气浮池的出水。在每级气浮池前设置混合反应池;一级气浮池投加聚合氯化铝,二级气浮池投加聚丙烯酰胺。气浮浮渣经过机械脱气后,输送至污泥浓缩池。气浮的出水经过营养盐补充后进入生物处理系统。

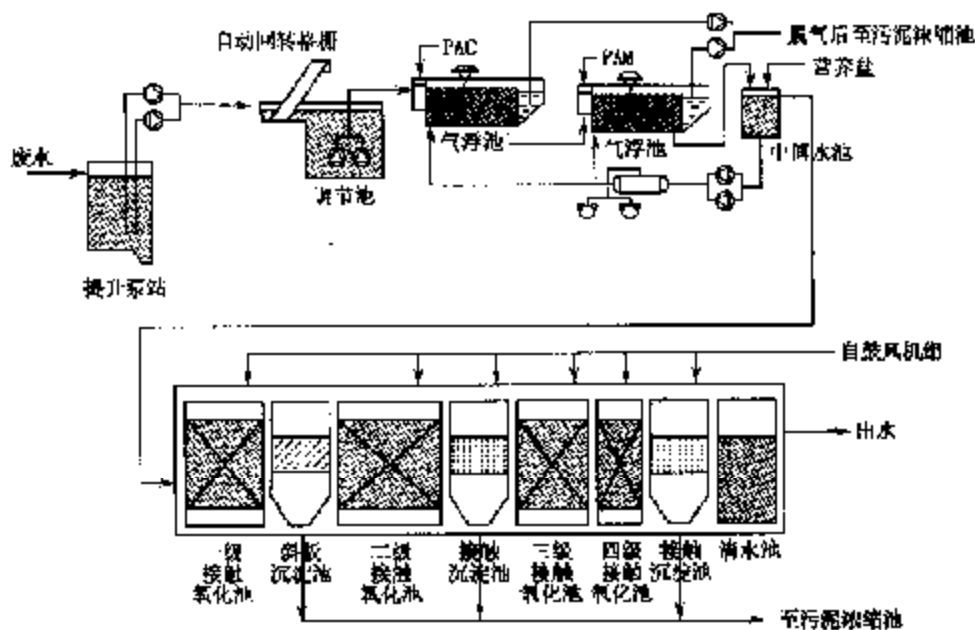


图1 两级气浮串联接触氧化处理废水工艺

生物处理系统主要由接触氧化池和沉淀池组成。污水首先通过一级接触氧化池,再进入斜板沉淀池。沉淀池的出水进入二级接触氧化池和二级沉淀池。这一沉淀池采用接触式沉淀。最后,污水通过三四级接触氧化池和最终沉淀池进入清水池溢流排放。斜板沉淀池的污泥和接触沉淀池的污泥通过污泥泵输送至污泥处理系统,接触沉淀池的反冲洗废水排入调节池重新处理。

污泥处理系统主要包括气浮浮渣的脱气,污泥输送,污泥浓缩池和污泥脱水机以及相关药剂投加设备组成。

污泥处理的流程如下:气浮池的浮渣首先经过机械脱气处理后储存于浮渣池,定时输送至浓缩池。斜板沉淀池和接触沉淀池的污泥重力排放至污泥浓缩池。污泥浓缩池为间歇重力操作。浓缩后的污泥和聚丙烯酰胺混合反应后进入卧式离心脱水机进行脱水处理。浓缩池上清液和污泥脱水机的脱出水回流至调节池。

四、工艺的实际运行状况分析

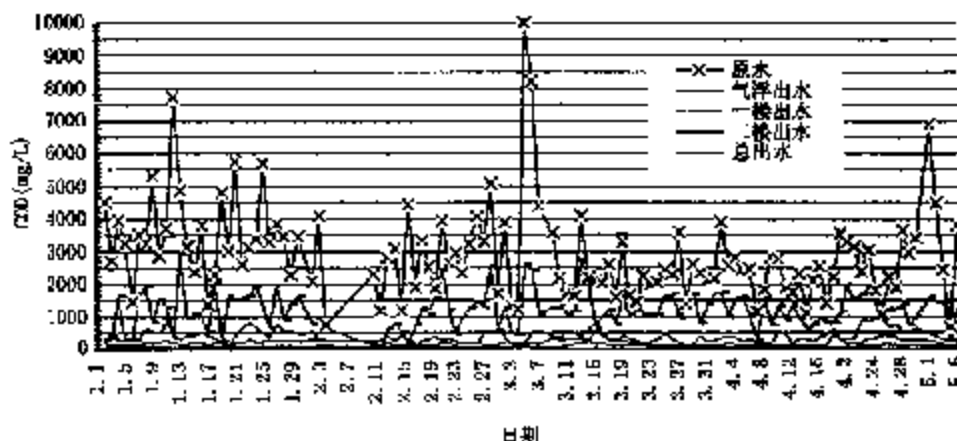


图2 和路雪(中国)有限公司大仓冰淇淋厂污水处理3—4月运行记录

图2是和路雪(太仓)冰淇淋有限公司污水处理系统的1997年1—4月的逐日运行记录表的数据曲线。

从图2中可以发现:尽管原水的水质变化比较大,但是系统的出水水质一直很稳定,达到了国家污水综合排放标准(CB8978-88)中的一级“新扩改”标准所要求的水质,而且各级处理的去除率明显,水质的波动随工艺路程的延续而减小。

五、两级气浮预处理对于冰淇淋废水的处理效果及技术分析

(一)两级气浮预处理对于冰淇淋废水的处理效果分析

采用两级气浮串联工作,是和路雪有限公司冰淇淋废水处理系统的核心预处理单元操作。这一工艺在实际运行过程中取得了良好的效果。以1997年3月的运行数据(见图3)为依据对气浮工艺的去除率进行分析,COD的平均去除率达到65%。气浮对SS和TFM的去除率近100%,出水清澈,达到了设计的去除率水平。

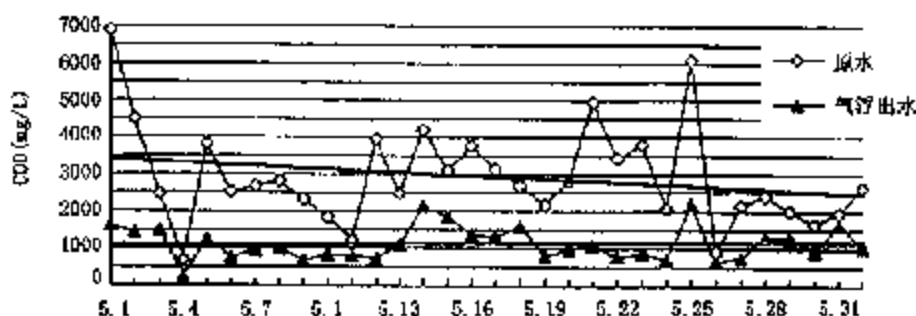


图3 和路雪(中国)有限公司太仓冰淇淋厂污水处理系统运行记录表

(二)两级气浮预处理冰淇淋废水的技术分析

从系统设置和处理功能分析,经过药剂和废水的絮凝反应后,第一级气浮池主要去除废水中的固体悬浮物、油脂类及部分可絮凝的胶体污聚物质;第二级气浮池主要去除废水中残余的胶体和由于冲击负荷而从一级气浮池泄漏的悬浮物等污染物。总体上一级气浮起粗处理作用,二级气浮起精处理和保护作用。一级气浮池中投加混凝剂PAC;二级气浮池中投加助凝剂PAM。混合反应池和气浮池和气浮池体组合为一体。

一级气浮池的表面水力负荷设计为3.5m/h,溶气水回流比50%;二级气浮池的表面水力负荷设计为4.6m/h,溶气水回流比30%。气浮池型采用矩形池体,长宽比2:1,有效水深1.8m,水深采用套筒阀调节;采用行车式刮渣机,刮渣频率自1—99min自动设置。两级气浮池的溶气水由一套加压溶气装置提供,溶气压力设计0.40MPa,采用压力传感器控制空压机启停。

(三)气浮预处理工艺中应注意的问题

1. 混凝剂对pH值和营养盐比例的影响

为了提高气浮工艺的去除率进而保证后续生物处理的稳定性,处理工艺中需要向水中投加混凝剂和助凝剂。由于混凝剂在水中的水解作用,二级气浮池的出水pH值有所下降,由未处理前的7变为5左右,有时可以达到4。因此,为了满足后续生物处理的需要,二级气浮的处理出水应回调pH值。由于药剂的使用,对处理出水中的营养盐比例也有影响。根据运行数据的分析,保持在100mg/L聚合氯化铝的投加量下,除磷的效果可以达到95%左右。

对于冰淇淋废水,其中的磷一部分来源于不溶性的油脂类和悬浮物(含有磷脂),另一部分来自

溶解性的有机物(磷酸盐)。上式说明了溶解性磷的去除,而不溶性物质中的磷则通过气浮过程从废水中分离。根据以上分析和运行过程中的监测数据可以得到这样的结论,即气浮对 COD 和 SS 的去除率越高,废水中磷的去除率亦相应提高。作为生物处理所必须的成分,在使用混凝气浮作为预处理工艺中,应在气浮出水中按照生物处理所要求的营养盐比例补加磷酸二氢钾等磷盐以确保后续生物处理的效果。

2. 浮渣的脱气

絮凝气浮工艺的使用将导致浮渣的产生。浮渣包括三部分,一是从水中分离出来的不溶性污染物;二是水中可絮凝的胶体污染物;三是残存的药剂。与沉淀池的污泥相比,气浮浮渣具有含固率高、流动性差、含有大量微细气泡的特点。为了减小浮渣体积和使其可以被浓缩,应在系统设计时设置浮渣脱气设施。在和路雪中国有限公司污水处理工程中,采用机械搅拌脱气。使用 IPN 污泥泵从浮渣储池中抽取介质,再将经过叶轮搅拌的浮渣输送回储池,不断循环。这一简单措施通过叶轮的搅拌促使小气泡的合并和气泡的破碎,有效减小浮渣体积。同时,在气泡被脱出后,浮渣可以通过重力进行浓缩处理以便进一步进行脱水处理。

六、生物接触氧化处理冰淇淋废水的技术分析

(一)生物处理的系统设置以及运行效果分析

和路雪中国有限公司的废水处理系统中,采用生物接触氧化工艺对气浮池出水进行处理。生物处理系统包括了四级接触氧化池和二级沉淀池。四座接触氧化池和三座沉淀池通过隔断合建于一个矩形的混凝土构筑物中,各处理单元采用渠道或出水堰相连接。每一级接触氧化池按照完全混合式设计,采用鼓风曝气,伞流曝气头布气,使用组合式填料。

四级完全混合式接触氧化工艺的串联设计主要是为了具备更好的抗冲击负荷能力同时获得更好的出水水质,因为当冲击负荷发生时,经过第一级完全混合生物池的处理后,这一冲击将被明显削弱,而后续生物处理将基本稳定。从图 2 所示的记录数据可以发现,一级接触氧化池的出水具有和气浮出水水质类似的波动,而后续处理的出水则相对稳定;事实上,完全混合的一级生物处理不仅具有生物处理的功能,而且具备调节池的部分功效。

上述生物处理系统的平均 COD 投配负荷为 $1.65\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,生物处理的总停留时间为 38.4h,设计供氧量为 $1.5\text{kgO}_2/\text{kgBOD}$ 。生物接触氧化工艺的 COD 的总去除率平均值为 92.7%。

(二)二接触沉淀池的应用

接触沉淀池在上述生物接触氧化处理中用于生物膜和废水的固液分离。所谓接触沉淀池,即在沉淀池中安放一定级配的砂石,使沉淀池在原有自然重力沉淀的接触上增加类似过滤的功能,同时具有生物絮凝和氧化的功效。其特点是出水的悬浮物浓度低,无污泥膨胀。在和路雪中国有限公司污水处理系统中,级配砂石的填装厚度为 350mm。接触沉淀池的设计表面水力负荷为 $2.5\text{m}^3/\text{h}$,每 48h 反冲洗一次,采用空气反冲洗,强度为 $50\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,冲洗历时 5—7min。

七、结束语

通过和路雪中国有限公司两个冰淇淋厂废水处理系统的实践运行证明,两级气浮串联生物接触氧化法对于冰淇淋废水是一种高效率、耐冲击负荷、运行稳定可靠、管理方便的处理工艺,为今后类似废水的处理工程提供了一个范例。

新疆阿图什市城市污水土地处理工程

段振渤 何佛元 秦宵黎

(北京市环境保护科学研究院)

一、概况

阿图什市城市污水处理厂位于新疆西部天山南麓塔里木盆地的西缘,海拔 1300m 左右,属于干旱缺雨的大陆性气候。年平均降雨量 76mm,蒸发量 3229.3mm,年日照时数为 2756.6h,极端最高气温 41.2℃,极端最低气温 -24.4℃,年无霜期为 240 天左右。

该工程征地 29 万 m^2 (约 435 亩),其中一级处理设施占地 2.3 万 m^2 (35 亩),土地处理系统的渗滤田占地 196840 m^2 (295 亩),地表漫流田占地 6840 m^2 (10 亩),并可根据污水量增加留有充分的发展余地。

二、处理场地特征

该工程处理设施的场地位于城市下风向,地势平坦,地面自然坡度为 6‰~10‰,远离人口集中区。根据场地土壤分析资料,表层土壤渗透性较好,属轻壤土质,渗透系数在 0.021—2.01 mm/min;1—2m 为重壤土质,渗透系数在 0.0073—0.0128mm/min 范围,渗透性较差,可视为限制土层。整个场地范围内土质层次分明,变化不大,适宜作快速渗滤、慢速渗滤和地表漫流处理系统。该系统平面布置如图 1 所示。

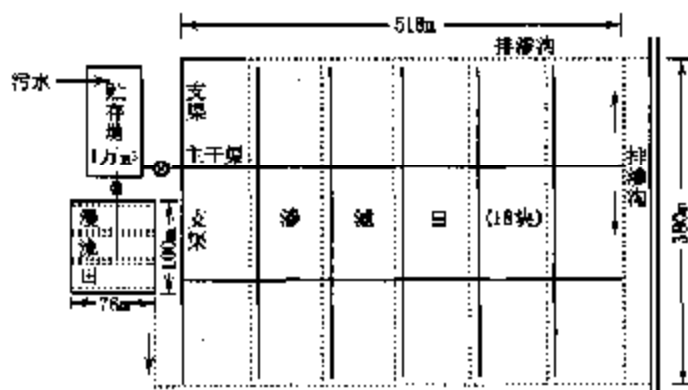


图1 阿图什市城市污水土地处理系统平面布置图

三、污水水量与水质

污水量 1200 m^3 /d (其中渗滤田负担 800 m^3 /d,漫流田负担 400 m^3 /d);水质 BOD_5 150mg/L, COD 300mg/L, 氨氮 15mg/L。

四、污水处理流程及处理构筑物

(一)处理工艺流程

设计考虑利用城区和处理厂两地的自然高差,通过两公里左右的压力排水干管使污水能自流进入沉砂池,然后仍以重力流方式进入机械转筒式微滤机进行过滤。沉砂池及过滤出的残渣排至晒砂场自然烘干处理。微滤机出水自然进入贮存塘,再由此分别配水到渗滤田和漫流田两个处理系统。处理后的再生水经地下集水系统和排水系统收集统一排到下游作农田灌溉再利用。工艺流程如图 2 所示。

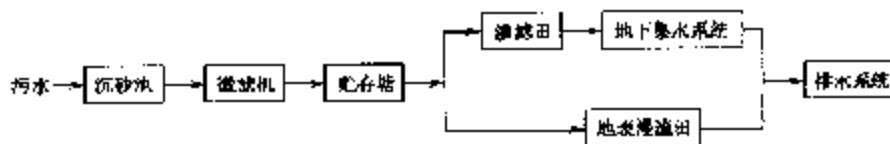


图 2 工艺流程图

(二)处理构筑物

1. 贮存塘

容量为 10000m^3 , 设在上地处理系统的最高点。其作用主要有三点, 其一是当接收的污水量超过设计水力负荷和夜间不进行回配水时起到暂时贮存调节作用; 其二是调节和稳定水质并兼有一定的净化作用; 其三是为下一步的处理提供足够的自然水头。

2. 渗滤田

在周密调查的水文地质、地理地貌、土壤结构的基础上, 结合当地农业生产的条件及耕作制度, 选用以下设计参数:

处理水量: $800\text{m}^3/\text{d}$; 水力负荷: $0.6\text{cm}/\text{d}$; 年利用率: $2.19\text{m}/\text{a}$ 。

渗滤田共布置 18 块条田(其中两块为备用), 每块条田内用季节性临时土埂再分成 12 块畦田, 作为处理污水的单元构筑物。每块畦田尺寸: $76 \times 9 = 685\text{m}^2$ (净尺寸); 单宽流量: $0.5\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$; 总面积: $8208 \times 18 = 147744\text{m}^2$ (221.5 亩)。

3. 地表漫流田

处理水量: $400\text{m}^3/\text{d}$, 坡度: 2% ; 坡长: 30m ; 坡宽: 76m ; 面积: $76 \times 30 \times 3 = 68840\text{m}^2$; 布水方式: $\Phi 1500\text{mm}$ 开孔塑料管表面布水; 布水周期: $8\text{h}/\text{d}$; 水力负荷: $5.8\text{cm}/\text{d}$; 单宽流量: $0.062\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m})$ 。

4. 地下集水及排水系统

渗滤田的处理水由埋设在 1.3m 深处的聚乙烯波纹穿孔花管(外缠丙纶丝)收集, 花管外径 76mm , 埋设间距 9m 。由各花管收集到的处理水汇集到集水上沟后排出场外。

五. 处理系统的技术经济指标

阿图什市污水土地处理系统总投资为 60 万元, 其中一级处理设施及厂区平面建设费用为 40 万元, 土地处理系统的费用为 20 万元, 征地 435 亩, 征地费为 2.18 万元。按原始设计土地处理系统处理 $1200\text{m}^3/\text{d}$ 计, 处理每方水的基建投资为 $254.7\text{元}/\text{m}^3$ (其中一级处理设施占 $889\text{元}/\text{m}^3$)。到 1995 年该系统接纳污水量达到了 $3000\text{m}^3/\text{d}$, 按此水量计, 单位水量投资 $155.6\text{元}/\text{m}^3$ 。

目前, 原污水超越一级处理设施, 直接进入贮存塘, 再重力流投配到土地处理系统进行处理。该系统运行 5 年来, 处理场地的林业和农业产品的收入可与污水处理厂运行费用达到收支平衡。污水处理厂现工作人员 18 人, 加上其他费用, 每年运行费 3.0 万元左右。随着柳树、杨树和其他果树进入生长旺盛期和结果期, 以及柏树面积扩大, 该污水处理厂将会成为有盈余收入的生态污水土地处理系统。

六、运行效果

(一) 渗滤田的工艺性能

渗滤田是该污水土地处理系统运行管理及工艺性能的监测的重点工作内容,渗滤田设有地下水系统。地下集水系统具有将净化再生水用于农业灌溉功能。渗滤田对污水的处理效果见表1。

表1 渗滤田对污水的处理效果

取样时间	取样地点	项 目				
		BOD ₅	COD	SS	T-P	T-N
1993.8 1995.9	原污水(mg/L)	64.0	202	120	6.37	14.52
	地下排水(mg/L)	12.5	51.5	33.6	1.09	2.30
	去除率(%)	80.4	74.6	72.0	82.8	84.2

* 每月随机采样一次,所列数据为其算术平均值。

处理效果表明污水在土壤中经1.3m深度垂直入渗过程中,污水中的污染物的去除效果是十分有效果的,BOD₅为12.5mg/L,COD为51.5mg/L,该效果要优于国内的常规的二级污水处理厂的出水水质,特别是对氮、磷的去除效果更是常规二级污水处理厂难于达到的,其处理效果相当于A²O工艺技术的处理水平。对污水中的其他指标经渗滤后的变化如表2所示。

表2 污水中其他指标变化表

取样地点	pH	HCO ₃ ⁻	CO ₃ ²⁻	Cl ⁻	Ca ²⁺	Mg ²⁺	SO ₄ ²⁻
原污水(mg/L)	7.67	370.8	ND	280.9	73.8	82.7	313.2
地下排水(mg/L)	7.42	5377.5	ND	607.8	661.2	154.0	1975.7

工程设计时场地调查结果表明,场地土壤为典型的盐碱土,既含有过量的可溶性盐又含有过量的吸附性钠,土壤表层0—30cm的pH值为8.80左右,100—150cm深度的土壤pH值为9.30左右。污水在入渗过程中上体中的SO₄²⁻、Cl⁻、Ca²⁺、Mg²⁺等离子溶于水,使地下排水中的这些离子浓度显著高于原污水。该现象表明污水的投配具有冲洗盐碱土的作用。该数据是1995年三次采样分析的结果,这说明虽然经多年污水的冲洗,但冲洗强度远远没有达到冲洗盐碱地应要求的强度。但也预示着再经过数年的运行,场地的盐碱土会改良为可供耕作的土壤。

(二) 渗滤田林木

在渗滤田上自1991年系统运行以来,进行了各种树木的栽种试验,1991年、1992年的对杨树、柳树、沙枣树等三种树种栽种的成活率表明,柳树的成活率最高为98%,杨树、沙枣树的成活率为30%。果树类,如杏树、桃树、苹果、无花果、石榴等栽种试验,以桃树的成活率最高为77%、苹果树的成活率48%、无花果树的成活率最低仅为21%。

通过试验该土地处理系统以栽种柳树为主。柳树的栽种树苗自1992年起均来自污水土地处理系统已成活的柳树,每株柳树苗价值1元左右,栽种数量以近似几何级数的速度增长,历年栽种数量如表3所示。

表3 历年柳树栽种株数统计表

年 份	1991	1992	1993	1994	1995
数量(株)	1600	900	3000	6000	20000

到 1995 年末,已成活的柳树近 3.1 万株,绿化面积 100 多亩,该系统绿化总计面积为 150 亩。

(一) 渗滤田土壤

该污水土地处理系统运行 5 年来,渗滤田土壤性质变化非常明显,随之污水的投配土壤盐分、理化性质都变得越来越适合作物的生长栽培。场地历年土壤盐分、理化性质分析结果列于表 4。

表 4 中结果表明易溶性盐类,除 Ca^{2+} 变化较小外,其他组分都有明显降低,pH 由 8.80 降至 7.89,离子总量由 13.40‰ 降至 1994 年 1.46‰,而有机质由 0.63‰ 上升至 8.79‰。

表 4 土壤盐分、理化性质分析结果

深度 (cm)	年份	易溶性盐分(mg 光量/100g±)						
		CO ₃ ²⁻	HCO ₃ ⁻	Cl ⁻	SO ₄ ²⁻	Ca ²⁺	Mg ²⁺	K ⁺ + Na ⁺
0-30	1987	微量	1.0260	131.99	81.57	19.03	13.32	182.2
	1991.4	微量	0.3708	12.64	34.48	13.84	1.743	31.91
	1992.4	ND	0.2557	6.101	21.05	15.05	3.961	8.416
	1994.10	ND	0.3708	1.819	19.55	16.15	2.011	3.579

深度 (cm)	年份	pH (1.5)	电导率 mS/cm	有机质 (%)	阳离子交换量 毫克当量/100g =	离子总量 (%)
0—30	1987	8.80	47.15	0.63	6.07	13.40
	1991.4	/	/	/	/	3.17
	1992.4	/	/	/	/	1.59
	1994.10	7.89	/	8.796	5.80	1.46

表 5 渗滤田土壤酶活性分析结果

深度 (cm)	土壤酶活性分析结果($\mu\text{g/g} \cdot \text{h}$)						有机质	全氮	全磷 P_2O_5	下渣	CEC Cmol/kg	pH 1.5
	过氧化氢酶 0.1NFMnO_4	转化酶 葡萄糖	脲酶 $\text{NH}_4\text{-N}$	中性磷酸酶 磷酸酯	碱性磷酸酶 磷酸酯	蛋白酶 甘氨酸						
0—10	0.23	336	43	5.5	6.8	6.7	10.2	0.65	6.7	0.65	5.91	7.89
10—30	0.58	208	6	1.8	3.5	6.0	7.4	0.39	6.0	0.39	5.69	7.89
30—50	0.78	182	0	1.0	2.5	0	6.4	0.40	0	0.40	5.80	7.88
50—80							7.8	0.42		0.42	5.56	7.82

1995 年 9 月对渗滤田土壤酶活性和养分进行监测分析,分析结果如表 5 所示。土壤中发生的生物化学过程是以微生物、植物根系和土壤动物为介质而进行的。众所周知,所有生物化学反应,都是在酶的催化下进行的。检测分析的各种土壤酶活性强弱可以在一定程序上反映出土壤中 C、N、P 和 S 的循环过程生化反应速度。与具有可比性的对照样品(盐碱地样品)的分析结果比较它们的土壤酶活性,该土地处理系统渗滤田土壤的土壤酶活性显著高于对比样品。渗滤田土壤中的养分全氮、全磷高于对比样品一个数量级,有机质含量由 1987 年时的本底值 0.63‰,上升到 10.2‰—7.4‰,提高一个数量级。

(四) 小结

阿图什市城市污水土地处理系统经 5 年来的运行结果表明该工程基建投资省,污水处理效果可达到城市污水处理厂水质标准,同时对场地原盐碱地的土壤的改良也取得了显著成效,可以变为适宜耕作的土地利用。该污水土地处理系统已经植树绿化了 150 亩,把原有白茫茫一片盐碱滩改造成了绿树成荫美丽的林地,极大的改善了当地的生态环境。

污水毛管渗透系统示范工程研究

田 宁

(北京市环境保护科学研究院)

一、前言

污水毛管渗透系统是一种小型的污水自然净化系统。它是充分利用在地表下土壤中栖息的土壤动物、土壤微生物、植物根系以及土壤所具有的物理、化学特性将污水净化的工程技术。污水毛管渗透系统充分利用了大自然的天然净化能力,因而具有基建费用低、运行费用低、管理操作方便等优点。同时,还能利用污水中的水肥资源,将污水处理与绿化相结合,美化和改善生态环境,在北方干旱缺水地区更具有重要的推广利用价值。

污水毛管渗透系统在国外应用相当普遍。在日本这种技术已得到了专利特许,迄今已兴建了2万多套这种净化设施。在美国,大约有36%的农村及零星分散建造的家庭住宅采用了毛管渗透系统。在瑞士和荷兰已兴建了几百个这类污水处理设施,主要用于污水的深度处理。

在我国污水毛管渗透系统处于研究和应用阶段,北京市科委于1992年委托我院承担该处理工艺的研究,我们在交通部公路交通工程综合试验场建造了一个可处理综合试验场全部生活污水的毛管渗透系统,进行了全面的试验研究。

二、试验工艺设计

一个典型的污水毛管渗透系统是由预处理、提升输送、渗滤场几个部分组成,有时还可以包括收水及回用部分。而以绿化利用为应用目标时,就把污水的处理与利用组合在一起,是一种更为经济、简便、实用的污水处理方式。试验的污水毛管渗透绿化利用系统的工艺流程如下:

生活污水→化粪池→提升泵房→渗滤场

污水主要是来自办公楼、职工宿舍、食堂、浴室的生活污水。污水先进入化粪池,化粪池上清液自流进入污水泵站,经过提升通过管道输送至渗滤场,在配水系统控制下分别进入布水沟,由布水沟分配到每条渗滤沟中。

渗滤沟由布水管、砾石层、特殊土壤、隔离层、防渗层和表层土壤组成。污水在渗滤沟中通过砾石层的再分配,均匀地在土壤毛细管作用下上升达到植物根区。在经过土壤的物理、化学及微生物的生化作用和植物的吸收利用之后,得到净化的水以另外的路径下渗,继续得到净化,最终达到很高的净化程度。

毛管渗滤系统的设计可以有几种方式。有以污染物去除能力为限制的污染物负荷设计方法;有以系统通过水量为限制的水力负荷设计方法;还有以绿化利用中植物需水量为主的设计方法,应该在实际设计时互相校核。

毛管渗滤系统的水力负荷一般为 $30\sim 40\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,而 BOD_5 负荷为 $1\sim 10\text{gBOD}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。另外,按绿化利用系统考虑草坪植物的需水量约为 $0.1\sim 0.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{mon})$

三、污水的净化效果

试验系统的水质监测可以反映出其运行状况,据此调整运行参数,以保持良好的净化能力,达

达到出水水质目标。同时,也可以很好地解释一些大家所关心的诸如自然净化系统对地下水的影响以及系统长期运行的可靠性等问题。在 16 个月的连续运行期间,对系统的进水和下渗水取样进行分析,得到如表 1 所示的污水净化结果。

表 1 污水净化效果

分析 项目	水质平均值(mg/L)		去除率 (%)
	进 水	出 水	
COD _{Cr}	65.9	11.4	82.7
BOD ₅	36.1	1.7	95.3
TOC	66.3	8.0	87.9
NH ₄ ⁺ -N	4.43	0.32	92.8
T-P	1.3	<0.025	98

分析数据表明该系统对有机污染物有很好的去除能力和很高的稳定性。首先是去除能力很好,出水中 COD_{Cr}和 BOD₅ 的平均值为 11.4mg/L 和 1.7mg/L,远远优于二级生化处理系统的出水水质,可以达到回用水的标准。因此,它不会对当地水环境造成危害。系统的水力负荷以 1cm/d 计, COD_{Cr}浓度平均值 65.9mg/L 计算,则有机负荷为 0.66g/(m²·d),远低于一般污水土地处理系统的推荐值。也就是说:是在土壤净化能力的安全限度内,所以按这种低负荷运行的系统有着良好的稳定性和安全性。

