

污水生物处理技术

上海市环境保护局编

上海科学技术出版社

环境保护丛书



553

内 容 提 要

本书内容包括国内外污水生物处理的技术进展情况,微生物学研究概况,低压曝气法,生物接触氧化法,射流曝气生化法,活性炭-生物膜法和气浮法等。

本书可供从事污水处理的设计和管理人员、环境保护工作人员和大专院校有关专业师生参考。

《环境保护丛书》

污水生物处理技术

上海市环境保护局编

上海科学技术出版社出版

(上海瑞金二路 450 号)

总发行所上海发行所发行 上海商务印刷厂印刷

开本 787×1092 1/32 印张 3.25 字数 73,000

1981 年 2 月第 1 版 1981 年 2 月第 1 次印刷

印数 1—8,000

书号: 15119·2008 定价: (科三) 0.29 元

50.9
3

前 言

随着工业的不断发展,生产中排放的污水量逐渐增加,水质也越来越复杂,对人体健康带来严重的影响。因此加强环境保护,搞好污水处理工作是一项紧迫的任务,也是为子孙后代造福的大事。几年来,有关单位和工厂开展了污水处理的工作,已取得了不少成果。

为了促进环境保护工作,及时交流和推广生化处理的科研成果,我们以1978年上海环境保护局和上海市科协举办的第二次《废水生化处理讲座》的讲稿为基础,编写了这本书。它主要是介绍最近几年发展的污水生物处理新方法,其中有的已在生产上应用,有的虽然尚处于研究试验阶段,但有使用和推广的价值。

由于水平有限,可能会存在不少错误和缺点,望大家批评指正。



一九七九年十二月

目 录

第一章	污水生物处理的技术进展	1
第二章	污水生物处理中的微生物学研究	20
第三章	低压曝气法	31
第四章	生物接触氧化法	51
第五章	射流曝气生化法	63
第六章	活性炭-生物膜法	76
第七章	气浮法在生物处理中的应用	89

50. 9. 53

第一章 污水生物处理的技术进展

一、概 述

现代城市污水处理技术,是在二十世纪出现的,是在人类防治环境污染的斗争中逐步成长起来的。

国外有人把城市污水的污染过程概括为三个时期:

(1) 病原污染期 此时城市污水主要是生活污水,水质较单纯,由于污水中病原菌的传播,各国历史上都曾爆发过流行性传染病,现在世界上许多发展中国家和地区正处于这一阶段。

(2) 总体污染期 随着工业生产的迅速发展和人口的集中,城市污水中工业废水所占比重不断增加,造成水体中悬浮物和生化需氧量越来越高,最后使溶解氧耗尽,生物灭绝,达到总体污染的程度,在资本主义国家的发展过程中,这是常见的现象。

(3) 新污染期 工业生产的进一步发展,特别是石油化工等新型工业的出现,生产中排出的污染质和毒物种类不断增多,水质更趋复杂,可能正在形成一个隐患,这是人们还不甚了解的时期。

我国是一个发展中国家,正为本世纪内全面实现四个现代化而努力奋斗,因此在发展工农业生产过程中还要注意这三个污染期可能在我国同时发生,应及早采取对策。

国外在开始着手解决城市污水的污染时,曾试图单纯利用河湖的稀释能力,以回避对污水进行直接处理。如美国芝加

哥市,花了33年时间,修了113公里渠道,引取了283米³/秒流量的密执安湖水来进行稀释,结果造成污染搬家;又如柏林、巴黎也都曾将污水不经处理直接灌溉农田而产生一系列问题(如土壤盐碱化、重金属积累、肠道病流行、作物品质下降等等)。这些都是应该引以为戒的教训。

一个国家的城市污水处理普及程度,大致可从污水处理厂座数来反映,表1-1为世界一些国家的城市污水处理厂座数。

表 1-1 世界一些国家的城市污水处理厂座数

国 名	人 口 (亿)	城市下水道 服务人口 百分率(%)	城 市 污 水 处理厂座数	二 级 处 理 所占 %	一 级 处 理 所占 %
美	2.1	73	22600	51	20
英	0.55	93	5000	80	9
西 德	0.61	81	6048	42	19
法	0.52	68	6000	64	
瑞 典	0.08	83	1540	78	5
卢森堡	0.004			70	21
日 本	1.1		318		
中 国	9.0		34	(未包括台湾省)	

美、西德、法、英等四国发展较早,大致平均每一万人有一座处理厂。

瑞典大力发展城市污水处理,从五十年代中期才开始的,平均每五千人有一座处理厂,可能因湖泊纵横、流域分散,处理厂大多数规模较小,日处理量在万吨以上的仅58座,而处理能力却占一半以上。

日本发展得更晚,开始于六十年代,1960年前仅有34座,在不到20年的时间,增建到318座,日处理量在万吨以上

的大中型厂有 179 座, 占 56%。

我国城市污水处理发展不快, 现有 34 座处理厂总处理能力为 72.7 万米³/日, 仅占现有管道能力的 2.1%。

当前国外城市污水处理的趋向如下:

(1) 普及生物处理 美国在 1972 年颁布了防止水污染法, 它要求 1977 年普及二级处理, 1983 年达到所有水体适于文化娱乐之用, 1985 年达到“零排放”。

(2) 处理厂的大型化 根据国外实践, 规模分别为 378500 米³/日和 3785 米³/日的二座生物处理厂, 污水每米³/日基建费之比为 1:2.63, 其运行费之比为 1:5.4。日本近年来结合水体流域, 把分散的污水系统集中起来, 处理厂规模趋于加大。美、苏、法、日等国已建有不少规模在 50 万米³/日以上的大型处理厂(据不完全统计在四十座以上), 其中最大的如美国芝加哥的西-西南区处理厂, 规模达 380 万米³/日。

(3) 合并处理即生活污水与生产废水合并处理 根据实践, 大多数生产废水是可以生物降解的。一般做法, 生产废水首先由工矿企业综合利用和预处理, 达到进入城市管道的指标后再合并处理。

二、污水生物处理的技术进展

生物处理分为好气处理法和厌气处理法两大类。好气处理法, 是目前世界各国城市污水处理的主要工艺和发展方向。其中有活性污泥法、生物过滤法、氧化塘法等, 现分别叙述于下:

1. 活性污泥法

在 1913 年英国曼彻斯特市最初建成活性污泥法的试验厂后, 经六十多年的发展, 根据技术经济、水质的适应、微生物

活动、处理程度以及管理方法等不同要求，已形成多种类型，使活性污泥法成为最主要的生物处理法。

据分析，活性污泥法主要应用于大型处理厂，如美国芝加哥的西-西南区处理厂(380 万米³/日)，华盛顿的兰原处理厂(190 万米³/日)，法国巴黎的阿歇尔处理厂(目前为 150 万米³/日，计划为 300 万米³/日)，日本东京的森崎处理厂(88 万米³/日)等均采用活性污泥法。

按处理污水的流型和微生物活动的特点，活性污泥法大体上可分为推流式和完全混合式两大类。

长期以来，多采用推流式，其主要特点是微生物(活性污泥)的增长和有机质的降低沿池长而变化。现已演变有普通曝气法、生物吸附法(又称接触稳定法)、阶段曝气法等。普通曝气法是最基本的型式，曝气时间一般为 6~8 小时，BOD₅*去除率达 95% 以上，其处理程度非其他生物法所能及。目前最常用的是阶段曝气法、生物吸附法等，其中生物吸附法的开发，是由于四十年代发现了活性污泥能在短时间内吸附污水中溶解的和胶态的有机物，利用这一特点分为吸附及氧化(接触和稳定)两个阶段，其处理程度稍有降低，但基建费用可有较大节约。我国在 1958 年曾将上海的普通曝气法改为生物吸附法，处理效率虽略有降低，BOD₅ 去除率在 90% 左右，但较大幅度地提高了处理能力，解决了处理厂超负荷运转的现象。

约在二十年代初，开始出现了完全混合式，但那时其特点尚未被人们充分认识，直到五十年代初，人们才发现和重视完全混合式的特点，并应用于各种污水处理中，至今得到很大的发展。其主要特点是在曝气区内微生物生长是均匀的，耗氧

* BOD₅——五天生化需氧量

速率是均匀的(即 BOD_5 负荷是均匀的)。由此可控制完全混合系统的工作点在微生物生长曲线的某一特定点上,以满足处理的要求。另外,混合液在区内不停地循环流动,入流污水迅速与混合液混合稀释而具较大的耐冲击力以及新老微生物处于同一环境,衰老的微生物由于自身氧化放出营养物可供新生的微生物所利用。因而随着曝气-沉淀池合建和表面曝气器的出现,一度人们认为完全混合式远比推流式优越,但经过近年来实践证明,二者各有所长。目前国外在大型处理厂使用推流式仍较多,在中等规模、水质不太稳定时,多采用完全混合式。

据了解,美国新泽西州威柏纳纸板厂所采用的完全混合式曝气沉淀合建池为最大,直径达 60 米,深为 10 米,用钢板制成,处理能力为 28,400 米³/日,采用四个鼓风-机械扩散曝气器供氧。

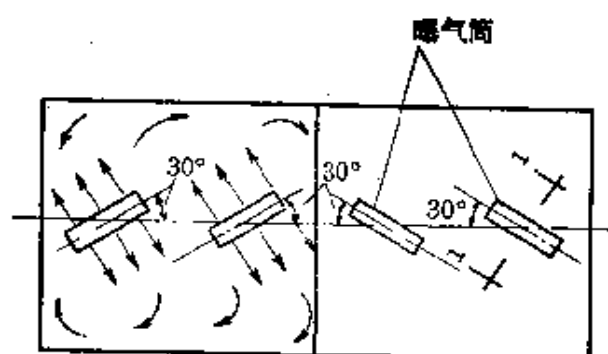
我国于六十年代初,开始试验研究完全混合式。第一座圆形合建池于 1966 年在四平投产。据不完全统计,国内已有 50 多个单位用这种池子处理各种污水,上百座池子已投入运转。

在曝气装置方面,表面曝气器由于电耗较省,不用空气管线,在国外已经商品化,所以在中小规模的完全混合式池中应用较多。在推流式中多数用鼓风机,由于我国目前存在鼓风机成品规格少等原因,因而在很多场合都使用表面曝气器。鼓风曝气的扩散装置有大中小气泡等不同型式,我国在这方面研究不多,大多采用大气泡装置。最近出现了固定螺旋曝气器,我国北京正开展大量研究。

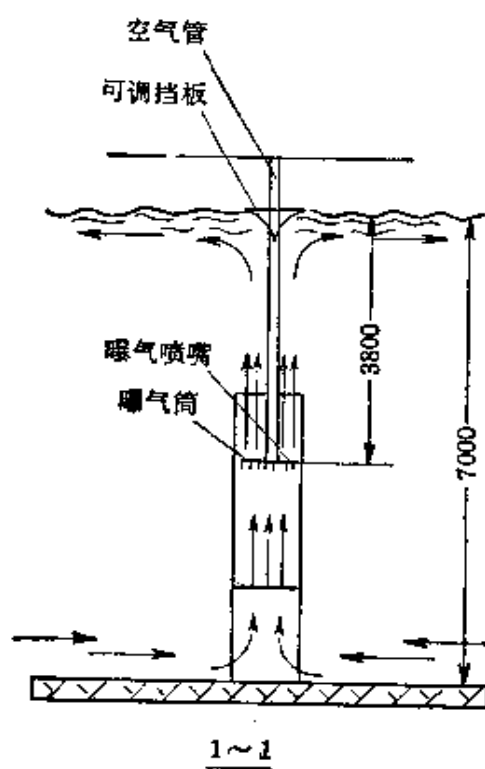
为了进一步提高活性污泥法,近年来各国都致力于改善运行条件、缩小构筑物体积、减少占地、降低动力消耗,积极地进行了一些新系统的研究。如:

(1) 低压曝气^[1]——国外又称茵卡曝气。它是根据气泡在刚形成的瞬间，污水中吸氧率最高的原理，把一般设在池底的曝气装置提高到离水面某一深度(一般在水面下0.8米处)，以充分发挥曝气装置的效能。

低压曝气在我国过去用得不多，北京焦化厂在1967年建



池试验，1975年上海禽蛋五厂建成了一座处理能力为1000米³/日的低压曝气生物处理站，目前使用单位正在增加，这种方法将在第三章中详细叙述。



(2) 深层曝气——又称深水曝气。曝气池一般深度不超过5米，为了解决用地问题，力求加大池内水深。最早研究深水曝气的是美国纽约北江污水厂，其水深达8.5米，由于水深加大，氧利用率提高到9.5%，但因风压加大，动力消耗与普通曝气池相比，相差无几。为了利用现有风机的能力，发展了一种深水中层曝

图1-1 矩形深层曝气池示意

气，即水深约为10米，曝气装置仍设在5米左右，如日本的森

崎处理厂, 新河岸处理厂以及美国底特律市的坦特劳脱处理厂(水深9.15米, 扩散器设置深度为3.56米)均有采用。我国上海闵行城市污水处理厂也采用了这种方式(图1-1)。

水深继而加深至10~30米者, 又称塔式曝气, 我国上海第九印染厂(试验性曝气装置直径为0.75米, 高为17米左右)和北京高碑店污水厂(试验性曝气装置直径为0.2米, 高为20米)先后进行了试验研究。

由于钻井技术的发展, 国外有采用深井封底, 并将深井垂直分隔为降流区和升流区两大部分, 运转时在升流区鼓入空气, 使降流区和升流区中液体产生密度差, 形成水流循环, 混合液的循环速度控制在1~2米/秒(大于气泡上升速度), 而后用普通空压机在降流区的适当深度注入空气, 即成为水深可达50~150米的曝气井。井的直径可做成0.5~10米。由于气泡在井内接触时间长(约3~5分钟), 所以是一种高效的氧转移装置, 氧利用率可达

60~90%, 而且具有污泥量少、电耗省、占地小等优点, 是一种有发展前途的技术。深井曝气池如图1-2所示。

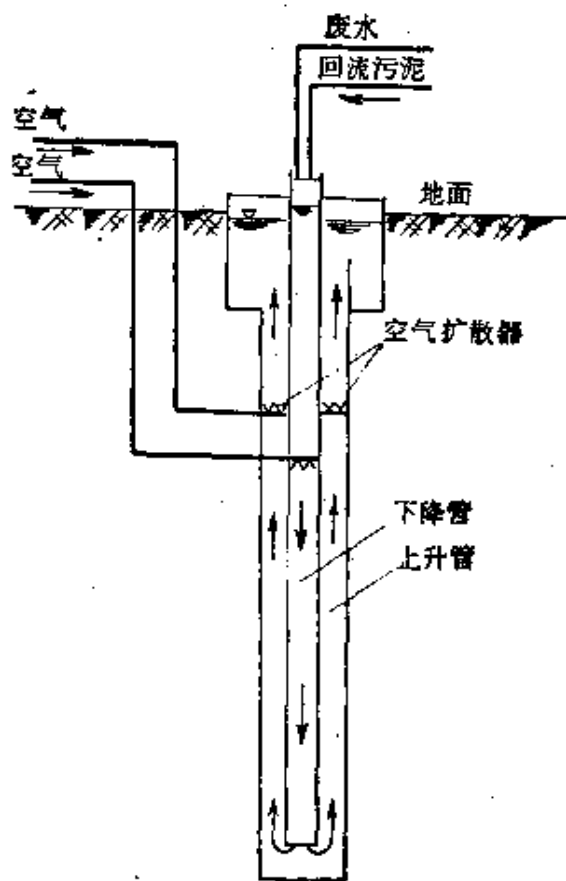


图1-2 深井曝气池示意

第一批深井曝气处理厂已在英、西德、加拿大和美国投入运行,日本、加拿大和欧洲又在设计和兴建一批。在1975年西德建成的第一座工业(土豆淀粉)废水深井曝气处理厂(人口当量为4万人),包括二次沉淀池占地仅144米²,每度电可充氧6公斤。

(3) 氧气曝气^[9]——早在1940年美国就有人设想用富氧来代替空气,以提高生物处理的效率。1968年在美国纽约州巴塔维亚建成了第一座氧气曝气处理厂(有盖多段式,深冷分离法制氧)。近十年来又有了相当的进展,美国环保局曾根据1976年6月以前各国资料加以汇总,说明氧气曝气的使用情况。世界已投产的氧气曝气处理厂有五十座,其中城市污水方面占26座,工业废水方面占24座;总处理能力达280万米³/日左右,其中城市污水方面占230万米³/日。施工中的有66座,城市占49座,工业占17座;处理能力为950万米³/日,城市占870万米³/日。设计中的有41座,全部为城市污水,处理能力为1000万米³/日。其中大部分使用于美国,在已投产中占35座,处理能力达260万米³/日。施工中占57座,处理能力达870万米³/日。已投产的最大一座处理厂在密执安州底特律市,处理能力达110万米³/日。有人估计,至1980年,世界氧气曝气处理能力可达2000万米³/日以上。日本从1972年起开始应用,已建成十座规模较小的处理厂。我国北京高碑店处理厂也正进行试验研究。世界氧气曝气处理厂简况见表1-2。

采用氧气曝气时,供氧的可能性和经济性是个前提。当前世界上大规模工业化制氧方法有深冷分离法和分子筛法。对氧气曝气设备的供氧,除了就地设置上述两种方法的制氧站外,还可采用管道输送和车运液氧等方式。目前供氧方式

表 1-2 世界氧气曝气处理厂简况(括弧内为美国)

项 目		已 投 产	施 工 中	设计 中	共 计
污水厂数 (座)	城市污水	26 (21)	49 (46)	41 (41)	116 (108)
	工业废水	24 (14)	17 (11)		41 (25)
	合 计	50 (35)	66 (57)	41	157 (133)
水 量 (米 ³ /秒)	城市污水	25.9(25.1)	100.6(95.7)	116	242.5(236.8)
	工业废水	6.0 (4.2)	9.3(7.4)		15.3(11.6)
	合 计	31.9(29.3)	109.9(103.1)	116	257.8(248.4)
供 氧 (吨/日)	城市污水	434 (424)	2340(2670)	3440	6714(6534)
	工业废水	353 (343)	420(348)		773(701)
	合 计	787 (767)	3260(3018)	3440	7487(7235)

仍旧以分子筛制氧较多,但此法供氧能力较小。据美国碳联公司计算,经济核算界限在供氧能力为18~23吨/日左右,超过此能力者宜用深冷法。采用液氧最不经济,一般限于供氧4.5吨/日以下。

氧气曝气主要分为有盖式和无盖式两种,原先多用有盖式。最近美国和日本发展了一种新的超微气泡扩散器,发生的气泡直径在0.2毫米以下,有的甚至达50微米,其接触面积比一般小气泡大60倍,可获90%的氧转移率,从而可取消池盖,无盖式日渐见多。超微气泡扩散器有旋转式和固定式两种。图1-3为有盖多段式氧气曝气池,图1-4为无盖多段式氧气曝气池,图1-5为圆顶盖式氧气曝气池。

氧气曝气主要优点是氧利用率高达90~95%(空气法为4~10%),曝气时间短(处理城市污水需1~2小时),处理效率高,剩余污泥少;但由于它必须有制氧设备,大量仪表控制装置及防腐安全措施,影响了它的应用。近年来在制氧方法上出现了合成沸石分子筛的常温吸附分离法,制氧设备比深冷

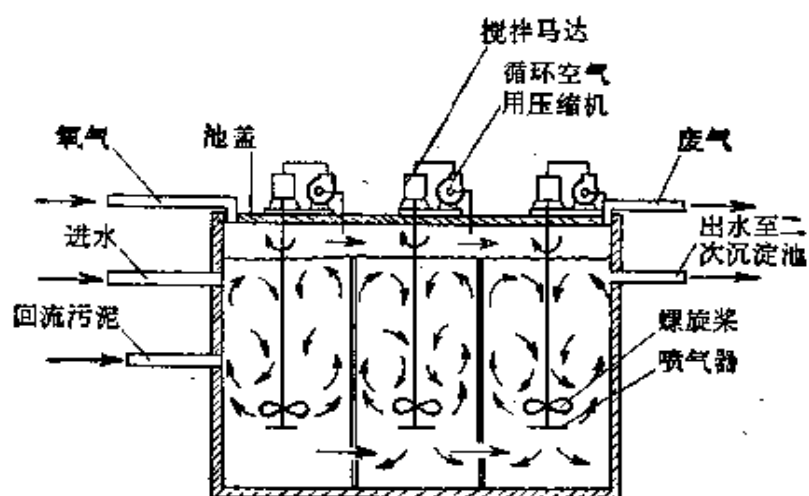


图 1-3 有盖多段式氧气曝气池

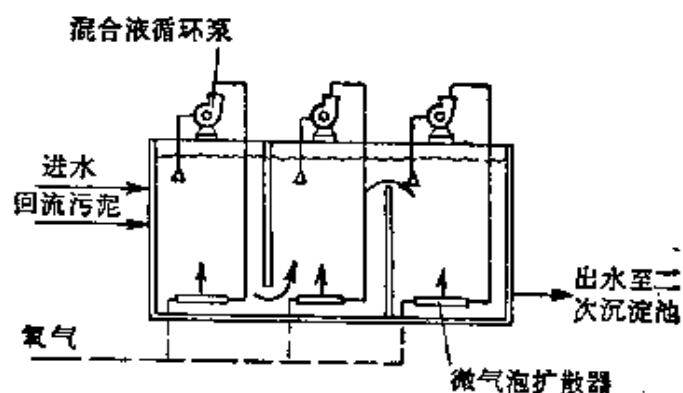


图 1-4 无盖多段式氧气曝气池

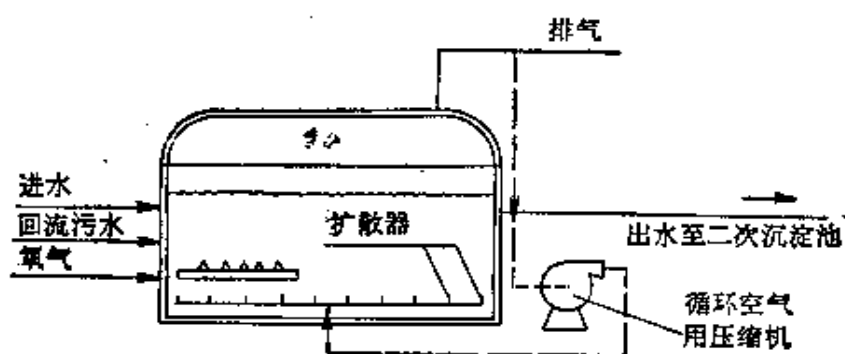


图 1-5 圆顶盖式氧气曝气池

分离法大为简化,为氧气曝气应用于中小型处理厂创造了良好条件。

(4) 投料活性污泥法^[3]——这是一种在活性污泥法系统中直接投加助剂,以提高原有设备处理能力的经济、简单而有效的方法。近四十年来,曾使用过金属盐类或聚合物等化学品和活性炭作为助剂。通常这些助剂可在初次沉淀池、曝气池或二次沉淀池中加入,以改善污泥的密实性和过滤性。直到六十年代末,美国杜邦公司发明了粉末活性炭处理法,在不增加设备费用的前提下,直接在曝气池中投加炭粉,得到了符合三级处理要求的水质。从此投料法引起了人们的重视,自1971年秋后,在美国的帝国化学公司超越了杜邦公司实验室研究范围,对各种污水进行了全规模试验,证明了在初次沉淀池出水中投加炭粉, BOD_5 和 COD 去除率可提高 20~30%,降低出水固体含量 40%,并可改善污泥沉降性能,可除色,消泡以及在较宽的 $\frac{F}{M}$ (食料与微生物重量比) 范围内防止污泥膨胀,尤其当负荷变化较大时,运行与出流水质很稳定。

当前,此法在我国影响使用的唯一原因是粉末活性炭的产量和价格。

2. 生物过滤法

生物过滤法也是一种常用的生物处理,净化污水的主要机理是靠附着在滤料表面的生物膜对污水中有机物的吸附氧化作用。1893年,英国首先采用了滴滤式生物滤池,发展至今已有不少改进方法,包括供氧方式、池型结构以及负荷的不同。美国现有 22600 座处理厂中,有 3500 座采用生物滤池,处理能力为 2800 万人口当量;日本现有 318 座中有 40 座采用生物滤池;我国在解放后建造了一座规模为 5700 米³/日的

生物滤池,是固定喷嘴式普通滤池。

(1) 生物滤池 按负荷可分为普通滤池和高负荷滤池二类,普通滤池处理程度高,出水较清沏,悬浮物少,运行费用低,管理简单,过去曾被广泛采用。但由于卫生条件差、占地面积大等弊病,渐为高负荷滤池替代。日本在1964年,18座采用生物过滤法的处理厂中,只有一座为普通滤池,而到1974年40座生物滤池处理厂全部采用高负荷滤池了。

