

建设部“九五”
重点教材

排水工程

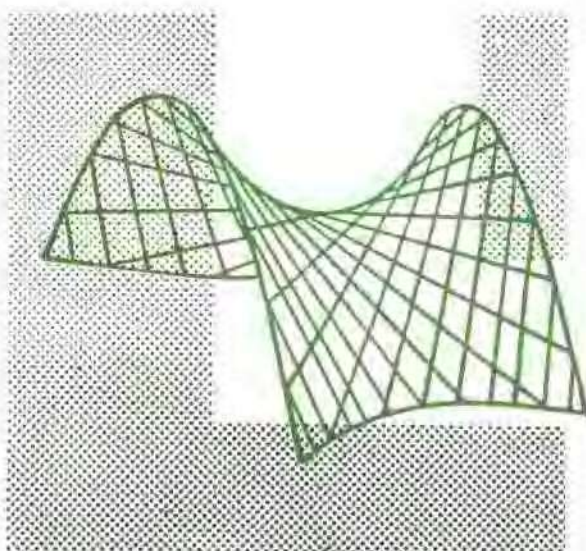
下册

(第四版)

张自杰 主编 顾夏声 主审

张自杰 林荣忱 金儒霖 编

● 中国建筑工业出版社



建设部“九五”重点教材 高等学校推荐教材

排 水 工 程

下 册

(第 四 版)

张自杰 主编

顾夏声 主审

张自杰 林荣忱 金儒霖 编

中国建筑工业出版社

图书在版编目(CIP)数据

排水工程/张自杰主编;林荣忱等编. —4版. —北京:中国建筑工业出版社,1999

建设部“九五”重点教材 高等学校推荐教材

ISBN 7-112-04030-2

I. 排… II. ①张…②林… III. 排水工程-高等学校-教材 IV. TU992

中国版本图书馆 CIP 数据核字(1999)第 53279 号

《排水工程》下册主要内容是城市污水处理与工业废水处理技术。全书共分三部分。

第一部分为总论,主要阐述污水和污染物质的形成、形态、分类;污染特征与污染指标;各类地面水体(河流、湖泊、海洋)污染造成的危害及其自净规律和数学模型;有关的水质标准和水污染防治方面的法则等。

第二部分为城市污水处理技术,对包括深度处理与回用在内的城市污水处理系统和各种处理技术单元,从基础理论到处理设备的工作原理、构造特点以及设计、计算等方面都作了全面、系统和比较深入的阐述

在本部分内,对污泥处理与处置技术,也作了系统、深入的介绍。

第三部分为工业废水处理技术。工业废水处理技术在本书内自成体系,从工业废水的形成、分类、污染特征开始,根据工业废水的特征,按物理处理法、化学处理法、物理化学处理法以及生物处理法,分别地作了较全面的阐述。

本书为高等工业学校四年制本科给水、排水工程专业教学用书,也可供从事给水、排水及环境工程方面的设计、施工、运行管理以及科研工作的技术人员参考使用。

建设部“九五”重点教材 高等学校推荐教材

排 水 工 程

下 册

(第 四 版)

张自杰 主编

顾夏声 主审

张自杰 林荣忱 金儒霖 编

*

中国建筑工业出版社出版(北京西郊百万庄)

新华书店总店科技发行所发行

北京市彩桥印刷厂印刷

*

开本:787×1092毫米 1/16 印张:41 字数:992千字

2000年6月第四版 2000年6月第九次印刷

印数:113,186—125,185册 定价:41.40元

ISBN 7-112-04030-2

TU·3158(9437)

版权所有 翻印必究

如有印装质量问题,可寄本社退换

(邮政编码 100037)

前 言

《排水工程》下册第三次修订版(推荐教材)于1996年6月出版。出版后受到兄弟院校的老师、同学以及社会同行们的关爱,这对我们既是鼓励也是鞭策。

三年来随着我国教育改革的继续深入,在教材建设问题上,出现了重要的新情况,由国家确定了一批国家级及部、委级的重点教材。本书荣幸地被定为建设部“九五”重点教材。

环境保护与可持续发展是我国国策,得到我国广大群众的衷心拥护,并已成为人们的自觉行为。我国水环境污染形势仍很严峻,国家对此制定了相应的政策,将三河(海河、淮河、辽河)、三湖(太湖、滇池、巢湖)定为重点限期达标治理对象,并对我国江、河、湖泊、近海污染防治以及城市污水与工业废水的处理率、回用率制定了近期和远期的明确指标。

几年来,在国内、外,水环境保护与污水处理理论与技术又取得了新的成就与发展。我国对国家标准《污水综合排放标准》(GB 8978—88)和《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)进行了修订与增补。在这种形势下,对《排水工程》下册的修订势在必行,并提出了更高质量的要求。

这次对本书修订的原则是:对本书某些内容作全面调整,使其能够与新修订颁布的国家标准和规范相适应;适量地纳入污水处理的新理论和行之有效的新技术、新工艺、新设备。力求使本书在内容上能够符合国家对重点教材提出的高质量要求。

本书的第一版(1981年)和第二版(1986年)由我国污水处理的先辈学者陶葆楷教授主审,钱易、黄铭荣二位先生审定。参加编写的,除本版三位编者外,还有:李猷文、周帆、廖文贵、马中汉、杨宝林等先生。

先辈学者和各位先生付出的辛劳为本书的第三版以至第四版的修订出版奠定了基础,这是不可磨灭的也是我们永志不忘的。

本书仍由张自杰、林荣忱、金儒霖三人执笔编写,张自杰主编,仍请德高望重的清华大学教授,中国工程院资深院士顾夏声先生担任主审。

编写人的具体分工仍同第三版。因水平所限,本书错误和不当之处,欢迎广大同行批评、指正。

第三版前言

《排水工程》下册修订第二版于1986年出版,迄今已近10年。这个期间正值我国执行“七五”、“八五”两个5年计划期间。在我国经济高速发展的同时,污水处理事业也取得了较大的发展,已有一批城市兴建了污水处理厂,一大批工业企业建设了工业废水处理厂(站),更多的城市和工业企业在规划、筹建和设计污水处理厂。水污染防治、保护水环境,造福子孙后代的思想也更加深入人心。

近几十年来,污水处理技术无论在理论研究方面还是在应用方面,都取得了一定的进展,新工艺、新技术大量涌现,如在污水生物处理领域,出现了AB法工艺,间歇式(序列式)活性污泥法,脱氮、除磷的A—O系统,同步脱氮除磷的A—A—O系统等;氧化沟系统和高效低耗的污水自然处理技术,如各种类型的稳定塘、土地处理系统、湿地系统都取得了长足的进步和应用。

由于环境污染加剧且能源短缺,促进了厌氧生物处理技术的大发展,一批新型高效的厌氧生物处理反应器,如厌氧生物滤池、升流式厌氧污泥床、厌氧流化床等相继问世,受到了广泛的关注,把污水厌氧处理技术的理论与应用推向了新的高度。

这些新工艺、新技术已成为水污染防治领域的热门研究课题。我国“七五”(1986~1990)、“八五”(1991~1995)期间,在国家科委、建设部、国家环境保护局的组织与领导下,广泛、深入地开展了这些课题的科学研究工作,取得了一批令人瞩目的研究成果。

不应回避,我国面临水资源短缺的严重现实,北方一些城市人民生活水平的提高和工农业生产的发展已受到水资源不足的制约。城市污水和工业废水回用,以城市污水作为第二水源的趋势,不久将成必然。这就是我国污水事业面临的现实。

现在在高等学校本专业学习的和即将进入本专业学习的青年学子,是跨世纪的工程技术人材,必须使他(她)们深刻地了解这种形势,掌握并发展污水处理新工艺、新技术。

为了适应污水处理技术领域的新形势,《排水工程》下册,进一步修订、增补势在必行。

1990年本专业第一届专业指导委员会第二次工作会议在长沙召开,会上制定并通过了“推荐教材编写与审查章程”,并对本专业第三轮教材作了规划、安排。经讨论决定,《排水工程》(上、下册),在第三轮教材中按推荐教材出版。

几年来,本书在编写、审查上严格按照“章程”规定的程序进行。本书由张自杰、林荣忱、金儒霖三人执笔,张自杰主编。1993年完成了初稿,请清华大学钱易教授(中国工程院院士)、重庆建筑大学龙腾锐教授进行初审,编写人按初审意见作了修改。1994年在太原召开的专业指导委员会第六次工作会议上,讨论、通过本书作为推荐教材出版,并确定请清华大学顾夏声教授(中国工程院院士)担任主审,1995年5月定稿。

各篇、章编写人的具体分工是:金儒霖(第1篇第1章、第2章、第2篇第3章、第8章,共4章);张自杰(第2篇第4、5、6、7、9,共5章);林荣忱(第3篇第10、11、12、13、14章;共5章)。

在本书编写过程中,编写人之间保持着密切的联系,多次集体磋商、研究,讨论本书的体系、内容,将现在行之有效、工艺成熟的新技术尽行纳入,也适当地收入我国“八五”期间在污水处理领域所取得的某些科研成果,力求使本书在内容和体系上能够适应当前和今后一段时间水污染防治形势发展的需要,达到国家教委对推荐教材提出的高质量要求。

因编写人水平所限,本书错误和不当之处在所难免,欢迎广大同行批评、指正。

目 录

第1篇 总 论

第1章 污水的性质与污染指标	1
1.1 污水	1
1.2 城市污水的性质与污染指标	2
1.2.1 污水的物理性质及指标	2
1.2.2 污水的化学性质及指标	3
1.2.3 污水的生物性质及指标	11
第2章 水体污染与自净	13
2.1 水体污染及其危害	13
2.1.1 水体的物理性污染及危害	13
2.1.2 无机物污染及危害	14
2.1.3 有机物污染及危害	19
2.1.4 病原微生物污染及危害	20
2.2 水体自净的基本规律	20
2.2.1 水体的自净作用	20
2.2.2 水体水质基本模型	24
2.2.3 二维水体水质模型的应用	26
2.2.4 河流氧垂曲线方程——菲里普斯(Phelps)方程	37
2.2.5 湖泊、水库本体水质模型	41
2.3 水环境保护	43
2.3.1 水体水质评价	43
2.3.2 水环境容量	45
2.3.3 我国水环境法规与标准	51
2.4 污水处理基本方法与系统	52

第2篇 城市污水处理

第3章 污水的物理处理	54
3.1 格栅	54
3.1.1 格栅分类	54
3.1.2 格栅的设计	57
3.2 破碎机	60
3.2.1 概述	60
3.2.2 破碎机的构造与安装	60
3.3 沉淀理论	61

3.3.1	概述	61
3.3.2	沉淀类型的分析	62
3.3.3	理想沉淀池原理	68
3.3.4	实际沉淀池与理想沉淀池之间的误差	70
3.4	沉砂池	72
3.4.1	平流沉砂池	72
3.4.2	曝气沉砂池	74
3.4.3	多尔沉砂池	76
3.4.4	钟式沉砂池	77
3.5	沉淀池	77
3.5.1	平流式沉淀池	78
3.5.2	普通辐流式沉淀池	84
3.5.3	向心辐流式沉淀池	86
3.5.4	竖流式沉淀池	89
3.5.5	斜板(管)沉淀池	91
第4章	污水的生物处理(一)	
	——活性污泥法	94
4.1	活性污泥法的基本原理	94
4.1.1	活性污泥处理法的基本概念与流程	94
4.1.2	活性污泥的形态与活性污泥微生物	95
4.1.3	活性污泥净化反应过程	99
4.2	活性污泥净化反应影响因素与主要设计、运行参数	101
4.2.1	活性污泥净化反应影响因素	101
4.2.2	活性污泥处理系统的控制指标与设计、运行操作参数	105
4.3	活性污泥反应动力学基础	113
4.3.1	概述	113
4.3.2	莫诺(Monod)方程式	114
4.3.3	劳伦斯-麦卡蒂(Lawrence-McCarty)方程式	118
4.4	活性污泥处理系统的运行方式与曝气池的工艺参数	122
4.4.1	传统活性污泥法处理系统	123
4.4.2	阶段曝气活性污泥法系统	123
4.4.3	再生曝气活性污泥法系统	124
4.4.4	吸附-再生活性污泥法系统	125
4.4.5	延时曝气活性污泥法系统	126
4.4.6	高负荷活性污泥法系统	127
4.4.7	完全混合活性污泥法系统	127
4.4.8	多级活性污泥法系统	128
4.4.9	深水曝气活性污泥法系统	128
4.4.10	深井曝气活性污泥法系统	128
4.4.11	浅层曝气活性污泥法系统	129
4.4.12	纯氧曝气活性污泥法系统	130
4.5	活性污泥处理系统的新工艺	132
4.5.1	概述	132

4.5.2	氧化沟	132
4.5.3	间歇式活性污泥处理系统	137
4.5.4	AB 法污水处理工艺	141
4.6	曝气的理论基础	143
4.6.1	氧转移原理	143
4.6.2	氧转移的影响因素	146
4.6.3	氧转移速率与供气量的计算	148
4.7	曝气系统与空气扩散装置	150
4.7.1	鼓风曝气系统与空气扩散装置	151
4.7.2	机械曝气装置	157
4.8	活性污泥反应器——曝气池	162
4.8.1	曝气池的分类	162
4.8.2	推流式曝气池	163
4.8.3	完全混合式曝气池	166
4.9	活性污泥处理系统的工艺设计	168
4.9.1	概述	168
4.9.2	曝气池(区)容积的计算	169
4.9.3	曝气系统与空气扩散装置的计算与设计	173
4.9.4	污泥回流系统的设计与剩余污泥的处置	177
4.9.5	二次沉淀池	180
4.9.6	曝气沉淀池各部位尺寸的确定	182
4.9.7	处理水的水质	183
4.9.8	设计举例	183
4.10	活性污泥处理系统的维护管理	194
4.10.1	活性污泥处理系统的投产与活性污泥的培养驯化	194
4.10.2	活性污泥处理系统运行效果的检测	196
4.10.3	活性污泥处理系统运行中的异常情况	197
第 5 章 污水的生物处理(二)		
——生物膜法		199
5.1	概述	199
5.1.1	生物膜的构造及其对有机物的降解	199
5.1.2	生物膜处理法的主要特征	200
5.2	生物滤池	201
5.2.1	概述	201
5.2.2	普通生物滤池	202
5.2.3	高负荷生物滤池	206
5.2.4	塔式生物滤池	216
5.2.5	曝气生物滤池	221
5.3	生物转盘	222
5.3.1	概述	222
5.3.2	生物转盘的组成与构造特点	224
5.3.3	生物转盘处理系统的工艺流程与组合	226
5.3.4	生物转盘的计算与设计	227

5.3.5 生物转盘处理技术的进展	239
5.4 生物接触氧化	241
5.4.1 概述	241
5.4.2 生物接触氧化处理技术的工艺流程	243
5.4.3 生物接触氧化池的构造及形式	244
5.4.4 生物接触氧化池的计算	248
5.4.5 生物接触氧化处理技术的应用	251
5.5 生物流化床	253
5.5.1 概述	253
5.5.2 生物流化床的工艺类型	254
5.5.3 生物流化床的构造	256
第6章 污水的自然生物处理	258
6.1 稳定塘	258
6.1.1 概述	258
6.1.2 稳定塘的净化机理	260
6.1.3 好氧塘	270
6.1.4 兼性塘	272
6.1.5 厌氧塘	274
6.1.6 曝气塘	277
6.1.7 深度处理塘	279
6.1.8 控制出水塘	281
6.2 污水的土地处理系统	282
6.2.1 概述	282
6.2.2 土地处理系统对污水的净化作用机理	283
6.2.3 污水土地处理系统工艺	283
第7章 污水的深度处理与回用	292
7.1 概述	292
7.2 悬浮物的去除	293
7.2.1 概述	293
7.2.2 混凝沉淀	294
7.2.3 过滤技术	294
7.3 溶解性有机物的去除	296
7.3.1 活性炭吸附	296
7.3.2 臭氧氧化处理	298
7.4 溶解性无机盐类的去除	300
7.4.1 概述	300
7.4.2 脱盐技术	301
7.5 污水的消毒处理	304
7.5.1 消毒方法	304
7.5.2 液氯消毒	304
7.5.3 臭氧消毒	305
7.5.4 次氯酸钠消毒	305
7.5.5 紫外线消毒	305

7.6 脱氮技术	306
7.6.1 概述	306
7.6.2 氮的吹脱去除	306
7.6.3 生物脱氮原理	308
7.6.4 生物脱氮工艺	312
7.7 除磷技术	315
7.7.1 混凝沉淀除磷技术	315
7.7.2 生物除磷原理	318
7.7.3 生物除磷工艺	319
7.8 同步脱氮除磷技术	320
7.8.1 巴颠甫(Bardenpho)脱氮除磷工艺	320
7.8.2 A—A—O法同步脱氮除磷工艺	321
7.8.3 生物转盘同步脱氮除磷工艺	322
7.9 城市水资源的合理开发与利用	323
7.9.1 世界与我国水资源现状	323
7.9.2 城市污水水资源化与再生利用	324
7.9.3 城市污水再生利用与水质要求	325
7.9.4 城市污水回用的处理系统	325
第8章 污泥的处理	328
8.1 污泥的分类、性质与排除	328
8.1.1 污泥的分类、性质及性质指标	328
8.1.2 污泥量及污水处理厂干固体物质平衡	331
8.1.3 污泥的输送	333
8.1.4 污泥流动的水力特性与水力计算	336
8.2 污泥浓缩	338
8.2.1 污泥重力浓缩	338
8.2.2 污泥气浮浓缩	347
8.2.3 污泥的其他浓缩法	352
8.3 污泥的厌氧消化	353
8.3.1 厌氧消化的机理	353
8.3.2 厌氧消化动力学	356
8.3.3 厌氧消化的影响因素	357
8.3.4 厌氧消化池池形、构造与设计	361
8.3.5 两级厌氧消化	366
8.3.6 两相厌氧消化	370
8.3.7 消化池的运行与管理	371
8.3.8 自然消化——双层沉淀池(殷霍夫池)	372
8.4 污泥的好氧消化	373
8.4.1 好氧消化的机理	373
8.4.2 好氧消化池的构造及工艺设计	373
8.5 沼气利用	376
8.5.1 沼气脱硫	377
8.5.2 沼气利用	378

8.6 污泥的自然干化	380
8.6.1 污泥自然干化场的分类与构造	380
8.6.2 干化场的脱水特点及影响因素	380
8.6.3 干化场的设计	381
8.7 污泥消毒	381
8.7.1 巴氏消毒法(即低热消毒法)	382
8.7.2 石灰稳定法	382
8.7.3 加氯消毒法	382
8.8 污泥的机械脱水	383
8.8.1 机械脱水前的预处理	383
8.8.2 机械脱水的基本原理与比阻	386
8.8.3 真空过滤脱水	389
8.8.4 压滤脱水	391
8.8.5 滚压脱水	393
8.8.6 离心脱水	394
8.9 污泥的干燥	396
8.9.1 污泥干燥器分类	396
8.9.2 干燥器的干燥流程	397
8.9.3 干燥器的比较与选用	398
8.10 污泥焚烧	399
8.10.1 完全焚烧	399
8.10.2 湿式燃烧——不完全焚烧	402
8.11 污泥的最终处置与利用	404
8.11.1 农肥利用与土地处理	404
8.11.2 污泥堆肥	406
8.11.3 污泥制造建筑材料	408
8.11.4 污泥裂解	410
8.11.5 污泥填地与填海造地	410
8.11.6 投海	411
第9章 城市污水处理厂的设计	412
9.1 概述	412
9.1.1 城市污水的组成与水质特征	412
9.1.2 城市污水处理厂设计水质	413
9.1.3 城市污水处理厂的设计水量	413
9.1.4 正确处理工业废水与城市污水处理的关系	414
9.2 设计步骤	416
9.2.1 设计的前期工作	416
9.2.2 扩大初步设计	417
9.2.3 施工图设计	418
9.3 城市污水处理厂厂址的选择	418
9.4 污水处理工艺流程的选定	419
9.4.1 处理工艺流程选定应考虑的因素	419
9.4.2 城市污水处理工艺的典型流程	421

9.5 污水处理厂的平面布置与高程布置	421
9.5.1 污水处理厂的平面布置	421
9.5.2 污水处理厂的高程布置	425
9.6 污水处理厂的配水与计量	432
9.6.1 处理构筑物之间连接管渠的设计	432
9.6.2 配水设备	432
9.6.3 污水计量设备	432
9.7 污水处理厂的验收、运行管理、水质监测与自动控制	435
9.7.1 污水处理构筑物的验收	435
9.7.2 污水处理厂的调试	435
9.7.3 污水处理厂的运行管理	435
9.7.4 污水处理厂的水质监测	436
9.7.5 污水处理厂运行的自动控制	436
9.8 城市污水处理厂的国内实例	437
9.8.1 天津纪庄子污水处理厂	438
9.8.2 邯郸市东污水处理厂	440
 第3篇 工业废水处理	
第10章 工业废水处理概论	442
10.1 概述	442
10.1.1 工业废水的分类	442
10.1.2 工业废水对环境的污染	443
10.2 工业废水污染源调查	443
10.2.1 控制工业废水污染源的基本途径	443
10.2.2 污染源调查	445
10.3 废水的排放标准	445
10.3.1 国家标准《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)	445
10.3.2 部级标准《污水排入城市下水道水质标准》(CJ 18—86)	445
10.3.3 国家标准《农田灌溉水质标准》(GB 5084—92)	446
10.4 工业废水处理方法概述	446
10.4.1 废水处理方法	446
10.4.2 废水处理方法的选择	446
第11章 工业废水的物理处理	448
11.1 调节池	448
11.1.1 水量调节池	448
11.1.2 水质调节池	448
11.1.3 分流贮水池	452
11.1.4 调节池的搅拌	452
11.2 离心分离	453
11.2.1 离心分离原理	453
11.2.2 离心分离设备	453
11.3 除油	457

11.3.1	含油废水的来源及污染特征	457
11.3.2	除油装置	457
11.3.3	污油的脱水	463
11.4	过滤	464
11.4.1	颗粒材料过滤	464
11.4.2	多孔材料过滤	468
第 12 章	工业废水的化学处理	471
12.1	中和	471
12.1.1	概述	471
12.1.2	酸碱废水互相中和法	472
12.1.3	药剂中和法	473
12.1.4	过滤中和法	479
12.2	化学沉淀	483
12.2.1	概述	483
12.2.2	氢氧化物沉淀法	483
12.2.3	硫化物沉淀法	486
12.2.4	钡盐沉淀法	488
12.3	药剂氧化还原	488
12.3.1	药剂氧化法	488
12.3.2	药剂还原法	492
12.4	臭氧氧化	494
12.4.1	臭氧的物理化学性质	494
12.4.2	臭氧的制备	495
12.4.3	空气的净化	496
12.4.4	臭氧接触反应设备	497
12.4.5	尾气处理	500
12.4.6	废水臭氧处理系统的设计	501
12.4.7	臭氧氧化法在废水处理中的应用	503
12.4.8	臭氧氧化法的优缺点	505
12.5	电解	506
12.5.1	概述	506
12.5.2	电解槽的结构形式和极板电路	507
12.5.3	电解法处理含铬废水	508
12.5.4	脉冲电解法处理含银废水	511
12.5.5	电解氧化法处理含氰废水	512
12.5.6	电解氧化法处理含酚废水	513
12.6	其他氧化还原法	513
12.6.1	空气氧化法	513
12.6.2	光氧化法	514
12.6.3	金属还原法	515
第 13 章	工业废水的物理化学处理	516
13.1	混凝	516
13.1.1	概述	516

13.1.2	混凝的影响因素和操作规程	517
13.1.3	废水处理中常用的混凝剂和助凝剂	518
13.1.4	混凝设备	519
13.1.5	应用举例	519
13.2	气浮	520
13.2.1	气浮的基本原理	520
13.2.2	电解气浮法	523
13.2.3	散气气浮法	525
13.2.4	溶气气浮法	527
13.2.5	气浮法在废水处理中的应用	536
13.3	吸附	538
13.3.1	吸附的类型	538
13.3.2	吸附剂	539
13.3.3	吸附等温线	540
13.3.4	吸附速度	542
13.3.5	影响吸附的因素	542
13.3.6	吸附操作方式	544
13.3.7	吸附剂的再生	547
13.3.8	吸附塔的设计	550
13.3.9	吸附法在废水处理中的应用	552
13.4	离子交换	556
13.4.1	概述	556
13.4.2	离子交换法在废水处理中的应用	557
13.5	电渗析	563
13.5.1	膜分离法概述	563
13.5.2	电渗析	563
13.6	扩散渗析	566
13.6.1	扩散渗析原理	566
13.6.2	扩散渗析法的应用实例	567
13.7	反渗透	567
13.7.1	反渗透处理工艺	567
13.7.2	反渗透在废水处理中的应用	569
13.8	超滤	570
13.8.1	超滤工作原理概述	570
13.8.2	超滤膜和膜组件	571
13.8.3	超滤膜表面的浓差极化现象	571
13.8.4	超滤的影响因素	572
13.8.5	超滤在废水处理中的应用	573
第 14 章	工业废水的生物处理	577
14.1	工业废水的可生化性	577
14.1.1	工业废水可生化性的评价方法	577
14.1.2	可生化性评价试验应注意的问题	578
14.2	工业废水好氧生物处理	579

14.2.1 活性污泥法	579
14.2.2 生物膜法	585
14.3 工业废水厌氧生物处理	589
14.3.1 概述	589
14.3.2 厌氧生物处理设备	590
附录	607
附录 1 氧在蒸馏水中的溶解度	607
附录 2 空气管计算图(a)	608
附录 3 空气管计算图(b)	609
附录 4 各种管内部压力损失的换算系数	609
附录 5 我国鼓风机产品规格	609
附录 6 泵形曝气叶轮的技术规格	610
附录 7 平板叶轮计算图(a)	611
附录 8 平板叶轮计算图(b)	612
附录 9 螺旋泵基本参数	613
附录 10 中华人民共和国国家标准(GB 3838—88)	
地面水环境质量标准	613
附录 11 中华人民共和国国家标准(GB 8978—1996)	
污水综合排放标准	618
附录 12 中华人民共和国国家标准(GB 5084—92)	
农田灌溉水质标准	627
附录 13 污水排入城市下水道水质标准(CJ 18—86)	632
附录 14 中华人民共和国国家标准(GB 12941—91)	
景观娱乐用水水质标准	632
附录 15 生物处理构筑物进水中有害物质容许浓度	635
主要参考文献	636

第 1 篇 总 论

第 1 章 污水的性质与污染指标

1.1 污 水

污水是生活污水、工业废水、被污染的雨水的总称。

生活污水是人类在日常生活中使用过的,并被生活废料所污染的水。

工业废水是在工矿企业生产活动中用过的水。工业废水可分为生产污水与生产废水两类。生产污水是指在生产过程中形成、并被生产原料、半成品或成品等废料所污染,也包括热污染(指生产过程中产生的、水温超过 60°C 的水);生产废水是指在生产过程中形成,但未直接参与生产工艺、未被生产原料、半成品或成品污染或只是温度稍有上升的水。生产污水需要进行净化处理;生产废水不需要净化处理或仅需作简单的处理,如冷却处理。

被污染的雨水,主要是指初期雨水。由于初期雨水冲刷了地表的各种污物,污染程度很高,故宜作净化处理。

生活污水与生产污水(或经工矿企业局部处理后的生产污水)的混合污水,称为城市污水。

污水经净化处理后,出路有 3:(1) 排放水体,作为水体的补给水;(2) 灌溉田地;(3) 重复使用。

排放水体是污水的自然归宿。由于水体具有一定的稀释与净化能力,使污水得到进一步净化,因此是最常采用的出路,同时也可能造成水体遭受污染的原因之一。

灌溉田地可使污水得到充分利用,但必须符合灌溉的有关规定,使土壤与农作物免遭污染。

重复使用是最合理的出路,可分为直接复用与间接复用两种。

直接复用又可分为循序使用法和循环使用法。工矿企业在生产过程中,甲工序产生的污水经适当处理后用于乙工序叫循序使用;经适当处理后,再用于甲工序叫循环使用。

地表水体接纳污水并对其作进一步净化处理后,再作为沿岸城市与工矿企业的给水水源,属于污水的间接复用。

以城市污水为给水水源,经处理后作为生活饮用水,也是重复使用,但处理成本极高,极端缺乏水源的地区,才可考虑采用。

1.2 城市污水的性质与污染指标

城市污水的性质特征主要与下列各因素有关:人们的生活习惯;气候条件;生活污水与生产污水所占的比例以及所采用的排水体制(分流制、合流制、半分流制等)。今就城市污水的一般物理性质、化学性质、生物性质以及污染指标分述如下。

1.2.1 污水的物理性质及指标

表示污水物理性质的主要指标是水温、色度、臭味、固体含量及泡沫等。

1. 水温

污水的水温,对污水的物理性质、化学性质及生物性质有直接的影响。所以水温是污水水质的重要物理性质指标之一。

我国的幅员广大,但根据统计资料表明,各地的生活污水的年平均温度差别不大,均约在 $10\sim 20^{\circ}\text{C}$ 之间。生产污水的水温与生产工艺有关,变化很大。故城市污水的水温,与排入排水系统的生产污水性质、所占比例有关。污水的水温过低(如低于 5°C)或过高(如高于 40°C)都会影响污水的生物处理的效果。

2. 色度

生活污水的颜色常呈灰色。但当污水中的溶解氧降低至零,污水所含有机物腐烂,则水色转呈黑褐色并有臭味。生产污水的色度视工矿企业的性质而异,差别极大,如印染、造纸、农药、焦化、冶金及化工等的生产污水,都有各自的特殊颜色。故色度往往给人以感观不悦。

色度可由悬浮固体、胶体或溶解物质形成。悬浮固体形成的色度称为表色。胶体或溶解物质形成的色度称为真色。水的颜色用色度作为指标。

3. 臭味

生活污水的臭味主要由有机物腐败产生的气体造成。工业废水的臭味主要由挥发性化合物造成。

臭味大致有鱼腥臭[胺类 CH_3NH_2 , $(\text{CH}_3)_3\text{N}$],氨臭(氨 NH_3),腐肉臭[二元胺类 $\text{NH}_2(\text{CH}_2)_4\text{NH}_2$],腐蛋臭(硫化氢 H_2S),腐甘蓝臭[有机硫化物 $(\text{CH}_3)_2\text{S}$],粪臭(甲基吡啶 $\text{C}_8\text{H}_5\text{NHCH}_3$)以及某些生产污水的特殊臭味。

臭味给人以感观不悦,甚至会危及人体生理,呼吸困难,倒胃胸闷,呕吐等。故臭味也是物理性质的主要指标。

4. 固体含量

固体物质按存在形态的不同可分为:悬浮的、胶体的和溶解的三种;按性质的不同可分为:有机物、无机物与生物体三种。固体含量用总固体量作为指标(英文缩写为 TS)。把一定量水样在 $105\sim 110^{\circ}\text{C}$ 烘箱中烘干至恒重,所得的重量即为总固体量。

悬浮固体(英文缩写为 SS)或叫悬浮物。悬浮固体中,颗粒粒径在 $0.1\sim 1.0\mu\text{m}$ 之间者称为细分散悬浮固体;颗粒粒径大于 $1.0\mu\text{m}$ 者称为粗分散悬浮固体。把水样用滤纸过滤后,被滤纸截留的滤渣,在 $105\sim 110^{\circ}\text{C}$ 烘箱中烘干至恒重,所得重量称为悬浮固体;滤液中存在的固体物即为胶体和溶解固体。悬浮固体中,有一部分可在沉淀池中沉淀,形成沉淀污泥,称为可沉淀固体。

悬浮固体也由有机物和无机物组成。故又可分为挥发性悬浮固体(英文缩写为 VSS)

或称为灼烧减重;非挥发性悬浮固体(英文缩写为 NVSS)或称为灰分两种。把悬浮固体,在马福炉中灼烧(温度为 600°C),所失去的重量称为挥发性悬浮固体;残留的重量称为非挥发性悬浮固体。生活污水中,前者约占 70%,后者约占 30%。图 1-1 所示为生活污水及某些工业废水悬浮固体含量。

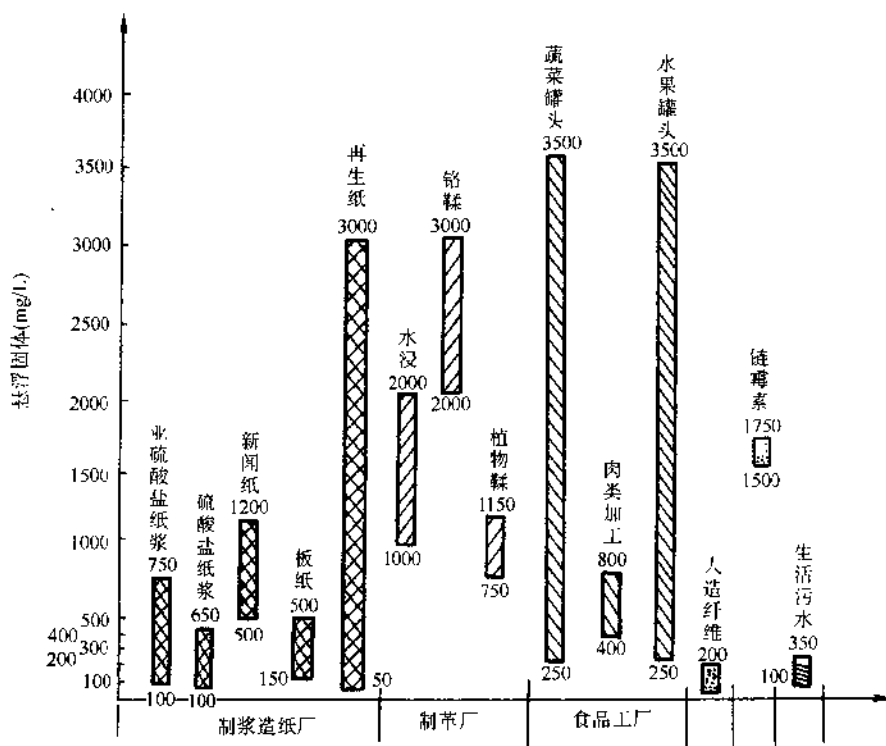


图 1-1 生活污水与工业废水悬浮固体含量

胶体(颗粒粒径为 $0.001 \sim 0.1 \mu\text{m}$)和溶解固体(英文缩写为 DS)或称为溶解物也是由有机物与无机物组成。生活污水中的溶解性有机物包括尿素、淀粉、糖类、脂肪、蛋白质及洗涤剂;溶解性无机物包括无机盐(如碳酸盐、硫酸盐、胺盐、磷酸盐),氯化物等。工业废水的溶解性固体成分极为复杂,视工矿企业的性质而异,主要包括种类繁多的合成高分子有机物及重金属离子等。溶解固体的浓度与成分对污水处理方法的选择(如生物处理法,物理—化学处理法等)及处理效果产生直接的影响。

1.2.2 污水的化学性质及指标

污水中的污染物质,按化学性质可分为无机物与有机物;按存在的形态可分为悬浮状态与溶解状态。

1. 无机物及指标

无机物包括酸碱度,氮,磷,无机盐类及重金属离子等。

(1) 酸碱度

酸碱度用 pH 值表示。pH 值等于氢离子浓度的负对数。

pH=7 时,污水呈中性;pH<7 时,数值越小,酸性越强;pH>7 时,数值越大,碱性越强。

当 pH 值超出 6~9 的范围时,会对人、畜造成危害,并对污水的物理、化学及生物处理产生不利影响。尤其是当 pH 值低于 6 的酸性污水,对管渠、污水处理构筑物及设备产生腐蚀作用。因此 pH 值是污水化学性质的重要指标。

碱度指污水中含有的、能与强酸产生中和反应的物质,亦即 H^+ 离子的受体,主要包括三种:① 氢氧化物碱度,即 OH^- 离子含量;② 碳酸盐碱度,即 CO_3^{2-} 离子含量;③ 重碳酸盐碱度即 HCO_3^- 离子含量。污水的碱度可用下式表达:

$$[\text{碱度}] = [OH^-] + [CO_3^{2-}] + [HCO_3^-] - [H^+] \quad (1-1)$$

式中 $[]$ ——代表浓度, (mg-N/L)。

污水所含碱度,对于外加的酸、碱具有一定的缓冲作用,可使污水的 pH 值维持在适宜于好氧菌或厌氧菌生长繁殖的范围内。例如污泥厌氧消化处理时,要求碱度不低于 2000 mg/L (以 $CaCO_3$ 计,即约 40 mg-N/L),以便缓冲有机物分解时产生的有机酸,避免 pH 值降低。

(2) 氮、磷

氮、磷是植物的重要营养物质,也是污水进行生物处理时,微生物所必需的营养物质,主要来源于人类排泄物及某些工业废水。氮、磷是导致湖泊、水库、海湾等缓流水体富营养化的主要原因。