该系统污水处理的稳定性还体现在其污染物去除效果基本上不受气候变化的影响。在冬季运行期间,气温低至 -13.5℃,而系统的出水值没有明显的变化。一般情况下,污水处理的生化反应是与温度变化密切相关的,特别是当温度低于 5℃时,生化降解过程就趋于停顿。但在本试验中似乎看不到因冬季气温降低而导致处理效果变差的现象。这主要是因为,气温尽管很低,但系统中污水的收集、输送过程都是在地下进行的,热量损失较少,进入渗滤系统之后自然有足够的温度。实测得到地表下 40cm 处一直可以保持在 5℃以上,由此也就可以维持基本的生化反应。

出水 BOD₅ 数值很低表明,毛管渗滤系统对可生化有机物的降解去除是非常理想的。当污水投配到渗滤沟后,在沿毛细管上升的过程中,污水中的有机物通过土壤的过滤、吸附、植物吸收和微生物分解作用而被去除。土壤具有较大的吸附容量,截留下的有机物在微生物的分解代谢作用下,将有机物转化为无机物,这样就又恢复了土壤的吸附能力。土壤就是通过这样的循环往复来对有机污染物进行净化的。

系统中氮去除效果也是很好,去除率平均在 90% 以上。污水中氮的去除总是要经过铵化、硝化和反硝化几个步骤才能完成。硝化与反硝化反应分别是在好氧与厌氧条件下发生的,两种截然相反的反应条件的转换,对常规生化处理方法提出了很高要求,难于实现脱氮目的。毛管渗滤系统由于其作用机理,可以实现硝化与反硝化的顺利完成。间歇性的转换布水,系统实质上进行着布水与干化的交替运行,使土壤处于好氧与厌氧交替交换的状态。另外,土壤中还会存有许多与周围环境状况不同的微环境,即有好氧大环境中存有厌氧微环境,而在厌氧大环境中又存在着好氧微环境。就是这种厌氧与好氧条件的变化和共存。为硝化和反硝化反应创造了条件,毛管渗滤系统由此得到良好的脱氮效果。

磷是造成地面水富营养化的限制性营养物质,必须严格控制。进水中磷含量很低,平均值为 1.3mg/L,出水浓度普遍低于 0.025mg/L 的检出限,表现出了很高的去除能力。

毛管渗滤绿化利用系统作为城市配套的公用设施,还应考虑其对公共健康的影响问题,即水中的有关卫生学指标的状况。生活污水中包括了粪便、废弃食物等可能含有病原微生物的成分,会对

环境造成生物性污染。我们选取总大肠杆菌数和粪大肠杆菌数做为评价毛管渗透系统的生物学污染物净化程度的指标,对系统的进、出水及表层土壤(10cm内)取样分析,结果见表2。

表2 卫生学指标检验结果

	总大肠菌群数 个/L	粪大肠菌群数 个/L
进水	2.4×10^7	9.6×10^4
出水	< 90	< 90
土壤	2.6×10^7 个/g 干土	9.8×10^4 个/g 干土

结果表明系统中总大肠菌群及粪大肠菌群的去除率超过99.9%,低于90个/L的最低检出限,一般认为水中只要大肠菌群数符合标准,就可以说出水符合生物学标准。

四、草坪植物的生长及对污水处理的作用

毛管渗透系统是一个污水处理与绿化利用相结合的生态系统。它可以提供给草坪较为充足的水分和肥分,由此,也就改变了常规草坪草的生长环境。因此,选种的草种应具有良好的绿化效果之外,还应有较好的污染物吸收利用能力。试验选种了寒季型草早熟禾和翦股颖,暖季型草马尼拉。

草坪的全年生长情况良好,春天栽种一个月后覆盖良好,叶片鲜绿,直到当年12月底依然保持着绿色。在炎热季节也没有出现明显的半休眠、枯萎现象。绿色期达到270天。

根据我们的调查分析,影响草坪绿色期的原因除了草种本身的特性之外,土壤水分和地温是两个关键因素。北京大部分绿地区、春季节很少浇水,而这一段时期正是风多、干燥的季节,土壤水分降低很多。资料表明:即使是最耐旱的野牛草,当土壤含水率低至12.9%时,也开始枯萎。毛管渗透系统从提高土壤水分和地温两个方面来改善了冬季寒冷、干旱的恶劣生长条件。从观测数据来看,试验场地冬季的地温总是高于对照地,在最冷时,试验场地温比对照地高2—3℃。而土壤含水率则基本保持在18%以上的水平,这些条件十分有利于草坪在冬、春季节的生长,对延长草坪绿色期起着积极作用。

植物对营养元素的吸收也是污水净化的重要途径。污水中的有机物、氮、磷等做为植物生长所必需的营养,通过根系被加以吸收利用,成为植物自身的材料,当割草时被移出系统而达到脱除的目的。经常收割、修剪可以使营养元素的去除量达到最大。

植物的生长也极大地改变了土壤的特性,也即改变了污水处理过程的环境条件。由于植物根系深入土壤和增加土壤有机质,既提高了土壤的渗透速度,也增加了根区土壤的水力有效传导率,还创造了一个良好的植物根区的微环境,有利于微生物对污染物的降解。

五、结论

1. 交通部公路交通工程综合试验场内的污水毛管渗透绿地利用系统建成运行至今已近5年,一直运行良好。设计处理水量60m³/d。处理试验场生活区产生的全部生活污水。试验过程中对工程的进、出水水质、地温、土壤含水率、氧化还原电位等进行了观察、分析,对污水的去除效果和污染物净化机理等做了探讨,还积累了一套系统的设计、施工、运行和养护经验。

2. 选用化粪池做为预处理方式是有效和安全的。首先化粪池做为一般建筑物的通用部分而普遍采用的粪便收集系统具有技术工艺成熟、投资低、运行安全可靠的特点。另外化粪池内发生的厌氧消化作用可以有效地分解有机物,降低污染物负荷,同时提高污水中速效肥的含量,便于植物的吸收利用。

3. 该系统的污染物去除效果非常理想。出水 COD 浓度普遍低于 10mg/L, BOD₅ 浓度低于 5mg/L。NH₄⁺-N 浓度低于 0.3mg/L, NO₃⁻-N 和 NO₂-N 全部低于 0.01mg/L, T-P 低于 0.025mg/L 的检出限。大肠菌群数和粪大肠菌群数都低于 90 个/L 的最低检出限, 达到回用标准, 不会对当地水环境造成危害。

4. 场地设置了地温和含水率观察点, 测定了试验地和对照地的不同深度的地温值和含水率。结果表明: 冬季试验地的地温和土壤含水率比对照地都要高, 地温高 2—3℃, 有利于系统的冬季运行, 对保持草坪生长, 延长绿色期有重要作用。

5. 土壤系统中存在着一系列参与氧化还原反应的物质, 在生化作用影响下, 这种氧化还原过程更为复杂。场地中氧化还原电位的测定印证了在土壤系统中交替发生的氧化还原条件的变化促进了脱氮作用。

6. 试验中选种的早熟禾、剪股颖和马尼拉三种草坪都很适合在该系统中采用, 生长良好, 绿色期约为 270 天。每年 12 月底还保持着绿色, 而炎热的夏季也没有出现明显的半休眠、枯黄现象。草坪植物对污水中营养元素的吸收利用是污水净化的重要因素。随水而来的营养成分与植物的正常吸收量相当, 不会造成植物“疯长”而影响来年“返青”。

7. 污水毛管渗透绿化利用系统除了可以消除水污染外, 地表的绿化草坪又可以起到美化环境、丰富绿化层次的作用, 是污水资源化利用的方法, 适用于零星分散排放污水的治理, 对改善北方干旱地区绿化草坪的水肥条件, 扩大绿化面积, 延长草坪绿色期, 净化、美化环境有重要意义。

北京西客站中水处理工程设计

鲍鸿仪

(北京市环境保护科学研究院)

一、工程概况

北京西客站位于北京市西南地区,是目前全国最大的铁路客运站。西客站的建设对缓解北京铁路运输紧张状况起着极为重要的作用。

西客站工程是北京的重点工程。由于北京是缺水地区,根据北京市政府颁布的 1987 年第 60 号文的要求,北京西客站应随主体建筑建设的同时建设中水系统。该系统的建成不仅可以节约大量的新鲜水,为北京市节水做出贡献,节约的自来水量约为生产用水的 20% 左右,同时由于减少了污水的排放量,从而可减轻对外部环境的污染。为此北京西客站建设总指挥部在北京地区对西客站中水工程进行了建设招标。

北京环科院是国内开展中水回用技术研究最早的单位,1984 年在本院建立了 120m³/d 中水试点工程,采用活性污泥—生物接触氧化两级生物处理加过滤、消毒的处理流程,对包括冲洗厕所在内的全部生活污水进行处理,经长期的运行考察,其出水可以达到日本现行的中水回用水质标准。中水供办公楼用于冲洗厕所、清洁车辆、浇灌花木等。对于纯生活用水而言约可节约新鲜水 30%,继而住宅小区中水回用技术被列为“七五”期间国家攻关课题之一,研制效率高,操作简便的一体化中水处理新工艺及其装置;研究解决中水应用一系列技术问题;并建立一套有关住宅小区中水系统的经济评价模型,为小区中水建设规划和制定中水政策,提供最佳经济模型分析依据和参考,本院研制和开发的中水回用技术和设备,先后获得国家环境保护局科技进步二等奖、三等奖,及北京市科技进步二等奖和市环保局的一系列奖励,并且是国家环境保护局评定的最佳实用技术推广项目(92-B-W-018;95-B-W-021),我们根据不同原水水质及用户要求开发出不同类型的中水处理装置。

(1) 组合式轻质填料接触氧化中水处理—体化装置(现型号为 ZX-II、ZS-II 型);

(2) 获国家专利的一元化组合体污水处理装置(89204490.X);

(3) 微絮凝—膜法中水装置;

(4) 混凝—过滤—生物炭中水装置。

几年来承担了各种类型的中水工程项目已达 20 多项,累计产值约 1000 多万元。由于这些技术和设备已在多项工程中应用,长期使用证明效果良好,获得了市计委、市环保局、市节水办的联合推荐使用。建设部、中国环保产业协会,也发了文件予以推荐。

二、工艺处理参数及设备

我院依靠具有多年的中水研究的基础和中水工程设计、施工和运转的实践经验参加了西客站中水工程的投标。经过有关专家评审和议标,我院获得了该工程的工艺设计、设备选型及设备供货工作。总投资为 183.5 万元。设备安装自 1995 年开始至 1996 年完成。该工程 1997 年初完成设备运转调试工作。

北京西客站中水工程是收集主站房和高架候车厅的洗浴污水及洗衣污水为中水水源。工程的

处理水量按招标书中的规定为 $130\text{m}^3/\text{h}$ 。其中洗衣污水: $50\text{m}^3/\text{h}$; 洗浴污水: $80\text{m}^3/\text{h}$ 。洗衣污水和洗浴污水经混合后的水质浓度为 $\text{COD } 250\text{mg/L}$; BOD_5 130mg/L ; $\text{LAS } 6.5\text{mg/L}$; $\text{pH } 6.5 \sim 8.5$ 。经过处理后的出水主要水质指标可全面达到北京市中水水质标准或 CJ25.1—89 的中水水质标准, 即 $\text{COD} \leq 50\text{mg/L}$; $\text{BOD}_5 \leq 100\text{mg/L}$; $\text{LAS } 0.5 \sim 2\text{mg/L}$ (北京市中水标准 $\text{LAS} \leq 2\text{mg/L}$ 为合格); $\text{pH } 6.5 \sim 8.5$; 细菌及大肠杆菌均达到饮用水标准。

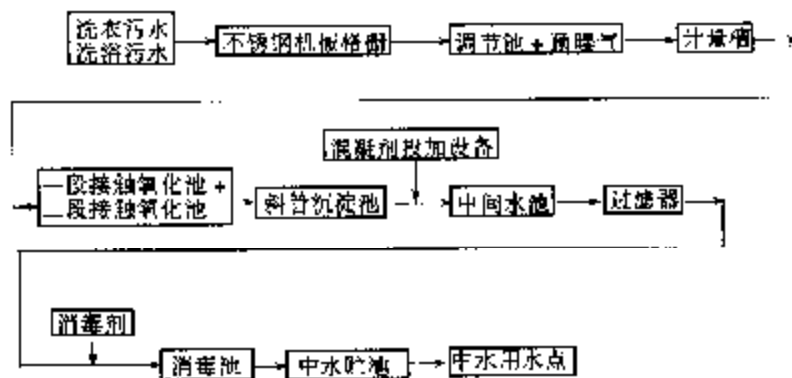


图1 北京西客站中水处理工艺流程

北京西客站中水工程在中水处理工艺方面采用了生物氧化为主的处理技术, 再加上机械过滤和消毒使出水达到中水的水质标准。工艺流程如图1所示。该工艺流程是在我院多年研究和实践的基础上制定出来的。主要设计参数介绍如下:

1. 机械格栅

洗衣洗澡废水由三个来源合并一处后, 使用 2.5mm 不锈钢机械格栅捞除毛发, 以减轻清理的劳动强度。需在池顶上加设 700mm 宽、 600mm 高、 5m 长的渠道。

2. 调节池

洗衣废水调节池保护高采用 30cm , 实际容积 $\approx 485\text{m}^3$, 洗衣废水调节池与洗澡废水调节池间的池壁装置 6 个 $\phi 150$ 的连通管。

洗澡废水调节池容积为 1168m^3 ; 两种废水混合总调节池容积为 $1168 + 485 = 1653(\text{m}^3)$ 。

按建筑中水设计规范 CECS 30:91 规定, 连续运行时, 调节容积按日处理水量的 $30\% \sim 40\%$ 计算, 调节量已足够。调节池内设置 5 台水下曝气器, 以防止污水腐败变臭。

3. 生物接触氧化池

一段生物接触氧化池(保护高采用 30cm);

实际容积 $= 333.5\text{m}^3$ $\text{HRT} = 2.57\text{h}$

二段生物接触氧化池:

实际容积 $= 195\text{m}^3$ $\text{HTR} = 1.5\text{h}$ 有机负荷 $= 0.685\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$

按去除 1kgBOD 需氧 1.2kg 计算, 需氧量为 18.1kg/h

按标书要求, 氧化池内应设置水下曝气器进行充氧。但由于水下曝气器只适用于调节池及活性污泥法的充氧过程, 用于接触氧化池时, 因池内装有填料, 使曝气不能均匀分布, 导致部分区域生物膜更新不利, 从而产生死区, 造成生物膜周期性脱落, 出水水质周期性恶化, 在进水水质较浓的情况下, 这种周期性变化就会很明显。因此选用射流曝气器。射流曝气器在充氧原理上与水下曝气器基本相同, 该工程选用六套射流曝气装置, 可在氧化池内作到均匀布气。

4. 沉淀池

采用两个。

总面积 $F = 67.3\text{m}^2$ 表面负荷 $Q = 1.93\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

符合斜管二沉池表面水力负荷 $1\text{—}3\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 的要求。

沉淀污泥靠静压排至地沟,再由排水泵排出地面。

5. 中间水池

为过滤泵稳定运行和投加混凝剂混合而设。准确的投量经调试后确定。

实际容积 $= 82\text{m}^3$ 停留时间 $= 0.63\text{h} > 0.5\text{h}$

6. 过滤器

设计过滤器为: $\phi 2400 \times 3200$ 3个 滤速 $= 9.58\text{m/h}$

7. 消毒池

为保证滤后出水与次氯酸钠消毒液有一定接触时间而设。

为保证混合均匀和准确,用计量泵泵入管道混合器再流入消毒池。控制方法为按流量定比投加。

停留时间 $= 2.19\text{h} > 0.5\text{h}$

8. 中水贮存池

容积 $= 405\text{m}^3$

按照 CECS 30:91 规范,连续运行时,中水贮存池的调节容量可按日中水量的 20%—30% 计算,调节容量基本上满足规定。

三、工艺流程特点

工艺流程特点在于以下几方面:

(1)该工艺的生物氧化部分采用了生物接触氧化法。该工艺不仅无污泥回流部分,而且可不必考虑活性污泥工艺中的污泥膨胀的危险。从而简化了运行管理的工作。

(2)为避免影风曝气系统的噪声对西客站其他部位的影响,根据西客站中水建设招标文件中的要求,氧化池中的曝气方法采用了射流曝气系统。该系统的充氧能力强,较其他水下曝气装置曝气均匀,同时该系统噪音较低,不会对外部环境造成影响。

(3)为防止调节池内的污水腐败发臭,在调节池内设置了顶曝气系统。顶曝气装置可以为调节池充氧防止腐败,还可以强化调节池的水质均化作用。

(4)本工艺中的混凝剂和消毒剂的投加采用了定比自动投药系统。该系统在工作时可随着处理水量的变化自动调节投药量。

(5)为能及时准确反映中水处理系统运行情况,给管理人员操作提供方便,本工艺流程设计有专用配电控制箱和工艺流程显示屏幕。在屏幕上可显示出各设备和构筑物的运行情况,水位、故障报警及流量均可显示在控制箱上。可在控制室集中控制各设备运行,也可就地控制各设备运行。

北京西客站中水工程是目前全国铁路系统最大的中水处理工程,工程建成设备正常运转后,可削减污染物 COD 13.2 万 kg/a, BOD 7.5 万 kg/a, LAS(洗涤剂) 3630kg/a, 年节水量可达 60 万 m^3 , 用于工业生产则每年可创产值达 6000 万元。西客站中水工程为缓解北京水资源短缺和节约用水作出了重要贡献。亚洲第一站——北京西客站不必为浪费水而赧颜,可以响亮地宣称为中国节水第一站。

油脂厂含油废水治理研究与设计

郝醒华 (黑龙江省环境保护研究所)

郝锦生 (哈尔滨市市政二公司)

王冬香 (哈尔滨市排水处)

一、含油污水处理现状

对于含油工业污水的处理技术,国内外研究机构一直在不懈地进行深入研究与探讨,归纳起来其技术路线即是在去除水中大量油类的同时,兼而去除有机物、悬浮物、皂类、酸碱、硫化物、氨氮等。所以其处理手段大体为以物理方法分离、以化学方法去除、以生物法降解。美国、日本等国家还致力于小型处理设备的研究,将各种处理手段结合凝集为一体,显示出高效、经济、实用的特点。70年代,用气浮法去除水中悬浮态乳化油脂已被各国广泛使用,同时结合生物法,可使水中含油量下降至10—20mg/L,有机物达到允许水平。日本还研究出用电絮凝法处理乳化油废水。进入90年代,人们又开始使用生物絮凝剂处理含油污水,用超声波分离乳化液,用亲油材料吸附油。近几年来,较为风行的还有膜渗透,滤膜被制成板式、管式、空心纤维式。美国还研究出动力膜,将渗透膜做在多孔材料上,应用于水处理中。处理含油废水往往是多种方法组合使用。美国、英国、日本等国目前普遍使用的方法有重力分离、离心分离、溶剂抽提、气浮、生化、化学法、透析法等。目前我国在这一领域也取得了令人瞩目的成果,各大企业也都有了相应的处理措施。

从国外普遍使用的处理工艺分析,可以看出其大致研究方向为:国外发达国家主要致力于二级、三级处理,而我国则偏向于初级和二级处理,对三级处理很少采用,仅仅是在特殊情况下作为补充措施,这无疑是和各国国情密切相关的。所以我们常常选择的工艺是充分利用环境的净化作用,以节省深度处理费用。对于含油污水常采用的工艺为隔油去除悬浮态油,继之气浮去除乳化态油,最后生化去除溶解态油和绝大部分有机物。经过这几步处理的污水已达到排放标准,所以一般的企业就不再投放更大的力量以减少其对环境的影响。从上面的论述可以看出,目前我国对于含油污水处理的研究水平已与国外发达国家一致,所缺少的是对于中小型油脂厂污水处理工艺的研究。

二、污水特性

油脂厂含油污水与一般的工业油生产污水比较,其特点是含油量高,且有机物含量更高。一般含油量为200—2000mg/L, COD 为2000—7000mg/L。高浓度污水主要有分水器污水,蒸气罐污水,碱炼污水,脱臭污水等。其具体水质浓度见表1。

当水中含油量超过1000mg/L以上时,往往是悬浮态油较多,漂浮于水面或以小颗粒油滴悬浮在水中。当水中含油在100—1000mg/L时,水中油则大多以乳浊态存在。而当水中油在100mg/L以下时,则主要是溶解态油。

油脂废水的另一特点是有毒物质少,可生化性好,且水中营养配比适中。

中小型油脂厂污水的一项主要特性是水量、水质波动都很大,其变化幅度在1—3倍左右。

三、处理方案

北安油脂厂为中型油脂厂,污水浓度高(见表1),主要指标 COD_{Cr}、BOD₅、SS、油的去除率必须

达到 95% 以上方可达标。所以本设计工艺必须采用高效处理措施。

表 1 油脂污水水质

项 目	单位:mg/L					
	COD _{Cr}	BOD ₅	总固体	油	SS	pH
分水器污水	5 000—5 500	3 500—4 000	4 500—5 000	20—50	3—3.5	7.0
蒸水缸污水	6 500—7 000	5 500—6 000	20 000	200—250	2.5—3.0	6.0
碱炼污水	7 000—8 000	4 500—5 000	5 000—6 000	1 500—2 000	0.1—0.2	9.0
皮臭污水	45—100	10—20	220—250	30—50	0.02—0.03	6.0
生活污水	2 700—3 000	2 500—2 700	400—500	1 000—1 500		7.0
混合后浓度	1 600—2 000	1 100—1 500	3 000—3 500	50—100	0.5—1.0	6.5

废水中有机物 $BOD_5/COD_{Cr} \approx 0.65$, 说明废水可生化性好, 宜采用运行费用低, 且处理效果好的生物法。在具体形式选择上, 应考虑其浓度高且水量小的特点, 优先选择厌氧法, 其次好氧法。但厌氧法产生沼气, 不利于油厂严格的防火要求, 故优先考虑好氧法, 这样可同时去除掉复杂的有机物。

在流程选择上, 首先考虑将水中占 90% 以上的悬浮态油静置上浮隔离出去。然后再投药混凝, 将乳化态油破乳脱稳, 使用较为先进的气浮法将比重轻于水的油脂絮体分离出来。此时水中仅余少量溶解态油脂约 20—30mg/L, 继之使用生化法经两级生物接触氧化后, 出水沉淀即可达到排放标准。处理流程见图 1。

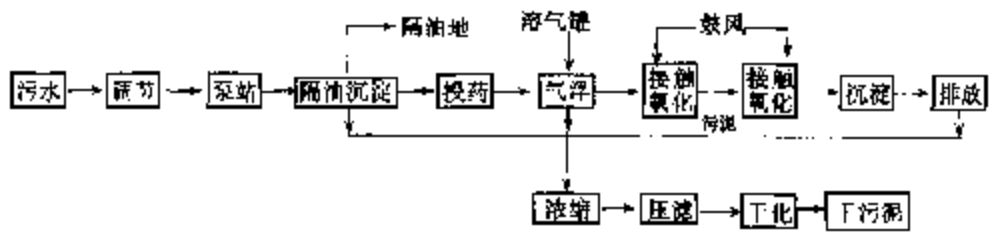


图 1 处理流程

四、设计参数选择

- (1) 调节时间 4h;
- (2) 隔油池停留时间 0.5h;
- (3) 气浮池回流比 30%; 上升流速 10—20mm/s; 停留时间 63s, 反应时间 20min;
- (4) 接触氧化池容积负荷: 一级 $1.8kg\ BOD_5/(m^3 \cdot d)$, 二级 $0.8kg\ BOD_5/(m^3 \cdot d)$; 气水比 25:1; 停留时间 4.4h;
- (5) 二沉池停留时间 48min。

五、方案分析

1. 工程造价

工程费 46.40 万元

设备费 25.25 万元

设计费 5 万元

吨水投资 2129 元/t 水

2. 运行费用

电费 0.45 元/t 水

药费 0.27 元/t 水

化验费及人工费 0.11 元/t 水

折旧费 0.25 元/t 水

总计 1.08 元/t 水

3. 处理效果

在工程调试与试运行期间,水处理效果非常理想,出水水质在感官上与自来水没有区别,化验分析结果油含油为 3—5mg/L, COD_{Cr} 为 70—80mg/L, 大大低于排放标准。但是在交付厂方使用后,处理效果则稍差,工程验收时水质分析结果见表 2。

表 2 北安油脂厂污水处理工程验收结果

单位:mg/L

时间 项目	11 月 5 日			11 月 6 日		
	进水	出水	去除率 (%)	进水	出水	去除率 (%)
COD_{Cr}	2209.0	98.1	95.5	2010	96.6	95.2
油	97.6	9.0	90.8	90.7	6.4	92.4
SS	2650	26.9	98.9	1990	22.4	98.8

可以看出,运行管理认真程序直接影响运行效果,但仍然能够达标排放。

六、存在问题

(1)生产排水水质波动幅度在 1—3 倍,因而影响处理效果。可以认为调节时间应取更长些才合理,取 6—8h 较好。

(2)斜板二沉池在调试过程和运行过程中沾满一层油膜,使斜板体表面失去光滑性而不再具有下滑沉淀物的性能,经常洗刷也不能保持较长时间。所以应提出注意的是含油污水处理工程的沉淀池不宜采用斜板斜管式。

七、结束语

北安油脂厂污水处理工程采用隔油—混凝—气浮—两级好氧生化的工艺流程,工程投资为吨水造价 2129 元,运行费用 1.08 元/t 水,出水达到 $COD_{Cr} < 100mg/L$, 油 $< 10mg/L$, $SS < 100mg/L$ 的排放标准,外观近似自来水。经运行实践证明,本工程处理方案是合理的,设计是成功的,对于中型油脂厂污水处理有一定的参考价值。

联片集中处理纺织印染废水

郭茂新

(浙江省工业环保设计研究所)

一、前言

工业污染是我国环境污染的主要来源,为了实施可持续发展战略,我国的工业污染防治模式将发生重大转变。一是控制标准由浓度控制向总量控制转变,主要污染物排放量控制在国家规定的排放总量指标内;二是控制过程由末端控制向全过程控制转变,重点由单纯治理转向清洁生产;三是控制方式由点源分散控制向集中控制转变,搞好区域环境的综合整治。杭州拱宸桥纺织联片污水处理厂是纺织印染污水联片集中处理的成功实例。随着经济发展,杭州拱宸桥纺织工业区内相继兴建了数家轻纺企业,排出大量印染废水。由于该区域城市污水干管耐污能力已经饱和,污水直接排向运河,恶化环境质量。在对此纺织工业区联片污水处理进行可行性调研的基础上,有关部门决定以杭州印染厂污水处理站为基础,将附近有关企业的工业污水集中起来处理,建立纺织联片污水处理厂。经过一年多时间的试运行,杭州拱宸桥纺织联片污水处理工程于 1996 年 12 月通过竣工验收,并投入正常运行。

二、处理流程与装置

(一)废水水量及水质

杭州拱宸桥纺织联片污水处理厂接纳来自杭州色织染整总厂、杭州红雷丝织厂、杭州合成纤维厂、西湖丝绸公司、杭州伞帆布厂和杭意合成革有限公司等 6 家企业的工业污水,包含色织染整废水、丝绸印染废水、涤纶纺真丝碱减量废水、化纤废水及皮革废水,设计处理水量 5000t/d。废水以有机污染为主,pH 值高,有一定的色度。处理出水要求达到 GB 8978-88《污水综合排放标准》新扩改二级标准。废水水质及排放标准如表 1 所示。

表 1 废水水质

项目	pH	COD (mg/L)	BOD (mg/L)	色度 (倍)
废水水质	9.0—11.0	680—2100	250—920	100—400
排放标准	6—9	150	60	80

(二)处理工艺流程

1. 确定处理流程的依据

(1)组成联片污水的主要成分是印染废水,主要特点是碱性强,有机污染物含量高,BOD₅/COD 的比值大于 0.3,属于可生化性废水。活性污泥法具有较高的处理效率,经济费用较低等一系列优点,尤其在处理水量较大时更能发挥其自身优势。

(2)废水中难生物降解物质(如 PVA 浆料、表面活性剂等)的增加;废水中高 pH 值的冲击,始终是工业废水处理中存在的主要问题。为了解决这一问题,本工程在曝气池之前设置了兼氧处理装

置,并进行了小试和中试。重点摸索了兼氧接触工艺耐受高 pH 值冲击的能力和条件,考察了兼氧工艺在降解 COD 和脱色方面的效果和工艺参数。试验结果表明,在进水 pH 8.6--11.8, COD 600—945mg/L,色度 250—1 000 倍的情况下,接触停留时间 4.0h,气水比 4:1 时,经兼氧处理后出水 pH 为 7.7—10.3, COD 去除率 24.3%,色度去除率 34.2%,电耗为 0.10kWh/m³ 水。将试验结果引入联片污水处理工程,可以达到提高整个处理系统效率的目的。

(3)为了使处理出水达到排放标准,减轻对运河的污染,因此在生物处理之后再辅以化学混凝处理。待新的市政污水干管建成后,二沉池出水直接排入市政污水干管。设计中留有将混凝沉淀改造为生化池,扩大联片污水处理能力的可能性。

2. 处理工艺流程

各厂废水首先进入格栅井,到中和集水池,必要时加酸调 pH,提升至调节兼氧池,再依次进入表面曝气池、二沉池,以去除大部分有机污染物。二沉池出水再经混凝沉淀池处理后排放。二沉池的活性污泥排入活性污泥池,经泵提升后,回流到曝气池及兼氧池,混凝沉淀污泥排入化学污泥池,同剩余活性污泥一起,经污泥泵提升后进入混合搅拌机,再经真空转鼓过滤机脱水,干污泥掺入煤渣制砖或填埋。处理工艺流程如图 1 所示。