与普通滤池相比,高负荷滤池的负荷大致为普通滤池的5~15倍,但处理效果略差,为提高出水水质,有采用滤后水回流、增加滤层深度或多级串联等不同变化方法。塑料工业的发展,提供了轻质高强的滤料,大幅度地加深了滤层,塔式滤池就是在此基础上产生的。东德首先将化工上的洗涤塔成功地改造为塔滤后,很快在东欧及苏联得到进一步研究和推广。其滤层高度可达8~24米,水力负荷可比高负荷滤池提高2~10倍,有机负荷提高2~3倍。我国自七十年代起,各地相继进行试验研究,已有一些应用于生产废水的处理。对城市污水处理,仅陕西汉中建有一座高为8米,处理能力为100米³/日的塔式滤池。塔式滤池虽具有负荷大、占地小、滤料不易堵等优点,但运转费比普通滤池大、滤料材质要求高,根据我国情况,推广使用还有一定困难。

(2) 生物转盘 根据与生物滤池基本相同的机理,发展了生物转盘。世界上第一座半生产性生物转盘装置是1954年在西德海尔布隆城建成的。六十年代以来,应用逐渐增多。我国自七十年代起,不少单位陆续开展了试验研究,取得初步成果。目前国内最大生物转盘盘径达3.6米。生物转盘法设备简单,易于管理,动力消耗省,耐冲击负荷以及生成污泥少且易脱水,但处理水量不大,据日本分析,最大处理量不应超

过 10000 米³/日。为提高处理能力,近年来一方面着手加大盘径,增大盘片表面积,其形状由平板型向立体型发展的趋势,目前国外采用的立体盘型多用平板与波纹板组合的形式,组装的蜂窝状盘型亦有报导,我国北京已有用波纹组合转盘。另一方面设法添加其他措施,如通入纯氧、培养藻类或与厌气处理等相结合以提高处理水平。目前我国大多在生产废水方面探索应用,由于盘材没有得到很好解决,故未见重大发展。

(3) 活性生物滤池法 国外称 ABF 法 (Activated Bio-Filter process), 其工艺流程如图 1-6 所示。



图 1-6 活性生物滤池法工艺流程

活性生物滤池的主要处理构筑物是生物池,其如塔式滤池,但其滤料采用水平板条。

该法兼有生物滤池和活性污泥法的特点,即进入生物池有:初次沉淀池出水、生物池出水和二次沉淀池的回流污泥所组成的混合液,在生物池内除了生物膜外,又有活性污泥。当出水要求较高时,在生物池和二次沉淀池之间可加设辅助曝气池,即成为二阶段处理系统。现将该法的几个数据列入表 1-3。

据资料介绍,生物池滤层高为 2.43~4.26 米,研究证明层高超过 4.26 米, BOD₅ 去除率增加极微。生物池的进水量必须恒定,可由生物池出水的回流量来调整进水和回流污泥量的变化,以确保充分曝气和配水均匀,并简化泵房设计。

表 1-3 活性生物滤池法的几个数据

出水要求 (毫克/升)	生物池容积负荷 (克 BOD ₅ /米 ³ 滤料·日)	辅助曝气 (小时)
BOD ₅ =20~30 SS*=20~30	1200~2000	不 用
BOD ₅ =10 SS=10	2800~4000	1.5
BOD ₅ =5 SS=5	2400~5600	1~4

* SS——悬浮固体。

该法因不用鼓风机和机械曝气器，处理费用较活性污泥法便宜，据估计动力消耗节约 15% 左右，且具有耐负荷冲击和运转稳定，BOD₅ 去除率较高的优点。

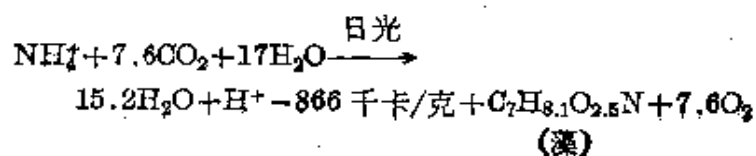
1967 年在美国加利福尼亚州首建一座活性生物滤池的试验厂，处理能力为 240 米³/时，至 1975 年在美国和加拿大已建有 20 座以上的活性生物滤池处理厂。

3. 氧化塘法^[4]

氧化塘又称稳定塘，它是一种和自然水域的自净过程极其相近的污水处理法。塘内的有机物由好氧细菌进行氧化分解，所需氧气由塘内生长繁殖藻类的光合作用及塘表面的再曝气(自然或人工)提供。图 1-7 为藻类与细菌相互作用图。

氧化塘一般分为三类：(1) 好气塘或藻类塘，(2) 厌气塘，(3) 兼性塘。其塘深、负荷率、停留时间等指标见表 1-4。

藻类光合作用放氧机理：



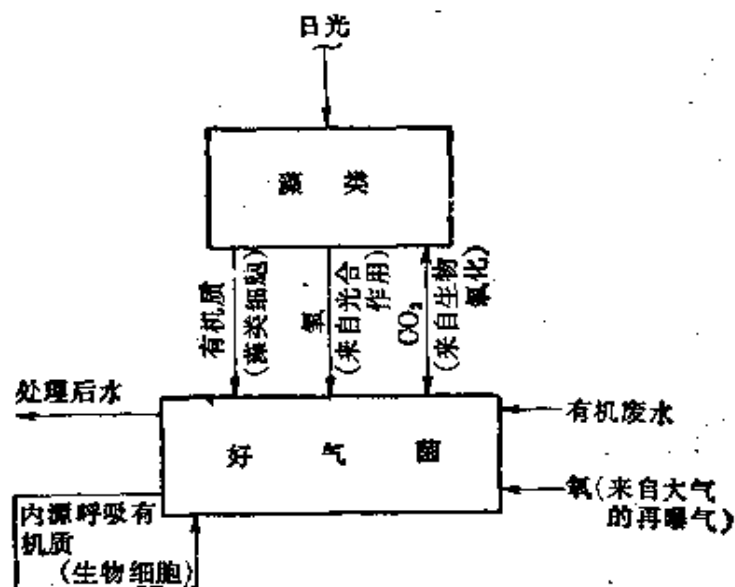


图 1-7 藻类与细菌相互作用图

表 1-4 氧化塘的主要指标

	塘 深 (米)	负 荷 率 (公斤 BOD ₅ / 公顷·日)	停留时间 (日)	进水 BOD ₅ (毫克/升)	去除效率 (%)
好气塘或藻类塘	0.3~0.6	100~200	2~6	200 以下	80~95
厌气塘	3.0~4.5	500~1000	30~50	500 以上	50~80
兼性塘	0.6~1.5	20~50	7~30	200~500	70~85

注: (1) 进水硫酸盐浓度必须小于 100 毫克/升。因厌气分解发生时, 产酸细菌可将硫酸盐还原为 H_2S , 从而产生令人讨厌的气味。

(2) 当采用厌气塘时, 如前所述, 厌气分解包括两个既独立又相互联系阶段。故有效的运转需在酸的产生和破坏之间保持一定的平衡, 在一般情况下挥发酸浓度不宜超过 2000 毫克/升。

美国在 1943 年至 1945 年就有 45 个城市采用此法来处理城市污水, 1960 年增至 4476 个, 1976 年已达到 5500 个。在数量上仅次于活性污泥法。此法特别适用于干旱地区和 1~2 万人口的小城镇, 可利用河沟洼地改建, 基建和运转费

低,管理简单,但因停留时间较长,占地大,不适用于污水量大的处理厂。

近年来,国外常采用氧化塘处理二级处理的出水,以提高出水水质。据统计,出流水在塘内的停留时间小于 50 小时,藻类不能生长。水力停留时间短(三天)的氧化塘只有中等处理效果,悬浮物去除率不超过 50%;水力停留时间长的(17 天左右)较有效,悬浮物去除率可达到 80% 左右。我国南方城市如广州、桂林气温较高,在规划中已考虑用氧化塘作为三级处理的手段。

三、国内正在试验研究的几种方法

近年来我国正在试验研究的物理-生物联合处理法和好气处理法的改进方法分别简述如下:

1. 生物接触氧化法

该法是一种兼备活性污泥法和生物过滤法特点的生物处理法。将大量生物团(活性污泥)粘附在生物氧化池内的蜂窝填料的表面,使充氧的污水在氧化池内反复循环,与生物不断接触,污水中有机物经吸附、同化和异化,最终降解为二氧化碳和水。在七十年代,日本做了不少研究,并很快在二十个工厂投产,近年来除生产废水外,在城市污水的二级处理和三级处理中开始应用。

但此法目前主要应用于规模小,处理能力在 2000 米³/日以下和有机物浓度较低(BOD₅ 小于 300 毫克/升)的生产废水,特别适用于容易产生污泥膨胀的污水。日本资料认为,生物接触氧化法与常规活性污泥法相比,具有 BOD₅ 去除率高和硝化速率快,构筑物小占地省等优点。

1975 年我国北京开展了二段法生物接触氧化-接触沉淀

处理城市污水的研究,上海有些单位也在进行试验,取得了初步成果,目前已进入到设计、施工阶段。有关生物接触氧化法的详细情况将在第四章叙述。

2. 活性炭-生物膜法

该法是以颗粒活性炭作为填料接种好气微生物(活性污泥)的人工供氧的滤池。利用活性炭大的表面积以及有效表面化学活度的吸附作用,使污水中有机物被吸附,随后被生物氧化分解,特别对生物降解缓慢的有机污水,效果更加显著。据文献报导,其TOC(总有机炭)的去除量是单纯的活性炭滤床和活性污泥法二者去除总量的一倍。

滤床有固定床、移动床和流动床三类,国外较多用流动床。它可保持介质的流动,可克服水头损失大、易堵、需反冲等缺点;且由于颗粒间不接触,能保持炭的全部表面与污水接触,缩短停留时间。据报导,流动床滤料粒径在0.2~3.0毫米,最好在0.6~1.7毫米,比重为1.1~1.2。

此法尚在发展阶段,根据城市污水的试验,污水停留时间不到一小时, BOD_5 去除率为90%,氨氮去除率达99%,占地面积约可减少80%。目前华东化工学院已着手用以处理农药废水的研究,在第六章中叙述。

3. 生物凝聚气浮法

该法是压力溶气气浮与生物凝聚相结合以替代重力沉淀,其优点是利用剩余活性污泥的吸附性和凝聚性,使污水澄清时间缩短到30~40分钟,并减小了曝气池体积,减少空气量,降低污泥含水率,除去污水中的表面活性剂。上海同济大学和有关的工厂合作开展了此法的研究,详细内容在第七章中叙述。

四、生物处理技术上尚需解决的问题

尽管污水生物处理已有半个多世纪的工程实践,出现了种种改进方法,但总的来说还是一门有待开发的学科。需要解决的问题很多,主要有下面几点:

1. 处理机理方面

目前所使用的生物处理法,并没有达到微生物的最佳活动条件,如污水基质浓度约为同类微生物培养剂浓度的千分之一,污水中无机成分不足,温度偏低,曝气速率不足等等,处理厂实际去除效率只是微生物在最佳培养条件下的3~14%。因此需要进一步研究微生物处理污水的机理,最适宜的综合环境条件,各设计参数的定量关系以及利用电子计算机来选择最优的设计方案。

2. 处理工艺方面

在决定处理工艺时,要研究其有效性和经济性,而这两个问题是同处理后污水应达到的指标密切相关。诸如联合国有关组织援助的匈牙利布达佩斯处理厂(规划处理能力150万米³/日),就是先研究了多瑙河水系允许排放的各项指标,而后定出要求的处理效率来安排工艺流程的;又如美国环保部门制订了1977年、1983年和1985年的处理厂出水指标,各有关部门围绕这个指标,提出和研究了具体工艺流程。另外对各单项工艺及综合运用均开展了研究。我们对于为达到某些特定指标的工艺流程研究不多,特别是系统地进行研究和经济分析更少。

3. 材料设备方面

关于污水处理使用的机械设备,某些国家已经系列化,商品化,设备的效率较高,性能稳定。如活性污泥法所需的风

机,表面曝气器,生物过滤法所用的滤料都有专门厂商配套生产。国内有的设备品种规格不全,有的设备如取样、测试、分析和自动控制器械、仪表等尚待研制。

4. 运转管理方面

近十年来,国外较普遍采用各种自动检测设备和控制装置,以进行科学的和有效的管理,目前不少处理厂如美国华盛顿的布鲁莱因处理厂等已采用电子计算机对全厂工艺流程进行控制和数据处理,大大节约人力和物力。如瑞典哥德堡市雷维克特处理厂,处理能力为48万米³/日,全厂工作人员仅18名;有的处理厂在曝气池内采用以溶解氧为指标的自控系统后,全厂动力节约了11%,出水水质提高了13%。而我国大多数处理厂基本用人工操作,当前正在建造的处理厂,开始重视这方面的工作,如上海闵行污水厂已采用一些仪表进行集中显示。

上海市政工程设计院 潘成功

参 考 资 料

- [1] 城市污水处理技术经验,中国建筑工业出版社(1977)。
- [2] 氧气曝气近年国外动态,北京市政工程设计院(1978)。
- [3] Proceedings of the 28th Industrial Waste Conference, part 2 (1973)。
- [4] Environmental Engineer's handbook, 1(1974)。

第二章 污水生物处理中的 微生物学研究

近年来随着污水生物处理法的普遍采用, 污水生物处理的科学研究也积极开展起来。在污水生物处理的科学研究中, 除了对构筑物进行研究外, 还必须对微生物进行研究。污水生物处理是与微生物分不开的, 因此不能忽视对微生物的研究。在污水生物处理微生物学研究中, 微生物资源的开发利用是十分重要的方面。当然, 在进行这方面的研究时, 还涉及到其他问题, 这主要是微生物在污水生物处理中的作用特点问题。本章主要介绍微生物在污水生物处理中的作用特点, 并在这个基础上着重介绍微生物资源的开发利用。

一、污水生物处理是构筑物中不同种类 微生物共同作用的结果

污水生物处理构筑物中存在哪些种类的微生物, 对于这个问题, 从本世纪初起, 已经有不少科学工作者进行研究。其中主要是对活性污泥中的原生动物和细菌进行研究。原生动物由于个体较大, 研究起来较为方便。目前国内外都有较好的关于活性污泥中原生动物图志出版。我国在一九七六年出版了湖北水生生物研究所编写的“废水生物处理微型动物图志”, 为识别污水生物处理构筑物中的原生动物提供了依据^[1]。

至于细菌, 由于个体太小, 研究起来较为困难。细菌不能

只通过形态观察,而要配合一系列的生理生化试验,然后对照细菌鉴定手册,才能确定所属种类。此外,在鉴定活性污泥中的细菌时,还存在用什么方法打散活性污泥和用怎样的培养基才能分离到单菌落以供鉴定的问题。尽管存在着上述的困难和问题,还是有不少科学工作者在这方面做了许多工作,并取得了一定的进展。表 2-1“活性污泥细菌”是日本科学工作者木内干和相田浩对国外有些学者所做的关于活性污泥中细菌种类研究的简要归纳。

表 2-1 活性污泥细菌

	麦金尼和韦林 (1953)	亚瑟维奇和波杰斯 (1956)		罗戈夫斯卡娅 和拉柴雷娃 (1959)	迪亚斯和巴特 (1964)
		同化污泥	内源污泥		
无色细菌	+	+	-	-	+
气细菌	+	-	-	-	+
产碱杆菌	+	△	-	-	+
芽孢杆菌	+	+	△	+	+
杆菌	+	-	△	+	-
棒状杆菌	-	-	+	-	+
丛毛单胞菌	-	-	-	-	△
黄杆菌	+	△	+	-	+
微球菌	+	+	+	+	+
诺卡氏菌	+	-	-	-	-
假单胞菌	△	+	+	-	+
八迭球菌	-	-	-	+	-
螺菌	-	-	-	-	+
枝动胶菌	+	-	-	-	△

+表示存在, -表示不存在, △表示优势菌种。

美国科学工作者贝尼迪克特和卡尔森通过对活性污泥中细菌的鉴定,发现在活性污泥中,存在以下种类的好气异养细

菌、不动细菌、产碱杆菌、短杆菌、柄细菌、丛毛单胞菌、噬纤维菌、生丝微菌、黄杆菌、微杆菌、假单胞菌和球衣细菌^[2]。能从活性污泥中分离出种类较多的细菌，是与所用的分离方法有关。

国内湖北水生生物研究所也在这方面做了大量工作。据研究，武汉印染厂在处理印染废水的活性污泥中存在枝动胶菌、无色杆菌、黄杆菌、产碱杆菌、小球菌等类的细菌，而其中以枝动胶菌占优势。从样品分离所得的 25 株菌株中，枝动胶菌竟占 22 株^[3]。

从上述研究结果中可以看出，在活性污泥中虽然存在着一种或一种以上的在数量上占优势的优势菌种，但总的说来，活性污泥中的微生物，在种类上还是较多的。有些微生物虽然在数量上占优势，在对污水中有机物的生物降解上也可能有较大的作用，但是为了达到污水生物处理的要求，还必须要有较多种类的微生物配合。例如，根据我国科学工作者研究，虽然枝动胶菌在武汉印染厂的活性污泥中在数量上占优势，但是单一枝动胶菌，COD* 的去除率是活性污泥的一半。由此可知，为了达到污水生物处理的要求，一般说来，仅通过一种或少数几种微生物对污水中有机物进行生物降解是不够的，还必须通过种类较多的微生物，才有可能使污水的 COD 大幅度地下降。这就说明了在污水生物处理中有较多种类的微生物。用单一种类或种类很少的微生物代替由许多种类微生物组成的活性污泥，在一般情况下，是较难达到污水处理的要求。

* COD——化学需氧量

二、絮状化、微生物絮体在污水生化处理中的作用、污泥膨胀、膨胀污泥中的丝状微生物

活性污泥中的微生物尤其是细菌通常不是以游离状态存在,而是被包埋在絮体基质中。通常把絮体基质和包埋其中的细菌称为絮体,而产生絮体的过程称为生物絮状化或絮状化。絮体是活性污泥的基础,也是生物膜的基础。因此,近年来有不少人对絮状化和絮体在污水生物处理中的作用进行了深入的研究。通过研究,认为絮体基质是处于内源期的细菌产生的化学成分为多糖类、蛋白质和核酸的胞外聚合物。随着絮体基质的产生,菌体被包埋其中,絮体就产生了。有些科学工作者把胞外聚合物加到高岭土中看到类似絮状化现象的产生,可见胞外聚合物与絮状化有密切的关系。有些科学工作者,把絮体基质用纤维素酶除去,然后在一定条件下研究细菌的絮状化,发现这些细菌在产生絮体基质后,生长速度大大减弱,尤其在溶解氧较低的情况下更为突出。这可能和絮体基质中的细菌不易得到营养物质和氧有一定关系。

絮体基质的产生,虽然不利于细菌的生长,但是和活性污泥去除污水中的重金属离子密切相关。据研究,污水中例如铁、铜、铅、镍、锌等重金属离子约有 30~90% 被活性污泥除去。这是由于这些重金属离子和絮体基质中的有机物形成络合物的结果。当然,这也造成了剩余污泥处理上的困难。但是除去污水中的重金属离子毕竟是件好事。此外,更重要的,絮体基质的产生和曝气池这类构筑物中的活性污泥的沉降以及生物滤池、生物转盘这类构筑物中的生物膜形成密切相关。因此絮体基质的形成是用这类构筑物顺利进行污水处理不可缺少的条件。据有些科学工作者试验,投加氯化钠、磷酸氢二

钠和磷酸二氢钠有利于絮状化。而投加某些重金属离子,例如浓度为40毫克/升的锌、20毫克/升的镉、30毫克/升的汞有碍于絮状化也就是产生解絮状化。解絮状化将引起污泥沉降的困难。

造成污泥沉降的困难,也就是通常所说的污泥膨胀,除了与解絮状化有关外,还与污泥中丝状微生物大量增生有关。由于用曝气池构筑物处理污水经常会发生污泥膨胀,所以污水处理效果受到严重影响,目前这类问题在国内外尚未彻底解决,因此对于污泥中丝状微生物研究较为重视。

根据荷兰科学工作者埃基鲍姆从1100个活性污泥样品中,主要从膨胀状态污泥样品中识别出丝状微生物共二十六种,其中有些微生物尚未分离成功,表明污泥中还可能存在很多种类的丝状微生物。由于丝状微生物在分离上有困难,因此有些科学工作者在试验投加正戊醇或异戊醇分离丝状微生物而获得成功。

活性污泥中与污泥膨胀有关的丝状微生物主要有球衣细菌、诺卡氏菌、贝日阿托氏菌、硫丝细菌、亮丝菌等。目前,国内外对球衣细菌的研究较为重视。上海师大生物系在前几年通过一系列试验,从不同来源的活性污泥中分离出几种球衣细菌菌株,目前正在对这种细菌进行有系统的研究。球衣细菌具有衣鞘,这与污泥膨胀有密切的关系。所以研究衣鞘形成机理可能有助于球衣细菌增生引起的污泥膨胀问题的解决。目前球衣细菌的噬菌体已经分离成功,因此是否有可能利用噬菌体以及对球衣细菌有侵袭作用的食菌蛭弧菌来防治球衣细菌的大量增生也是值得研究的。

根据絮体在污水生化处理中的作用,一般在开发利用微生物资源时必须考虑所选菌种产生絮体基质的可能性。如果

我们所选菌种不能产生絮体基质，那末必须在构筑物的设计上进行改革或采取其他措施，以便处理后的污水和菌体分离，否则不能保证污水处理的顺利进行。

三、污水中主要有机物的微生物降解， 污水生物处理与微生物综合利用

污水生物处理的基本过程是污水中的有机物被构筑物中的微生物降解。近年来，这方面的研究工作进展较快。污水中有机物的微生物降解途径，从分子量小的到分子量大的几乎都被研究过，并且大多数有机物的微生物降解途径都已经被研究清楚。示踪原子特别是 C^{14} 的应用，在这方面起了很大的作用。通过研究，可以认为微生物对有机物的降解能力是很强的。当然在有机物中，有些较易降解；有些较难降解，例如不少人工合成有机物。有些能被种类较多的微生物降解；有些只能被少数微生物降解，例如芳香烃只能被少数假单胞菌和诺卡氏菌降解。

在微生物中，有些能降解较多种类的有机物，有些只能降解少数种类的有机物。前者例如假单胞菌、诺卡氏菌和分枝杆菌，这些微生物能降解种类较多的烃。在污水生物处理的微生物资源开发利用上对于这类微生物必须给予较多的重视。

综合利用，变废为宝是我国环境保护的基本原则。因此也是开展微生物资源的开发利用时所必需注意到的。在这方面已有了良好的开端，我国一些豆制品厂和其他厂利用污水培养白地霉，从白地霉制取农业上所需的核苷酸就是一个很好的例子。国外也有用酚培养酵母，而酵母蛋白质含量很高，可以作为饲料。例如英国科学工作者魏斯用酚培养一种“类球形德巴利酵母”的酵母，经过 3.3 小时的停留，可以使酚的

浓度由 500 毫克/升下降为 1 毫克/升以下。日本科学工作者通过用酚培养热带假丝酵母,在停留时间为 4 小时的情况下,可以使酚的浓度由 2500 毫克/升下降为 1 毫克/升以下。

四、污水生物处理中微生物资源开发利用实例

目前国内外在开发利用微生物资源方面做了不少研究工作,取得了不少进展。下面仅以光合细菌、嗜热微生物、丝状微生物、颤藻和其他微生物为例,说明微生物在污水生化处理中的开发利用。

1. 光合细菌

光合细菌是细菌中的一类,种类很多,一般可以分为紫硫细菌、绿硫细菌和非硫紫细菌三大类。非硫紫细菌如红假单胞菌能在有机物含量很高的条件下生长,并且能够利用糖类、低级脂肪酸类和烃类合成细胞物质,而这些细胞物质中蛋白质的含量很高(65%),也含有维生素 B₁₂(23 毫克/克细胞)和核黄素。因此可以作为饲料、饵料和肥料。目前国外科学工作者,特别是日本科学工作者对于用光合细菌处理污水工作进行了较多的研究。例如日本科学工作者矢木修身将红假单胞菌接种在浓度很高的染料废水中,经 24 小时培养后,这种细菌能将废水浓度由 COD 2900 毫克/升降低为 125 毫克/升^[4]。日本某些污水处理厂应用光合细菌配合一般好气细菌和藻类,不仅使污水处理效率提高三倍,并且“变废为宝”获得含有较高蛋白质的微生物产品,而剩余污泥数量大大减少。据有些科学工作者研究,光合细菌还具有固氮作用的特性,因此在处理不含氮的污水时,可以不另外补加含氮物。根据上述研究,光合细菌在污水生物处理中的应用,特别是在处理高浓度污水中的应用是值得重视的。