1) 氮及其化合物

污水中含氮化合物有四种:有机氮、氨氮、亚硝酸盐氮与硝酸盐氮。四种含氮化合物的总量称为总氮(英文缩写为 TN,以 N 计)。有机氮很不稳定,容易在微生物的作用下,分解成其他三种。在无氧的条件下,分解为氨氮;在有氧的条件下,分解为氨氮,再分解为亚硝酸盐氮与硝酸盐氮。因此把含氮化合物列在无机污染物中加以论述。

凯氏氮(英文缩写为 KN)是有机氮与氨氮之和。凯氏氮指标可以用来判断污水在进行生物法处理时,氮营养是否充足的依据。生活污水中凯氏氮含量约 40mg/L (其中有机氮约 15mg/L,氨氮约 25mg/L)。

氨氮在污水中存在形式有游离氨(NH_3)与离子状态铵盐(NH_4^+)两种。故氨氮等于两者之和。污水进行生物处理时,氨氮不仅向微生物提供营养,而且对污水的 pH 值起缓冲作用。但氨氮过高时,如超过 1600mg/L (以 N 计),对微生物的生活活动产生抑制作用。

可见总氮与凯氏氮之差值,约等于亚硝酸盐氮与硝酸盐氮。凯氏氮与氨氮之差值,约等于有机氮。

2) 磷及其化合物

污水中含磷化合物可分为有机磷与无机磷两类。有机磷的存在形式主要有:葡萄糖-6-磷酸,2-磷酸-甘油酸及磷肌酸等;无机磷都以磷酸盐形式存在,包括正磷酸盐(PO_4^{3-}),偏磷酸盐(PO_3^-),磷酸氢盐(HPO_4^{2-}),磷酸二氢盐($H_2PO_4^-$)等。

生活污水中有机磷含量约为 3mg/L,无机磷含量约 7mg/L。我国几座城市污水中氮、磷含量,列于表 1-1,供参考。

我国几座城市污水中氮、磷含量(mg/L)

表 1-1

城 市	总 氮	氨 氮	磷	钾
北京市	26.7~55.4	22~48	11~39	5.2~11.7
上海市	78~93	18.9~79.7		10.1~19.5

续表

城 市	总 氮	氨 氮	磷	钾
天津市	50	29	3.2	10.0
南京市	33	—	11	15
武汉市	28.7~47.5	25.2~40.3	11.5~34.5	29.1
西安市	36	3.7~4.8	4~21	13.4
哈尔滨市	63~67	25~30		19.5

某些工业废水的氮、磷含量,列于表 1-2 中,供参考。

某些工业废水中氮、磷含量(mg/L)

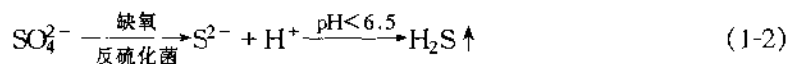
表 1-2

工 业 废 水	总 氮	氨 氮	磷	钾
洗毛废水	584~997	120~640	—	—
含酚废水	140~180	2~10	3~17	8~13
制革废水	30~37	16~20	6~8	70~75
化工废水	30~76	28~56	1~12	1~16
造纸废水	20~22	4~8	8~12	10~15

(3) 硫酸盐与硫化物

污水中的硫酸盐用硫酸根 SO_4^{2-} 表示。生活污水的硫酸盐主要来源于人类排泄物;工业废水如洗矿、化工、制药、造纸和发酵等工业废水,含有较高硫酸盐,浓度可达 1500~7500 mg/L。

污水中的 SO_4^{2-} ,在缺氧的条件下,由于硫酸盐还原菌、反硫化菌的作用,被脱硫、还原成 H_2S ,反应式如下:



在排水管道内,释出的 H_2S 与管顶内壁附着的水珠接触,在噬硫细菌的作用下形成 H_2SO_4 ,反应式如下:



H_2SO_4 浓度可高达 7%,对管壁有严重的腐蚀作用,可能造成管壁塌陷。污水生物处理的 SO_4^{2-} 允许浓度为 1500 mg/L。

污水中的硫化物主要来源于工业废水(如硫化染料废水、人造纤维废水等)和生活污水。

硫化物在污水中的存在形式有硫化氢(H_2S),硫氢化物(HS^-)与硫化物(S^{2-})。当污水 pH 值较低时(如低于 6.5),则以 H_2S 为主(H_2S 约占硫化物总量的 98%);pH 值较高时(如高于 9),则以 S^{2-} 为主。硫化物属于还原性物质,要消耗污水中的溶解氧,并能与重金属离子反应,生成金属硫化物的黑色沉淀。

(4) 氯化物

生活污水中的氯化物主要来自人类排泄物,每人每日排出的氯化物约 5~9g。工业废水(如漂染工业、制革工业等)以及沿海城市采用海水作为冷却水时,都含有很高的氯化物。氯化物含量高时,对管道及设备有腐蚀作用;如灌溉农田,会引起土壤板结;氯化钠浓度超过

4000mg/L 时对生物处理的微生物有抑制作用。

(5) 非重金属无机有毒物质

非重金属无机有毒物质主要是氰化物(CN)与砷(As)。

1) 氰化物

污水中的氰化物主要来自电镀、焦化、高炉煤气、制革、塑料、农药以及化纤等工业废水,含氰浓度约在 20~80mg/L 之间。氰化物是剧毒物质,人体摄入致死量是 0.05~0.12g。

氰化物在污水中的存在形式是无机氰(如氢氰酸 HCN,氰酸盐 CN^-)及有机氰化物(称为腈,如丙烯腈 C_2H_3CN)。

2) 砷化物

污水中的砷化物主要来自化工、有色冶金、焦化、火力发电、造纸及皮革等工业废水。

砷化物在污水中的存在形式是无机砷化物(如亚砷酸盐 AsO_2^- ,砷酸盐 AsO_4^{3-})以及有机砷(如三甲基砷)。对人体的毒性排序为有机砷>亚砷酸盐>砷酸盐。砷会在人体内积累,属致癌物质(致皮肤癌)之一。

(6) 重金属离子

重金属指原子序数在 21~83 之间的金属或相对密度大于 4 的金属。污水中重金属主要有汞(Hg)、镉(Cd)、铅(Pb)、铬(Cr)、锌(Zn)、铜(Cu)、镍(Ni)、锡(Sn)、铁(Fe)、锰(Mn)等。生活污水中的重金属离子主要来源于人类排泄物;冶金、电镀、陶瓷、玻璃、氯碱、电池、制革、照相器材、造纸、塑料及颜料等工业废水,都含有不同的重金属离子。上述重金属离子,在微量浓度时,有益于微生物、动植物及人类;但当浓度超过一定值后,即会产生毒害作用,特别是汞、镉、铅、铬、砷以及它们的化合物,称为“五毒”。

污水中含有的重金属难以净化去除。在污水处理的过程中,重金属离子浓度的 60% 左右被转移到污泥中,往往使污泥中的重金属含量超过我国农业部规定的《农用污泥标准》(GB 4284—84)。我国《污水排入城市排水系统水质标准》(CJ 18—86),对工业废水排入城市排水系统的重金属离子最高允许浓度有明确规定,超过此标准者,必需在工矿企业内进行局部处理。

2. 有机物

生活污水所含有机物主要来源于人类排泄物及生活活动产生的废弃物、动植物残片等,主要成分是碳水化合物、蛋白质与尿素及脂肪。组成元素是碳、氢、氧、氮和少量的硫、磷、铁等。由于尿素分解很快,故在城市污水中很少发现尿素。食品加工、饮料等工业废水中有机物成分与生活污水基本相同,其他工业废水所含有机物种类繁多。

有机物按被生物降解的难易程度,可分为两类 4 种:

第一类是可生物降解有机物,可分为两种:① 可生物降解有机物,对微生物无毒害或抑制作用;② 可生物降解有机物,但对微生物有毒害或抑制作用。

第二类是难生物降解有机物,也可分为两种:③ 难生物降解有机物,对微生物无毒害或抑制作用;④ 难生物降解有机物,并对微生物有毒害或抑制作用。

上述两类有机物的共同特点是都可被氧化成无机物。第一类有机物可被微生物氧化;第二类有机物可被化学氧化或被经驯化、筛选后的微生物氧化。

今就上述各类有机物及其生物化学特性论述如下。

(1) 碳水化合物

污水中的碳水化合物包括糖、淀粉、纤维素和木质素等。主要成分是碳、氢、氧。其中淀粉较为稳定,但都属于可生物降解有机物,对微生物无毒害与抑制作用。

(2) 蛋白质与尿素[CO(NH₂)₂]

蛋白质由多种氨基酸化合或结合而成,分子量可达2万至2000万。主要成分是碳、氢、氧、氮,其中氮约占16%。蛋白质不很稳定,可发生不同形式的分解,属于可生物降解有机物,对微生物无毒害与抑制作用。

蛋白质与尿素是生活污水中氮的主要来源。

(3) 脂肪和油类

脂肪和油类是乙醇或甘油与脂肪酸形成的化合物,主要成分是碳、氢、氧。生活污水中的脂肪与油类来源于人类排泄物及餐饮业的洗涤水(含油浓度可达400~600mg/L,甚至1200mg/L),包括动物油与植物油。脂肪酸甘油酯在常温时呈液态称为油;在低温时呈固态称为脂肪。脂肪比碳水化合物、蛋白质都稳定,属于难生物降解有机物,对微生物无毒害与抑制作用。炼油、石油化工、焦化、煤气发生站等工业废水中,含有矿物油即石油,具有异臭,属于难生物降解有机物,并对微生物有毒害或抑制作用。

油脂在污水中存在的物理形态有5种:① 漂浮油,静水时能上浮至液面,形成油膜,约占油脂总量的60%~80%;② 机械分散态油,油粒直径大于5μm,较稳定地分散在污水中,油—水界面间不存在表面活性剂;③ 乳化油,油粒直径也大于5μm,但在油—水界面间存在表面活性剂,因此更为稳定;④ 附着油,即附着在悬浮固体表面的油;⑤ 溶解油,包括溶解于水及油粒直径小于5μm的油珠。①、②、③、④类油脂一般可用隔油、气浮或沉淀等物理方法去除,⑤类油主要可用生物法或气浮法去除。

(4) 酚

炼油、石油化工、焦化、合成树脂、合成纤维等工业废水都含有酚。酚类是芳香烃的衍生物。根据羟基的数目,可分为单元酚、二元酚与多元酚;根据能否随水蒸气一起挥发,可分为挥发酚与不挥发酚。挥发酚包括苯酚、甲酚、二甲苯酚等,属于可生物降解有机物,但对微生物有毒害或抑制作用。不挥发酚包括间苯二酚、邻苯三酚等多元酚,属于难生物降解有机物,并对微生物有毒害或抑制作用。

酚的水溶液与酚蒸气易被皮肤或呼吸道吸入人体引起中毒。

(5) 有机酸、碱

有机酸工业废水含有短链脂肪酸、甲酸、乙酸和乳酸。人造橡胶、合成树脂等工业废水含有机碱包括吡啶及其同系物质。都属于可生物降解有机物,但对微生物有毒害或抑制作用。

(6) 表面活性剂

生活污水与表面活性剂制造工业废水,含有大量表面活性剂。表面活性剂有两类:① 烷基苯磺酸盐,俗称硬性洗涤剂(英文缩写为ABS),含有磷并易产生大量泡沫,属于难生物降解有机物,60年代前常用;② 烷基芳基磺酸盐,俗称软性洗涤剂(英文缩写为LAS),属于可生物降解有机物,代替了ABS,泡沫大大减少,但仍然含有磷。磷是致水体富营养化的主要元素之一。

(7) 有机农药

有机农药有两大类,即有机氯农药与有机磷农药。有机氯农药(如DDT,六六六等)毒

二阶段是硝化阶段,即在自养菌(亚硝化菌)的作用下, NH_3 被氧化为 NO_2^- 和 H_2O ,所消耗的氧量用 O_c 表示,再在自养菌(硝化菌)的作用下, NO_2^- 被氧化为 NO_3^- ,所消耗的氧量用 O_d 表示。与此同时合成新细胞(自养型)。上述两个阶段,都释放出供微生物生活活动所需要的能。合成的新细胞,在生活活动中,进行着新陈代谢,即自身氧化的过程,产生 CO_2 , H_2O 与 NH_3 ,并放出能与氧化残渣(残存物质),这种过程叫做内源呼吸,所消耗的氧量用 O_b 表示。

耗氧量 $\text{O}_a + \text{O}_b$ 称为第一阶段生化需氧量(或称为总碳氧化需氧量、总生化需氧量、完全生化需氧量)用 S_a 或 BOD_u 表示。耗氧量 $\text{O}_c + \text{O}_d$ 称为第二阶段生化需氧量(或称为氮氧化需氧量、硝化需氧量)用硝化 BOD 或 NOD_u 表示。

上述两阶段氧化过程,也可用曲线图表示,在直角坐标纸上,以横坐标表示时间(d),纵坐标表示生化需氧量 $\text{BOD}(\text{mg/L})$,见图1-3,曲线a表示第一阶段生化需氧量曲线(即总碳氧化需氧量曲线),曲线b表示第二阶段生化需氧量曲线(即氮氧化需氧量曲线)。

由于有机物的生化过程延续时间很长,在 20°C 水温下,完成两阶段约需100d以上。从图1-3可见,5d的生化需氧量约占总碳氧化需氧量 BOD_u 的70%~80%;20d以后的生化反应过程速度趋于平缓,因此常用20d的生化需氧量 BOD_{20} 作为总生化需氧量 BOD_u ,用符号 S_a 表示。在工程实用上,20d时间太长,故用5d生化需氧量 BOD_5 作为可生物降解有机物的综合浓度指标。

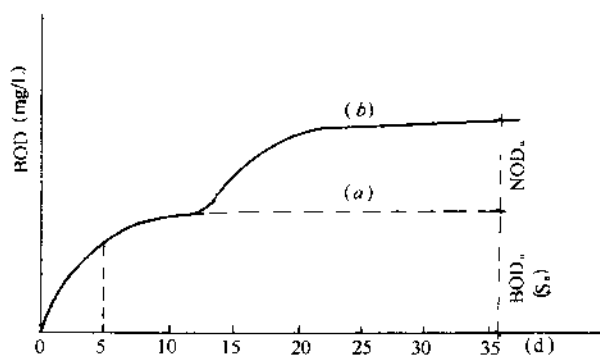


图1-3 两阶段生化需氧量曲线

由于硝化菌的世代(即繁殖周期)较长,一般要在碳化阶段开始后的5~7d,甚至10d才能繁殖出一定数量的硝化菌,并开始氮氧化阶段,因此,硝化需氧量不对 BOD_5 产生干扰。

图1-4列出生活污水及部分工业废水的 BOD_5 值,供参考。

(2) 化学需氧量 COD

以 BOD_5 作为有机物的浓度指标,也存在着一些缺点:①测定时间需5d,仍嫌太长,难以及时指导生产实践;②如果污水中难生物降解有机物浓度较高, BOD_5 测定的结果误差较大;③某些工业废水不含微生物生长所需的营养物质、或者含有抑制微生物生长的有毒有害物质,影响测定结果。为了克服上述缺点,可采用化学需氧量指标。

COD 的测定原理是用强氧化剂(我国法定用重铬酸钾),在酸性条件下,将有机物氧化成 CO_2 与 H_2O 所消耗的氧量,即称为化学需氧量,用 COD_C 表示,一般简写为 COD 。由于重铬酸钾的氧化能力极强,可较完全地氧化水中各种性质的有机物,如对低直链化合物的氧化率可达80%~90%。此外,也可用高锰酸钾作为氧化剂,但其氧化能力较重铬酸钾弱,测出的耗氧量也较低,故称为耗氧量,用 COD_{Mn} 或 OC 表示。

化学需氧量 COD 的优点是较精确地表示污水中有机物的含量,测定时间仅需数小时,且不受水质的限制。缺点是不能像 BOD 那样反映出微生物氧化有机物、直接地从卫生学角度阐明被污染的程度;此外,污水中存在的还原性无机物(如硫化物)被氧化也需消耗氧,所

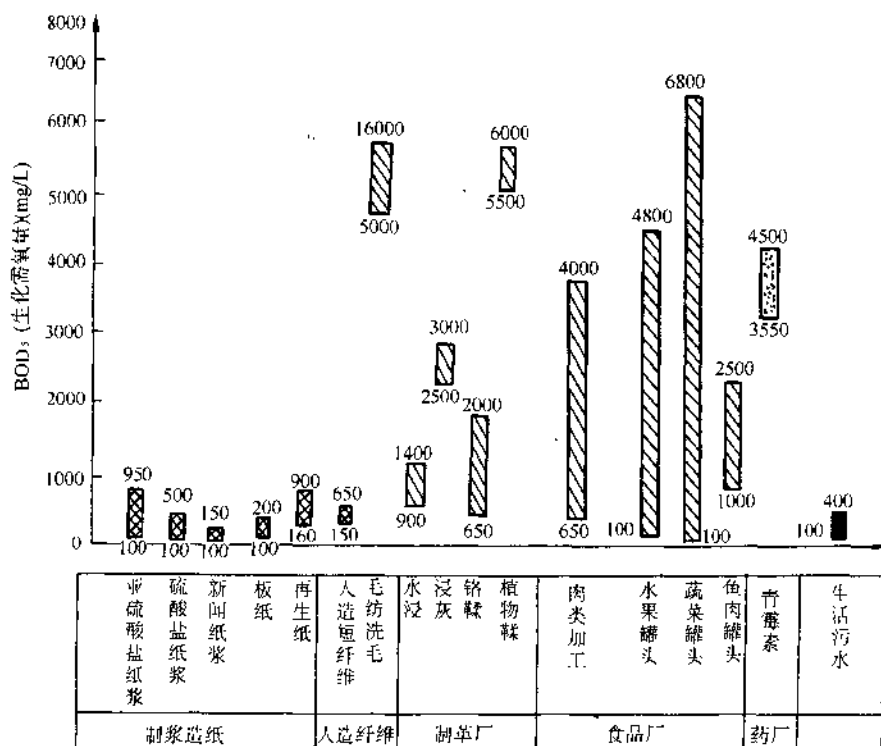


图 1-4 生活污水与部分工业废水 BOD₅ 值

以 COD 值也存在一定误差。

上述分析可知, COD 的数值大于 BOD₂₀, 两者的差值大致等于难生物降解有机物量。差值越大, 难生物降解的有机物含量越多, 越不宜采用生物处理法。因此 BOD₅/COD 的比值, 可作为该污水是否适宜于采用生物处理的判别标准, 故把 BOD₅/COD 的比值称为可生化性指标, 比值越大, 越容易被生物处理。一般认为此比值大于 0.3 的污水, 才适于采用生物处理。

(3) 总需氧量 TOD

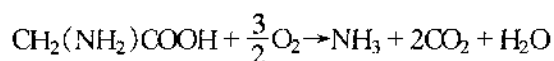
由于有机物的主要组成元素是 C、H、O、N、S 等。被氧化后, 分别产生 CO₂、H₂O、NO₂ 和 SO₂, 所消耗的氧量称为总需氧量 TOD。

TOD 的测定原理是将一定数量的水样, 注入含氧量已知的氧气流中, 再通过以铂钢为触媒的燃烧管, 在 900℃ 高温下燃烧, 使水样中含有的有机物被燃烧氧化, 消耗掉氧气流的氧, 剩余的氧量用电极测定并自动记录。氧气流原有含氧量减去剩余含氧量即等于总需氧量 TOD, 测定时间仅需几分钟。由于在高温下燃烧, 有机物可被彻底氧化, 故 TOD 值大于 COD 值。

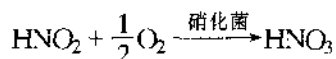
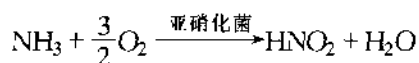
(4) 理论需氧量 ThOD

如果有机物的化学分子式已知, 则可根据化学氧化反应方程式, 计算出理论需氧量 ThOD。如甘氨酸的分子式为 CH₂(NH₂)COOH, 氧化过程为:

第一阶段——碳氧化反应方程式



第二阶段——氮氧化反应方程式



可算得甘氨酸的理论需氧量 ThOD:

$$\begin{aligned}\text{ThOD} &= \frac{3}{2} + \frac{3}{2} + \frac{1}{2} = \frac{7}{2} \text{ mol-O}_2/\text{mol-甘氨酸} \\ &= 112\text{g-O}_2/\text{mol-甘氨酸}\end{aligned}$$

(5) 总有机碳 TOC

总有机碳 TOC 是目前国内、外开始使用的另一个表示有机物浓度的综合指标。TOC 的测定原理是先将一定数量的水样经过酸化,用压缩空气吹脱其中的无机碳酸盐,排除干扰,然后注入含氧量已知的氧气流中,再通过以铂钢为触媒的燃烧管,在 900℃ 高温下燃烧,把有机物所含的碳氧化成 CO₂,用红外气体分析仪记录 CO₂ 的数量并折算成含碳量即等于总有机碳 TOC 值。测定时间仅几分钟。

TOD 与 TOC 的测定原理相同,但有机物数量的表示方法不同,前者用消耗的氧量表示,后者用含碳量表示。

水质比较稳定的污水, BOD₅、COD、TOD 和 TOC 之间,有一定的相关关系,数值大小的排序为 ThOD > TOD > COD_{Cr} > BOD_u > BOD₅ > TOC。生活污水的 BOD₅/COD 比值约为 0.4~0.65, BOD₅/TOC 比值约为 1.0~1.6。工业废水的 BOD₅/COD 比值,决定于工业性质,变化极大,如果该比值 > 0.3,被认为可采用生化处理法; < 0.25 不宜采用生化处理法; < 0.3 难生化处理。

难生物降解有机物不能用 BOD 作指标,只能用 COD、TOC 或 TOD 等作指标。

1.2.3 污水的生物性质及指标

污水中的有机物是微生物的食料,污水中的微生物以细菌与病菌为主。生活污水、食品工业污水、制革污水、医院污水等含有肠道病原菌(痢疾、伤寒、霍乱菌等),寄生虫卵(蛔虫、蛲虫、钩虫卵等),炭疽杆菌与病毒(脊髓灰质炎、肝炎、狂犬、腮腺炎、麻疹等)。如每克粪便中约含有 10⁴~10⁵ 个传染性肝炎病毒。因此了解污水的生物性质有重要意义。

污水中的寄生虫卵,约有 80% 以上可在沉淀池中沉淀去除。但病原菌、炭疽杆菌与病毒等,不易沉淀,在水中存活的时间很长,具有传染性。

污水生物性质的检测指标有大肠菌群数(或称大肠菌群值)、大肠菌群指数、病毒及细菌总数。

1. 大肠菌群数(大肠菌群值)与大肠菌群指数

大肠菌群数(大肠菌群值)是每升水样中所含有的大肠菌群的数目,以个/L 计;大肠菌群指数是查出 1 个大肠菌群所需的最少水量,以毫升(mL)计。可见大肠菌群数与大肠菌群指数是互为倒数,即

$$\text{大肠菌群指数} = \frac{1000}{\text{大肠菌群数}} \quad (\text{mL}) \quad (1-4)$$

若大肠菌群数为 500 个/L,则大肠菌群指数为 1000/500 等于 2mL。

大肠菌群数作为污水被粪便污染程度的卫生指标,原因有两:① 大肠菌与病原菌都存

在于人类肠道系统内,它们的生活习性及在外界环境中的存活时间都基本相同。每人每日排泄的粪便中含有大肠菌约 $10^{11} \sim 4 \times 10^{11}$ 个,数量大大多于病原菌,但对人体无害;② 由于大肠菌的数量多,且容易培养检验,但病原菌的培养检验十分复杂与困难。故此,常采用大肠菌群数作为卫生指标。水中存在大肠菌,就表明受到粪便的污染,并可能存在病原菌。

2. 病毒

污水中已被检出的病毒有 100 多种。检出大肠菌群,可以表明肠道病原菌的存在,但不能表明是否存在病毒及其他病原菌(如炭疽杆菌。)因此还需要检验病毒指标。病毒的检验方法目前主要有数量测定法与蚀斑测定法两种。

3. 细菌总数

细菌总数是大肠菌群数,病原菌,病毒及其他细菌数的总和,以每毫升水样中的细菌菌落总数表示。细菌总数愈多,表示病原菌与病毒存在的可能性愈大。因此用大肠菌群数、病毒及细菌总数等 3 个卫生指标来评价污水受生物污染的严重程度就比较全面。

第2章 水体污染与自净

2.1 水体污染及其危害

水体污染是指排入水体的污染物在数量上超过该物质在水体中的本底含量和水体的环境容量,从而导致水的物理、化学及微生物性质发生变化,使水体固有的生态系统和功能受到破坏。

造成水体污染的原因主要有:点源污染与面源污染(或称非点源污染)两类。点源污染来自未经妥善处理的城市污水(生活污水与工业废水)集中排入水体。面源污染来自:农田肥料、农药以及城市地面的污染物,随雨水径流进入水体;随大气扩散的有毒有害物质,由于重力沉降或降雨过程,进入水体。

2.1.1 水体的物理性污染及危害

水体的物理性污染是指水温、色度、臭味、悬浮物及泡沫等。这类污染易被人们感官所觉察,并给人们感官不悦。

1. 水温

高温废水,如温度超过 60°C 的工业废水(直接冷却水),排入水体后,使水体水温升高,物理性质发生变化,危害水生动、植物的繁殖与生长,称为水体的热污染。造成的后果是:① 因水体的饱和溶解氧浓度与水温成反比关系,水温升高饱和溶解氧降低(见图 2-1),水体中的亏氧量(在一定水温下,饱和溶解氧与实际溶解氧之间的差值)也随之减少,故大气中的氧,向水体传递的速率减慢,即水体复氧速率减慢;此外,由于水温升高,水生生物的耗氧速率加快,加速水体中溶解氧的消耗,造成鱼类和水生生物的窒息死亡,使水质迅速恶化;② 导致水体中的化学反应速率加快,水温每升高 10°C ,化学反应速率会加快一倍。可引发水体物理化学性质,如电导率、溶解度、离子浓度和腐蚀性的变化,臭味加剧;③ 使水体中的细菌繁殖加速,该水体如作为给水水源时,所需投加的混凝剂与消毒剂量将增加,处理成本增高。特别是由于投氯量增加,可能导致有机氯化物更快地转化为三氯代甲烷(CHCl_3 ,或称氯仿),有致癌作用;④ 加速藻类的繁殖。因此水体的热污染也会加快水体的富营养化进程。

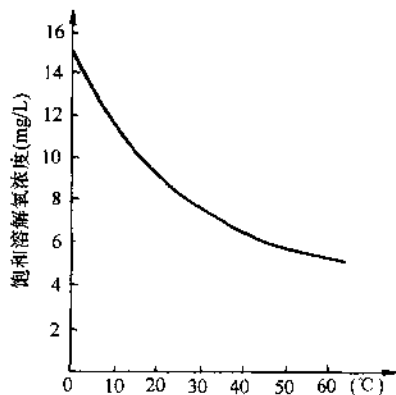


图 2-1 水中饱和溶解氧浓度和水温的关系

2. 色度

城市污水,特别是有色工业废水如印染、造纸、农药、焦化及有机化工废水排入水体后,使水体形成色度,引起人们感官不悦。色度有表色与真色之分。由悬浮物(如泥沙、纸浆、纤维、焦油等)造成的色度称表色;由胶体物质与溶解物质(如染料、化学药剂、生物色素、无机

盐等)形成的色度称真色,由于水体色度加深,使透光性减弱,影响水生生物的光合作用,抑制其生长繁殖,妨碍水体的自净作用。

3. 固体物质污染

固体物质包括悬浮固体与溶解固体。

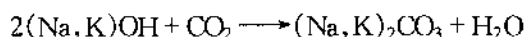
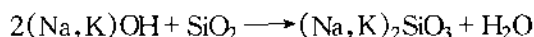
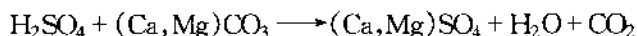
水体受悬浮固体污染后,浊度增加、透光度减弱,产生的危害主要是:① 与色度形成的危害相似;② 悬浮固体可能堵塞鱼鳃,导致鱼类窒息死亡,如纸浆造成的此类危害最为明显;③ 由于微生物对有机悬浮固体的代谢作用,会消耗掉水体中的溶解氧;④ 悬浮固体中的可沉固体,沉积于河底,造成底泥积累与腐化,使水体水质恶化;⑤ 悬浮固体可作为载体,吸附其他污染物质,随水流迁移污染。

水体受溶解固体污染后,使溶解性无机盐浓度增加,如作为给水水源,水味涩口,甚至引起腹泻,危害人体健康,故饮用水的溶解固体含量应不高于 500mg/L。工业锅炉用水要求更加严格。农田灌溉用水,要求不宜超过 1000mg/L,否则会引起土壤板结。

2.1.2 无机物污染及危害

1. 酸、碱及无机盐污染

工业废水排放的酸、碱,以及降雨淋洗受污染空气中的 SO_2 , NO_x 所产生的酸雨,都会使水体受到酸、碱污染。酸、碱进入水体后,互相中和产生无机盐类。同时又会与水体存在的地表矿物质如石灰石、白云石、硅石以及游离二氧化碳中和反应,产生无机盐类,如:



故水体的酸、碱污染往往伴随无机盐污染。

酸、碱污染可能使水体的 pH 值发生变化,微生物生长受到抑制,水体的自净能力受到影响。渔业水体的 pH 值规定不得低于 6 或高于 9.2,超过此限值时,鱼类的生殖率下降甚至死亡。农业灌溉用水的 pH 值为 5.5~8.5。

无机盐污染使水体硬度增加,造成的危害与前述溶解性固体相同。

另一方面,由于水体中往往都存在着一定数量的,由分子状态的碳酸(包括溶解的 CO_2 和未高解的 H_2CO_3 分子)、重碳酸根 HCO_3^- 和碳酸根 CO_3^{2-} 组成的碳酸系碱度,对外加的酸、碱具有一定的缓冲能力,以维持水体 pH 值的稳定。但是这种缓冲能力是有限度的,缓冲能力的大小用缓冲容量表示。碳酸系缓冲容量用韦勃-斯吐姆(Weber-Stumm)公式计算:

$$\beta = 2.3 \left\{ \frac{\alpha([\text{alk}] - [\text{OH}^-] + [\text{H}^+])([\text{H}^+] + 4K_2 + K_1K_2/[\text{H}^+])}{K_1(1 + 2K_2/[\text{H}^+])} + [\text{H}^+] + [\text{OH}^-] \right\}$$

$$\alpha = \frac{K_1}{K_1 + [\text{H}^+] + K_1K_2/[\text{H}^+]}$$
(2-1)

式中 β ——水体的缓冲容量, g-N/(pH·L);

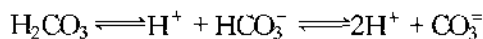
$[\text{alk}]$ ——水体的碱度, g-N/L;

$[\text{OH}^-]$ ——水体的羟离子浓度, g-离子/L;

$[\text{H}^+]$ ——水体的氢离子浓度, g-离子/L;

K_1, K_2 ——分别为碳酸的第 1, 第 2 级电离常数。

碳酸的两级电离式为:



$$\text{第 1 级电离常数} \quad K_1 = \frac{[\text{H}^+][\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]},$$

$$\text{第 2 级电离常数} \quad K_2 = \frac{[\text{H}^+][\text{CO}_3^{2-}]}{[\text{HCO}_3^-]},$$

当水温为 25℃ 时, $K_1 = 4.45 \times 10^{-7}$, $K_2 = 4.69 \times 10^{-11}$ 。

如果水温为 $T^\circ\text{C}$, 则 K_1 、 K_2 值用下式进行温度修正:

$$\lg\left(\frac{1}{K_{1T}}\right) = \frac{17052}{273+T} + 215.21[\lg(273+T)] - 0.12675(273+T) - 545.56 \quad (2-2)$$

$$\lg\left(\frac{1}{K_{2T}}\right) = \frac{2902.39}{273+T} + 0.02379(273+T) - 6.498 \quad (2-3)$$

式中 T ——水温, $^\circ\text{C}$;

273——绝对温度, K ;

K_{1T} 、 K_{2T} ——分别为水温 $T^\circ\text{C}$ 时的第 1, 第 2 级电离常数。

如果水体的缓冲容量已知, 外加的酸或碱浓度, 即 H^+ 或 OH^- 离子浓度也已知, 则可用下式计算出水体 pH 的变化值:

$$\Delta\text{pH} = \frac{\Delta C}{\beta} \quad (2-4)$$

式中 ΔC ——外加的 H^+ 或 OH^- 离子浓度, g^- 离子/L;

ΔpH ——水体 pH 值的增、减量。

酸、碱污染对水体 pH 的影响用下例说明。

【例 2-1】 某工厂的工业废水流量 $20000\text{m}^3/\text{d}$, $\text{pH}=3.5$, 水温 30°C 。排入城市河流, 该河流的流量为 $200000\text{m}^3/\text{d}$ ($2.3148\text{m}^3/\text{s}$), $\text{pH}=7.5$, 碱度为 4mg-N/L , 水温 10°C 。试求由于工业废水的排入与河水混合后, 河流 pH 值下降多少? 混合水的 pH 值为多少?