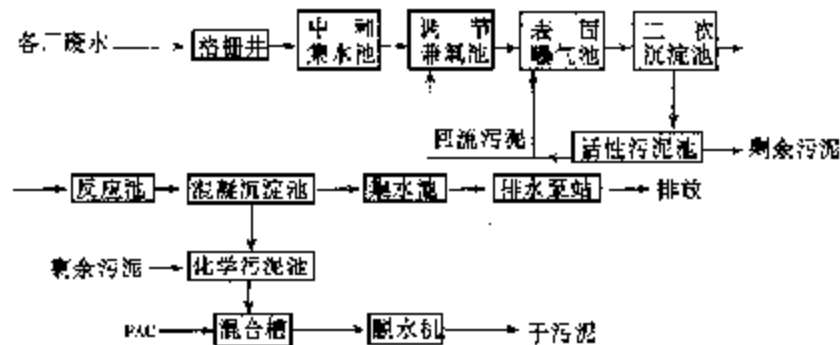


图 1 处理工艺流程图

(二)处理装置

1. 格栅井、中和、集水池

格栅井、中和、集水池合建,半地下式。平面尺寸 12.0×12.0m,有效水深 2.0m。中和池内壁衬玻璃钢防腐层,池内设穿孔管,鼓风搅拌中和。池外侧设玻璃钢贮酸槽,必要时投加硫酸,调整 pH 值。中和池内设 pH 自动监测仪 1 台。废水中和后进入集水池,有效容积 144m³。

2. 水泵、风机房

采用半地下式水泵、风机房,平面尺寸 6.0×12.0m,内设污水提升泵及罗茨鼓风机。

3. 调节兼氧池

为了节约投资,将兼氧池与调节池合建。平面尺寸 28×18m,有效水深 3.5m。兼氧区内并立体填料。容积 850m³,接触停留时间 4.0h。

4. 表面曝气池

停留时间 8.5h,平面尺寸 20.0×20.0m,分设 4 座。每池平面尺寸 10.0×10.0m,有效水深 4.5m,设 PE150 型表面曝气叶轮,功率 30kW。污泥回流比为 100%,控制曝气池混合液污泥浓度 3 000—4 000mg/L,溶解氧 3—4mg/L。

5. 二次沉淀池

采用圆形周边进出水沉淀池,机械刮泥。表面负荷率为 $1\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。设两座、每池尺寸 $\Phi 12.0\text{m}$,有效水深 3.0m 。

6. 反应槽、混凝沉淀池

采用大波板反应槽,反应时间 13min ,平面尺寸 $3\times 5\text{m}$,有效水深 3.0m ,重力投加 PAC,设 $\Phi 300$ 管道混合器混合。混凝沉淀池型式与二次沉淀池相同。

7. 污泥池

活性污泥池与化学污泥池各设一个,每池平面尺寸 $6.0\times 5.0\text{m}$,有效水深 3.7m 。将化学污泥池分为两格,起浓缩作用,两格池交替作用。上清液回流至集水池。

8. 污泥脱水机

将 C2 型真空转鼓过滤脱水机 2 台。脱水机房平面尺寸 $6.0\times 12.0\text{m}$,内设 $3.0\times 3.0\text{m}$ 污泥混合搅拌机 1 只, 1.5kW 搅拌机 1 台。

9. 附属用房

化验室、排水泵房等附属用房共 430m^2 。

三、处理效果

(一)兼氧处理效果

本工程 1992 年完成设计,1995 年 11 月建成开始接种培菌,进行生化系统的调试。试调期间,在中和池加酸调节 pH。1996 年 4 月接纳 6 家企业的全部生产废水,全流程运行基本正常,6 月开始停止加酸调 pH,原水直接进入调节兼氧池。1996 年 9 月 4—5 日,由环保监测部门连续两天采样监测,每天采样 4 次,单独测定,监测分析方法按国家环境保护局《水和废水监测分析方法(第二版)》要求。监测结果表明,全流程各段处理效果都达到了设计要求。兼氧处理效果如表 2 所示。

表 2 兼氧处理效果

日期	pH		COD(mg/L)			BOD ₅ (mg/L)			色度(倍)		
	集水池	调节兼氧池	集水池	调节兼氧池	去除率 (%)	集水池	调节兼氧池	去除率 (%)	集水池	调节兼氧池	去除率 (%)
9月4日	9.65	7.70	676	1240		288	647		16	64	
	10.15	7.75	160	1080		595	622		64	64	
	9.15	8.25	915	946		410	468		64	64	
	9.40	8.20	1720	953		770	392		128	64	
9月5日	9.20	8.20	726	773		378	313		32	64	
	10.60	7.60	1230	713		693	311		128	64	
	9.55	7.65	2060	883		725	324		256	128	
	10.95	7.60	1660	965		912	460		128	64	
平均	9.83	7.87	1270	944	25.7	596	442	29.4	102	72	29.4

由表 2 看出,本工程生产性装置的兼氧处理结果表明,在进水 pH 9.2—10.95,平均 COD 1270mg/L ,色度 102 倍情况下,兼氧处理出水 pH 为 7.60—8.20,平均下降约 2 个 pH 单位,COD 去除率为 25.7%,色度去除率为 29.4%。处理效果与试验结果基本一致。

(二)好氧处理效果

兼氧出水经活性污泥曝气池、二次沉淀池的好氧处理和泥水分离,处理效果如表 3 所示。

表3 好氧处理效果

日期	pH		COD(mg/L)			BOD ₅ (mg/L)			色度(倍)		
	进水	出水	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	去除率(%)
9月4日	7.70	8.00	1240	172		647	19.8		64	16	
	7.75	8.05	1080	194		622	23.3		64	32	
	8.25	7.95	946	195		468	18.3		64	32	
9月5日	8.20	8.35	953	191		392	18.4		64	32	
	8.20	8.35	773	212		313	16.4		64	32	
	7.60	7.92	713	185		311	19.6		64	32	
	7.65	8.00	883	208		324	16.9		128	16	
	7.60	7.90	965	187		480	14.9		64	32	
平均			944	193	79.6	442	18.4	95.8	72	28	61.0

由表3可见,本工程活性污泥处理效果,BOD₅去除率为95.8%,COD去除率达到79.6%,明显高于常规活性污泥法处理印染废水的COD去除率60%—70%。分析原因,认为主要是由于在曝气池前采用了兼氧处理工艺。利用兼氧菌对pH的适应性强、代谢速率高等特点和产酸阶段的作用,降低废水pH值,将废水中的大分子有机物降解为小分子有机物,增加废水的可生化性,大大改善了好氧处理条件。

(三)混凝沉淀处理效果

好氧出水经混凝沉淀处理,出水各项指标全面达到排放标准的要求,混凝沉淀处理效果见表4。

表4 混凝沉淀处理效果

日期	pH		COD(mg/L)			BOD ₅ (mg/L)		色度(倍)	
	进水	出水	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	进水	出水
9月4日	8.00	7.85	172	115		19.8	22.3	16	16
	8.05	7.60	194	124		23.3	17.2	32	16
	7.95	8.20	195	134		18.3	16.0	32	16
	8.35	8.35	191	147		18.4	22.4	32	16
9月5日	8.35	8.30	212	140		16.4	17.7	32	32
	7.92	7.55	185	130		19.6	16.3	32	32
	8.00	7.52	208	165		16.9	14.6	16	16
	7.90	7.60	187	140		14.9	12.3	32	16
平均			193	137	29.0	18.4	17.4	28	20

四、处理厂的运行管理

参加纺织联片污水处理的单位有纺织、丝绸、化纤等不同行业,为了搞处理好处理厂的运行管理,首先成立联片污水处理管理委员会,确立了管理机制。并制订了《联片污水处理管理办法》、《污水处理收费实施细则》。在处理厂内部运行管理上制订了一系列的内部管理制度:《生化运转工艺》、《脱泥操作工艺》、《设备操作维修制度》、《电气安全规章》等等,保证了联片污水处理厂的正常运行。

五、效益分析

1. 处理水量

设计处理水量 5 000t/d, 实际处理水量 3 150t/d。

2. COD 去除量

设计进水 COD 700mg/L, 出水 150mg/L, COD 去除量 2 750kg/d, 实际进水 COD 1 270mg/L, 出水 137mg/L, COD 去除量 3 569kg/d。

3. 工程投资

概算工程总投资 750.4 万元, 实际工程总投资 693.4 万元(含排出来站及排出管道), 造价为 1386 元/m³ 水。

4. 占地

实际占地面积 6660m²。

5. 处理费用

处理费用为 1.35 元/m³ 水。

6. 效益分析

杭州拱宸桥纺织联片污水处理工程投入运行后, 可大幅度地削减有机污染物排放量, COD 总去除率为 89.2%, BOD₅ 去除率为 97.0%, 色度去除率为 80.4%。有效地消除了该纺织工业区工业污水对运河的污染, 达到了治理污染, 保护环境的目的。

过滤—生物活性炭技术处理洗浴污水

司亚安 兰淑澄 陈淑桂

(北京市环境保护科学研究院) (宝钢集团设计指挥部)

为实现宝钢三期工程“增产不增污,一水多用,节约新水”的目标,宝钢设计管理处根据总公司二期工程公用辅助设施初步设计批复,要求对洗浴污水按各区域分散处理,并委托我院首先对宝钢钢管厂洗浴污水进行处理设计,取得经验后在二期工程中普遍推广。

一、洗浴污水的水质和中水设施规模

1. 设计进出水水质

根据甲方提出的要求设计进出水水质见表 1。

2. 中水设施规模及回用方案

中水设施规模按 500m³/d 设计,计划将达到中水标准的 40%出水回用,60%暂排入雨水管道,作为减轻全厂外排污水负荷的一种措施。

表 1 中水处理设施进出水水质

项 目	设计进水水质	设计出水指标	备 注
pH 值	6.9~7.5	6.5~8.0	
SS(mg/L)	50	<10	
COD _{Cr} (mg/L)	120	<40	宝钢厂要求指标
BOD ₅ (mg/L)	70	<10	

二、洗浴污水处理工艺的选择及原理

(一)处理工艺流程的选择

洗浴污水中主要的污染物质是:皮屑、灰尘及洗涤剂,同生活污水相比,其 COD、BOD 及 SS 浓度较低,但洗涤剂含量较高。洗涤剂是难于降解的物质。

目前,处理洗浴污水有生物处理为主的流程和以物化处理为主的流程。

在以生物处理为主(如生物接触氧化)的流程中,其生物处理部分停留时间长,对于洗涤剂等生物难降解的物质要增加复杂的后处理部分,这不仅增大基建投资规模,而且占地面积大,动力消耗高;另一方面,由于洗浴污水排放时间集中,处理设备随原污水的变化而开停,这不利于微生物的生长,对中水处理效果影响很大,并且较难以实行全自动控制方式运行。

在以物化处理为主的工艺流程中,过滤—活性炭吸附处理工艺流程在中水处理中也较多采用。这种流程虽在停留时间、处理效果、占地面积及自动控制操作等方面优于生物处理流程,但由于单纯活性炭吸附饱和周期较短,要经常再生或更换新炭,使操作管理复杂,运行成本较高。

鉴于上述情况,针对洗浴污水在水质、水量及排放规律上的特点,以及钢管厂现场的具体情况,本次设计选用混凝过滤—生物活性炭处理工艺。工艺流程见图 1。

(二)过滤—生物炭技术原则及特点

1. 基本原理

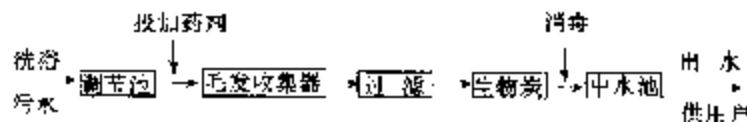


图1 工艺流程

随着人们生活习惯的不同,洗浴污水的水量和浓度也有明显的差异。但一般情况下洗浴污水中除含人体皮肤分泌物、油脂、毛发、纸屑、塑料袋、污垢外,还含合成洗涤剂 and 香精等污染物质以及细菌、致病菌和病毒等。表2为不同类型洗浴污水水质。

表2 不同类型洗浴污水水质

项 目	COD (mg/L)	BOD (mg/L)	SS (mg/L)	LAS (mg/L)	pH 值	色度 (倍)	臭	细菌总数 (个/ml)	总大肠菌群 (个/ml)
公共 洗浴水	60	20	20	5.5	6.5—7.5	5	洗浴剂 味强烈	66×10^3	24×10^3
公共浴池	242—543	179—258	110—184	2.0—4.8	8.0	—	—	无法计算	—
宾馆饭店	50—150	25—30	30—50	2.7—5.0	8.1	3	香精	1.6×10^3	24×10^3

由表2可知,洗浴污水中悬浮物为COD含量的40%左右,污水中的悬浮物质和胶体物通过投加混凝剂形成大颗粒的絮凝体分散在水中,当污水经过过滤后,这些絮凝体被截留,一般情况下洗浴污水经混凝过滤处理后COD、BOD及SS的去除率分别为40%、30%、60%。有时根据洗浴污水水质情况,也可以不投加或极少投加絮凝剂。生物活性炭的作用主要是去除溶解性的有机污染物。

生物活性炭法处理污水的过程,涉及活性炭颗粒、微生物、水中污染物及溶解氧四个因素在溶液中的作用。活性炭与污染物质之间的相互作用是属于单纯活性炭吸附,即与活性炭表面积、微孔结构、以及活性炭对污染物的吸附特性有关。

微生物与溶解氧的作用是微生物利用水中的溶解氧得以繁殖。微生物降解水中污染物的过程是微生物获取能量和营养的过程。

由于活性炭的吸附作用,以及活性炭和微生物的协同作用,可以促进生物炭上微生物对污染物的降解。当活性炭的吸附速度和生长在活性炭上的微生物降解有机物的速度达到平衡时,此时生物炭的处理效果达到最佳状态。因此生物活性炭法可较单纯活性炭吸附延长活性炭的饱和周期,提高活性炭的吸附容量。用于洗浴污水中水处理是经济有效的。

2. 工艺特点

(1)易于采用全自动控制系统操作,可以做到基本无人或与其它岗位兼职看管。

(2)运转操作简便,可随水质变化调整处理流程的运行方式,当活性炭初期投入使用时由于吸附性能好,可省去投加混凝剂,当处理后的出水不回用时也可不进行消毒直接排放。

(3)采用轻质滤料(聚乙烯塑料颗粒),其机械性能好,不易磨损,基本不需增加或更换滤料,并且过滤周期长,反冲频率低,反冲洗水量少,不需大流量反冲洗水泵,因而减小了中水池容积,节省了动力消耗。

(4)由于活性炭表面有好氧微生物的生长繁殖,可利用活性炭吸附与好氧微生物降解的协同作用,延长了活性炭的使用周期,提高了活性炭的吸附容量。

(5)设备简单,易于装置化,且占地面积小。

三、主要构筑物、装置及设备

过滤-生物活性炭中水处理工艺主要构筑物总容积为460m³;装置及设备总占地面积为200m²。

在用地紧张的情况下,可将调节池及中水池放在中水装置的下部。

1. 调节池

洗浴污水每天几次排放,为调节水量均化水质需设调节池,本设计调节池容积为 325m^3 。采用钢筋混凝土结构。

2. 中水贮存池

中水贮存池容积为 127m^3 。采用钢筋混凝土结构。

3. 过滤塔

采用高压聚乙烯轻质滤料升流式常压过滤塔,空塔流速 $LV = 7\text{m/h}$,设计流量 $Q = 22\text{m}^3/\text{h}$,塔径 $D = 2\text{m}$,滤料高度 $H_f = 1.0\text{m}$,滤池采用气水联合反冲,一般每天反冲一次,具体可根据水质情况调整。

4. 生物活性炭塔

选用降流式生物活性炭塔,空塔流速 $LV = 4\text{m/h}$,塔径 $D = 2.6\text{m}$,内装填颗粒净水活性炭(Ø1.5mm, $H = 3\text{mm}$ 的柱状炭),炭层高 $H = 2\text{m}$ 。气:水 = 4:1。冲洗强度为 $10\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ 。

5. 泵的选择

设置2台原水泵(一备一用)型号为500WHL-2.2潜水排污泵,设计流量 $Q = 190\text{m}^3/\text{h}$, $H = 16.1\text{m}$ 的潜水泵。故选150QWHL-7.5型潜水排污泵,必要时2台泵同时工作以满足反冲强度要求。

6. 混凝剂投药系统

为去除洗浴污水中悬浮的和胶体物质,特别是各式各样的洗涤剂,减轻生物炭的处理负荷,在提升泵进水口处投加混凝剂。

投药量按每立方米污水投加 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 80g 计,精制硫酸铝 $(\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{H}_2\text{O})$ 中有效成分为50%,则每日需投加药量80kg。

7. 消毒系统

选用YD系列高效混合消毒发生器,通过食盐电解产生以 ClO_2 为主,伴有 $[\text{Cl}]$ 、 O_3 、 H_2O_2 等强氧化混合气体。消毒气体用量按 $2.0\text{g}/\text{m}^3$ -水设计,单位时间消毒气体用量为 44g/h ,考虑一定的余量选用YD-S型,消毒气体产量 100g/h 。耗盐量 1.6g/g -气体计,则每天耗盐量应为 3.84kg/d 。

四、电器设备及自动控制的设计要求

(一)过滤-生物炭处理工艺要求

- (1)中水处理系统总装机容量为40kW。
- (2)过滤及生物炭塔在连续运转23h后进行自动反冲洗。

(二)自动控制系统设计要求

- (1)自控系统所控的设备、阀门如有一处发生故障后应全线停车。
- (2)每台设备应具有手动开启和自动程序控制功能,并能在控制盘上控制操作。
- (3)调节池内水位自动控制装置应与系统自动控制装置联网。
- (4)空压机为常开设备、可独立控制。
- (5)消毒剂发生器产气工作时独立控制,投加时与中水回用装置联动。
- (6)混凝剂溶药箱采用人工控制独立工作,投药箱应与提升泵联动。
- (7)中水处理装置工作时间应为累计时间,反冲步骤时间间隔应可以调节。

五、运行结果

该装置自 1994 年 5 月开始调试运行,经 3 年多的运行表明,其运行效果好,处理出水达到原设计中水标准,运行结果见表 3、表 4。

由表 3、表 4 可以看出,洗浴污水经过滤-生物炭处理装置处理后,出水 pH 为 6.2—8.1;SS 为 4.8—17.6;COD_{Cr} 为 5.5—33.2;BOD₅ 为 0.58—11.8;合成洗涤剂为 0.026—1.30。处理出水水质各项指标均达到中水标准和宝钢排放标准。到目前为止出水水质仍达到设计要求。

表 3 过滤-生物炭洗浴污水处理装置调试运行结果

	水质分析结果													
	pH		SS(mg/L)			COD _{Cr} (mg/L)			BOD ₅ (mg/L)			合成洗涤剂(mg/L)		
	进水	出水	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	去除率(%)	进水	出水	去除率(%)
1	6.9	6.2—6.6	18.8	4.8—8.0	74.5—68.1	53.9	16.6—22.8	69.2—57.7	15.3	3.43—5.49	77.6—64.1	0.584	0.055—0.106	90.6—81.8
2	6.9	6.4—6.6	78.0	8.0	92.3	107.9	25.5—33.2	76.4—69.2	40.6	1.36—7.71	96.7—81.0	33.3	0.768—1.30	97.9—96.1
3	6.8	6.6—7.0	242.6	5.2—6.0	97.8—97.5	425.6	22.7—24.8	94.7—94.2	24.4	1.13—2.97	94.5—87.8	0.765	0.026—0.042	96.6—94.4
4	6.8	6.6—7.2	344.0	6.4—12.4	97.6—96.4	269.3	25.5—31.0	91.2—89.3	20.3	0.58—7.99	97.1—60.5	0.188	0.030—0.050	83.9—73.1
5	6.9	6.7—6.8	31.6	6.4—12.0	79.7—62	51.1	23.4—29.8	54.6—72.8	13.9	2.41—11.8	82.7—15.0	0.240	0.030—0.043	87.5—82.1
6	6.9—7.5	6.5—8.0	50	<10	>80	120	<40	>67	70	<10	>85.7		<2	

表 4 过滤-生物炭洗浴污水处理装置运行效果

处理效果 取 样 时 间	水质分析结果			
	pH	SS(mg/L)	COD _{Cr} (mg/L)	合成洗涤剂(mg/L)
1994.11.24	8.1	2.10	8.7	0.012
1995.10.9	7.6	3.6	5.5	0.014
1995.11.6	7.7	2.4	13.6	0.012
1995.12.4	7.4	2.4	8.3	0.006
1996.1.8	7.4	7.6	5.9	0.008
1996.2.5	7.6	17.6	9.3	0.005
1996.3.4	8.1	6.4	7.1	0.002
1996.4.8	8.1	5.6	27.2	0.011

六、中水装置投资及运行成本

(一)中水装置投资

本报告仅对中水处理装置的投资,从工艺设计角度进行估算,中水设施中土建部分的投资未包括在内。表 5 为过滤-生物活性炭中水处理装置投资估算。

表 5 过滤-生物活性炭中水装置投资估算

序号	项 目	单位	数量	单价 (万元)	合价 (万元)	备 注
1	中水处理装置					
	(1)过滤塔	套	1	3.5	3.5	包括配套管件、管道及部分操作台
	(2)生物活性炭塔	套	1	6.5	6.5	包括配套管件、管道及部分操作台
	(3)投配药装置	套	2	2.5	5.0	包括混凝及消毒装置
2	设备					
	(1)污水提升泵	台	2	1.0	2.0	潜污泵,包括电器保护装置
	(2)冲洗水泵	台	2	1.4	2.8	包括所带储气罐
	(3)空气压缩机	台	1	2.0	2.0	
3	自动控制系统					
	(1)电动阀	个	7	0.42	3.0	国产
	(2)电磁阀	个	2	1.0	2.0	进口
	(3)自动控制箱	个	1	6.0	6.0	自行制作
4	流量计	台	1	1.0	1.0	
5	滤料	吨	3.0	0.5	1.5	聚乙烯轻质滤料
6	活性炭	吨	6.0	0.4	2.4	宁夏大西煤为原料
	合计				37.7	

(二)中水运行成本

表 6 为工艺设计时进行的中水运行成本估算中水处理装置运行成本估算。

表 6 运行成本估算

序号	项目	单位	单价 (万元)	每天消耗数量	费用 (元/m ³)	备注
1	电耗	kW·h	0.4	168	0.134	
2	滤前加药	kg	0.9	80	0.144	市售精制硫酸铝
3	消毒	kg	0.64	3.84	0.005	用工业 NaCl 电解产生 ClO ₂ 气体
4	人工费	人	0.5	34	0.034	巡回检查与配药
5	活性炭	kg	0.4	17.0	0.0133	每年更换一次
	合计				0.33	

注:1. 处理水量按 500m³/d 计; 2. 运行成本未包括设备折旧费。

由表 6 可以看出,处理洗浴污水达到中水标准时的运行成本为 0.33 元/m³,如果不投加混凝时运行成本为 0.186 元/m³。

七、结论

(1)过滤-生物活性炭技术处理洗浴污水,具有流程简单、占地面积小、运行成本低、运行操作灵活、易于全自动控制及出水水质达到中水水质标准等优点,是一种经济、有效及实用的中水处理工艺。

(2)过滤-生物活性炭中水处理装置采用 PLC 控制系统,可达到启运、运行、反洗、停车等完全自动控制操作,除配药及巡回检查外,可做到基本无人管理,运行可靠、节省人力。

(参加该项目研究的还有:杨政、丁惠秋、高洁)

涂料废水处理工程性试验研究

叶康钰 刘国信 贺世群

(北京市环境保护科学研究院)

一、涂料生产工艺及废水来源

涂料生产工艺:

投料—→高速分散—→研磨—→调料—→成品

每种涂料根据不同的用途进行配料,将配好的物料放入分散罐中,并加入分散剂、消泡剂和水进行搅拌,使料液混合均匀,然后将料液输入研磨机,使料液中的微粒磨细至微米级的水平,再排入中间料液箱,由泵输入调料罐。调料是生产涂料的最后一道工序,可根据需要加入不同的着色剂、增塑剂、助剂及胶液等。调配好的涂料可输入贮罐作成品出售。

由于涂料的品种各式各样,每日生产的涂料也各不相同,因此分散罐、研磨机、中间料箱、调料罐等需要经常清洗,这样就产生了洗罐废水。废水的另一个来源是设备、管路和料泵跑、冒、滴、漏的料液,通过清洗地面而进入下水道。根据工厂送来的第一遍洗罐水水样,进行了污染指标的化验分析,发现不同品种涂料的洗罐水,其水质指标变化很大,现将分析数据列于表1。

冲洗地面的水无法单独收集,而是与洗罐水混合后一起排放,其水质也依不同的洗罐水和不同的取样时间地点而变化,一般COD浓度在1000mg/L到3000mg/L之间变化,平均在2000mg/L左右。现将3月29日取样数据列于表2中。

表1 六种涂料生产废水(洗罐水)水质分析

水质指标	COD mg/L	BOD ₅ mg/L	SS mg/L	总固体 mg/L	油 mg/L	色度	pH
涂料							
耐擦	3960	172	26600	74400	120	2000	13
乳胶漆	3168	643	1040	1540	103	500	10
内漆	6600	857	168500	281600	450	5000	7
专用	7800	400	6000	19000	410	2000	7
带色	182000	5000	250000	664000	3210	10000	7
聚乙醇醇	10000	423	5300	22000	380	3200	7

表2 不同时间地点取样水质分析

分析项目	车间内洗罐水 (排水高峰)	车间内洗罐水 (排水低峰)	车间总排放口
COD(mg/L)	3993	1980	1069
BOD(mg/L)	334	203	108
BOD/COD	0.08	0.10	0.10

从上面的两个表中不难看出,涂料废水浓度变化很大,BOD/COD比值很小,是一种难以生化降解的高浓度有机与无机混合废水。

二、处理涂料废水的指导原则

1、源头消减原则

表3 涂料混合废水各工序预处理效果

处理工序	原水	混凝沉淀	微孔过滤	超过滤	反渗透
COD _{Cr} (mg/L)	3 296	1 794	1 304	263	56
总去除率(%)		46	60	92	98
BOD ₅ (mg/L)	499	259	222	60	16
总去除率(%)		48	56	88	97
总固体(mg/L)	3 550	2 280	1950	1 450	144
总去除率(%)		36	45	59	96
SS(mg/L)	1 765	48	0	0	0
总去除率(%)		97	100	100	100
色度	1 250	20	0	0	0
总去除率(%)		98	100	100	100
pH	10	8	8	8	7

表4 涂料现场混合废水各工序处理效果

水质指标 处理工序	COD _{Cr}		BOD ₅		总固体		SS		色度		pH
	数值	总去除率(%)	数值	总去除率(%)	数值	总去除率(%)	数值	总去除率(%)	倍数	总去除率(%)	
原水	2440		222		2250		263		1250		8
混凝沉淀	1199	51	128	42	1316	42	20	93	5	99	9
聚苯胺球过滤	1096	55	121	45	1211	46	0	100	0	100	8
微孔过滤	980	60	119	46	826	49	0	100	0	100	6
板式超滤	589	76	107	51	802	63	0	100	0	100	6
中空纤维超滤	389	84	79	64	810	64	0	100	0	100	6
超滤混合	431	82	91	59	100	96	0	100	0	100	6
反渗透	53	98	19	91			0	100	0	100	6
生物炭 1'	52	98	29	86			0	100	0	100	6
生物炭 2'	52	98	29	86			0	100	0	100	6
生物炭 3'	31	99	18	92			0	100	0	100	6

四、试验结果分析

1. 通过上述多次试验,证实涂料废水具有以下的水质特性:

(1)水质的成分复杂,水中不仅含有大量无机盐,而且还含有不同分子量的有机物。在每次取样中废水的浓度,pH和悬浮物均有变化,但总的COD浓度都较高,这说明了水质成分的多变性。

(2)废水中的污染物质,悬浮状态和溶解状态的比例几乎各占50%。

在溶解状态物质中其分子量的大小各不相同,无机盐和有机溶解物所占的比重大体相同,水质的这种特性决定了处理工艺的多重性,即很难用一、二项简单的工序使废水达到排放标准。

(3)从多次取样中,发现排放的废水,BOD₅与COD的比值很低,配水的比值为0.15,现场取水的比值只有0.09,说明这种废水不能直接采用生化的方法进行处理。

2. 混凝沉淀工序是废水治理中必不可少的工序,该工序可除去近50%的污染负荷,使废水变得清澈、透明,能使绝大部分的悬浮物和色度去掉。

3. 微孔过滤作为超过滤的预处理是需要的,但在生产上微孔过滤易堵塞,需要经常采用气水混合反清洗,为了延长清洗周期应在微孔过滤之前增加一个聚脲材料制成的纤维球过滤器。

4. 超过滤是废水处理工序中的另一个主要工序,它主要是除去废水里的大分子、胶体物质。

在试验中考察两种结构的超滤装置,板式超滤与中空纤维超滤。中空纤维单位体积的膜面积大,产水量高,价格便宜。但是中空纤维膜组件要求预过滤的处理效果高,否则会使组件易污染而被堵塞,如果反清洗效果不好,组件就要更换。板式装置清洗效果好,还可以拆下膜片清洗,但装填密度小,单位体积产水低,因而成本较高。根据两种结构特点,本工程拟采用加强超过滤的预处理,选用中空纤维膜组件。

5. 反渗透和生物活性炭是继超滤工序之后的两个深度处理工序,其出水均能达到排放要求。反渗透具有操作简单,可以间断运行的特点,不仅能去除低小分子有机物,而且还可脱盐,使出水含盐量低于自来水,有利于水的回用。

废水经超过滤处理之后,提高了水中 BOD_5 与 COD_{Cr} 的比值,比值由原来的 0.09—0.15 上升到 0.23—0.21,这样就具备了进行生化的条件。采用生物活性炭,具有物理吸附和生物氧化的双重效果,出水水质也很好,但生物炭需要连续运行,操作管理比较复杂,运行不当活性炭的再生周期就会加快。在运行中往往有些生物膜会随水带出,因而对水的回用也造成了一些不利的因素。