2. 嗜热微生物

微生物根据温度反应的不同, 可以区分为嗜热微生物、中温微生物和嗜冷微生物。在一般污水生物处理中起主要作用的是中温微生物, 只是在污泥厌氧消化时才应用嗜热微生物。在污泥厌氧消化时, 通常要把温度提高到 50°C 到 60°C , 这时在污泥消化中起主要作用的是嗜热微生物。用嗜热微生物消化污泥具有作用时间短、消化后的污泥容易脱水、病原微生物大大减少等优点。提高温度所需的热源来自厌氧消化时所放出的沼气。能否利用嗜热微生物处理污水, 这也曾有过研究。例如有些科学工作者通过提高污水水温为嗜热微生物的生长创造条件。在这种情况下, 中温微生物的生长受到抑制, 从而发挥这类微生物在污水处理中的作用, 可以使处理效果比一般提高 42%。据这些科学工作者研究, 当水温高于 86°F (30°C) 时, 污水处理效果逐渐下降, 这是由于在构筑物中通常存在的细菌由于温度不适宜而活力降低。但是随着温度进一步上升到 120°F (49°C), 处理效果逐渐好转。当上升到 131°F 时, 处理效果达最高峰。这表示在这种情况下, 嗜热微生物起着主要作用, 并且比一般微生物有着更好的处理能力。根据上述试验, 嗜热微生物适用于处理污水, 特别是处理水温较高的污水。

3. 丝状微生物

关于丝状微生物上面已作介绍, 指出了这类微生物具有污泥膨胀的缺点。但是丝状微生物也具有许多优点, 例如适应性强, 能在低氧、低 pH 的条件下生长, 对氮氮需要量较低, 对有机物降解能力较强等等。如果我们为丝状微生物的生长创造条件, 就可能利用这类微生物的优点进行污水处理。有些科学工作者, 通过降低污水的 pH, 使污泥中的丝状微生

物,主要是真菌大量增生。当污水的 pH 下降到 4 时,污泥中的微生物约有 50~60% 是真菌,这时 COD 的去除率可达 90%、BOD₅ 95%,而氨氮需要量可减少 80%。当 pH 下降到 2.65 时,污泥中约有 90% 是真菌,其余 10% 是球衣细菌,而 COD 的去除率仍有 80%。由此可见,如果在构筑物的设计上进行改进,则使处理后的出水不致将丝状微生物带走,这样就有可能利用丝状微生物进行污水处理,特别是用于低 pH、低含氮量的污水处理。

4. 颤藻(蓝绿藻)

山西针织厂和山西大学生物系,通过在生物转盘上接种颤藻藻种获得藻类转盘。这种藻类转盘不仅具有很强的处理印染废水的能力,而且使 BOD₅ 的去除率经常在 95% 左右,并且能够经受较高的 pH 的较长时间的冲击。在进水为 pH12~14 的情况下,运转一周膜才脱落,当废水 pH 正常时,转盘上的颤藻又很快恢复正常^[5]。

5. 其他微生物

科学工作者在进行有机物的微生物降解研究时,经常发现有些微生物对某些有机物具有很强的降解能力。应用这些微生物处理污水也取得了很好的效果,例如日本科学工作者通过培养对氰具有很强的分解能力的无色杆菌或产碱杆菌中的一种,并以 1:10 的菌种量投入一般活性污泥中,可以使活性污泥具有很强的分解氰的能力,原来要达到同样的处理效果必须对活性污泥进行三到六个月的驯化。我国科学工作者从处理含氰废水的构筑物中分离出对氰具有分解能力的诺卡氏菌,将此菌种投入一定的培养液中进行接种来培养活性污泥。由于不是无菌培养,因此培养所得的活性污泥不可能是纯种。然后用培养污泥挂膜的塔式滤池和生物转盘处理腈纶废水,

而获得良好的效果。

五、微生物资源开发利用展望——固定化微生物和遗传工程在污水生物处理中的应用

在污水生物处理中,酶起着主要的作用。污水生物处理在很大程度上是通过培养微生物获得酶,然后通过酶对污水中的有机物起降解作用。当然,根据污水生物处理的要求,一般要求有种类较多的酶,才能使污水中的有机物较为彻底的降解。例如有些科学工作者在初次沉淀池的沉淀物中投加纤维素酶(实际上是接种产生这种酶的绿色木霉)。在24小时内就能使其中75%的纤维素分解,而在不接种绿色木霉的情况下,需要经过10~13天的厌气消化才能使其中90%的纤维素分解。近年来随着酶以及微生物菌体(工业上用的酶大多数来自微生物菌体)固定化技术的发展,也有不少人在进行污水生物处理中应用固定化酶和固定化微生物菌体的研究。

酶或微生物菌体的固定化目前一般较多的是采用包埋法,也就是用聚丙烯酰胺、骨胶原、醋酸纤维素、琼胶、藻酸、聚苯乙烯、明胶等对酶或菌体进行包埋,制成固定化酶或微生物菌体。日本科学工作者有应用固定化热带假丝酵母处理含酚废水的报导,应用固定化酶或菌体具有应用时间长,不产生剩余污泥的优点。但是应用范围如何,还有待于进一步试验和改进。

上述所介绍的微生物资源的开发利用,是指自然界存在的微生物资源的开发利用。在自然界里微生物种类很多,但被用于污水处理的是极少数,因此这方面的潜力是很大的。另一方面应该看到,近年来随着遗传工程技术的发展,创造适合于污水处理的微生物新品种的任务也提了出来。美国通用电气

公司生物学家查卡莱巴特在这方面做出了很好的成绩。他通过遗传工程成功地把四种假单胞菌菌株中的基粒(与污水中有机物的降解有关),结合在一种单假胞菌的菌株中,可以得到一株具有很强的分解石油中烃的能力的菌株。这一人工创造的新菌株能在较短时间里将原油中三分之一的烃分解。这种分解能力是原来四种菌株在一起时所不能达到的,这项发明创造被誉为美国 1975 年一百项主要科学研究成果之一而受到重视。虽然这种菌株还需要通过进一步试验才能实际应用,但是从这里也不难看出遗传工程的应用将为把污水生物处理提高到一个新的水平而提供重要手段。

上海师大 柯嘉康

参 考 资 料

- [1] 湖北水生生物研究所,废水生物处理微型动物图志,中国建筑工业出版社(1976)。
- [2] Benedict, R. G. and D. A. Carlson, *Aerobic Heterotrophic Bacteria in Activated Sludge*, *Water Res.*, **5**, 1023(1971)。
- [3] 武汉印染厂和湖北水生生物研究所,活性污泥好气性异养菌的初步研究报告, **10**(1975)。
- [4] 矢木修身,光合细菌の特性と光合成非イカウ细菌染料废水处理,用水と废水 **19**, 949 (1977)。
- [5] 山西针织厂和山西大学生物系,利用藻类处理印染污水的研究报告(1975)。

第三章 低压曝气法

一、概 述

在常规曝气池中,布气系统一般设在水下 2800~3500 毫米处,需配用风压为 3000~5000 毫米水柱的罗茨鼓风机。这种鼓风机在国内制造的工厂不多,中小型污水处理工程中订购比较困难。

这里介绍的低压曝气法,或称茵卡(INKA)曝气,是鼓风曝气的方式之一。这种曝气池的特点是它的布气系统比常规曝气池浅得多,只有 700~900 毫米。因此,可选用风压为 1070~1390 毫米水柱的高压离心通风机替代。由于国内生产离心通风机的工厂较多,订购容易,尤其是供风压力低,曝气池的空气管道及布气管栅,工厂可以自行加工,因此在中小型工厂及居住区的污水处理工程,选用较为合适。

这种曝气系统在瑞典等西欧国家采用较早,也较广泛应用。我国以前用得很少,为了探索它的处理工艺,上海市政工程设计院于 1975 年 10 月为上海禽蛋五厂设计了一座规模为 1000 米³/日的低压曝气生化处理站。经过三年多运转,初步积累了一些经验。实践证明,这种方法与常规的鼓风曝气一样,处理效果较稳定,对水量水质的变化适应性较大。由于布气管栅清洗保养方便,维护费用低,在禽蛋五厂污水站投产不久,该公司所属的两个家禽加工厂,上海市郊的肉联厂及江苏靖江印染厂等污水处理工程,相继设计了这种曝气池。目前,外地及其他设计院亦开始采用,部分工程正在施工,有的

已投入运行。

二、工作原理

在空气扩散系统中,鼓入水中的空气,先是形成气泡,然后在上升过程中不断地破碎合并,最后在液面破裂逸散。在空气与液体接触过程中,氧气由气相向液相转移,亦就是液体由鼓入空气而获得充氧。据介绍,在气泡刚形成的瞬间,氧转移率最高。气泡逸出半秒后,氧转移率就下降到起始值的 $\frac{1}{10}$,一秒钟后下降到 $\frac{1}{15}$,随后在气泡上升过程中,氧转移率基本维持常数,直到液面气泡破裂的瞬间,氧转移率又略有提高(图 3-1)^[1,2]。

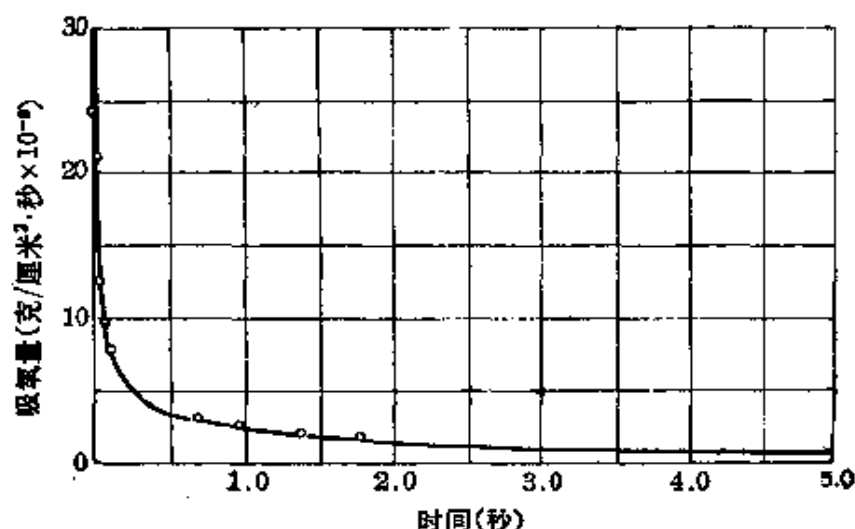


图 3-1 氧吸收率曲线

影响曝气池充氧效率的因素很多,试验资料表明,它亦与布气器的设置深度有关。当布气器接近水面,即浸深接近于零时,鼓入空气生成的大量气泡,只是使液体表面产生剧烈扰动,而对池子深部的液体影响很小,因此整个池的充氧效率极

差。随着增加布气器浸深,池内液体的扰动范围扩大,效率相应提高。浸深到达某一深度时,其充氧效率就达到最大值。若再加大浸深,虽充氧的总量增加,但功率消耗剧增,使充氧动力效率反而下降。据瑞典茵卡公司介绍,布气器设在水下700~900毫米处,单位电耗的充氧量为最大(图3-2)。

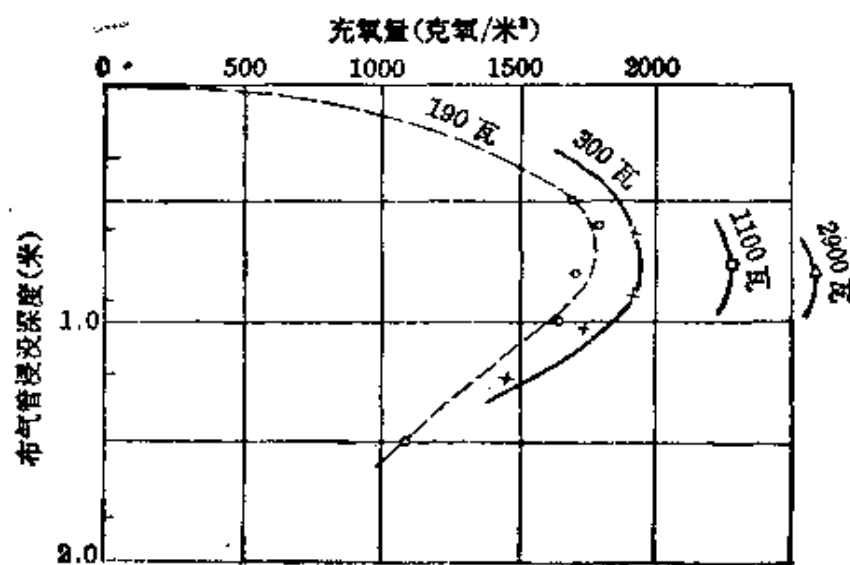


图3-2 风机功率不变,曝气强度随水深变化时的充氧能力

根据上述的布气原理,低压曝气与常规的曝气相比,布气器的浸深减少了 $\frac{2}{3}$ 。在相同的功率消耗下,降低输出风压,风量就相应增大。低压曝气池的布气管栅浸深是常规曝气的 $\frac{1}{3}$,风量相应增大三倍。因增大空气量能产生更多的气泡,所以充分利用大量空气泡在其形成及破裂瞬间的高转移率,就足以抵偿减短气泡上升路程中的氧转移损失。尽管低压曝气池的布气器很浅,又以低压送风,仍能获得较高的充氧效率。

据介绍,瑞典茵卡公司生产的不锈钢布气器的动力效率达1.8~2.6公斤氧/千瓦·时^[2],日本资料介绍为1.8~1.9

公斤氧/千瓦·时。上海禽蛋五厂曝气池内,用河水作充氧测定,经计算,实测的氧总转移系数 K_{La} 为 $6.15 \sim 8.05 \left(\frac{1}{\text{时}} \right)$, 相当于 $1.2 \sim 1.5$ 公斤氧/千瓦·时,低压曝气池穿孔的布气管栅的氧利用率为 $2.2 \sim 2.7\%$ 。

三、低压曝气池的构造要求

低压曝气池一般选用 8-18-12、7 号或 8 号离心通风机,其全压为 $1070 \sim 1390$ 毫米水柱。布气器的浸没深度为 $700 \sim 900$ 毫米,所以剩余的风压很少。既要在很小的压力损耗下输送大量低压空气,但还要满足曝气池内充氧,使池内保持一定的环流速度,以保证曝气池正常运行。因此对这种曝气池的设计,必须有相应的措施。并在构造上有它的特殊要求。

(1) 从动力消耗及设备维护方面综合考虑,鼓风曝气系统中,采用大气量的中气泡比小气量的细气泡有利。尤其在深度浅而气量大的低压曝气系统,输气管道及布气管栅的压力损耗更为重要。布气管栅可采用直径为 13 毫米铁管,间距为 $60 \sim 100$ 毫米,交叉开两排直径为 3 毫米布气管孔。以 $6 \sim 8$ 根穿孔管为一组,用直径为 50 毫米铁管串接,整组约长 $950 \sim 1200$ 毫米,再用软性塑料管与空气干管连接(图 3-3)。这种布气管栅比较轻,每组合重 $20 \sim 30$ 公斤,因离水面很近,堵塞时可用钩具把管栅提升到池面清洗。这种方式在正常供气时压力损耗很小,即使局部发生堵塞,也能在不影响曝气池运转中进行保养。

(2) 为了使低压曝气池内保持环流,必须尽量增加布气区的比例。在曝气池的一半宽度内设置布气管栅,并设纵向

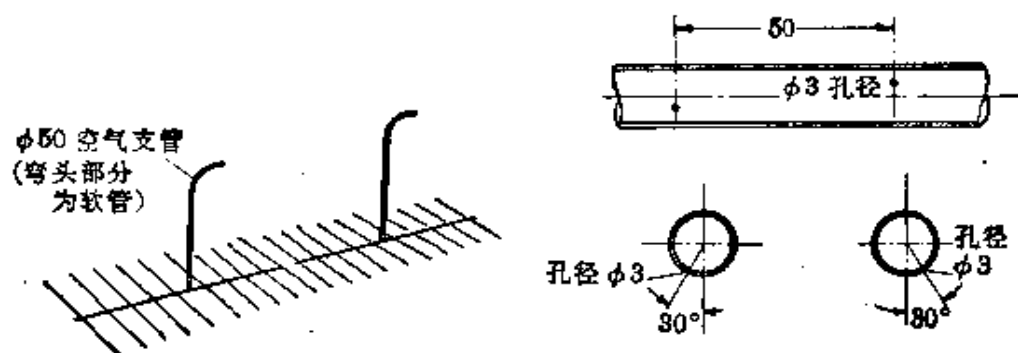


图 3-3 低压曝气池布气管栅的构造尺寸

导流板, 当空气送入后, 在导流板布气的一侧产生向上水流, 另一侧产生向下水流, 使池内保持足够的循环流速, 池底不致发生污泥沉积。

曝气池的充氧能力主要依靠鼓入的空气, 而水的循环和液面充氧的作用较小。由于在曝气槽中间设置纵向导流板后, 形成环流的摩阻损耗很小, 亦即为维持环流而增加的能量很少, 所以低压曝气系统有可能使用于较深的曝气池。据介绍有效水深可达 4.5 米^[2]。

(3) 为减少输气管线的压力损耗, 通风机房或风机的位置应紧靠曝气池, 尽量减短输气干管长度及转折管件。

(4) 低压曝气池一般采用回廊式布置, 整池分成若干组, 每二至四条曝气槽为一组, 各组可串联或并联运行。

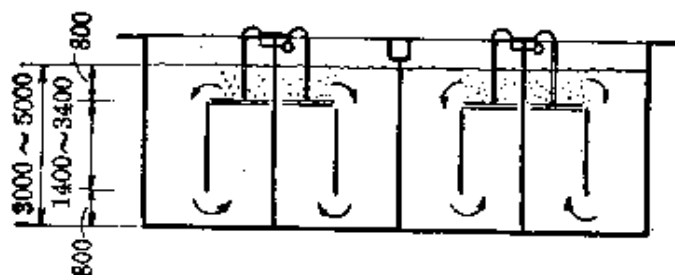


图 3-4 低压曝气池剖面图

曝气槽为矩形断面(宽3~4.5米,深3~5米)。每条曝气槽的中间有纵向导流板,板的上端离水面800毫米(即与布气管栅齐平),下端离池底800毫米(图3-4)。

在两条曝气槽之间的中隔墙顶部设空气干管,每隔一定距离,接出一根支管,用软管联接一组穿孔的布气管栅。

四、实例介绍

上海某食品加工厂生产和生活污水量为1000米³/日。进水BOD₅为190~500毫克/升,悬浮物为1000~20000毫克/升。为保护水源不受污染,要求该厂的污水经过二级生化处理,达到排放标准后,才可排入河道。

1. 设计数据

设计水量 Q	1000 米 ³ /日
进水 BOD ₅ L_0	400 毫克/升
进水悬浮物 SS	2000 毫克/升
处理出水 BOD ₅ L_0	≤20 毫克/升
处理出水悬浮物 SS_0	≤20 毫克/升

2. 计算

厂内生产,生活污水经平板型尼龙网过滤筛,去除羽毛和杂质后,直接进入曝气池,未设初次沉淀池。

曝气池计算

(1) 按出水要求计算 BOD₅-MLSS 负荷 为保证二级生化处理的效果,曝气池采用推流式。因工厂的水量水质变化较大,在曝气池的进水槽上按不同位置设三个进水口,必要时可通过调整闸板的开启度变换运行方式。

推流式系统一般按日本桥本奖推荐的公式计算

$$L_0 = K_1 \cdot L_0'$$

式中: L_s —— BOD_5 -MLSS 负荷, (公斤 BOD_5 /公斤 MLSS·日);

L_e ——出水中残留的 BOD_5 浓度, (毫克/升)。

K_1 及 n 等系数, 据桥本奖的归纳, 对于城市污水处理厂可采用

$$K_1 = 0.01295$$

$$n = 1.1918$$

因食品加工厂污水性质与一般城市污水相仿, 故采用同一系数。

由此
$$L_s = 0.01295 \times 20^{1.1918}$$
$$= 0.46 \text{ 公斤 } BOD_5/\text{公斤 MLSS} \cdot \text{日}$$

设计采用 0.40 公斤 BOD_5 /公斤 MLSS·日

(2) 曝气池混合液浓度 MLSS 参照国内外类似污水厂的运行经验, 在低压曝气池中 MLSS 浓度采用 3000 毫克/升。

(3) 确定曝气池体积及曝气时间

① 每日去除的 BOD_5 总量

$$BOD_5 = \frac{Q \cdot (\bar{L}_0 - L_e)}{1000} = \frac{1000(400 - 20)}{1000}$$
$$= 380 \text{ 公斤 } BOD_5/\text{日}$$

② 曝气池体积负荷

$$F_r = L_s \times MLSS = 0.4 \times \frac{3000}{1000}$$
$$= 1.2 \text{ 公斤 } BOD_5/\text{公斤 MLSS} \cdot \text{日}$$

③ 曝气池有效容积

$$V = \frac{BOD_5}{F_r} = 380/1.2 = 317 \text{ 米}^3$$

④ 曝气池外型尺寸

曝气槽宽 b 为 3 米, 水深 H_1 为 3 米(考虑到食品加工污

水曝气后会产生一些泡沫, 保护高度 H_0 为 0.4 米, 曝气池总高度为 3.40 米), 则池的总槽长为

$$L = V / b \cdot H = 317 / 3 \times 3 = 35.2 \text{ 米}$$

采用回廊式, 往返共四条。每条回廊的长度为

$$L' = 35.2 / 4 = 8.8 \text{ 米} \quad \text{采用 12 米}$$

故曝气池有效容积

$$V' = 12 \times 12 \times 3 = 432 \text{ 米}^3$$

该厂的生产特点, 污水主要集中在 16 小时内排放, 实际的平均曝气时间为

$$t' = 432 / \frac{1000}{16} = 6.9 \text{ 小时}$$

由于调节池清捞沉积物的劳动条件较差, 故在设计中没有考虑。在采用尼龙网过滤筛后, 不再设初次沉淀池, 这样曝气池负荷受生产高峰的冲击较大。为此在选用曝气池容积上, 以偏大有效容积来补救。

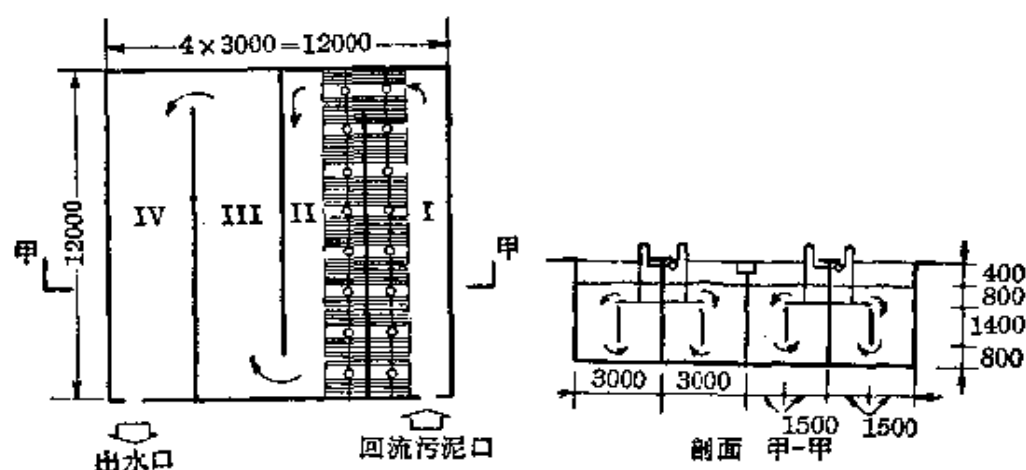


图 3-5 处理站曝气池布置

处理站曝气池布置如图 3-5 所示。曝气池的四条回廊中, 第一条作为污泥再生槽, 其余三条回廊的起端, 均可由配水槽上设置相应的放水闸板配水。这样曝气池可以根据负荷

情况,出水水质要求,按生物吸附,阶段曝气等等方式运行。调节不同点的进水量,与池内再生的活性污泥混合,经过充分曝气后,混合液流至二次沉淀池,进行泥、水分离,上层澄清水排入河道。沉下的活性污泥一部分回流到曝气池的再生槽,供再生后使用。剩余污泥则定期排放作为农肥。

(4) 需氧量计算 按埃肯费尔特-奥·康纳的耗氧公式

$$O_2 = a' \cdot \Delta BOD_5 + b' \cdot MLVSS$$

前项表示去除每公斤 BOD_5 的合成用氧,后项为曝气池内挥发性悬浮固体(亦即活性污泥)自身的内源呼吸用氧。

全日去除的 BOD_5 总量: $\Delta BOD_5 = 380$ 公斤 BOD_5 /日

池内挥发性悬浮固体量 $MLVSS$ 一般占混合液悬浮固体 $MLSS$ 的 80%, 即

$$\begin{aligned} MLVSS &= MLSS \times 0.8 = 432 \times \frac{3000}{1000} \times 0.8 \\ &= 1036.8 \text{ 公斤} \end{aligned}$$