【解】 首先求出工业废水与河水混合后的水温, 用加权平均法:

$$T = \frac{10^\circ\text{C} \times 20 + 30^\circ\text{C} \times 2}{20 + 2} = 11.8 \approx 12^\circ\text{C},$$

用式(2-2), 式(2-3)求 K_{1T} 与 K_{2T} 值:

$$\lg\left(\frac{1}{K_{1T}}\right) = \frac{17052}{273+12} + 215.21\lg(273+12) - 0.12675 \times (273+12) - 545.56 = 6.46 \approx 6.5$$

$$\therefore K_{1T} = 10^{-6.5}$$

$$\lg\left(\frac{1}{K_{2T}}\right) = \frac{2902.39}{273+12} + 0.02379(273+12) - 6.498 \approx 10.5$$

$$\therefore K_{2T} = 10^{-10.5}$$

然后求定河水的缓冲容量:

因河水的碱度 $[\text{alk}] = 4 \times 10^{-3} \text{g-N/L}$, $[\text{H}^+] = 10^{-7.5}$, 则因 $[\text{OH}^-] = 10^{-14}/[\text{H}^+] = 10^{-14}/10^{-7.5} = 10^{-6.5}$, 代入式(2-1)得 α 与缓冲容量 β :

$$\alpha = \frac{10^{-6.5}}{10^{-6.5} + 10^{-7.5} + 10^{-6.5} \times 10^{-10.5}/10^{-7.5}} = 0.908 \approx 0.91$$

河流的缓冲容量为:

$$\beta = 2.3 \left\{ \frac{0.91(4 \times 10^{-3} - 10^{-6.5} + 10^{-7.5})(10^{-7.5} + 4 \times 10^{-10.5} + 10^{-6.5} \times 10^{-10.5} / 10^{-7.5})}{10^{-6.5}(1 + 2 \times 10^{-10.5} / 10^{-7.5})} + 10^{-7.5} + 10^{-6.5} \right\} \approx 8.46 \times 10^{-4} \text{ g-N/(pH} \cdot \text{L)}$$

$$\text{或 } \beta = 8.46 \times 10^{-4} \times 20 \times 10^4 \times 10^3 = 16.92 \times 10^4 \text{ g-N/(pH} \cdot \text{d)}$$

工业废水与河水混合后的 pH 变化值及最终 pH 值的求定:

河流外加的 $[\text{H}^+] = \Delta C = 10^{-\text{pH}} = 10^{-3.5} \text{ g-N/L}$, 或 $[\text{H}^+] = \Delta C = 10^{-3.5} \times 2 \times 10^4 \times 10^3 = 2 \times 10^{3.5} = 0.63 \times 10^4 \text{ g-N/d}$ 。故河水与工业废水混合后, 混合水的 pH 变化值可用式 (2-4) 求定:

$$\Delta \text{pH} = \frac{\Delta C}{\beta} = \frac{0.63 \times 10^4}{16.92 \times 10^4} = 0.037 \approx 0.04$$

混合水的最终 pH 值为:

$$\text{pH} = 7.5 - 0.04 = 7.46$$

可见工业废水的排入对该河流的 pH 值影响不大, 仍符合水体 pH 值的允许范围。

上述计算也可适用于酸、碱水排入城市排水系统后, 是否会造成 pH 值的增、减, 而影响污水生物处理过程。

2. 氮、磷的污染

氮、磷属于植物营养物质, 随污水排入水体后, 会产生一系列的转化过程。

(1) 含氮化合物的转化

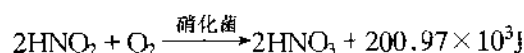
含氮化合物在水体中的转化可分为两个阶段; 第一阶段为含氮有机物如蛋白质、多肽、氨基酸和尿素转化为无机氮, 称为氨化过程; 第二阶段是氨氮转化为亚硝酸盐与硝酸盐, 称为硝化过程。两阶段转化反应都在微生物作用下完成。以蛋白质的转化为例:

蛋白质是由多种氨基酸分子组成的复杂有机物, 含有羧基与氨基, 并由肽键 ($\text{R-CONH-R}'$) 连接。蛋白质的降解首先是在细菌分泌的水解酶的催化作用下, 水解断开肽键, 脱除羧基和氨基形成氨 NH_3 , 完成氨化过程。

氨 NH_3 在亚硝化菌的作用下, 被氧化为亚硝酸:



接着在硝化菌的作用下, 亚硝酸氧化为硝酸:



如果水体缺氧, 则硝化反应不能进行, 而在反硝化菌的作用下, 产生反硝化反应:

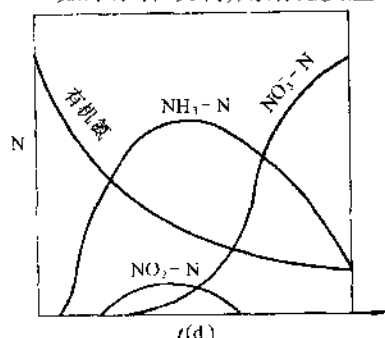
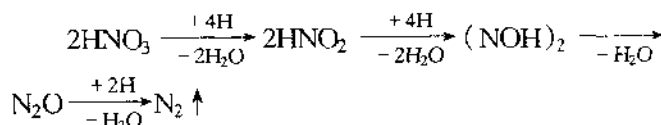
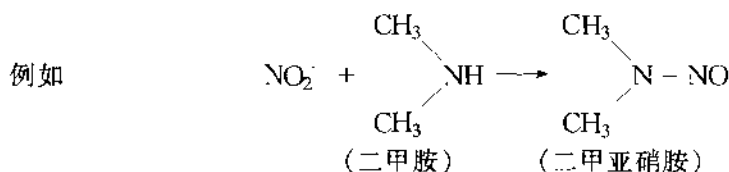
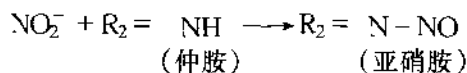
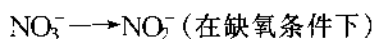


图 2-2 水体中不同形态氮随时间变化



有机氮在水体中的转化过程一般可持续若干天。因此, 水体中各种形态的氮随时间 t 的变化有如图 2-2 所示的关系。

现在发现硝酸盐在缺氧、酸性的条件下, 可还原成亚硝酸盐, 亚硝酸盐与仲胺 $\text{R}_2 = \text{NH}$ 作用, 会形成亚硝胺, 反应如下:



亚硝胺是三致(致突变、致癌、致畸形)物质,这种反应也可在人胃内产生。

(2) 磷化合物的转化

水体中的磷可分为有机磷与无机磷两大类。

有机磷多以葡萄糖-6-磷酸,2-磷酸-甘油酸及磷肌酸等形式存在,大多呈胶体和颗粒状。可溶性有机磷只占30%左右。

无机磷几乎都是以可溶性磷酸盐形式存在,包括:正磷酸盐(磷酸根) PO_4^{3-} ,偏磷酸盐 PO_3^- ,磷酸氢盐 HPO_4^{2-} ,磷酸二氢盐 H_2PO_4^- 以及聚合磷酸盐如焦磷酸盐 $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$,三磷酸盐 $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ 等。

水体中的可溶性磷很容易与 Ca^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} 等离子生成难溶性沉淀物沉积于水体底部成为底泥。沉积物中的磷,通过水流的湍流扩散再度稀释到上层水体中,或者当沉积物中的可溶性磷大大超过水体中的磷的浓度时,则可能重新释放到水体中。

所有含磷化合物都是首先转化成正磷酸盐 PO_4^{3-} 后,再测定 PO_4^{3-} 的含量,其结果即总磷,以 PO_4^{3-} 浓度表示。

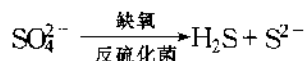
(3) 氮、磷污染与水体的富营养化

富营养化是湖泊分类和演化的一种概念,是湖泊水体老化的自然现象。湖泊由贫营养湖演变成富营养湖,进而发展成沼泽地和旱地,在自然条件下,这一历程需几万年至几十万年。但如受氮、磷等植物营养性物质污染后,可以使富营养化进程大大地加速。这种演变同样可发生在近海、水库甚至水流速度较缓慢的江河。如1998年4月福建、广东、香港沿海,武汉市东湖,同年2月湖北省汉江段等,都由于水体受到氮、磷等植物营养物质的污染,使夜光藻、蓝藻类铜锈囊藻及有毒裸甲藻疯长。呈胶质状藻类覆盖水面,色呈暗红,故称“赤潮”(或称“水华”),隔绝水面与大气之间的复氧,加上藻类自身死亡与腐化,消耗溶解氧,使水体溶解氧迅速降低。藻类堵塞鱼鳃与缺氧,造成鱼类窒息死亡。死亡的藻类与鱼类不断沉积于水体底部,逐渐淤积,最终导致水体演变成沼泽甚至旱地。

一般认为总磷与无机氮浓度分别达到 0.02mg/L 与 0.3mg/L 的水体,标志着已处于富营养化状态。也有人认为,水体营养物质的负荷量达到临界负荷量:总磷为 $0.2 \sim 0.5\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{a})$,总氮为 $5 \sim 10\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{a})$,即标志着水体已处于富营养化状态。

3. 硫酸盐与硫化物污染

水体中的硫酸盐以 SO_4^{2-} 浓度表示。饮用水中含少量硫酸盐对人体无甚影响,但超过 250mg/L 后,会引起腹泻。如果水体缺氧,则 SO_4^{2-} 在反硫化菌的作用下产生反硫化反应:





当水体 pH 值低时,以 H_2S 形式存在为主(如 $\text{pH} < 5$, H_2S 占总硫化物的 98%);当 pH 值高时,以 S^{2-} 形式存在为主。 H_2S 浓度达 0.5mg/L 时即有异臭。硫化物会使水色变黑。

4. 氯化物污染

水体受氯化物污染后,无机盐含量往往也高,水味变咸,对金属管道与设备有腐蚀作用,且不宜作为灌溉用水。

5. 重金属污染

水体受重金属污染后,产生的毒性有如下特点:① 水体中重金属离子浓度在 $0.01 \sim 10\text{mg/L}$ 之间,即可产生毒性效应;② 重金属不能被微生物降解,反而可在微生物的作用下,转化为有机化合物,使毒性猛增;③ 水生生物从水体中摄取重金属并在体内大量积累,经过食物链进入人体,甚至通过遗传或母乳传给婴儿;④ 重金属进入人体后,能与体内的蛋白质及酶等发生化学反应而使其失去活性,并可能在体内某些器官中积累,造成慢性中毒,这种积累的危害,有时需 $10 \sim 30$ 年才显露出来。因此,我国《污水综合排放标准》(GB 8978—96),《地面水环境质量标准》(GB 3838—88),《农田灌溉水质标准》(GB 5084—92),《渔业水质标准》(GB 11607—89)等,都对重金属离子的浓度作严格的限制,以便控制水污染,保护水资源。现就毒性较大的汞、镉、铬、铅论述如下。

(1) 汞(Hg)污染

汞对人体有较严重的毒害作用。可分为无机金属汞与有机汞两类。

无机金属汞有升华性能,可从液态、固态直接升华为汞蒸气,可被淀粉类果实、块根吸收并积累,经食物链、呼吸系统或皮肤摄入人体,在血液中循环,积累在肝、肾及脑中,酶蛋白的巯基与汞离子结合后,活性受抑制,细胞的正常代谢作用发生障碍。摄入体内的无机汞,可用药物治疗,使汞从泌尿系统排出。

有机汞主要来自有机汞农药及由无机汞转化。摄入人体的无机汞及水体底泥中的无机汞,在厌氧的条件下,由于微生物的作用,可转化为有机汞,如甲基汞(CH_3Hg)。水体中的有机汞,可被贝类摄入并富集,经食物链进入人体,在肝、肾、脑组织中积累,侵入中枢神经,毒性大大超过无机汞,并极难用药物排出。积累到一定浓度即引发“水俣”病。《地面水环境质量标准》规定,总汞 $\leq 0.00005 \sim 0.001\text{mg/L}$ (决定于水域功能分类,下同),《渔业水域水质标准》规定不得超过 0.0005mg/L ,《农田灌溉水质标准》规定不得超过 0.001mg/L 。

(2) 镉(Cd)污染

镉是典型的富集型毒物。水体中的镉经食物链摄入人体,在肾、骨骼中富集,使肾功能失调,骨骼中的钙被镉取代而疏松,造成自然骨折,疼痛难忍,即“骨痛病”。这种病的潜伏期可达 $10 \sim 30$ 年,发病后难以治疗。

《地面水环境质量标准》规定,总镉 $\leq 0.001 \sim 0.01$,《渔业水域水质标准》及《农田灌溉水质标准》都规定不得超过 0.005mg/L 。

(3) 铬(Cr)污染

铬在水体中以六价铬和三价铬的形态存在,前者毒性大于后者。人体摄入后,会引起神经系统中毒。

《地面水环境质量标准》规定六价铬 $\leq 0.01 \sim 0.1\text{mg/L}$,《渔业水域水质标准》与《农田灌溉水质标准》都规定不得超过 0.1mg/L 。

(4) 铅(Pb)污染

铅也是一种富集型毒物,成年人每日摄入量少于 0.32mg 时,可被排出体外不积累;摄入量为 0.5~0.6mg 时,会有少量积累,但不危及健康;摄入量超过 1.0mg 时,有明显积累。铅离子能与多种酶络合,干扰机体的生理功能,危及神经系统、肾与脑,儿童比成人更容易受铅污染,造成永久性的脑受损。

《地面水环境质量标准》规定总铅 $\leq 0.01\sim 0.1\text{mg/L}$,《渔业水域水质标准》与《农田灌溉水质标准》都规定不得超过 0.1mg/L。

(5) 其他重金属污染

锌、铜、钴、镍、锡等重金属离子,对人体也有一定的毒害作用。

表 2-1 列出水生生物对重金属的平均富集倍数(以水体中的含量为 1 单位计)。在水生生物中富集后,经食物链摄入人体。

水生生物对常见重金属的平均富集倍数

表 2-1

重 金 属	淡 水 生 物			海 水 生 物		
	淡 水 藻	无脊椎动物	鱼 类	海 水 藻	无脊椎动物	鱼 类
汞	1000	10^5	1000	1000	10^5	1700
镉	1000	4000	300	1000	250000	3000
铬	4000	2000	200	2000	2000	400
砷	330	330	330	330	330	230
钴	1000	1500	5000	1000	1000	500
铜	1000	1000	200	1000	1700	670
锌	4000	40000	1000	1000	10^5	2000
镍	1000	100	40	250	250	100

2.1.3 有机物污染及危害

有机物排入水体后,在有溶解氧的条件下,由于好氧微生物的呼吸作用,被降解为 CO_2 , H_2O 与 NH_3 ,同时合成新细胞,消耗掉水体的溶解氧。与此同时,水体水面与大气接触,大气中的氧不断溶入水体,使溶解氧得到补充,这种作用称为水面复氧。若排入的有机物量超过水体的环境容量,则耗氧速度会超过复氧速度,水体出现缺氧甚至无氧;在水体缺氧的条件下,由于厌氧微生物的作用,有机物被降解为 CH_4 , CO_2 , NH_3 及少量 H_2S 等有害有臭气体,使水质恶化“黑臭”。今就几种主要有机物的污染论述如下。

1. 油脂类污染

水体受油脂类物质污染后,会呈现出五颜六色,感官性状极差。油脂浓度高时,水面上结成油膜,膜厚达到 10^{-4}cm 时,能隔绝水面与大气接触,水面复氧停止,影响水生生物的生长与繁殖。油脂还会堵塞鱼鳃,造成窒息。当水体石油浓度为 $0.01\sim 0.1\text{mg/L}$ 时,对水生生物形成致死毒性。

《地面水环境质量标准》规定石油类 $\leq 0.005\sim 1.0\text{mg/L}$,《渔业水域水质标准》规定不得超过 0.05mg/L ,《农田灌溉水质标准》规定:水作 ≤ 5.0 ,旱作 ≤ 1.0 ,蔬菜 $\leq 1.0\text{mg/L}$ 。

2. 酚污染

酚污染主要是挥发酚,对水生生物(鱼类、贝类及海带等)有较大毒性。当水体含挥发酚浓度达到 $1.0\sim 2.0\text{mg/L}$,使鱼类中毒;浓度为 $0.1\sim 0.2\text{mg/L}$ 时,鱼肉有酚味,不宜食用。

浓度超过 0.002mg/L 的水体,若作为饮用水源,加氯消毒时,氯与酚结合成氯酚,产生臭味。酚浓度超过 5mg/L 的水体,若灌溉农田,会导致作物减产甚至枯死。

《地面水环境质量标准》规定挥发酚 $\leq 0.002\sim 0.1\text{mg/L}$,《渔业水域水质标准》规定不得超过 0.005mg/L ,《农田灌溉水质标准》规定 $\leq 1.0\text{mg/L}$ 。

3. 表面活性剂污染

表面活性剂俗称洗涤剂,有硬性(ABS)与软性(LAS)两种,第1章已述及后者逐步代替了前者。

《地面水环境质量标准》规定表面活性剂(LAS) $\leq 0.2\sim 0.3\text{mg/L}$,《农田灌溉水质标准》规定:水作 ≤ 5.0 ,旱作 ≤ 8.0 ,蔬菜 $\leq 5.0\text{mg/L}$ 。

2.1.4 病原微生物污染及危害

污水会带给水体大量有机物,造成细菌存活的环境,同时带入大量病原菌、寄生虫卵和病毒等。

病原菌污染的特点是数量多,分布广,存活时间长,繁殖速度快,随水流传播疾病。由于卫生保健事业的发展,传染病虽已得到有效控制,但对人类的潜在威胁仍然存在,必须高度重视病原菌的污染。特别是在传染病流行的时期。

2.2 水体自净的基本规律

2.2.1 水体的自净作用

污染物随污水排入水体后,经过物理的、化学的与生物化学的作用,使污染的浓度降低或总量减少,受污染的水体部分地或完全地恢复原状,这种现象称为水体自净或水体净化。水体所具备的这种能力称为水体自净能力或自净容量。若污染物的数量超过水体的自净能力,就会导致水体污染。

水体自净过程非常复杂,按机理可分为3类:① 物理净化作用:水体中的污染物通过稀释、混合、沉淀与挥发,使浓度降低,但总量不减;② 化学净化作用:水体中的污染物通过氧化还原、酸碱反应、分解合成、吸附凝聚(属物理化学作用)等过程,使存在形态发生变化及浓度降低,但总量不减;③ 生物化学净化作用:水体中的污染物通过水生生物特别是微生物的生命活动,使其存在形态发生变化,有机物无机化,有害物无害化,浓度降低,总量减少。可见,生物化学净化作用是水体自净的主要原因。

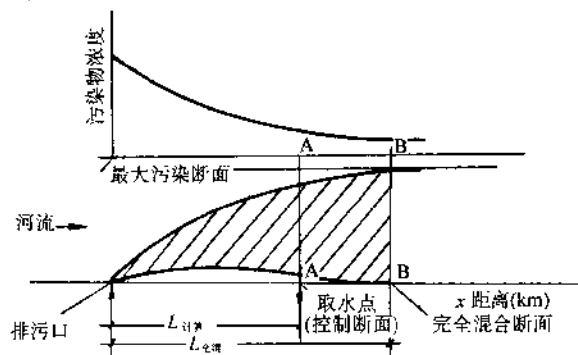


图 2-3 水体的物理净化作用过程图

1. 物理净化作用

物理净化作用见图 2-3 所示。

(1) 稀释

污水排入水体后,在流动的过程中,逐渐和水体水相混合,使污染物的浓度不断降低的过程称为稀释。在下流某个断面处污水与河水完全混合,该断面称为完全混合断面(见图 2-3, B—B 断面)。大江大河的河床宽阔,污水与河水不易达到完全混合,而只能与一部分河水相

混合,并在排污口的一侧形成长度与宽度都较稳定的污染带。

稀释效果受两种运动形式的影响,即对流与扩散。

1) 对流(或称平流)

污染物随水流方向(即纵向 x)运动称为对流(或称为平流)。对流是沿纵向 x ,横向 y (即河宽方向)和深度方向 z (竖向)运动的统称。污染物在水体内的任意单位面积上的移流率可用下式推求:

$$O_1 = U(x, t) \cdot C(x, t)$$

$$\text{或} \quad O_1 = U(x, y, z, t) \cdot C(x, y, z, t) \quad (2-5)$$

式中 O_1 ——污染物在对流时的移流率, $\text{mg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

U, C ——分别为水体断面平均流速与污染物平均浓度, $\text{m/s}, \text{mg/L}$ 。

2) 扩散

扩散有 3 种方式:① 分子扩散,由于污染物分子的布朗(Brownian)运动引起的物质分子扩散,使浓度降低称为分子扩散;② 紊流扩散,由于水体的流态(紊流)造成的污染物浓度降低称为紊流扩散;③ 弥散,由于水体各水层之间的流速不同,使污染物浓度分散称为弥散。

湖泊、水库等静水体,在没有风生流、异重流(由温度差、浓度差引起)、行船等产生的紊动作用时,扩散稀释的主要方式是分子扩散。流动水体的扩散方式主要是紊动扩散与弥散,分子扩散可忽略不计。

紊流扩散与弥散作用符合虎克定律,可用式(2-6)推求污染物在纵向 x 的扩散通量:

$$O_2 = -D_x \frac{\partial C}{\partial x} \quad (2-6)$$

式中 O_2 ——纵向 x 的扩散通量值, $\text{mg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

D_x ——为纵向 x 的紊动扩散系数, m^2/s ;

$\frac{\partial C}{\partial x}$ ——为纵向 x 的浓度梯度, mg/m^4 ;

“ $-$ ”——表示沿污染浓度减少方向扩散。

三维方向的扩散通量为:

$$O'_2 = - \left(D_x \frac{\partial C}{\partial x} + D_y \frac{\partial C}{\partial y} + D_z \frac{\partial C}{\partial z} \right) \quad (2-7)$$

式中 O'_2 ——三维综合的扩散通量值, $\text{mg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

D_x, D_y, D_z ——为 x, y, z 向的紊动扩散系数, m^2/s ;

$\frac{\partial C}{\partial x}, \frac{\partial C}{\partial y}, \frac{\partial C}{\partial z}$ ——分别为 x, y, z 向的浓度梯度, mg/m^4 ;

“ $-$ ”——表示沿污染浓度减少方向扩散。

(2) 混合

污水与水体水混合后,污染物浓度降低。河流的混合稀释效果,决定于混合系数 $\alpha = \frac{Q_{混}}{Q_{总}}$ 。若河水流量为 Q ,污水流量为 q ,能与污水混合的河水流量为 $Q_{混}$ 。大型河流 $Q_{总} = q + Q_{混}$,中、小型河流的全部河水都能与污水混合,则 $Q_{混} = Q$ 。

混合系数受河流形状、污水排污口形式(包括排污口构造、排污方式、排污量等)等因素

的影响。

若要计算出排污口下游某特定断面处的混合系数,可采用式(2-8)。该特定断面称为计算断面或控制断面(如图 2-3,A—A 断面):

$$\alpha = \frac{L_{\text{计算}}}{L_{\text{全混}}} (L_{\text{计算}} \leq L_{\text{全混}}) \quad (2-8)$$

式中 $L_{\text{计算}}$ ——排污口至计算断面(控制断面)的距离,km;

$L_{\text{全混}}$ ——排污口至完全混合断面的距离,km;

α ——混合系数,当 $L_{\text{计算}} \geq L_{\text{全混}}$, $\alpha = 1$ 。

表 2-2 为岸边排放时,排污口与完全混合断面的距离统计数据,可作为参考。

岸边排污口与完全混合断面距离(km)

表 2-2

河水流量与污水流量之比值 $\frac{Q}{q}$	河水流量 $Q(\text{m}^3/\text{s})$			
	5	5~50	50~500	>500
5:1~25:1	4	5	6	8
25:1~125:1	10	12	15	20
125:1~600:1	25	30	35	50
>600:1	50	60	70	100

注:当污水在河心进行集中排污时,表列距离可缩短至 2/3;当进行分散式排污时,表列距离可缩短至 1/3。

完全混合断面污染物平均浓度为:

$$C = \frac{C_W q + C_R \alpha Q}{\alpha Q + q} \quad (2-9)$$

式中 C_W ——原污水中某污染物的浓度,mg/L;

q ——污水流量, m^3/s ;

C_R ——河水中该污染物的原有浓度,mg/L;

Q ——河水流量, m^3/s 。

若 $C_R = 0$,且河水流量远大于污水流量时,式(2-9)可简化为:

$$C = \frac{C_W q}{\alpha Q} = \frac{C_W}{n} \quad (2-10)$$

式中 n ——河水与污水的稀释比 $n = \frac{\alpha Q}{q}$ 。

(3) 沉淀与挥发

污染物中的可沉物质,可通过沉淀去除,使水体中污染物的浓度降低,但底泥中污染物的浓度增加,如果长期沉淀,淤积河床,一旦受到暴雨冲刷或扰动,可对河水造成二次污染。沉淀作用的大小可用下式表达:

$$\frac{dC}{dt} = -k_3 C \quad (2-11)$$

式中 C ——水中可沉淀污染物浓度,mg/L;

k_3 ——沉降速率常数(沉淀系数),如果 k_3 取负值,表示已沉降物质再被冲起, d^{-1} 。

若污染物属于挥发性物质,可由于挥发而使水体中的浓度降低。

2. 化学净化作用

(1) 氧化还原

氧化还原是水体化学净化的主要作用。水体中的溶解氧可与某些污染物产生氧化反应。如铁、锰等重金属离子可被氧化成难溶性的氢氧化铁、氢氧化锰而沉淀。硫离子可被氧化成硫酸根随水流迁移。还原反应则多在微生物的作用下进行,如硝酸盐在水体缺氧条件下,由反硝化菌的作用还原成氮(N_2)而被去除。

(2) 酸碱反应

“2.1.2”节已述及,水体中存在的地表矿物质(如石灰石、白云石、硅石)以及游离二氧化碳、碳酸系碱度等,对排入的酸、碱有一定的缓冲能力,使水体的 pH 值维持稳定。当排入的酸、碱量超过缓冲能力后,水体的 pH 值就会发生变化。若变成偏碱性水体,会引起某些物质的逆向反应,例如已沉淀于底泥中的三价铬、硫化砷(AsS , As_2S_3)等,可分别被氧化成六价铬(K_2CrO_4)、砷代亚砷酸盐(AsS_3^{3+})而重新溶解;若变成偏酸性水体,上述反应逆向进行。

(3) 吸附与凝聚

属于物理化学作用,产生这种净化作用的原因在于天然水中存在着大量具有很大的表面能并带电荷的胶体微粒。胶体微粒有使能量变为最小及同性相斥、异性相吸的物理现象,它们将吸附和凝聚水体中各种阴、阳离子,然后扩散或沉降,达到净化的目的。

3. 生物化学净化作用

图 2-4 为水体生物化学净化过程示意图。

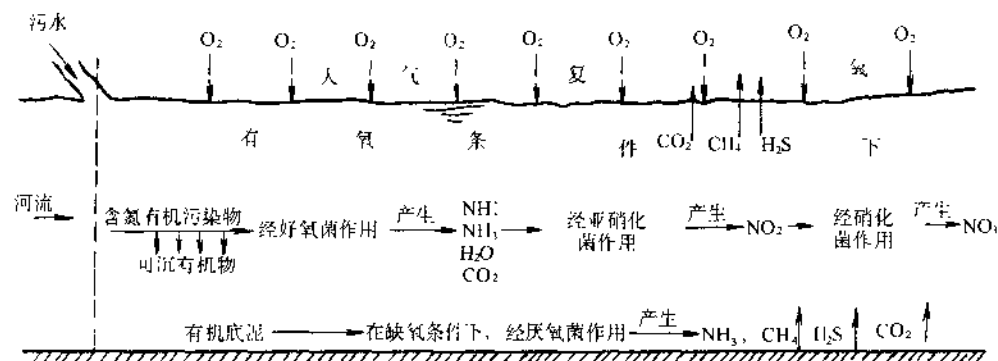


图 2-4 水体中含氮有机物生物化学净化示意图

以含氮有机物为例,在有溶解氧存在的条件下,经好氧菌作用被氧化分解成铵 NH_4^+ , 氨 NH_3 、 H_2O 和 CO_2 。 NH_4^+ 与 NH_3 在亚硝化菌作用下,被氧化成亚硝酸盐 NO_2^- ,再在硝化菌作用下,被氧化成硝酸盐 NO_3^- 。被消耗掉的溶解氧,由水面复氧得到补充。可沉物沉淀后形成的有机底泥,由于底部缺氧,在厌氧细菌的作用下被分解为 NH_3 、 CH_4 、 CO_2 及少量 H_2S 等气体。这些气体部分游离于水体中,大部分泄入大气。

化学净化与生物化学净化机制的定量模式,有待进一步研究。目前还只能对污水排入河流并流经一定距离后,污染物被生物化学净化的数量,可用下列模型表达。

$$S = KC \quad (2-12)$$

式中 S ——每日生物化学净化量, $mg/(L \cdot d)$;

C ——可生物降解污染物初始浓度, mg/L ;

K ——该污染物的生物化学降解速率常数, d^{-1} 。

2.2.2 水体水质基本模型

水体水质的基本模型是表述水体中的污染物,在物理净化、化学净化与生物化学净化的作用下,迁移与转化的过程。这种迁移与转化受水体本身的复杂运动(如水体变迁、形状、流速与流量、河岸性质、自然条件等)的影响,故常用的水体水质基本模型主要考虑污染物在水体中的物理净化过程,而对化学净化和生物化学净化过程,则采用综合分析的方法处理,然后再与物理净化过程相叠加,以便使模型简化。

水体水质基本模型有 5 种分类方法:① 按水体运动的空间分为零维、一维、二维和三维型;② 按水质组成为单变量和多变量型;③ 按时间相关性分为稳态(与时间无关)和动态(与时间有关)型;④ 按数学特征分为有线与非线型,确定性与随机性型等;⑤ 按水体类型可分为河流、湖泊水库、河口、海湾与地下水等的水质模型。

水体水质变化的预测与预报的常用水质基本模型是上述第 1 种,即按水体运动的空间分为零维、一维、二维和三维水体水质模型。今就此论述如下。

1. 零维水体水质模型

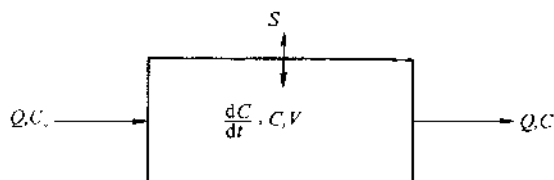


图 2-5 零维模型质量平衡图

所谓零维水体是指最简单的、水质完全混合均匀的、理想状态下的水体。零维水体水质模型即用于预测或预报这种水体的水质。

根据质量守恒原理,可作出这种水体的质量平衡图,见图 2-5。

质量平衡方程式为:

$$V \frac{dC}{dt} = QC_0 - QC + S + kCV \quad (2-13)$$

式中 V ——体系的体积, m^3 ;

Q ——流量, m^3/s ;

C_0, C ——分别为流入、流出的污染物浓度, mg/L ;

S ——流入、流出体系的其他污染源中的污染物质, mg/d ;

k ——体系内污染物的反应速率常数, d^{-1} 。

式(2-13)即零维水体水质模型。如略去流入、流出体系的其他污染源中的污染物质,即 $S=0$,则式(2-13)可简化为:

$$V \frac{dC}{dt} = QC_0 - QC + kCV \quad (2-14)$$

2. 一维水体水质模型

所谓一维水体是指河流宽度与深度不大的水体。视污染物在河流各断面的宽度与深度方向分布均匀,即认为污染物在 y 与 z 方向的浓度梯度为零, $\frac{\partial C}{\partial y} = 0, \frac{\partial C}{\partial z} = 0$,仅考虑纵向方向(x 方向)的浓度变化。也可用质量平衡(包括河流流量平衡与污染物质量平衡)原理,推导出二维水体水质模型。

(1) 流量平衡

设河床宽度为 b 、断面面积为 A ,取纵向(x 方向)距离为 Δx 的两相邻断面所包络的体积为计算单元体,见图 2-6 流量平衡图。

根据质量平衡原理,当时间间隔为 Δt 时,在 Δx 内的质量变化为 Δm :

$$\Delta m = \rho_w \cdot \Delta(A \cdot \Delta x) = [Q(x)\Delta t - Q(x + \Delta x)\Delta t] + [b \cdot \Delta x(R - E)\Delta t] + [(q - q_b)\Delta x \cdot \Delta t] \quad (2-15)$$

式中 ρ_w ——水的密度, g/cm^3 ;
 $Q(x), Q(x + \Delta x)$ ——分别为流入、流出 Δx 的流量, m^3/s ;
 R, E ——分别为降雨量、蒸发量, $\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$;
 q, q_b ——分别为侧向流入、流出的流量, $\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{m})$ 。

式(2-15)中,等号右侧第1项为纵向流量项;第2项为降雨与蒸发量项;第3项为侧向流入与流出量项。等式两侧各除以 $\Delta x \cdot \Delta t$,并取极限 $\Delta t \rightarrow 0, \Delta x \rightarrow 0$,整理后得:

$$\frac{\partial A}{\partial t} = -\frac{\partial Q}{\partial x} + b(R - E) + (q - q_b) \quad (2-16)$$

通常,忽略 R, E 与 q_b 不计,则式(2-16)可简化为:

$$\frac{\partial A}{\partial t} + \frac{\partial Q}{\partial x} = q \quad (2-17)$$

式(2-17)即为流量平衡—维模型。

(2) 污染物质量平衡

类似于流量平衡—维模型的推导,可得到污染物扩散—维模型。图 2-7 为污染物质量平衡图。

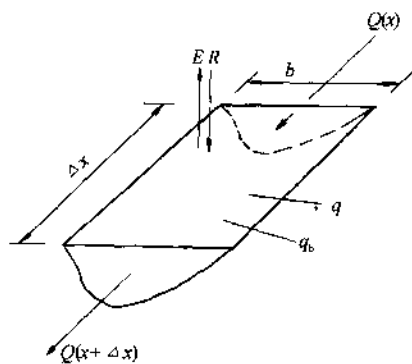


图 2-6 流量平衡图

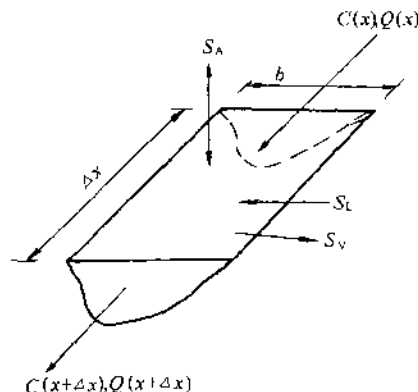


图 2-7 污染物质量平衡图

根据质量平衡原理,在 Δt 时间内,污染物的质量变化为 Δm_p ,可用下式计算:

$$\Delta m_p = [Q(x) \cdot C(x)\Delta t - Q(x + \Delta x) \cdot C(x + \Delta x)\Delta t] + (S_L \cdot \Delta x \cdot \Delta t) + (S_A b \cdot \Delta x \cdot \Delta t) + (S_V A \cdot \Delta x \cdot \Delta t) \quad (2-18)$$

式中 $Q(x), Q(x + \Delta x)$ ——分别为流入、流出 Δx 的流量, m^3/s ;
 $C(x), C(x + \Delta x)$ ——分别为流入、流出 Δx 的污染物浓度, mg/L ;
 S_L ——单位时间、单位长度的旁侧污染物的增、减量, $\text{mg}/(\text{s} \cdot \text{m})$;
 S_A ——单位时间、单位表面积 of 的污染物增、减量, $\text{mg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$;
 S_V ——单位时间、单位体积的污染物增、减量, $\text{mg}/(\text{s} \cdot \text{m}^3)$ 。

式(2-18)右侧第1项为污染物在 Δt 时间内的变化量;第2项为旁侧污染物增、减量;第3项为表面污染物增、减量;第4项为体积污染物增、减量。

式(2-18)两侧各除以 $\Delta x \cdot \Delta t$, 并取极限 $\Delta x \rightarrow 0, \Delta t \rightarrow 0$, 整理后得:

$$\frac{\partial(AC)}{\partial t} = -\frac{\partial(QC)}{\partial x} + S_L + bS_A + AS_V = -\frac{\partial(QC)}{\partial x} + \Sigma S \quad (2-19)$$

式中 ΣS ——等于 $S_L + bS_A + AS_V$ 。

式(2-19)即污染物迁移的一维水体水质模型。

如忽略增、减量不计, 即 $\Sigma S = 0$, 则式(2-19)可简化为:

$$\frac{\partial(AC)}{\partial t} = -\frac{\partial(QC)}{\partial x} \quad (2-20)$$

3. 二维水体水质模型

如果河流较大, 视污染物在河流各断面的深度方向分布均匀, 即认为污染物在 z 向的浓度梯度为零, $\frac{\partial C}{\partial z} = 0$; 而在 x 方向与 y 方向都存在着迁移和扩散。也可根据质量平衡原理得出二维水体水质模型:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\left[\left(u_x \frac{\partial C}{\partial x} + u_y \frac{\partial C}{\partial y}\right) + \left(D_x \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + D_y \frac{\partial^2 C}{\partial y^2}\right)\right] + \Sigma S \quad (2-21)$$

式中 C ——污染物浓度, mg/L;

t ——时间, d;

u_x, u_y ——分别为 x, y 方向的水流速度, m/s;

D_x, D_y ——分别为 x, y 方向的紊动扩散系数, m^2/s ;

ΣS ——同前, 可略去不计。

式(2-21)中, 等号右侧[]内的第1项为在 Δt 时间内, 由于流速引起污染物在 x 与 y 方向的浓度变化, 第2项为由于紊动扩散引起污染物在 x 与 y 方向的浓度变化; ΣS 项为旁侧污染物增、减量, 可略去不计。

4. 三维水体水质模型

三维水体水质模型以“点”流量参数, 不仅考虑水体中各点的“点”流量在 x, y, z 等三维方向上, 由于流速的变化, 引起污染物浓度的迁移, 并且还考虑到污染物在 x, y, z 等三维方向上, 由于扩散引起的浓度变化。因此三维水体水质模型更符合水体的实际情况, 所以适用于不同规模的河流。但是也更为复杂、求解较为困难。根据质量平衡, 可得出三维水体水质模型, 即布洛克斯(Brooks)模型:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\left[\left(u_x \frac{\partial C}{\partial x} + u_y \frac{\partial C}{\partial y} + u_z \frac{\partial C}{\partial z}\right) + \left(D_x \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + D_y \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + D_z \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right)\right] + \Sigma S \quad (2-22)$$

式中 u_z ——为 z 方向的水流速度, m/s;

D_z ——为 z 方向的紊动扩散系数, m^2/s ;

其他符号同前。

式(2-22)中, 等号右侧[]内的第1项为在 Δt 时间内, 由于流速引起污染物在 x, y, z 等三维方向上的浓度变化, 第2项为由于紊动扩散引起污染物在 x, y, z 等三维方向上的浓度变化; ΣS 项为旁侧污染物增、减量, 可略去不计。

2.2.3 二维水体水质模型的应用

由于三维水体水质模型求解较为困难, 难于工程应用, 故重点叙述二维水体水质模型的

应用。

1. 污水在河流中的扩散稀释及应用

污水在河流中扩散稀释时,可视 y 方向的流速 $u_y=0$; x 方向的扩散系数 D_x 与 x 方向的流速 u_x 相比,所引起稀释作用甚微,可忽略不计; y 方向的扩散系数 D_y 为常数。则式(2-21)的求解式为:

$$C(x, y) = \frac{M\sqrt{h}}{\sqrt{2\pi u \sigma_y}} \exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right) \quad (2-23)$$

$$\sigma_y^2 = 2D_y \frac{x}{u} \quad (2-24)$$

$$D_y = \alpha_y \bar{h} u^* \quad (2-25)$$

$$u^* = \sqrt{ghi} \quad (2-26)$$

式中 C ——任意点 (x, y) 处的污染物浓度, mg/L ;

M ——排放源的强度, g/s ;

$\bar{h}$ ——河流平均水深, m ;

$\bar{u}$ ——河流平均流速, m/s ;

σ_y ——横向均方差;

α_y ——无因次横向弥散系数;

u^* ——摩阻流速, m/s ;

i ——河流平均水力坡度;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

$\exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right)$ ——指数函数, 即 $e^{-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}}$ 。