权衡上述两种深度处理手段,如果废水处理量较小的情况,宜采用反渗透工序。

五、废水处理工程设计运行

根据对废水试验结果分析,结合该厂治理具体情况,为降低治理工程费用,处理后出水回用于石膏条板的浇注和涂料罐的冲洗。治理工程采用如图 2 所示工艺流程。

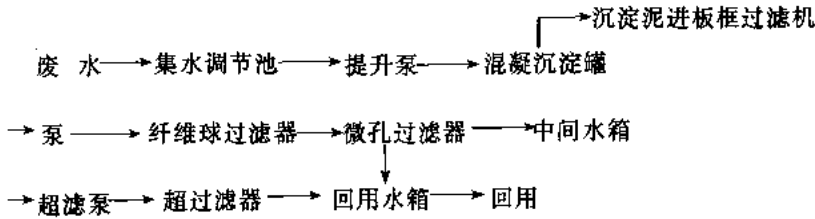


图 2 治理工程工艺流程图

治理工程于 1995 年 10 月开工,1996 年 6 月完工,工程运转至今情况很好,处理结果见表 5。

表 5 治理工程处理结果

水质	COD(mg/L)	BOD(mg/L)	SS(mg/L)	色度(倍)	pH
进 水	1500—2000	150—250	500—1000	1000—1500	
出 水	≤500	≤100	≤50	≤10	6—9

处理后出水回用于石膏条板的浇注和涂料罐的冲洗。

中小型印染废水集中治理工程技术分析

李占芳 田 刚 陆小为 杨 明

(北京市环境保护科学研究院)

一、前言

近 20 年来,飞速发展的印染工业为我国经济的进步作出了巨大的贡献,但是由于在生产过程中要排放大量的废水,印染行业也成为工业废水主要污染大户。分布于全国各地的乡镇印染工业,更是给当地的环境带出了极大的威胁,据统计近年来乡镇印染工业的产值已占全国印染工业总产值的 50% 以上,其污染状况也早已受到各界人士的关注。由于乡镇印染工业一般具有生产规模小、产品变化快、产量变化大和生产工艺落后等特点,从而带来了其废水水质水量的多变性及治理的难度,多年来控制中小型乡镇印染工业废水的污染一直是令人感到棘手的问题。苏州市吴县角直镇工业开发区采取印染废水集中治理的措施,使上述以往难以解决污染控制问题,变得简单、有效和经济,为各地控制乡镇印染工业以及其它工业的污染提供了非常成功的范例。本范例不仅达到了工程筹建者和设计者预期的目的,而且在实际工程的运行过程中,废水集中处理相对单独处理还呈现许多出乎人们意料的功效。

二、具体工程措施

(一)工程建设的背景

角直镇工业开发区综合污水处理厂始建于 1991 年 5 月,1992 年 8 月正式竣工投入使用。污水处理厂共接纳九个工厂(全部为中小型印染厂)的生产废水,各工厂的废水根据具体情况只进行简单的预处理:经格栅、沉砂或者再隔油后直接进入污水处理厂进行统一处理,污水处理厂根据合同只对各废水排放点的水质提出较为宽松的限制,并根据水量收取费用。从而也使其成为全国乡镇第一家企业型的污水处理厂。污水处理厂投入运行至今五年多来,一直运行良好,取得了非常显著的环境效益和经济效益。

(二)废水排放情况

污水处理厂接纳废水情况及水质限制见表 1。从表 1 的数据可以看到,污水处理厂所接纳的废水均为典型的印染废水,主要污染物指标为 COD 和色度,而且各厂所排废水的 COD、色度、pH 及可生物降解性差异很大,显然采用集中处理的方案是可取的。

(三)处理目标及工艺流程

根据当地环保部门的要求,废水处理后的各项污染指标应达到的目标为:

$$\begin{array}{ll} \text{COD}_{\text{Cr}} \leq 150 \text{mg/L} & \text{BOD}_5 \leq 60 \text{mg/L} \\ \text{色度} \leq 80 \text{倍} & \text{pH } 6-8 \end{array}$$

根据对废水原水污染指标和排放特点初步预测,废水处理工艺流程采用以生化为主导单元、物化为辅助单元的工艺路线(见图 1)。生化处理工艺为半推流式活性污泥法,物化工艺为混凝气浮。

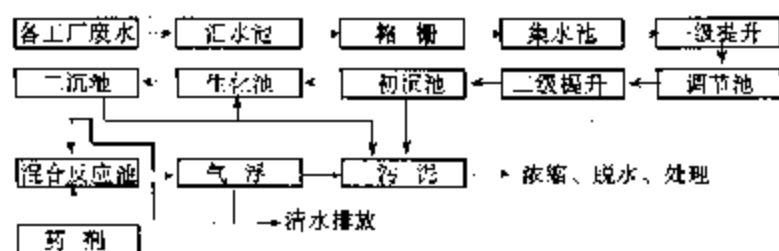


图1 工业废水集中治理工艺流程

表1 污水处理厂接纳工厂废水情况

厂名	排水量 (m ³ /d)	COD _{Cr} (mg/L)	COD _{Cr} 限制	BOD ₅ (倍)	色度 (倍)	pH	pH 限制
吴县针织厂	1900	600—1100	1200	180—350	40—300	8—12	4—11
吴县染织厂	1400	500—900	1000	150—300	80—300	5—7	/
吴县迅裕漂染公司	900	600—900	1000	100—200	200—300	5—8	/
吴县印染厂	250	500—900	1000	200—300	100—300	5—9	/
吴县漂染二厂	250	600—900	1000	150—300	100—300	5—11	/
东方印染厂	180	600—900	1000	150—300	80—200	5—9	/
吴县袜厂	130	600—900	1000	150—300	100—400	6—9	/
吴县兴华丝织厂	70	300—700	1000	100—200	80—200	5—7	/
吴县乐宝真丝服装厂	70	300—700	1000	100—200	80—200	5—7	/
预留能力	850						
设计能力	6000	700		180	200	5—11	

三、污水处理厂运行结果技术分析

(一)实际运行效果

综合污水处理厂自1992年8月竣工投入运行后,一直运转正常。虽然其工艺流程为生、物化两级处理,但由于生物处理效果好,物化部分的实际开车率很低,全年物化开车率累计不足100h,主要供参观和当废水中含有较多活性红染料而使生化脱色率不足的情况。几年来,污水处理厂出水的COD为90—120mg/L,色度为20—40倍,其它污染物排放浓度也一直优于排放标准。表2为污水处理厂的运行结果(年平均值)。从表2的数据可以看到,污水厂的运行效果是令人满意的。仅靠一级生化,就如此高效、稳定,这在分散处理的中小型印染厂中是极难达到的。

表2 污水处理厂实际运行结果

	水量 (m ³ /d)	COD _{Cr} (mg/L)	COD _{Cr} 去除率(%)	色度 (倍)	色度 去除率(%)	pH
原水	4300	443	—	98	—	8.5
生化处理后	4300	109	75.4	26	73.5	6.8
物化处理后	4300	<80	>82	<20	>79	6.5

(二)分散处理的技术难点

表3是综合污水厂上游9个印染厂采用分散处理时,所遇到的技术难点。从表3的数据可知,每个厂单独生化处理都会遇到一些障碍,甚至(迅裕公司)不宜采用生化处理,而应选择成本较高的物化工艺。本范例中一些加工真丝且水量较小的工厂,如采用生化处理也应采用成本较高的生物膜技术(抗冲击性能好),但调节池容量必须很大。可见,污水厂上游9个工厂的废水若采用单独处理,难度大,成本高,效果也难以保证。

表3 分散处理的技术难点

厂家	生产品种	技术难点
吴县针织厂	纯棉织物漂染	生化处理时 pH 偏高,需加酸调节
吴县染织厂	化纤织物漂白、印花	化纤加工量大,废水可生化性差
吴县迅裕漂染厂	化纤绒线染色	废水可生化性差,缺少氮源
东吴印染厂	真丝漂白、印花	水量小,变化幅度大
吴县漂染二厂	化纤、棉纱染色	水量小,水质、水量变化大
东方印染厂	真丝漂白、染色	水量小,变化幅度大
吴县袜厂	棉、尼龙袜染色	水量小,变化幅度大
吴县兴华纺织厂	真丝布染色	水量小,变化幅度大
吴县乐宝服装厂	真丝染色	水量小,变化幅度大

(三)水质水量的稳定性问题

影响中小型印染厂废水处理最大的因素是印染车间生产的不稳定性,这里有两种情况:

(1)产量的变化:生产车间产量的变化直接影响废水水量,中小型印染厂的产量变化是很大的,因而废水水量也相应有较大幅度的变化。

(2)产品的变化:由于生产品种的变化,废水水质也将发生变化,特别是所加工织物的质地发生变化时。水质变化最主要的指标为废水的可生化性、pH 值、色度及色调。由于中小型印染生产设备较少,自身的调节性很小,废水水质随着生产车间生产计划的改变而改变。

表4是1995年1月污水厂的部分运行记录。从表4的数据中可以看到,尽管邻近春节,污水厂所接纳的废水水量和各项水质指标仍然是非常稳定的。从几年的实测数据看,除春节附近废水水量较小,甚至几乎无水外,其它时间的废水水质和水量一直很稳定。可见,由于采用了集中处理,不会因一个工厂更换产品和产量的变化,而明显地影响综合污水厂的进水水质和水量。

(四)水质改良问题

从表3的数据可知,污水厂上游9个工厂的生产品种相差很大,显然废水水质也肯定有较大的差异。但是从表4的数据中可以看到,综合废水的水质完全不同于各分散的单独废水,综合废水中各项指标稳定、营养盐(主要为氮源)充足、pH 值适中、可生化性好。显然,废水集中处理改良和稳定了进水水质:氮源过剩真丝废水补充了化纤废水的不足、纯棉废水过高的 pH 从其它废水处得到了缓解,各分散废水的染料混合后呈现稳定的蓝灰色调、各股废水中的有毒物质混合后相互稀释。可见,废水混合后使原来复杂的问题简单化,从而有利于废水的净化以及处理设施正常、高效地运转。

(五)其它

集中处理除了上述对废水处理有益的作用外,各工厂废水之间其它物质的相互反应也会有利于降低废水的处理难度。例如:氧化还原反应、阴离子和阳离子之间的反应、其它沉淀反应等。上述反应中,最明显的例证是污水处理厂调节池内废水的色度一般都在100倍以下,极少超过150倍,几乎任何一个单独的工厂都不会出现这种情况。各种印染废水混合后色度降低据初步推测其原因之一:各种染料在水中一般呈胶体或微胶体状态,其在水中的稳定性取决于各种物理和化学条件,如温度、pH 值、电负性、分散剂浓度等,由于各股水混合后,改变了原来稳定的条件而使染料脱稳。当然,还可能有一些其它需要进一步探索和研究的因素。

四、总结

(1)中小型印染废水集中处理将有利于稳定水质和水量,有助于提高处理效率及降低处理成

本

(2) 中小型印染废水集中处理有利于改良废水水质, 简化处理工艺。

(3) 集中处理, 是解决中小型印染废水处理较难控制的有效途径之一。

表4 污水厂运行记录(出水均指生化后处理结果)

日期	水量 (m ³ /d)	COD 进 (mg/L)	COD 出 (mg/L)	色度 进 (倍)	色度 出 (倍)	色度 进	色度 出	pH 进	pH 出	NH ₃ 进 (mg/L)	NH ₃ 出 (mg/L)	水温 出 (°C)
1.1	3600	474	112	100	25	蓝灰	微黄	9.0	7.0	6.4	1.7	17
3	3300	446	108	100	25	蓝灰	微黄	8.5	6.5	6.6	1.9	19
5	3600	456	96	90	20	蓝灰	微黄	8.5	6.5	—	—	18
7	3600	438	104	90	25	蓝灰	微黄	8.0	6.5	—	—	18
9	4500	340	104	80	20	蓝灰	微黄	8.0	6.5	6.6	2.1	19
11	4100	394	112	90	25	蓝灰	微黄	8.0	7.0	—	—	17
13	4000	422	100	90	20	蓝灰	微黄	9.5	7.0	7.2	2.1	17
15	4100	368	96	80	20	蓝灰	微黄	8.5	6.5	—	—	18
17	3700	364	100	90	15	蓝灰	微黄	9.0	6.5	—	—	17
19	3800	410	104	80	15	蓝灰	微黄	8.0	6.5	—	—	15
21	3000	436	112	90	20	蓝灰	微黄	7.5	6.5	5.8	1.1	14
23	3300	408	110	90	25	蓝灰	微黄	8.5	6.5	—	—	15
25	3500	382	104	80	15	蓝灰	微黄	8.0	6.5	5.8	1.1	15
27	3900	326	114	90	20	蓝灰	微黄	8.0	7.0	—	—	14
29	3300	364	106	90	20	蓝灰	微黄	8.5	6.5	—	—	15
31	3100	408	110	90	15	蓝灰	微黄	9.0	7.0	—	—	14

说明: 进水 BOD/COD 值均大于 0.3。

卷式反渗透法处理镀镍废水回用技术

刘静玮 王宝清

(北京市环境保护科学研究院)

一、概述

电镀行业是重金属废水的重要来源之一。电镀液中的 Cr^{3+} , Cr^{6+} , Zn^{2+} , Ni^{2+} 等多种重金属离子和 NH_4Cl , EDTA 等络合物, 对人体和自然环境可造成严重的危害。

目前重金属废水的治理技术一般可归纳为化学法、物理法、非化学法、反渗透法、电渗析法等, 其中反渗透法(RO)是近年来处理电镀废水的一种膜法新技术。

反渗透膜是一种在压力驱动下有效地去除水中各种离子的半透膜, 因此反渗透技术在国外广泛地用于电镀厂制取脱盐水和电镀件漂洗水的回收。北京市环科院在 80 年代管式反渗透技术应用的基础上, 采用卷式反渗透膜, 经四家电镀厂的实际应用证明, 此项技术具有处理能力强, 分离效率高, 膜组件性能可靠, 设备运行平稳等优点, 并且实现了装置的标准化的, 此项技术是反渗透应用于电镀行业的新一代产品。

二、镍镀工艺流程及废水的来源

电镀工艺中为保证电镀镀件的质量, 需对镀件进行漂洗, 以去处多余的镀液, 理想的做法是用足够量的清水冲洗镀件。但这样的后果往往造成大量镍的流失和用水的浪费, 既不经济也污染了环境。因此通常采用多级逆流漂洗方式。图 1 为北京某手表厂理化车间手工间歇多级漂洗镀镍元件的工艺流程示意图。表 1 列出了 5 级逆流漂洗方式的水质分析结果。

可见, 以每班用水量 400L 计, 每批镀件 500 件(共 40 批), 清洗液中共带出镍离子为 $453.03 \text{ mg/L} \times 400\text{L} = 18.12\text{g}$ (最高平均浓度为 453.03 mg/L), 即每班大约有 20g 左右的镍被排入水体。

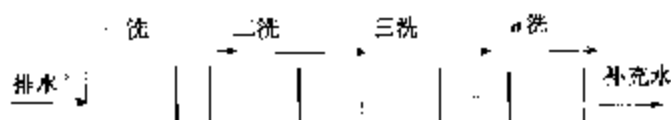


图 1 某手表厂镀镍清洗工艺流程示意图

表 1 镀镍漂洗水中镍含量分析结果(mg/L)

项目时间(日/月)	20/4	20- 21/4	4-5/4
第一漂洗槽	64.650	13.600	1.1300
第二漂洗槽	9.76	3.900	3.050
第三漂洗槽	108.6	530	/
第四漂洗槽	17.6	79	1.62
第五漂洗槽	2.2	12	16
平均浓度	377.72	453.03	302.67

注: / 表示未检测。

典型的镀镍漂洗工艺多采用三级逆流漂洗,其中最后一级漂洗液镍(Ni^{2+})的浓度控制在15 mg/L以下便可达到镀件的质量要求,第一级漂洗槽中的漂洗水回用于镀槽,用于平衡蒸发损失的水分。漂洗槽内盐的含量和漂洗水水量的计算如下(其中假设不计漂洗槽内水分的蒸发损失,槽液浓度如前所述):

$$W/D = (C_0/C_n)1/n$$

式中, W ——漂洗水浓度;

C_0 ——镀镍槽内镍的浓度;

C_n ——第 n 槽内镍的浓度;

n ——漂洗槽的数目;

D ——镀件带出的镀液浓度。

在实际应用中,一般以第二漂洗槽中的漂洗液作为处理的水源,反渗透的透过液返回第一漂洗槽,浓缩液也作为蒸发液的补充水或进行深度浓缩。

三、镀镍槽液的组分和处理工艺

镀镍分为亮镍和暗镍。槽液的基本组分如下:

$\text{NiSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}(\text{Co})$	150—300g/L	NaCl	20—30	G/L
H_2BO_3	30—40g/L	光亮剂(A组分)		0.5mg/L
		(B组分)	5mg/L	
水温	50—60℃	pH	3—4.5	

由上述方法配制的镀液 Ni^{2+} 的平均浓度在 10—150g/L。

反渗透处理漂洗水的工艺见图 2。

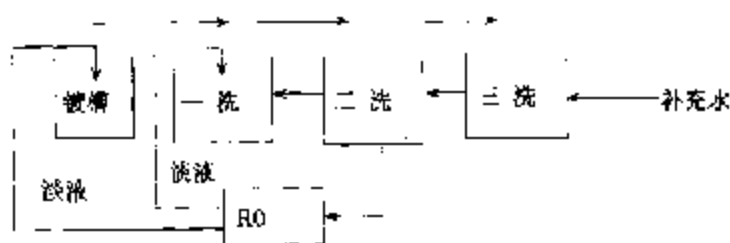


图2 反渗透处理漂洗水工艺流程示意图

四、结果分析和讨论

(1)镀镍漂洗水的特征。典型的镀镍漂洗水 pH 值一般在 4—7 之间,属中性偏酸水,镀件所携带出的镀液浓度相当于槽液浓度的 1/3 左右,镍的含量在 400—900mg/L 之间,水温在 20—50℃。表 2 列出了四家电镀厂实际运行实测结果。

(2)卷式反渗透膜运行特点及分离特征。本系统采用醋酸纤维素为材质的中压卷式反渗透膜组件,每小时产水为 0.5t,料液温度 25℃,工作压力 2.8MPa。操作压力的变化对反渗透膜组件透过液的通量有明显的改变。若漂洗水取自含盐量过高的地下水,水通量会有所下降。操作压力在 2.0MPa 以下对 Ni^{2+} 的截留率较低,但在 2.0—3.0MPa 之间,工作压力对 Ni^{2+} 的去除率没有明显的变化。一价离子的去除率低于二价离子。

表2给出了四家电镀厂在2.8MPa标态工作压力下对 Ni^{2+} 的截留率实测数据,从中可见,在1000ppm浓度以下,对 Ni^{2+} 的截留率平均在97%—99%之间,透过液 Ni^{2+} 的浓度在10ppm以下。漂洗液经反复浓缩后,浓缩液的体积可为原液的1/4—1/6,即浓缩后 Ni^{2+} 的浓度可达2000—2500mg/L。表3给出了其他组分的测试结果,从中可见,本技术对漂洗液中的 NiSO_4 和 NaCl 的浓度可浓缩到槽液的1/3,其中 H_3BO_3 在浓缩液中流失较多,这可在配制镀液中加以补充。

(3)由于反渗透膜能够有效地去除和分离各种重金属离子,因此漂洗水应以去离子水为宜。但在一些中小电镀厂多以自来水或地下水为水源,经反渗透反复浓缩后 Ca 、 Mg 等盐类浓度增大,当作为补给水(液)时,极易造成镀槽液组成的变化,严重时影响镀件的质量。与此同时,由于对漂洗水的反复浓缩,也加大了料液的渗透压(尤其在高浓度期间),影响了产水率,降低了膜元件的寿命。鉴于上述原因,在实际生产中应在生产间隙,利用本装置进行脱盐水的制备,以满足生产全过程的用水。这样,即可以节省投资费用,又可实现一机多用。

(4)经反渗透浓缩后,浓缩液中的 Ni^{2+} 含量高达2000ppm以上,在有条件的情况下,可利用薄膜蒸发器进行深度浓缩, Ni^{2+} 最终可达10g/L以上,这对于水量平衡是十分有益的,而且比单一采用蒸发法大大节省了能源,提高了回收率。

表2 四家电镀厂反渗透法处理镀镍废水

	原水(mg/L)	透过液(mg/L)	截留率(%)
A厂	520	5.7	98.9
	570	5.3	99.07
B厂	690	9.8	98.69
	840	9.1	98.92
	790	9.1	98.84
C厂	293	8.2(2.0MPa)	97.19
		7.33(2.8MPa)	97.50
	400	10.0(2.0MPa)	97.50
		10.22(2.8MPa)	97.45
D厂	337	117	96.53

注:①反渗透液为第二级浓缩 Ni^{2+} 浓度;

②透过液中的 Cu^{2+} 浓度 $<0.2\text{mg/L}$ 。

表3 某电镀厂漂洗水全组分的分离效率

Ni^{2+}	SO_4^{2-}	Cl^-	H_3BO_3
$>98\%$	$>98\%$	93%—95%	25%—28%

(5)反渗透制膜技术近年来发展很快。新型膜材料,高性能膜元件大量涌现,单级脱盐率可达99%以上,工作压力大大降低,一般可在0.8—1.5MPa条件下运行(称为低压或超低压反渗透)。单只膜元件的通量增加20%—40%,同时pH的适用范围更宽($\text{pH}=2\sim 11$)。因此为处理 Cr 、 Cu 、 Zn 等类镀液废水的技术开拓了广阔的前景。

(6)由于镀液漂洗水中的组分比较复杂,定期进行膜的清洗是十分必要的。经实际运行经验证明,一般3—4个月需化学清洗一次,膜元件寿命可保持在两年左右。

五、结论

(1)利用卷式反渗透组件处理电镀镀镍漂洗水实际工程证明,具有设备紧凑,占地面积小,分离

效率高,是一种无污染物排放,节约用水,回收资源的新型实用技术。

(2)卷式反渗透膜对 Ni^{2+} 的分离率 98% 以上,浓缩液作为槽液蒸发液的补充液使用。

(3)若反渗透元件采用复合膜材料,代替 CA 醋酸膜。那么,对重金属离子的分离效果更高,pH 的适用范围更广,因此可以对 Cr、Cu、Zn 等电镀废水进行同样处理,实现零排放。

(4)上述方法和技术同样适用于脱盐水和纯水的制备,以及特殊料液的浓缩和分离。

印染废水总程平衡治理技术工程设计与运行

杨明 吴玉 刘宁川 田刚

(北京市环境保护科学研究院)

一、前言

近几十年来,印染工业一直是我国工业废水的排放大户,印染废水治理技术的研究也一直受到环保科技工作者的关注。印染废水的变化性很强,主要污染指标为 COD 和色度。近年来,针对各类印染废水工程的末端治理技术已日趋成熟,大量成功的印染废水治理实施工程投入运行。

众所周知,末端治理是一种较为被动的技术,最佳的实施路线应尽量选用清洁工艺。在现行的印染厂中,有相当数量的印染加工采用间歇生产工艺。其生产特点是,加工织物产生废水的各工艺阶段是在同一个设备中完成的,每一个加工阶段均包括各自的进水和排水,而不同的排水阶段所排废水的水质相差甚远。在上述印染加工过程中,进入废水中的污染物大部分是无法避免的,但是可以通过总程平衡废水治理技术提高治理效果和降低治理费用(相对末端治理而言)。总程平衡治理技术的核心是,将不同性质的生产废水引入不同的处理系统,并通过平衡计算选择治理工艺和分配废水,最终目的是用最小的费用达到治理目标,获得最大的投入产出比。在总程平衡技术中,废水的分配不是简单的清污分流,而是通过计算深入到生产工艺中,实行动态的废水调配,将废水的末端治理引申到生产工艺之中,使二者有机地结合成一个统一的整体。

青岛中绵针织有限公司(简称中绵公司)是一中日合资企业,加工工艺为典型的间歇生产,北京市环境保护科学研究院承担了该公司废水处理的工程设计及设备供货,废水处理工艺采用了本院开发的总程平衡治理技术。一年多的实际运行结果(一期工程)说明,总程平衡治理技术与以往的纯末端治理技术相比,具有明显的技术经济优势。

二、工程设计

(一)废水特性

1. 生产情况

中绵公司主要从事纯棉针织物的染色和整理,所使用的主要染化料主要为各类无机盐、漂白剂、净洗剂、酸碱(以碱为主)、染料(以活性为主)和其它助剂。

2. 废水主要特性

该废水是典型的单一印染废水,废水的主要污染指标为 COD、BOD、色度和 pH。对于废水处理而言,此废水一般可生化性较好,营养物质基本满足生化需要或略少。处理特点是:

- (1)水质水量变化幅度大,在生产规模较小时更为严重;
- (2)色度难以控制,特别是生产过程中大量使用活性红和活性黄染料时,废水色度的去除往往依靠三级处理。对本废水处理而言,有效、经济的达到排放标准,难度最大的是色度的去除;
- (3)由于生产品种主要为纯棉织物,所以该废水 BOD 与 COD 的比值一般在 0.3 以上,可生化性较好,COD 的去除较色度容易。

(二)设计依据

原水水量: 3 000m³/d(一期 1000m³/d)
 原水水质: COD 500mg/L 色度 200 倍
 排水要求: COD < 150mg/L 色度 < 80 倍

(三)工艺路线

1. 国内外技术及特点

目前,国内外对同类废水的处理工艺流程基本相同,常规的处理工艺是在生、物化两级处理后,采用不同的脱色工艺(以活性炭吸附为主)。该废水的处理难点是色度的去除,生物处理和常规混凝剂对活性黄及活性红的脱色率较低,因此在处理工艺流程中需设置脱色单元以确保废水处理达标排放。脱色工艺主要有化学氧化、专用脱色剂脱色、活性炭吸附等,运行费用均远远高于常规工艺。中绵公司日本合资方“日棉公司”在日本本土同类废水的处理工艺为:活性污泥→混凝沉淀→活性炭吸附,仍然难以接收活性吸附单元的高额运行费用。

2. 总程平衡治理技术思路

针织染色整理加工,主要为漂白和染色,废水中的色度来自染色工序。染色工序不同染色阶段(以一个进、出水周期划分)的废水水质相差很大。尽管中绵公司可进行多达 5 万多个不同颜色和色调的染色加工,但基本可分为浓色、中色、和淡色。表 1、表 2 分别是染浓色和淡色不同加工阶段所排废水的水质。

表 1 染色(红色)染色废水水质

序号	工 艺	主要染化料	色 度 (倍)	COD (mg/L)	pH	分类	备注
1	前处理	净洗剂等	12	2 448	11.6	B	D
2	水洗 1	/	8	676	10.1	B	D
3	水洗 2	/	4	220	9.7	B	D
4	中和	碳酸钠	4	280	9.0	H	D
5	水洗 1	/	4	95	8.3	A	D
6	水洗 2	/	4	36	7.8	A	D
7	染色	染料及助剂	12 800	1 152	11.3	C	N
8	水洗 1	/	3 200	176	10.9	C	N
9	水洗 2	/	1 500	176	10.1	C	N
10	中和	醋酸	3 800	376	9.9	C	N
11	水洗	/	2 050	196	9.4	C	N
12	水洗	/	420	104	9.3	B	D
13	水洗	/	100	40	8.4	A	D
14	水洗	/	60	30	8.2	A	D
15	固色	固色剂	18	308	8.2	B	D
16	水洗	/	5	110	7.9	A	D
17	乳化	乳化剂	20	430	8.0	B	D

注:各工艺阶段用水量及排水量基本相同(下同)。

从表 1、表 2 的数据中可以看到,废水根据水质可以分为三类:A 类:色度和 COD 均达标;B 类:色度与 COD 有一项不达标;C 类:色度和 COD 均不达标。总程平衡治理技术的核心是以取得最佳的经济技术指标为原则,经过实验和计算后,将不同水质的废水引入不同系统分别处理。

从表 1、表 2 的结果可以看出,染浓色时,排水中仅有约 30%的废水(浓水)色度超标,染淡色(或漂白、数据略)时所排的废水均不超标。如果按每批浓色染色废水的水量为 18 单位,淡水为 6,漂白为 6(基本符合实际情况),漂白加工量占总加工量的 50%,浓色占 25%,淡色占 25%(中色不

计)计,则生产设备排水量为 36。其它废水按总废水量的 20%计,则全厂废水水量为 45 单位,浓水约为 6 单位,占 13%(实际情况低于此值)。根据表 1 所示数据浓水平均色度为 4 000 倍(实际情况低于此值),其它废水色度按 60 倍计,则浓水约占色度污染负荷总量的 91%。

表 2 染色(米色)染色废水水质

序号	工 艺	主要染化料	色 度 (倍)	COD (mg/L)	pH	分类	备注
1	精炼	净洗剂等	10	276	7.9	B	D
2	水洗	/	4	68	7.8	A	D
3	染色	染料及助剂	60	540	4.5	B	D
4	水洗 1	/	12	248	5.9	B	D
5	水洗 2	/	3	100	7.1	A	D
6	乳化	乳化剂	15	628	7.5	B	D

3. 废水处理工艺路线

根据具体情况,中绵公司废水仅按浓水和淡水分流(表 1、表 2 备注中 D 为淡水, N 为浓水),处理工程所采取的工艺流程见图 1。

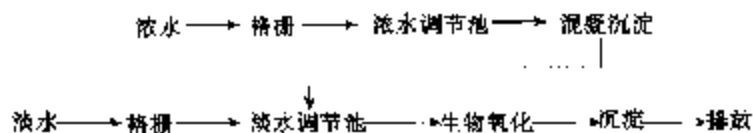


图 1 废水处理工艺流程图(未含污泥处置)