参照国内外类似工厂污水处理运行资料,采用 $a' = 0.5$, $b' = 0.1$ 。故曝气池全日总需氧量

$$O_2 = 0.5 \times 380 + 0.1 \times 1036.8 = 293.6 \text{ 公斤氧/日}$$

(5) 需气量计算

$$N = N_0 \cdot \alpha \cdot \beta \cdot \eta$$

式中: N_0 ——在 20°C , 760 毫米汞柱标准状态下, 每米³空气中约含氧 0.28 公斤;

η ——低压曝气系统孔径为 8 毫米的布气管栅, 在水下 800 毫米处的充氧效率, 经实测为 2.2~2.7%, 采用 2.5%;

α ——在废水和清水中氧转移率 K_{La} 的比值;

β ——在污水和清水中饱和溶解氧的比值。

由小模型试验实测得该废水的 $\alpha=0.85$, $\beta=0.65$

则 $N=0.28 \times 0.85 \times 0.65 \times 0.025$

$$=0.00387 \text{ 公斤氧/米}^3 \text{ 空气}$$

根据前面计算, 每日总需氧量为 293.6 公斤。

每日总共需要空气

$$Q_{\text{气}} = 293.6 / 0.00387 = 75865.6 \text{ 米}^3/\text{日}$$

平均供气量

$$Q_{\text{气, 平均}} = 75865.6 / 24 = 3161 \text{ 米}^3/\text{时}$$

选用 8-18-101, 7 号高压离心通风机, 由上海铁制品厂生产, 产品规格为:

全压	1070	毫米水柱
风量	3320	米 ³ /时
配用电机	22	千瓦
转速	2900	转/分

生产高峰时, 曝气池负荷增大, 供气量也须相应增大。此时应增开备用风机, 使曝气池混合液溶解氧浓度保持 1~2 毫克/升。所以, 风机房内安装二台离心通风机, 其中一台常开, 另一台作为备用。

由前计算得到本低压曝气系统的供气指标为:

每米³污水平均供气为 79 米³;

每公斤 BOD₅ 平均供气 212 米³;

每米³曝气区面积的曝气强度为 46 米³/时;

每米³曝气池有效容积的曝气强度为 7.65 米³/时。

(6) 剩余污泥量计算 按照微生物繁殖及物质平衡原理, 生产和生活污水经过生化处理去除 BOD₅ 后, 必然导致污泥的增长。因为活性污泥所吸附的有机物, 只有一小部分被氧化分解, 大部分则合成新的污泥。合成率的大小, 与污水性

质及 BOD_5 -污泥负荷等有关。工程上一般都从污泥的合成作用和内源呼吸造成自身氧化两项来计算污泥的增长量

$$\Delta s = aL_r s_o - b s_o$$

式中: Δs ——挥发性污泥的增长量, (公斤 MLVSS/日);

L_r —— BOD_5 -MLVSS 负荷;

s_o ——曝气池中挥发性悬浮固体 MLVSS 的总量, (公斤);

a ——合成系数, (公斤 MLVSS/公斤 BOD_5);

b ——自身氧化系数, (1/日)。

由前面计算

$$L_r = L_s / 0.8 = 0.4 / 0.8 = 0.5$$

$$s_o = 1036.8 \text{ 公斤}$$

系数 $a = 0.55$, $b = 0.07$

则 $\Delta s = 0.55 \times 0.5 \times 1036.8 - 0.07 \times 1036.8$

$$= 212.54 \text{ 公斤/日}$$

因为 $SS = VSS / 0.8 = 212.54 / 0.8$

$$= 265.7 \text{ 公斤}$$

假定由二次沉淀池排出的剩余污泥浓度为 6000 毫克/升, 则每天排出的剩余污泥体积

$$V_n = 265.7 / 6 = 44.28 \text{ 米}^3$$

另设砖砌污泥池, 在池内通过撇水井, 将上层液体流回到泵房集水井。同时使剩余污泥的含水率由 99.4% 降至 98%, 这时的污泥体积可降至 13.3 米³。可供附近农田肥料使用。

(7) 空气管线计算 低压曝气池所选用的离心通风机, 全压为 1070~1200 毫米, 而布气系统设在水下 800 毫米, 风机的剩余风压很少。因此, 通风机房宜紧靠曝气池, 在国外有将通风机直接安装在曝气池上的实例。采用穿孔的布气管栅供

气,也是为了减少风压损耗。

本工程选用8-18-101, 7号通风机, Q 为 3320 米³/时, $H_{\text{全}}$ 为 1070 毫米。

风管中的空气流速,一般为 10~20 米/秒。本例按照苏 Г. А. 马克西莫夫著《供暖与通风》下册(高等教育出版社, 57 年版)附录 II 的列线图^[4], 对布气系统的压力损耗作粗略的估算, 见表 3-1 所示。

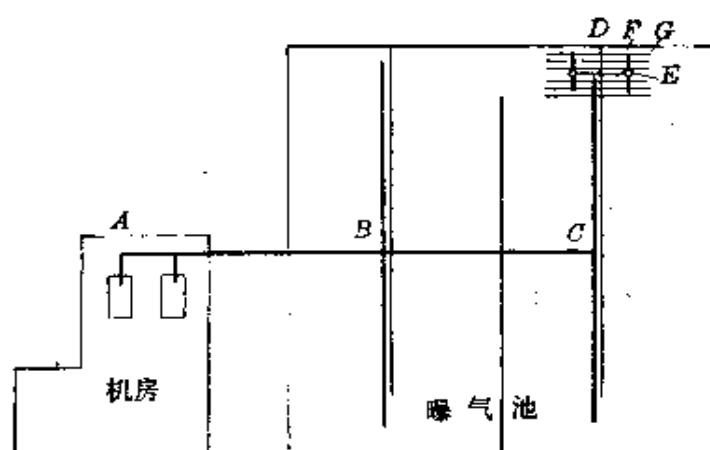


图 3-6 空气管线计算示意

表 3-1 空气管线压力损耗计算

管段	空气量	长度	管 径	流 速	$\frac{r \cdot \omega^2}{2g}$	ξ	$\xi \cdot \frac{r \cdot \omega^2}{2g}$	h_f	h_d
	(米 ³ /时)	(米)	(毫米)	($\frac{\text{米}}{\text{秒}}$)	(毫米水柱)		(毫米水柱)	($\frac{\text{毫米水柱}}{\text{米}}$)	(毫米水柱)
A~B	3320	6	300	13.2	10.4	3	31.2	0.51	3.1
B~C	1660	6	200	13	10.3	1.5	15.5	1.0	6
C~D	830~330	5	150	11.8	8.5	1.0	8.5	1.3	6.5
D~E	330	2	80	18.2	20	1.2	24	2.5	5
E~F	155~28	0.5	50	13	10	1.0	10	3	1.5
F~G	14~1.2	0.75	14	16.5	16.7	1.0	16.7	1.5	1.1
合计							105.9		23.2

管线压力损耗 $\Delta H = 105.9 + 23.2 = 129.1$ 毫米水柱

布气管栅在水下浸深为 800 毫米，故离心通风机输出口的静风压 H 为 $800 + 129.1 = 929.1$ 毫米水柱 < 1070 毫米水柱。

本工程投入运转后，在通风机出口管实测静风压为 870 毫米水柱，总管内的动压按风量 $3320 \text{ 米}^3/\text{时}$ 计算为 10.4 毫米水柱，则总风压(即全压)为 880.4 毫米水柱与计算值基本相符。

3. 污水处理站的工艺流程

如图 3-7 所示。

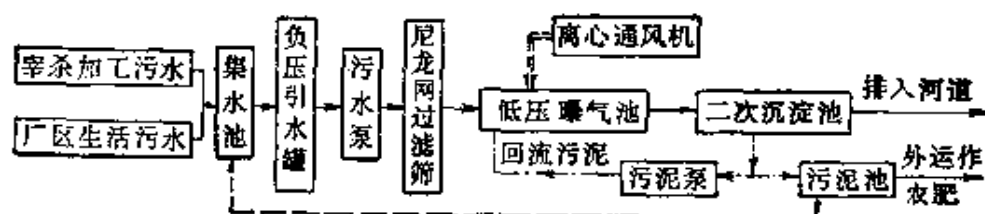


图 3-7 污水处理站流程示意

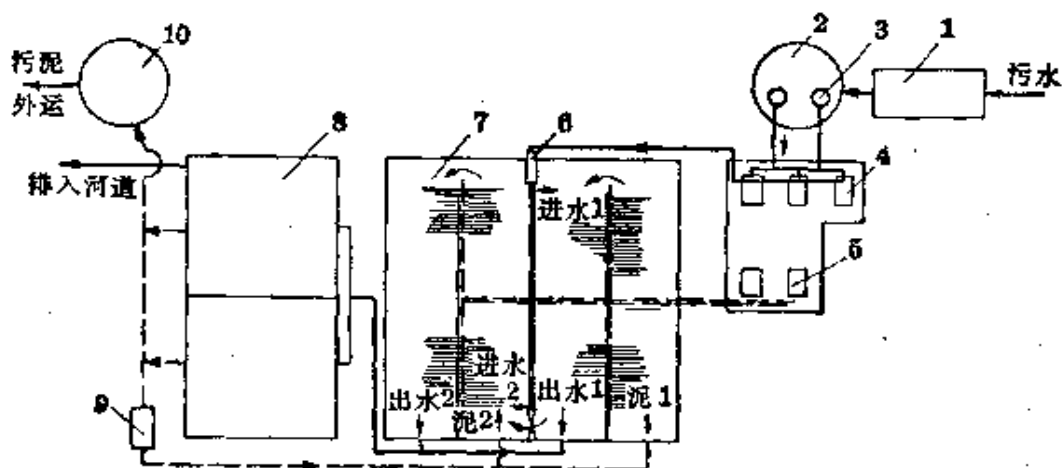


图 3-8 污水处理站平面布置示意

- 1—集水池； 2—吸水井； 3—负压引水罐； 4—污水泵；
5—离心通风机； 6—平板型尼龙网过滤筛； 7—低压曝
气池； 8—二次沉淀池； 9—污泥泵； 10—污泥池

4. 污水处理站平面布置

如图 3-8 所示。

五、低压曝气池的测定

由于低压布气系统在水下只有 800 毫米，而曝气池的有效水深可达 3000~4500 毫米。这种布气方式的效果究竟如何？池内是否能保持良好的混和状态？池底是否发生污泥沉积？经济效果如何？对于这些问题，有关这类的技术报导很少。

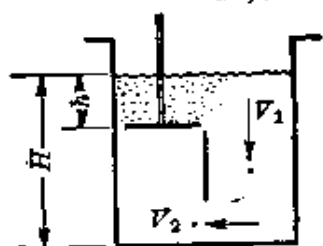


图 3-9 曝气槽环流流速测点示意

为了积累运转的经验，因此在曝气池接纳污水之前，作了清水充氧及不同位置的环流速度测定。曝气池投入运转后，又作了池内溶解氧分布及混合液悬浮固体浓度变化等测定。

1. 环流流速测定

曝气槽环流流速测点布置 (图 3-9) 及测定结果见表 3-2。

表 3-2 低压曝气池内环流流速测定

厂 名	有效水深 H (米)	布气器浸没深度 h (米)	下降区平均流速 v_1 (米/秒)	纵向导流板下部缝隙平均流速 v_2 (米/秒)
上海禽蛋五厂	3.0	0.80	0.13~0.173	0.235~0.262
上海北宝兴路 家禽批发部	3.5	0.60		0.12~0.147
	3.7	0.80	0.10~0.15	0.124~0.175
	3.85	0.90		0.12~0.182

从环流流速测定结果及三年多运转实践表明, 只要离心通风机供气正常, 池底不会发生污泥沉积。

2. 混合液浓度分布

为验证池内各点的混合情况, 曝气池投产后, 作了不同位置的混合液浓度测定, 测点布置见图 3-10, 测定结果见表 3-3。从测定结果表明池内混合状况良好。在任何测试断面的浅层及深处的浓度基本相同, 而且有一定规律。在再生槽内因接受二次沉淀池来的回流污泥, 这时污泥浓度最大。在 *B* 点 (即第 1 进水口) 接受原生污水, 污泥浓度随即下降。至 *C* 点, 因为进入的污水已与回流污泥充分混合, 平均浓度又回高。在 *D* 点 (即第 2 进水口) 再次接受原生污水, 浓度再次下降。直到 *E* 点 (曝气池出水口附近) 混合液浓度在浅层与深处基本一致。

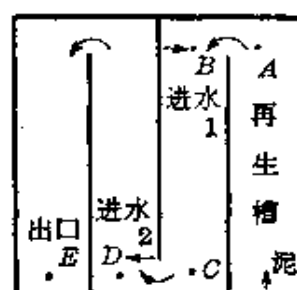


图 3-10 曝气池混合液浓度测点示意

表 3-3 曝气池各点混合液浓度 (毫克/升)

测定区	测 点	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>D</i>	<i>E</i>
	深 度 (毫米)	再生槽	第 1 进水口		第 2 进水口	出 水 口
下降区	水下 500	6490	4727	5128	3356	3747
	水下 2500	6582	4385	5001	3970	3781
升流区	水下 500	6421	5224	5097	3481	3604
	水下 2500	6564	4815	4877	4011	3675

3. 清水充氧测定

为确定穿孔的布气管栅在低压曝气池中的充氧能力，在

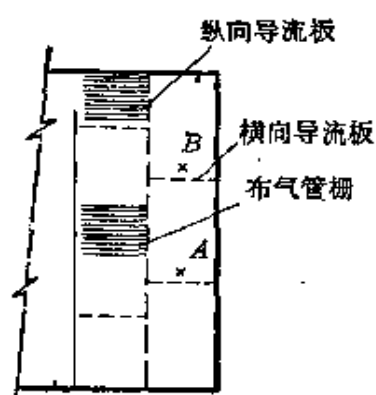


图 3-11 清水充氧
测点示意

曝气池接纳污水前，先充满河水及一部分自来水，然后整个池子按照运转条件全部送风。在第一条曝气槽内，用亚硫酸钠消氧，并投加氯化钴作催化剂。用四台溶氧仪同时测定不同位置的充氧情况。测点布置见图 3-11，测定结果见表 3-4。

把测定结果按当时风机的实耗功率折算，氧总转移系数 $K_{L,a}$ 为 6.15~8.05(1/时)，充氧动力效率为 1.2~1.5 公斤氧/千瓦·时。布气孔直径为 3 毫米的穿孔的布气管栅，在水下 800 毫米处布气的氧转移率为 2.2~2.7%。

表 3-4 曝气槽不同位置氧总转移系数 $K_{L,a}$

测点位置	测氧电极设置深度(毫米)	$K_{L,a}$ (1/时)	
		第一次	第二次
A	150		7.19
A	1500	6.77	7.07
A	2850	8.05	7.67
B	1500	7.53	6.80

4. 溶解氧分布测定

为了要了解曝气池内不同位置溶解氧情况，因此曝气池在正常运行时，对再生槽各进水点及出水口等不同耗氧点，进行溶解氧浓度测定。为了防止不同型号仪器的误差，采用了同一架溶氧仪(进口溶氧仪型号为 YSI)，对各点不同深度处

的溶解氧进行测定。测点布置见图 3-12, 测定结果见表 3-5。

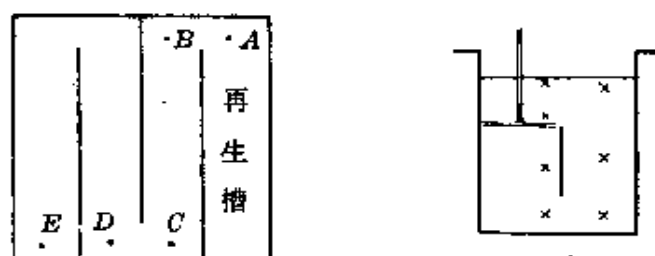


图 3-12 曝气池溶解氧分布情况测点示意

表 3-5 曝气池不同位置溶解氧测定(毫克/升)

测定区	测点深度 (毫米)	A	B	C	D	E
下降区	500	0.70	0.58	1.18	1.50	2.40
	1500	0.65	0.50	0.90	1.10	2.20
	2800	0.80	0.50	0.80	1.20	2.40
布气区	200	1.28		1.0	1.30	4.0
	900			0.8	1.10	3.95
	1500			0.7	0.90	3.25

从结果表明, 整个池的充氧情况尚好。似乎有一定的充氧-耗氧规律。例如在再生槽的进泥点, 因回流污泥耗氧较大, 所以不存在溶解氧。到再生槽末端(即 A 点), 由于再生槽内不断地充氧, 其溶解氧浓度可上升到 0.6~0.7 毫克/升。在 B 点(即第 1 进水口)接受原生污水后, 溶解氧浓度随即下降。这时混合液经第二条曝气槽充氧到 C 点, 溶解氧由 0.5 毫克/升增加到 0.9 毫克/升左右。但在 D 点(即第 2 进水口)处再次接受原生污水, 水量比 B 点少, 溶解氧略为下降。最后经过第四条曝气槽末端(即曝气池出口处)溶解氧可达 3~4

毫克/升。二次沉淀池清水区溶解氧为1~2毫克/升。

六、处理站运转及处理效果

该污水站于1975年10月建成,经过活性污泥驯化和增殖,即投入运转。但在投产初期,因为施工时没有建造初次沉淀池,污水直接进入曝气池。大量羽毛及杂质随同污水进入曝气池,使布气管很快阻塞。表现为出风量减小,甚至曝气池中出现部分污泥因缺氧而上浮。布气管栅约一个月就需清洗。因此在曝气池配水渠上,增设一个平板型尼龙网过滤筛,使进入曝气池的污水先经尼龙网筛滤,杂质明显减少,使布气管栅冲洗周期延长到三至四个月。

平板型尼龙网过滤筛是用角钢和木料做成的梯型框子。上面绷60目尼龙网,框的上部宽为900毫米,下部宽为600毫米,长为1600毫米。安装倾斜角约55度。用污水泵的出水压力将污水抽送到筛网顶部,污水与杂质顺斜度下泻,到网的下端,将绝大部分污水滤过筛网,使杂质留在网上,杂质越积越多也就越重,因湿的尼龙网很滑,而且有55度斜度,这些积聚的杂质,经过后续的污水水流推动,就自动滑落入箩筐,这时通过筛滤的污水经过配水渠进入曝气池。

自从采用尼龙网过滤筛,污水站的净化效果始终较稳定,为此,不须要增建初次沉淀池。

按照工厂生产的特点每日上午及下午各工作三个小时。这时排出污水量集中。一般城市大型污水厂是24小时运行的。由于试运转阶段正值冬季,就大胆尝试能否将深夜班停开。对曝气池规定每天清晨6时(即车间上班前二小时)就通入空气,并打开回流污泥泵,使隔夜污泥恢复活性。到8时开始接纳污水,下午3时后,主要是住厂职工的生活污水,污水

站继续工作到夜晚 22 时停车。据测定, 曝气池出口处溶解氧, 白天为 3~4 毫克/升, 夜间活性污泥的耗氧速率较低, 天明时, 仍保持 2~3 毫克/升。即一夜约平均下降 1 毫克/升, 还不会影响污泥恢复活性。自 1975 年冬季以来, 厂里始终按这程序操作, 虽在夏季未做过上述测定, 但对污水站的正常运行, 并无明显影响。一般在车间加工量少时, 进水 BOD_5 较低, 曝气池出现溶解氧偏高, 一般可达 6~7 毫克/升。这时污泥较松散, 污泥浓度减低, 而出水中悬浮物反而多, 但是污泥的生物相还是正常的。有时出现大量轮虫类后生动物。

由于采取二班制运转, 在不影响污水站处理效果的前提下, 每年可节电 4300 度, 节约夜班劳动力为 700 人工。处理站的平均处理效果见表 3-6 所示。

表 3-6 处理站运转效果

测定项目	BOD_5 (毫克/升)	COD_{Cr} (毫克/升)	悬浮固体 (毫克/升)	色度	杂菌*	大肠菌指数	亚硝酸盐 (毫克/升)	硝酸盐 (毫克/升)
进 水	217~280	250~400	150~750	血色	268,000	723.8 万		
出 水	5~15	30~40	10~20	浊度 5°±	2,680	72.38 万	0.03~0.06	10~15
去 除 百 分 率	97%	90%	85~90%		99%	90%		

* 杂菌系以每毫升细菌集落数计。

上表测定期间, 因车间加工任务不足, 污水水质较淡。

七、对低压曝气系统的几点看法

(1) 低压曝气与常规的鼓风机曝气及机械表面曝气相比, 仅是供氧的方式不同。从北京焦化厂对含酚废水处理的试验

及上海禽蛋五厂污水站运转结果表明,一般用生物法可降解的生产、生活污水,同样可以用低压曝气系统来处理。据初步了解,自上海禽蛋五厂污水工程投产后,已先后在印染、电影胶片厂、屠宰加工等行业中采用。

(2) 高压离心通风机的全压较低,设计中输气管线必须尽量短,减少弯折,减少管线的损耗。否则,会使通风机降低送风量,影响曝气池充氧。

(3) 低压曝气系统的缺点是占地较大。布气管栅的清洗工作量较大,稍有阻塞会引起曝气池混和不良,导致污泥在池底沉积及池内缺氧。因此必须注意及时清洗布气管栅。

(4) 离心通风机的噪音比罗茨鼓风机小,但属低频噪音,对操作人员健康有一定影响。上海禽蛋五厂污水站在风机进风口增加阻性消声器后,对户外的噪音有明显改善。但在机房内的电动机及风机叶片的动力噪声,以及室内回响还很大,有待继续改进。

上海市政工程设计院 张盛璋 邱中峙

参 考 资 料

- [1] 水和污水的低压曝气,“ASCE Sanitary Division”(1961)。
- [2] 中国建筑学会赴瑞典城市污水处理考察组,瑞典城市污水处理技术,中国科技情报所(1974)。
- [3] 活性污泥法处理系统的设计,国家建委建研院情报所(1975)。
- [4] 供暖与通风(下册),T. A. 马克西莫夫,高等教育出版社(1958)。

第四章 生物接触氧化法

一、概 述

生物接触氧化法(又称接触曝气法)是利用生物膜处理废水的一种型式。其典型的构造如图 4-1 所示。

这种方法与各种活性污泥法的区别在于池中是否有固定床。各种活性污泥法曝气池中是没有固定床的,微生物在池中处于悬浮状态,其浓度在 3000 毫克/升上下;而生物接触氧化池中设有固定床,绝大部分微生物附着在固定床上,悬浮状态的微生物一般小于 300 毫克/升。

普通生物滤池虽然也有固定床,但这种方法一般是采用拳状卵石作为固定床,污水从上部喷洒在固定床上并沿着卵石间的空

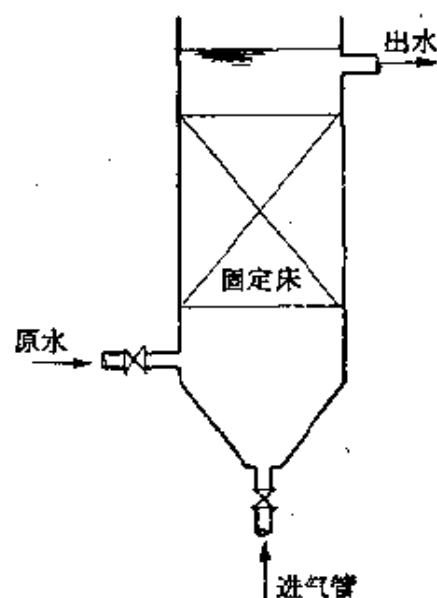


图 4-1 生物接触氧化池示意

隙流下,微生物所需要的氧气主要从自然通风中获得。为了使通风良好,卵石的粒径就不能太小(一般粒径应大于 30 毫米),而且石层的厚度不能太大(一般不大于 2 米),但由于卵石的比表面积(单位体积卵石所具有的表面积)随粒径的增大而减少,所以卵石粒径选得太大就会大大减小其比表面积,从而使附着在上面的有效微生物数量随着减少。这就使得普通

生物滤池固定床的孔隙率和比表面积都受到一定的限制,如果把卵石当作球形,据计算其比表面积在 $40\sim 100\text{ 米}^2/\text{米}^3$ 之间,而其孔隙率在 $26\sim 48\%$ 之间。由于蜂窝状固定床的研制成功,使得固定床的比表面积提高到 $200\text{ 米}^2/\text{米}^3$ 以上,孔隙率提高到 95% 以上,从而使处理能力大大提高。生物接触氧化法就是用这种材料作固定床的。所以它与普通生物滤池的区别主要是由于固定床的革新而引起的。

蜂窝固定床的出现使固定床的比表面积和孔隙率大大提高,同时这种材料很轻,这就使得固定床的厚度可以大大增厚,从而出现了塔式生物滤池。塔式生物滤池也是使用蜂窝材料作固定床的,那么与生物接触氧化法有什么不同呢?其区别主要有以下三方面:

① 生物接触氧化法的固定床是淹没在水中,塔式滤池则是上部喷洒进水的。

② 生物接触氧化法一般是用机械布气供气,塔式滤池一般靠自然通风供气。

③ 生物接触氧化法除依靠固定床上的生物膜处理污水外,悬浮在水中的微生物也同时起作用,塔式滤池只有生物膜的作用。

从以上的分析可知,生物接触氧化法兼有曝气池和塔式生物滤池的优点,既与这两种处理方法有联系又有区别。

二、流程及设备选择

1. 流程

流程的选择与污水水质、要求处理的程度等各种因素有关。现以某厂的小型试验流程加以说明^[1],其流程如图 4-2 所示。设备尺寸见表 4-1 和表 4-2。

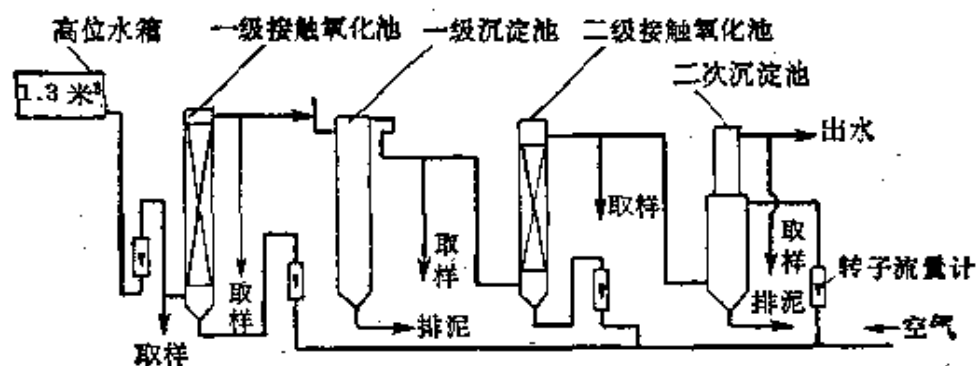


图 4-2 生物接触氧化法处理粘纤废水小试流程示意

表 4-1 试验设备主要尺寸表

项 目	第一级 接触氧化池	第一级 立式沉淀池	第二级 接触氧化池	第二级 接触沉淀池	备 注
直 径 (毫米)	100	300	100	$\frac{150}{200}$	
有 效 高 度 (毫米)	2200	1900	1600	$\frac{600}{1000}$	
污 泥 区 高 度 (毫米)		530		380	
体 积 (升)	20.4	134	17.3	$\frac{10.6}{31.4}$	总体积 213.7 升
填 料 体 积 (升)	18.84		15.70		
占总停留时间百分比 (%)	9.6	62.7	8.1	19.6	

表 4-2 接触沉淀池砾石级配表

砾 石 级 配 (毫米)	高 度 (毫米)
2~3	50
3~5	100
5~10	200
10~15	100
总 高	450

图 4-2 选用了两级串联流程。若一级处理可以满足要求就不必用两级，这要由所处理的水质情况和对处理的要求决定。一般说，当出水 BOD_5 要求在 40 毫克/升以下时用两级处理较好。若出水 BOD_5 要求在 40~60 毫克/升时，一级就可满足要求。出水水质要求高，而进水浓度也高时，选用二级处理是有利的。

污水进入生物接触氧化池前应经过适当的预处理(如滤网、沉淀、中和等)，以去除污水中的大颗粒无机杂质，防止固定床发生堵塞。

进气和进水管路上应设置流量计，以便控制气水比。

2. 进水方式选择

进水方式除了选用图 4-1 所示水 and 气都从池下部进入的

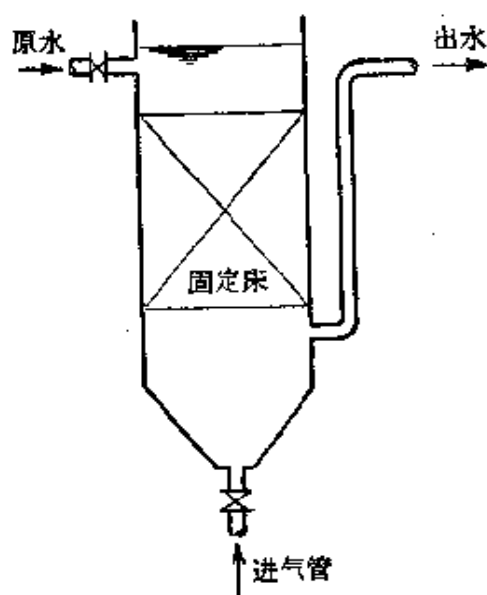


图 4-3 逆流接触示意

顺流接触外，还可以用下部进气，上部进水的逆流接触方式如图 4-3 所示。

由于逆流接触时氧从气相传递到液相的推动力较大，可以提高氧的利用率，从而提高负荷。例如在上海第七印染厂的试验中，用顺流接触时(水、气都从下部进入)，为了保证出水中溶解氧为 2 毫克/升，在气水比为 20:1 的情况下体积负荷只

有 4.5 公斤 BOD_5 /米³·日；而在同样条件下，用逆流接触时，体积负荷可达 8 公斤 BOD_5 /米³·日^[2]。但是试验表明，用逆流接触时，在固定床的上部较容易发生堵塞，主要由于逆流接触

时进水部分的冲刷作用较小。所以选用顺流接触还是逆流接触要根据具体水质由试验决定。

3. 固定床的安装方式

为了检修方便,往往将固定床安装在池子的一侧,而空气管则安装在另一侧,如图4-4(a)所示。

也有将空气管安装在固定床下部,如图4-4(b)所示。这种安装方式增加了有效容积,但检修不方便。

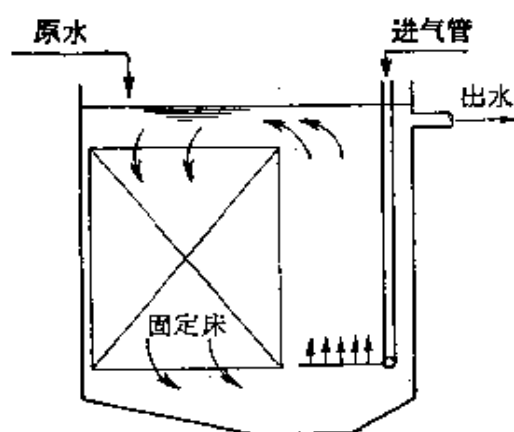


图4-4(a) 固定床安装在池子一侧

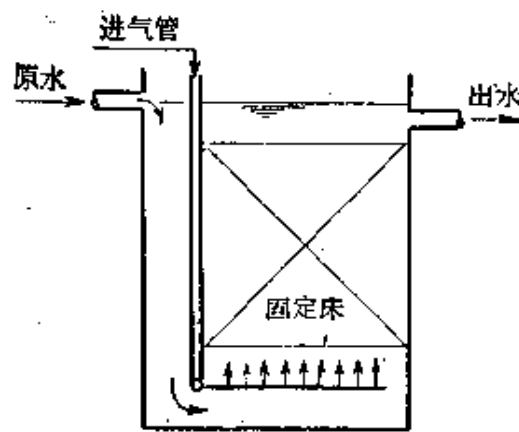


图4-4(b) 固定床安装在空气管上部

4. 固定床的选择

对固定床的要求是坚固耐用、质轻,比表面积和孔隙率大,货源充足,价格便宜等。

目前采用固定床的材料有塑料波纹板,用酚醛树脂浸泡过的纸质蜂窝等,纸质蜂窝材料较便宜但不够坚固。

蜂窝孔径的大小根据水质决定,在不发生堵塞的情况下孔径越小其比表面积越大(比表面积 $=\frac{4}{d}$ 米²/米³)。据日本的试验结果建议, BOD₅ 在 300~100 毫克/升时,蜂窝的孔径不小于 32 毫米; BOD₅ 为 100~50 毫克/升时,孔径可取 15~20

毫米; BOD_5 在 50 毫克/升以下时, 孔径可取 15~10 毫米^[4, 5]。

三、运转特点

1. 挂膜方式

生物接触氧化法的挂膜很方便。若是生活污水, 则污水中有许多菌种, 不需专门培养菌种, 只要根据设计流量, 按正常操作运行即可, 当水温在 20°C 左右, 连续运转 4~5 天生物膜就可成熟; 如果是工业废水, 一般来说废水中菌种较少, 挂膜时需要接入菌种。可以从相似的废水处理厂或生活污水处理厂的二次沉淀池中取一些污泥作为菌种放入生物接触氧化池, 并将污水淹没固定床, 加入一些养料进行“闷曝”(即不进水进行曝气), 这样运行几小时后可取水样进行化验, 当 OC (耗氧量) 的去除率达到 30~40% 时, 即可以进水运行。开始进水时, 水量宜小些(如为设计流量的 $1/3$), 在几小时至几天的时间内逐步达到设计流量。如果水温在 20°C 以上运行一天至几天生物膜就可成熟。菌种也可以从污水管的污泥中分离获得。

2. 克服污泥膨胀问题

关于污泥膨胀是活性污泥法中经常出现的问题, 直到目前为止还没有较有效的解决办法, 其机理也尚未弄清。但根据目前所做的试验和有关报导看, 生物接触氧化法中根本就不存在污泥膨胀问题。对于那些用活性污泥法容易产生膨胀的废水, 生物接触氧化法特别显示出其优越性。在活性污泥法中容易产生膨胀的菌种(如丝状菌), 在接触氧化法中不仅不产生膨胀, 而且能充分发挥其分解氧化能力高的优点。

3. 可以间歇运转

生物接触氧化法可以间歇运转,当停电或突然事故时,这个特点显得很重要,活性污泥法中,由于微生物是用空气或机械的搅动使其处于悬浮状态的,一旦停电或由于其他事故不能供气或搅动时,活性污泥很快就沉入池底而处于缺氧或无氧状态,时间长了就会造成好气微生物死亡,严重时就得重新培养菌种,因而带来许多麻烦。生物接触氧化法可以适应这种突然事故。当发生停电或事故不能供气时,只要将接触氧化池中的水放完即可,附着在固定床的微生物可以从空气中获得氧气而维持其生命,有人试验,这样间歇一个月后再重新工作,生物膜在几天内就可以恢复正常。

4. 不需污泥回流

不象活性污泥法那样,必须要回流污泥以保持曝气池内一定的污泥浓度。生物接触氧化法由于微生物附着在固定床上、形成生物膜,生物膜的剥落和增长可以自动保持平衡,所以不需要回流污泥。这给运转管理带来方便。

四、与活性污泥法比较

生物接触氧化法与一般活性污泥法比较具有操作管理方便,负荷率高,没有污泥膨胀问题,占地面积少,产生的污泥量少等优点。从试验研究可知^[6],上述优点是明显的。

例如,同济大学在上海化纤三厂用生物接触氧化法和表面曝气活性污泥法进行对比试验,其试验结果见表4-3^[3,4]。

日本用生物接触氧化法与习惯曝气活性污泥法进行并列运行试验,得出结论也大致与上述结论相同,其数据见表4-4。

从上面两个试验的数据可以看出,生物接触氧化法与活

表 4-3 生物接触氧化法与表面曝气法对比试验数据

项 目	原 水	生物接触氧化法	表面曝气法
进水流量(升/时)		35.2	16.2
停留时间(小时)		1.1	5.2
BOD ₅ 负荷(公斤 BOD ₅ /米 ³ ·日)		5.4	1.15
进水 BOD ₅ (毫克/升)	248		
出水 BOD ₅ (毫克/升)		35	29.1
BOD ₅ 去除率(%)		86	88
进水 OC(毫克/升)	230		
出水 OC(毫克/升)		39	30.7
OC 去除率(%)		83	86
污泥增长指数(公斤污泥/公斤 BOD ₅)		0.27	0.40

表 4-4 生物接触氧化法与活性污泥法并列试验数据

项 目	原 水	生物接触氧化法	活性污泥法
处理水量(米 ³ /日)		650	220
停留时间(小时)		2.2	19.5
BOD ₅ 负荷(公斤 BOD ₅ /米 ³ ·日)		3.3	0.37
BOD ₅ (毫克/升)	300	32	43
BOD ₅ 去除率(%)		89.4	85.7
OC(毫克/升)	185	50.8	50.4
OC 去除率(%)		72.5	73

性污泥法比较,在去除率大致相同的情况下, BOD₅ 体积负荷可以提高 3~10 倍,而停留时间则仅用 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{10}$ 。

五、问 题 讨 论

1. 生物接触氧化池是“推流型”还是“完全混合型”

推流型曝气池的特点是:某一时刻进入池子的污水和回流污泥在池子的入口处混合形成混合液,这种混合液将前一

时刻进入池子的混合液“推着”流向出口处，各个不同时刻进入池子的混合液是互相不混合的。所以，这种曝气池中，从污水入口处到出口处整个长度上，在各个不同的断面处污水性质、微生物的种类、数量和性质都是不同的。

完全混合型曝气池的特点是：进入池子的污水立即与全池的混合液进行完全混合，所以池中各点的污水性质，微生物的种类、数量和性质是均匀一致的。

由于完全混合型曝气池的这种特点，使其工作非常稳定，不怕污水的突然变化。这个优点对于水质经常变化的工业废水来说是尤其重要的。因此研究生物接触氧化池是“推流型”还是“完全混合型”是很有意义的。

从表面上看，在小试中的接触氧化池好象是推流型的，但根据有些单位的试验情况来看，基本上认为：接触氧化池在顺流接触时似乎是完全混合型的，在逆流接触时可能不是完全混合型的。其理由如下：在顺流接触时，通过对各个不同高度的水质进行化验，结果大致是相同的；将全部固定床取出后观察生物相，发现在各个不同高度上微生物的种类和数量并没有明显的变化，这说明在顺流接触时是完全混合型。但在逆流接触时，发现 OC 的去除率有随高度变化的趋势：高度 0.6 米处，OC 去除率为 43.5%；高度 1.7 米处，OC 去除率为 54%；高度 2.8 米处，OC 去除率达 57%。出口处 OC 去除率为 58%。这说明在逆流接触时，可能是推流型的。由于试验时间短，数据不多，很难断定。

2. 为什么生物接触氧化法具有较高的处理能力

从表 4-3、表 4-4 两个试验情况看，生物接触氧化法与活性污泥法比，在去除率大致相同的情况下，其 BOD_5 体积负荷可高 3~10 倍，而所需时间只有 1/5~1/10。为什么这种方

法处理能力这么高呢？

分析其原因可能有如下几方面：

(1) 生物接触氧化池的工作点可处在微生物对数生长期，在这种情况下，微生物繁殖快，活力很强，分解、氧化、合成污水中有机物的能力很强。维持微生物在对数生长期的必要条件是环境中的食料(以 BOD_5 表示)与微生物重量之比($\frac{F}{M}$)须大于 2.5。在计算 $\frac{F}{M}$ 值时， F 常以每日单位体积固定床去除的 BOD_5 公斤数表示， M 则以混合液挥发固体(MLVSS)的公斤数表示。根据某化纤厂的试验结果^[1]，第一级接触氧化池的 BOD_5 负荷平均为 9 公斤/米³·日。两级总平均去除率为 83%。其中第一级氧化池去除 70%，第二级去除 13%，所以 $F = 9 \times 0.83 \times 0.7 = 5.4$ 公斤 BOD_5 /米³·日。又根据实际测得结果，生物膜的干重为 2900 毫克/升，若其中微生物为 70%，其 $MLVSS = 2.9 \times 0.7 = 2.0$ 公斤/米³，则 $\frac{F}{M} = \frac{5.4}{2.0} = 2.7$ 。从这一简单的计算中可以判断，该试验中第一级接触氧化池是处在微生物对数生长阶段的。从实测数据看，接触氧化池单位体积的微生物量(2900 毫克/升)并不比一般活性污泥法(3000 毫克/升左右)高，所以处理能力高只能从微生物的质量来解释。

那末，是否也可使完全混合型(表曝)活性污泥法的负荷提高，使其工作点也处在微生物对数生长期呢？这样做主要有两个困难：其一是，表曝中活性污泥是处于悬浮状态的，而处在对数生长期的活性污泥很难沉降，易随出水流失，这样做就会使出水水质变差而池内污泥浓度降低，以致不能正常运转；其二是，处于对数生长期的微生物需氧量很高，一般表面曝气

机械充氧能力不能满足要求,这样做就必须另增加充氧设备。这两点在接触氧化池已可以克服。

(2) 处理能力高的第二个原因是 第一级接触氧化池中生物膜的“平均胞龄”(对应于活性污泥的平均泥龄)很短,池中微生物总是处在很强的活力下工作。生物膜更新的速度比活性污泥的更新速度快得多。一般表面曝气池中平均泥龄在10天左右,而实际上很大一部分污泥在池内的停留时间远远超过平均泥龄,所以老化污泥很多,根据上述同一试验测定,接触氧化池内平均胞龄为1.8天。

(3) 处理能力高的另一个原因是生物接触氧化池内固定床浸泡在水中,附着固定床的微生物特别是分解有机物能力较强的丝状菌,具有立体结构,而丝状菌由于沉降性能差在曝气池中易随出水流失。

3. 生物膜的厚度问题

生物膜的厚度到底在什么范围内较好呢? 根据下面的分析,其厚度不宜超过0.5毫米为好,最好保持在0.2毫米左右。

(1) 据推测,在生物滤池中,氧的穿透能力大约为100~200微米,在生物接触氧化池内情况也大致相似。当生物膜太厚时,内部的微生物就处于缺氧状态,这种情况是不利的。

(2) 尽可能要求固

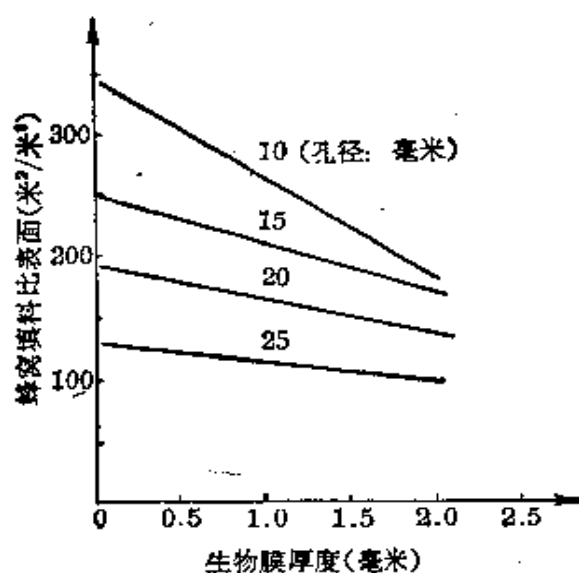


图 4-5 生物膜增厚对填料比表面的影响

定床的比表面积越大越好,因为比表面积越大,生长在单位体积填料上的有效微生物就越多,一般来说,处理效果是与固定床的比表面积成正比的。当生物膜增厚时,固定床的比表面积就减少,所以生物膜不能太厚。各种孔径的蜂窝材料,随生物膜的增厚其比表面积减少的计算情况如图 4-5 所示。

六、结 语

生物接触氧化法是在活性污泥法及生物过滤法的基础上发展起来的一种新型污水处理方法,它具有这两种方法的优点,从日本生产厂及国内的一些试验资料看,这种方法具有负荷高、停留时间短、操作运转方便等优点,尤其对于污水 BOD_5 浓度低,如果要求出水水质较高时,这种方法更适合,在国外有用这种方法进行三级处理的实例。对常用的污水生物处理技术来说生物接触氧化法是一项新的探索。

同济大学 张禹卿

参 考 资 料

- [1] 同济大学给排水教研室,生物接触氧化法处理粘胶废水试验小结,同济大学科学技术情报组编印(1977)。
- [2] 生物接触氧化法处理印染废水试验小结,同济大学给排水教研室,同济大学科学技术情报组(1977)。
- [3] 渡道音二,生物酸化接触方法による下水の三次処理による研究,用水と废水, 16, 12。
- [4] チューブ式接触酸化法による纤维废水处理,用水と废水, 16, 9。
- [5] 井出哲夫,水処理工学, p. 320~323(1976)。
- [6] 北京市市政处污水处理研究管理所,生物接触氧化法处理城市污水的中型试验研究,北京市环境保护科学研究所(1977)。

第五章 射流曝气生化法

一、概 述

上海工业建筑设计院在第七印染厂进行了接触氧化法处理印染废水的试验,已取得了较好的效果,但发现接触氧化法在使用过程中也存在一些问题,其中主要的一点是电耗较高。接触氧化法一般采用鼓风曝气、穿孔管布气。处理印染废水,气水比高达 15:1 以上。氧的利用率低,仅达 5~8%,空气中的氧没有得到充分利用,因而降低了动力效率,增加了电耗。在试验过程中曾用废砂轮布气,这样由于气泡较小,氧的利用率稍有提高,但很快发生堵塞。为了解决经济供氧的问题,最后进行了射流曝气试验。

在给排水工程中通常广泛采用射流器进行充氧(但在生化处理中,射流曝气装置的作用不仅限于曝气,有关这方面的问题,正在进一步研究之中)。一般射流曝气生化法具有以下几个优点:

(1) 吸氧效率高 一般穿孔管布气氧的利用率(转移到水中的氧与供给氧的比值)仅 5~8%,而射流曝气可达 20% 以上。消耗一度电(千瓦·时)所吸收的氧(即动力效率)可达 2.8 公斤左右。故可降低电耗、节省运行费用。

(2) 搅动混和能力强 根据氧传递的双膜理论,充分的搅动可增加气液二相的氧饱和差,并降低氧传递的阻力,从而提高了氧的传递效率。在活性污泥法中,搅动却有助于使活性污泥保持悬浮状态,和污水充分接触。

(3) 改善了活性污泥的沉降性能 当射流曝气运用于活性污泥法时, 由于供氧充足, 活性污泥氧化较完全, 因此沉降性能较好。

(4) 采用新型喷头, 由于喷口直径较大(25 毫米以上), 从而解决了堵塞问题。

(5) 若射流曝气装置的供气方式采用吸气式, 则可省去鼓风机。

射流器一般由喷嘴、混合室、喉管、扩散管及进气管几部分组成(图 5-1)。取消喉管与扩散管的射流器则称为短形射流器(图 5-2)。

射流器供气方式可分为: 吸气式——空气通过形成负压

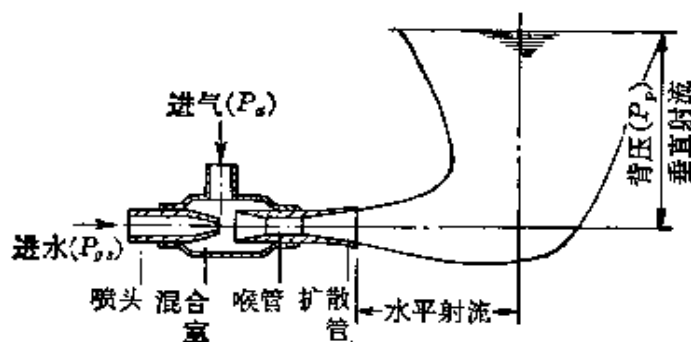


图 5-1 射流器

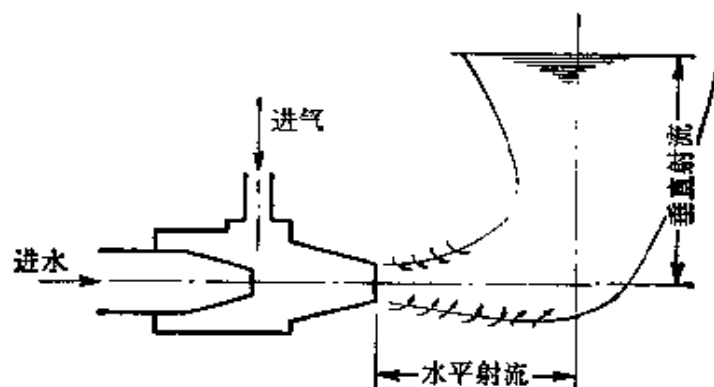


图 5-2 短形射流器

吸入,送气式——空气用鼓风机送入。

布置方式可分为垂直布置与水平布置。

二、基本原理^[1, 2]

射流曝气生化法的关键设备是射流曝气器。利用射流曝气器较高的氧传递能力,由空气中的氧转移到水中,以满足生化过程中对氧的需求。曝气原理随供气方式不同而异。

吸气式:在射流曝气器中,高压的工作介质(可以是废水或废水与活性污泥的混合液)是经过喷嘴形成一射流束,由于射流束的卷吸作用,周围空气不断被吸入射流中,高速液流和气体在混合管内进行着非常剧烈的混合,发生水力剪切作用,并进行能量传递,最后以一个比工作介质压力低,而比被抽吸介质(空气)压力高的压力,进入射流器尾管(或曝气池)。

送气式:由于空气本身具有一定的压力,无需从射流获得能量,射流的能量完全消耗于气水混合与水力剪切作用。由于气水密度相差很大,则射流扩散缓慢,混合与水力剪切作用发生在射流器尾部及射流进入水体。