污水排污口下游 x 公里处污染云横向增量

$$L_y = 4\sqrt{2t_x D_y} \quad (2-27)$$

式中 t_x ——河水流到 x 处所需时间, s 。

竖向混合系数为:

$$\partial_z = 0.067 \bar{h} u^* \quad (2-28)$$

污水在竖向与河水完全混合所需时间为:

$$t_z = 0.4 \frac{\bar{h}^2}{\partial_z} \quad (2-29)$$

此时污水的升流高度为:

$$L_z = \bar{u} t_z \quad (2-30)$$

式(2-23)是集中排放计算式, 如为分散排放, 则排放源的强度应为 M/n , n 为排放孔数。分散排放扩散稀释见图 2-8。显然 x 轴处浓度最大, 其增量为:

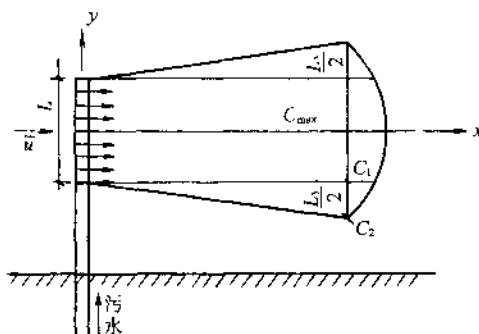


图 2-8 分散排放扩散稀释图

$$\Delta C(x, 0) = \alpha + 2 \sum_{i=1}^{\frac{n-1}{2}} \alpha \cdot \exp\left(-\frac{y_i^2}{2\sigma_y^2}\right) \quad (2-31)$$

$$\alpha = \frac{\frac{M}{n} \cdot h}{\sqrt{2\pi u \sigma_y}} \quad (2-32)$$

式中 i ——序数 $1, 2, \dots, \frac{n-1}{2}$;

y_i ——为 p_i ;

p ——排放孔间距。

设河流污染物浓度基值为 C_b , 则在排污口下游 x 处的最大浓度为:

$$C_{\max} = C_b + \Delta C \quad (2-33)$$

排污口下游 x 处扩散器两端的浓度增量为:

$$\Delta C_1\left(x, \frac{L}{2}\right) = \alpha + \sum_{i=1}^{\frac{n-1}{2}} \alpha \cdot \exp\left(-\frac{y_i^2}{2\sigma_y^2}\right) \quad (2-34)$$

式中 L ——扩散器长度, m。

$$\therefore C_1 = C_b + \Delta C_1 \quad (2-35)$$

污染云边缘的污染物浓度增量为:

$$\Delta C_2\left(x, \frac{L + L_y}{2}\right) = \sum_{j=0}^{\frac{n-1}{2}} \alpha \cdot \exp\left(-\frac{y_j^2}{2\sigma_y^2}\right) \quad (2-36)$$

式中 y_j —— $y_j = \frac{L_y}{2} + p_i$ 。

$$\therefore C_2 = C_b + \Delta C_2 \quad (2-37)$$

【例题 2-2】 某市污水流量为 $5.4\text{m}^3/\text{s}$, 经一级处理后, 用多孔扩散器排入大江, 排放水的 $\text{BOD}_5 = 280\text{mg/L}$ 。该大江宽 2000m , 平均水深 20m , 枯水期日平均流量 $6000\text{m}^3/\text{s}$, 平均流速 0.16m/s , 平均水力坡度 6.7×10^{-6} , 江水 BOD_5 基值为 2.3mg/L 。在排污口下游 8km 处已建有集中式取水口, 距岸边 350m 。计算污水排入后, 对取水口水质的影响。

【解】 由于大江的宽度大, 污水的 BOD_5 浓度也较高, 故取扩散器的长度为 300m , 分三段, 每段长 100m , 三段的管径分别为 $DN2000\text{mm}$, 1600mm , 1200mm , 三段共设 45 个排出孔, 孔径 175mm , 孔距 6.5m , 在平均水深的 $\frac{1}{3}$ 处喷入江中。扩散器的末端距岸边 1000m 。

由式(2-26)得

$$u^* = \sqrt{ghi} = \sqrt{9.8 \times 20 \times 6.7 \times 10^{-6}} = 0.0362\text{m/s}$$

式(2-28)得

$$\partial_z = 0.067 \bar{h} u^* = 0.067 \times 20 \times 0.0362 = 0.0485\text{m}^2/\text{s}$$

式(2-29)得

$$t_z = 0.4 \frac{\bar{h}^2}{\partial_z} = 0.4 \times \frac{20^2}{0.0485} = 3300\text{s}$$

式(2-30)得

$$L_z = \bar{u} t_z = 0.16 \times 3300 = 528\text{m}$$

根据现场示踪测定,大江在该市河段的 $\alpha_y=0.5$,故用式(2-25):

$$D_y = \alpha_y \bar{h} u^* = 0.5 \times 20 \times 0.0362 = 0.362 \text{m}^2/\text{s}$$

每个排放孔的排放源强度为:

$$m = \frac{M}{n} = \frac{5.4 \times 280}{45} = 33.6 \text{g/s}$$

根据题意要求,用式(2-23)~式(2-37)计算出沿河流方向 2km、4km 及集中取水口 8km 处的 BOD_5 浓度值。计算值列于表 2-3。

二维水体水质模型应用计算表

表 2-3

应用公式	排放扩散器下游距离 x (km)	2	4	8
	流达时间 t_x (s)	12500	25000	50000
2-27	扩散宽度增量 L_y (m)	380	538	760
2-24	横向均方差 σ_y^2	9050	18100	36200
	σ_y	95	135	190
2-32	α (mg/L)	0.044	0.031	0.022
2-31	浓度增量 ΔC (mg/L)	1.41	1.16	0.90
2-33	最大浓度值 $C_{\max}$ (mg/L)	3.71	3.46	3.2
2-34	浓度增量 ΔC_1 (mg/L)			0.7
2-35	C_1 (mg/L)			3.0
2-36	ΔC_2 (mg/L)			0.04
2-37	取水口处浓度 C_2 (mg/L)			$2.3 + 0.04 = 2.34$

计算结果表明,取水口处于污染云的边缘,因江水基值 BOD_5 为 2.3mg/L,污水排入后,随水流方向扩散至该处, BOD_5 浓度的增量为 0.04mg/L,故该处的江水 $\text{BOD}_5 = 2.3 + 0.04 = 2.34\text{mg/L}$,仍属于 II 类水体 ($\text{BOD}_5 < 3\text{mg/L}$) 水环境质量标准。

2. 污水排海的扩散稀释及应用

由于海水的性质与江河不同,海水的含盐量高,密度大,水层上下温差大,有潮汐与洋流的回荡。因此污水排入海湾后,扩散稀释存在着初始轴线稀释、输移扩散稀释与大肠菌群的衰亡稀释等。

(1) 初始轴线稀释

海水的密度一般为 1.01~1.03,远较污水密度(约为 1)大,故污水排入海水后,会立即引起密度流而向上升腾,如图 2-9 所示。在升腾过程中被扩散稀释,称为初始轴线稀释。

初始轴线稀释可用初始轴线稀释度表示。

1) 当海水密度均匀时,污水喷出后,羽状流可一直浮升至海面:

$$S_1 = S_c \left(1 + \frac{\sqrt{2} S_c q}{uh} \right)^{-1} \quad (2-38)$$

$$S_c = 0.38 (g')^{\frac{1}{3}} h q^{-\frac{2}{3}} \quad (2-39)$$

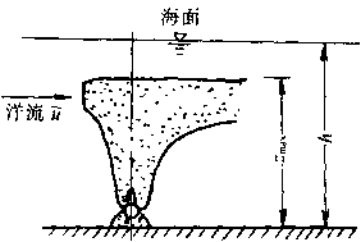


图 2-9 初始轴线稀释

式中 S_1 ——初始轴线稀释度;

S_c ——无水流时,即 $u=0$ 时的初始轴线稀释度;

g' ——由于海水与污水密度差引起的重力加速度差值, $g' = \frac{\rho_a - \rho_o}{\rho_o} g$;

ρ_a ——海水密度;

ρ_o ——污水密度;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;

h ——污水排放深度, m ;

q ——扩散器单位长度的排放量, $\text{m}^3/(\text{s}\cdot\text{m})$;

u ——海水流速, m/s 。

2) 海水密度随深度呈线性分布时,即海水密度自海面向海底呈线性逐渐增加,污水喷入海水后,羽状流上升至一定高度 z_{max} 后,停止上升,此时污染云的密度比其上面的海水的密度大。则

$$S_1 = S_c \left(1 + \frac{\sqrt{2} S_c q}{u z_{\text{max}}} \right)^{-1} \quad (2-40)$$

$$S_c = 0.31 (g')^{\frac{1}{3}} z_{\text{max}} q^{-\frac{2}{3}} \quad (2-41)$$

式中 z_{max} ——污染云的最大浮升高度, m 。

$$z_{\text{max}} = 6.25 (g' q)^{\frac{2}{3}} \left[\frac{\rho_o}{g(\rho_a - \rho_o)} \right] \quad (2-42)$$

(2) 由于洋流引起的输移扩散

海洋的流态较复杂,除主导洋流外,还有潮汐的影响。对于海域、或宽阔的海湾,可不考虑潮汐的回荡作用,否则就应考虑回荡对稀释扩散的影响。此外,污水中有机污染物在海水中的生物化学降解作用远小于洋流引起的输移扩散稀释作用。因此生化降解作用可略去不计。又因为经初始轴线稀释后,可视深度方向的浓度是均匀的,故也可用二维水体水质模型计算。

1) 不考虑回荡的影响

根据式(2-21),假设污染云随洋流的移动是单向的、连续的和均速的,污水的横向扩散混合可用具有水平扩散系数的扩散过程来描述,则式(2-21)求解式为:

$$S_2 = \frac{1}{\text{erf} \sqrt{\frac{3/2}{\left(1 + \frac{2}{3} \beta \frac{x}{L} \right)^3 - 1}}} \quad (2-43)$$

式中 S_2 ——输移扩散稀释度;

$\text{erf}(\phi)$ ——误差函数;

x ——排污口至下游某点的水平距离, m ;

β ——系数, $\beta = \frac{12E_0}{u \cdot L}$;

L ——扩散器长度, m ;

E_0 ——排污口处($x=0$)的涡流扩散系数, m^2/s 。

E_0 的表达式为：

$$E_0 = 4.64 \times 10^{-4} \cdot L^{4/3} \quad (2-44)$$

为了方便,式(2-43)制成诺模图 2-10,可以根据距排污口(即扩散器)水平距离 x , m ,扩散器长度 L , m ,海水流速 u 等查出输移扩散稀释度 S_2 值。在查图 2-10 时,海水流速 u 的单位须用 m/min 。

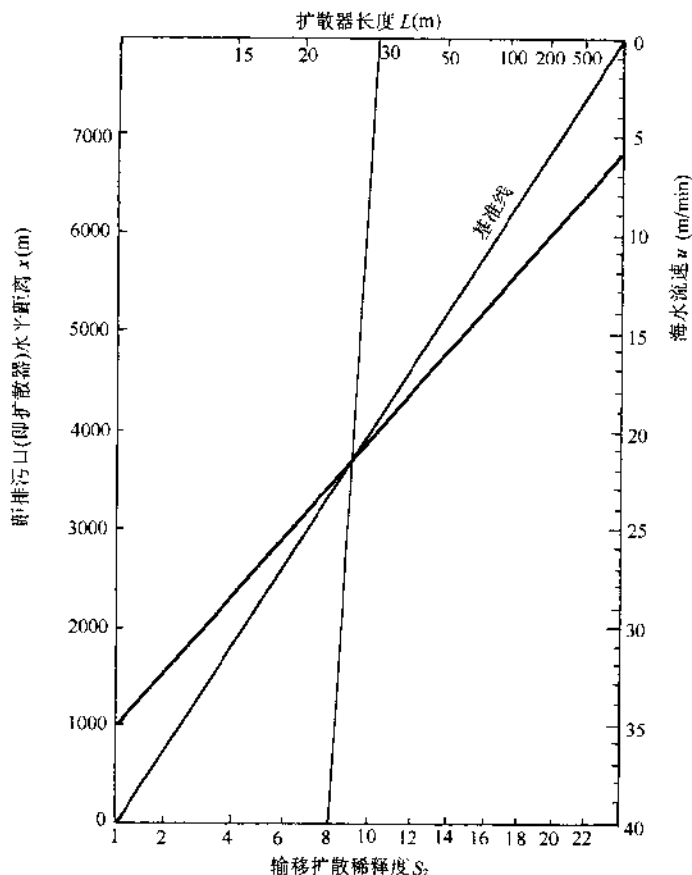


图 2-10 式(2-43)的诺模图

2) 考虑回荡的影响

对于不太宽的潮汐海口,污水排入海水后,经过几次潮汐回荡,才能移开排污口向外海方向输移,此时的 S_2 为:

$$S_2 = C_1 \left[\frac{u_E(L + L_y)hC_p + 2nQC_0}{u_E(L + L_y)h + 2nQ} \right]^{-1} \quad (2-45)$$

式中 C_1 ——经初始稀释后,污染云轴线上的浓度, mg/L ;

C_0 ——污水中污染物的浓度, mg/L ;

Q ——排放的污水量, m^3/s ;

C_p ——海水中污染物的浓度, mg/L ;

u_E ——涨潮流速, m/s ;

n ——污染物在潮汐作用下的回荡次数。

$$n = \frac{\sum_{i=1}^K \frac{u_{Ei} t_{Ei}}{u_{Fi} t_{Fi} - u_{Ei} t_{Ei}}}{K} \quad (2-46)$$

式中 t_{Ei} ——第 i 个潮周的涨潮历时, s;

t_{Fi} ——第 i 个潮周的落潮历时, s;

u_{Ei}, u_{Fi} ——分别为第 i 个潮周的涨、落潮流速, m/s;

K ——观测的潮周期数。

污染云经几次回荡后的横向增宽:

$$L_y = 4\sqrt{2ntD_y} \quad (2-47)$$

式中 t ——涨落潮历时, s, $t = t_E - t_F$;

D_y ——横向扩散系数, m^2/s 。

对于潮汐海口, D_y 可用下式估算:

$$D_y = 0.96hu^* \quad (2-48)$$

式中 u^* ——海口摩阻流速, m/s。

$$u^* = \sqrt{ghi} \quad (2-49)$$

式中 i ——海床坡降;

h ——污水排污口深度, 见图 2-9。

做规划设计时, 从安全考虑, 可忽略由横向扩散所增加的稀释作用或海口不宽, 无充分空间让污染物横向扩散, 即 $L_y = 0$, 由此计算的扩散器长度, 应满足水质目标 C_m 的要求, 即

$$\frac{u_E LhC_p + 2nQC_0}{u_E Lh + 2nQ} \leq C_m \quad (2-50)$$

此时

$$S_2 = \frac{C_1}{C_m} = \frac{C_0}{S_1 C_m} \quad (2-51)$$

(3) 大肠菌群的衰亡稀释度

$$S_3 = \exp\left(\frac{2.3x}{t_{90}u \times 3600}\right) \quad (2-52)$$

式中 u —— x 处的流速, m/s;

t_{90} ——大肠菌群衰亡 90% 所需时间, h。

为了使用方便, 式(2-52)制成诺模图 2-11, 可以根据距排污口(即扩散器)水平距离 x , m, 大肠菌群衰亡时间 t_{90} , h, 海水流速 u (m/min), 等查出大肠菌群衰亡稀释度 S_3 。

(4) 总稀释度

$$S_{\text{总}} = S_1 \cdot S_2 \cdot S_3 \quad (2-53)$$

式中 $S_{\text{总}}$ ——总稀释度。

(5) 污水排海的扩散器计算

海洋的流向比较多变, 为使扩散器的布置

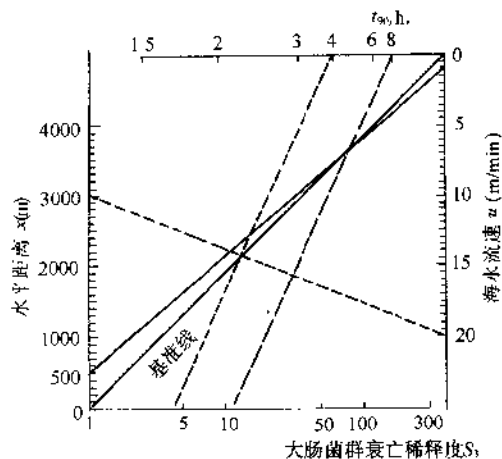


图 2-11 式(2-52)诺模图

方向能与洋流方向互相垂直,以便提高污水的扩散程度。故扩散器的布置形式大致可分为3种,即I型、T型与Y型(适用于洋流无主导方向时),见图2-12。

1) 扩散器长度的计算

当不考虑潮汐回荡的影响并已知排放深度及静潮(或称憩潮)的初始轴向稀释度 S_c 时,扩散器的长度用式(2-39)或式(2-41),先计算出 q ,然后根据排故污水量计算出扩散器长度,具体计算见[例题2-3]。如果污水量较大,则用式(2-54)计算出污染云的平均初始稀释度 S'_1 ,然后根据图2-13求出扩散器长度。

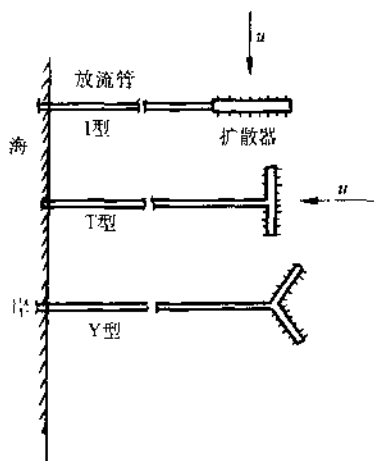


图 2-12 扩散器形式

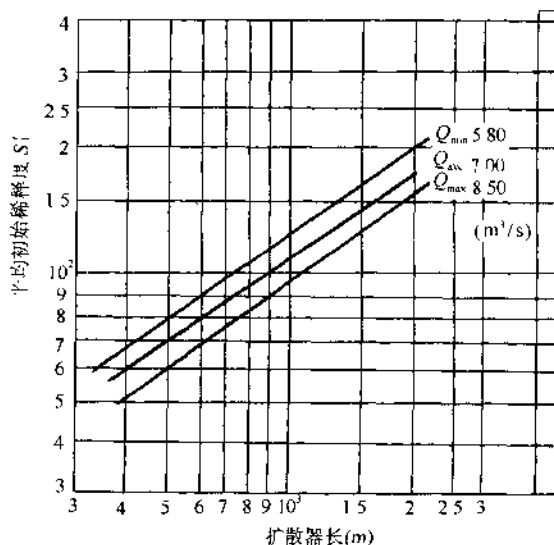


图 2-13 扩散器长度计算图

$$S'_1 = \sqrt{2} S_c \left(1 + \frac{\sqrt{2} S_c q}{u z_{\max}} \right)^{-1} \quad (2-54)$$

式中 S'_1 ——污染云平均初始稀释度, m^2/s 。

当考虑潮汐回荡的影响并已知水体的水质目标及水文水质条件时,扩散器长度用式(2-50)计算。

2) 喷孔数 m 的计算

海底排放时,扩散器上喷孔之间的间距约为排放深度的 $\frac{1}{3}$ 时,其稀释能力较好,扩散器的长度可缩短,投资可减少。扩散器喷孔数

$$m = \frac{3L}{h} \quad (2-55)$$

式中 m ——扩散器上喷孔数;

其他符号同前。

3) 喷孔直径及所需总水头计算

计算图见图2-14。

扩散管内流速在 $0.6 \sim 3.0 m/s$ 之间,即处于不沉淀与不冲刷的流速之间,污水通过每一个喷孔的流量按下式计算:

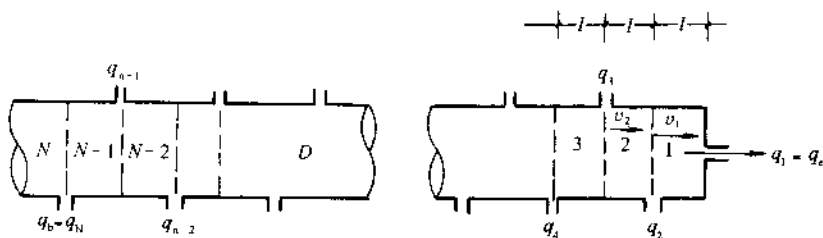


图 2-14 喷孔及总水头计算图

$$q_n = C_D a_n \sqrt{2gE_n} \quad (2-56)$$

式中 q_n ——从一个喷孔中排出的污水流量, m^3/s ;

C_D ——喷孔管嘴的流量系数, 根据管嘴形式, 如喇叭口、尖嘴口等不同查图 2-15。由

于扩散管内的流速是不断减小的, 若计算值 $\frac{v_n^2}{2g}/E_n$ 小于 0.01 时, 则喇叭口喷孔 C_D 值均取 0.9, 尖嘴喷孔 C_D 均取 0.6;

a_n ——一个管嘴的过水断面积, m^2 ;

E_n ——污水喷孔内的总水头, m ;

g ——重力加速度 $9.81, \text{m}/\text{s}^2$ 。

如将最远的喷孔称为 1 号, 见图 2-14, 则自该喷孔流出的流量为:

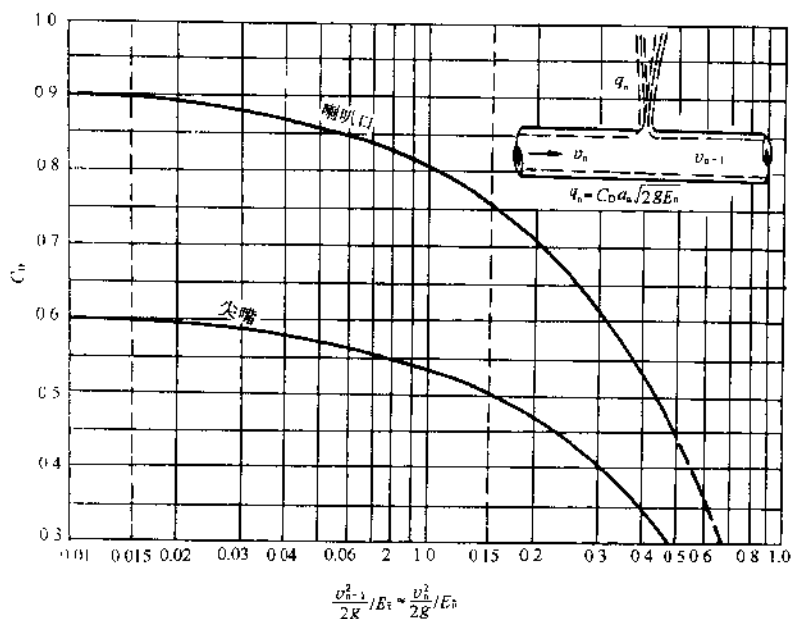


图 2-15 两种管嘴形式的出口流量系数

$$q_1 = C_D a_1 \sqrt{2gE_1} = C_D \frac{\pi}{4} d_1^2 \sqrt{2gE_1} \quad (2-57)$$

式中 q_1 ——1 号喷孔的流量, m^3/s ;

d_1 ——喷孔的直径, m ;

a_1 ——1号喷孔的面积, m^2 ;

E_1 ——1号喷孔的总水头。

$$E_1 = h_1 + \frac{v_1^2}{2g} \quad (2-58)$$

式中 h_1 ——1号喷孔处, 管内外压力差, m , 其值等于喷孔出流所需的自由水头(可取 0.7m)加喷孔的局部水头损失(可取 0.3m)加沿程损失。

v_1 ——扩散器内流向1号喷孔的管内流速, m/s 。

$$v_1 = \frac{q_1}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad (2-59)$$

式中 D ——扩散器的直径, m 。

依次计算2号喷孔处的管内总水头:

$$E_2 = E_1 + h_f + \frac{\rho_a - \rho_o}{\rho_o} \Delta Z_1 \quad (2-60)$$

式中 E_2 ——2号喷孔处的管内总水头, m ;

h_f ——1~2号喷孔之间管内的水头损失 $h_f = f \frac{lv_2^2}{D2g}$, m ;

f ——管材的摩阻系数, 铸铁管为 0.022 ;

l ——相邻两喷孔的距离, m ;

v_2 ——1~2号喷孔之间管内流速, m/s ;

ρ_o ——管内污水的密度;

$\rho_a - \rho_o$ ——海水和污水的密度差; 污水比海水轻时 $\rho_a - \rho_o > 0$; 污水比海水重时 $\rho_a - \rho_o < 0$, 海水的密度 ρ_a 为 $1.01 \sim 1.03$;

ΔZ ——两相邻喷孔间的高程差, m , 顺坡时 $\Delta Z > 0$, 反坡时 $\Delta Z < 0$;

$\frac{\rho_a - \rho_o}{\rho_o} \Delta Z$ ——称为比重水头。

2号喷孔的流量:

$$q_2 = C_D a_2 \sqrt{2gE_2} \quad (2-61)$$

式中 q_2 ——2号喷孔流量, m^3/s ;

a_2 ——2号喷孔面积, m^2 。

由1号喷孔流向2号喷孔的管内流速:

$$v_2 = v_1 + \frac{q_2}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad (2-62)$$

依照上述顺序, 逐步地计算到最后一个喷孔, 即第 n 个喷孔, 可用计算机完成计算。

【例题 2-3】 某城市的城市污水量为 $1.4\text{m}^3/\text{s}$, 经一级处理后, $\text{BOD}_5 = 100\text{mg/L}$, 排海。海水的密度为 1.026 , 污水的密度为 0.999 , 近海海底坡度 0.02 , 拟排海深度为 10m , 海洋的洋流流速: 近海区洋流平均流速为 0.3m/s , 方向与海岸垂直, 岸边洋流流速为 0.03m/s 。最大潮差 1.5m 。规划要求排污水后, 憩潮时污染云轴线初始稀释 S_c 不得小于 85 , 请设计排

放管、扩散器及近岸海水 BOD_5 浓度的增量。

【解】 排放管的计算：

污水流量为 $1.4\text{m}^3/\text{s}$ ，若取排放管管径为 $DN=1200\text{mm}$ ，钢管，由《给水排水设计手册》第一册，水力计算表得，管内流速为 1.238m/s ， $1000i=1.294\text{m}$ 。

由于要求排海深度为 10m ，海底坡度为 0.02 ，故排放管长度应为：

$$L_{\text{排}} = \frac{10}{0.02} = 500\text{m}$$

沿程水头损失为：

$$h_{\text{排}} = 500 \times \frac{1.294}{1000} = 0.65\text{m}$$

扩散器计算：

根据题意，海水密度均匀，所以污水排放后的初始稀释度用式(2-38)及式(2-39)计算，同时计算得扩散器单位长度排放量。

由式(2-39) $S_c = 0.38(g')^{\frac{1}{3}} h q^{-\frac{2}{3}}$

$$g' = \frac{\rho_a - \rho_o}{\rho_o} g = \frac{1.026 - 0.999}{0.999} \times 9.81 = 0.265\text{m/s}^2$$

$$\therefore 85 = 0.38(0.265)^{\frac{1}{3}} \times 10 \times q^{-\frac{2}{3}}$$

$$\text{得 } q = 0.00486\text{m}^3/(\text{s}\cdot\text{m})$$

喷孔间距约为排海深度的 $\frac{1}{3}$ ，所以间距为 $\frac{10}{3} = 3.3\text{m}$ 。故每个喷孔的排出量应为：

$$q_1 = 3.3 \times q = 3.3 \times 0.00486 = 0.016\text{m}^3/\text{s}$$

扩散器长度为：

$$L = \frac{Q}{q} = \frac{1.4}{0.00486} = 288\text{m}, \text{取扩散器长度 } 300\text{m}.$$

扩散器喷孔数用式(2-55)计算：

$$m = \frac{3L}{h} = \frac{3 \times 300}{10} = 90 \text{ 个}$$

因洋流方向垂直于海岸，故采用 T 型扩散器，为了使扩散器内的流速均匀，分为三段，每段长 100m ，喷孔 30 个，见图 2-16。

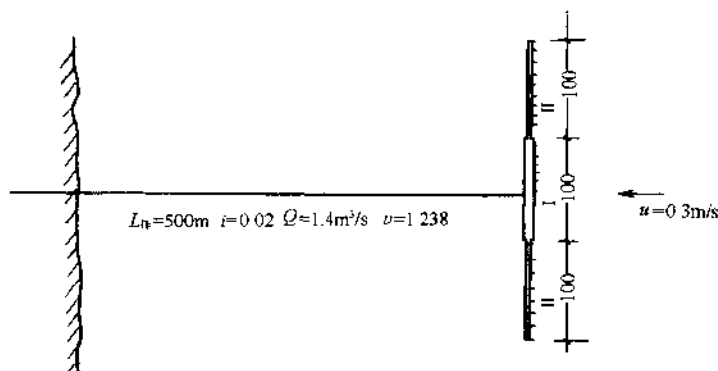


图 2-16 排放管与扩散器计算图

I 段:每旁长度 50m,流量 $\frac{1.4}{2}=0.7\text{m}^3/\text{s}$ 。若取管径为 DN900mm,由水力计算表得,管内平均流速 1.1m/s,属经济流速,所取管径合格, $1000i=1.51\text{m}$, $\therefore$ 沿程水头损失为 0.076m。每旁长度喷出流量为 $50\text{m}\times 0.00486\text{m}^3/(\text{s}\cdot\text{m})=0.243\text{m}^3/\text{s}$ 。

II 段:长度 100m,进入 II 段的流量为 $0.7-0.243=0.457\text{m}^3/\text{s}$ 。若取管径 DN=700mm,得管内平均流速为 1.2m/s,属经济流速, $1000i=2.4\text{m}$, $\therefore$ 沿程水头损失为 0.24m。

排放管起端所需总压力等于排放水深、各段沿程损失、自由水头、喷孔局部损失、T 型三通损失、最大潮差之和,即

$$H=10+0.65+0.076+0.24+0.7+0.3+1.5+1.5=15\text{m}$$

轴线初始稀释度由式(2-38)计算:

$$S_1 = S_c \left(1 + \frac{\sqrt{2} S_c q}{uh} \right)^{-1} = 85 \left(1 + \frac{\sqrt{2} \times 85 \times 0.00486}{0.3 \times 10} \right)^{-1} = 71.7$$

输移扩散稀释度用式(2-43)计算:

扩散器至海岸边 $x=500\text{m}$,由式(2-44)得

$$E_0 = 4.64 \times 10^{-4} \times L^{\frac{4}{3}} = 4.64 \times 10^{-4} \times 300^{\frac{4}{3}} = 0.932\text{m}^{\frac{2}{3}}/\text{s}$$

近海岸处洋流流速为 0.03m/s。

$$\therefore \beta = \frac{12E_0}{uL} = \frac{12 \times 0.932}{0.03 \times 300} = 1.24$$

由式(2-43)得

$$S_2 = \frac{1}{\text{erf} \sqrt{\frac{3/2}{\left(1 + \frac{2}{3}\beta \frac{x}{L}\right)^3 - 1}}} = \frac{1}{\text{erf} \sqrt{\frac{3/2}{\left(1 + \frac{2}{3} \times 1.24 \times \frac{500}{300}\right)^3 - 1}}} = \frac{1}{0.33} = 2.63$$

也可从图 2-10 直接查出 S_2 ,因水平距离 $x=500\text{m}$,扩散器长度 $L=300\text{m}$,海水流速 $u=0.03\text{m/s}=1.8\text{m/min}$,查图 2-10 得 $S_2=2.63$ 。

大肠菌群衰亡稀释度的计算:

已知水平距离 $x=500\text{m}$,海水流速 $u=0.03\text{m/s}=1.8\text{m/min}$,经试验得 $t_{90}=8\text{h}$,查图 2-11 得大肠菌群衰亡稀释度 $S_3=11$ 。

总稀释度的计算:

$$S_{\text{总}} = S_1 S_2 S_3 = 71.7 \times 2.63 \times 11 = 2074$$

海岸边处海水的 BOD_5 增量 ΔC 的计算:

$$\Delta C = \frac{\text{BOD}_5}{S_{\text{总}}} = \frac{100}{2074} = 0.05\text{mg/L}$$

可见,扩散器的水头损失是采用每段扩散器内的平均流速进行计算的,但由于喷孔不断喷出污水,所以每段扩散器内的沿程流量是不断减小,流速也不断减慢,故所需总水头及各喷孔排出的流量应逐孔逐段计算,计算公式用式(2-56)至式(2-62)。

2.2.4 河流氧垂曲线方程——菲里普斯(Phelps)方程

有机物质排入河流后,可被水中微生物氧化分解,同时消耗水中的溶解氧(DO)。所以,受有机物污染的河流,水中溶解氧的含量受有机物的降解过程控制。溶解氧含量是使河流

生态系统保持平衡的主要因素之一。溶解氧的急剧降低甚至消失,会影响水体生态系统平衡和渔业资源,当 $DO < 1\text{mg/L}$ 时,大多数鱼类便窒息而死,因此研究 DO 的变化规律具有重要的实际意义。

1. 氧垂曲线

有机物排入河流后,经微生物降解而大量消耗水中的溶解氧,使河水亏氧;另一方面,空气中的氧通过河流水面不断地溶入水中,使溶解氧逐步得到恢复。所以耗氧与复氧是同时存在的,河水中的 DO 与 BOD_5 浓度变化模式见图 2-17。污水排入后,DO 曲线呈悬索状下垂,故称为氧垂曲线; BOD_5 曲线呈逐步下降状,直至恢复到污水排入前的基值浓度。

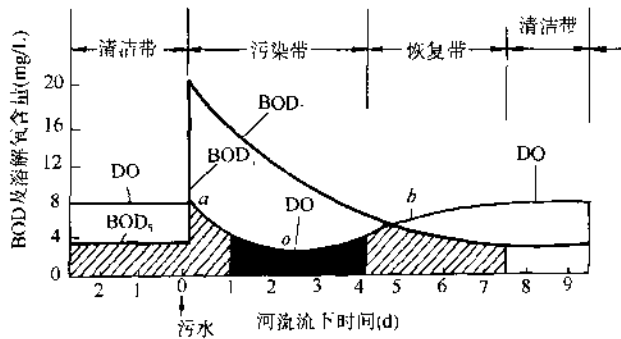


图 2-17 河流中 BOD_5 及 DO 的变化曲线

氧垂曲线可分为三段:第一段 $a \sim o$ 段,耗氧速率大于复氧速率,水中溶解氧含量大幅度下降,亏氧量增加,直至耗氧速率等于复氧速率。 o 点处,溶解氧量最低,亏氧量最大,称 o 点为临界亏氧点或氧垂点;第二段 $o \sim b$ 段,复氧速率开始超过耗氧速率,水中溶解氧量开始回升,亏氧量逐渐减少,直至转折点 b ;第三段 b 点以后,溶解氧含量继续回升,亏氧量继续减少,直至恢复到排污口前的状态。

2. 氧垂曲线方程——菲里普斯方程的建立

(1) 有机物耗氧动力学

美国学者斯蒂特-菲里普斯 (Streeter-Phelps) 于 1925 年对耗氧过程动力学研究分析后得出:当河流接纳有机物后,沿水流方向产生的输移有机物量远大于扩散稀释量,当河水流量与污水流量稳定,河水温度不变时,则有机物生化降解的耗氧量与该时期河水中存在的有机物量成正比,即呈一级反应,属一维水体水质模型,表达式为:

$$\begin{cases} \frac{dL}{dt} = -K_1 L \\ t = 0, L = L_0 \end{cases} \quad (2-63)$$

$$L_t = L_0 \cdot \exp(-K_1 t)$$

或

$$L_t = L_0 \cdot 10^{-k_1 t} \quad (2-64)$$

式中 L_0 ——有机物总量,即氧化全部有机物所需要的氧量,也即河水在允许亏氧量的条件下,可以氧化的最大有机物量;

L_t —— t 时刻水中残存的有机物量;

t ——时间, d;

k_1, K_1 ——耗氧速率常数, $k_1 = 0.434 K_1$ 。

耗氧速率常数 K_1 或 k_1 因污水性质不同而异, 须经实验确定。生活污水排入河流后, k_1 值见表 2-4。

生活污水耗氧速率常数 k_1

表 2-4

水 温($^{\circ}\text{C}$)	0	5	10	15	20	25	30
k_1 值	0.03999	0.0502	0.0632	0.0795	0.1	0.1260	0.1583

表 2-4 中, 不同水温时的耗氧速率常数 k_1 可用式(2-65)互相换算:

$$k_1 = k'_2 \theta^{(T_1 - T_2)} \quad \text{或} \quad k_1 = k_{20} \theta^{(T_1 - T_{20})} \quad (2-65)$$

式中 k_1, k'_2, k_{20} ——分别为温度 T_1, T_2, T_{20} 时的耗氧速率常数;