4. 设计说明

(1)考虑到一期工程生产量较小,水质、水量的变化较大,生化部分一期工程采用接触氧化,二期工程采用活性污泥;

(2)浓水混凝所用混凝剂以常规混凝剂碱式氯化铝、硫酸亚铁为主,结合本院生产的专用有机高效脱色剂;

(3)各单元工艺均采用常规技术;

(4)除生化部分外,其它实施一次完成。

三、运行结果与讨论

(一)运行结果

废水处理设施与 1995 年 2 月开始建设,1996 年 2 月竣工投入运行,1996 年 7 月通过环保局验收。一年多的运行结果表明,该工艺具有运行费用低,处理深度大等优点。表 3 为环保局验收后不定期的抽查测试结果。

(二)技术分析

1. 分流措施

中绵公司的生产过程均为计算机控制,染色加工设备均设有两路排水管道(浓水及淡水)。废水处理车间根据加工品种的不同,制定出分流方案,由生产车间的计算机程序员输入电脑,将废水排入不同的排水系统,并随时根据不同的要求进行调整。分流方案原则上是以色度为主要因素, COD 为参考因素制定的。

表3 运行结果

项目	采样时间	浓水进口	淡水进口	混沉池出口	淡水调节池	总排口
pH	8月27日	9.3	11	9.2	9.4	7.9
	9月23日	10.6	7.5	8.2	8.7	7.8
	11月5日	10.3	8.3	8.9	8.9	7.3
COD (mg/L)	8月27日	3550	2170	119	187	103
	9月23日	1110	294	453	272	130
	11月5日	613	547	369	318	99
色度 (倍)	8月27日	250	10	20	25	10
	9月23日	100	2	200	30	8
	11月5日	400	10	160	100	10

2. 色度的去除

从表3的数据知,进入浓水调节池浓水系统废水的色度远远高于淡水系统,浓水经混凝处颜色得到有效的去除后进入淡水调节池。从淡水调节池的水质指标可以看出,进入生化系统之前,废水的色度已经达标,此类废水处理以往被认为最难解决的问题,在本工艺系统的过程中,已经得到了解决。可见,总程平衡技术在色度的去除上较常规的技术有很大的突破。

3. COD 的去除

从监测数据可知,生化系统污染物的去除分出率是很小的,因此 COD 的达标在生化系统中可以得到较大的保证。

4. pH 控制

从表1、表2染色生产过程中各工艺阶段废水的 pH 值可知,该废水的 pH 和色度基本是同步的,因此仅仅需要对总水量 10% 的废水进行 pH 控制,且可在混凝过程中同步解决。从表3中淡水调节池废水的 pH 值可以看到明确的结果。

(一)经济分析

1. 混凝剂

在实际运行中,浓水约占废水总量的 10% (按 10% 计),混凝处理浓水所用吨水混凝剂量为一般混合水的 2-3 倍 (按 3 倍计)。经计算可知,采用总程平衡技术混凝剂用量可节省 70% 左右。由于投药量较少,且结合常规混凝剂使用等手段,价格昂贵的脱色剂的实际用量很少。

2. 电耗

在此类废水一般的处理工艺中,用于生化之后的混凝处理对 COD 去除的分担率较小,主要用于色度的脱除,而生化部分 COD 的去除率一般在 60% 以上。从实际运行数据中可以看出,浓水部分混凝对总水 COD 的去除率在 50% 以上,生化处理对淡水 COD 的去除率仍按 60% 计;由于好氧生化处理供氧所需的电耗主要与去除的有机物量有关,因此经计算可知,采用总程平衡技术用于生化处理的电耗较一般工艺可节省 50% 左右。按供氧所需的电耗为总用电量的 70% 计,考虑到浓水因二次提升所增加的电耗,总程平衡技术较常规技术可降低电耗 30% 左右。

四、结论

- (1) 总程平衡治理技术在工程上是可行的;
- (2) 总程平衡治理技术较常规技术具有较大的技术经济优势;
- (3) 总程平衡治理技术对于中绵公司的针织印染废水处理,较常规技术可节省混凝剂用量的 70%、节省电耗 30% 左右。

合成洗涤剂废水处理工程设计实验研究

秦永生 韩秀钧 夏恒霞

(北京市环境保护科学研究所)

一、前言

由于合成洗涤剂生产废水对环境的危害及影响,国家及各地方环保部门都对排放废水中的洗涤剂浓度及其它项目做了规定。各洗涤剂厂面临对生产废水进行治理的任务。

我们这项试验研究工作就是结合山东潍坊合成洗涤剂厂的生产废水进行的。该厂污水水质为 $\text{COD} \leq 350\text{mg/L}$, $\text{BOD}_5 \leq 150\text{mg/L}$, $\text{LAS} \leq 50\text{mg/L}$, $\text{SS} \leq 150\text{mg/L}$ 。

二、生物接触氧化法处理试验

(一)试验装置

试验装置及流程详见图1。试验水由低位水箱用水泵提升至高位水箱。高位水箱出水经 IZB-4 转子流量计控制和计量水量后,由上部进入接触氧化柱。

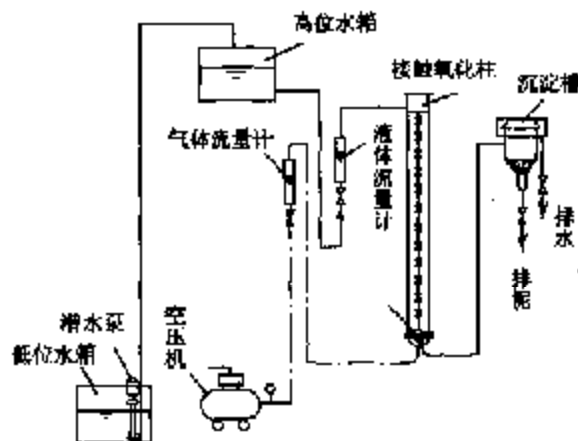


图1 生物接触氧化法处理试验装置及流程图

氧化柱由内径55mm的有机玻璃柱制作,有效水深2m,容积约为4.75L。柱内放入经过剪修的软性纤维填料,底部放置穿孔布气头。气源由WM-1/3型小型空压机供给,并经过气体转子流量计计量和控制,气水在柱内形成逆流式接触。生物氧化柱出水进入小型竖流式沉淀槽。

(二)挂膜驯化

试验开始,先采用生活污水活性污泥进行挂膜。向氧化柱内加入少量活性污泥,用自来水稀释,然后进行曝气。第2天即观察到柱内填料表面已有较均匀的生物膜形成。于是从第2天开始,用洗涤剂生产废水与生活污水配成1:10混合水样进行连续进水,以后逐渐提高洗涤剂生产废水比例,同时观察氧化柱内生物膜生长情况,每天取进出水化验。试验表明,氧化柱对COD和LAS一直保持稳定的较高的去除率。

试验连续做了5个月,考察了不同的停留时间,LAS浓度从30—110mg/L,处理出水一般保持在1.0mg/L以下,个别情况,处理出水大于1mg/L,但也小于4mg/L。处理结果见图2(停留时间3h)。

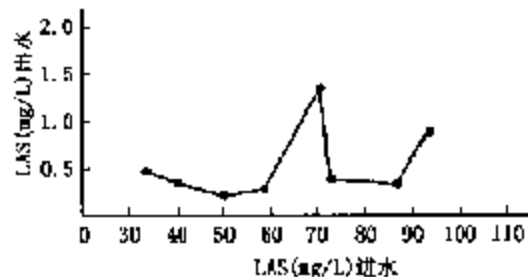


图2 生物氧化法对LAS去除曲线

(三)不同停留时间的处理效果

由于污泥驯化阶段生物氧化柱显示出对COD和LAS具有较好的去除率。从试验开始阶段就将进水量提高到1.3L/h。废水在氧化柱内的水力停留时间为3.65h。经过20余天的稳定运行,对取自洗涤剂厂的生产废水及部分用洗涤剂产品配制的水样,全都可以使出水达到COD<100mg/L, LAS<4mg/L,以后每经过15—20d稳定运行后改变一次进水量。对进水量分别为1.6L/h,2.0L/h,2.7L/h和3.0L/h(相应的水力停留时间为3h,2.4h,1.8h和1.6h)进行了考察。

试验结果表明:当污水在柱内停留时间保持在2.4h时,生物氧化柱运转良好,COD去除率可以在80%左右,此时COD一般低于80mg/L,而且大多数情况下在35—50mg/L左右。BOD₅去除率可以达到80%—90%以上,出水BOD₅大多数在10mg/L左右。LAS去除率一般可以达到95%以上。出水中LAS浓度一般可以保持在2mg/L以下。此外出水油的含量也达到3mg/L以下,悬浮物达到25mg/L以下。

进一步增加进水量,停留时间缩短到1.6—1.8h的情况下,虽然出水可以达标,但通过镜检可以观察到菌胶团变得松散,活性变差,原生动物种类大为减少,外观上柱内生物膜变白,附着性变差,每天逐渐减少,处于不稳定状态。对于长期性运转,特别是对水质波动较大的生产性废水处理,我们认为,这种停留时间已经不宜采用。试验中各种停留时间条件下的进水平均数据列于表1。

(四)有机负荷及供氧量分析

从表1可以看出:试验中有机负荷偏低较多,大约只有0.3—0.6kgBOD/(m³·d),这主要归结为洗涤剂生产废水的水质情况。无论是试验水还是工厂排水口实际测定结果,原水水质的COD及BOD₅浓度都较低。特别是BOD₅浓度,一般情况下废水BOD₅低于100mg/L,多数低于80mg/L。这样,当水力停留时间已经缩小到较短的情况下,处理装置的有机负荷相对来说也还是比较低的。

对生物接触氧化法处理有机废水工艺来说,保证向装置中生长的微生物供给充足的氧气是必须的条件。一般我们都是通过向废水中鼓入空气来完成供氧的。供氧量一般由废水水质(主要是BOD₅的浓度)以及氧的利用率等项因素来决定的。

空气的比重在常温常压下可按1.29kg/m³计算。空气中氧的含量大约为20%,氧的利用率按8%考虑,则向水中鼓入1m³空气可利用的氧约为1.29×20%×8%=0.0206kg=20.6g。而洗涤

表1 各种停留时间条件下的处理效果比较

停留时间(h)	COD 平均值(mg/L)			BOD ₅ 平均值(mg/L)			LAS 平均值(mg/L)			有机负荷 BOD ₅ kg/(m ³ ·d)
	进水	出水	去除率	进水	出水	去除率	进水	出水	去除率	
3.65	278.8	59.3	78.8	50.6	9.25	81.7	47.5	2.95	93.8	0.272
3.0	285	47.6	83.3	106.3	11.3	89.4	48.7	0.62	98.3	0.393
2.4	176.9	31.9	82	39.2	2.63	93.3	57.8	0.73	98.7	0.37
1.8	192.7	45.2	76.5	44.4	1.91	95.7	56.3	1.15	97.9	0.580
1.6	216.4	45.3	79.1	39.4	5.2	86.8	56.8	2.8	95.0	

剂生产废水的 BOD₅, 若按 60—100mg/L 考虑, 则所需鼓入的空气量为废水量的 3—5 倍, 即气水比为 3—5:1, 即可满足供氧要求。但考虑到实际运转中生物接触氧化池要保持一定的曝气强度, 以利于填料上生物膜冲刷更新, 在废水浓度偏低条件下氧的利用率还可能偏低。因此我们认为气水比按 5—8:1 设计较为合理。

(五) 污泥及其处置

本次试验中对该工艺中污泥的生成量, 污泥中的污染物及养料成分进行了分析, 结果如表 2 所示。从表 2 可以看出, 生物接触氧化法处理洗涤剂生产废水所产生的剩余污泥平均只有 0.6‰, 这主要是由于废水中有机污染物浓度偏低和悬浮物含量较低所致, 这也是造成污泥量少的又一个重要因素。试点工程一年多来的运转表明, 该处理站已连续处理废水 20 万 t 以上, 而排出的剩余污泥只有几十立方米, 经过下化池下化后不超过 1.5t。

表2 污泥生成量及成分分析

时间	处理水量(t)	污泥量(m)	污泥比(‰)	COD(mg/L)	LAS(mg/L)	总氮(mg/L)	总磷(mg/L)	含水率(%)
1月5—24日	580	250	0.43	7512	5.0	/		97
2月20日—3月10日	1046	750	0.72	4242	4.0	379.4	2640	98
4月3—26日	1171	800	0.68	13900	2.4	504.0	4000	97

由于洗涤剂生产废水中不含有害的重金属及其它有毒物质, 且污泥的主要成分为代谢死亡的生物细胞等有机体。经过化验分析, 这种污泥中含有较高的氮和磷等营养成分, 洗涤剂含量(LAS)只有几个 mg/L, 所以可作为农田肥料。即使是作为固体垃圾处理, 因其量很小, 也不存在二次污染问题。

三、工程设计简介

工艺流程见图 3。由于该地区严重缺水, 所以同时设计了污水回用系统, 排出水经处理后回用到生产车间。该试点工程于 1988 年 10 月建成, 设计的处理水量 1400m³/d, 工程总投资 90 万元。工程运行后, 当地环保监测站曾对该污水处理场进行了抽查化验, 其结果见表 3。

该项工程经过多年的稳定运行, 处理出水全面达标排放, 处理费用低于 0.26 元/m³。处理过的出水 50% 回用于生产, 具有显著的经济效益。

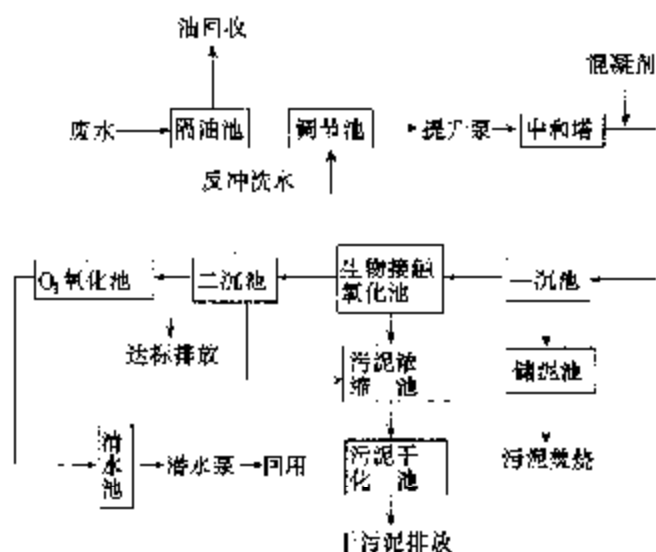


图3 废水处理工艺流程图

表3 实施工程运行结果

取样点	取样时间	pH	COD (mg/L)	悬浮物 (mg/L)	油 (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	LAS
处理前	1989.5.21	5.95	1016.7	4426	35.78	120.9	105
处理后	1989.5.21	7.82	68.1	256	8.86	0.85	15.5
处理前	1989.7.5	9.50	136	416	未测出	24.0	25.2
处理后	1989.7.5	7.85	50.9	96	未测出	0.29	8.2
处理前	1990.1.2	1.15	446.5	434	9.35	/	/
处理后	1990.1.2	6.05	98.0	146	1.54	/	/

四、结论

试验表明:以生物接触氧化法作为主要处理工艺用于合成洗涤剂生产废水处理,在技术和经济上都是可行的,具有工艺可靠,投资少,运行费用低和无二次污染等方面的优点。为解决我国洗涤剂行业废水治理提供了成功可靠的技术工艺。

解决焦化废水中氨氮问题初探

仲崇鑫

(北京炼焦化学厂环保处)

焦化废水是在以煤炼焦及煤焦油加工过程中产生的废水,废水中主要含有酚、氰、氨氮、硫化物及几百种有机组分,成分非常复杂,是一种处理难度较大的高浓度废水。氨氮是焦化废水中主要污染物之一,浓度高,一般生物方法又难以降解,并且高氨氮的废水直接影响生物处理装置的正常运行,降低生物处理的效果。排入水体后,是造成水体富营养化的主要因素。在我国,焦化工业每年向水体排放的氨氮约有 12,000t 之多。因此,焦化污水脱氮已成为当前亟待解决的重大环保课题,本文主要对采用蒸汽吹脱及脱固定铵工艺与 A/O 生物脱氮工艺联合降解焦化废水中的氨氮进行了初步研究和探讨。

一、焦化废水中氨氮的来源及组成分析

焦化废水中氨氮主要来自于煤在高温干馏过程中,氮、氧元素化合生成氨进入荒煤气,在冷却煤气时,部分溶于循环氨水和冷凝液中排出,形成剩余氨水。其水量占总污水量的 60% 以上,氨含量占排氨总量的 80% 以上。焦化废水中的氨氮主要以挥发氨和固定铵两种形式存在,后者有氯化铵、硫酸铵、磷酸铵等。此外,在化学和生化反应中,污水中其他无机含氮化合物也可能转化为氨氮。不同焦化厂由于煤气净化工艺不同,所以废水中氨含量有一定差别。

以某焦化厂为例,剩余氨水中氮各成分分析见表 1。

表 1 氨水中氮各成分分析表

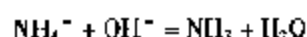
成分种类	总氮	固定铵	挥发氨	单位:mg/L
				氨氮
剩余氨水	5880	1780	4100	4850

可见剩余氨水中挥发氨和固定铵的浓度都比较高。

二、蒸汽吹脱及脱固定铵技术

从剩余氨水中各种氮的成分可以看出,剩余氨水中含有大量的挥发氨,这些氨主要呈以下状态存在: $\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} = \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$ 当通入蒸气、提高温度,这部分氨挥发转移到气相中,进而从水中去除,氨汽用硫酸吸收后可生产硫酸铵。

剩余氨水中直接进行蒸氨时,对挥发氨去除率较高,但对于固定铵则效果不大,大部分铵盐仍在水中,废水的氨氮仍比较高,因此必需要增加脱固定铵系统。焦化废水中固定铵盐大多以 NH_4Cl 为主, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 、 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 、 NH_4SCN 等形式存在,其中以 NH_4Cl 为主,为了脱固定铵盐,一般加入 NaOH 或 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 碱等类,主要反应如下:



以 40%NaOH 为例,去除 1kg 固定铵约需 NaOH10kg。

工艺流程见图 1。

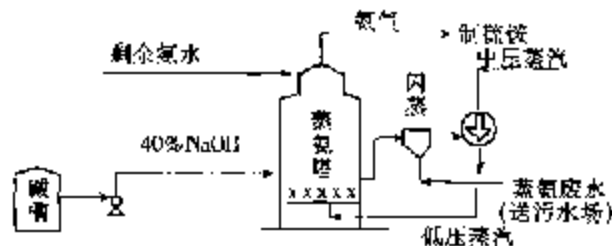


图1 工艺流程示意图

主要工艺条件:塔顶温度:90—95℃

塔底温度:108℃

低压蒸汽:0.4MPa

中压蒸汽:2.5MPa

处理水量:60—80m³/h

试验结果见表2。

表2 试验结果

单位:mg/L

	剩余氨水	直接蒸汽吹脱废水	去除率(%)	40%NaOH量:3.83L/m³废水		40%NaOH量:6.67L/m³废水	
				蒸汽废水	去除率(%)	蒸汽废水	去除率(%)
总氮	5800	1234	79	639	89	210	96.43
固定铵	1780	1214	32	604	96.86	186	89.6
挥发氨	4100	74	98	103	97.5	98	97.6
氨氮	4850	733	84.8	400	91.7	154	96.8

从表2结果可以看出:

(1)采用加碱分解固定铵后,再进行蒸汽吹脱的方法对废水中的总氮、氨氮特别是固定铵都有很高的去除率。

(2)挥发氨去除率加碱与不加碱相比略有下降,主要受固定铵分解后影响。

(3)加碱量的多少直接影响固定铵的分解和氨氮的去除率,当加碱量为3.83L/m³,可以达到生化进水氨氮<400mg/L的要求,当加碱量为6.67L/m³,可以达到生化进水氨氮<200mg/L的要求。

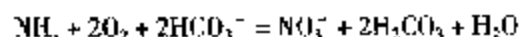
(4)虽然剩余氨水96.8%的氨氮被脱除,但废水中氨氮仍在150mg/L左右,不能达到国家排放标准(15mg/L(新建)25mg/L(原有))。

三、A/O 生物脱氮工艺

针对采取脱固定铵后,污水场进水中氨氮仍在200mg/L的现状,我们开展了A/O生物脱氮工艺处理焦化废水的试验与研究。

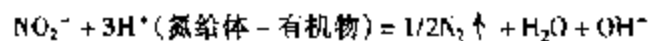
A/O生物脱氮技术是利用硝化菌和反硝化菌的硝化和反硝化作用,使NH₃首先转化成NO₃⁻和NO₂⁻,然后再还原成氮气,从而达到脱除废水中NH₄-N的目的。主要反应如下:

1. 硝化反应



该反应需要消耗大量的碱度,而原水中的碱度不能满足硝化反应的要求,因此需要投加一定量的碱(一般为Na₂CO₃)。每氧化1mgNH₄-N需消耗7.2mg的碱度(以CaCO₃计)。

2. 反硝化反应



反硝化反应需要丰富的有机物提供碳源和能源,其碳氮比($\text{COD}_\text{Cr}/\text{NH}_4 - \text{N}$)需要 > 6 才能得到较好的反硝化率。

工艺条件:影响硝化反硝化脱氮的主要条件为溶解氧、温度、碱度、碳氮化、泥龄、回流比等。

试验流程见图 2。

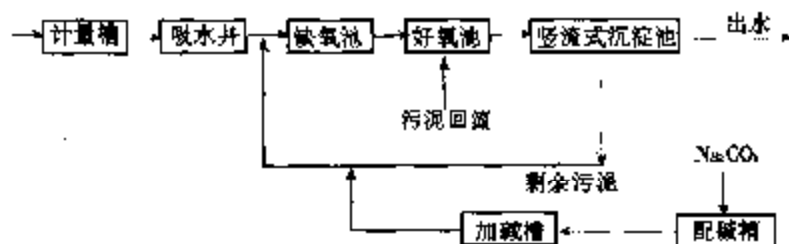


图 2 工艺流程

主要工艺参数:进水量: $5\text{m}^3/\text{h}$

水力停留时间: 40h; 缺氧池 6h; 好氧池 34h。

溶解氧: 缺氧池 $< 0.5\text{mg/L}$; 好氧池 $2\sim 4\text{mg/L}$

温度: $20\sim 35^\circ\text{C}$ 。

回流比: 4.0

泥龄: > 100 天

C/N: 6

碱度: 出水碱度 $> 300\text{mg/L}$ 。

试验条件及试验结果见表 3。

表 3 试验条件及试验结果

单位: mg/L 。

项 目	总氮	$\text{NH}_3 - \text{N}$	NO_3^-	NO_2^-	COD	酚	pH	备注
进 水	最大值	294	287	1.47	0.34	1500	480	± 8
	最小值	187	168	0.21	0.1	1000	137	
	平均值	221	183	0.42	0.24	1187	306	
出 水	最大值	241	23.7	157	70	320	0.23	± 7
	最小值	45	5.0	25	6.8	165	0.05	
	平均值	87	12.6	68	33.9	214	0.12	
去除率%		68.6	93.5	/	/	81.9	99.96	

四、总结

通过针对脱氮问题开展的一系列试验可以看出:

(1)要解决焦化废水的氮氮问题,单靠某一种方法较难以达标。必需采取综合治理的措施。

(2)加碱分解固定铵后进行蒸汽吹脱对剩余氨水中 $\text{NH}_4\text{-N}$ 的去除率较高,加碱量的多少与固定铵的分解有着密切关系,脱固定铵后的焦化废水不仅可以回收部分氨,而且可以为 A/O 工艺创造良好的条件,减少 A/O 工艺的加碱量,缩短水力停留时间,减少废水处理费用。

(3)A/O 工艺是处理焦化废水比较先进和可行的技术,对氨氮的去除率较高,可以做到 $\text{NH}_4\text{-N}$ 达标排放,并且与普通活性污泥法相比,COD 的去除率也有一定的提高,但出水中 NO_2^- 和 NO_3^- 的浓度较大,总氮去除率还有待于进一步提高。

超过滤技术与水回用

王宝清 刘静玮

(北京市环境保护科学研究院)

超过滤装置是由泵、超过滤膜组件、流量计等部分组成,是当前新兴的膜法分离技术之一。自1960年以来,由于制膜技术的突破,超过滤广泛应用于工业性生产的各个领域,并得到迅速的发展。在医药和生物制品等方面取得了极大的经济效益和社会效益,是一项极有潜力的新兴高技术。近年来超过滤技术在环境保护领域也有较大的发展,如含油废水的处理,羊毛脂回收和电泳漆废水的回收等方面的应用,均取得了较好的成效。本项研究就是利用超过滤装置处理洗浴废水,在水回用技术上的一次新尝试。本技术主要研究和解决的技术问题是前处理技术的选择、超过滤装置选型和性能、超过滤装置的清洗技术以及超过滤装置的系列化。目前本技术已有四套实际工程正在运行,实践证明全套处理系统具有出水水质稳定,水质优良,占地面积小,操作简便,耗电少,无异味,运转费用低和可间歇运行等特点。为水回用技术开辟了一条新的技术路线。

一、工艺流程及基本原理

洗浴废水是生活污水的主要来源之一。由于人们洗浴时间比较集中,水量大,易汇集,且洗浴污水污染程度较轻,水质相对稳定。因此,在缺水地方应予以集中处理,可作为对水质要求不高的,如绿化、冲洗汽车、道路和厕所等非饮用的第二水源。

以超过滤装置为主工艺的水回用处理流程见图1。

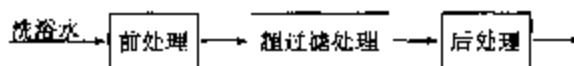


图1 以超过滤为主工艺的污水回用处理流程

前处理工序可采用微絮凝过滤装置,超过滤处理工艺可采用各种形式的超过滤装置,本技术选用中空纤维超滤膜。它具有装置填密度大,产水量高,体积小等优点。后处理工序采用投加消毒剂装置,如次氯酸钠发生器等。

本处理流程的特点是通过机械过滤净化污水。

超过滤装置处理污水的基本原理是利用超过滤膜的膜孔选择性筛分水污染物。超过滤膜对特定物质的截留性主要取决于被处理的水污染物分子量的大小,形状和柔韧性。分子量相同,形状不同,截留率不同。超过滤膜孔径一般从几十埃到几百埃。截留分子量的范围从500—50万之间。大于划分分子量的溶质绝大部分被截留,小分子量的溶质和溶剂则被透过。对处理不同组分的溶液可选用相应膜孔径的超过滤膜组件进行分离。对大于50万和小于500分子量的物质可分别用微孔滤膜或反渗透滤膜进行分离。

二、工艺流程简介

(一)前处理

人们日常使用的洗浴水主要是经加热的自来水。洗澡过程中产生了洗浴污水,它含有皮肤分泌物、毛发、合成洗涤剂、泥垢和香料等物质。另外水中还含有大量细菌、真菌、大肠杆菌和病毒等。

为阻止超过滤膜的孔隙被悬浮固体堵塞,在进入超过滤装置前,洗浴污水必需进行预处理,去除这些固体悬浮物和部分不可溶性物质,保证超过滤装置正常运行。洗浴污水及预处理后的水质和效果见表 1。

表 1 洗澡水水质及处理效果

测试项目	中水水质标准	前处理			超过滤处理	
		洗浴水质	产水水质	去除率(%)	产水水质	去除率(%)
色	40	30	4	86.67	无	
嗅		有	有		无	
pH	6.5—9.0	7.64	7.90		7.75	
SS(mg/L)	<10	28—40	4	85.71	未检出	100
BOD ₅ (mg/L)	<10	41.9	15.2	63.72	7.45	50.98
COD _{Cr} (mg/L)	<50	179	77.1	56.95	27.2	64.72
ABS(mg/L)	<2	0.96	0.55	42.71	0.34	38.18
细菌(N/ml)	<100	3 000 000	290 000	90.33	<100	99.7
大肠杆菌(N/L)	<3	23 800 000	238 000	99.00	<3	99.99
Cl ₂ (mg/L)	0.2				0.5	

(二)超过滤处理

1. 影响超过滤装置的因素

(1)温度对超过滤装置的影响:在一定的操作压力条件下,水通量随进液的温度提高而增加。(见图 2)。温度变化系数为 $0.381(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。由此可见,温度对超过滤装置水通量的影响是显著的。造成这一现象的原因在于超过滤膜的内部结构的膨胀和收缩。很显然,水温的提高可使单元超过滤装置增大产水量,但必须注意膜元件材质对温度的承受能力。

(2)对超过滤装置的影响:图 3 给出了不同压力条件下超过滤装置水通量的变化曲线。图 4 给出了不同操作压力条件下对污水中 COD_{Cr} 污染物的截留关系。

由此可知,压力对超过滤装置的产水量的影响也是十分明显的。在一定压力范围内,随着操作压力的增加,水通量呈线性增加。但若超过 0.2MPa 时,水通量则增加的十分缓慢。这主要是因为随着压力的增加,产水的透过速度变快,超过滤膜表面被截留物质的浓度相应增加。这时除超过滤膜阻力增大外,还受到浓差极化边界层的影响,最终造成能耗增大,产水速率降低等后果。

另外,过高的工作压力会造成超过滤膜内部海绵支撑层的破坏,形成压实现象,使水通量大幅度地下降,达 25%—30%左右。

为克服浓差极化现象,则需增大膜表面流速,产水率达 50% 时,超过滤装置可保持正常运行。

2. 超过滤膜孔径的选择

中水回用的指标主要是 COD_{Cr} 、 BOD 、 SS 、 ABS 以及细菌和大肠杆菌群等,这些已有明确规定。所以可根据不同的水质选择相应孔径的超过滤膜,然后组成超过滤装置。