根据传质理论,氧传递速度与界面面积、紊动程度成正比,射流曝气过程中,由于水力剪切作用,将空气剪切成细小的气泡,大大增加了气水接触表面积,并造成剧烈的紊动,降低了氧扩散的阻力,所以能达到较高的氧传递速度。

有人认为,射流曝气过程中不仅发生氧的转移,还有更为复杂的生化作用,现正深入研究之中。

三、国内外射流曝气试验运用概况

早在40年代,美国道化学公司将射流器作为曝气设备应用于污水处理,建造了一个处理厂,处理水量为185,000米³

/日。其中有长 72 米、宽 38.4 米、深 4.5 米曝气池二座，每座距池底 0.6 米处布置 362 只射流器。空气由鼓风机压入而不是靠负压吸入。风量为 $1190 \text{ 米}^3/\text{只}\cdot\text{时}$ 。射流器工作水量为 $1890 \text{ 米}^3/\text{只}\cdot\text{时}$ 。射流器工作水采用二次沉淀池出水或曝气池的混合液^[3]。如图 5-3 所示。

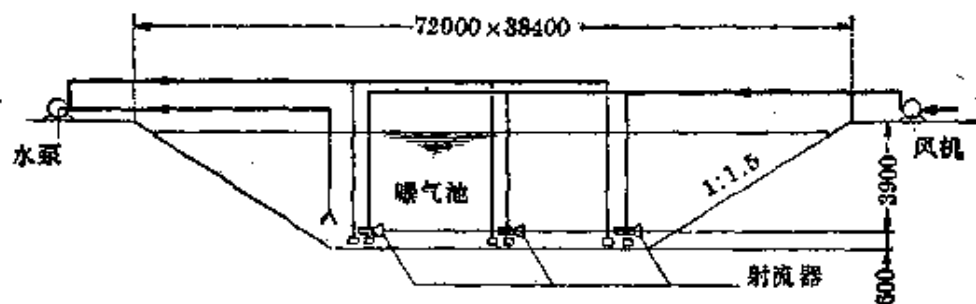


图 5-3 美国道化学公司建成的射流曝气池

在七十年代之前，射流曝气的共同特点是射流曝气器设在池底附近，采用鼓风机送气而不是靠负压吸气。射流器采用传统形式，即由喷头、混合室、喉管、扩散管几部分组成。喷口直径较小，射流器数量很多，而且加工精度要求较高，加工及安装费用较贵，且容易堵塞。一般平均堵塞率为 10%，氧的利用率 20% 以上，动力效率 2.6 公斤氧/千瓦·时左右。

七十年代中美国威尔逊等人^[4]在研究射流曝气的原理后认为，射流器的扩散管与喉管，除增加阻力外还降低了最后的出口流速，因而是有害无益的，所以取消了扩散管，并将喷口直径放大到 25 毫米，这样既能解决堵塞问题，并降低了加工及安装费用(图 5-2)。

在日本专利中，有关分离式曝气装置也是采用射流器曝气充氧(图 5-4)。该法使污水通过池外的射流器吸入空气，含有充分溶解氧的污水回流到曝气池内，不断循环达到吸氧与搅拌的目的。污水在管中停留 30~60 秒，在池中停留 20

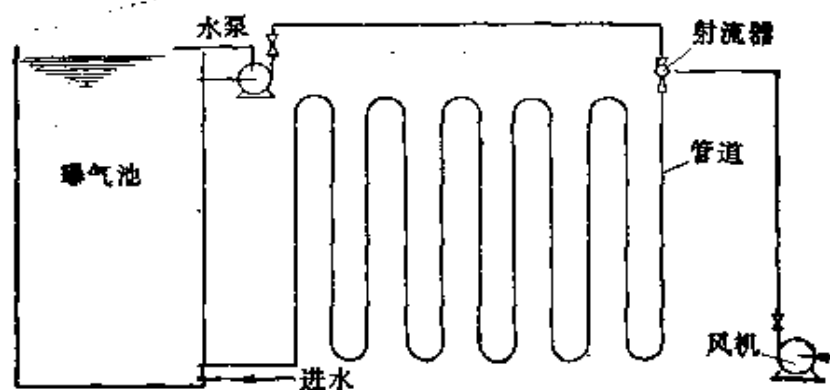


图 5-4 日本的射流曝气池试验

分钟，气液比 1:5~1:25，氧的利用率达 30% 以上。如果射流器高于液面则可不用风机。

日本还有一种快速曝气筒如图 5-5 所示。此法用潜水泵供水，由射流器吸入空气，通过管道混和器变成细小气泡，据试验在 1.7 米³ 水池曝气 6 分 25 秒，溶解氧即达饱和值 (10 毫克/升)。

国外如西德拜耳公司某污水厂用射流器曝气充氧，其

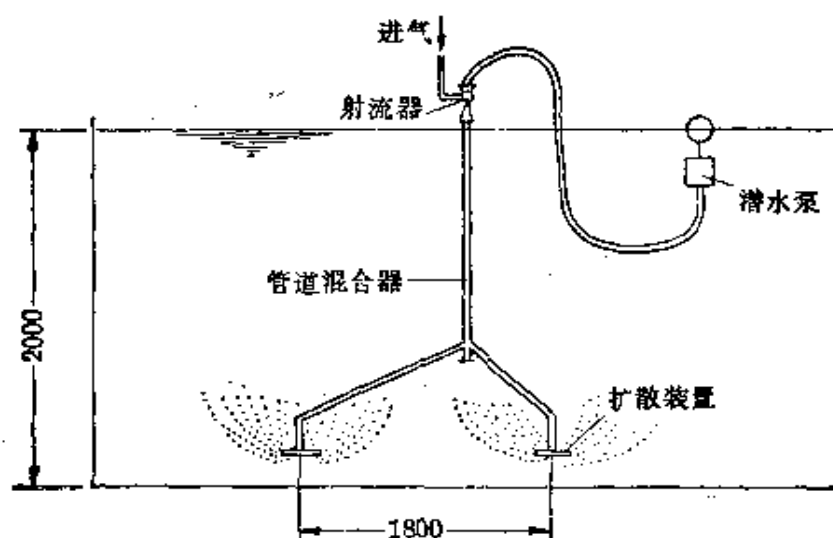


图 5-5 日本的快速曝气筒试验

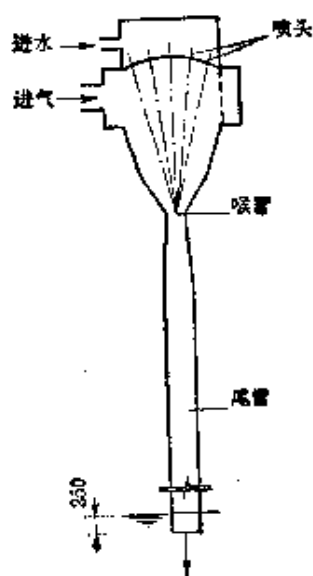


图 5-6 立式高位射流器

规模已达 10 万米³/日。

国内射流曝气试验研究工作开展得比较迟,最早是 1976 年西安城市污水处理厂做了类似日本分离式曝气装置的试验,取得了较好的效果,西安污水厂的中试已达 1000 米³/日以上的规模。后来湖北轻工设计院采用广东轻工机械研究所设计的立式高位射流器(图 5-6)进行了试验,其喷射系数最大可达 10 左右,动力效率可达 2.08 公斤氧/千瓦·时,目前上海同济大学、上海市政工程设计院正在进一步试验。

四、分析比较

射流曝气种类、型式都很多,供气方式有送气式与吸气式,布置方式有立式与水平式,设置地点有池内与池外,喷头也有长形与短形的区别,究竟以何种形式为好,试从进气量的角度来作一些简单的分析比较。

从喷射系数(一定体积的水能吸入多少体积的空气)方面来比较

$$K = \frac{V_a}{V_w}$$

式中: V_a ——空气量;

V_w ——水量。

采用射流曝气关键点要求消耗动力尽可能最少的条件下吸入尽可能多的空气,因此喷射系数越大越好。用什么办法

来增大 K 值呢?从下列公式分析可以看出,大致有二个途径:

$$K = 0.85 \sqrt{\frac{P_{gs} - P_s}{P_p - P_s}} - 1$$

式中: P_{gs} ——工作水压力;

P_p ——混合液出口压力(背压);

P_s ——吸入压力。

(1) 使 P_s 为正值,并接近或等于 P_p (背压),即空气不是负压吸入而是由风机送入,并且风机的风压接近或等于池中水压,即背压,这时分母项接近零,则 $K \rightarrow \infty$,即供气量不受限制,这是送气式的特点。另外从提高效率的角度来看,吸气式射流器是以高速的工作介质与被吸入的工作介质在混合室中互相撞击的方式来传递能量的,因此在混合管内产生大量旋涡,造成较大的水头损失,故吸气式射流器工作效率很低,理论最高效率为 36.8%。而鼓风机的工作效率则可达 50~70%,因此采用送气式既可任意调节气水比,又可提高动力效率。

(2) 降低背压、降低真空度。如果背压为零,即将水射器放在池水位以上,则 P_s 越小, K 值越大,即真空度越小,吸气越多。广东轻工机械研究所也证实这一点,真空度从 730 毫米汞柱降到 15 毫米汞柱, K 值从 1.85 增加到 11.16;如果进一步提高射流器的位置使 P_s (背压)成为负值,与 P_s 适当组合,可使分母项接近于零,从而大大提高 K 值即吸气量。但位置提得过高时真空度的增加反而不利。因此采用高位布置的射流器,从理论上来说,也可达到较高的 K 值。与送气式相比并可省去风机,但加工精度要求较高,要适当架空,各有利弊。

(3) 从公式中还可看出背压(P_p)高是很不利的,举例说

明如下:

设 $P_{gs}=20$ 米; $P_s=-1$; $P_g=1$

$$K=0.85\sqrt{\frac{20-(-1)}{1-(-1)}}-1$$
$$=1.76$$

若 P_g 升高到 4 米, 要达到同样的 K 值 P_{gs} 应为:

$$1.76=0.85\sqrt{\frac{P_{gs}-(-1)}{4-(-1)}}-1$$

$$P_{gs}=51.7 \text{ 米}$$

背压从 1 米升高到 4 米(增加 3 米), 要保持同样的吸气量, 水泵的工作压力要从 20 米升高到 51.7 米, 即增加 31.7 米, 或者工作压力不变, K 值降低为 0.74, 即吸气量就减少一半以上。

从试验中也证实了这一点, 当试验池水深在 2 米以下时, 水泵压力 15 米左右即可吸入空气, 但是当水深增加到 4~5 米时水泵压力即使高达 40~50 米, 也不能形成负压, 东北佳木斯市自来水公司的试验也提到, 水压与背压之比随背压升高而升高, 最大要在 10:1 以上。

从上述分析可以看出, 无论采用送气式或高位吸气式, 要达到较大进气量都是可行的。但是评价一个充氧设备的优劣, 决不单纯看吸入或送入空气量的多少, 主要考虑如何使氧最大限度地转移到水中, 而所耗的动力又最少。比如对于送气式射流器, 就存在一个最佳气水比问题, 气量过大并不能全部被剪切成细小气泡, 一部分大气泡被浪费了, 氧未被充分利用反而增加了鼓风机的电耗。如果气量太小, 搅动强度不够, 对氧的传递也是不利的。

高位吸气式也一样, 据广州轻工机械研究所介绍要加大

吸气量,射流器出口淹没水深不应超过 250 毫米。但这样一来,空气从射流器喷出后,不能与水体充分接触,很快就浮上水面散逸到空气中,气泡中的氧未能被充分利用。若出口淹没太深,射流出口阻力增加,则真空度下降,吸气量必然大大减少,因此也存在一个最佳气水比的问题。

五、试验内容简介

1. 试验设备

原计划在清水充氧试验以后,要做穿孔管布气与射流曝气两种方式的平行对比试验,所以试验塔尺寸按上海第七印染厂正在试验的接触氧化塔的尺寸加工,只是高度稍高,但拆

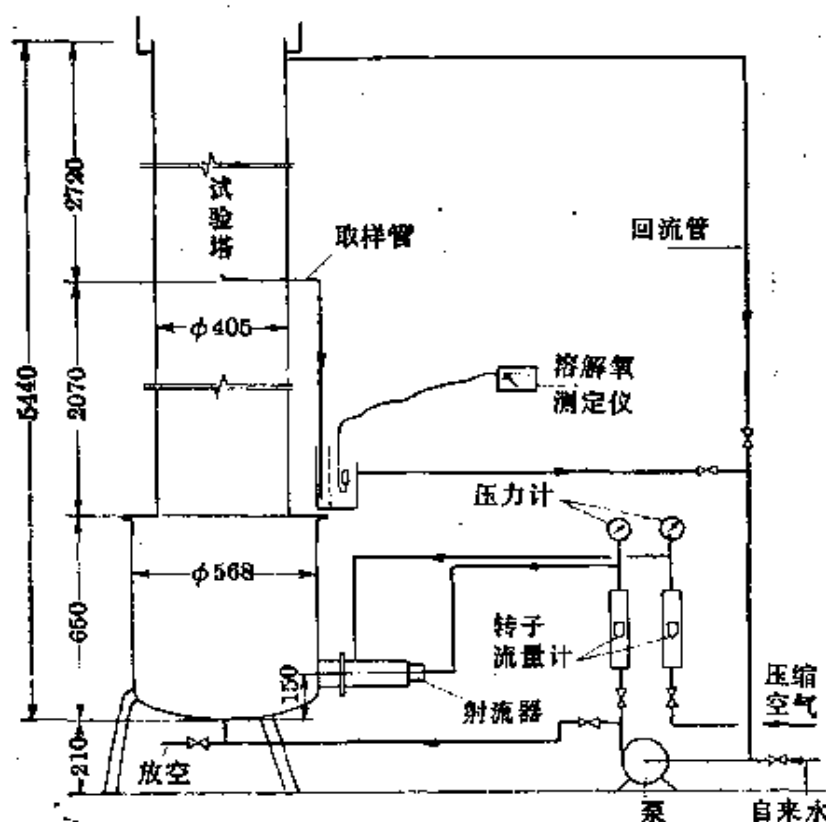


图 5-7 第七印染厂试验装置的系统图

去一节后仍与接触氧化塔完全一样。试验塔尺寸和试验装置系统如图 5-7 所示。

试验塔用 1 毫米厚钢板卷制, 总高度为 5.44 米, 总容积为 0.766 米³, 空气由空压机供应, 装有转子流量计及压力表, 水由齿轮油泵加压, 亦装有转子流量计及压力表。

2. 试验方法

采用不稳定状态法, 用亚硫酸钠消氧, 投加量按 10 倍溶解氧量计算, 氯化钴投加量以 2 毫克/升计, 均溶解后加入。由于设备细长, 加药后用水泵循环搅拌待溶解氧为零后, 即可开始测定。

取样点设在设备中心, 用上海第二分析仪器厂生产的 SJG-203 型溶解氧测定仪测定。在试验过程中发现仪器探头受气水的流态影响很大, 因此用取样管将水引出塔外一只小水槽中, 用溶氧仪进行测定。用温克勒法校正仪器, 在用溶氧仪测定的同时抽测三只水样用化学法检验。每隔 30 秒读取仪器读数。

3. 计算方法

(1) 根据实测的溶解氧数据及饱和溶解氧值, 求出各点的亏氧值绘制饱和溶解氧亏值与时间的半对数曲线, 求出氧的总转移系数 $[K_{La}]_T$ 值

$$[K_{La}]_T = \frac{2.3 \log (C_s - C_1)}{(t_2 - t_1)(C_s - C_2)} \quad (1/\text{时})$$

(2) 进行温度校正求出 20°C 时的总转移系数 $[K_{La}]_{20}$

$$[K_{La}]_{20} = \alpha [K_{La}]_T$$

$$\alpha = \theta^{20-T}$$

(3) 求出吸氧速率 Q_s

$$Q_s = [K_{La}]_{20} C_s V \quad (\text{公斤氧/时})$$

(4) 计算水和气的功率

$$\text{水的功率 } P_w = \frac{QH}{102 \times 3.6} \quad (\text{千瓦})$$

$$\text{气的功率 } P_g = 338(P_2^{0.29} - 1)g_0 \quad (\text{千瓦})$$

$$\text{总功率 } P_t = P_g + P_w$$

$$(5) \text{ 求动力效率} = \frac{Q_s}{P_t} \quad (\text{公斤氧/千瓦} \cdot \text{时})$$

$$(6) \text{ 求氧的利用率} = \frac{Q_s}{g_0 \rho \times 23.1\%}$$

式中: C_s ——饱和溶解氧值, (毫克/升);

C_1, C_2 —— t_1, t_2 时的溶解氧值, (毫克/升);

t_1, t_2 ——取样时间;

θ ——温度校正常数, 埃肯弗尔特推荐采用 1.024;

V ——水体积, (升);

g_0 ——气量, (米³/秒);

ρ ——空气的比重;

P_2 ——射流器入口的空气压力, (绝对压力)。

4. 试验结果

(1) 由上述的试验结果与计算方法所知, 当采用 3.5 毫米喷头、喉管直径为 10 毫米, 喷头工作水量为 0.55~0.65 米³/时, 气量为 1.5~1.7 米³/时的条件下, 试验效果是较好的。动力效率为 3.2~4.7 公斤氧/千瓦·时, 氧的利用率为 24.4~28%。现将射流曝气装置与各种曝气设备的动力效率列入表 5-1。

(2) 在一定的工作水量条件下, 动力效率与氧的利用率随气量而变, 但有一个最佳值; 当喷头直径为 3.5 毫米、喉管直径为 10 毫米、水量为 0.57 米³/时, 试验结果见表 5-2。

表 5-1 各种曝气设备动力效率比较表

曝气方式			动力效率 (公斤氧/ 千瓦·时)	测 定 条 件	
鼓 风 曝 气	小 气 泡	陶瓷扩散板	1.6~2.6	水深 3.5 米清水	西德
		塑料曝气箱	2.45~3.35	水深 3.5 米清水	西德
	中 气 泡	茵 卡	1.8~2.1	不锈钢管	瑞典
		茵 卡	2.1~2.25	钢管	西德
		泡沫塑料	1.7	清水试验	北京
	大 气 泡	有布气板的曝气池	1.4	在污水中生产性测定	西德
		穿孔管	0.72	清水试验	北京市政设计院
机 械 曝 气	平 板 型		2.4	清水试验	国内
	泵 型		3.22	清水试验	国内
	K ₃ 型		2.4~3.1	清水试验	国内
	倒 伞 型		1.8~2.4	清水试验	国内
射 流 曝 气	单喷嘴双吸式		2.06	清水试验	湖北
	单喷嘴		1.8~2.2	清水试验	北京
	送气式(小试)		3.2~4.7	清水试验	上海工业建筑设计院和 上海第七印染厂
	送气式(中试)		2.8~3.4	清水试验	上海工业建筑设计院和 上海第七印染厂

表 5-2 不同气量时的动力效率和氧的利用率

气 量	1.2(米 ³ /时)	1.5(米 ³ /时)	1.7(米 ³ /时)
动力效率(公斤氧/千瓦·时)	3.29	4.7	4.49
氧的利用率(%)	24.4	28.6	25.7

六、射流曝气处理废水试验

1978 年 10 月份进行了射流曝气接触氧化法处理印染废

水的试验, 计划与穿孔管布气方式做对比试验。因此除供气方式不同外, 其他尺寸构造均与上海第七印染厂一座穿孔管布气接触氧化塔完全一样, 投入运行后, 原来一座塔因腐蚀穿孔无法运行, 故未能做平行对比试验。

试验条件: 填料体积负荷 3.5 公斤 $\text{BOD}_5/\text{米}^3 \cdot \text{日}$, 填料高度 3 米, 气量为 1500 升/时, 循环水量为 $0.5 \sim 0.6$ 米³/时, 喷头直径为 4 毫米, 工作水压为 1.5 公斤/厘米², 试验结果见表 5-3。

表 5-3 射流曝气接触氧化法处理印染废水的效果

项 目 日 期	COD (毫克/升)			BOD ₅ (毫克/升)		
	进 水	出 水	去除率 %	进 水	出 水	去除率 %
12 月 5 日	831	277	66.6	130	21.7	83
6 日	863	274	68.5	147.3	9.9	93
9 日	900	236	74	129	14.2	89
13 日	766	233	70	86.56	5.05	94.5

从运行结果看出, 用气量为原来的 30% 的情况下, 取得了与穿孔管曝气相似的处理结果。若考虑到循环水的动力消耗, 则射流曝气比穿孔管布气在同样的处理效果时可节省动力消耗约 30% 。

但射流曝气也存在生物膜比穿孔管布气难于脱落的缺点, 准备用增加蜂窝孔中水流速度的办法来解决。

上海工业建筑设计院 戴毓麟

参 考 资 料

- [1] 北京建筑工程学院, 单喷头射流曝气实验小结(1979)。
- [2] 射流曝气活性污泥法的研究, 同济大学(1979)。
- [3] Proceedings of the 28th industrial waste Conference, p. 604 (1973)。
- [4] Industrial and Engineering Chemistry, p. 573 (1947)。

第六章 活性炭-生物膜法

一、概 述

活性炭-生物膜法是七十年代发展起来的一种处理废水的新技术。它是利用活性炭吸附作用和生化作用相结合的方法,因此既有活性炭吸附法和生物法的优点,又发挥了两者结合的长处,而克服了两种方法的缺点。具有高效,稳定,适用范围广,处理成本低等优点。

过去人们常将活性炭吸附技术和生物处理技术截然分开,认为活性炭吸附法处理废水虽然有效,但由于活性炭昂贵的成本和有限的吸附能力,只能应用于杂质较少的废水。特别是活性炭的再生方法限制了活性炭吸附技术在废水处理中的应用,而生物法以其经济和实用性得到广泛的应用。事实上活性炭吸附和生物处理之间的联系早已被人们所发现,就是没有加以利用罢了。例如,用活性炭吸附法净化时往往会堵塞和产生硫化氢,影响操作及腐蚀设备,这是微生物分解的结果。这种作用是否只有消极的一面呢?经过观察并非如此,若将生物处理过的水流过活性炭柱,发现了活性炭的吸附使水得到进一步净化,但在超过活性炭饱和吸附量相当倍数以后,活性炭柱仍然具有净化能力。深入的研究证明,活性炭柱中的微生物有不利的影晌,但有促进活性炭柱净化的有利作用。令人惊异的是一些原来生物难降解的物质通过活性炭柱也能被生物除去,这就不单纯是吸附和生物氧化,而是两者的综合作用。这些现象的发现引起人们的普遍重视,经过不

断研究发展成活性炭-生物膜法。

二、活性炭-生物膜法处理废水的流程

由于活性炭-生物膜法还处于研究阶段,根据不同的处理要求有不同的流程,但归纳起来大致有两种:(1)粉末活性炭-活性污泥法,(2)粒状活性炭-生物膜法。

1. 粉末活性炭-活性污泥法

粉末活性炭-活性污泥法实质上是活性污泥形式的活性炭吸附生物氧化法,其流程如图 6-1 所示。运转操作和活性污泥法没有多大差别,就是在生物曝气池中加入粉末活性炭(或其他炭)。随污泥排出的活性炭再生后循环使用。投炭量一般为 20~300 毫克/升,应视不同的情况而定。污染物浓度低,易生物降解的废水则需炭量少,反之则高。所以大部分工业废水的需炭量比城市污水需炭量要高。不过投炭量多效果好。投加的活性炭密度大,可以减少炭从二次沉淀池中溢出的机会,节省炭的投加量。除了活性炭之外有人试验将烟道灰用酸处理后加入表面曝气池也能收到相当的效果,烟道灰来源方便、价廉、用后可不必再生,随污泥一起废弃。

目前关于粉末活性炭的再生一般认为用湿式氧化法比较

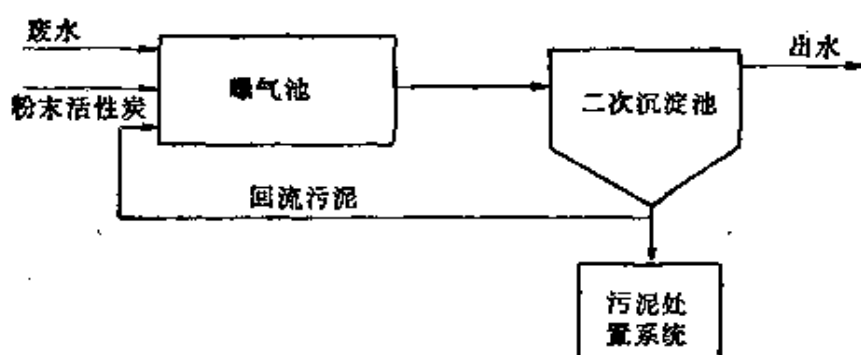


图 6-1 粉末活性炭-活性污泥法流程

合适,这个方法的优点是再生前不需要脱水,炭和污泥也不必分离,并且发现炭可催化污泥的氧化过程。在一般的污泥氧化中去除 90% COD 需要的反应器温度为 600F(315°C),在 440F(204°C)时,去除率低于 50%。而当污泥中含炭时,反应器温度在 400F 时 COD 去除率可达 90% 以上。同时所剩的 COD 大多数属于醋酸类低分子有机物,再生炭重新加入到活性污泥系统时很容易被生物所分解,使炭得到再生^[1]。