θ ——温度系数, $\theta = 1.047$;

k_{20} ——20 $^{\circ}\text{C}$ 时的耗氧速率常数, $k_{20} = 0.1$ 。

(2) 溶解氧变化过程动力学

通过河流水面与大气的接触, 氧不断溶入河水中, 当其他条件一定时, 复氧速率与亏氧量成正比:

$$\begin{cases} \frac{dD}{dt} = k_2 D \\ t = 0, D = D_0 \end{cases} \quad (2-66)$$

式中 k_2 ——复氧速率常数;

D ——亏氧量, $D = C_0 - C_x$;

C_0 ——一定温度下, 水中饱和溶解氧, mg/L ;

C_x ——河水中溶解氧含量, mg/L 。

菲里普斯对被有机物污染的河流中溶解氧变化过程动力学进行了研究后得出结论, 河水中亏氧量的变化速率是耗氧速率与复氧速率之和。在与耗氧动力学分析相同的前提条件下, 亏氧方程也属一级反应, 可用一维水质模型表示:

$$\begin{cases} \frac{dD}{dt} = k_1 L - k_2 D \\ t = 0, D = 0, L = L_0 \end{cases} \quad (2-67)$$

式中 k_2 ——复氧速率常数, 与水温、水文条件有关, 其数值列于表 2-5 中。

复氧速率常数 k_2 值

表 2-5

河流水文条件	水 温($^{\circ}\text{C}$)			
	10	15	20	25
缓流水体	—	0.11	0.15	—
流速小于 1m/s 水体	0.17	0.185	0.20	0.215
流速大于 1m/s 水体	0.425	0.460	0.50	0.540
急流水体	0.684	0.740	0.80	0.865

式(2-67)的积分解为:

$$D_t = \frac{k_1 L_0}{k_2 - k_1} (10^{-k_1 t} - 10^{-k_2 t}) + D_0 \cdot 10^{-k_2 t} \quad (2-68)$$

式中 D_t —— t 时刻河流中亏氧量。

式(2-68)称为河流中氧垂曲线方程式,即菲里普斯方程式。它的工程意义在于:

1) 用于分析受有机物污染的河水中溶解氧的变化动态,推求河流的自净过程及其环境容量,进而确定可排入河流的有机物最大限量;

2) 推算确定最大缺氧点即氧垂点的位置及到达时间,并依此制定河流水体防护措施。

氧垂曲线到达氧垂点的时间,可通过方程式(2-68)求定,即当 $\frac{dD}{dt} = 0$ 时:

$$t_c = \frac{\lg \left\{ \frac{k_2}{k_1} \left[1 - \frac{D_0(k_2 - k_1)}{k_1 L_0} \right] \right\}}{k_2 - k_1} \quad (2-69)$$

式中 t_c ——从排污点到氧垂点所需的时间, d。

式(2-68)与式(2-69)在使用时应注意如下几点:

① 公式只考虑了有机物生化耗氧和大气复氧两个因素,故仅适用于河流截面变化不大,藻类等水生植物和底泥影响可忽略不计的河段;

② 仅适用于河水与污水在排放点处完全混合的条件;

③ 所使用的 k_1, k_2 值必须与水温相适应;

④ 如沿河有几个排放点,则应根据具体情况合并成一个排放点计算或逐段计算。

按氧垂曲线方程计算,在氧垂点的溶解氧含量达不到地表水最低溶解氧含量要求时,则应对污水进行适当处理。故该方程式可用于确定污水处理厂的处理程度。

3. 氧垂曲线方程——菲里普斯方程的应用

氧垂曲线方程用于处理程度的确定与环境容量的计算,通过[例题 2-4]说明。

【例题 2-4】 某城市人口 35 万人,排水量标准 150L/(p·d),每人每日排放于污水中的 BOD_5 为 27g,换算成 BOD_u 为 40g。河水流量为 $3m^3/s$,河水夏季平均水温为 $20^\circ C$,在污水排放口前,河水溶解氧含量为 6mg/L, BOD_5 为 2mg/L ($BOD_u = 2.9mg/L$)。根据溶解氧含量求该河流的自净容量和城市污水应处理的程度。排放污水中的溶解氧含量很低,可忽略不计。

【解】 先确定各项原始数值

排入河流的污水量为:

$$q = 350000 \times 0.150 = 52500m^3/d$$

污水排放口前河水中的亏氧量为:

$$D = C_0 - C_x = 9.17 - 6.0 = 3.17mg/L, (20^\circ C \text{ 时的饱和溶解氧量为 } 9.17mg/L)。$$

污水排入河流后的最高允许亏氧量为:

$$9.17 - 4.0 = 5.17mg/L$$

求污水与河水混合后的 BOD_u 及 L_0 :

根据表 2-4,因水温为 $20^\circ C$, $\therefore k_1 = 0.1$,由表 2-5,因流速较小, $\therefore$ 取 $k_2 = 0.2$,混合系数 α 取 0.5。

最高允许亏氧量为 $5.17mg/L = D_t$,采用式(2-68)时,仍有两个未知数 t 与 L_0 ,因此可

用式(2-69)进行试算:

初步假设 $L_0 = 15\text{mg/L}$, 代入式(2-69)得:

$$t_c = \frac{\lg \left\{ \frac{0.2}{0.1} \left[1 - \frac{3.17(0.2-0.1)}{0.1 \times 15} \right] \right\}}{0.2-0.1} = 1.98\text{d}$$

将所得 t_c 值代入式(2-68)求 L_0 值:

$$5.17 = \frac{0.1L_0}{0.2-0.1} (10^{-0.1 \times 1.98} - 10^{-0.2 \times 1.98}) + 3.17 \times 10^{-0.2 \times 1.98}$$

$$\text{得} \quad L_0 = \frac{5.17 - 1.27}{0.232} = 16.8\text{mg/L}$$

试算所得出的 L_0 值与初步假设的 $L_0 = 15\text{mg/L}$ 相差较多, 故需进行第二次试算。

将计算所得的 L_0 代入式(2-69), 求出较为精确的 t_c 值:

$$t_c = \frac{\lg \left\{ \frac{0.2}{0.1} \left[1 - \frac{3.17(0.2-0.1)}{0.1 \times 16.8} \right] \right\}}{0.2-0.1} = 2.1\text{d}$$

将 $t_c = 2.1\text{d}$ 代入式(2-68), 作第二次试算得:

$$5.17 = \frac{0.1L_0}{0.2-0.1} (10^{-0.1 \times 2.1} - 10^{-0.2 \times 2.1}) + 3.17 \times 10^{-0.2 \times 2.1}$$

$$\therefore L_0 = \frac{5.17 - 1.21}{0.24} = 16.5\text{mg/L}$$

第二次试算所得 $L_0 = 16.5\text{mg/L}$, 与第一次试算 $L_0 = 16.8\text{mg/L}$, 非常接近, 故可定 $L_0 = 16.5\text{mg/L}$ 。

因河水本身含有 $\text{BOD}_u = 2.9\text{mg/L}$, 因此水体能够接纳的污水所含 BOD_u 为 $16.5 - 2.9 = 13.6\text{mg/L}$ 。

为了确保氧垂点处的溶解氧含量不低于 4mg/L , 河水每日可以接受的 BOD_u 总量, 即水体的环境容量(自净容量)为:

$$13.6(3 \times 0.5 \times 86400 + 52500) = 2476560\text{g} = 2476.56\text{kg}$$

每人每日允许排入水体的 BOD_u 量为:

$$\frac{2476560}{350000} = 7.08\text{g}$$

因每人每日产生的 BOD_u 值为 40g , 排入水体前应去除的 BOD_u 量为: $40 - 7.08 = 32.92\text{g}$ 。

$$\text{污水应达到的处理程度为} \frac{32.92}{40} \times 100 = 82.3\%$$

$$\text{污水的 } \text{BOD}_u \text{ 浓度为} \frac{40 \times 350000}{52500} = 266.7\text{g/m}^3 (\text{mg/L})$$

排放污水的 BOD_u 允许浓度为

$$266.7(1 - 0.823) = 47.2\text{mg/L}$$

故污水必须采用生物处理, BOD_u 的处理程度为 82.3% 。

2.2.5 湖泊、水库水体水质模型

湖泊、水库水体的主要污染源有: 点源污染(生活污水、工业废水集中排入); 非点源污染(雨水径流、农田灌溉水的回流等); 大气降尘等。湖泊、水库内的水流主要是: 河流入流口附

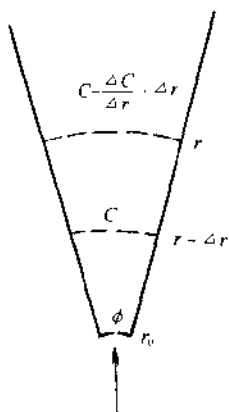


图 2-18 湖泊、水库扩散示意图

近;大量污水排放口附近;风生流、异重流(由温度差、密度差引起);人类活动,(如行船、灌溉抽水)造成的紊流。故湖泊、水库的水体运动与自净规律十分复杂。

根据湖泊、水库的大小与水文条件不同,污水排入后,与湖水的混合情况可分为:完全混合型(即污水与湖水可完全混合),面积较小、水深较浅的湖泊存在这种可能;非完全混合型,面积较大、水深较深的湖泊存在这种情况。本书主要论述非完全混合型的水体水质模型。

1. A·B·卡拉乌舍夫扩散模型

A·B·卡拉乌舍夫采用圆柱坐标,见图 2-18,将二维水体水质模型[见式(2-21)]简化为一维水体水质模型,得出 A·B·卡拉乌舍夫扩散模型,见式(2-70)。

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = \left(D - \frac{q}{\phi H} \right) \frac{1}{r} \frac{\partial C}{\partial r} + D \frac{\partial^2 C}{\partial r^2} \\ r = r_0, C = C_0 \end{cases} \quad (2-70)$$

式中 q ——入湖污水量, m^3/d ;

C ——计算点污染物浓度, mg/L ;

H ——污染物扩散区湖水平均深度, m ;

ϕ ——污水在水体中扩散角度,开阔岸边垂直人流 $\phi = 180^\circ$,湖中心排放时, $\phi = 360^\circ$;

C_0 —— r_0 处(即排污口处),水体中污染物原有浓度或地面水环境质量标准(见附录 10), mg/L ;

r ——湖泊某计算点离排污口距离, m ;

D ——湖水的紊流扩散系数。

当排放量稳定,并代入边界条件 $r = r_0, C = C_0$,则式(2-70)的积分解为:

$$C = C_0 \frac{1}{\partial - 1} (r^{1-\partial} - r_0^{1-\partial}) \quad (2-71)$$

$$\partial = 1 - \frac{q}{DH\phi}$$

2. 有机污染物自净方程

前已述及,湖、库紊动扩散能力很小,可以略去不计,只考虑平流作用和有机污染物的生物降解作用,则可将式(2-70)中的扩散项略去,得:

$$\begin{cases} q \frac{dC}{dr} = -KCH\phi r & \frac{\partial C}{\partial t} = KC \\ r = r_0, C = C_0 \end{cases} \quad (2-72)$$

式(2-72)的解为:

$$C = C_0 \exp\left(-\frac{K\phi Hr^2}{2q}\right) \quad (2-73)$$

式中 K ——湖、库水的自净速率系数, d^{-1} 。

3. 溶解氧方程

湖、库水体中 DO 含量分布,主要决定于入湖、库污染物的生化耗氧与水体水面复氧;水生植物的光合作用产氧;其他增氧(如入湖、库河流的带入等)与耗氧(如水生动物的耗氧等)。

为简化方程的数学表达式和便于求解,只考虑有机污染物的生化降解与大气复氧作用,由圆柱坐标作一维氧垂曲线方程(见图 2-18):

$$\begin{cases} q \frac{dD}{dr} = (k_1 L - k_2 D) \phi H r \\ r = r_0, D = D_0 \end{cases} \quad (2-74)$$

式中 k_1 ——湖、库水体的耗氧速率常数, d^{-1} ;

k_2 ——湖、库水体的复氧速率常数, d^{-1} ;

D_0 ——排污口处的亏氧量, mg/L 。

式(2-74)的积分为:

$$D = \frac{k_1 L_0}{k_2 - k_1} (e^{-nr^2} - e^{-mr^2}) + D_0 e^{-mr^2} \quad (2-75)$$

$$\text{式中 } m = \frac{k_2 \phi H}{2q} \quad n = \frac{k_1 \phi H}{2q}。$$

2.3 水环境保护

水环境保护有量和质两个方面。以水质保护为主,合理利用水资源,通过规划提出各种措施与途径,使水体不受污染,以保证水资源的正常用途,满足水体主要功能对水质的要求。

2.3.1 水体水质评价

通过对水体的水质评价能够判明水体被污染的程度,为制定水体的综合防治方案提供科学依据。

水质评价是根据监测取得的大量资料,对水体的水质所作出的综合性的定量评价。水质评价的主要目的是:① 对不同地区各个时期水质的变化趋势进行分析;② 分析对工农业生产和生态系统的影响;③ 分析对人体健康的影响。

单项污染指标的具体浓度值,仅能反映这项指标的瞬间水质状况,而不能反映由多种污染物共同排放所形成的复杂水质状况。故应采用综合指数对各种污染物的共同影响进行评价。评价又可分为现状评价和预断评价。

1. 现状评价

目前常用的水质评价方法有:综合污染指数(K)法和水质质量系数(P)法。

(1) 综合污染指数(K)法

综合污染指数(K)法是表示各种污染物对水体综合污染程度的一种数量指标,计算式为:

$$K = \sum \frac{C_k}{C_{oi}} C_i \quad (2-76)$$

式中 C_k ——地面水体各种污染物的统一最高允许指标,如对水库,此值为 0.1;

C_{oi} ——各种污染物的地面水环境质量标准,见附录 10,mg/L;

C_i ——各种污染物的实测浓度,mg/L。

计算结果,如果 $K < 0.1$,说明各种污染物总含量之和未超过地面水环境质量标准,属未污染水体;当 $K \geq 0.1$ 时,表明河水中各种污染物的总含量已相当于一种有毒物质超过地面水环境质量标准,称为污染水体。污染水体又可分为轻度污染($K = 0.1 \sim 0.2$)、中度污染($K = 0.2 \sim 0.3$)和重度污染($K > 0.3$)。

【例题 2-5】 按酚、氰、砷、汞、铬等 5 项有毒物质指标,计算某河流的综合污染指数,并据此判定其污染程度。该河流按 IV 类考虑。

按中华人民共和国国家标准《地面水环境质量标准》(GB 3838—88)(见附录 10):上述 5 项有毒物质的环境质量标准为:挥发酚 $\leq 0.01\text{mg/L}$;总氰化物 $\leq 0.2\text{mg/L}$;总砷 $\leq 0.1\text{mg/L}$;总汞 $\leq 0.001\text{mg/L}$;铬 $\leq 0.05\text{mg/L}$ 。通过实测,该河流中各项浓度为:挥发酚未检出 $\sim 0.0015\text{mg/L}$;总氰化物未检出 $\sim 0.0005\text{mg/L}$;总砷未检出 $\sim$ 痕迹;汞未检出 $\sim$ 痕迹;铬 $0.0052 \sim 0.0176\text{mg/L}$ 。

【解】 用式(2-76),河流中各种污染物的实测浓度 C_i 均用上限,逐项进行计算后再叠加,得出该河流的综合污染指数。

$$K = \sum \frac{C_k}{C_{oi}} C_i = 0.0512 < 0.1$$

可见,该河流属未受污染水体,即仍为 IV 类。

(2) 水质质量系数(P)法

水质质量系数(P)法的计算式为:

$$P = \sum \frac{C_i}{C_{oi}} \quad (2-77)$$

式中各符号的意义同式(2-76)。

对于有机污染物的水质质量系数(P)法是式(2-77)的具体应用:

$$P = \frac{\text{BOD}_i}{\text{BOD}_0} + \frac{\text{COD}_i}{\text{COD}_0} + \frac{\text{NH}_3 - \text{N}_i}{\text{NH}_3 - \text{N}_0} - \frac{\text{DO}_i}{\text{DO}_0} \quad (2-78)$$

式中 $\text{BOD}_i, \text{COD}_i, \text{NH}_3 - \text{N}_i, \text{DO}_i$ ——水体各项指标的实测值,mg/L;

$\text{BOD}_0, \text{COD}_0, \text{NH}_3 - \text{N}_0$ ——地面水环境质量标准,mg/L;

DO_0 ——水体溶解氧最低允许浓度,mg/L。因 DO 所起作用
是正效应,所以为“-”。

对于河流水体,以 $P < 2$ 作为未受有机污染物污染的指标; $P \geq 2$ 作为受有机污染物污染, P 值越大,受污染的程度越严重。

2. 预断评价

预断评价是指人类活动对水质可能产生的影响进行预先的断定和评价。在建立新的工业基地时必须进行这一工作。

预断评价又分为一般评价和目标评价。一般评价是查明工业建设地区的环境现状、自净能力和环境容量,并以此作根据布置该地区的工业布局。目标评价系指估算生产污水的

水量、水质及对环境可能产生的影响。

预测评价的数学模式和生态系统模式,可参考有关文献。

2.3.2 水环境容量

水环境容量的定义是:在满足水环境质量标准的条件下,水体所能接纳的最大允许污染物负荷量,又称水体纳污能力。

河流的水环境容量可用函数关系表达为:

$$W = f(C_0, C_N, x, Q, q, t) \quad (2-79)$$

式中 W ——水环境容量,用污染物浓度乘水量表示,也可用污染物总量表示;

C_0 ——河水中污染物的原有浓度,mg/L;

C_N ——地面水环境质量标准,见附录 10,mg/L;

x, Q, q, t ——分别表示距离,河流流量,排放污水量和时间。

水环境容量一般包括两部分:差值容量与同化容量。水体稀释作用属差值容量;生化作用的去污容量称同化容量。

1. 河流水环境容量的推算

(1) 中小河流的水环境容量推算

假设污染物沿河呈线性衰减,并且:① 上游转输来的污物量是稳定的,即 C_0 是一定的;② 忽略河段中污染物的分解和沉降作用;③ 河流的流量是不变化的,计算时应选取一个设计枯水期流量,以保证安全。

根据污染物排入河流的方式,可分为单点排污,即河段中只有一个排污口;多点排污,即河段中有多个排污口;沿河段均匀排污,即面源污染或称非点源污染。

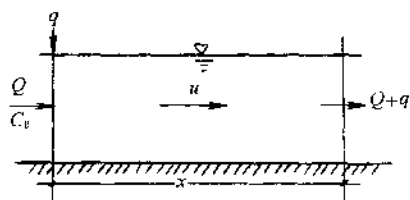


图 2-19 单点排污水环境容量计算图

1) 单点排污的水环境容量推算

单点排污的水环境容量的计算图,见图 2-19。水环境容量计算式,见式(2-80)或式(2-81)。

$$W_{\text{点}} = 86.4 [C_N(Q + q) - C_0 Q] + k_1 \frac{x}{u} C_0 (Q + q) \quad (2-80)$$

$$\text{或} \quad W_{\text{点}} = 86.4 \left(\frac{C_N}{\alpha} - C_0 \right) Q + k_1 \frac{x}{u} C_0 (Q + q) \quad (2-81)$$

式中 $W_{\text{点}}$ ——单点排污的水环境容量,kg/d;

C_0 ——河水中原有污染物浓度,mg/L;

C_N ——水环境的质量标准,见附录 10,mg/L;

k_1 ——耗氧速率常数, d^{-1} ;

x, u ——沿河流经的距离(m)与平均水流速度,m/s;

$\alpha = \frac{Q}{Q + q}$ 称为稀释流量比,其物理意义与“2.2.1 水体的自净作用”中所述的混合系数 α 相同。

$\left(\frac{C_N}{\alpha} - C_0 \right) Q$ 称为差值容量。 $k_1 \frac{x}{u} C_0 (Q + q)$ 称为同化容量,对于难生物降解有机物,无同化容量项。

2) 多点排污的水环境容量推算

多点排污的水环境容量的计算图,见图 2-20。水环境容量计算式,见式(2-82)。

$$\Sigma W_{\text{点}} = 86.4(C_N - C_0)Q_0 + k_1 C_0 Q_0 \frac{\Delta x_0}{u_0} + 86.4 C_N \sum_{i=1}^n q_i + C_N \sum_{i=1}^{n-1} \left[k_1 \frac{\Delta x_i}{u_i} Q_i \right] \quad (2-82)$$

$$Q_1 = Q_0 + q_1, Q_2 = Q_1 + q_2, Q_i = Q_{i-1} + q_i$$

式中 Δx_i ——各排污口断面之间的间距,m;

其他符号的意义同式(2-80)。

3) 沿河段均匀排污的水环境容量推算

沿河段均匀排污的水环境容量的计算图,见图 2-21。水环境容量计算式,见式(2-83)。

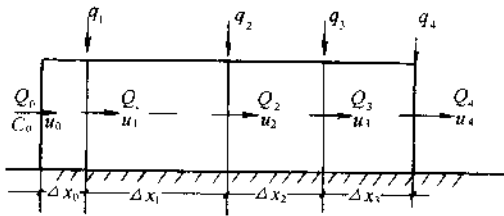


图 2-20 多点排污水环境容量计算图

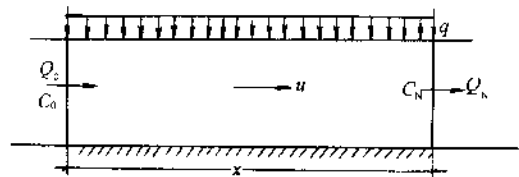


图 2-21 沿河均匀排污的水环境容量计算图

沿河段均匀排污的水环境容量计算式是由多点排污的水环境容量计算式(2-82)推算而得,即当 $n \rightarrow \infty, \Delta x_i \rightarrow 0$ 时,初始流量就等于河流流量 Q_0 ,河段末端流量为 Q_N 。

$$\begin{aligned} W_{\text{最大}} &= 86.4[(C_N - C_0)Q_0 + C_N(Q_N - Q_0)] + \lim_{n \rightarrow \infty} k_1 C_N \sum_{i=1}^{n-1} Q_i \frac{\Delta x_i}{u_i} \\ &= 86.4(C_N Q_N - C_0 Q_0) + \frac{Q_0 + Q_N}{2} C_N \cdot k_1 \frac{x}{u} \end{aligned} \quad (2-83)$$

式中 各符号的意义同式(2-80)。

(2) 大河流的水环境容量推算

大河流的流量大,宽深比大,流速也大,排入的污水流量相对很少,当进行岸边排放时,污水常形成岸边污染带,污染物质在河道内的横向扩散系数与河道流量、流速、水深以及排放形式有密切关系。水环境容量的计算方法一般采用简化后的二维水体水质模型,即式(2-23)进行。

(3) 沿河段各排污口排放限量的确定

1) 计算步骤

沿河段各排污口排放限量的计算步骤为:

① 首先应对河流的历史和现状,污染源与污染物进行综合调查,并作现状评价;按河流的自然条件与功能,将河流划分为若干河段;确定几项主要的水质指标,一般可选择 DO, BOD, COD, $\text{NH}_3\text{-N}$, 酚及 pH, $T^\circ\text{C}$ 等作为水质参数。根据地面水环境质量标准确定上述各指标的标准;确定排污口处的河流流量,从安全考虑,一般以 90%~95% 频率的最枯月平均流量或连续 7d 最枯平均流量作为河流的设计流量;计算河流水环境容量,先确定数学模式与系数,然后计算河段现有各排污口的河流点容量及其总和;进行不同排放标准方案的经济效益和可行性比较,选择最优方案,确定向河流排污的削减总量及各排污口的合理分配率;

按最优排放限量方案,对河段进行水质预测,即预先推测执行排放限量后的河段水质状况。

② 关于削减总量的计算和分配

削减总量用下式计算

$$W_k = W^* - \Sigma W_{\text{点}} \quad (2-84)$$

式中 W_k ——削减总量,kg/d;

W^* ——河段中每日排入河流的污染物总和,kg/d;

$\Sigma W_{\text{点}}$ ——多点排放的河段水环境容量总和,kg/d。

从式(2-84)可知:

当 $W^* < \Sigma W_{\text{点}}$, W_k 为负,即尚有一部分水环境容量未被利用。一般应预留 10% ~ 20% 作为安全容量,多余部分可作为今后发展用。

当 $W^* > \Sigma W_{\text{点}}$, W_k 为正,说明该河已超负荷,各排污口应削减排污量,应削减的量按各排污口的污染物质比进行加权分配,即某排污口应削减量为:

$$(W_k)_i = W_k \frac{W_i}{W^*} \quad (2-85)$$

式中 W_i ——某排污口每日排入河流的污染物质,kg/d;

$(W_k)_i$ ——该排污口应削减量,kg/d。

③ 污水排入河流后,各污染指标的变化计算:

当污水排入河流后,排污口上游及排污口下游某断面,有机污染物浓度的变化可用下式计算:

$$C_{\text{下}} = C_{\text{上}} \left(1 - 0.0116 \frac{k_1 x}{u} + 0.0116 \frac{W^*}{C_{\text{上}} Q} \right)^\alpha \quad (2-86)$$

式中 $C_{\text{上}}$ ——排污口上游河水中某有机污染物的浓度,mg/L;

$C_{\text{下}}$ ——距排污口 x 处,该有机污染物的浓度,mg/L;

W^* ——该有机污染物每日排入河流的总量,kg/d;

k_1 ——耗氧速率常数, d^{-1} ;

α ——稀释流量比, $\alpha = \frac{Q}{Q+q}$;

x ——沿河流径的长度,km。

【例题 2-6】今有某城市的河流水体功能分段、水文资料及水质实测资料见表 2-6 及图 2-22。

河流功能分段、水文资料及水质实测资料								表 2-6			
河流节点 编 号	距离 (km)	功能	质量标准		流量(m^3/s)		稀释流 量比 α	水质实测资料			
			BOD ₅	DO	河水 $p=90$ (%)	污水 q		BOD ₅		COD	
			(mg/L)	(mg/L)				(mg/L)	(kg/d)	(mg/L)	(kg/d)
断面 0—0	0	游 览			4		0.8	2.5		7	
支流 1	2.5		≤ 4.5	≥ 6.5	1.0			2.0	172.8 ^①	8	691.2 ^②
断面 1—1	3.0										

续表

河流节点 编 号	距离 (km)	功能	质量标准		流量(m ³ /s)		稀释流 量比 α	水质实测资料			
			BOD ₅ (mg/L)	DO (mg/L)	河水 $p=90$ (%)	污水 q		BOD ₅		COD	
								(mg/L)	(kg/d)	(mg/L)	(kg/d)
排污口 1	4.5	渔业水体	≤5.0	≥4.5	1.5	1.0	0.83	50	4320 ^②	0	0
断面 2—2	4.5					0.5	0.92	2	86.4 ^①	0	0
断面 3—3	6.0										
排污口 2	7.5										
支流 2											
断面 4—4	8.0										
断面 5—5	10.0						0.81	2	259.2 ^①	7.5	972
						0.75					

① 因 $Q=1\text{m}^3/\text{s}=86400\text{m}^3/\text{d}$, $\therefore 86400\times 0.002\text{kg}/\text{m}^3=172.8\text{kg}/\text{d}$ 。
② 因 $Q=1\text{m}^3/\text{s}=86400\text{m}^3/\text{d}$, $\therefore 86400\times 0.008\text{kg}/\text{m}^3=691.2\text{kg}/\text{d}$ 。其他项计算相同。

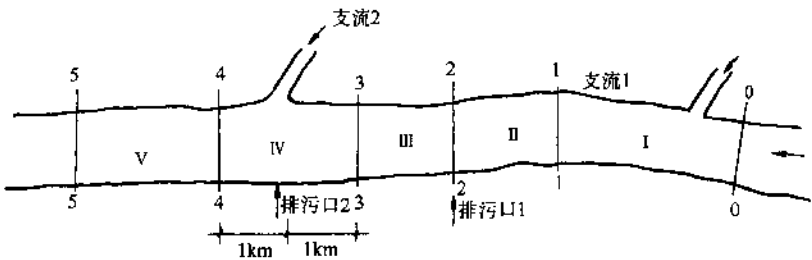


图 2-22 河流水环境容量计算图

由表 2-6 的水质实测资料可知,河流断面 1—1 以上的河段,BOD₅,DO 值均符合《景观娱乐用水水质标准》(GB 12941—91)规定的标准(见附录 14)。断面 1—1 以下各河段,有两个排污口及支流 2 汇入。请按《渔业水质标准》(GB 11607—89)计算排放限量。

【解】 根据各河段的水文资料(见表 2-6),查表 2-4、表 2-5,选定各河段的耗氧速率常数 k_1 值与复氧速率常数 k_2 值。连同各河段的流速、长度一起,列入表 2-7。

各河段流速、长度及 k_1 、 k_2 值表 表 2-7

河 段 编 号	流 速(m/s)	河段长度(km)	耗氧速率常数 $k_1(\text{d}^{-1})$	复氧速率常数 $k_2(\text{d}^{-1})$
I	0.45	3.0	0.25	0.60
II	0.40	1.5	0.30	0.55
III	0.35	1.5	0.35	0.50
IV	0.30	2.0	0.32	0.30
V	0.25	2.0	0.37	0.40

求断面 1—1 处的 BOD₅ 值:

断面 1—1 的污染源是支流 1 流入的 BOD₅=172.8kg/d,河段 I 长度为 $x=3\text{km}$,流速 $u=0.45\text{m/s}$,耗氧速率常数 $k_1=0.25\text{d}^{-1}$ (见表 2-6 及表 2-7)。把上列已知数值代入式(2-86),计算出断面 1—1 处的 BOD₅ 值[即式(2-81)中的 C_0]为:

$$\text{BOD}_{1-1} = 2.5 \left(1 - 0.0116 \times \frac{0.25 \times 3}{0.45} + 0.0116 \frac{172.8}{2.5 \times 4} \right) \times 0.8 = 2.362 \text{ mg/L}$$

再求河段Ⅱ的排污口1前的水环境容量(以 BOD_5 计,下同):

因该处的河流流量为干流流量加支流1的流量,即 $Q = 4 + 1 = 5 \text{ m}^3/\text{s}$,稀释流量比 $\alpha = 0.83$ (见表2-6)。根据渔业水质标准, $C_N = 5 \text{ mg/L}$ 。因 $C_0 = 2.362 \text{ mg/L}$,河段Ⅰ加河段Ⅱ的长度 $x = 3 + 1.5 = 4.5 \text{ km}$,河段流速 $u = 0.4 \text{ m/s}$ 。无污水排入, $q = 0$ 。上列各值代入式(2-81),可得排污口1前的水环境容量:

$$\begin{aligned} W_{\text{点}} &= 86.4 \left(\frac{C_N}{\alpha} - C_0 \right) Q + k_1 \frac{x}{u} C_0 (Q + q) \\ &= 86.4 \left(\frac{5}{0.83} - 2.362 \right) \times 5 + 0.3 \times \frac{4.5}{0.4} \times 2.362 \times 5 \\ &= 1622 \text{ kg/d} < 4320 \text{ kg/d} \end{aligned}$$

从表2-6知,排污口1的排污量为 $\text{BOD}_5 = 4320 \text{ kg/d}$,远大于该处的河流水环境容量,故排污口1必须削减的排污量为 $4320 - 1622 = 2698 \text{ kg/d}$ 。

求断面3—3处的 BOD_5 值:

由于从断面2—2至断面3—3没有排污口,所以 $W^* = 0$, $\alpha = 1$,河段Ⅲ长度 $x = 1.5 \text{ km}$,流速 $u = 0.35 \text{ m/s}$,耗氧速率常数 $k_1 = 0.35 \text{ d}^{-1}$,故:

$$\text{BOD}_{3-3} = 5 \times \left(1 - 0.0116 \frac{0.35 \times 1.5}{0.35} \right) = 4.91 \text{ mg/L (即式2-82中的 } C_0 \text{)}$$

求河段Ⅳ各点的水环境容量总和:

本段实际排污量 BOD_5 包括排污口2与支流2,即 $\text{BOD}_5 = 86.4 + 259.2 = 345.6 \text{ kg/d}$ (见表2-6)。本段各点水环境容量总和用式2-82计算:

$$\begin{aligned} \Sigma W_{\text{点}} &= 86.4 (C_N - C_0) Q_0 + k_1 C_0 Q_0 \frac{\Delta x_0}{u_0} + 86.4 C_N \sum_{i=1}^n q_i + C_N \sum_{i=1}^{n-1} \left[k_1 \frac{\Delta x_i}{u_i} Q_i \right] \\ &= 86.4 (5 - 4.91) \times 6 + 0.32 \times 4.91 \times 6 \times \frac{1.5}{0.3} + 86.4 \times 5 (0.5 + 1.5) \\ &\quad + 5 \left[0.32 \times \frac{1}{0.3} \times (6 + 0.5) + 0.32 \times \frac{1}{0.3} (6 + 0.5 + 1.5) \right] \\ &= 1035 \text{ kg/d} > 345.6 \text{ kg/d} \end{aligned}$$

计算可知,实际排污量 BOD_5 并未超过该河段各点的水环境容量总和,因此该河段不会超过《渔业水质标准》。

求排污口2处的水环境容量:

排污口2处的水环境容量用式2-81计算

$$\begin{aligned} W_{\text{点2}} &= 86.4 \left(\frac{C_N}{\alpha} - C_0 \right) Q + k_1 \frac{x}{u} C_0 (Q + q) \\ &= 86.4 \left(\frac{5}{0.92} - 4.91 \right) \times 6 + 0.32 \times 4.91 \times \frac{1}{0.3} (6 + 0.5) \\ &= 306.04 \text{ kg/d} \end{aligned}$$

此处的实际排污量 $\text{BOD}_5 = 86.4 + 259.2 = 345.6 \text{ kg/d}$ (包括排污口2及支流2),故排污口2需要削减的排污量为:

$$\text{BOD}_5 = 345.6 - 306.04 = 39.56 \text{ kg/d}$$

2. 湖泊、水库水环境容量的推算

湖泊、水库根据排污口的多少,可分为单点排污的水环境容量推算与多点排污的水环境容量推算。

(1) 单点排污的水环境容量推算

所谓湖泊、水库单点排污是指:只有一个排污口或者在一个排污口周围相当广阔的水域内没有其他污染源的情况。允许排污量即水环境容量可按单点排污的水环境容量计算。计算前应确定:① 排污口附近水域的水质标准,根据水体主要功能和污水中的主要污染物确定;② 污水入湖的扩散角度 ϕ ;③ 计算点离排污口距离 r (m),应与有关部门共同商定;④ 按 90%~95% 保证率定出湖、库月平均水位、相应的安全设计容积及扩散区内的平均深度 H (m);⑤ 用式(2-73)计算允许排污浓度 C ,式中的自净速率系数 K 根据现场调查或室内实验确定。

允许排污量即水环境容量用下式计算:

$$W_{\text{点}} = C \cdot q \quad (2-87)$$

式中 C ——允许排污浓度,mg/L;

q ——入湖污水量, m^3/d 。

计算所得的水环境容量 $W_{\text{点}}$ 与实际排污量 W^* 作比较,如 $W_{\text{点}} > W^*$,则湖、库水质不受影响;如 $W_{\text{点}} < W^*$,则需要削减排污量,并应进行削减总量计算。

(2) 多点排污的水环境容量推算

湖泊、水库周围常有多个排污口,在这种情况下,应进行多点排污的水环境容量推算,推算步骤如下。

1) 调查与搜集资料:① 按 90%~95% 保证率定出湖、库最枯月平均水位、相应的安全设计容积及平均深度 H (m);② 枯水季的降雨量与年降雨量;③ 枯水季的人湖地表径流量及年地表径流量;④ 各排污口的排污量及主要污染物的种类和浓度;⑤ 湖、库水质监测点的布设与监测资料。

2) 进行湖、库水质现状评价,以湖、库的主要功能的水质作为评价的标准,并确定需要控制的污染物及可能的技术措施。

3) 根据湖、库水质标准及水体水质模型,作主要污染物的允许排污量(即水环境容量)计算,计算式如下:

$$\Sigma W_{\text{点}} = C_0 \left(H \frac{Q}{V} + 10 \right) A \quad (2-88)$$

式中 $\Sigma W_{\text{点}}$ ——该湖、库水体对某种污染物的允许排污量,kg/a;

C_0 ——湖、库水体对某种污染物的允许浓度,g/ m^3 ;

Q ——进入该湖、库的年水量(包括流入湖、库的地表径流、湖面降雨与污水量), $10^4 \text{m}^3/\text{a}$;

V —— $p=90\% \sim 95\%$ 保证率时的最枯月平均水位相应的湖、库水容积, 10^4m^3 ;

H —— $p=90\% \sim 95\%$ 保证率的湖、库最枯月平均水位相应的平均深度,m;