3. 超过滤装置的维护

长期连续运行的超过滤装置为了保证出水水质稳定,可在 8—10h 后利用自产水闭路循环清洗超过滤组件,时间约 20min,用水量仅需数百升即可,另外每两个月左右应对超过滤膜装置进行一次化学清洗。

(三)后处理

洗浴污水含有大量细菌和大肠杆菌群。虽然经过预处理和超过滤装置处理,出水中仍含有极少量的细菌,因此在回用前需要在超过滤装置出水中投入 3—5ppm 消毒剂,然后送入蓄水池备用。

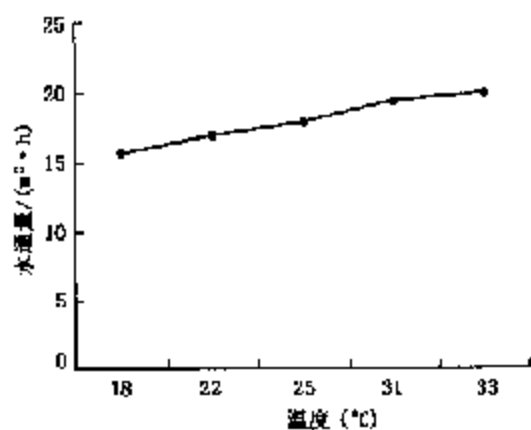


图2 温度与水通量关系

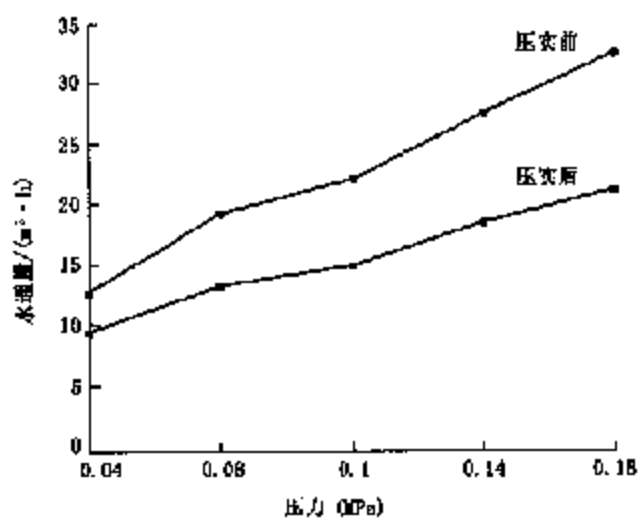


图3 压力与水通量关系

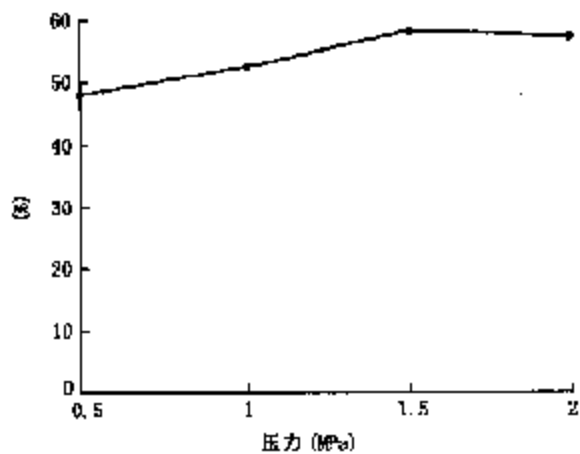


图4 压力与 COD_{Cr} 截留率

三、技术经济指标

由于超过滤装置已实行工业化生产,用于水处理的这一装置有 $0.5\sim 10.0\text{m}^3/\text{h}$ 不同处理能力的系列产品可供用户选择。水回收率可达 $75\%\sim 85\%$,每小时处理 5m^3 的中水装置占地面积仅为 5m^2 。

四、结论

- (1)在水回用技术中采用超过滤技术是可行的,超过滤装置是一种可靠的实用装置之一。
- (2)为了保证超过滤装置正常运行和获得较高的技术指标和经济指标,必须采用一定的前处理技术。
- (3)超过滤装置用于水回用处理工艺中,出水水质达到中水标准,并且出水水质稳定,可靠。
- (4)本处理工艺技术,经济指标合理,投资费用低。

南口机务段含油废水治理工程

刘宁川 陆小为 武江津

(北京市环境保护科学研究院)

在我国的工业含油废水处理中,铁路工业含油废水是其中重要的一类。南口机务段位于南口火车站附近,其主要是承担电力机车维修、保养任务,废水中主要含浮油和乳化油。该段原建有一套污水处理设施,由于在设计上存在着诸多的问题,致使处理废水达不到排放标准。鉴于上述情况,本工程治理将对该段原含油废水处理工程进行改造,以完善原有处理工艺,提高处理能力。经改造后处理废水均达到国家规定的排放标准。

一、含油废水水质水量及处理要求

(一)废水水质水量

1. 水量

根据南口机务段提供的资料,新建与原修配生产线共排出废水水量:300m³/d。

2. 水质

其污染指标为:COD \leq 2500mg/L,

油 \leq 1200mg/L,

SS \leq 500mg/L,

硫化物 \leq 1mg/L,

pH6.0—9.0。

(二)处理要求

处理工艺经改造后,排水水质应达到该地区市政管道排放标准,即:

COD $<$ 150mg/L,

油 $<$ 5mg/L,

硫化物 $<$ 1mg/L,

SS $<$ 150mg/L,

pH6.0—9.0。

二、气浮法处理含油废水

该工程所采用的主工艺为:隔油—调节—二级气浮处理含油废水。该工艺中隔油池和气浮池的设计为出水达标起决定性的作用。

(一)气浮法处理含油废水的基本原理

气浮法就是在水中通入空气,产生微细的气泡,有时还需同时加入混凝剂或浮选剂(根据水质而定),使水中细小的悬浮物粘附在空气泡上,随气浮一起上浮到水面,形成浮渣,从而回收了水中的悬浮物质,同时改善水质。南口机务段含油废水治理工程所采用的是传统的气浮工艺,水中通入气泡后,并非任何悬浮物都能与之粘附,这需要从表面张力现象和水对悬浮物的润湿性来说明。两种不相混合的液体(如油和水)接触所产生的界面之间,两种液体的不同的表面分子同样也受力不

均衡而产生表面张力。例如,水与油的界面张力可以近似地写成:

$$\gamma_{km} \approx \gamma_{ks} - \gamma_{ms}$$

式中, γ_{ks} ——水和空气界面的表面张力;

γ_{ms} ——油和空气界面的表面张力。

当把空气通入含乳化油的废水中时,油粒同样也具有粘附到气泡上的趋势,以减少界面能。但并非任何物质都能粘附到气泡上,这取决于该物质的润湿性,即被水润湿的程度,各种物质对水的润湿性可用它们与水的接触角 θ 来表示。接触角 $\theta > 90^\circ$ 者称为疏水性物质, $\theta < 90^\circ$ 者称为亲水性物质。水中的矾花为网状结构,在气泡上升过程中,能阻留气泡,将气泡裹在矾花内靠气泡的浮力,将矾花带到水面。

就含油废水处理而言,乳化是不利的,应当创造有利条件,使其向相反的方向转化,即破乳。使气浮法在处理含油废水时,达到最佳的处理效果。

(二)含油废水工艺流程(见图1)

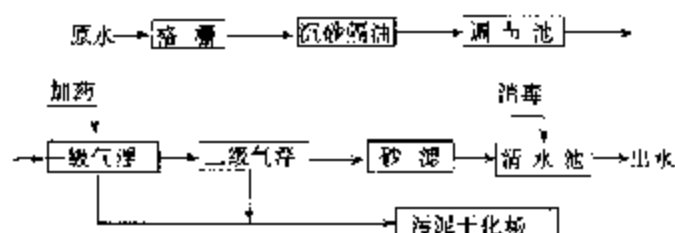


图1 废水处理工艺流程图

(三)工艺流程概述

清油机车的含油废水,首先进入废水处理站前格栅井,主要构筑物及功能为:

(1)格栅:

用以截阻粗大的悬浮物和飘浮物,保证水流顺畅。

(2)隔油池:

在隔油池内比重小于1的油在池中上浮,比重大于1的杂质则下沉。该工程采用的是平流式隔油池。上浮的油由链条式刮板刮到池端,通过可以自由转动的集油管定期排出池外,下沉的油泥渣则由污泥泵提升到污泥干化场。

(3)调节池:

主要作用是调节水量,均匀水质。

(4)气浮池:

该工艺采用部分加压溶气气浮工艺,废水经泵前加药后和经溶气罐加压后的部分回流水共同进入气浮池。其投加的药为碱式氯化铝,投加量为0.1‰—0.2‰,出水的pH值控制在6.5—7.0之间,在气浮设备运行过程中,要经常注意溶气罐的压力和水位,调节气浮反应池水位调节阀,使反应池水位保持在排渣附近。运转中部分处理水经二级气浮直接排放,部分处理水经砂滤、消毒后作为回用水回到生产车间重复使用,设计水回用率为50%。

该治理工程经过改造已基本改变了原处理工艺的弊端,从1993年底至今,生产运行的出水全部达到排放标准,环保监测部门监测结果见表1。

运行的监测分析结果表明,此项工程设计合理,运行稳定,从COD、SS及油的进出水浓度变化曲线图(见图2)可直观的看出处理效果很好,达到了设计要求。

表1 调试及生产运行结果分析

序 号	进 水			出 水		
	油	COD	SS	油	COD	SS
1	87.23	1941.5	700	5.9	109.3	12.4
2	121.4	277.8	156	4.2	86.9	28.7
3	676.4	1212.3	412.3	4.2	98.7	11.6
4	267.3	581.2	324.4	4.1	83.2	10.4
5	176.9	401.6	28.1	3.3	78.2	13.2
6	364.8	821.3	53.4	5.4	92.4	32.4
7	150.4	342.4	262	3.0	65.7	21.2
8	254.6	587.2	392	3.9	102.4	19.6
9	121.4	277.8	156.6	4.2	86.9	28.7
10	1211.4	2342.2	910.3	7.6	121.4	20.1

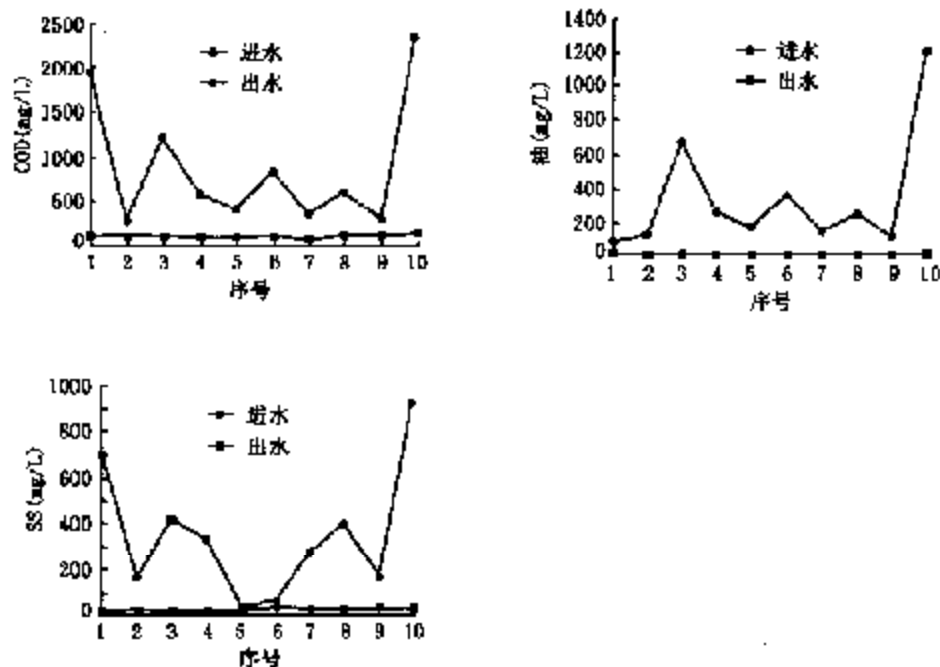


图2 COD、SS及油进出水浓度变化曲线

三、主要问题讨论

(一)隔油池的合理设计

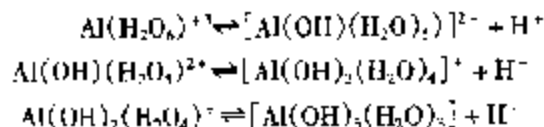
由于原处理设施中隔油装置不完善,致使浮油在调节池中大量积累,不仅加大后序处理设备的负荷,而且还造成恶性循环。为了彻底解除弊端,本工程设计时,参考了国内外有关含油废水治理的资料,经过充分的讨论,最终改变了常规的隔油池的设计尺寸,加大了沉砂隔油池,达到了预期的处理效果。废水经过隔油池后 90% 的浮油得到了阻隔,不仅大大减少了后序处理负荷,而且还对废油进行回收利用,增加了经济效益。

(二)正确合理使用气浮法是处理含油废水的关键

正确合理使用气浮法处理含油废水,是出水达标的关键,合理使用气浮法的关键在于投药量及

最佳投药量时的 pH 范围的控制。

该气浮法处理工程中所采用的混凝剂为碱式氯化铝,不同 pH 值,碱铝混凝剂的水解产物的形态不一样,混凝效果各异,因此 pH 值是影响混凝的一个重要因素。在投加碱铝时,当 pH 值 > 3 时,在水中的这种水合铝络离子将是主要形态,如 pH 升高,水合铝络离子就会发生配位水分子离解(即水解过程),生产各种羟基铝离子,pH 值再升高,水解逐级进行,从单核单羟基水解成单核三羟基,最终将产生氢氧化铝化学沉淀物而析出。这个过程反应式如下:



当 pH > 4 时,羟基铝离子增加,各离子的羟基之间可发生架桥连接产生多核羟基络合物,也即高分子缩聚反应。当 pH 值在 5 左右时,即可出现氢氧化铝,并逐步增多,当 pH 值在 7 以上时便成为碱式氯化铝的主要存在形态,当 pH 值到 8 附近,氢氧化铝沉淀物又重新溶解。



当 pH 值 > 8.5 时,这个络合阴离子将成为碱式氯化铝的主要存在形态。

碱式氯化铝是一种无机高分子混凝剂,在投加过程中,如果投加量过少,将起不到混凝效果,如果投药量过多,混凝效果反而也会降低,甚至重新稳定,由上所述,并在调述过程中对投药量及最佳 pH 范围的摸索,提出投加量在 0.1‰—0.2‰,出水 pH 值控制在 6.5—7.0 范围内,出水效果最好能够维持出水含油量在 3—5mg/L,如操作过程中发现出水水质较差时,可适当增加投药量,最终使 pH 值控制在 6.5—7.0 内,使出水达到排放标准。

四、结论

(1)该工程于 1993 年底通过环保主管部门的验收,至今仍在正常运行,成为铁路部门应用气浮方法处理含油废水治理工程中实际运行效果最好的单位之一。

(2)隔油池出油可以回收出售,这样不仅化害为利,保护环境,而且创造了经济效益,符合我国的环保方针。

(3)废水处理站布局合理,设备维修简单,可操作性好,处理效果稳定。

(4)废水处理站的处理能力满足设计要求,出水水质达到排放标准。

(参加本课题工程的还有赵国建、王维清等同志)

稳定塘在肉食品加工废水处理中的应用

程胜高 任 津 中国地质大学(武汉)

高建进 中国环境科学出版社

稳定塘又称为氧化塘,是一种利用天然净化能力的生物处理构筑物。主要利用菌藻共生的作用处理废水中的有机污染物。

在湖北省某肉食品加工厂废水处理工程中,我们采用了两级稳定塘生物处理工艺,取得了较好的经济效益。

一、废水处理工艺流程

(一)废水情况

该厂是将白条肉加工成熟食品的肉类加工企业,原料为已屠宰的动物胴体,产品为灌制肠、卤制品等,其生产工艺流程见图1。

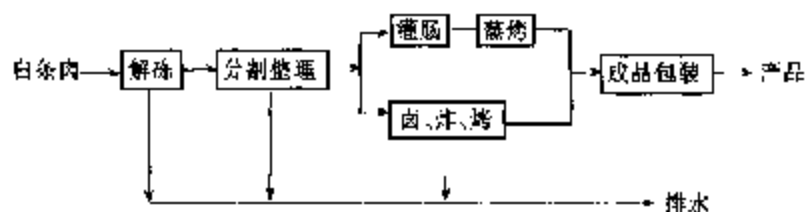


图1 肉食品加工生产工艺流程图

废水主要来自生产过程中的解冻、分割整理工序,生产废水水量小,污染较重,其SS和BOD₅含量都很高,大量废水产生于每天下午3—4点钟冲洗刀具、设备、作业台和地板时排出的清洗废水。其水量较大,污染轻。职工洗涤用水、生活用水水量小。

由于生产的不连续性,排放废水的水质、水量是不均匀的。

设计废水处理量为50m³/d,废水的主要污染指标为:

$$\text{BOD}_5 = 650\text{mg/L}$$

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

$$\text{pH} = 6.2 \sim 7.0$$

$$\text{油脂} = 120\text{mg/L}$$

(二)废水处理工艺流程

肉食品加工厂废水中绝大部分是有机物,呈悬浮和溶解等状态。在查阅了国内外肉类加工污水处理技术资料的基础上,结合该厂实际情况,设计中采用生物处理法,处理工艺是两级稳定塘,第一级是曝气塘,第二级是兼性塘,具体废水处理工艺流程见图2。

废水经厂内排水泵汇集,通过两级筛网截污进入调节池,在调节池内采用压力废水回流冲刷池底和搅拌的办法,以避免油脂和悬浮物与废水分离,废水经污水泵抽送到隔油沉淀池,采用竖流式,

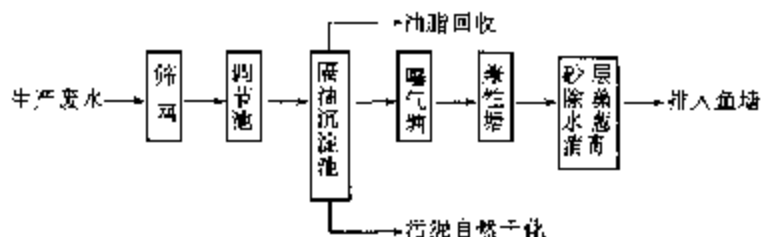


图2 肉食品加工生产废水处理流程简图

上设集油槽、档油板、出水槽，下设排泥管、静压排泥，进水设三角计量堰一座，出水进稳定塘，将曝气塘、兼性塘、砂层过滤等合建成一圆型构筑物，废水经两级稳定塘处理，再经砂滤槽及种植水葱净化，消毒后排入附近鱼塘，沉淀池剩余污泥，排至干化沟，经自然干化后外运。废油脂经人工撇除后回收利用。

二、废水处理工程及其运行效果

(一)废水处理工程主要构筑物及设备

1. 调节池

废水调节池采用圆型砖砌结构、地下式，有效容积 50m^3 ，直径 $5\sim 6\text{m}$ ，水深 2m ，废水调节停留时间 24h 。

2. 隔油沉淀池

采用竖流式，有效表面积 $S = 2.83\text{m}^2$ ，表面负荷 $Q = 2.1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，直径 1.9m ，污泥斗底直径 0.5m ，池总高 3.1m ，水力停留时间 2h 。

3. 稳定塘

一级曝气塘，有效容积 100m^3 ，直径 7m ，进水深 2.5m 。

二级兼性塘有效容积 133m^3 ，水深 0.5m ，同心圆直径 20m ，水力停留时间在 $2\sim 6\text{d}$ 之间。

4. 砂滤槽

砂滤槽有效长度为 61m ，槽宽为 0.3m ，滤料采用普通建筑用砂，厚为 0.5m ，底部设排水沟。砂滤槽与稳定塘用砖墙相隔，水流经墙顶溢流进槽，砂层种植水葱，起净化砂层、污水及消毒作用。停留时间 $5\sim 6\text{h}$ 。

(二)废水处理设施运行效果

该工程于 1991 年底动工，1992 年经当地环保部门检查验收，BOD₅ 去除率达 95.4%，出水 BOD₅ < 30mg/L 。

其运行效果见表 1。

表 1 废水处理设施运行效果

项 目	处理前废水浓度	处理后排水浓度		去除率(%)
BOD ₅ (mg/L)	650	29.9		95.4
SS(mg/L)	500	75		85
油脂(mg/L)	120	15		90
pH	6.2—7.0	6.5—7.5		

由表 1 可知，废水经稳定塘处理后排水的各项浓度指标达到国家《污水综合排放标准》(GB 8978—88)新建企业一级标准(当时的环境标准)。整个工程的运行达到设计要求。

三、结束语

该工程充分利用该厂附近有多余土地而选择稳定塘生化处理工艺的设计方案,达到了工程规模小、化钱少、易管理的效果,是一项因地制宜的优良工程设计。对于此类中等浓度的有机废水,且水量不大,又要保证出水水质的情况下,两级稳定塘能充分利用生物对有机物的降解能力,达到去除污染的作用。该工程水处理设施简洁、紧凑,一次性投资仅6万元,工程占地2亩,运行费用0.32元/t,取得了良好的经济效益、社会效益和环境效益。

好氧生物处理工艺组合在城市污水及低浓度有机废水处理方面,已有许多成功范例。实践证明,在肉食品加工中,中等浓度有机废水因地制宜采用两级稳定塘处理工艺,具有投资省、操作管理简便、运行费用低等优点。

运行管理

污水生物处理过程的自动化

唐建国 林洁梅

(中国市政工程西北设计研究院嘉兴分院)

一、前言

污水处理中的物理、化学、生物过程必须处于受监控状态,这些监控工作的大部分可以通过连续或非连续工作的检测系统来完成。在污水处理厂中需要检测的参数很多,如流量、液位、压力、pH 值、固体物含量等等,但并不是每一个检测参数都可用于处理过程的调节和控制。我国近来应用国外各种贷款建设的污水处理厂越来越多,贷款中的很大一部分用于购买各种检测、控制仪表和设备。国外用于污水处理的仪表和设备品种很多,发展很快,但性能也各异。在污水处理中未必检测、控制、调节的参数越多,就越安全,或者说自动化程度就越高。应该对污水处理过程中的各种参数加以区别对待,有些参数检测后仅就地显示或在中央控制室显示即可,有些则用于污水处理过程的调节和控制,实现污水处理过程的自动化。如何选择用于调节和控制的检测参数是设计人员必须慎重对待的问题。本文结合德国一些检测仪器的情况仅介绍在污水生物处理(活性污泥法)过程中可应用哪些检测参数进行调节和控制,实现污水处理过程的自动化。

另外检测信号是污水处理过程得以调节控制的前提,也就是说,调节和控制技术是以利用处理后的信号站为基础的。检测、调节、控制及污水处理设施是实现安全运行的重要组成部分。设计、施工、安装、操作管理人员均应致力于这个调节环的优化,优化的目的是消除和平衡对系统的干扰。

二、运行方式

活性污泥法工艺由曝气池和二次沉淀池构成的一个生物处理单元。生物降解主要发生在曝气池中,二次沉淀池中进行的是污水和生物体的分离。在二次沉淀池中沉淀的污泥应避免失去活性,也不能给运行带来有害的影响,而且应尽可能快的回流到曝气池中。

生物降解是通过由各种细菌、原生动物等构成的活性污泥进行的,生物合成过程产生的剩余污泥必须从系统中及时排出。各种生物体的生长速度是不相同的,硝化菌是生长较慢的细菌。其世代时间介于一天和几天之间,而且对温度的影响很敏感,因而硝化反应设施应按污泥泥龄来设计计算。由于曝气池的负荷是受到二次沉淀池能力限制的,所以曝气池的容积常按事先确定的 BOD_5 污泥负荷来计算,但污泥泥龄和 BOD_5 污泥负荷是有直接联系的。

1. 检测污泥体积的方式运行

污泥体积是污水处理过程中重要的参数之一,而且该参数易测定。过去该参数是在化验室测定的,现可采用污泥体积连续测定仪连续测定(如德国的 SVA 型产品)。污泥体积这一检测参数常用于作为调节、控制剩余污泥排放的标准。以往在污水处理厂,剩余污泥排放的持续时间、排放强度常常是按各自的经验确定,但这仅适用于污泥指数变化范围较小的情况。因为往往污泥体积的增加并不意味着固体量的增加(如丝状菌的原因),如果过量排放剩余污泥会导致曝气池中固体物含量的下降。

用连续测定的污泥体积信号就可以调节和控制剩余污泥排放量,该仪器还可以自动报警。

若污泥体积测定仪与固体含量测定仪同时使用,则可连续自动计算出瞬时污泥指数,并也可以与额定值自动进行比较和超值报警。

2. 检测进水流量的运行方式

回流污泥量可以按进水量的比例关系来控制。其优点是可以减少回流量,但当进水量有波动变化时,这种控制方法会使曝气池内的固体物含量发生较大的波动(见图1)。污水流量的检测仪表很多,对于污水厂明渠进水多采用超声波类的检测仪表。

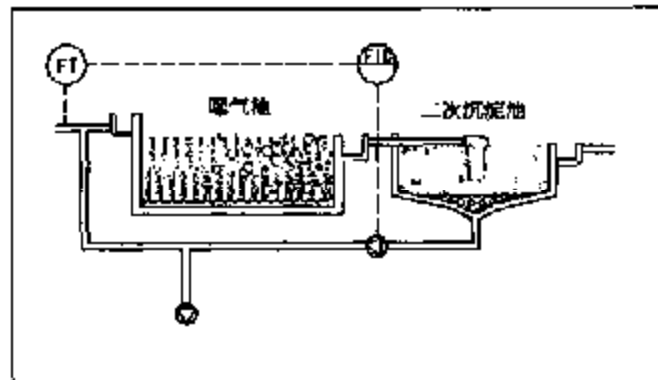


图1 按进水流量控制的运行方式

3. 检测二次沉淀池泥位的运行方式

回流污泥量可以按二次沉淀池中的泥位进行控制。对二次沉淀池中泥位的连续测定可以连续地得到池中的瞬时泥位,这样也可以达到减少回流污泥量的目的(见图2)。但是按图2中的方法同样当进水流速发生变化时,曝气池中的固体物含量也会发生较大的波动。德国的泥位测定仪主要有MTS系列和超声波泥位测定仪。

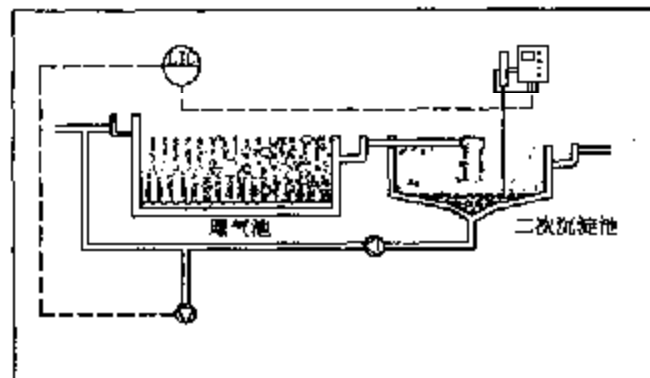


图2 按二次沉淀池泥位控制的运行方式

4. 检测固体物含量的运行方式

曝气池中固体物含量这一参数在生物除氮、生物除磷中起着极其重要的作用。为了能使硝化反应达到要求的深度,则污泥泥龄无论如何不能低于确定的最小污泥龄。污泥泥龄是由曝气池中的固体物含量和剩余污泥排放量来确定的,因而对这两个因素进行控制有特殊的意义。对于反硝

化(脱氮)和生物除磷而言,固体物含量越高,其效果也越好。

污水厂过去常通过定时取样在化验室来测定污泥体积和固体物含量,其结果是剩余污泥排放时间和排放强度的依据。但是由于污水厂每天的水力负荷是时时变化的。用定时取样测定的固体物含量不一定有代表性,也就有可能使剩余污泥的排放不准确。

在曝气池内安装固体物含量连续测定仪(如 EX-3000 型,MTF 型产品)可以按需要量控制回流污泥量。在回流污泥管上也同样可以安装固体物含量测定仪(如 MEX-3000,MTF,SRH-E,SAM)来控制剩余污泥的排放。如果回流污泥中的固体物含量降低,则减少剩余污泥的排放量。借助于这两个固体物含量测定仪就能自动控制曝气池的污泥供给。如果在二次沉淀池中再安装上泥位测定仪,连续测定二次沉淀池中的泥位,则可以使这一控制系统有更高的安全性,也可将二次沉淀池的泥位在较高的表面负荷情况下控制在额定的范围内。固体物含量测定仪和泥位测定仪共同作用可以对污泥膨胀及时报警(见图 3)。

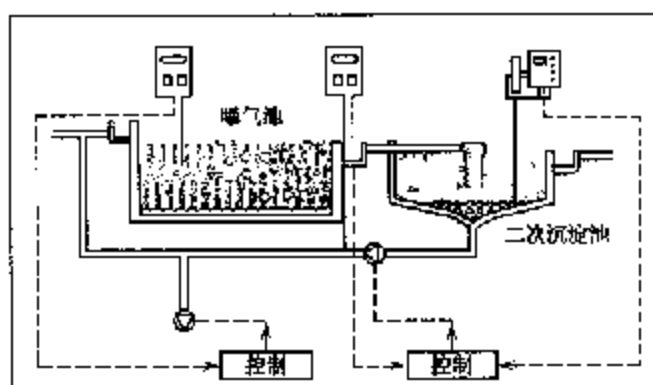


图 3 按照固体物含量和泥位控制的运行方式

5. 检测污泥泥龄的运行方式

污泥泥龄不仅是一设计参数,也是一控制参数,但污泥泥龄在实际中的应用尚不普遍。考虑到污水净化的新要求,应重视污泥泥龄在实际中的应用。前文已提到,由于受硝化菌生长速度的限制和受温度的影响,进行硝化反应的活性污泥法设施的污泥泥龄不允许低于最低污泥泥龄 t_{NS} 。

$$t_{NS} = 2.13 \times 1.103^{(T-15)}$$

为了保证得到足够的硝化率,实际运行中的污泥泥龄要考虑适当的安全系数,一般为 2—3,即:

$$t_s (2-3) \times t_{NS}$$

污泥泥龄意味着活性污泥絮体在曝气池内的平均停留时间,当要求深度硝化反应时,必须按最低温度计算,一般为 10℃。如果进行反硝化反应,污泥泥龄应考虑反硝化容积部分的污泥泥龄,即:

$$t_s = \frac{\text{曝气池中的固体物质 kg}}{\text{污泥(固体物)产量 kg/d}} \\ = \frac{TS_u \times V_R}{Q_r \times TS_r + Q \times TS_e}$$