粉末活性炭-活性污泥法和普通活性污泥法比较具有很多优点,见表 6-1。

表 6-1 活性污泥法投加活性炭的效果

投 加 活 性 炭 的 效 应	结 果
提高了对可吸附有机物的去除率	去除色和臭,增加对有毒的有机物冲击负荷的稳定性,减少曝气池的泡沫,降低出水对鱼类的残余毒性
提高了对可吸附生物降解有机物的去除率	减少对接纳水体的需氧量
增加了无机物的去除率	增加对重金属冲击负荷的稳定性
改善了污泥絮体的形成	减少出水悬浮固体
改善了污泥沉淀性能	提高二次沉淀池的能力
改善了污泥脱水性能	提高污泥脱水设备的能力

该流程对各种废水的处理效果是不同的。有机物按吸附和生物氧化性能可分为四类^[2]: A 类不能被吸附,也不能被生物氧化,即用炭和微生物都不能除去。B 类能被吸附但不能被生物氧化,只能用炭除去。C 类能被吸附也能被生物氧化,用炭或微生物都能除去。D 类不能被吸附而能被生物氧化,只能用微生物除去。这四种类型有机污染物的 COD 去除

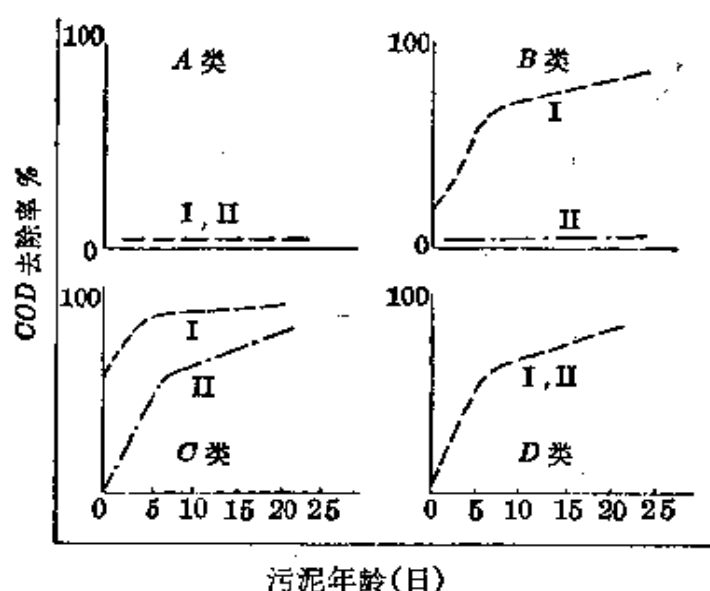


图 6-2 污泥年龄对去除有机物的影响

率如图 6-2 所示。

图 6-2 表明用一般生物法不能除去的 B 类有机物, 用粉末活性炭-活性污泥法可以除去, 而且效果良好。能被生物分解又能吸附的 C 类有机物, 去除效果比活性污泥法要高得多。这一结果扩大了生物法的适用范围, 并且提高了生物法处理水的水质, 即使是一些浓度较高的废水, 出水水质也可以达到相当满意的程度。

2. 粒状活性炭-生物膜法

粉末活性炭-活性污泥法比起活性污泥法来无论处理效果, 操作管理, 设备占地面积等都有很大改善; 并可用来处理生物难降解的物质, 这与活性污泥法无法比拟的。但存在着 COD 去除效率不够高, 设备占地面积仍较大, 特别是粉末活性炭还需要再生(尽管再生周期比单用活性炭吸附长), 因此近几年研究了粒状活性炭-生物膜法。根据不同的处理要求, 有几种形式如固定床、升流床和流化床等。此法比起粉

末活性炭-活性污泥法的处理效率更高, 操作管理也方便, 设备占地面积小。其流程如图 6-3 所示。

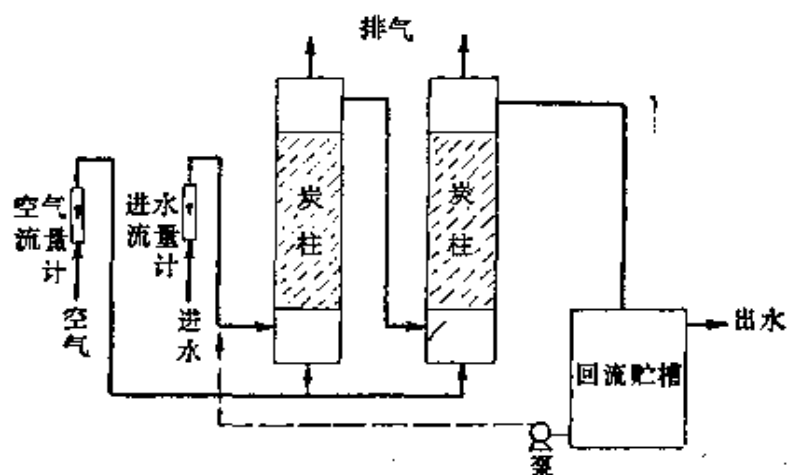


图 6-3 粒状活性炭-生物膜法流程

粒状活性炭-生物膜法中, 大量活性炭的存在, 为生物高速度氧化创造了有利条件, 活性炭既能吸附有机物又能吸附酶, 使活性炭表面比废水中具有高的有机物和酶的浓度, 而生物分解有机物的过程中吸附和氧化相比前者是主要的, 因此附着在活性炭表面上的微生物群其反应速度也大大提高。同时活性炭又能自溶液中选择性地吸附氧, 更有利微生物的新陈代谢活动, 进一步提高了 BOD_5 的去除率^[3]。粒状活性炭-生物膜法和普通活性污泥法几个主要指标的比较见表 6-2。

粒状活性炭-生物膜法的操作比较简单, 活性炭按照一般的方法放进设备之后进行挂膜。其过程是在驯化的活性污泥中加入适当量废水 (或加入适当量的营养物质), 将它送入炭柱中一边通空气一边循环, 结果部分菌胶团在炭层中被截留, 微生物被活性炭吸附。循环一定时间后 (在气温不低的季节, 一天已够), 在活性炭的表面可以隐约见到絮状生物

表 6-2 粒状活性炭-生物膜法和普通活性污泥法的比较

运行 指标 处理 方法	曝气时间 (小时)	BOD ₅ 负荷 (公斤 BOD ₅ / 米 ² ·日)	污 泥 增 长 率 ($\frac{\text{公斤 VSS}}{\text{公斤去除 BOD}_5}$)	出水(毫克/升)		
				BOD ₅	TOC	油 度
粒状活性炭 -生物膜法	0.06~ 0.2	>32	很 少	<3	<3	<3 度
延时曝气法	>24	<0.2	很 少	10~20	10~30	5~10 度
普通曝气法	4~8	0.6~0.9	0.5~0.7	10~30	20~40	5~20 度

膜, 停止循环, 然后通入要处理的废水。开始进水浓度应低一些, 逐步提高, 使生物有一个适应的过程。待活性炭表面的生物膜逐渐增多, 处理效果不断提高后, 将进水提高到预定处理的浓度, 进行连续运转。

废水在活性炭柱中停留时间, 随污染物的种类不同而异(可从几分钟到几小时), 一般来说污染物被生物降解较困难的, 浓度又高的废水停留时间要长。因此工业废水应比生活污水停留时间长。

气液比是一个重要的控制参数。炭表面具有较高的有机物浓度, 生物代谢过程快, 耗氧多, 因此水中要保持较高的溶解氧, 一般为 3~4 毫克/升(普通曝气池为 1~2 毫克/升)。不过在一些试验中发现, 并非须要保持这么高的溶解氧也能达到预期的效果。所以气液比应根据处理水的性质不同, 通过试验确定。

填料的种类对处理效果也有影响。有人用砂子代替活性炭, 其去除 TOC 的效率降低了一半^[4]。用流化床去除硝酸氮和亚硝酸氮时, 无烟煤的处理效果只有 55%, 而焦炭、活性炭均达到 95% 以上, 可见炭比煤吸附性能好, 能提高处理效果。但是根据生化过程的数学模式, 当有机物高于某一极限浓度

时,每单元细胞除去 BOD_5 的速度保持一定值;当有机物低于极限浓度时,去除 BOD_5 速度随着有机物浓度的减小而降低。所以只要活性炭的吸附能力满足上述要求,即使选择吸附能力更强的活性炭也无多大意义。

保持适当的温度可促进生物的生长繁殖。据介绍通常要维持 $5\sim 35^{\circ}\text{C}$,但 $10\sim 25^{\circ}\text{C}$ 较为合适。

粒状活性炭-生物膜法的关键之一,是保持活性炭表面有一层适当厚度的生物膜。因为过厚的生物膜使巨大的活性炭表面积减少,增加活性炭柱的阻力造成运转操作困难;所以无论是固定床、升流床和流化床以及其他各种流程都要有适当厚度的生物膜。采用流化床时会使炭的比重减小,炭随出水流失。采用固定床时需要经常用水或空气反冲,把多余的生物膜从炭表面冲刷下来以保持处理效率。采用升流床和流化床一般不需要反冲。对有些易生物降解的废水,活性炭单靠水力(或空气)冲洗还不够,甚至要另加搅拌设备或定期从柱中取出一部分炭,并将一部分新炭补充进去,才能避免炭表面形成过厚的生物膜,然而生物膜又不能太薄。据观测成熟的生物膜一般分成两层,内层为厌气层,外层为好气层。只有厌气层和好气层的互相配合才能发挥生物膜的作用。有人对不同厚度的生物膜做过试验,证明膜厚度为 100 微米左右,有机物的分解速度和膜的密度最大^[5]。为了保证炭表面有一定厚度的生物膜,在用固定床处理生物难降解的废水,以及用升流床或流化床处理废水时,采用部分出水回流的方法是有效的。因为无论是升流床或流化床炭柱内水的流速相当快(>1 米/分),依靠水的高速流动使炭表面的生物膜不断更新。废水的性质不同,生物膜的生长速度也不同,这样有时会发生生物膜的生长和剥落不平衡,使炭表面的生物膜太薄。用

固定床处理难分解的废水(如农药、染料废水等)也有这种情况发生,甚至炭表面长不出生物膜。如采用出水回流可使部分随出水带走的生物膜补充到炭柱中,回流比适当,就能起到保持一定厚度生物膜的作用,使运行操作稳定,并可取得良好的处理效果。

关于炭柱数,目前倾向于采用多柱串联。多柱串联系统用于一般废水处理能提高处理效果,而且可节省动力消耗。对易处理的废水,单柱已能达到处理要求。炭层高度在1~2米为宜。为了减少柱中炭粒聚集和增加混合,把流化床分成许多横截面很小的垂直部分,在高流速下(至少1米/分),产生颗粒循环与混和。也可以将炭柱进一步分成几层提高处理效果。

粒状活性炭-生物膜法处理废水具有下列优点:

(1) 处理效率高 不管是处理生活污水或工业废水,设备的单位体积负荷比活性污泥法高几倍到几十倍,处理含酚废水时体积负荷可达到9~12公斤COD/米³炭·日。特别对一些生物难降解的有机物和有色废水用普通生物法不能除去,而用这种方法可提高去除率。

(2) 适应废水有机物浓度的范围广 这种方法可适应废水BOD₅浓度从几十到几千毫克/升,因此它不但可用作二级处理也可用作三级处理。很多试验表明,由于活性炭具有吸附能力,对有机物分解起着平衡作用,故处理过程中水质变化对处理效果影响不大,而且忍受毒性的能力也大。

(3) 操作方便,设备占地面积小 粒状活性炭-生物膜法不会发生污泥膨胀,运转稳定,操作方便。估计设备占地面积可比一般活性污泥法减少50~80%。

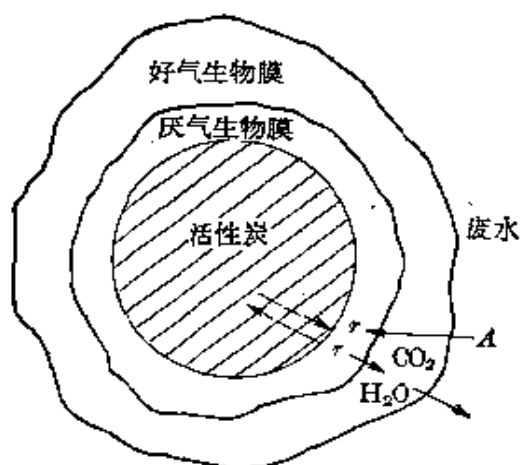
(4) 污泥少,没有二次污染 污泥处置是活性污泥法的

一个难题,也是造成二次污染的原因之一。粒状活性炭-生物膜法产生的污泥少,处理 COD 1600 毫克/升,酚 200 毫克/升左右的废水时,每立方米废水产生的污泥量为 1.17 公斤^[6],约为普通活性污泥法的 38~45%。

三、活性炭-生物膜法的机理探讨

活性炭-生物膜法的机理是复杂的,目前还没有完全搞清楚,因此说法还不一致。现简单叙述如下:

和普通生物膜法一样,活性炭的表面有两层生物膜,内层为厌氧层,外层为好气层^[4](图 6-4)。



A: 大分子物质

r: 小分子物质

图 6-4 活性炭表面的生物膜作用说明图

由于活性炭的吸附作用,水体中的大分子物质 A 被吸附到活性炭表面及空隙中间去。微生物产生的胞外酶同样也被活性炭所吸附,因此在活性炭的表面有机物和胞外酶的浓度远比废水中高得多。在一般的情况下厌氧分解过程是比较缓慢的,由于活性炭的催化作用,大分子物质很快就分解成小分子

物质,小分子物质吸附较为困难,因而产生解吸作用,使小分子物质从厌氧层扩散到好气层。同时活性炭选择性吸附氧,在好气层中氧的浓度比水中溶解氧高得多,因此给微生物的生长繁殖创造了十分良好的环境,加速了有机物的分解,小分子物质很快被氧化成 CO_2 、 H_2O 和其他降解产物,而活性炭

的活性又得到部分恢复。即使在废水中有机物含量很低的情况下,因活性炭的吸附富集作用,活性炭表面的有机物浓度仍然较高,微生物也能快速地生长不断分解有机物,使出水中有机物浓度降低,废水得到深度处理。难分解的有机物由于被吸附在活性炭表面,微生物有足够的时间进行分解氧化,因此也能去除。其次,活性炭具有吸附能力,对有机物分解起着平衡作用,废水浓度增大时,炭的吸附量增加;废水浓度降低时,则炭的表面释放出一部分有机物,使微生物能保持较均匀的食物来源,防止水质变化造成处理效率不稳的状况。在有机物被氧化的同时,一部分生物细胞通过细胞内呼吸作用也被氧化,因而减少了污泥量。

根据上述机理,活性炭表面积的大小对处理效果具有决定性的意义,而活性炭极大的表面系由直径 $10\sim 10000\text{\AA}$ 的微孔构成,而大部分微生物的细胞直径大于 10000\AA ,少数微生物在 5000\AA 。由于微孔大小的限制,微生物本身不能去除活性炭微孔中的有机物,特别是粒状活性炭的情况更明显。对这种情况有人提出了一种假设,微生物有产生胞外酶的能力,胞外酶的大小只有 10\AA 数量级,它又能单独起分解作用,因此胞外酶能把微孔中的有机物氧化除去。通过以上的分析,可知活性炭-生物膜法是依靠活性炭和微生物两者共同的作用而提高处理效果,因此对活性炭不能吸附,微生物又不能分解的废水处理效果是不会好的。在确定废水能否用此法处理时弄清楚这一点是十分必要的。如果按照上述说法使微生物有效地分解活性炭上的有机物,调节好厌气和好气的程度是一个十分重要的工程学问题,值得重视。

四、试验实例

1. 印染废水处理^[7]

山西省定襄色织厂使用的染料以硫化染料为主, 纳夫妥、活性和士林染料也有使用。在小试的基础上进行了用活性炭吸附-生物膜法处理废水的中试, 先将生化处理的出水通过装满矿石的塔进行预曝气, 然后进入一个直径为 1200 毫米, 高为 5000 毫米, 内装有新华 5 号活性炭 1500 毫米高的塔; 及另外两只同样尺寸装有新华 8 号活性炭的塔; 出水经砂滤后可回用于生产。进水 COD 60~120 毫克/升, BOD₅ 15~20 毫克/升, 颜色较深; 出水 COD < 30 毫克/升, BOD₅ < 4 毫克/升, 基本无色。试验装置的日处理水量为 200 米³/日。目前该厂和太原工学院协作将采用升流床活性炭吸附-生物膜法代替生化法, 使废水处理达到更高水平。

2. 有机磷农药废水处理^[8]

上海农药厂等单位用此法处理乐果废水也获得了较好的效果, COD 去除率 50~70%, BOD₅ 去除率 80~90%。乐果废水中主要成分是 O, O-二甲基-二硫代磷酸酯和各种中性磷酸酯类化合物。平均 COD 10000 毫克/升, 先用铜盐络合沉淀处理, COD 下降到 1000~2000 毫克/升; 调节 pH 后进入直径 50 毫米、高 2000 毫米、装有 1000 毫米高的上海 15 号活性炭的两只柱中, 两柱串联操作; 分别通入空气, 停留时间 2 小时, 气液比 10~40。

此外, 常州石油化工厂正在用此法处理重油裂解废水, 获得良好的效果。上海彭浦化工厂处理含酚废水效果更为满意。现经鉴定决定正式投入生产, 处理废水量为 60 米³/日^[9]。

五、存在问题及看法

1. 机理问题

活性炭-生物膜法的机理是复杂的,到目前为止的解释大多是设想和推理,缺乏可靠的实验依据。深入研究搞清方法的机理,有利于掌握方法的关键,更好地发挥它在废水处理中作用。

2. 合理的处理流程和设备问题

有人认为微生物分解活性炭表面的有机物虽然已部分实现,但用怎样的处理流程最合理呢?目前有各种各样的流程:粉末活性炭-活性污泥法流程,粒状活性炭-生物膜法流程,其中包括固定床、升流床和流化床,还有活性炭间隙生物再生流程等。这些流程虽然具有各自的优点,但还存在着不同的问题,有待研究解决。在管理方面应研究如何合理控制厌气和好气的程度。

3. 活性炭的使用年限

活性炭的使用年限,特别是粒状活性炭的价格比粉末活性炭贵得多,因此使用年限的长短直接关系到该方法能否推广应用。有人认为废水中或多或少含有生物不能分解氧化成二氧化碳和水的有机物,而只能降解成小分子的物质。这些物质也许可能被活性炭吸附,久而久之活性炭达到饱和而失去吸附能力,成为非吸附性的载体。有的活性炭使用两年后未再生,而有机物的去除率却未见降低。处理印染废水时发现活性炭用了十九个月,有机物的去除效果仍然显著,唯脱色能力逐渐变差。从理论上分析,所谓生物难降解也是相对而言,在一定的条件下,若给微生物创造一个良好的环境,则不能分解的物质仍有可能被微生物分解。活性炭-生物膜法

具有其他方法所没有的微生物生长的良好环境, 因此有可能把一些本来认为生物难降解的物质被生物分解氧化, 只是时间可能要长些。农药废水也属于生物难降解的废水, 但在运转相当时间, 当炭的吸附容量大大超过其饱和容量的情况下, 未见处理效果降低, 尽管如此, 但对这个问题必须引起注意。

活性炭-生物膜法用于废水处理的时间不长, 缺乏长期试验的数据, 尚须进一步深入研究, 促使它在废水处理中得到推广应用。

上海化工学院 赵庆祥

参 考 资 料

- [1] 上海市政设计院译, 活性炭与活性污泥联合处理技术(1978)。
- [2] 美国环境科学出国参观考察报告, 科学技术文献出版社(1977)。
- [3] 华东化工学院, 高速度吸附-生物氧化生活污水(1977)。
- [4] 华东化工学院, 关系活性炭生物再生的各种因素(1977)。
- [5] 上海第三制药厂, 抗生素工业废水生化处理试验技术总结(1979)。
- [6] 上海彭浦化工厂, 活性炭生物膜-射流曝气法处理含酚污水(1979)。
- [7] 山西定襄色织厂等, 活性炭催化氧化处理法(1977)。
- [8] 上海农药厂, 乐果废水的处理研究(1979)。

第七章 气浮法在生物 处理中的应用

一、概 述

气浮法是一种分离液体中悬浮颗粒或某些溶解物质的方法,它早已广泛应用于采矿业和石油工业,而在给水和污水处理方面的应用还不普遍。气浮法就是向废水中通入足够量的空气,使细小的空气泡粘附于杂质颗粒的表面上,降低了颗粒的密度,从而使密度 $\rho \approx 1$ (或 $\rho < 1$)的杂质颗粒,随同空气泡上浮到水面,形成比废水原始悬浮物浓度高得多的浮渣层,从废水中分离污染杂质,并达到澄清水质的目的。

在给水处理中气浮法的应用主要是为了改善水质、提高出水量,而在污水处理方面的应用大致包括以下几方面:

1. 分离悬浮固体

作为固液分离手段的气浮法,在生物处理过程中可用来代替初次沉淀池、二次沉淀池和污泥浓缩池,分别叙述如下:

(1) 气浮与初次沉淀相结合代替初次沉淀池(生物凝聚气浮)^[1] 某亚麻厂原有初次沉淀池改建成生物凝聚气浮法的流程如图 7-1 所示。它将压力溶气气浮与生物凝聚相结合作为活性污泥法的预处理,这样可以利用剩余活性污泥的吸附性和凝聚性,高效地凝聚废水中的污染杂质及氧化部分的有机物。它具有以下几方面的优点:① 可以缩短废水初次澄清的时间 30~40 分钟(一般初次沉淀池要 1.5~2 小时);② 可降低污水 BOD_5 30~40% (与初次沉淀池接近);③ 可以

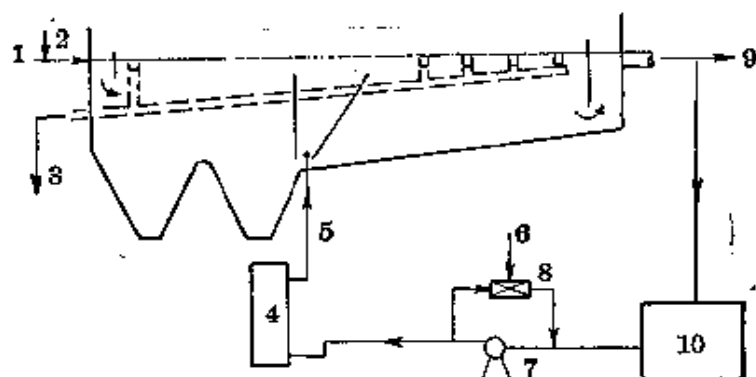


图 7-1 某亚麻厂生物凝聚气浮法流程

1—污水；2—剩余活性污泥；3—浮渣；4—溶气罐；5—气水混合液；6—空气；7—泵；8—射流器；9—出水（去曝气池）；10—中间池

缩小曝气池的体积和减少空气量；④ 不存在剩余活性污泥浓缩问题，并由于污泥含水率较低，因此降低了污泥处理构筑物前面的预浓缩设施的费用；⑤ 由于生物凝聚气浮时去除了泡沫剂，因此在曝气池中减少产生泡沫的可能性。无论是城市污水或工业废水，当采用活性污泥法时，可用生物凝聚气浮作为预处理的方法。