A —— $p=90\% \sim 95\%$ 保证率时的湖、库最枯月平均水位相应的湖泊面积, 10^4m^2 。

4) 将计算所得的水环境容量 $\Sigma W_{\text{点}}$ 与实际排污量 W^* 相比较。如 $\Sigma W_{\text{点}} > W^*$,则湖、库水质不受影响;如 $\Sigma W_{\text{点}} < W^*$,则需削减排污量,并进行削减总量计算。

2.3.3 我国水环境法规与标准

1. 我国的环境保护立法

我国自 1979 年颁布《中华人民共和国环境保护法(试行)》,并于 1989 年 12 月 26 日经第七届全国人民代表大会常务委员会通过《中华人民共和国环境保护法》以来,环境保护立法工作有了很大进展,国家制定了预防为主防治结合,污染者出资治理和强化环境管理的三大政策。颁布了 28 件环境法规和 70 余件环境规章,地方性环境法规达 900 余件,制定了 375 项环境标准,确定了环境影响评价、城市环境综合整治定量考核、污染物总量控制等有效的环境管理制度,基本形成了符合国情的环境政策、法律、标准和管理体系。

我国环境保护的法律体系可分为纵向体系与横向体系两项。

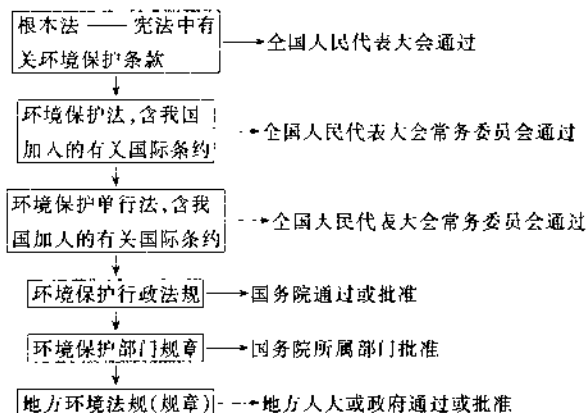


图 2-23 环境保护立法纵向层次框图

(1) 我国环境保护法律的纵向体系

我国环境保护立法,从纵向分,共有 6 个层次,即环境保护根本法层次,基本法层次,单行法层次,行政法规层次,部门规章层次和地方性法规(规章)层次,见框图 2-23。

(2) 我国环境保护立法的横向体系

我国环境保护立法的横向体系,涉及给水排水的法律、法规,见框图 2-24。

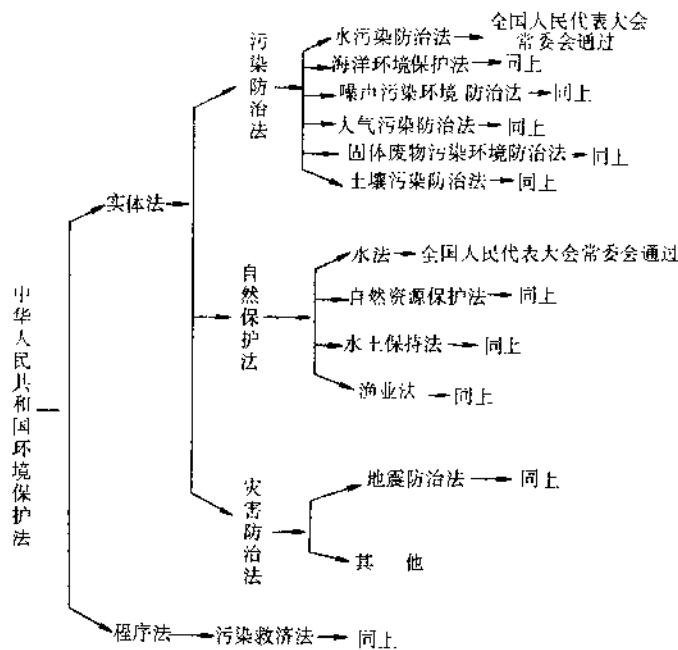


图 2-24 环境保护立法横向体系

2. 我国水环境标准

随着我国环境保护立法工作的不断完善,有关部门与地方制定了较详细的水环境标准,供规划、设计、管理、监测部门遵循。已有的水环境标准有:

(1) 水环境质量标准

我国已有的水环境质量标准计有:《地面水环境质量标准》(GB 3838—88),《渔业水质标准》(GB 11607—89),《景观娱乐用水水质标准》(GB 12941—91),《农田灌溉水质标准》(GB 5084—92)。这些标准详细说明了各类水体中污染物的允许最高含量,以便保证水环境质量。上述标准均见附录。

(2) 污水排放标准

水体是国家的宝贵资源,必须严格保护,免受污染。因此当污水需要排入水体时,应处理到允许排入水体的程度。故我国有关部门,以水资源的科学理论为指导,以生态标准、经济可能、社会要求三者并重,综合平衡,全面规划,充分考虑可持续发展,有重点、有步骤地控制污染源,保护水体。为此而制定了污水的各种排放标准。可分为一般排放标准与行业排放标准两类。

一般排放标准有《工业“三废”排放试行标准》(GBJ 4—73),《污水综合排放标准》(GB 8978—96),《农用污泥中污染物控制标准》(GB 4284—84)等。

有关污水排放的行业标准涉及各类工业,如《制革工业水污染物排放标准》(GB 3549—83),《石油炼制工业水污染物排放标准》(GB 3551—83),《电影洗片水污染物排放标准》(GB 3553—83),《医院污水排放标准》(GBJ 48—83),《石油化工水污染物排放标准》(GB 4281—84),《造纸工业水污染物排放标准》(GB 3544—92),《纺织染整工业水污染物排放标准》(GB 4287—92),《钢铁工业水污染物排放标准》(GB 13456—92),《肉类加工工业水污染物排放标准》(GB 13457—92),《合成氨工业水污染物排放标准》(GB 13458—92)等,可作为规划、设计、管理与监测的依据。

2.4 污水处理基本方法与系统

污水处理的基本方法,就是采用各种技术与手段,将污水中所含的污染物质分离去除、回收利用,或将其转化为无害物质,使水得到净化。

现代污水处理技术,按原理可分为物理处理法,化学处理法和生物化学处理法3类。

物理处理法:利用物理作用分离污水中呈悬浮状态的固体污染物质。方法有:筛滤法,沉淀法,上浮法,气浮法,过滤法和反渗透法等。

化学处理法:利用化学反应的作用,分离回收污水中处于各种形态的污染物质(包括悬浮的、溶解的、胶体的等)。主要方法有中和、混凝、电解、氧化还原、汽提、萃取、吸附、离子交换和电渗析等。化学处理法多用于处理生产污水。

生物化学处理法:是利用微生物的代谢作用,使污水中呈溶解、胶体状态的有机污染物转化为稳定的无害物质。主要方法可分为两大类,即利用好氧微生物作用的好氧法(好氧氧化法)和利用厌氧微生物作用的厌氧法(厌氧还原法)。前者广泛用于处理城市污水及有机性生产污水,其中有活性污泥法和生物膜法两种;后者多用于处理高浓度有机污水与污水处理过程中产生的污泥,现在也开始用于处理城市污水与低浓度有机污水。

城市污水与生产污水中的污染物是多种多样的,往往需要采用几种方法的组合,才能处

理不同性质的污染物与污泥,达到净化的目的与排放标准。

现代污水处理技术,按处理程度划分,可分为一级、二级和三级处理。

一级处理,主要去除污水中呈悬浮状态的固体污染物质,物理处理法大部分只能完成一级处理的要求。经过一级处理后的污水,BOD 一般可去除 30% 左右,达不到排放标准。一级处理属于二级处理的预处理。

二级处理,主要去除污水中呈胶体和溶解状态的有机污染物质(即 BOD,COD 物质),去除率可达 90% 以上,使有机污染物达到排放标准。

三级处理,是在一级、二级处理后,进一步处理难降解的有机物、磷和氮等能够导致水体富营养化的可溶性无机物等。主要方法有生物脱氮除磷法,混凝沉淀法,砂滤法,活性炭吸附法,离子交换法和电渗析法等。三级处理是深度处理的同义语,但两者又不完全相同,三级处理常用于二级处理之后。而深度处理则以污水回收、再用为目的,在一级或二级处理后增加的处理工艺。污水再用的范围很广,从工业上的重复利用、水体的补给水源到成为生活用水等。

污泥是污水处理过程中的产物。城市污水处理产生的污泥含有大量有机物,富有肥分,可以作为农肥使用,但又含有大量细菌、寄生虫卵以及从生产污水中带来的重金属离子等,需要作稳定与无害化处理。污泥处理的主要方法是减量处理(如浓缩法、脱水等),稳定处理(如厌氧消化法、好氧消化法等),综合利用(如消化气利用,污泥农业利用等),最终处置(如干燥焚烧、填地投海、建筑材料等)。

对于某种污水,采用哪几种处理方法组成系统,要根据污水的水质、水量,回收其中有用物质的可能性、经济性、接纳水体的具体条件,并结合调查研究与经济技术比较后决定,必要时还需进行试验。

城市污水处理的典型流程见图 2-25。

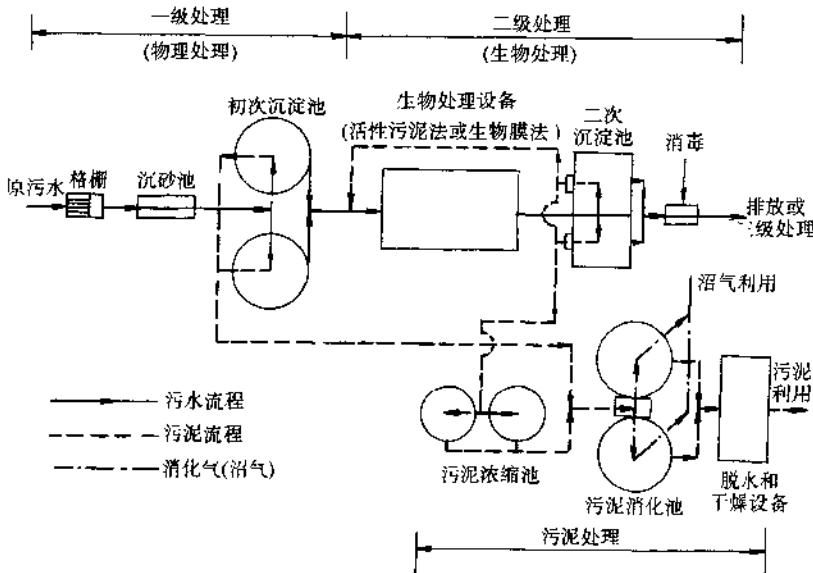


图 2-25 城市污水处理典型流程

生产污水的处理流程,随工业性质,原料、成品及生产工艺的不同而不同,具体处理方法与流程应根据水质与水量及处理的对象,经调查研究或试验后决定。

第2篇 城市污水处理

第3章 污水的物理处理

生活污水和工业废水都含有大量的漂浮物与悬浮物质,其中包括无机性和有机性两类。由于污水来源广泛,所以悬浮物质含量变化幅度很大,从几十到几千 mg/L ,甚至达数万 mg/L 。

污水物理处理法的去除对象是漂浮物、悬浮物质。采用的处理方法与设备主要有:

筛滤截留法——筛网、格栅、滤池与微滤机等;

重力分离法——沉砂池、沉淀池、隔油池与气浮池等;

离心分离法——离心机与旋流分离器等。

本章主要阐述城市污水处理使用的格栅、沉砂池与沉淀池。其他设备将在第3篇有关章节中阐述。

3.1 格 栅

格栅由一组平行的金属栅条或筛网制成,安装在污水渠道、泵房集水井的进口处或污水处理厂端部,用以截留较大的悬浮物或漂浮物,如纤维、碎皮、毛发、木屑、果皮、蔬菜、塑料制品等,以便减轻后续处理构筑物的处理负荷,并使之正常运行。被截留的物质称为栅渣。栅渣的含水率约为70%~80%,容重约为 750kg/m^3 。

3.1.1 格栅分类

按形状,可分为平面格栅与曲面格栅两种。

平面格栅由栅条与框架组成。基本形式见图3-1。图中A型是栅条布置在框架的外侧,适用于机械清渣或人工清渣;B型是栅条布置在框架的内侧,在格栅的顶部设有起吊架,可将格栅吊起,进行人工清渣。

平面格栅的基本参数与尺寸包括宽度 B 、长度 L 、间隙净空隙 e 、栅条至外边框的距离 b 。可根据污水渠道、泵房集水井进口管大小选用不同数值。格栅的基本参数与尺寸见表3-1。

平面格栅的框架用型钢焊接。当平面格栅的长度 $L > 1000\text{mm}$ 时,框架应增加横向肋条。栅条用 A_3 钢制。机械清除栅渣时,栅条的直线度偏差不应超过长度的 $1/1000$,且不大于 2mm 。平面格栅型号表示方法,例如:

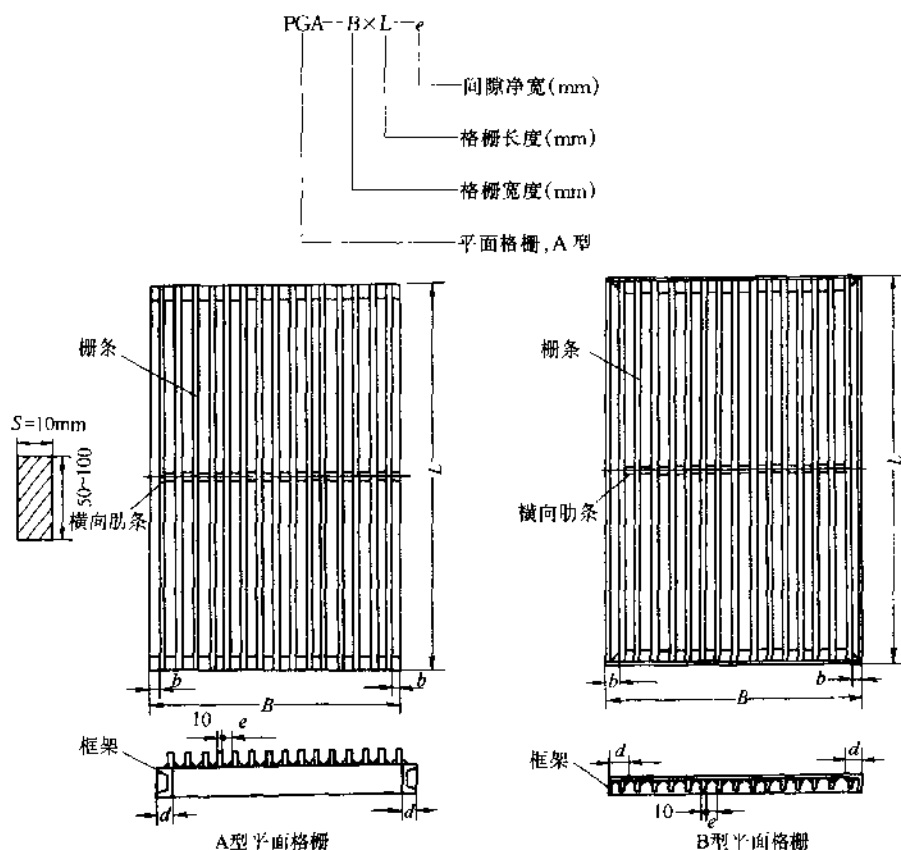


图 3-1 平面格栅

平面格栅的基本参数及尺寸(mm)

表 3-1

名 称	数 值
格栅宽度 B	600,800,1000,1200,1400,1600,1800,2000,2200,2400,2600,2800,3000,3200,3400,3600,3800,4000,用移动除渣机时,B>4000
格栅长度 L	600,800,1000,1200,⋯,以 200 为一级增长,上限值决定于水深
间隙净宽 e	10,15,20,25,30,40,50,60,80,100
栅条全外边框距离 b	式中: B—格栅宽度 b 值按下式计算: $b = \frac{B - 10n - (n-1)e}{2}; b \leq d$ n—栅条根数 e—间隙净宽 d—框架周边宽度

平面格栅的安装方式见图 3-2,安装尺寸见表 3-2。

曲面格栅又可分为固定曲面格栅(栅条用不锈钢制)与旋转鼓筒式格栅两种,见图 3-3,图中(a)为固定曲面格栅,利用渠道水流速度推动除渣桨板。(b)为旋转鼓筒式格栅,污水从鼓筒内向鼓筒外流动,被格除的栅渣,由冲洗水管 2 冲入渣槽(带网眼)内排出。

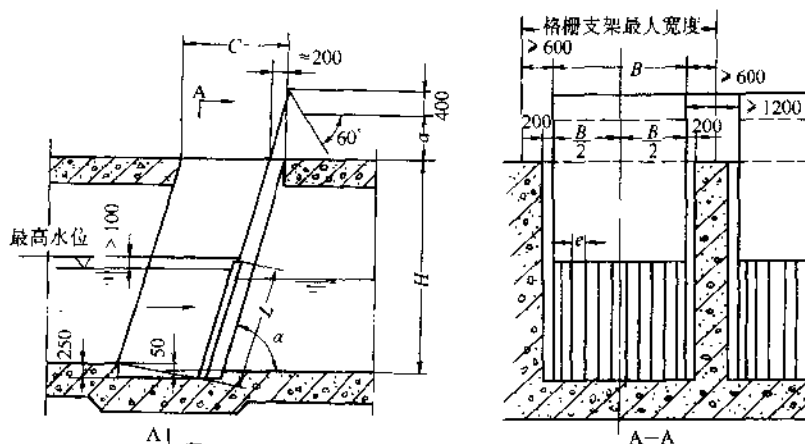


图 3-2 平面格栅安装方式

A 型平面格栅安装尺寸 (mm)

表 3-2

池 深 H	800,1000,1200,1400,1600,1800,2000,2400,2800,3200,3600,4000,4400,4800,5200, 5600,6000					
格栅倾斜角 α	60° 75° 90°					
清除高度 a	0		800 1000		1200 1600 2000 2400	
运输装置	水 槽		容器、传送带、运输车		汽 车	
开口尺寸 c	≥ 1600					

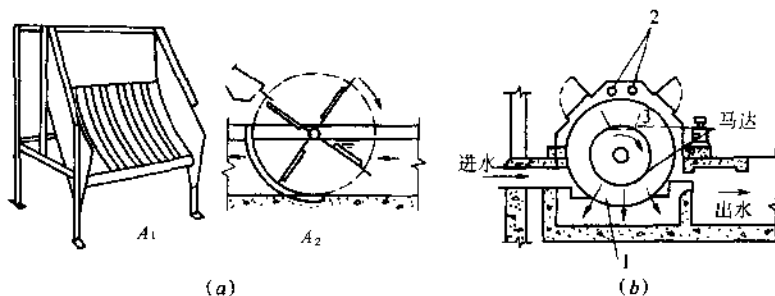


图 3-3 曲面格栅

(a) 固定曲面格栅, A_1 为格栅, A_2 为清渣桨板; (b) 旋转鼓筒式格栅

1—鼓筒; 2—冲洗水管; 3—渣槽

按格栅栅条的净间隙,可分为粗格栅(50~100mm)、中格栅(10~40mm)、细格栅(3~10mm)3种。上述平板格栅与曲面格栅,都可做成粗、中、细3种。由于格栅是物理处理的重要构筑物,故新设计的污水处理厂一般采用粗、中两道格栅,甚至采用粗、中、细3道格栅。

按清渣方式,可分为人工清渣和机械清渣两种。

人工清渣格栅——适用于小型污水处理厂。为了使工人易于清渣作业,避免清渣过程中的栅渣掉回水中,格栅安装角度 α 以 $30^\circ \sim 45^\circ$ 为宜。

机械清渣格栅——当栅渣量大于 $0.2\text{m}^3/\text{d}$ 时,为改善劳动与卫生条件,都应采用机械清渣格栅。常用的清渣机械见图 3-4。

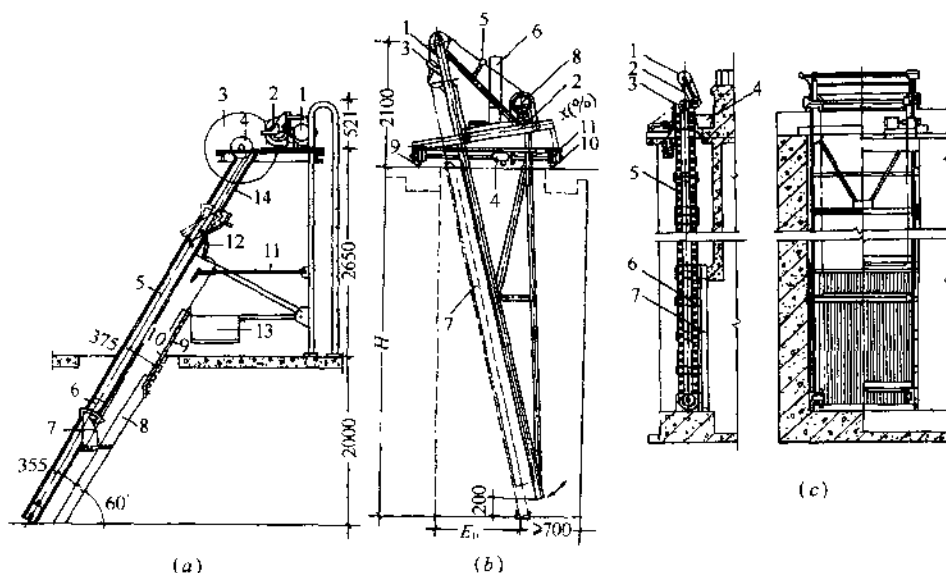


图 3-4 机械清渣格栅

图 3-4(a)为固定式清渣机,清渣机的宽度与格栅宽度相等。电机 1 通过变速箱 2、3,带动刮铲 4,牵动钢丝绳 14、滑块 6 及齿耙 7,使沿导轨 5 上下滑动清渣。被刮的栅渣沿溜板 9,经刮板 11 刮入渣箱 13,用粉碎机破碎后,回落入污水中一起处理,8 为栅条,10 为导板,12 为挡板。

图 3-4(b)为活动清渣机,当格栅的宽度大,可采用活动清渣机,沿格栅宽度方向左右移动进行清渣。清渣机由平台及桁架 1,行走车架 2,齿耙 3,桁架的移动装置(4,6,9,10,11),齿耙升降装置(3,5,8)以及栅条 7 组成。在齿耙下降时,桁架会自动转离格栅,齿耙降至格栅底部时,桁架自动靠紧格栅,开始刮渣。齿耙升降装置的功率为 1.1~1.5kW,升降速度为 10cm/s,提升力约 500kg。

图 3-4(c)为回转耙式清渣机,格栅垂直安装,节省占地面积。图中 1 为主动二次链轮,2 为圆毛刷,可把齿耙上的栅渣刮入栅渣槽 4 内,并用皮带输送机送至打包机或破碎机,3 为主动大链轮带动齿耙 6,5 为链条,7 为格栅。

3.1.2 格栅的设计

格栅的设计内容包括尺寸计算、水力计算、栅渣量计算以及清渣机械的选用等。图 3-5 为格栅计算图。

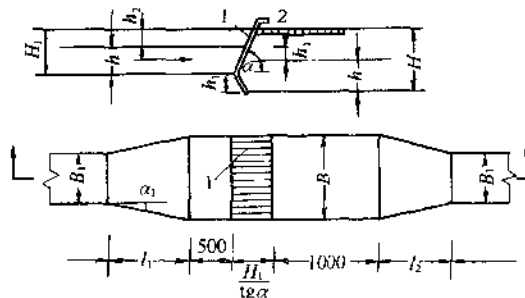


图 3-5 格栅计算图
1—栅条;2—工作平台

$$\text{栅槽宽度} \quad B = S(n-1) + en \quad (3-1)$$

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{ehv}$$

式中 B ——栅槽宽度, m;

s ——格条宽度, m, 见图 3-1;

e ——栅条净间隙, 粗格栅 $e = 50 \sim 100\text{mm}$, 中格栅 $e = 10 \sim 40\text{mm}$, 细格栅 $e = 3 \sim 10\text{mm}$;

n ——格栅间隙数;

$Q_{\max}$ ——最大设计流量, m^3/s ;

α ——格栅倾角, 度;

h ——栅前水深, m;

v ——过栅流速, m/s , 最大设计流量时为 $0.8 \sim 1.0\text{m/s}$, 平均设计流量时为 0.3m/s 。

$\sqrt{\sin \alpha}$ ——经验系数。

过栅的水头损失:

$$h_1 = kh_0 \quad (3-2)$$

$$h_0 = \xi \frac{v^2}{2g} \sin \alpha$$

式中 h_1 ——过栅水头损失, m;

h_0 ——计算水头损失, m;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;

k ——系数, 格栅受污物堵塞后, 水头损失增大的倍数, 一般 $k = 3$;

ξ ——阻力系数, 与栅条断面形状有关, $\xi = \beta \left(\frac{S}{e} \right)^{4/3}$, 当为矩形断面时, $\beta = 2.42$ 。

为避免造成栅前涌水, 故将栅后槽底下降 h_1 作为补偿, 见图 3-5。

栅槽总高度:

$$H = h + h_1 + h_2 \quad (3-3)$$

式中 H ——栅槽总高度, m;

h ——栅前水深, m;

h_2 ——栅前渠道超高, m, 一般用 0.3m 。

栅槽总长度

$$L = l_1 + l_2 + 1.0 + 0.5 + \frac{H_1}{\tan \alpha} \quad (3-4)$$

$$l_1 = \frac{B - B_1}{2 \tan \alpha_1}$$

$$l_2 = \frac{l_1}{2}$$

$$H_1 = h + h_2$$

式中 L ——栅槽总长度, m;

H_1 ——栅前槽高, m;

l_1 ——进水渠道渐宽部分长度, m;

B_1 ——进水渠道宽度, m;

α_1 ——进水渠展开角, 一般用 20° ;

l_2 ——栅槽与出水渠连接渠的渐缩长度, m。

每日栅渣量计算:

$$W = \frac{Q_{\max} W_1 \times 86400}{K_{\text{总}} \times 1000} \quad (3-5)$$

式中 W ——每日栅渣量, m^3/d ;

W_1 ——栅渣量($\text{m}^3/10^3\text{m}^3$ 污水), 取 $0.1 \sim 0.01$, 粗格栅用小值, 细格栅用大值, 中格栅用中值;

$K_{\text{总}}$ ——生活污水流量总变化系数, 见表 3-3。

生活污水量总变化系数 $K_{\text{总}}$

表 3-3

平均日流量(L/s)	4	6	10	15	25	40	70	120	200	400	750	1600
$K_{\text{总}}$	2.3	2.2	2.1	2.0	1.89	1.80	1.69	1.59	1.51	1.40	1.30	1.20

【例题 3-1】 已知某城市的最大设计污水量 $Q_{\max} = 0.2\text{m}^3/\text{s}$, $K_{\text{总}} = 1.5$, 计算格栅各部尺寸。

【解】 格栅计算草图见图 3-5。设栅前水深 $h = 0.4\text{m}$, 过栅流速取 $v = 0.9\text{m/s}$, 用中格栅, 栅条间隙 $e = 20\text{mm}$, 格栅安装倾角 $\alpha = 60^\circ$

栅条的间隙数:

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{ehv} = \frac{0.2 \sqrt{\sin 60^\circ}}{0.02 \times 0.4 \times 0.9} \approx 26$$

栅槽宽度:

用式(3-1), 取栅条宽度 $S = 0.01\text{m}$

$$B = S(n-1) + en = 0.01(26-1) + 0.02 \times 26 = 0.8\text{m}$$

进水渠道渐宽部分长度:

若进水渠宽 $B_1 = 0.65\text{m}$, 渐宽部分展开角 $\alpha_1 = 20^\circ$, 此时进水渠道内的流速为 0.77m/s ,

$$l_1 = \frac{B - B_1}{2\text{tg}\alpha_1} = \frac{0.8 - 0.65}{2\text{tg}20^\circ} \approx 0.22\text{m}$$

栅槽与出水渠道连接处的渐窄部分长度:

$$l_2 = \frac{l_1}{2} = \frac{0.22}{2} = 0.11\text{m}$$

过栅水头损失:

因栅条为矩形截面, 取 $k = 3$, 并将已知数据代入式(3-2)得:

$$h_1 = 2.42 \left(\frac{0.01}{0.02} \right)^{4/3} \frac{0.9^2}{2 \times 9.81} \sin 60^\circ \times 3 = 0.097\text{m}$$

栅后槽总高度:

取栅前渠道超高 $h_2=0.3\text{m}$, 栅前槽高 $H_1=h+h_2=0.7\text{m}$

$$H=h+h_1+h_2=0.4+0.097+0.3=0.8\text{m}$$

栅槽总长度:

$$L=l_1+l_2+0.5+1.0+\frac{H_1}{\tan 60^\circ}=0.22+0.11+0.5+1.0+\frac{0.7}{\tan 60^\circ}=2.24\text{m}$$

每日栅渣量:

用式(3-5), 取 $W_1=0.07\text{m}^3/10^3\text{m}^3$

$$W=\frac{Q_{\max} \cdot W_1 \cdot 86400}{K_{\text{总}} \times 1000}=\frac{0.2 \times 0.07 \times 86400}{1.5 \times 1000}=0.8\text{m}^3/\text{d}$$

采用机械清渣。

3.2 破碎机

3.2.1 概述

破碎机的作用是把污水中较大的悬浮固体破碎成较小的、较均匀的碎块, 仍留在污水中, 随水流至后续污水处理构筑物进行处理。

破碎机的安装地点: 可安装格栅后、污水泵前, 作为格栅的补充, 防止污水泵被阻塞并提高与改善后续处理构筑物的处理效能; 也可安装在沉砂池之后, 使破碎机的磨损减轻。

国外的城市污水处理厂普遍使用破碎机并取得显著效果, 有成套定型设备可供选用。我国的城市污水处理厂, 目前还少使用实例。

3.2.2 破碎机的构造与安装

破碎机的主要部件是半圆柱形固定滤网与同心的圆柱形转动切割盘。构造与安装见图 3-6。污水流过时, 半圆柱形固定滤网截留悬浮固体, 然后被不断旋转的圆柱形转动切割盘

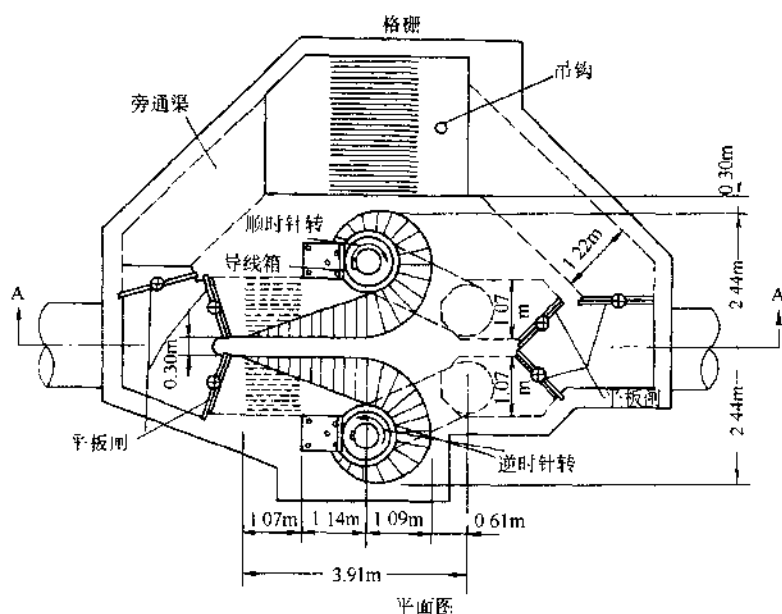


图 3-6 破碎机构造与安装图 (一)

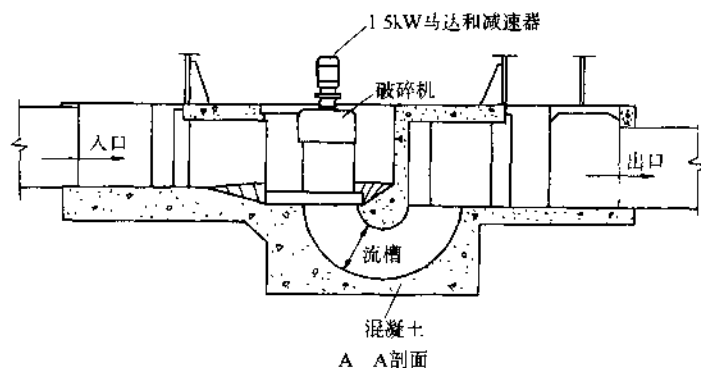


图 3-6 破碎机构造与安装图(二)

切碎后,随水流走。

为了维修方便,在破碎机前、后的渠道上,安装平板闸门,并设置旁通渠及格栅。在停电、两台破碎机同时发生机械故障或污水流量超负荷时,停止使用破碎机,污水可从旁通渠流入后续处理构筑物。

3.3 沉 淀 理 论

3.3.1 概述

污水中的悬浮物质,可在重力的作用下沉淀去除。这是一种物理过程,简便易行,效果良好,是污水处理的重要技术之一。

根据悬浮物质的性质、浓度及絮凝性能,沉淀可分为 4 种类型。

第一类为自由沉淀,当悬浮物质浓度不高时,在沉淀的过程中,颗粒之间互不碰撞,呈单颗粒状态,各自独立地完成沉淀过程。典型例子是砂粒在沉砂池中的沉淀以及悬浮物浓度较低的污水在初次沉淀池中的沉淀过程。自由沉淀过程可用牛顿第二定律及斯托克斯公式描述。

第二类为絮凝沉淀(也称干涉沉淀),当悬浮物质浓度约为 $50 \sim 500 \text{mg/L}$ 时,在沉淀过程中,颗粒与颗粒之间可能互相碰撞产生絮凝作用,使颗粒的粒径与质量逐渐加大,沉淀速度不断加快,故实际沉速很难用理论公式计算,主要靠试验测定。这类沉淀的典型例子是活性污泥在二次沉淀池中的沉淀。

第三类为区域沉淀(或称成层沉淀,拥挤沉淀),当悬浮物质浓度大于 500mg/L 时,在沉淀过程中,相邻颗粒之间互相妨碍、干扰,沉速大的颗粒也无法超越沉速小的颗粒,各自保持相对位置不变,并在聚合力的作用下,颗粒群结合成一个整体向下沉淀,与澄清池之间形成清晰的液—固界面,沉淀显示为界面下沉。典型例子是二次沉淀池下部的沉淀过程及浓缩池开始阶段。

第四类为压缩,区域沉淀的继续,即形成压缩。颗粒间互相支承,上层颗粒在重力作用下,挤出下层颗粒的间隙水,使污泥得到浓缩。典型的例子是活性污泥在二次沉淀池的污泥斗中及浓缩池中的浓缩过程。

活性污泥在二次沉淀池及浓缩池的沉淀与浓缩过程中,实际上都顺次存在着第一、第

二、第三、第四类型的沉淀过程,只是产生各类沉淀的时间长短不同而已。图 3-7 所示的沉淀曲线,即活性污泥在二次沉淀池中的沉淀过程。

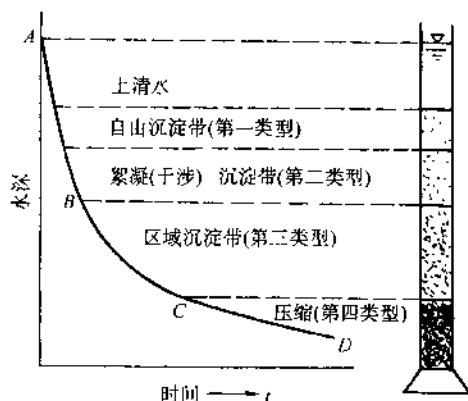


图 3-7 活性污泥在二次沉淀池中的沉淀过程

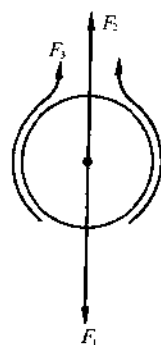


图 3-8 自由沉淀过程

3.3.2 沉淀类型的分析

1. 自由沉淀

自由沉淀可用牛顿第二定律表述,为分析简便起见,假设颗粒为球形,见图 3-8。

$$m \frac{du}{dt} = F_1 - F_2 - F_3 \quad (3-6)$$

式中 u ——颗粒沉速, m/s;

m ——颗粒质量;

t ——沉淀时间, s;

F_1 ——颗粒的重力, $F_1 = \frac{\pi d^3}{6} g \rho_g$;

F_2 ——颗粒的浮力, $F_2 = \frac{\pi d^3}{6} g \rho_y$;

F_3 ——下沉过程中,受到的摩擦阻力 $F_3 = \frac{C \pi d^2 \rho_y u^2}{8} = C \frac{\pi d^2}{4} \rho_y \frac{u^2}{2} = C A \rho_y \frac{u^2}{2}$;

A ——颗粒在垂直而上的投影面积;

d ——颗粒的直径, m;

g ——重力加速度, m/s²;