式中, TS_u ——曝气池中活性污泥固体物含量, kg/m^3 ;

V_R ——曝气池容积(反硝化和硝化部分容积之和), m^3 ;

Q_s ——剩余污泥量, m^3/d ;

TS_s ——剩余污泥中的固体物含量, kg/m^3 ;

Q ——污水流量, m^3/d 。

为了能保持所确定的污泥泥龄, 剩余污泥的排放量不允许大于:

$$Q_s = \frac{TS_0 \times V_0}{t_s \times TS_s} - \frac{Q \times TS_e}{TS_s}$$

在污水处理厂二次沉淀池运行良好时, TS_e 可视为零, 或者适当将污泥泥龄 t_s 放大一点, 这样就可以忽略不计 $Q \times TS_e / TS_s$ 项。由于曝气池容积 V_0 和污泥泥龄 t_s 是事先确定的, 所以剩余污泥量 Q_s 只与两个固体物含量 TS_0 和 TS_s 有关。这两个固体物含量可用测定仪测定, 这样就建立起了相应的控制系统(见图 4)。

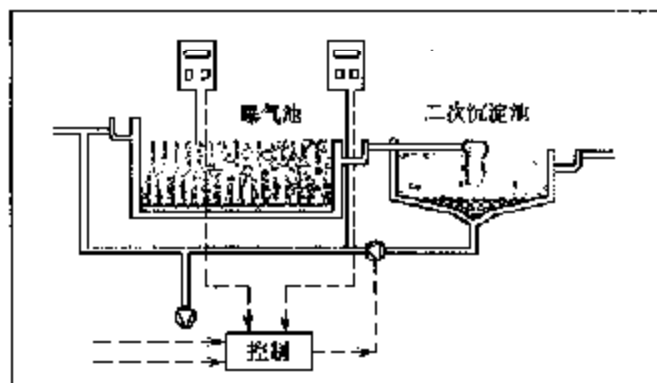
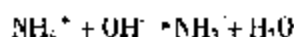


图 4 按污泥泥龄控制的运行方式

这样的系统能保证剩余污泥连续地排放, 而不像前几种方式在给定的活性污泥浓度情况下, 受水力负荷的影响。

6. 检测氨氮的运行方式

氨氮浓度的测定是利用气敏电极, 该电极能对氨作出敏感的反应。当在水流中加入 $NaOH$, 则会有下列反应:



水样中的铵离子转化成为氨。通过对水样流的连续测定, 就会得到连续的浓度变化曲线, 比如 NHF-8000 型氨氮测定仪。

图 5 是用曝气池氨氮检测浓度控制硝化反应的简图, 其检测参数为曝气池中氨和氮的浓度, 根据它们的浓度组合情况来控制 and 调节供氧设备。图中的控制、调节是按两种运行状态设定的, 其一是调节状态, 是用氨氮检测浓度来调节的, 其二是特别状态, 是用氧的浓度检测来调节的。在调节状态, 当氨氮浓度升高时, 则调节供氧浓度也升高, 氨氮浓度降低供氧量也降低。在控制系统中还应安装有带有可编程序的控制器。比如在冬季条件下, 曝气池中可能不存在硝化菌, 或者在冲击负荷时, 对于高氨氮浓度, 即使供氧量增大也不能氧化所有氨氮, 这样按曝气池中氨氮检测浓度进行控制就无意义了。在特别状态, 当曝气池氧浓度超过事先确定的界限值(1—2mg/L)时, 氧浓度调节环就起作用而将曝气池中氧的浓度控制在界限值内。

三、结束语

随着对污水厂出水质量的要求越来越高, 调节、控制技术在污水处理过程中的应用也越来越广泛。

施工废水处理工程的设计和运行

李建民 田 刚 李占芳 丁庭华

(北京市环境保护科学研究院)

一、概述

十三陵抽水蓄能电站是国家和北京市为缓解北京市供电紧张而兴建的重点能源建设项目。该电站位于十三陵水库东北角,1988-1994 年基础工程共挖石方 69 万 m^3 ,使用炸药 1193t,柴油和汽油 3400t,使用水量每年 91.2 万 m^3 ,其中绝大部分废水经交通洞(人、物输送施工辅助隧道)提升排出施工工地,若废水不经处理直接进入环境,将对接收水体特别是地下水造成严重的污染。为保护当地环境,十三陵抽水蓄能电站筹建处委托北京市环境保护研究院进行该废水的工艺设计、工程设计及工程承包。

1993 年 3 月 3 日污水处理站正式通水运行,并通过专家组的验收。通过四年来的运行,该系统运行稳定,出水达标率高,杜绝了由于施工废水造成的地下水及周边环境污染问题,使水环境得到有效的保护。该项废水处理技术在解决电站施工废水方面得到充分的验证并取得成功,填补了我国大型施工废水治理的空白。

二、设计依据

(一)废水水质

根据对交通洞排水的监测结果(见表 1),电站施工排放废水中的主要污染物为三硝基甲苯(TNT)、矿物油、悬浮物和 pH 值。

表 1 电站废水监测数据

项 目	交通洞排水	北京市污水排放标准
pH 值	9.8	6—9
氨氮(mg/L)	2.2	15
COD _{Cr} (mg/L)	2.0	60
BOD ₅ (mg/L)	/	20
铜(mg/L)	0.005	0.1
石油类(mg/L)	9.2	5
三硝基甲苯(mg/L)	2.20	2.0
SS(mg/L)	1714	70

该废水的物理性状为:颜色为浅粉色,悬浮物极高,嗅觉能嗅到矿物油的臭味。

(二)处理目标

(1)废水量:设计水量为:2000 m^3 /d。

(2)水质目标:

由表 1 所示可以看出,其它污染指标都已达标,该项目主要考查 pH 矿物油、三硝基甲苯、悬浮物等 4 项指标。

虽然,该项目是临时性设施(期限 1 年),但是,该排水区域地处敏感地区,因此,根据北京市环

境保护局要求,必须严格管理。原水设计水质及处理目标见表 2。

表 2 设计水质及排放水质目标

项 目	设计水质	排放水质目标
pH 值	≤ 10	6~9
TNT(mg/L)	≤ 4	≤ 0.3
矿物油(mg/L)	< 10	≤ 0.3
悬浮物(mg/L)	≤ 2000	≤ 4

三、废水处理工艺的选择

(一)工艺流程

十三陵抽水蓄能电站施工废水的水质较为特殊,工程又处于环境质量较为敏感的地区。根据其废水的水质、水量特点和处理后排水水质要求,同时对大量实验数据进行分析,在对几种处理工艺进行优选的基础上,确定了以化学混凝、沉淀、过滤和活性炭吸附为主流程的废水处理工艺。废水处理工艺流程图见图 1。

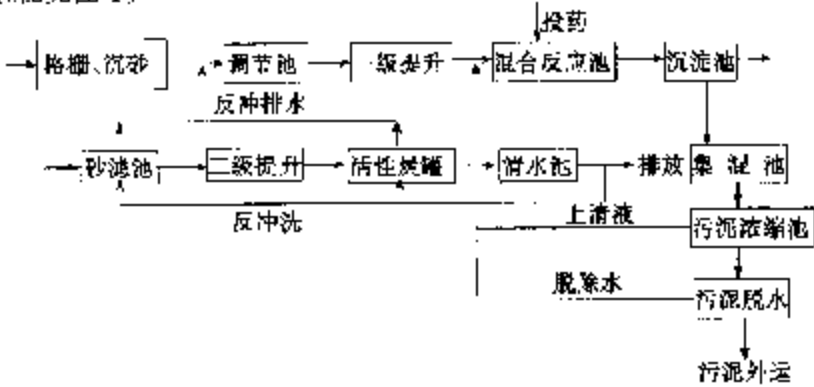


图 1 工艺流程图

各处理单元对污染物去除的分配情况见表 3(设计值)。

表 3 各处理单元对污染物去除的分配情况

项 目	单位 mg/L			
	TNT	油	SS	pH 值
原 水	3.0	10	1714	9.8
沉淀后出水	1.8	3	100	7
过滤后出水	0.8	1.5	15	7
吸附后出水	< 0.3	< 0.3	< 4	7
总去除率(%)	≥ 90	≥ 97	≥ 99	

(二)废水站处理成本

处理成本见表 4(设计值)。

表 4 废水处理运行费用

项 目	动力费	药剂费	工资	检修	其它	合计
总成本(万元/年)	10.95	20.44	6.28	4.93	3.77	41.37
单位成本(元/m ³)	0.150	0.280	0.086	0.067	0.058	0.640

(三)工程投资

该项目于1993年3月3日竣工,投入运行,工程总造价330.28万元,其中设备费和土建各占50%。由于污水站地处半山腰处,地域狭窄,土方施工复杂,因此,污水站建筑用房采用了便于安装的铝合金体房屋,污水站占地600m²。

四、污水处理站运行

(一)污水处理站运行调试

污水处理系统于1993年3月运行调试,4月份开始监测分析,总处理效果列于表5中,表中进水浓度、出水浓度和去除率为4—6月份数据的平均值。监测数据表明:该处理系统对污染物的去除效果非常理想,去除率均在95%以上。尽管出水水质变化较大,但始终保持高去除率,出水水质稳定可靠。监测系列数据见图2、图3、图4、图5。

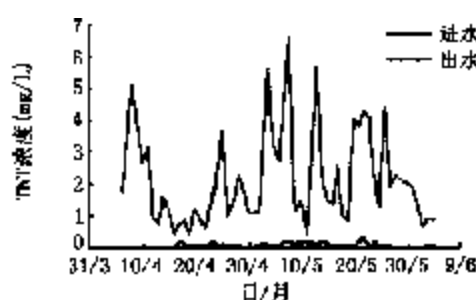


图2 进、出水TNT浓度监测曲线

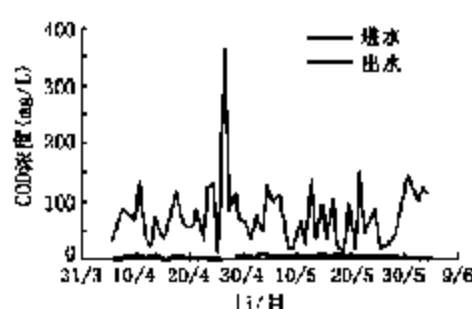


图3 进、出水COD浓度监测曲线

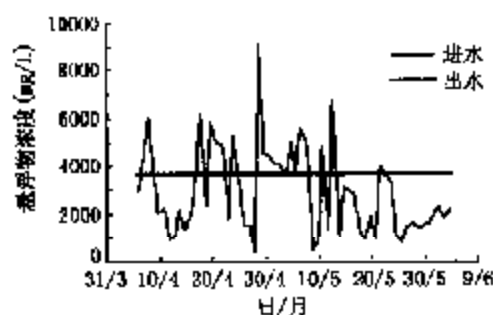


图4 进、出水悬浮物浓度监测曲线

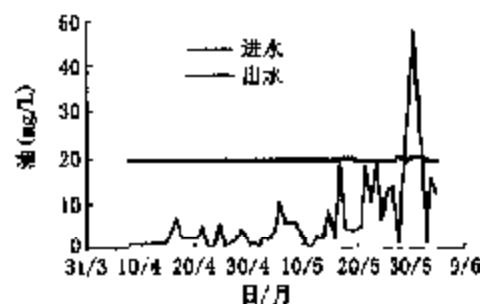


图5 进、出水油浓度监测曲线

表5 废水处理运行数据

项 目	TNT	油	SS	COD _{Cr}
进水平均浓度(mg/L)	2.16	9.86	2985	73.72
出水平均浓度(mg/L)	0.06	0.08	未检出	2.97
平均去除率(%)	97.22	98.63	100	95.97

(二)工程验收

通过2个月的运行调试,经连续取样分析数据表明,该施工废水经本工艺处理后其出水远优于设计标准,达到要求的排放标准并通过市环保局的验收,从而避免了电站施工废水对环境的污染。

库边周围环境得到明显的保护,接收水体风景优美,植物枝叶茂盛,绿树丛丛,并通过对库堤建

设,为十二陵风景区增添了一个新的景点。

(三)污水站的运行

十三陵抽水蓄能电站筹建处委托北京市环境保护科学院承担了污水站的运行,四年来通过和筹建处以及洞内施工单位的紧密配合,污水站运行从未间断,并且处理后出水稳定,达到设计要求,得到了北京市环保局、昌平环保局的一致好评。随着电站的施工结束,设备调试、正常发电运行,电站排水经市环保局监测中心取样分析,已达到规定的排放要求,因此该污水站于1997年6月正式停止运行。

五、结果与建议

(1)十三陵抽水蓄能电站施工废水处理工艺选择正确、设计合理、运行可靠,处理后出水达到北京市环保局要求的排放标准。

(2)通过对施工排水中污染物的治理,说明本工艺对电站施工废水是行之有效的解决办法,为今后电站施工积累了丰富的经验。

(3)针对施工废水泥沙浓度高的特点,建议在条件允许的情况下,设初级沉淀池并配备易于操作的排泥设施。

(4)妥善安排污泥的进一步处理,防止二次污染。

上流式厌氧污泥床处理 山东景芝酒厂酒精废水

杜 兵 齐文玉 申立贤 杨瑞宗

(北京市环境保护科学研究院) (山东景芝酒业股份有限公司)

一、概况

山东景芝酒厂是山东省的重点企业,也是全国 500 家最大的饮料酒企业之一。年产酒精 3 万吨。目前正在建设淀粉工程。该厂是安丘市环保限期治理的项目,经过招标与专家论证,最终选定了用北京市环境保护科学研究院的上流式厌氧污泥床工艺(UASB)处理山东景芝酒厂酒精废水。该项目于 1995 年开始设计,并于当年底动工兴建。1996 年 8 月下旬开始接纳废水,进入调试阶段,经过近一年的调试,UASB 的 COD 去除率已达到设计要求,出水水质稳定。该工程厌氧部分的投资约 200 万元。

二、废水处理工艺流程

该厂的废水采用厌氧—好氧联合处理工艺,厌氧工程先施工并投入使用,好氧部分目前正在进行之中。车间排放的醪液首先进入沉砂池,进行降温 and 除砂。然后进行固液分离,滤出液流下调节池,用泵提升至 UASB 进行发酵。UASB 出水进入沉淀池,沉淀池出水进入好氧处理单元。沉淀池污泥和部分出水回流至调节池。UASB 产生的沼气经过沼气净化和贮存系统后,送入锅炉房作燃料使用。

三、UASB 的设计参数和调试期间的水质

(一)UASB 的设计参数

UASB 设计参数见表 1。

表 1 UASB 的设计参数

处理量 (m ³ /d)	进水 COD (mg/L)	进水 SS (mg/L)	进水 pH	设计负荷 (kgCOD/(m ² ·d))	COD 去除率 (%)	发酵温度 (℃)
1500	14600	2000	4.5	8.0	80	52~55

(二)调试醪液水质

UASB 的设计水质是指用玉米淀粉发酵制酒精的水质,由于淀粉工程滞后,原有酒精车间继续用玉米薯干为原料制酒精,因此厌氧 UASB 接纳的废水是玉米薯干发酵所得的废醪液,其 COD、SS 浓度很高,由于醪液进行固液分离较困难,在实际操作中常常未进行分离,即使进行分离,分离效果也达不到预期要求,使进水水质极不稳定,波动很大,调试期间实测 COD 为 20 000—130 000mg/L,SS 占 COD 值的 50% 以上,故给 UASB 装置调试工作带来一定的困难。

四、UASB 的启动

(一)接种污泥

由于接种污泥的数量有限,与厂方商议,先对 10 个单元厌氧反应器中的 4、5 单元进行调试。通过这两个厌氧反应器单元所取得的参数和经验,指导剩余的 8 个厌氧池全部启动。

4 号及 5 号厌氧池自 1996 年 6 月以来,分几次投入山东昌乐酒厂高温厌氧处理装置中的厌氧活性污泥,启动时测得混合液污泥浓度为 17g/L 。由于两厂酒精废醪液的水质及发酵温度相似,因此厌氧污泥不需进行驯化,从而缩短了启动时间。

(二)UASB 升温

从 1996 年 8 月 31 日—9 月 25 日厌氧池由自然池温(29°C)升至 52°C 。UASB 基本上按每日升温 $\leq 2^{\circ}\text{C}$ 持续稳定进行。升温采用蒸气直接加热法,将调节池中加入热水,然后泵入 4、5 厌氧池,再从厌氧池回流至调节池,如此循环加热。控制进水量 $Q = 4\text{--}6\text{m}^3/\text{h}$ 。在升温到 40°C 以前未投醪液培养污泥, 40°C 以后以 $0.1\text{--}0.3\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 的容积负荷投加麦醪液,当温度升高到 52°C 时即进入正常提高负荷运行阶段。

五、调试期间的运行条件控制

主要控制以下几个指标:

1. pH 值及 VFA

pH 高低变化是确定反应器进料量的一个主要参数。在正常情况下,厌氧出水 pH 均控制在 7.0 以上,如果降至 6.8 以下时,即停止进料,待恢复到 7.2 以上,才继续进料,同时为了有效控制出水 pH 值,需经常测定出水挥发酸,一般 VFA 控制在 200mg/L 以下。

2. 发酵温度

要求反应器温度保持在 $52\text{--}54^{\circ}\text{C}$,温度变化不得超过 $\pm 2^{\circ}\text{C}$ 。

3. 投配负荷

通过逐步提高原醪液的进料量,从而达到逐步提高有机负荷的目的。每天根据预定的投配负荷,估算投料数量。一般一天进行一次投配。有时为避免负荷过低或过高冲击,也采取先试投后补料的办法,即一天进行两次性投配。当温度升高到 52°C ,进行正常运行时,可根据反应器出水 VFA $< 200\text{mg/L}$, pH 7.2 以上,出水 COD 基本稳定,正常产气时,即可加大进料量,提高负荷。

六、运行结果

(一)厌氧反应器的污泥性能与微生物

厌氧污泥呈黑色、絮体状。外观看污泥沉降性能并不十分理想,出水中携带的污泥较多。

污泥镜检发现,污泥具有许多菌胶团,但结构还不够紧密。游离细菌活跃,有杆菌、单球菌、双球菌、叠球菌及少量丝状菌。

(二)不同负荷的运行结果

(1)从 1996 年 10 月 11 日—12 月 15 日,在两个月的时间内,有机负荷从 $3.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 提高到 $7.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 的条件下。进水 COD 为 $42\,958\text{--}58\,191\text{mg/L}$,出水 COD 为 $3\,257\text{--}4\,188\text{mg/L}$,COD 去除率 90%—93%。进水 SS $21\,200\text{--}27\,455\text{mg/L}$,出水 SS $2\,150\text{--}2\,321\text{mg/L}$,SS 去除率 89%—91%。水力停留时间 14—17 天。

(2)当有机负荷提高到 $7.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,连续运行 18d,出水 COD 略有升高,但 COD 去除率

仍在 92% 以上。

(3) 当有机负荷 $8\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 时, 历时运行 19d, UASB 进出水的情况见表 2。

七、结果讨论

1. UASB 反应器具较高的缓冲能力

UASB 中总碱度为 $2\,200\text{--}2\,900\text{mg/L}$, 运行期间曾有过 3 次冲击负荷, 最高负荷达 $12\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 但对反应器并未形成明显影响, 挥发酸基本正常或略有升高, 只要暂停进料, 或少进料即恢复正常。

表 2 有机负荷 $8\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 时进出水情况

进水 COD (mg/L)	出水 COD (mg/L)	COD 去除率(%)	进水 SS (mg/L)	出水 SS (mg/L)	SS 去除率(%)	产气率 ($\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)	进水 BOD (mg/L)	出水 BOD (mg/L)
38 053	2 993—	84—	21 530—	1 740—	85—	2.3	23 585	825
93 060	7 880	96	48 990	4 480	96			
(56 425)	(4 737)	90			(90.5)			

注: 表中括号中的数字为平均值。

2. 污泥回流

反应器随着每天的排料, 带出一定污泥量。为维持反应器中微生物的浓度, 启动期回流污泥非常必要。

3. 沼气产气量

随着有机负荷的提高, 产气量也提高, 但由于沼气管道系统有漏气的地方, 故计量到的产气量较低。

4. 颗粒污泥形成

在调试期间, 由于运行时间太短, 进水悬浮物多, 反应器还未形成颗粒污泥。随着对醇的预处理的改善, 悬浮物含量降低, 反应器经长期稳定运行, 只要操作得当, 可望形成性能良好的颗粒污泥。

八、结论

用上流式厌氧污泥床反应器处理山东景芝酒厂酒精废水, 经过调试取得如下稳定运行的工艺参数:

UASB 进水: $\text{COD} = 38\,053\text{--}93\,060\text{mg/L}$ ($56\,425\text{mg/L}$); $\text{SS} = 21\,530\text{--}48\,990\text{mg/L}$; $\text{BOD} = 23\,585\text{mg/L}$; $\text{pH} = 4.0$;

UASB 出水: $\text{COD} = 2\,993\text{--}7\,880\text{mg/L}$ ($4\,737\text{mg/L}$), 去除率 = $84\%\text{--}96\%$ (90%); $\text{SS} = 1\,740\text{--}4\,480\text{mg/L}$, 去除率 = $85\%\text{--}96\%$ (90.5%); $\text{BOD} = 825\text{mg/L}$, BOD 去除率 = 96% ; $\text{pH} = 7.0\text{--}7.2$;

UASB 有机负荷稳定在 $8.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 以上;

水力停留时间: $3.4\text{--}7\text{d}$; 发酵温度: $52\text{--}55^\circ\text{C}$;

最高产气量: $1040\text{m}^3/\text{d}$; 产气率: $2.3\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

上述结果表明: 经过调试运转, 厌氧处理装置已完成达到原设计的技术指标。

水解(酸化)—好氧工艺 在昌吉市水质净化厂的应用

贾立敏(北京市环境保护科学研究院)

曹文忠(新疆昌吉市城市水质净化厂)

一、概述

传统的好氧活性污泥工艺具有投资大,能耗高和运转费用高等缺点,这严重地阻碍了水污染控制措施的迅速施行。为此开发了具有投资省、能耗低和运行费用低的水解—好氧生物处理新工艺。

该工艺中的水解反应器是一种新型的厌氧反应器,它利用水解、产酸菌可以迅速降解水中有机物的特点,形成以水解产酸菌为主的厌氧上流式污泥床。由于水解反应器集生物降解、物理沉降和吸附为一体,并且能将污水中的难降解的大分子有机物转化为小分子有机物,提高了污水的可生物降解性,使得后续的好氧处理所需的停留时间缩短,能耗降低。与此同时,悬浮固体物质被水解为可溶性物质,使污泥得到处理,并减少了污泥的总产量,从而取消了传统工艺中的污泥消化池,实现了污水和污泥的一次性处理。

本文主要结合新疆昌吉市水质净化厂的水解工艺和工程应用实例进行各个方面的讨论。

二、新疆昌吉市水质净化厂简介

新疆昌吉市水质净化厂的第一期工程在1985年底建成并投入运行。工艺为“射流曝气”,设计处理能力为2000m³/d,经改造后处理量为4000m³/d,出水BOD、SS均小于30mg/L,处理后出水主要用于农灌,部分经稀释后用于养鱼。

由于城市污水流量不断增加。1989年开始扩建第二期工程,设计流量为1.5万m³/d,原初步设计为初沉池(强化)氧化塘方案,后决定采用北京市环境保护科学研究所的科研成果《水解(酸化)—好氧》新工艺,以其更好的性能取代初沉池,缩短好氧系统流程,简化污泥处理。

三、水解池运行情况及分析

昌吉市的工业污水占城市污水2/3以上,主要有啤酒、毛纺印染、油脂、造纸、纺织、食品、化工染料、屠宰等,成分复杂多变,COD高时常达1200mg/L左右,低时为150mg/L左右。

1. 水解池的启动阶段运行

自1992年8月起水解池开始进水调试,由于进水的SS一般小于100mg/L左右,因此实际上经过2个月,污泥层仅0.3m左右,水解悬浮污泥层的形成缓慢,后从乌鲁木齐“七纺”污水厂(射流曝气工艺)接种污泥,投入第一组北池中,在水解池中形成1m厚的泥层,启动很快获得成功,COD进水155.6—537mg/L,平均COD去除率高达65%,BOD去除率可达51%,SS去除率可达83%。因此,在有条件的地方,启动时最好一次填入脱水污泥或浓缩污泥。

2. 进入正常试运行阶段情况

从表1可见,水解池自1992年7月份调试正常后,处理效果较好,一般COD去除率均大于设计要求(30%—45%),BOD去除率大于设计去除率(25%—35%),SS出水去除率大于设计去除率

(70%—80%), 1993 年、1994 年处理效果仍能令人满意, 超过了设计要求, 昌古城市污水中工业污水占 2/3, 1995 年水质发生更大幅度变化, COD 日变化幅度为: 2200—150mg/L 之间, 造成处理效果不稳定, 平均去除率明显下降至设计指标以下, 1996 年通过加强城市排水水质监测, 进水水质略有改善, 总的来讲, 四年平均运行效果 COD 及 BOD、SS 去除率基本达到设计要求, 说明“水解”池总体运行效果是可靠的。

表 1 为水解池四年的平均运行效果(1993—1996 年运行记录)

序号	时间	COD(mg/L)均值			BOD(mg/L)均值			SS(mg/L)均值		
		进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水	$\eta(\%)$	进水	出水	$\eta(\%)$
1	1993.7—12	286	155	46	160	93	42	54	9	83
2	1994.1—12	474	266	44	194	122	37	113	31	81
3	1995.1—6	625	507	19	297	244	18	169	33	80
4	1996.1—12	318	223	30	167	133	20	67	17	75
5	平均	426	288	32	205	148	28	101	20	80

注: 1995.1—6 水质及运行不正常。

水解池出水可生化性能的提高是明显的, 从表 2 中可见历年 BOD_{20}/COD_{20} 大于 BOD_{20}/COD_{20} , 说明通过“水解池”(酸化)处理后, 污水中的有机物可生化性能均得到明显的提高, 这对后续的“好氧”系统大为有利, 可大大缩短“好氧”工艺流程时间, 降低构筑物造价。

表 2 可生化性能变化表

序号	年份	BOD_{20}/COD_{20}	BOD_{20}/COD_{20}	可生化性能
1	1993 年	$160/286 = 0.56$	$93/155 = 0.60$	提高
2	1994 年	$194/474 = 0.41$	$122/266 = 0.46$	提高
3	1995 年	$297/625 = 0.48$	$244/507 = 0.48$	未提高
4	1996 年	$167/318 = 0.53$	$133/233 = 0.60$	提高
5	平均	$205/426 = 0.48$	$148/288 = 0.51$	提高

由于水解池出水可生化性的提高, 原初步设计“好氧”系统——“氧化塘”停留时间仅 20d, 后因占地困難, 改为“活性污泥法”——中微孔曝气, 曝气时间为 4h, 比常规气时间缩短一半左右(目前曝气池正投入运行)。

水解池的一个重大特点就是处理“水”的同时, 对“泥”也进行了水解厌氧处理, 省去了常规活性污泥法剩余污泥需要“消化池”消化, 大大节省了基建投资, 简化了运行管理。

3. 水解池污泥处理

目前暂进入重力式浓缩池, 排入干化场, 下一步上脱水机, 对泥的脱水工作再进行试验。

水解池内的污泥量由于水解过程及泥龄长达 15d 以上, 使排出剩余污泥量大为减少, 比常规活性污泥剩余量少 40% 左右, 且泥臭味不大, 说明水解污泥基本已稳定, 污泥脱水性能因脱水机未装暂未试验(泥的脱水问题, 北京密云污水厂已正常运行多年)。

四、水解池工程运行中的几个重要问题

(1) 水解池经四年运行, 显示出对水温的变化有较好的稳定性, 每年冬季低水温条件下运行效果均好于夏季, 主要原因是夏季水温较高, 水解污泥厌氧分解加剧, 上升的气泡带出污泥增多, 造成出水水质变差, 因此为保证减少气温对运行的影响, 必须在夏季水温较高时, 加强排泥——保证每天一次, 泥层厚度应由设计的 3.5m 减至 2.0m 以下较好。

(2) 水解污泥层厚度应下降至 2.0—2.5m 以下, 可减少因配水管配水不均或进水槽堰高程误

差造成的水流上升流速及出水量不均,避免溢出大量污泥而严重影响出水水质。

(3)配水管及出水孔的设计应仔细核算,力求配水均匀,现在配水明显不均,特别是池端(即总配水管端)流量明显偏大,池下泥层面经测量呈大坡度倾斜状态,泥层高端污泥大量溢出,这个问题在考察密云污水厂时也发现存在类似情况,在运行中虽可利用阀门调节,但效果不大,必须在设计中解决,排泥管可简化设计,以便简化管路的复杂性。

(4)出水槽三角形溢流堰高程的平整度对出水流量和上升流速的均匀性影响很大,发现池两端堰口高程相差 7—8mm 时,流量及上升流速十分不均,使大量污泥溢出,几经调整,后又发生变化,原因是池身有一定的不均匀沉降,因此经常检查堰口是否在同一水平面上,及时调整,这是防止泥面溢出,保证出水均匀的重要措施之一。