(2) 代替二次沉淀池^[2,3] 上海第二和第五毛纺厂与同济大学一起进行了气浮代替二次沉淀池的试验（图 7-2）并运

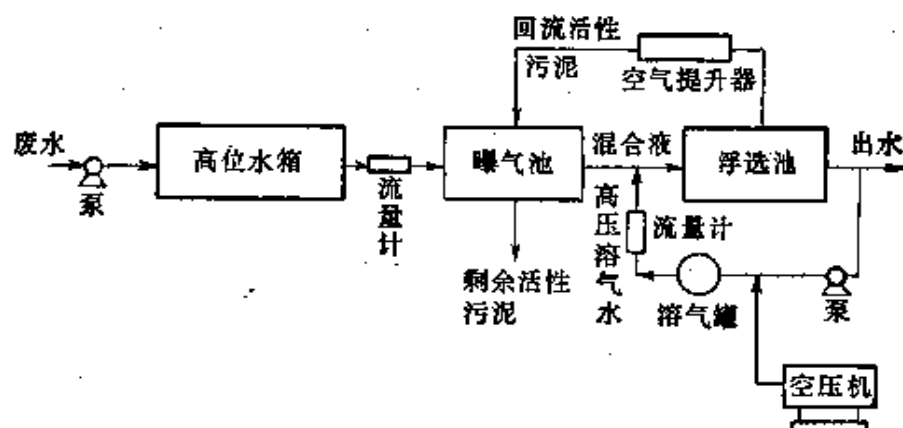


图 7-2 上海第五毛纺厂试验流程

用于设计。据试验结果有以下几方面的优点：① 对于塔式生物滤池来说，由于负荷较高，冲刷下来的生物膜不象普通生物滤池的生物膜那样容易沉淀，因此即使经过 30 分钟以上的静置沉淀（相当于沉淀池 1.5 小时），上层液仍较浑浊，而采用气浮后澄清效果较好，污泥含水率可降低到 96% 左右；② 用气浮代替曝气池后的二次沉淀池，不再发生污泥膨胀的现象，解决了由于活性污泥膨胀带来的运行上的种种问题，如活性污泥漂浮，混合液浓度提不高、处理能力降低……等。其出水悬浮物含量比沉淀池正常运行时的出水含量略低，改善了出水水质。

(3) 气浮浓缩污泥^[4,5] 污泥浓缩是污泥处置的重要一环，浓缩的方法很多，气浮浓缩是其中的一种，国内外都进行了不少试验，上海污泥脱水协作组也进行过这方面的试验，表 7-1 介绍两组试验数据。

表 7-1 气浮浓缩污泥的试验数据

	上海污泥脱水组的试验数据	国外的试验数据
工作压力(大气压)	>3	2~4
工作水体积:污泥体积	2~3:1	2~3:1
空气量(米 ³ /公斤干污泥)	1 左右	0.01~0.012
压力罐中停留时间(分)	共 30 分钟	2~3
浮选池中停留时间(分)		40~60
出水挟带污泥量(毫克/升)		30~50
缩小污泥体积倍数	10	5

从上表中试验数据可以看出用气浮浓缩污泥是可行的，与普通浓缩池相比它大大缩短了浓缩污泥所需要的时间，浓

缩效果比重力浓缩要好些。

2. 分离乳化油

这在石油化工方面早已广泛应用,在此不做详细介绍。

3. 用于分离某些溶解的污染杂质

如表面活性物质、放射性同位素和细菌等^[5]。

表面活性物质在生物处理过程中不但不易被微生物分解,而且超过一定浓度还会抑制微生物生长和影响生物处理正常运行(如在活性污泥法中产生大量的泡沫)。目前尚无较好的解决办法。因此有人试验用气浮法来分离表面活性物质,据资料介绍^[6],气浮法可以降低表面活性物质40~60%左右,甚至达80~90%。

对于放射性同位素,采用气浮法主要是达到浓缩的目的,浓缩后的放射性废液再去作进一步的处置,其方法是先用对已知同位素具有选择性吸附的吸附剂进行吸附(如铁、铝的氢氧化物),然后再气浮分离。

据资料介绍,有人在进行气浮用于给水处理的研究过程中发现,气浮时细菌量的降低可达90%以上。

二、气浮法的基本原理

1. 基本原理

由斯笃克斯公式 $u = \frac{g(\rho_s - \rho)}{18\mu} d^2$ 可以看出,颗粒在液体中的沉浮状态与以下三个因素有关:

(1) 同颗粒与液体的密度差($\rho_s - \rho$)有关 当 $\rho_s > \rho$ 时 u 是正值,颗粒在液体中是下沉的;当 $\rho_s = \rho$ 时 $u = 0$, 颗粒不浮不沉;而当 $\rho_s < \rho$ 时 u 是负数,颗粒上浮,二者的差值越大,颗粒上浮或下沉的速度就越大。

(2) 与颗粒的直径 d 有关 颗粒的直径 d 越大, 其上浮或下沉的速度也越大。

(8) 与液体的动力粘滞系数 μ 有关 液体的动力粘滞系数 μ 与液体的性质、温度有关, 温度升高 μ 下降, μ 越小颗粒越容易上浮或下沉。对于废水处理, 一般情况下水温、水质是已定条件, 在此不作详细讨论。

通过上面的讨论可以看出, 对于比重接近 1 或小于 1 的杂质颗粒, 如果它的表面能粘附上大量细小的空气泡, 降低其比重, 它就会迅速的浮起。此外, 如果悬浮颗粒的直径能尽量大些, 它与空气泡的结合体若能尽量大时, 其上浮速度也越大, 气浮的效率越高。

那么悬浮颗粒是如何和空气泡粘附在一起呢?

由于液面上的空气分子的密度远远小于液体内部分子的密度, 因此液体表面层的分子所受的力是不平衡的, 始终受到一个拉向液体内部的力 f (图 7-3), 使液

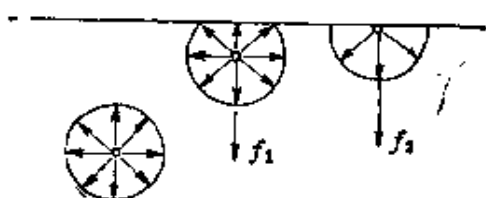


图 7-3 液体表面和内部分子受力示意图

面的分子有趋向于稀疏的倾向, 而分子间的互相引力则力图克服这种倾向, 因此, 液体表面层的分子比液体内的分子层潜在有多余的“自由能”, 界面越大自由表面能越大。根据热

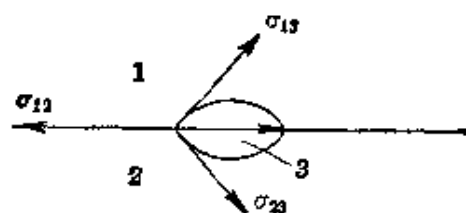


图 7-4 三相界面表面能作用示意图

力学第二定律, 任何自由能都有自动趋向于最小的趋势, 球的表面积最小, 故其表面能最小最稳定。人们常常以表面张力(界面张力)来表示单位界面上的自由能(尔

格/厘米²), 而实际上在两相的界面上并不存在什么真正的表面张力, 只有在三相周界上才存在着界面张力。它是各自两相界面层的自由表面能作用的结果, 也只有此时才呈现表面张力的作用如图 7-4 所示。

图 7-5 是三相界面上呈现表面张力的例子, 由图 7-5(a) 所示, 若在三相界面处取一附着层 α , 当由于 f_1 的作用而使附着层 α 的密度增大时, 附着层 α 中的分子所受的斥力 R 大于引力 P_i ($R > P_i$), 此时出现了表面张力 T , 指向液体内部, 使三相界面处于图 7-5(b) 所示的平衡状态, 此时表面能则以表面张力的形式显示出来。

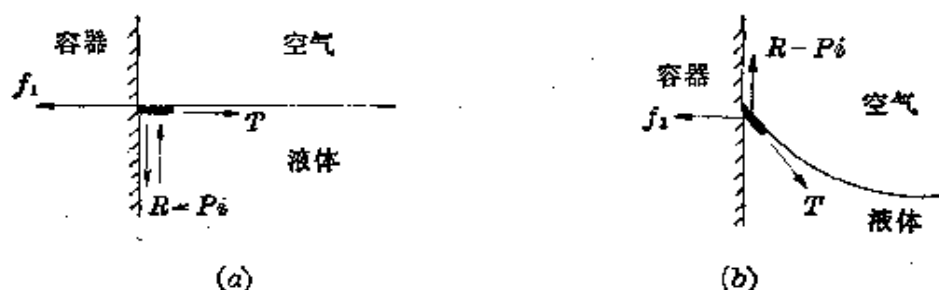


图 7-5 固液界面表面张力现象

f_1 —附着层 α 受到的垂直于器壁的力;
 R —液下分子的斥力;
 P_i —液下分子的引力;
 T —表面张力

下面试分析气、固、液三相界面之间表面能的关系(图 7-6):

分别沿气-固、气-液、固-液界面的切线方向作切线, 则得界面能 $\sigma_{\text{气固}}$ 、 $\sigma_{\text{气液}}$ 、 $\sigma_{\text{固液}}$ 三者存在着如下的关系

$$\sigma_{\text{气固}} = \sigma_{\text{水固}} + \sigma_{\text{水气}} \cos \theta$$

由式可见当 $90^\circ < \theta \rightarrow 180^\circ$ 时, $\sigma_{\text{气固}} < \sigma_{\text{水固}}$, 由于固体与气泡之间的界面能小于固体与水之间的界面能, 根据热力学第

二定律,必然是气体与固体牢固的结合在一起。具有这种性质的颗粒极易粘附上空气泡而浮起,这类的物质一般称作憎水性物质,可以用气浮方法去除。当 $90^\circ > \theta \rightarrow 0^\circ$ 时, $\sigma_{\text{气固}} > \sigma_{\text{水固}}$, 这时固体与水之间的界面能小于固体和气体之间的界面能,因此固体和水就牢固地

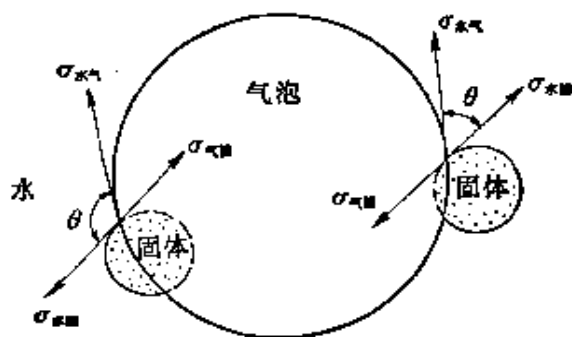


图 7-6 气、固、液三相界面的界面能示意图

结合在一起,气泡不易与固体粘附在一起,这类物质称作亲水性物质。当 $\theta = 90^\circ$ 时, $\sigma_{\text{水固}} = \sigma_{\text{气固}}$, 这类物质能粘附上空气泡,但不及憎水性物质牢固。可见气浮法最适用于去除水中的憎水性悬浮物和胶状物(如油珠、矿粉等),国内外实践证明生物处理后的活性污泥,生物膜的亲水性不强,浮选性好,虽然比重大于“1”,可以用气浮的方法使它与水分离。

这就是悬浮颗粒与空气泡结合时的接触粘附过程,除了按此形式结合以外,悬浮颗粒尚可以通过拦集、网罗空气泡的形式与空气泡结合在一起。

2. 提高气浮效率的方法

从上述的讨论可知,除了 $(\rho_s - \rho)$ 、 d 、 μ 等因素对气浮有影响以外,还受悬浮颗粒本身的物理化学性质(颗粒的憎水性和亲水性)、空气泡的直径、数量的影响。如空气泡数量越多、直径越小,颗粒接触粘附,拦集、网罗空气泡的机会越多,可能性越大,气浮效果越好。根据上述几个影响因素可以改善气浮条件提高气浮效率。

(1) 亲水性物质,可以投加捕集剂的方法,预先使亲水性

颗粒憎水化,然后再进行气浮分离。

捕集剂是有机的不对称极性的表面活性物质,如天然油类、脂类、煤馏油等。习惯上用 $\text{O}-$ 表示,其圆头端表示极性基,是亲水性的,尾端表示非极性基团,是憎水性的,有时又称这类物质为两亲分子,即对亲水和憎水性物质都亲的意思。

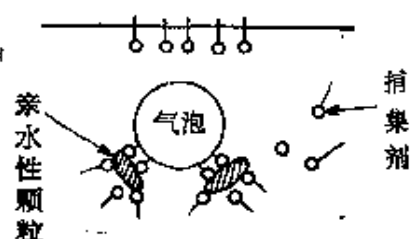


图 7-7 投加捕集剂
后亲水性物质与空
气泡粘附示意

由于水是强极性分子 $(\oplus-)$,而空气中的 N_2 、 O_2 是非极性分子,因此水与空气之间的极性差很大,界面能也很大,当加入捕集剂后,捕集剂的极性端与水分子相吸附,非极性端则力图与空气相作用,以降低界面上的极性差、缩小其自由表面能,由于自由能有

力趋缩小的特点,因此,捕集剂有自动向表面集中以降低表面能的自发倾向(图 7-7)。当水中有欲去除的亲水性颗粒时,捕集剂的极性基团便选择性地吸附于亲水性颗粒表面,而非极性基团朝向水,使颗粒由亲水性变成憎水性而粘附上空气泡,随空气泡一起浮上水面(图 7-7)。

(2) 粒径较小或某些溶解物质(如放射性同位素),可以通过投加混凝剂的方法改变它的粒径或状态,然后进行气浮分离。

硫酸铝、三氯化铁、二氯化亚铁等(废水中含硫化物时,不宜用含铁的混凝剂,否则会产生硫化铁)可以作为气浮时的混凝剂,混凝剂的投加一方面可以吸附废水中的细小颗粒或某些溶解物质,使其絮凝。另一方面可以压缩双电层,缩小颗粒与水之间的 ξ 电位,当压缩到等电位点时, ξ 电位等于“0”,此时颗粒呈中性,外电场对它不再起作用,成为憎水性,易粘

附上空气泡而上浮到水面。

(3) 通过投加泡沫剂和气浮设备本身的不断改善,产生多而细的空气泡。空气泡的直径越小数量越多,其表面积越大,接触粘附悬浮颗粒的机会就越多,浮选效果也就越好。

泡沫剂是有机的不对称极性的表面活性物质,如酚类、松油、醇类和某些合成洗涤剂等,泡沫剂可以改变空气泡的粗度、提高空气泡的分散性和促进气泡的稳定性,但泡沫剂的用量应适当控制,过多的泡沫剂会带来严重的乳化现象而恶化气浮条件、降低气浮效率。

三、压力溶气气浮的方式及设备

气浮设备形式颇多,其实质在于溶气方法和产生气泡的粗度不同,主要有以下三种形式:① 压力溶气气浮;② 真空溶气气浮;③ 机械剪切空气气浮。由于压力溶气气浮产生的气泡较小(小于100微米),同时它可以根据要求的处理效果控制废水中的溶气量,因此它的适用范围较广,在悬浮物浓度较高(4000~5000毫克/升)时也可以使用,上海第五、第二毛纺厂都采用这种形式。在此仅介绍压力溶气气浮。

压力溶气气浮(图7-8)是用水泵将废水加压到3~4大气压,同时注入空气,在上述压力下,溶气罐中使空气溶解于水中。废水经过减压阀进入气浮池(浮选池),由于突然减到

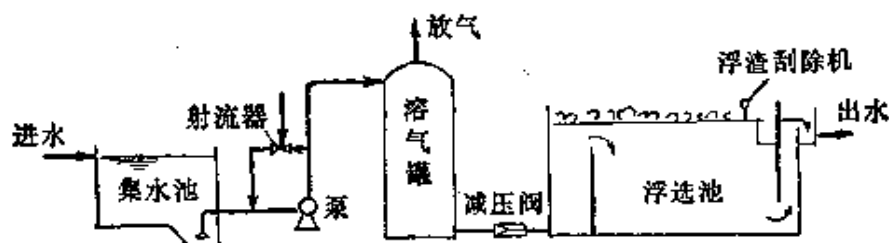


图 7-8 压力溶气气浮法流程示意图

常压，这时溶解于废水中的空气便形成许多细小的空气泡逸出进行气浮，悬浮杂质被浮到液面形成浮渣层用刮除机刮到浮渣收集槽排出，澄清水流经挡板由集水槽集中流出。

1. 压力溶气气浮的主要方式

(1) 废水全部进行加压溶气气浮法 (图 7-8) 目前国内的炼油厂都是采用这种方式除油，这种流程动力消耗比部分废水加压溶气气浮法要大，若预先混凝时则会打碎矾粒。

(2) 部分废水加压溶气气浮法 (图 7-9) 当污水要预先混凝时采用这种方式较好，因为它不致于使已结好的矾粒被水泵叶轮打碎，此外动力消耗也较低。

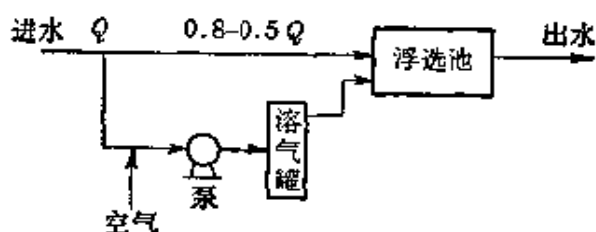


图 7-9 部分废水加压溶气气浮法流程示意图

(3) 已处理过的废水回流加压溶气气浮法 (图 7-10) 采用这种方法时，回流水可以用气浮处理过的水或其他方法处理

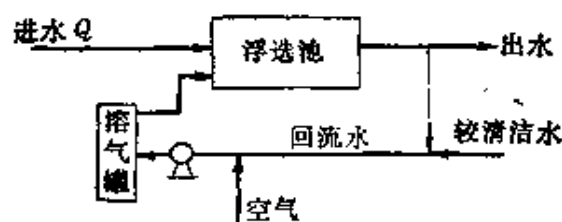


图 7-10 已处理过的废水回流加压溶气气浮法流程示意图

理后较清洁的水，由于进行溶气的水较为清洁，因此溶气程度较高，相应地动力消耗较低。

一般情况下回流量 $Q_{\text{回}}$

$\leq Q$ ，如上海第二毛纺厂

$Q_{\text{回}} = 0.5Q$ ，上海第五毛

纺厂 $Q_{\text{回}} = Q$ 。当污染杂质浓度非常高时（几千毫克/升），宜采用 $Q_{\text{回}} > Q$ ，例如对活性污泥进行气浮浓缩时，由于污泥固体较

多,要求有较多的空气泡才足以使它们浮起,采用这种方法后一方面能保证有足够多的空气量,另一方面还可保持活性污泥絮状体的结构不变,使其能最大限度的拦集、网罗空气泡,且由于大量回流水的稀释,降低了污水浓度,使污泥和空气泡的聚合体能较快地浮至液面。

2. 压力溶气气浮的设备

从上面的各流程图可以看到压力溶气气浮的主要设备有溶气罐、浮选池、泵、空压机(或射流器)。在此仅简单介绍一下溶气罐和浮选池。

(1) 溶气罐(图 7-11) 溶气罐的形式颇多,但主要有下面几种:

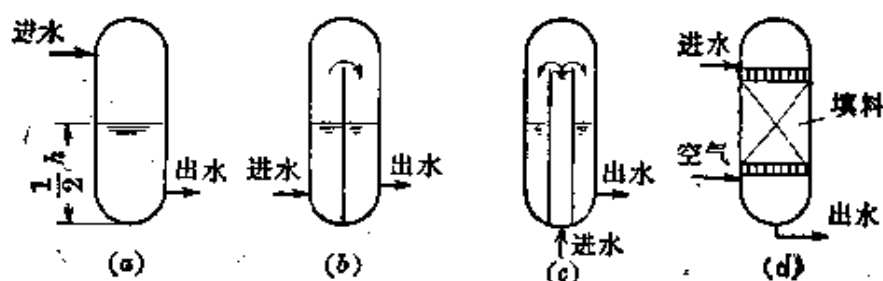


图 7-11 几种形式溶气罐示意图

实践证明形式(a)的体积利用系数较低,溶气效率在60%以下,因此可加隔板或填料以提高溶气程度,据给水方面的经验形式(d)的溶气效率可达90%。实践表明溶气效率的好坏,关键在于水与气接触情况如何,而不在于停留时间。

液体在溶气罐中的设计停留时间约0.5~4分钟,较多采用2~3分钟,压力可为2~5大气压,较多采用3~4大气压。罐顶应设安全阀和放气阀以保证溶气罐正常运行。设计时 $H:D \approx 2:1$ 较好。

(2) 浮选池(气浮池) 浮选池有平流式或竖流式。当水量大,悬浮颗粒比水轻时用平流式较好,气浮分离的时间按水

质情况不同而异,一般设计停留时间为20分钟~1小时。应注意并不是分离时间越长越好,如用于生物污泥分离,时间过长反而下沉。反应时间约为3~10分钟。

下面介绍几个经验参数:

平流式: 工作水深(H)一般采用1.5~2.0米,每格池宽(B)约2~4.5米,池中流速为4~15毫米/秒, $H/B \leq 0.3$, $L/B > 4$, 表面负荷率为2~10米³/米²·时。

竖流式: 直径一般在9~10米以内,池深(H)约为4~5米。

以上参数主要适用于去除乳化油的气浮池,对于各种不同废水处理,由于经验较少,所以要通过一些试验来确定。

3. 空气量及溶气水量(回流比)的计算

(1) 浮选池中所需要的空气量 目前已知,只有欲气浮颗粒粘附上一定数量的空气泡以后才能浮起,因此必须计算出空气的总需要量,才能选择空压机及确定所必须的溶气水量。空气需要量与废水的悬浮颗粒浓度有关,悬浮物越多所需空气量越大,据目前所了解资料大致可按下面两种参数计算:

① 当悬浮固体浓度小于1000毫克/升时,每除去一公斤干固体需要空气量为20~35升^[5]。

② 每除去一公斤干固体需要空气量为0.03~0.1公斤^[6]。经上述两个指标换算后基本接近,前者略低些。

例: 污水悬浮物浓度为200毫克/升,水量为100米³/时,水温为30°C

$$\text{所需空气量 } q = \frac{200 \times 100 \times 35}{1000} = 700 \text{ 升/时}$$

(2) 溶气水量的计算 空气在水中的溶解度与压力、水温、水质有关,用亨利定律可表示这一关系:

$$A = K_T P$$

式中: A ——空气在水中的溶解度, (升/米³);

P ——绝对压力, 以毫米汞柱计, 1 公斤/厘米² = 736 毫米汞柱;

K_T ——溶解系数, 随温度上升而减少。空气在水中的 K_T 可参看表 7-2。

表 7-2 各种温度下的 K_T 值

温 度 (°C)	0	10	20	30	40	50
K_T	0.038	0.029	0.024	0.021	0.018	0.016

当知道溶气罐的压力、释放后的压力及水温时, 便可求出每立方米溶气水所能释放的空气量。

例: 由前例可知, 若溶气罐压力是 4 公斤/厘米², 减压后压力是 1.2 公斤/厘米² (均为绝对压力)。

4 公斤/厘米² 时的溶解度

$$A_1 = 0.021 \times 4 \times 736 = 61.8 \text{ 升/米}^3$$

1.2 公斤/厘米² 时的溶解度

$$A_2 = 0.021 \times 1.2 \times 736 = 18.5 \text{ 升/米}^3$$

故溶气水能释放的空气量 = $A_1 - A_2$

$$= 61.8 - 18.5 = 43.3 \text{ 升/米}^3$$

$$\text{所需要的溶气水量} = \frac{700}{43.3} = 16.2 \text{ 米}^3/\text{时}$$

$$\text{回流比} = 16.2\%$$

由于计算过程中的 K_T 是用蒸馏水求得的, 进入溶气罐的空气不会全部被溶解和污水中可能有还原性物质要消耗氧, 因此在实际应用中还要乘上系数。

此系数因水质水温的不同而变化, 可以通过实验或根据经验来确定, 一般约为 1.1~1.7 左右, 上述例题中的溶气水量若乘上系数后约为 17.8~27.6 米³/时, 故实际要求的回流比应为 18~28%。

四、结 束 语

随着工业的迅速发展和规模的扩大, 如何进一步研究更经济、更先进的污水处理方法和提高现有处理设备的效率是个重要课题。而气浮法作为一种去除废水中不溶性物质和某些溶解物质的方法是可探讨的。

(1) 当采用活性污泥法处理含有大量表面活性物质的废水时, 由于表面活性剂的存在, 在曝气池中会产生大量的泡沫, 造成运行管理困难, 如以生物凝聚气浮法代替初次沉淀池似乎是可取的, 因为它可以改善废水的充氧情况, 有利于曝气池的处理, 同时由于部分表面活性物质被去除(40~60% 左右), 可以改善曝气池的运行条件。

(2) 气浮法用于代替二次沉淀池时, 可以提高出水水质(包括表面活性剂、悬浮物、细菌等指标), 更重要的是它能克服污泥膨胀带来的种种问题。

(3) 压力溶气气浮法的主要缺点是增加了运行管理费用, 若能以叶轮式气浮或用多孔材料供气的气浮则可克服这一缺点, 但其运行管理较复杂。

(4) 实践证明, 妥善解决溶气水的布水及气体分布, 对于提高气浮效率是十分重要的。

同济大学 章非娟

1981年9月 8日

#408308

0.29

参 考 资 料

- [1] Предварительная очистка городских сточных вод с использованием способа флотационной биоконгуляции, водоснабжение и санитарная техника (1977).
- [2] 上海第五毛纺织厂、同济大学, 表曝浮选法处理毛纺织厂生产废水试验小结 (1976)。
- [3] 上海第二毛纺织厂、同济大学, 塔滤-浮选法处理毛纺厂生产污水试验小结 (1976)。
- [4] 上海市污泥脱水协作小组, 剩余活性污泥脱水试验总结。
- [5] А. М. Мацнев, очистка сточных вод флотацией (1976).