C ——阻力系数,是球形颗粒周围液体绕流雷诺数的函数,由于污水中颗粒直径较小,沉速不大,绕流处于层流状态,可用层流阻力系数公式 $C = \frac{24}{Re}$;

Re ——雷诺数, $Re = \frac{d u \rho_y}{\mu}$;

μ ——液体的粘滞度;

ρ_g ——颗粒的密度;

ρ_y ——液体的密度。

把上列各关系式代入式(3-6),整理后得:

$$m \frac{du}{dt} = g(\rho_g - \rho_y) \frac{\pi d^3}{6} - C \frac{\pi d^2}{4} \rho_y \frac{u^2}{2} \quad (3-7)$$

颗粒下沉时,起始沉速为0,逐渐加速,摩擦阻力 F_3 也随之增加,很快(约数 $\frac{1}{10}$ s)重力与阻力达到平衡,加速度 $\frac{du}{dt} = 0$,颗粒等速下沉。故式(3-7)可改写为:

$$u = \left(\frac{4}{3} \frac{g}{C} \cdot \frac{\rho_g - \rho_y}{\rho_y} d \right)^{1/2}$$

代入阻力系数公式,整理后得:

$$u = \frac{\rho_g - \rho_y}{18\mu} g d^2 \quad (3-8)$$

式(3-8)即为斯托克斯公式。从该式可知:① 颗粒沉速 u 的决定因素是 $\rho_g - \rho_y$, 当 $\rho_g < \rho_y$ 时, u 呈负值,颗粒上浮; $\rho_g > \rho_y$ 时, u 呈正值,颗粒下沉; $\rho_g = \rho_y$ 时, $u = 0$, 颗粒在水中随机,不沉不浮,② 沉速 u 与颗粒的直径 d^2 成正比,所以增大颗粒直径 d ,可大大地提高沉淀(或上浮)效果,③ u 与 μ 成反比, μ 决定于水质与水温,在水质相同的条件下,水温高则 μ 值小,有利于颗粒下沉(或上浮),④ 由于污水中颗粒非球形,故式(3-8)不能直接用于工艺计算,需要加非球形修正。

自由沉淀规律,可通过沉淀试验得到。试验方法有两种。

第一种试验方法:取直径为 80~100mm,高度为 1500~2000mm 的沉淀筒 n 个(一般为 6~8 个)。将已知悬浮物浓度 C_0 与水温的水样,注入各沉淀筒,搅拌均匀后,同时开始沉淀试验。取样点设在水深 $H = 1200$ mm 处。经沉淀时间 $t_1, t_2, \dots, t_i, \dots, t_n$ 时,分别在 1[#], 2[#], ..., $i^{\#}$, ..., $n^{\#}$ 沉淀筒取出水样 100mL,并分析各水样的悬浮物浓度 $C_1, C_2, \dots, C_i, \dots, C_n$ 。在直角坐标纸上,作去除率 $\eta = \frac{C_0 - C_i}{C_0} \times 100\%$ 与沉淀时间 t_i 之间的关系曲线;去除率 η 与沉速 $u_i = \frac{H}{t_i}$ 之间的关系曲线。所谓沉速 u_i ,是指在沉淀时间 t_i 内,能从水面恰巧下沉到水深 H 处的最小颗粒的沉淀速度。两条关系曲线见图 3-9(a)、(b)。

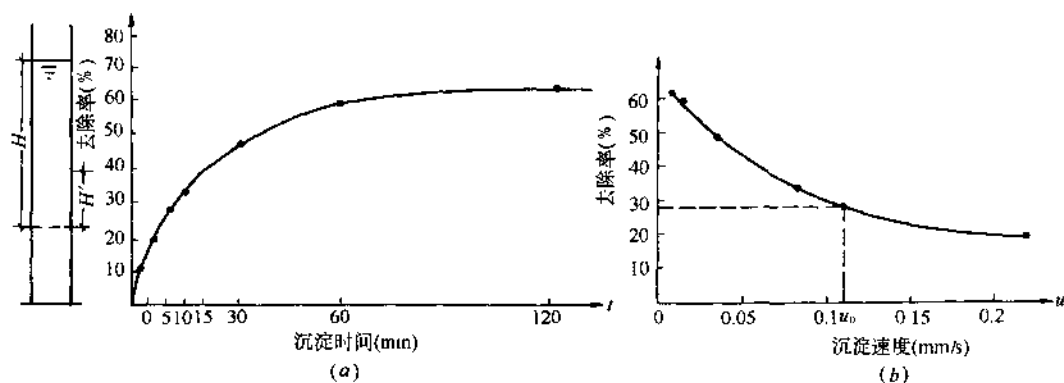


图 3-9 自由沉淀试验曲线

当已知沉淀时间,或已知需要去除的颗粒沉速,即可在图 3-9(a)、(b)曲线上查出去除

率。这种试验方法存在着明显的误差,即 $u_t \geq u_0 = \frac{H}{t}$ 的颗粒,在 t 时间内可被全部沉淀去除。而 $u_t < u_0$ 的颗粒,在相同的时间 t 内能否被去除,决定于这些颗粒存在的位置:若处于 H' 的范围内,则能被去除;若处于 H' 以上,则可及时地下沉补充并存在于所取的水样中。因此去除率没有包含这些颗粒的去除量。由此而产生的误差量,可用如下分析得出:因 $u_0 = \frac{H}{t}$, $\therefore t = \frac{H}{u_0}$; 又因 $u_t = \frac{H'}{t}$, $\therefore t = \frac{H'}{u_t}$, 故 $\frac{H}{u_0} = \frac{H'}{u_t}$, $\frac{H'}{H} = \frac{u_t}{u_0}$, 可见 $u_t < u_0$ 的那些颗粒的去除量,等于 $\frac{u_t}{u_0}$ 值,也等于颗粒所处位置的比值 $\frac{H'}{H}$ 。为了避免这个误差,可采用第二种试验方法。

第二种试验方法:沉淀筒尺寸、数目及取样点深度与第一种试验方法相同,但取样的方法不同。第二种试验的取样方法是:在沉淀时间为 $t_1, t_2, \dots, t_i \dots t_n$ 时,分别在 $1^\#, 2^\#, \dots, i^\# \dots n^\#$ 沉淀筒内,取出取样点以上的全部水样,分析各水样的悬浮物浓度 $C_1, C_2, \dots, C_i \dots C_n$, 记录于表 3-4 中。水样中的悬浮物浓度 C_i 与污水原有悬浮物浓度 C_0 的比值称为悬浮物剩余量,简称剩余量,用 $P_0 = \frac{C_i}{C_0}$ 表示,相应的去除量应为 $(1 - P_0)$ 。根据表 3-4 所列数值,在直角坐标纸上,纵坐标为剩余量 $P_0 = \frac{C_i}{C_0}$,横坐标为沉速 u_t ,作剩余量 P_0 与沉速 u_t 关系曲线,见图 3-10。若要求沉淀去除沉速为 $u_0 = \frac{H}{t}$ 的颗粒,显然凡沉速 $u_t \geq u_0$ 的所有颗粒,都可被沉淀去除,去除量为 $(1 - P_0)$; 而 $u_t < u_0$ 的那部分颗粒能被沉淀去除的数量,可作如下分析:设其中某特定粒径的颗粒的重量是悬浮物总量的 dP ,它将被沉淀去除的比值为 $\frac{u_t}{u_0}$,则被沉淀去除的数量应为 $\frac{u_t}{u_0} dP$,可见 $u_t < u_0$ 的那部分颗粒的去除量应为 $\int_0^{P_0} \frac{u_t}{u_0} dP$ 。因此总去除量应为 $(1 - P_0) + \frac{1}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP$,这就避免了第一种试验方法存在的误差。如用去除率表示,则可写成:

$$\eta = (100 - P_0) + \frac{100}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP \tag{3-9}$$

式中 P_0 用百分率代入。

沉淀试验记录 表 3-4

取样时间 (min)	悬浮浓度 (mg/L)	去除量 $1 - P_0 = \frac{C_0 - C_i}{C_0}$	沉速 u_t		剩余量 $P_0 = C_i / C_0$
			(mm/s)	(m/min)	
0	$C_0 = 400$	0	0	0	1
5	$C_1 = 240$	$\frac{400 - 240}{400} = 0.4$	$\frac{1200}{5 \times 60} = 4$	0.24	$\frac{240}{400} = 0.6$
15	$C_2 = 208$	0.48	1.33	0.08	0.52
30	$C_3 = 184$	0.54	0.67	0.04	0.46
45	$C_4 = 160$	0.60	0.44	0.027	0.40
60	$C_5 = 132$	0.67	0.32	0.020	0.33
90	$C_6 = 108$	0.73	0.22	0.013	0.27
120	$C_7 = 88$	0.78	0.17	0.01	0.22

根据表 3-4,在直角坐标纸上,纵坐标为剩余量 P_0 ,横坐标为沉速 u_t ,作 P_0-u_t 关系曲线图 3-10,从图可知, $u_t dP$ 是一块微小面积(图 3-10 阴影部分), $\int_0^{P_0} u_t dP$ 是关系曲线与纵坐标所包围的面积,如把此包围的面积,划分成很多矩形小块,便可用图解的方法求得去除率。

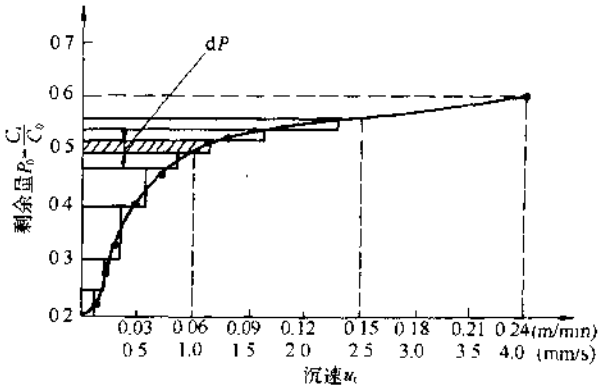


图 3-10 剩余量 P_0 -沉速 u_t 关系曲线

【例题 3-2】 污水悬浮物浓度 $C_0=400\text{mg/L}$,用第二种试验方法试验的结果,见表 3-4,试求:① 需去除 $u_0=2.5\text{mm/s}(0.15\text{m/min})$ 的颗粒的总去除率;② 需去除 $u_0=1\text{mm/s}(0.06\text{m/min})$ 的颗粒的总去除率。

【解】 用图解法,把图 3-10 划分为 8 个矩形小块(划分越多,结果越精确),累计面积 $\int_0^{P_0} u_t dP$ 计算结果,列于表 3-5。

$\int_0^{P_0} u_t dP$ 图解计算值						表 3-5
$u_t(\text{mm/s})$	dP	$u_t dP$	$u_t(\text{mm/s})$	dP	$u_t dP$	
0.11	0.04	0.0044	0.88	0.03	0.0264	
0.25	0.06	0.015	1.17	0.02	0.0234	
0.37	0.10	0.037	1.67	0.02	0.0334	
0.58	0.07	0.0406	2.30	0.02	0.046	
合计 $\int_0^{P_0} u_t dP = 0.226$						

① 要求去除 $u_0=2.5\text{mm/s}$ 的颗粒的总去除率为:从图 3-10 查得 $u_0=2.5\text{mm/s}$ 时,剩余量 $P_0=0.56$;沉速 $u_t < u_0=2.5\text{mm/s}$ 的颗粒的去除量 $\int_0^{P_0} u_t dP = 0.226$ (由表 3-5),总去除率为

$$\eta = (100 - 56) + \frac{100}{2.5} \times 0.226 = 44 + 9.04 = 53.04\% \quad \text{取 } 53\%$$

即 $u_t \geq 2.5\text{mm/s}$ 的颗粒,可去除 44%, $u_t < 2.5\text{mm/s}$ 的颗粒,可去除 9%。

② 要求去除沉速 $u_0=1.0\text{mm/s}$ 的颗粒的总去除率:从图 3-10 查得, $u_0=1.0\text{mm/s}$ 时,

$P_0=0.5$; $u_t < u_0$ 的颗粒去除量 $\int_0^{P_0} u_t dP = 0.1234$, 总去除率为:

$$\eta = (100 - 50) + \frac{100}{1} \times 0.1234 = 62.3\%$$

即 $u_t \geq u_0 = 1.0\text{mm/s}$ 的颗粒, 可去除 50%; $u_t < u_0 = 1.0\text{mm/s}$ 的颗粒, 可去除 12.3%。

2. 絮凝沉淀

絮凝沉淀试验是在一个直径为 150~200mm, 高度为 2000~2500mm, 在高度方向每隔 500mm 设取样口的沉淀筒内进行, 见图 3-11(a)。将已知悬浮物浓度为 C_0 及水温的水样注满沉淀筒, 搅拌均匀后开始计时, 每隔一定时间间隔, 如 10, 20, 30, …120min, 同时在各取样口取水样 50~100mL, 分析各水样的悬浮物浓度, 并计算出各自的去除率

$$\eta = \frac{C_0 - C_i}{C_0} \times 100\%, \text{记录于表 3-6。}$$

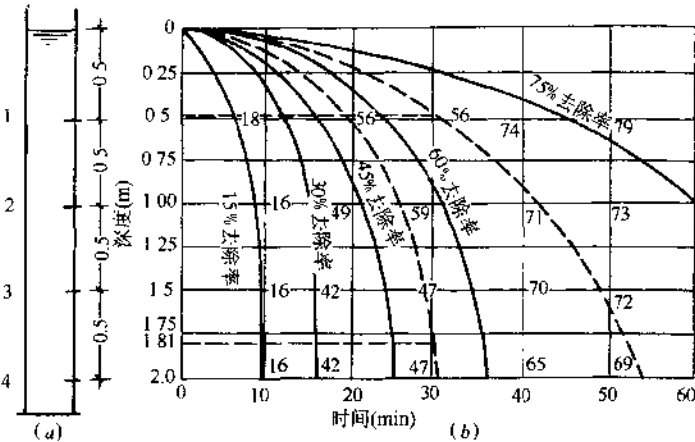


图 3-11 絮凝沉淀曲线

絮 凝 试 验 记 录 表

表 3-6

取样口 编 号	取样深度 (m)	取 样 时 间 (min)							
		0		10		20			
		浓 度 (mg/L)	去 除 率 (%)	浓 度 (mg/L)	去 除 率 (%)	浓 度 (mg/L)	去 除 率 (%)	浓 度 (mg/L)	去 除 率 (%)
1	0.5	200	0	180	10	160	19	...	...
2	1.0	200	0	184	8	170	15	...	...
3	1.5	200	0	188	6	178	11	...	...
4	2.0	200	0	190	5	182	9	...	...

根据表 3-6, 在直角坐标纸上, 纵坐标为取样口深度(m), 横坐标为取样时间(min), 将同一沉淀时间, 不同深度的去除率标于其上, 然后把去除率相等的各点连接成等去除率曲线, 见图 3-11(b)。从图 3-11(b)可求出与不同沉淀时间、不同深度相对应的总去除率。求解方

法,通过例题 3-3 说明。

【例题 3-3】 图 3-11(b) 是某城市污水的絮凝沉淀试验得到的等去除率曲线。求解沉淀时间 30min, 深度 2m 处的总去除率。

【解】 先计算沉淀时间 $t = 30\text{min}$, 深度 $H = 2\text{m}$ 处的沉速为 $u_0 = \frac{H}{t} = \frac{2\text{m}}{30} = 0.067\text{m/min} = 1.11\text{mm/s}$ 。故凡 $u_i \geq u_0 = 0.067\text{m/min}$ 的颗粒都可被去除。由图 3-11(b) 知, 这部分颗粒的去除率为 45%, $u_i < u_0 = 0.067\text{m/min}$ 的颗粒的去除率可用图解法求得。图解法的步骤: ① 在等去除率曲线 45% 与 60% 之间作中间曲线 (见图 3-11(b) 上的虚线), 该曲线与 $t = 30\text{min}$ 的垂直线交点对应的深度为 1.81m, 得颗粒的平均沉速为 $u_1 = \frac{1.81}{30} = 0.06\text{m/min} = 1.0\text{mm/s}$, ② 用同样的方法, 在 60% 与 75% 两条曲线之间, 作中间曲线, 中间曲线与 $t = 30\text{min}$ 的垂直线交点对应深度为 0.5m, 得这部分颗粒的平均沉速为 $u_2 = \frac{0.5}{30} = 0.017\text{m/min} = 0.28\text{mm/s}$ 。沉速更小的颗粒可略去不计。故沉淀时间 $t = 30\text{min}$, $H = 2\text{m}$ 深度处的总去除率为:

$$\begin{aligned}\eta &= 45\% + \frac{u_1}{u_0}(60 - 45) + \frac{u_2}{u_0}(75 - 60) + \dots \\ &= 45\% + \frac{1.0}{1.11} \times 15 + \frac{0.28}{1.11} \times 15 + \dots \\ &= 62.3\%\end{aligned}$$

3. 区域沉淀与压缩

区域沉淀与压缩试验, 可在直径为 100~150mm, 高度为 1000~2000mm 的沉淀筒内进行。将已知悬浮物浓度 C_0 ($C_0 > 500\text{mg/L}$, 否则不会形成区域沉淀) 的污水, 装入沉淀筒内 (深度为 H_0), 搅拌均匀后, 开始计时, 水样会很快形成上清液与污泥层之间的清晰界面。污泥层内的颗粒之间相对位置稳定, 沉淀表现为界面的下沉, 而不是单颗粒下沉, 沉速用界面沉速表达。

界面下沉的初始阶段, 由于浓度粒稀, 沉速是悬浮物浓度的函数 $u = f(C)$, 呈等速沉淀, 见图 3-12A 段。随着界面继续下沉, 悬浮物浓度不断增加, 界面沉速逐渐减慢, 出现过渡段, 见图 3-12B 段。此时, 颗粒之间的水分被挤出并穿过颗粒上升, 成为上清液。界面继续下沉, 浓度更浓, 污泥层内的下层颗粒能够机械地承托上层颗粒, 因而产生压缩区, 见图 3-12C 段。区域沉淀与压缩试验结果, 记录于表 3-7 中。根据表 3-7, 在直角坐标纸上, 以纵坐标为界面高度, 横坐标为沉淀时间, 作界面高度与沉淀时间关系图, 即图 3-12。

通过图 3-12 曲线任一点, 作曲线的切线, 切线的斜率即为该点相对应的界面的界面沉速。分别作等速沉淀段的切线及压缩段的切线, 两切线交

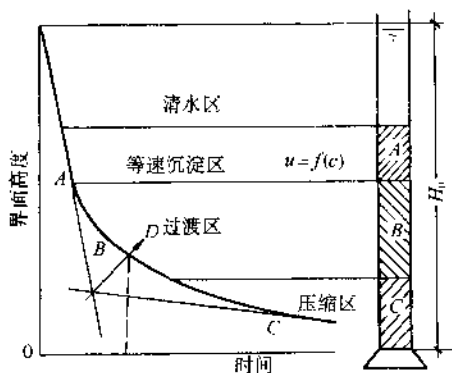


图 3-12 区域沉淀曲线及装置
A—等速沉淀区; B—过渡区; C—后缩区

区域沉淀与压缩试验记录表

表 3-7

沉淀时间 (min)	界面高度 $H(\text{mm})$	界面沉速 (mm/min)	沉淀时间 (min)	界面高度 $H(\text{mm})$	界面沉速 (mm/min)
$t=0$	H_0		t_6		
t_1			t_7		
t_2			$\vdots$		
t_3			$\vdots$		
t_4			$\vdots$		
t_5			t_a		

角的角平分线交沉淀曲线于 D 点, D 点就是等速沉淀区与压缩区的分界点。与 D 点相对应的的时间即压缩开始时间。这种静态试验方法可用来表述动态二次沉淀池与浓缩池的工况, 亦可作为它们的设计依据(详见 8.2.1 节)。

3.3.3 理想沉淀池原理

上述 4 种类型的沉淀理论与实际沉淀池的运动规律及工程应用, 还有差距。为了分析悬浮颗粒在实际沉淀池内的运动规律和沉淀效果, 提出了“理想沉淀池”这一概念。理想沉淀池的假设条件是:

- ① 污水在池内沿水平方向作等速流动, 水平流速为 v , 从入口到出口的流动时间为 t ;
- ② 在流入区, 颗粒沿截面 AB 均匀分布并处于自由沉淀状态, 颗粒的水平分速等于水平流速 v ;
- ③ 颗粒沉到池底即认为被去除。

1. 平流理想沉淀池

平流理想沉淀池见图 3-13。

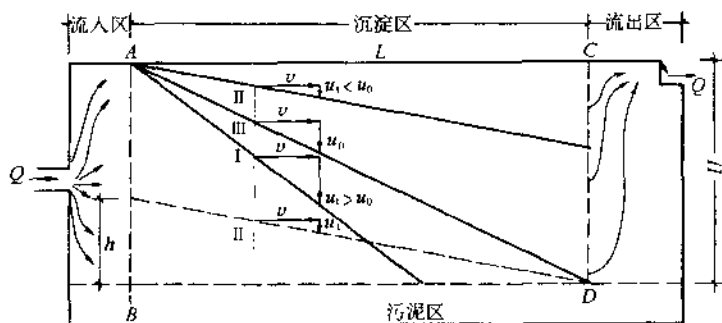


图 3-13 平流理想沉淀池示意图

理想沉淀池分流入区、流出区、沉淀区和污泥区。从点 A 进入的颗粒, 它们的运动轨迹是水平流速 v 和颗粒沉速 u 的矢量和。这些颗粒中, 必存在着某一粒径的颗粒, 其沉速为 u_0 , 刚好能沉至池底。故可得关系式:

$$\frac{u_0}{v} = \frac{H}{L} \quad u_0 = v \frac{H}{L} \quad (3-10)$$

式中 u_0 ——颗粒沉速;

v ——污水的水平流速, 即颗粒的水平分速;

H ——沉淀区水深；

L ——沉淀区长度。

从图 3-13, 与“3.3.2”节自由沉淀相同的原理进行分析, 沉速 $u_t \geq u_0$ 的颗粒, 都可在 D 点前沉淀, 见轨迹 I 所代表的颗粒。沉速 $u_t < u_0$ 的那些颗粒, 视其在流入区所处位置而定, 若处在靠近水面处, 则不能被去除, 见轨迹 II 实线所代表的颗粒; 同样的颗粒若处在靠近池底的位置, 就能被去除, 见轨迹 II 虚线所代表的颗粒。若沉速 $u_t < u_0$ 的颗粒的重量, 占全部颗粒重量的 $dP\%$, 可被沉淀去除的量应为 $\frac{h}{H}dP\%$, 因 $h = u_t t$, $H = u_0 t$, $\therefore \frac{h}{u_t} = \frac{H}{u_0}$, $\frac{u_t}{u_0}dP = \frac{h}{H}dP$, 积分得 $\int_0^{P_0} \frac{u_t}{u_0}dP = \frac{1}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP$ 。可见, 沉速小于 u_0 的颗粒被沉淀去除的量为 $\frac{1}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP$ 。理想沉淀池总去除量为: $(1 - P_0) + \frac{1}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP$, P_0 为沉速小于 u_0 的颗粒占全部悬浮颗粒的比值(即剩余量)。用去除率表示, 可改写为:

$$\eta = (100 - P_0) + \frac{100}{u_0} \int_0^{P_0} u_t dP \quad (3-11)$$

可见式(3-11)与式(3-9)相同, 式中 P_0 用百分数代入。

根据理想沉淀池的原理, 可说明两点:

① 设处理水量为 $Q(\text{m}^3/\text{s})$, 沉淀池的宽度为 B , 水面面积为 $A = B \cdot L(\text{m}^2)$, 故颗粒在池内的沉淀时间为:

$$t = \frac{L}{v} = \frac{H}{u_0} \quad (3-12)$$

沉淀池的容积为: $V = Qt = HBL$, 因 $Q = \frac{V}{t} = \frac{HBL}{t} = Au_0$, 所以

$$\frac{Q}{A} = u_0 = q \quad (3-13)$$

$\frac{Q}{A}$ 的物理意义是: 在单位时间内通过沉淀池单位表面积的流量, 称为表面负荷或溢流率, 用符号 q 表示。表面负荷或溢流率 q 的量纲是: $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 或 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 也可简化为 m/s 或 m/h 。表面负荷的数值等于颗粒沉速 u_0 , 若需要去除的颗粒的沉速 u_0 确定后, 则沉淀池的表面负荷 q 值同时被确定。

② 根据图 3-13, 在水深 h 以下入流的颗粒, 可被全部沉淀去除, 因 $\frac{h}{u_t} = \frac{L}{v}$, $\therefore h = \frac{u_t}{v}L$, 则沉速为 u_t 的颗粒的去除率为:

$$\eta = \frac{h}{H} = \frac{\frac{u_t}{v}L}{H} = \frac{u_t}{vH} = \frac{u_t}{vHB} = \frac{Q}{A} = \frac{u_t}{q} \quad (3-14)$$

从式(3-14)可知, 平流理想沉淀池的去除率仅决定于表面负荷 q 及颗粒沉速 u_t , 而与沉淀时间无关。

2. 圆形理想沉淀池

圆形理想沉淀池有辐流与竖流两种, 见图 3-14。

沉淀池的半径为 R , 中心筒半径为 r_1 , 沉淀区高度为 H 。

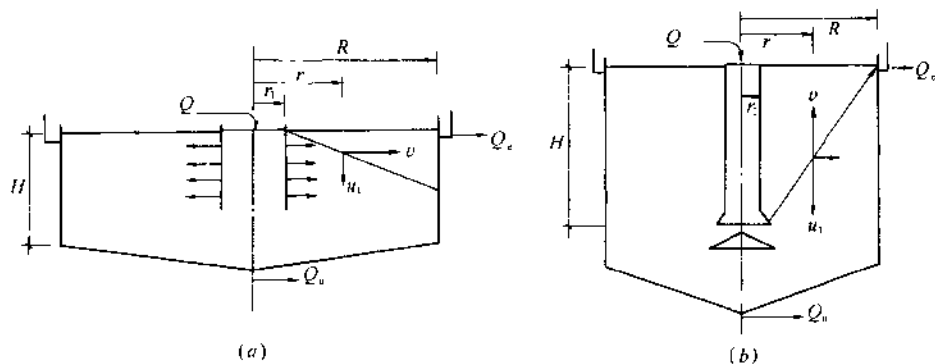


图 3-14 圆形理想沉淀池

(a) 辐流; (b) 竖流

辐流理想沉淀池中, 取半径 r 处的任一点, 有沉速为 u_1 的颗粒, 该颗粒的沉淀轨迹是颗粒沉速 u_1 和 r 处的水平流速的矢量和, 即:

$$dr = v dt, dH = u_1 dt$$

式中 v ——半径 r 处的水平流速;

u_1 ——某颗粒的沉速;

t ——沉淀时间。

该颗粒被沉淀去除的条件为:

$$\int_0^H \frac{dH}{u_1} \leq \int_{r_1}^R \frac{dr}{v}$$

在辐流理想沉淀池中, 水平流速随半径的增加而减少, 即 $v = \frac{Q}{2\pi rH}$, 代入上式并积分整理后, 可得:

$$u_1 \geq \frac{Q}{\pi(R^2 - r_1^2)} = \frac{Q}{A} = u_0 = q$$

式中 A ——沉淀区表面积。

可见上式与式(3-13)相同。由于辐流理想沉淀池的流态与平流理想沉淀池基本相同, 故辐流理想沉淀池的去除率也可采用式(3-11), 即:

$$\eta = (100 - P_0) + \frac{100}{u_0} \int_0^{P_0} u_1 dP$$

竖流理想沉淀池中, 在半径 r 处的任一点, 水流速度的垂直分速为 v , $v = \frac{H}{t}$, t 为沉淀时间。凡是沉速 $u_1 \geq v$ 的那些颗粒, 即 $u_1 \geq -\frac{H}{t}$ (因颗粒下沉, 方向与水流的垂直分速相反, 故用“-”), $H = vt = -u_1 t$ 的那些颗粒才能被沉淀去除; 而 $u_1 < v$ 的所有颗粒, 都不可能沉淀去除, 若这部分颗粒的重量与全部颗粒的重量之比为 P_0 (即剩余量), 因此竖流理想沉淀池的去除率仅为 $\eta = (100 - P_0)$, 而没有 $\frac{100}{u_0} \int_0^{P_0} u_1 dP$ 项。

3.3.4 实际沉淀池与理想沉淀池之间的误差

实际沉淀池示意图见图 3-15, 图 3-16。以平流沉淀池为例, 沉淀区的有效水深为 H , 有

效长度为 L , 池宽为 B 。由于实际沉淀池在池深与池宽方向都存在着水流分布不均匀的问题; 以及由于污水温差、风力、水流与池壁之间的摩擦阻力等原因造成紊流, 使实际沉淀池的去除率低于理想沉淀池。

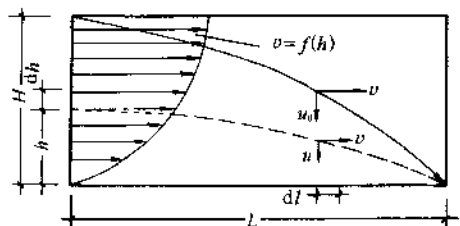


图 3-15 池深方向水平流速分布不均匀的影响

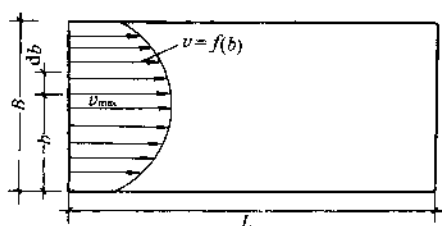


图 3-16 池宽方向水流速度分布不均匀的影响

1. 深度方向水流速度分布不均匀的影响

实际沉淀池中, 水平流速沿深度方向分布不均匀见图 3-15, 水平流速 v 表示为水深的函数, 即 $v = f(h)$, 沉速为 u_0 的颗粒, 沉淀轨迹为: $dl = v dt$, $dh = u_0 dt$, 可得

$$\frac{dl}{v} = \frac{dh}{u_0}, u_0 dl = v dh \quad (3-15)$$

由于水平流速沿深度不断减慢, 所以颗粒的沉淀轨迹是下垂的曲线, 见图 3-15, 式(3-15)积分得:

$$u_0 \int_0^L dl = \int_0^H v dh, u_0 L = \int_0^H v dh \quad (3-16)$$

凡 $u_1 < u_0$ 的那部分颗粒的去除率, 决定于入流深度, 即等于在深度 h 间入流的数量占它们总量的比例:

$$\eta = \frac{\int_0^h v dh}{\int_0^H v dh} = \frac{u_1 L}{u_0 L} = \frac{u_1}{u_0} = \frac{u_1}{q} \quad (3-17)$$

式(3-17)与式(3-14)完全相同, 可见沉淀池深度方向的水平流速分布不均匀, 对去除率没有影响。

2. 宽度方向水流速度分布不均匀的影响

水平流速在宽度方向分布不均匀见图 3-16 所示, 水平流速 v 表示为池宽 B 的函数, 即 $v = f(b)$ 。设宽度 b 和 $b + db$ 之间的微分面积上的水平流速是均匀的, 相对应的水面积为 $A' = L \cdot db$, 微分流量 $Q' = v H db$ 。根据式(3-13)、式(3-14)以及 $\eta = \frac{u}{q}$, $q = \frac{Q'}{A'}$ 等关系, 可写出沉速为 u_1 的颗粒的去除率应为:

$$\eta_b = \frac{u_1}{\frac{Q'}{A'}} = \frac{u_1}{\frac{v H db}{L db}} = \frac{u_1 L db}{v H db} = \frac{u_1 L}{v H} \times 100\% \quad (3-18)$$

如果具有相同沉速 u_1 的颗粒处于沉淀池中心线附近, 则该颗粒的去除率(用 η_0 表示)应为:

$$\eta_0 = \frac{u_1 L}{v_{\max} H} \times 100\% \quad (3-19)$$

显然 $\eta_0 < \eta_b$ 。

可见,沉淀池宽度方向的水平流速分布不均匀,是降低沉淀池去除率的主要原因。

3. 紊流对去除率的影响

由于紊流的存在,使颗粒不能匀速下沉,并在沉淀池内的三维空间作不规则运动,使颗粒的沉速或减慢或加速,影响去除率。这一影响还难用理论进行精确分析。

3.4 沉砂池

沉砂池的功能是去除比重较大的无机颗粒(如泥砂,煤渣等,它们的相对密度约为 2.65)。沉砂池一般设于泵站、倒虹管前,以便减轻无机颗粒对水泵、管道的磨损;也可设于初次沉淀池前,以减轻沉淀池负荷及改善污泥处理构筑物的处理条件。常用的沉砂池有平流沉砂池,曝气沉砂池,多尔沉砂池和钟式沉砂池等。

3.4.1 平流沉砂池

1. 平流沉砂池的构造

平流沉砂池由入流渠、出流渠、闸板、水流部分及沉砂斗组成,见图 3-17。它具有截留无机颗粒效果较好、工作稳定、构造简单、排沉砂较方便等优点。

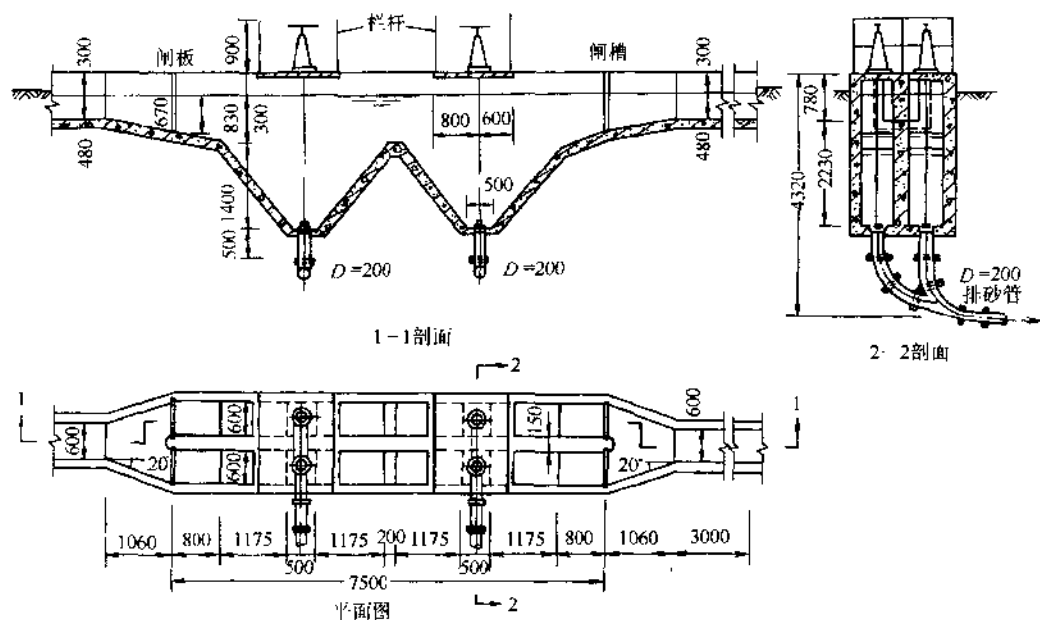


图 3-17 平流沉砂池工艺图

2. 平流沉砂池的设计

(1) 平流沉砂池的设计参数,是按去除比重为 2.65,粒径大于 0.2mm 的砂粒确定的。主要参数有:① 设计流量的确定;当污水自流入池时,应按最大设计流量计算;当污水用水泵抽升入池时,按工作水泵的最大组合流量计算;合流制处理系统,按降雨时的设计流量计算;② 设计流量时的水平流速:最大流速为 0.3m/s,最小流速为 0.15m/s。这样的流速范

围,可基本保证无机颗粒能沉掉,而有机物不能下沉;③ 最大设计流量时,污水在池内的停留时间不少于 30s,一般为 30~60s;④ 设计有效水深不应大于 1.2m,一般采用 0.25~1.0m,每格池宽不宜小于 0.6m;⑤ 沉砂量的确定:生活污水按每人每天 0.01~0.02L 计,城市污水按每 10 万 m^3 污水的砂量为 3m^3 计,沉砂含水率约为 60%,容重 $1.5\text{t}/\text{m}^3$,贮砂斗的容积按 2d 的沉砂量计,斗壁倾角 $55^\circ\sim 60^\circ$;⑥ 沉砂池超高不宜小于 0.3m。

(2) 计算公式:

1) 沉砂池水流部分的长度

沉砂池两闸板之间的长度为水流部分长度:

$$L = vt \quad (3-20)$$

式中 L ——水流部分长度, m;

v ——最大流速, m/s;

t ——最大设计流量时的停留时间, s;

2) 水流断面面积

$$A = \frac{Q_{\max}}{v} \quad (3-21)$$

式中 A ——水流断面面积, m^2 ;