(5)反冲泵的选择,原设计安装 4PW 污水泵, $Q=471\text{L/s}$, $H=25\text{m}$, $P=30\text{kW}$,但运行中发现反冲作用不强,应改用大流量、低扬程的 6PW 污水泵。

(6)水解池为防止配水孔口堵塞,设有弧形水力筛去除 3mm 以上悬浮物,但水头浪费 2m 左右,在新的设计中应采用低水头损失的旋转式水力筛。

五、结论

“水解池”工艺本身在昌古市水质净化厂基本是成功的,它的几个优点和特点已显示出来了,例如代替一沉池去除 SS 的性能远高于—沉池;整体造价虽高于—沉池,但其对 COD、BOD 的去除能力也远高于—沉池;水解池在处理水质的同时,对泥本身也进行了一定的处理,泥量也少,并可省去消化池;运行管理比较简单可靠;整个系统投资也大量减少;处理出水的可生化性明显提高,有利于后续的“好氧”处理;水解(酸化)后续好氧处理可连接“氧化塘”、“微孔曝气”、“接触氧化”等等工艺,工艺组合方便;可用于—沉池改造为水解池,或氧化塘前面加水解池,能进一步大大提高老厂的处理能力,只要在设计中进一步改进以上有关问题,在运行中控制好“均匀”的上升流速,适当的泥层厚度及按时排泥三要素,水解池稳定、高效的性能一定能得到更加充分的发挥。

乡镇工业废水集中治理工程的建设与管理

许秧南 周福南

(角直镇综合污水处理厂)

一、前言

苏州吴县市角直镇是著名的江南文化古镇。改革开放以来,特别是近年来随着整个苏南经济的高速增长,该镇的乡镇企业也得到了巨大的发展,同时工业污染也越来越严重地威胁着当地的环境。镇政府一直非常重视环境保护工作,在高速发展的经济中十分关注保护好这座千年文化古镇。早在 1992 年,镇政府就清醒地认识到,要想使经济得到进一步发展,就必须统一规划走经济与环境协调发展的道路,乡镇工业废水的治理必须走出高度分散治理的误区。在上级有关部门和专家的支持和帮助下,提出了以经济为杠杆,政策为导向,技术为后盾,走统一规划集中控制之路,制定并积极实施了环境综合整治的方案。在上述思想的指导下,角镇先后完成了古镇区 1km^2 范围内的固定噪声源和烟尘双控制、工业企业搬迁、市政河道疏浚等一系列市政工程。1991 年又投资 2000 余万元建造热电联供和污水集中处理等重大环保工程建设,并于 1992 年年底全部竣工投入使用,在全国乡镇率先完成了“热、电、气集中供给,工业废水集中处理”的示范工程,并正常运行了 4 年多,取得了显著的环境效益、经济效益和社会效益。

二、工业废水集中处理的运行和管理

(一)工程建设

1. 工程筹建

污水处理厂建厂初期,共有 9 个企业排放废水,其中 3 个老企业已有废水处理设施,但由于严重超负荷运行等原因,效果很差。经过调查与论证确定,原有废水处理设施改造为必要的预处理单元,与新建企业废水一并集中处理。废水集中处理方案经论证以后,重要的是建设资金的筹措问题。考虑到乡镇企业随市场变化反应快,经济效益受市场冲击大,流动资金普遍不足,如果采用集资的方式建设污水处理厂较难实施。经反复论证和磋商,决定由镇农工商总公司(企业)筹资建设污水集中处理实施工程,工程建成运行后,各受益企业按不同水质水量缴纳污水处理费用,其费用的 50% 用于偿还建设资金,计划 8 年收回全部投资(包括贷款利率)。

2. 废水排放情况

表 1 为污水处理厂建设初期废水接纳情况。从表 1 的数据情况可知,废水排放工厂均为印染废水,属于有机废水,含有各种印染生产过程中排放的各种染料、助剂等成分,主要污染指标为 COD 和色度。

3. 工艺流程及处理目标

由于采用集中处理,可以缓解由各厂单独处理时所出现的冲击负荷,且营养物质可得到相互补充,有利于生化处理,因而选择了以生化为中心单元,物化为辅单元的工艺流程。生物处理单元采用可变的半推流式活性污泥法,本工艺具有较强的抗冲击负荷能力、处理效果较好、防止污泥膨胀、运行管理灵活等优点,设计水力停留时间为 12h。物化处理单元采用高负荷的混凝气浮工艺,

用于对生化处理的补充、参观和上级部门的视察。实际运行情况是,98%以上的废水是仅通过生化处理达标排放的。

表1 污水处理厂废水接纳情况

序号	废水排放工厂	生产品种	废水排放量 (m ³ /d)	备注
1	吴县针织厂	纯棉织物漂染	1900	老厂
2	吴县染织厂	化纤针织物染色、印花	1400	老厂
3	苏州迅达漂染公司	化纤绒线染色	900	
4	东吴印染厂	真丝练白、印花	250	
5	吴县漂染二厂	化纤、棉纱染色	250	
6	东方白染厂	真丝练白、印花	250	
7	吴县袜厂	棉、尼龙袜染色	230	老厂
8	吴县兴化染织厂	真丝布染色	70	
9	吴县乐宝真丝服装厂	真丝染色	70	
10	预留能力	/	850	

根据环保要求和集中处理规划方案,废水经处理后应达到国家污水综合排放标准(GB9878-83)的新改扩二级标准,即 COD < 15mg/L,色度 < 80 倍。

(二)管理体制

将全镇的废水进行集中控制和治理,除了要解决工程建设的资金来源外,如何在市场经济体制下建立一个集中治理的经营管理体制十分重要。本工程的建设和管理主要遵循 3 条基本原则:

1. 政府牵头,镇农工商总公司负责筹建

镇政府对废水集中治理进行统一规划和组织协调;治理方案的编制、资金的筹措、工程的实施与建设由总公司负责,政企分开,各司其职。

2. 企业化管理

污水处理厂为独立法人单位,承担污水厂的经营管理。污水处理厂实行独立核算,收支平衡,按企业化管理方式实行独立经营,独立承担民事责任。行政受总公司领导,业务受市环保局的监督和指导。

3. 统一收费标准

制定一个合理的收费标准,应当兼顾企业的合理承担、保证污水厂正常运行和建设资金回收三者之间的关系,最大限度地提高集中治理的环境效益、社会效益和经济效益。经过慎重的考虑和严格的核算,建设初期污水处理按统一收费标准(1.2 元/t)收费,并根据物价上涨指数逐步调整。污水处理厂与各排污单位签订责任合同,对各厂的废水限定了最高允许浓度。为鼓励各企业节约用水和减少废水排放量,对企业按实际排水量收费,而由此造成污水厂的亏损,由总公司负责补偿。

三、效益分析

(一)环境效益

由于采取了集中治理,并制定了一系列有利于环境与经济协调发展的政策,本项目取得了显著的环境效益。

1. 降低了废水排放量

由于按实际水量收费等原因,各排污单位普遍重视节约用水,统计数据说明废水排放量减少了

10%以上,按实际日处理量 5000t,每年 300 天计,几年来共减少废水排水量 75 万 t。

2. 大幅度降低污染负荷

污水集中处理不仅具有极高的达标率,而且出水水质明显优于排放标准。几年来污水处理厂实测数据表明,出水的平均色度低于排放标准 65%,COD 低于排放标准 35%。集中处理对保护环境起到了巨大的作用。

(二)经济效益

为了分析比较集中治理与分散治理的经济性,本文采用费用函数法,所采用的资料是《工业废水和城市污水处理技术经济手册》中有关纺织印染类废水处理的投资及运行费用的函数公式,其表达式为:

$$Y' = f(Q) = \alpha' \cdot Q^{\beta} \quad (1)$$

式中, Y' ——处理设施的总投资、运行费用及电耗;

Q ——日处理水量;

α', β ——经验常数。

为计算方便设物价上涨仅对 α' 有所影响,即:

$$Y' = K \cdot \alpha' Q^{\beta} = \alpha \cdot Q^{\beta} \quad (2)$$

式中, K ——物价上涨修正系数。

费用函数的工程模型选印染废水生、物化两级处理,废水量适用范围为 500—800m³/d,与本工程规模和工艺基本相同。给定的费用函数为:

$$Y_1 = 0.1994 \cdot Q^{0.3891} \quad (3)$$

$$Y_2 = 4.298 \cdot Q^{-0.4534} \quad (4)$$

式中, Y_1 分别为投资(万元),运行费用(元/m³)。

1. 建设投资费用分析

根据式(2)和(3),可以计算集中治理与分散治理的投资比为:

$$\frac{Y_{1\text{集}}}{Y_{1\text{分}}} = \frac{\left(\sum_{i=1}^n Q_i\right)^{0.3891}}{\sum_{i=1}^n Q_i^{0.3891}} \quad (5)$$

将表 1 数据代入(5),可得: $Y_{1\text{集}}/Y_{1\text{分}} = 0.697$;为增强结论的可靠性,按 4—9 项并作一个工厂考虑,则得: $Y_{1\text{集}}/Y_{1\text{分}} = 0.742$ 。角直镇工业废水集中治理共投资 620 万元,用于收集各厂废水的外管线费用为 37 万元,考虑到上述情况,集中治理较分散治理可节省 21%—26% 的费用,减少投资 160—220 万元。

2. 运行费用分析

根据式(2)和(4),可以计算集中治理与分散治理的运行费用之比为:

$$\frac{Y_{2\text{集}}}{Y_{2\text{分}}} = \frac{\left(\sum_{i=1}^n Q_i\right)^{-0.4534}}{\sum_{i=1}^n Q_i^{-0.4534}} \quad (6)$$

将表 1 数据代入(5),可得: $Y_{2\text{集}}/Y_{2\text{分}} = 0.328$;为增强结论的可靠性,按 4—9 项并作一个工厂考虑,则得: $Y_{2\text{集}}/Y_{2\text{分}} = 0.488$ 。污水处理厂年运行费用平均约为 110 万元,集中处理较分散处理运行费用可节省 51%—67%,每年至少节省 59—100 万元,五年共节省 250—500 万元。

3. 间接经济效益

由于角直镇对工业废水采取了集中处理、企业化管理的模式,改善了投资环境,进一步吸引了大批外商投资。集中污水处理厂建成的第二年,洽谈成功的合资项目是环境综合整治前五年的1.5倍,并使角直镇成为江苏省“外向型经济明星镇”。可见,巨大的间接经济效益是难以估量的。

(三)社会效益

过去一向被认为难以驾驭的乡镇印染废水,现在采取集中治理却取得了十分良好的效果,大大改善了环境质量。加上热电联供、噪声控制等一系列重大环境建设工程,使这个文化古镇的环境质量得到了根本的保证,改善了居民的生活质量,提高了民众的环保意识,减轻了政府部门的工作,使经济与环境得到了协调发展。

总之,实现工业污染防治由分散治理到集中控制的战略转移,由此所带来的环境效益、经济效益及社会效益,已远远超出了其工程本身的意义,使乡镇工业防治上了一个新台阶。

可乐废水处理工程活性污泥膨胀的控制

丛者愚 姚柏龄

(北京可口可乐饮料有限公司)

一、前言

北京可口可乐饮料有限公司污水处理系统,由北京市环境保护科学研究院设计,于1996年5月开始调试运行,该污水处理系统采用的是活性污泥法治理可口可乐工业废水。

任何事物都是一分为二的。就活性污泥法治理废水而言,其具有处理出水水质好,工艺比较稳妥可靠的优点;但污泥膨胀是自从活性污泥法问世以来在运行管理中一直困扰人们的最大难题之一。可以说,污泥膨胀问题是一个世界范围内的课题。无论国内还是国外,由于丝状菌过度增长,造成SVI值过高的情况是许多污水厂经常遇到的情况。有关的专家、学者,对七群33种丝状菌进行的研究表明,人们以往只是简单地企图杀死丝状菌,控制污泥膨胀,发展到人们正确认识了丝状菌,并已经开始控制丝状菌和菌胶团细菌的合理比例,发挥丝状菌在污水处理工艺中的重要作用。

二、控制措施

(一)溶解氧的控制

在该公司污水处理系统的生物氧化池进水口处,设计了11个布水方孔,每孔间隔2.2m。这些方孔,为我们在运行中,随时调整氧化池的浓度梯度,保持丝状菌和菌胶团细菌的合理比例,发挥了重要作用。

丝状菌的数量对于污泥沉降性能有很大影响,但它对于污染物的去除率同样产生一定的影响。该公司污水处理系统将丝状菌控制在1—2类的水平,这也是该公司污水处理系统的污染物去除率始终保持在90%以上的原因之一。

当进入氧化池的污水COD浓度小于600mg/L时,通常使用2个布水方孔进水,此时该处的溶解氧很容易保持在2.5—3.0mg/L的范围内;若进水COD浓度突然增大,或增大向氧化池的进水,该处的溶解氧会迅速降低。此时,我们使用3—4个进水方孔,该处溶解氧仍然可以很容易地保持在2.5—3.0mg/L的范围内。由于操作者失误,发生了丝状菌过度增长情况时(通常仅2h,在进水口处便会发生丝状菌由1类猛增至4类的情况),正确使用上述进水方式,通过生物种群的竞争和自相淘汰,丝状菌的增长幅度会被立即控制住,并迅速恢复到原来的状态。如果操作者出现了严重的失误,使整个氧化池内的丝状菌都达到了4类水平,上述的进水方式也会在72h之内,将大量的丝状菌扭曲,并被逐渐淘汰。

可以说,氧化池进水口处的高浓度梯度和合适的溶解氧,是制服丝状菌非常成功的办法。在一年多的运行中,我公司污水处理系统从未因丝状菌的过度增长而影响SVI值,并成功地将丝状菌控制在1—2类的水平,而且SVI值始终保持在100以下,最好时的SVI值达到36。

(二)粘性膨胀的控制

在工作中,遇到更多的麻烦还是高粘度膨胀问题。在丝状菌没有任何增长的情况下,由于高粘

度膨胀,SV30 高达 90%,SVI 在 400 左右,二沉池液面会出现大量漂浮粘泥,出水混浊。

对高粘度膨胀的研究,在一些专业书籍中只是作了简单的讨论,未能得到更多的启示。这给治理工作带来了一定的难度。通过近一年来的摸索,形成了一套治理高粘度膨胀的方法。该公司污水处理系统是如何发生高粘度膨胀的呢?可口可乐工业废水中,磷的平均含量不足 1.0mg/L,氮含量一直未检出,其他情况见表 1 所示。

表 1 进水污染物浓度的变化幅度

污染物名称	进水浓度(mg/L)		
	最高值	最低值	平均值
pH	8.36	5.96	7
COD _{Cr}	3510	377	814
BOD ₅	2202	269	539
SS	184	71	125

注:此测定为每 2h 取一次样,连续 3d。

从表中可以看出,进水中 BOD₅ 波动范围较大,而且我们是按照生化系数由 COD_{Cr} 近似计算 BOD₅。投加氮、磷的比例是 BOD:N:P=100:5:1。在连续进水,连续投加氮、磷的过程中,由于无法及时掌握 BOD₅ 的波动数值,是造成整个生化系统在缺乏氮、磷状态下运行的原因之一;所使用化肥含氮、磷量的准确程序及其溶解性能,是造成高粘度膨胀的原因之二。

根据可口可乐工业废水的这一特点,即,无法避免地产生高粘度物质的特点,在工程设计上采用了活性污泥再生系统。该系统位于氧化池进水点之前,即从二沉池回流到氧化池的活性污泥经过再生池后,进入氧化池的进水点。在再生池的前端,连续投加氮、磷。

如图 1 所示,在活性污泥的细菌增殖曲线上可以看出,细菌的增殖分为延迟期、对数增殖期、衰减增殖期、内源呼吸期。细菌的这几个时期在一定条件下可以互相转化。当进入氧化池的水中缺乏氮、磷等营养物质时,细菌的增殖受到营养物质的制约,即转入衰减增殖期,这个时期的细菌细胞开始在自己体内积累贮存物质。由于这种物质的比重较水小,严重影响污泥的沉降性能,因而出现高粘度膨胀。

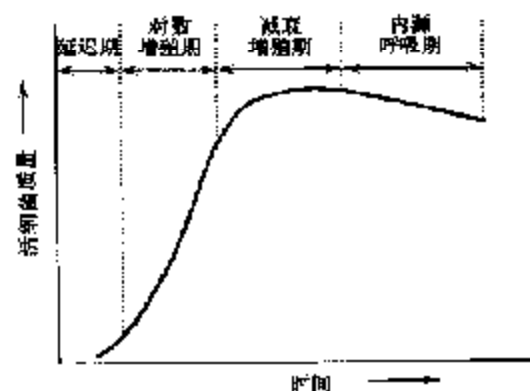


图 1 细菌增殖曲线图

活性污泥在出现了高粘性物质后,其细菌对氮、磷的需求趋势异常大。在上述情况出现后,为解决氧化池内缺乏氮、磷的情况,曾加大进水中的氮、磷量,其结果,无论怎样调整风机,怎样调整入水点处的曝气,进水点处的溶解氧始终处于 2.0mg/L 以下。最终导致粘性问题未解决,又出现了丝

状菌异常繁殖问题。

活性污泥再生池正好解决了上述问题。在回流污泥进入再生池处投加适当比例氮磷,并将该处溶解氧调至 4.0 以上。该池内有机物食料已非常少,但细菌体内都有大量的贮藏物质,细菌在氮、磷丰富的环境中大量消耗其体内贮藏物质,即进入内源呼吸期。在连续运行,连续再生的过程中,粘性由大至小,并逐渐消失。若高粘性物质已经使污泥 30min 沉降比(SV30)高达 80%—90%时,通过调整回流量,延长污泥再生时间,可以缩短消除粘性的时间。

我们曾经在高粘度物质已经使沉降比高达 80%—90%的情况下连续运行,通过污泥再生系统,在不断消除粘性的同时,仍然保持着较高的污染物去除率(见表 2)。

表 2 各种沉降比条件下的污染物去除率

序 号 项 目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
进水 COD(mg/L)	736	262	695	322	345	414	582	601	659	543	271
出水 COD(mg/L)	28	7	12	9	16	12	27	17	31	23	40
去除率(%)	96	97	98	97	95	97	95	97	95	96	98
SV ₃₀ (%)	8	9	10	12	14	18	26	34	43	80	90

三、结语

该公司对污水处理站在科学管理的同时,突出一个“严”字。就一年来的运转情况看,我们的运转已经达到了该套设施的设计要求,在严格控制污泥膨胀的同时,充分发挥了活性污泥法处理可口可乐工业废水的优势。在该公司污水处理系统的终点——二沉池上,可以清楚地看到水下 1m 深的填料形状,在填料上,几只游动的鱼更是给清澈见底的出水增添了几分光彩。

浅谈总程平衡技术在治理漂染 废水中的运行管理

宋来敬 江世竹 尹文修

(青岛中绵针织有限公司) (即墨市环保局)

纺织印染行业的用水量人,且排放废水中含有毒、有色物质,不仅消耗着日趋短缺的淡水资源,且对生态环境造成严重破坏。本公司主要从事纯棉针织品的漂染和整理,所用染料系日本进口产品,生产废水的排放属典型的间歇排放,因各生产工艺阶段的不同,每次排水水质相差甚远。为降低运行成本,提高处理效率,该工程采用了总程平衡技术,将不同水质的废水引入不同的系统进行处理(见图1)。

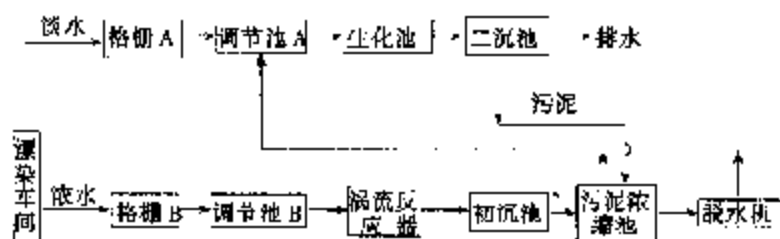


图1 工艺流程简图

目前,该工程处理能力已达1100t/d(设计处理能力为1000t/d),其中浓水约占300t/d,淡水占800t/d。

表1所示运行数据表明,该工艺对漂染废水有较好的处理效果。

表1 各工序处理效果表

去除效果 处理过程	色度去除率 (%)	COD _{Cr} 去除率 (%)	BOD ₅ 去除率 (%)	处理前 pH	处理后 pH
浓水混凝沉淀	74—91	50—72	41	9.8—11.0	8.7—9.1
淡水生化处理	90—98	60—85	>95	8.2—8.9	7.2—8.3

最终排水水质:色度<40倍,COD_{Cr}150mg/L,BOD₅20mg/L。

该工程运行稳定可靠;运行费用低,仅为同类某漂染厂运行费用的1/2左右;并且维护管理简单,劳动强度低,值得推广和应用。

搞好运行管理,是保证排水达标的重要保障。

1. 接种、挂膜、驯化

菌种取自城市化粪池,向生化池中投加15t粪便,经过闷曝7d后,组合填料上的生物膜明显可见,第8天开始向生化池少量进水,生化池COD_{Cr}控制在120—250mg/L之间,溶解氧(每小时测一次)控制在0.2—1.5mg/L之间。并适量投加面粉,增加碳源给微生物创造良好的生存条件。经8d

后,发现生物膜长势良好,并逐渐加大进水量,由 $30\text{m}^3/\text{d}$ 增至 $100\text{m}^3/\text{d}$,稳定运行 6d 后,进水量增至 $200\text{m}^3/\text{d}$;6d 后连续进水,连续曝气,进水量增至 $400\text{m}^3/\text{d}$,挂膜、驯化结束。值得一提的是,在水温较低($8\sim 12^\circ\text{C}$)的时间,用了近一个月就完成了培菌、挂膜、驯化。

2. 生化池中溶解氧的控制

控制好生化池中的溶解氧,是保证该系统正常运行的关键。

本流程中的三段氧化池,生物膜的量和状态都不一样,各池的有机物质在逐渐减少,因此各池的需氧量也不一样。

一般通过化验来掌握生化池中的溶解氧,根据此数据来调整供氧量。在第一段氧化池的溶解氧控制在 $3\sim 4\text{mg/L}$ 比较适宜;第二段氧化池的膜量和水中的有机物比第一段少得多,因此溶解氧控制在 $2\sim 3\text{mg/L}$ 即可;废水流经第三段时,有机物的含量已很少,由于动平衡原理,池中的微生物较少,表现在膜体萎缩,色泽变黑,膜体处于老化状态。在生化池中,生化反应是缓慢的,去除负荷也小,因此需氧量少,保证出水溶解氧在 $1.5\sim 2.5\text{mg/L}$ 即可。

在水质稳定、进水量均衡的情况下,各池中的溶解氧也会相对稳定。如果水质不够均匀,就应当及时调节进水量和供氧量,否则会影响正常运行。因此,经常测试水的耗氧量和溶解氧是指导正常运行的重要手段。一般要求每 2h 测一次。

3. 氮氮含量对处理效果的影响

在运行中,要经常检查池内的水量和水质,以便及时调整供水量,调节池内的水一般控制在容积的 60%—80% 为宜。定期监测水质参数 $\text{NH}_3\text{-N}$ 和 BOD_5 。一般使水中的含氮量与 BOD_5 之比在 67:100 以上,发现氮含量低时,可适量投加硫酸铵或尿素,投加量要根据化验数据来控制。

表 2 氮氮含量对处理效果的影响

项目 日期	进 水				出 水		去 除 率	
	BOD_5 (mg/L)	$\text{NH}_3\text{-N}$ (mg/L)	BOD_5 : $\text{NH}_3\text{-N}$	COD_{Cr} (mg/L)	BOD_5 : COD_{Cr}	BOD_5 (mg/L)	COD_{Cr} (mg/L)	BOD_5 : COD_{Cr}
1996.7.5	200.9	4.4	100:2.2	356	0.56	16.34	112	91.87
1996.7.18	145.4	3.9	100:2.7	284	0.51	10.05	134	93.09
1996.7.22	189.5	3.9	100:2.0	320	0.59	12.09	142	93.62
1996.10.11	220.3	16.3	100:7.4	580	0.38	20.50	148	90.70
1996.10.20	230.8	14.0	100:6.1	456	0.50	18.41	132	92.02
1996.10.27	150.2	18.1	100:10.4	388	0.39	10.40	124	93.08

由表 2 可看出, BOD_5 与 COD_{Cr} 比值在 0.38—0.59 之间,大于 0.3,该水质的可生化性一般。在投加营养物之前的 BOD_5 与 $\text{NH}_3\text{-N}$ 之比平均为 100:2.3, COD_{Cr} 的平均去除率为 59.0%;经投加营养物调整后, $\text{BOD}_5/\text{NH}_3\text{-N}$ 平均为 100:8.0, COD_{Cr} 的平均去除率为 71.2%,去除效果有明显提高。因此有必要定期化验废水中的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 含量和 BOD_5 用以调整到合适的范围。

4. 风机风量的调整

该工程风机选型为 $\text{C}_{10}\text{-1.5}$ 离心鼓风机,在调试过程中发现风量过大,调整风机的进出口阀门时,易进入喘流区,且风机处于低效能区运行。采取如下措施:将一部分风引入调节池,使废水经预曝气后,水质得到进一步均化,且可使部分还原性物质氧化,降低 COD_{Cr} 为 3%—5%,同时还可逸出对生化处理有害的气体。实践表明:对浓水进行预曝气后,还可提高初沉池内污泥的沉降性能,克服污泥上浮现象;对淡水进行预曝气后,可防止调节池内发生厌氧,还避免了初沉池上清液与淡水混合后变黑现象的发生,有利于后续生化处理的进行,同时风机运转中也就避开了喘流区,有利于保护设备,延长其使用寿命。

5. 蜂窝填料的排列安装

本工程二沉池采用斜管蜂窝沉淀池,在排列填料时,靠池壁侧有近 25cm 间隙,而未能布满全池,致使运行时污泥上浮;另外,填料较薄,强度不够,致使填料塌陷,污泥沉淀在斜管填料上发生厌氧上浮,从而使出水悬浮物超标。采取措施:选用强度合适的蜂窝填料,扩大蜂窝的孔径,安装时保证 60 倾角,并布满全池,避免了上述现象的发生。

6. 错排水时的应急处理

该漂染厂采用了先进的生产设备和生产工艺,染色过程中的排水可通过电脑控制为排浓水或排淡水。但设备在长期运转过程中难免发生故障,如排浓水阀门损坏或因操作工的责任心不强而将浓水排至淡水中,致使淡水调节池中的水质发生突变。

采取措施:向淡水池中投加适量硫酸,调 pH 至 6.8—8.5 之间,再向池投加适量脱色混凝剂,降低色度至 130 倍以下,并待水位上升至高水位经充分混合后,方能向生化池进水,这样可避免水质对生物膜冲击作用,保证污水达标排放(见表 3)。另外,及时联系车间主管人员,加强对设备的维护管理,提高操作工的环保意识,增强其责任心。

表 3 事故前后水质的变化

项 目 阶段	色度(倍)	pH
事故前	80	8.4
事故后	300	10.2

5. 蜂窝填料的排列安装

本工程二沉池采用斜管蜂窝沉淀池,在排列填料时,靠池壁侧有近 25cm 间隙,而未能布满全池,致使运行时污泥上浮;另外,填料较薄,强度不够,致使填料塌陷,污泥沉淀在斜管填料上发生厌氧上浮,从而使出水悬浮物超标。采取措施:选用强度合适的蜂窝填料,扩大蜂窝的孔径,安装时保证 60° 倾角,并布满全池,避免了上述现象的发生。

6. 错排水时的应急处理

该漂染厂采用了先进的生产设备和生产工艺,染色过程中的排水可通过电脑控制为排浓水或排淡水。但设备在长期运转过程中难免发生故障,如排浓水阀门损坏或因操作工的责任心不强而将浓水排至淡水中,致使淡水调节池中的水质发生突变。

采取措施:向淡水池中投加适量硫酸,调 pH 至 6.8—8.5 之间,再向池投加适量脱色混凝剂,降低色度至 130 倍以下,并待水位上升至高水位经充分混合后,方能向生化池进水,这样可避免水质对生物膜冲击作用,保证污水达标排放(见表 3)。另外,及时联系车间主管人员,加强对设备的维护管理,提高操作工的环保意识,增强其责任心。

表 3 事故前后水质的变化

项 目 阶段	色度(倍)	pH
事故前	80	8.4
事故后	300	10.2

5. 蜂窝填料的排列安装

本工程二沉池采用斜管蜂窝沉淀池,在排列填料时,靠池壁侧有近 25cm 间隙,而未能布满全池,致使运行时污泥上浮;另外,填料较薄,强度不够,致使填料塌陷,污泥沉淀在斜管填料上发生厌氧上浮,从而使出水悬浮物超标。采取措施:选用强度合适的蜂窝填料,扩大蜂窝的孔径,安装时保证 60 倾角,并布满全池,避免了上述现象的发生。

6. 错排水时的应急处理

该漂染厂采用了先进的生产设备和生产工艺,染色过程中的排水可通过电脑控制为排浓水或排淡水。但设备在长期运转过程中难免发生故障,如排浓水阀门损坏或因操作工的责任心不强而将浓水排至淡水中,致使淡水调节池中的水质发生突变。

采取措施:向淡水池中投加适量硫酸,调 pH 至 6.8—8.5 之间,再向池投加适量脱色混凝剂,降低色度至 130 倍以下,并待水位上升至高水位经充分混合后,方能向生化池进水,这样可避免水质对生物膜冲击作用,保证污水达标排放(见表 3)。另外,及时联系车间主管人员,加强对设备的维护管理,提高操作工的环保意识,增强其责任心。

表 3 事故前后水质的变化

项 目 阶段	色度(倍)	pH
事故前	80	8.4
事故后	300	10.2