$Q_{\max}$ ——最大设计流量, m^3/s 。

3) 池总宽度

$$B = \frac{A}{h_2} \quad (3-22)$$

式中 B ——池总宽度, m;

h_2 ——设计有效水深, m。

4) 沉砂斗容积

$$V = \frac{86400 Q_{\max} t \cdot x_1}{10^5 K_{\text{总}}} \quad \text{或} \quad V = Nx_2 t' \quad (3-23)$$

式中 V ——沉砂斗容积, m^3 ;

x_1 ——城市污水沉砂量, $3\text{m}^3/10^5\text{m}^3$;

x_2 ——生活污水沉砂量, $\text{L}/(\text{p} \cdot \text{d})$;

t' ——清除沉砂的时间间隔, d;

$K_{\text{总}}$ ——流量总变化系数;

N ——沉砂池服务人口数。

5) 沉砂池总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 \quad (3-24)$$

式中 H ——总高度, m;

h_1 ——超高, 0.3m;

h_3 ——贮砂斗高度, m。

6) 验算

按最小流量时,池内最小流速 $v_{\min} \geq 0.15\text{m/s}$ 进行验算。

$$v_{\min} = \frac{Q_{\min}}{n\omega} \quad (3-25)$$

式中 $v_{\min}$ ——最小流速, m/s;

$Q_{\min}$ ——最小流量, m^3/s ;

n ——最小流量时, 工作的沉砂池个数;

ω ——工作沉砂池的水流断面面积, m^2 。

3. 平流沉砂池的排砂装置

平流沉砂池常用的排砂方法与装置主要有重力排砂与机械排砂两类。

图 3-17 所示为砂斗加底闸, 进行重力排砂, 排砂管直径 200mm。图 3-18 为砂斗加贮砂罐及底闸, 进行重力排砂。图中 1 为钢制贮砂罐, 2、3 为手动或电动蝶阀, 4 为旁通水管, 将贮砂罐的上清液挤回沉砂池, 5 为运砂小车。这种排砂方法的优点是排砂的含水率低, 排砂量容易计算, 缺点是沉砂池需要高架或挖小车通道。

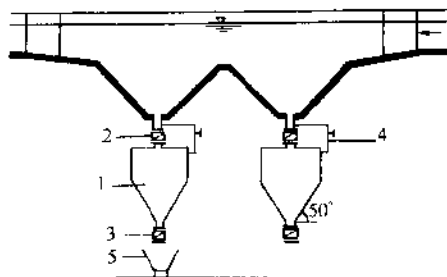


图 3-18 平流式沉砂池重力排砂法

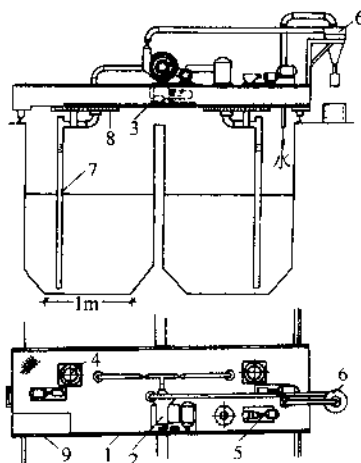


图 3-19 单口泵吸式排砂机

1—桁架; 2—砂泵; 3—桁架行走装置; 4—回转装置; 5—真空泵; 6—旋流分离器; 7—吸砂管; 8—齿轮; 9—操作台

图 3-19 所示为机械排砂法的一种单口泵吸式排砂机。

沉砂池为平底, 砂泵 2, 真空泵 5, 吸砂管 7, 旋流分离器 6, 均安装在行走桁架 1 上。桁架沿池长方向往返行走排砂。经旋流分离器分离的水分回流到沉砂池, 沉砂可用小车, 皮带输送器等运至洒砂场或贮砂池。这种排砂方法自动化程度高, 排砂含水率低, 工作条件好。机械排砂法还有链板刮砂法、抓斗排砂法等。中、大型污水处理厂应采用机械排砂法。

3.4.2 曝气沉砂池

平流沉砂池的主要缺点是沉砂中约夹杂有 15% 的有机物, 使沉砂的后续处理增加难度。故常需配洗砂机, 把排砂经清洗后, 有机物含量低于 10%, 称为清洁砂, 再外运。曝气沉砂池可克服这一缺点。

1. 曝气沉砂池的构造

曝气沉砂池呈矩形, 池底一侧有 $i=0.1\sim0.5$ 的坡度, 坡向另一侧的集砂槽。曝气装置设在集砂槽侧, 空气扩散板距池底 $0.6\sim0.9\text{m}$, 使池内水流作旋流运动, 无机颗粒之间的互相碰撞与摩擦机会增加, 把表面附着的有机物磨去。此外, 由于旋流产生的离心力, 把相对密度较大的无机物颗粒甩向外层并下沉, 相对密度较轻的有机物旋至水流的中心部位随水带走。可使沉砂中的有机物含量低于 10%。集砂槽中的砂可采用机械刮砂、空气提升器或泵吸式排砂机排除。曝气沉砂池断面见图 3-20。

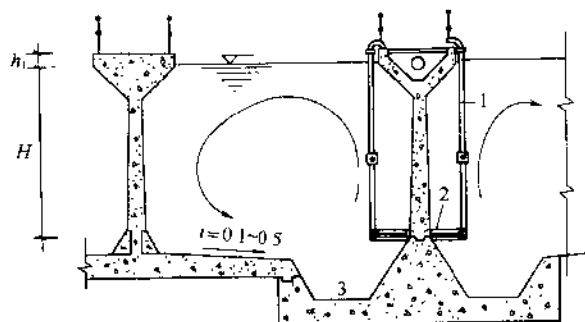


图 3-20 曝气沉砂池剖面图

1—压缩空气管;2—空气扩散板;3—集砂槽

2. 曝气沉砂池设计

(1) 设计参数:① 旋流速度控制在 $0.25 \sim 0.30 \text{ m/s}$ 之间;② 最大时流量的停留时间为 $1 \sim 3 \text{ min}$, 水平流速为 0.1 m/s ;③ 有效水深为 $2 \sim 3 \text{ m}$, 宽深比为 $1.0 \sim 1.5$, 长宽比可达 5;④ 曝气装置, 可采用压缩空气竖管连接穿孔管(穿孔孔径为 $2.5 \sim 6.0 \text{ mm}$)或压缩空气竖管连接空气扩散板, 每 m^3 污水所需曝气量为 $0.1 \sim 0.2 \text{ m}^3$ 或每 m^2 池表面积 $3 \sim 5 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

(2) 计算公式:

1) 总有效容积

$$V = 60 Q_{\max} t \quad (3-26)$$

式中 V ——总有效容积, m^3 ;

$Q_{\max}$ ——最大设计流量, m^3/s ;

t ——最大设计流量时的停留时间, min 。

2) 池断面积

$$A = \frac{Q_{\max}}{v} \quad (3-27)$$

式中 A ——池断面积, m^2 ;

v ——最大设计流量时的水平前进流速, m/s 。

3) 池总宽度

$$B = \frac{A}{H} \quad (3-28)$$

式中 B ——池总宽度, m ;

H ——有效水深, m 。

4) 池长

$$L = \frac{V}{A} \quad (3-29)$$

式中 L ——池长, m 。

5) 所需曝气量

$$q = 3600 D Q_{\max} \quad (3-30)$$

式中 q ——所需曝气量, m^3/h ;

D ——每 m^3 污水所需曝气量, m^3/m^3 。

3.4.3 多尔沉砂池

1. 多尔沉砂池的构造

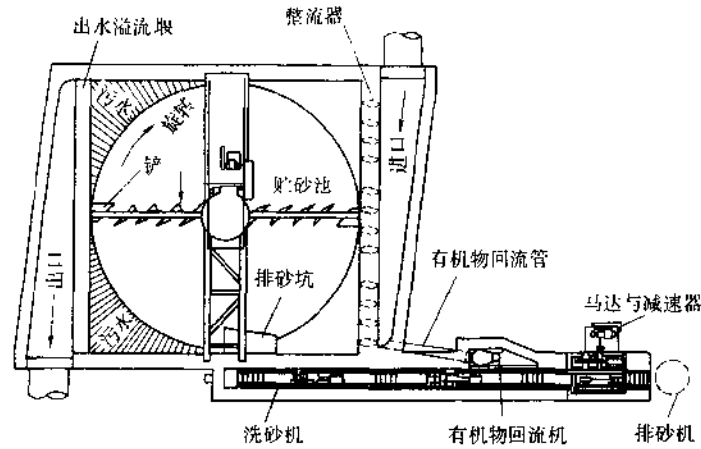


图 3-21 多尔沉砂池工艺图

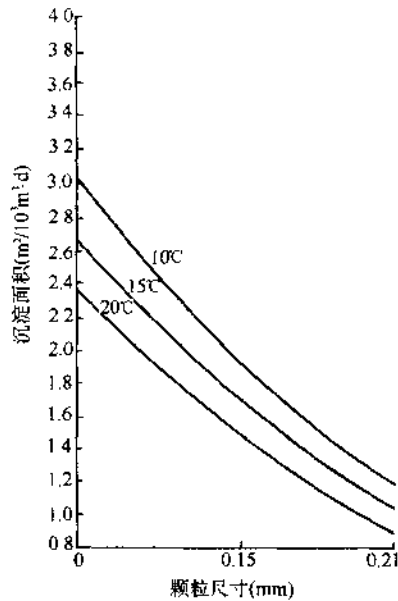


图 3-22 多尔沉砂池求面积图

多尔沉砂池由污水入口和整流器,沉砂池,出水溢流堰,刮砂机,排砂坑,洗砂机,有机物回流机和回流管以及排砂机组成。工艺构造见图 3-21。

沉砂被旋转刮砂机刮至排砂坑,用往复齿耙沿斜面耙上,在此过程中,把附在砂粒上的有机物洗掉,洗下来的有机物经有机物回流机及回流管随污水一起回流至沉砂池,沉砂中的有机物含量低于 10%,达到清洁沉砂标准。

2. 多尔沉砂池的设计

(1) 沉砂池的面积

沉砂池的面积根据要求去除的砂粒直径及污水温度确定,可查图 3-22。

(2) 沉砂池最大设计流速

最大设计流速为 0.3m/s。

(3) 主要设计参数见表 3-8。

多尔沉砂池设计参数表

表 3-8

沉砂池直径(m)	3.0	6.0	9.0	12.0
最大流量(m³/s):				
要求去除砂粒直径为 0.21mm	0.17	0.70	1.58	2.80
要求去除砂粒直径为 0.15mm	0.11	0.45	1.02	1.81
沉砂池深度(m)	1.1	1.2	1.4	1.5
最大设计流量时的水深(m)	0.5	0.6	0.9	1.1
洗砂机宽度(m)	0.4	0.4	0.7	0.7
洗砂机斜面长度(m)	8.0	9.0	10.0	12.0

3.4.4 钟式沉砂池

1. 钟式沉砂池的构造

钟式沉砂池是利用机械力控制水流流态与流速,加速砂粒的沉淀并使有机物随水流带走的沉砂装置。沉砂池由流入口,流出口,沉砂区,砂斗及带变速箱的电动机,传动齿轮,压缩空气输送管和砂提升管以及排砂管组成。污水由流入口切线方向流入沉砂区,利用电动机及传动装置带动转盘和斜坡式叶片,由于所受离心力的不同,把砂粒甩向池壁,掉入砂斗,有机物被送回污水中。调整转速,可达到最佳沉砂效果。沉砂用压缩空气经砂提升管,排砂管清洗后排除,清洗水回流至沉砂区,排砂达到

清洁砂标准。钟式沉砂池工艺图见图 3-23。

2. 钟式沉砂池的设计

钟式沉砂池的各部分尺寸标于图 3-24。根据设计污水流量的大小,有多种型号供设计选用。钟式沉砂池型号及尺寸见表 3-9。

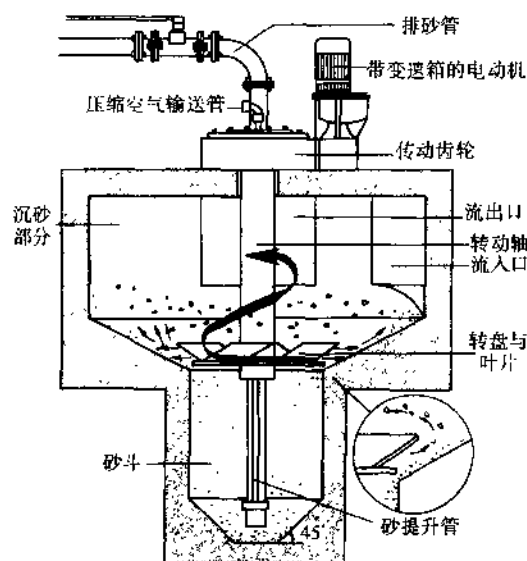


图 3-23 钟式沉砂池工艺图

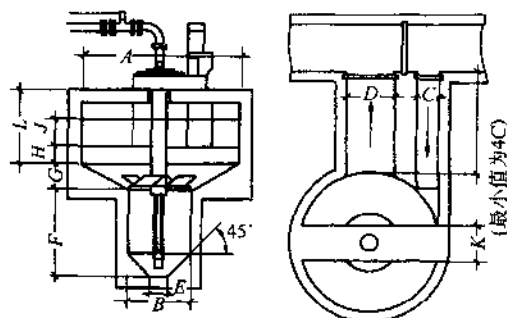


图 3-24 钟式沉砂池各部尺寸图

钟式沉砂池型号及尺寸表(m)

表 3-9

型号	流量 (L/s)	A	B	C	D	E	F	G	H	I	K	L
50	50	1.83	1.0	0.305	0.610	0.30	1.40	0.30	0.30	0.20	0.80	1.10
100	110	2.13	1.0	0.380	0.760	0.30	1.40	0.30	0.30	0.30	0.80	1.10
200	180	2.43	1.0	0.450	0.900	0.30	1.35	0.40	0.30	0.40	0.80	1.15
300	310	3.05	1.0	0.610	1.200	0.30	1.55	0.45	0.30	0.45	0.80	1.35
550	530	3.65	1.5	0.750	1.50	0.40	1.70	0.60	0.51	0.58	0.80	1.45
900	880	4.87	1.5	1.00	2.00	0.40	2.20	1.00	0.51	0.60	0.80	1.85
1300	1320	5.48	1.5	1.10	2.20	0.40	2.20	1.00	0.61	0.63	0.80	1.85
1750	1750	5.80	1.5	1.20	2.40	0.40	2.50	1.30	0.75	0.70	0.80	1.95
2000	2200	6.10	1.5	1.20	2.40	0.40	2.50	1.30	0.89	0.75	0.80	1.95

3.5 沉 淀 池

沉淀池按工艺布置的不同,可分为初次沉淀池和二次沉淀池。初次沉淀池是一级污水处理厂的主体处理构筑物,或作为二级污水处理厂的预处理构筑物设在生物处理构筑物的

前面。处理的对象是悬浮物质(英文缩写为 SS,约可去除 40%~55% 以上),同时可去除部分 BOD_5 (约占总 BOD_5 的 20%~30%,主要是悬浮性 BOD_5),可改善生物处理构筑物的运行条件并降低其 BOD_5 负荷。初次沉淀池中沉淀的物质称为初次沉淀污泥;二次沉淀池设在生物处理构筑物(活性污泥法或生物膜法)的后面,用于沉淀去除活性污泥或腐殖污泥(指生物膜法脱落的生物膜),它是生物处理系统的重要组成部分。初沉池、生物膜法及其后的二沉池 SS 总去除率为 60%~90%, BOD_5 总去除率为 65%~90%;初沉池、活性污泥法及其后的二沉池的总去除率分别为 70%~90% 和 65%~95%。

沉淀池按池内水流方向的不同,可分为平流式沉淀池、辐流式沉淀池和竖流式沉淀池。

3.5.1 平流式沉淀池

1. 平流式沉淀池的构造

平流式沉淀池工艺见图 3-25,由流入装置、流出装置、沉淀区、缓冲层、污泥区及排泥装置等组成。

流入装置由设有侧向或槽底潜孔的配水槽、挡流板组成,起均匀布水与消能作用。挡流板入水深不小于 0.25m,水面以上 0.15~0.2m,距流入槽 0.5m。

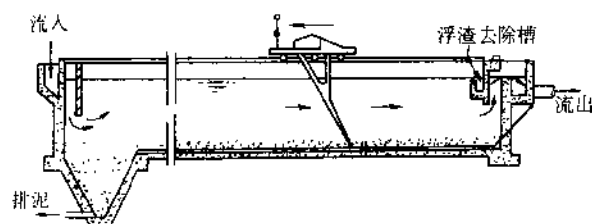


图 3-25 平流式沉淀池

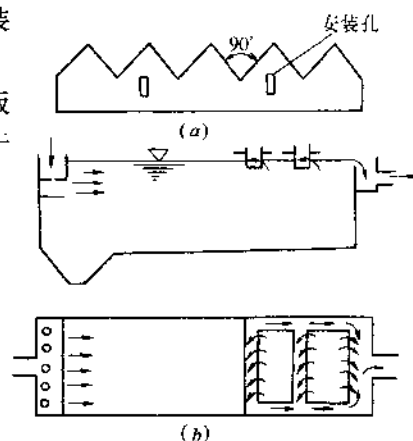


图 3-26 溢流堰及多槽出流装置图

流出装置由流出槽与挡板组成。流出槽设自由溢流堰,溢流堰严格水平,既可保证水流均匀,又可控制沉淀池水位。为此溢流堰常采用锯齿形堰,见图 3-26,溢流堰最大负荷不宜大于 $2.9L/(m \cdot s)$ (初次沉淀池), $1.7L/(m \cdot s)$ (二次沉淀池)。为了减少负荷、改善出水水质,溢流堰可采用多槽沿程布置,如需阻挡浮渣随水流走,流出堰可用潜孔出流。出流挡板入水深 0.3~0.4m,距溢流堰 0.25~0.5m。锯齿堰及沿程布置出流槽见图 3-26。

缓冲层的作用是避免已沉污泥被水流搅起以及缓解冲击负荷。

污泥区起贮存、浓缩和排泥的作用。

排泥装置与方法一般有:

(1) 静水压力法:利用池内的静水位,将污泥排出池外,见图 3-27。排泥管 1,直径 $d = 200mm$,插入污泥斗,上端伸出水面以便疏通。静水压力 $H = 1.5m$ (初次沉淀池), $0.9m$ (活性污泥法后二次沉淀池), $1.2m$ (生物膜法后二次沉淀池)。为了使池底污泥能滑入污泥斗,池底应有 $i = 0.01 \sim 0.02$ 的坡度,也可采用多斗式平流沉淀池,以减小深度,见图 3-28。

(2) 机械排泥法:链带式刮泥机见图 3-29,链带装有刮板,沿池底缓慢移动,速度约 $1m/min$,把污泥缓缓推入污泥斗,当链带刮板转到水面时,又可将浮渣推向流出挡板处的浮渣槽。链带式的缺点是机件长期浸于污水中,易被腐蚀,且难维修。行走小车刮泥机见图 3-25,小车沿池壁顶的导轨往返行走,使刮板将污泥刮入污泥斗,浮渣刮入浮渣槽。由于整套刮泥机都在水面上,不易腐蚀,易于维修。被刮入污泥斗的污泥,可用静水压力法或螺旋泵

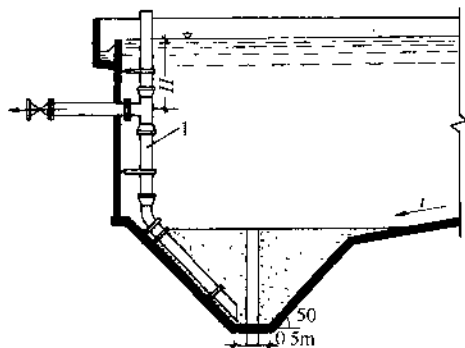


图 3-27 沉淀池静水压力排泥

1—排泥管;2—集泥斗

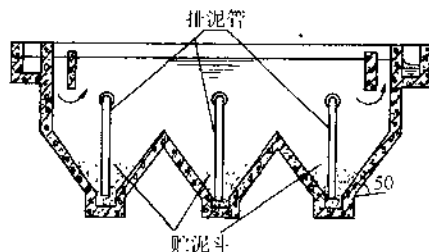


图 3-28 多斗式平流沉淀池

排出池外。上述两种机械排泥法,主要适用于初次沉淀池。当平流式沉淀池用作二次沉淀池时,由于活性污泥的比重轻,含水率高达 99% 以上,呈絮状,不可能被刮除,故可采用单口扫描泵吸式,使集泥与排泥同时完成,见图 3-30。图中吸口 1,吸泥泵与吸泥管 2,用猫头吊 8 挂在桁架 7 的工字钢上,并沿工字钢作横向往返移动,吸出的污泥排入安装在桁架上的排泥槽 4,通向污泥后续处理构筑物,因此可保持污泥的高程,便于后续处理。单口扫描泵吸式向流入区移动时吸、排沉泥,向流出区移动时不吸泥。吸泥时的耗水量约占处理水量的 0.3%~0.6%。由于排泥方法可较好地解决,故平流式沉淀池可用作二次沉淀池,如把曝气池的出口,直接作为二次沉淀池的入口,则可使污水处理厂的总水头损失大为减小。采用机械排泥法时,平流式沉淀池可采用平底,池深也可大大减小。

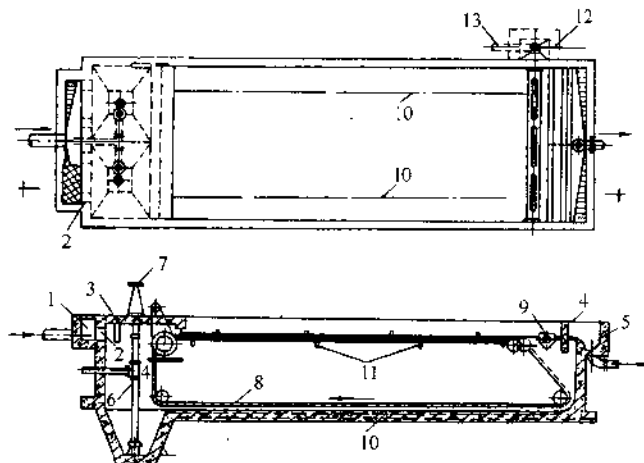


图 3-29 设有链带式刮泥机的平流式沉淀池

1—进水槽;2—进水孔;3—进水挡流板;4—出水挡流板;5—出水槽;6—排泥管;7—排泥闸门;8—链带;9—排渣管槽(能够转动);10—导轨;11—支撑;12—浮渣室;13—浮渣管

2. 平流式沉淀池的设计

设计内容包括流入、流出装置、沉淀区、污泥区、排泥和排浮渣设备选择等。

如前所述,实际沉淀池存在着水流在池宽与深度方向不均匀及紊流,流态与理想沉淀池大不相同。故不能完全按沉淀理论进行设计,而是以沉淀试验为依据并参考同类沉淀池的运行资料进行设计。

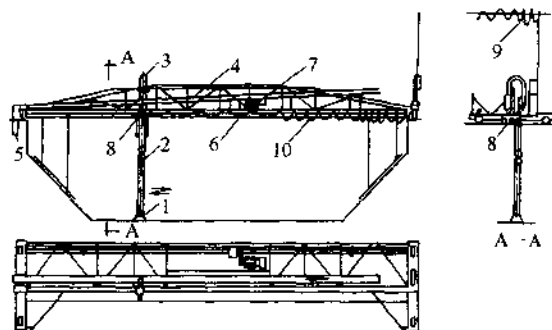


图 3-30 单口扫描泵吸式

1—吸口;2—吸泥泵及吸泥管;3—排泥管;4—排泥槽;5—排泥渠;6—电机与驱装置;7—桁架;8—小车电机及猫头吊;9—桁架电源引入线;10—小电机电源引入线

(1) 沉淀区尺寸计算

沉淀区尺寸的计算方法有两种。

第一种方法——按沉淀时间和水平流速或表面负荷计算法,当无污水悬浮物沉淀试验资料时,可用本法计算。

1) 沉淀区有效水深 h_2

$$h_2 = qt \quad (3-31)$$

式中 h_2 ——有效水深, m;

q ——表面水力负荷,即要求去除的颗粒沉速,如无试验资料,可参考表 3-10 选用;

t ——污水沉淀时间,初次沉淀池 1~2h,二次沉淀池 1.5~2.5h,参见表 3-10。

沉淀区有效水深 h_2 ,一般用 2.0~4.0m,超高不应小于 0.3m。

2) 沉淀区有效容积 V_1

$$V_1 = Ah_2 \quad (3-32)$$

或

$$V_1 = Q_{\max} t \quad (3-33)$$

式中 V_1 ——有效容积, m^3 ;

A ——沉淀区水面积, m^2 , $A = \frac{Q_{\max}}{q}$;

$Q_{\max}$ ——最大设计流量, m^3/h 。

3) 沉淀区长度

$$L = 3.6vt \quad (3-34)$$

式中 L ——沉淀区长度, m;

v ——最大设计流量时的水平流速, mm/s,一般不大于 5mm/s。

4) 沉淀区总宽度

$$B = \frac{A}{L} \quad (3-35)$$

式中 B ——沉淀区总宽度, m。

5) 沉淀池座数或分格数

$$n = \frac{B}{b} \quad (3-36)$$

式中 n ——沉淀池座数或分格数;

b ——每座或每格宽度,与刮泥机有关,一般用 $5 \sim 10\text{m}$ 。

为了使水流均匀分布,沉淀区长度一般采用 $30 \sim 50\text{m}$,长宽比不小于 $4:1$,长深比不小于 8 ,沉淀池的总长度等于沉淀区长度加前后挡板至池壁的距离。

第二种方法——按表面水力负荷计算法,当已有沉淀试验数据时采用。

1) 沉淀区水面积 A :

$$q = \frac{Q_{\max}}{A}, A = \frac{Q_{\max}}{q} \quad (3-37)$$
$$q = u_0$$

式中 A ——沉淀区水面积, m^2 ;

q ——表面水力负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,通过试验取得或参见表 3-10;

u_0 ——要求去除的颗粒的最小沉速, m/h 或 mm/s 。

2) 沉淀池有效水深

$$h_2 = \frac{Q_{\max} t}{A} = u_0 t \quad (3-38)$$

式中 h_2 ——有效水深, m ;

$Q_{\max}, t$ 同前。

(2) 污泥区计算

按每日污泥量和排泥的时间间隔设计。

每日产生的污泥量

$$W = \frac{SNt}{1000} \quad (3-39)$$

式中 W ——每日污泥量, m^3/d ;

S ——每人每日产生的污泥量, $\text{L}/(\text{p} \cdot \text{d})$ 。生活污水的污泥量见表 3-10;

N ——设计人口数;

t ——两次排泥的时间间隔,初次沉淀池按 2d 考虑。曝气池后的二次沉淀池按 2h 考虑。机械排泥的初次沉淀池和生物膜法处理后的二次沉淀池污泥区容积宜按 4h 的污泥量计算。

城市污水沉淀池设计数据及产生的污泥量表

表 3-10

沉淀池类型	沉淀时间 (h)	表面水力负荷 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	污 泥 量		污泥含水率 (%)
			$\text{g}/(\text{p} \cdot \text{d})$	$\text{L}/(\text{p} \cdot \text{d})$	
初次沉淀池	1.0~2.0	1.5~3.0	14~27	0.36~0.83	95~97
二次沉淀池	生物膜法后	1.5~2.5	1.0~2.0	—	96~98
	活性污泥法后	1.5~2.5	1.0~1.5	10~21	99.2~99.6

如已知污水悬浮物浓度与去除率,污泥量可按下式计算

$$W = \frac{Q_{\max} \cdot 24(C_0 - C_1)100}{\gamma(100 - p_0)} \cdot t \quad (3-40)$$

式中 C_0, C_1 ——分别是进水与沉淀出水的悬浮物浓度, kg/m^3 , 如有浓缩池、消化池及污泥脱水机的上清液回流至初次沉淀池, 则式中的 C_0 应取 $1.3C_0$, C_1 应取 $1.3C_0$ 的 50%~60%;

p_0 ——污泥含水率, %, 见表 3-10;

γ ——污泥容重, kg/m^3 , 因污泥的主要成分是有机物, 含水率在 95% 以上, 故 γ 可取为 $1000\text{kg}/\text{m}^3$;

t ——两次排泥的时间之隔, 同上。

(3) 沉淀池的总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 \quad (3-41)$$

式中 H ——总高度, m;

h_1 ——超高, 采用 0.3m;

h_2 ——沉淀区高度, m;

h_3 ——缓冲区高度, 当无刮泥机时, 取 0.5m; 有刮泥机时, 缓冲层的上缘应高出刮板 0.3m; 一般采用机械排泥, 排泥机械的行进速度为 0.3~1.2m/min;

h_4 ——污泥区高度, m, 根据污泥量, 池底坡度、污泥斗几何高度及是否采用刮泥机决定。一般规定池底纵坡不小于 0.01, 机械刮泥时, 纵坡为 0, 污泥斗倾角 α : 方斗宜为 60° , 圆半宜为 55° 。

(4) 沉淀池数目

沉淀池数日不少于两座, 并应考虑一座发生故障时, 另一座能负担全部流量的可能性。

(5) 沉淀池出水堰最大负荷

初次沉淀池不宜大于 $2.9\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m})$; 二次沉淀池不宜大于 $1.7\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m})$ 。

(6) 沉淀池应设置撇渣设施。

城市污水沉淀池的设计数据, 根据表 3-10 选用。

【例题 3-4】 某工业区的工业废水量为 $100000\text{m}^3/\text{d}$, 悬浮物浓度 $C_0 = 250\text{mg}/\text{L}$, 沉淀水悬浮物浓度不超过 $50\text{mg}/\text{L}$, 污泥含水率 97%。通过试验取得的沉淀曲线见图 3-31。

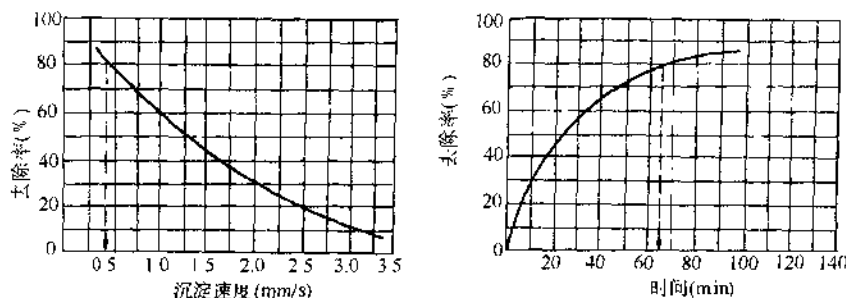


图 3-31 沉淀曲线

【解】 (1) 设计参数的确定

根据题意, 沉淀池的去除率应为 $\eta = \frac{250-50}{250} \times 100 = 80\%$, 由图 3-31 可查得, 当 $\eta =$

80%时,应去除的最小颗粒的沉速为 0.4mm/s (1.44m/h), 即表面负荷 $q = 1.44\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 沉淀时间 $t = 65\text{min}$ 。

为使设计留有余地,对表面负荷及沉淀时间分别除 1.5 及乘 1.75 的系数:

$$\text{设计表面负荷 } q_0 = \frac{q}{1.5} = \frac{1.44}{1.5} = 0.96\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\text{由于 } q_0 = u_0, \text{故 } u_0 = \frac{1.44}{1.5} = 0.96\text{m/h} = 0.27\text{mm/s}$$

$$\text{设计沉淀时间 } t_0 = 1.75t = 1.75 \times 65 = 113.75\text{min} = 1.9\text{h}$$

$$\text{设计污水量 } Q_{\max} = \frac{10^5}{24 \times 60 \times 60} = 1.157\text{m}^3/\text{s} = 4166.7\text{m}^3/\text{h}$$

(2) 沉淀区各部尺寸(计算草图见图 3-32)

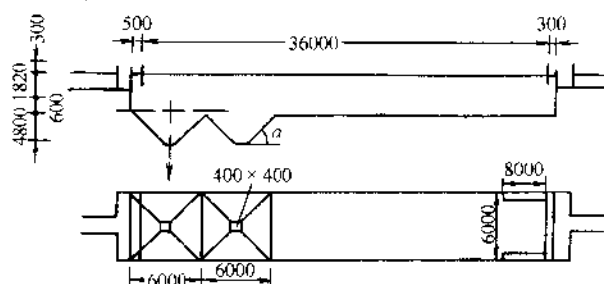


图 3-32 平流沉淀池计算图

$$\text{总有效沉淀面积 } A = \frac{Q_{\max}}{q_0} = \frac{4166.7}{0.96} = 4340.3\text{m}^2$$

采用 20 座沉淀池, 每池表面积 $A_1 = 217\text{m}^2$, 每池的处理量为 $Q_1 = 208.3\text{m}^3/\text{h}$
沉淀池有效水深, 用式(3-38)

$$h_2 = \frac{Q_1 t}{A_1} = \frac{208.3 \times 1.9}{217} = 1.82\text{m}$$

每个池宽为 b 取 6.0m , 池长为

$$L = \frac{A_1}{b} = \frac{217}{6} = 36.17, \text{取 } 36\text{m}$$

长宽比核算 $\frac{36}{6} = \frac{6}{1} > 4:1$ 合格。

(3) 污泥区尺寸

每日产生的污泥量用式(3-40)计算

$$W = \frac{10^5 (250 - 50) \times 100}{1000 \times 1000 \times (100 - 97)} = 666.7\text{m}^3$$

$$\text{每座沉淀池的污泥量 } W_1 = \frac{666.7}{20} = 33.3\text{m}^3$$

污泥斗容积(用锥体体积公式):

$$V_1 = \frac{1}{3} h_4 (f_1 + f_2 + \sqrt{f_1 \cdot f_2}) \quad (3-42)$$

式中 f_1 ——污泥斗上口面积, m^2 ;

f_2 ——污泥斗下底面积, m^2 ;

h_4 ——污泥斗的高度, m。

本题的 $f_1 = 6 \times 6 = 36\text{m}^2$, $f_2 = 0.4 \times 0.4 = 0.16\text{m}^2$, 污泥斗为方斗, $\alpha = 60^\circ$, $\therefore h_4 = 2.8 \times 1.732 = 4.8\text{m}$ (见图 3-32)。

若每座沉淀池设两个污泥斗, 每个污泥斗的容积为:

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{1}{3} h_4 (f_1 + f_2 + \sqrt{f_1 \cdot f_2}) \\ &= \frac{1}{3} 4.8 (36 + 0.16 + \sqrt{36 \times 0.16}) \\ &= 61.7\text{m}^3 > 33.3\text{m}^3 \end{aligned}$$

故每座沉淀池的污泥斗可储存 2d 的污泥量, 满足要求。

(4) 沉淀池的总高度用式(3-41)计算, 采用机械刮泥, 缓冲层高 $h_3 = 0.6\text{m}$ (含刮泥板), 平底, 故:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 0.3 + 1.82 + 0.6 + 4.8 = 7.52\text{m}$$

(5) 沉淀池总长度

$$L = 0.5 + 0.3 + 36 = 36.8\text{m}$$

式中 0.5——流入口至挡板距离;

0.3——流出口至挡板距离。

(6) 出水堰长度复核:

出水堰长度见图 3-32 所示。每池出水堰长度为 $6\text{m} + 8\text{m} + 8\text{m} = 22\text{m}$, 出水堰负荷为 $208.3 \times 1000 / 3600 = 58\text{L/s}$, $58 / 22 = 2.64\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}) < 2.9$ 合格。

3.5.2 普通辐流式沉淀池

1. 辐流式沉淀池的构造

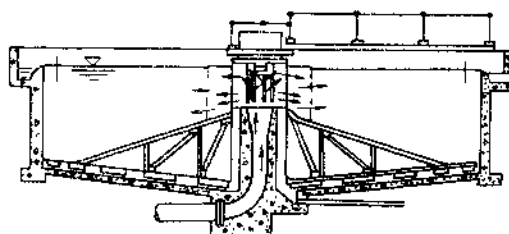


图 3-33 普通辐流式沉淀池工艺图

普通辐流式沉淀池呈圆形或正方形, 直径(或边长)6~60m, 最大可达 100m, 池周水深 1.5~3.0m, 用机械排泥, 池底坡度不宜小于 0.05。辐流式沉淀池可用作初次沉淀池或二次沉淀池。工艺构造见图 3-33, 是中心进水, 周边出水, 中心传动排泥的辐流式沉淀池。为了使布水均匀, 进水管设穿孔挡板, 穿孔率为 10%~20%。出

水堰亦采用锯齿堰, 堰前设挡板, 拦截浮渣。

刮泥机由桁架及传动装置组成。当池径小于 20m 时, 用中心传动; 当池径大于 20m 时, 用周边传动, 周边线速不宜大于 $3\text{m}/\text{min}$, $1 \sim 3\text{r}/\text{h}$, 将污泥推入污泥斗, 然后用静水压力或污泥泵排除。当作为二次沉淀池时, 沉淀的活性污泥含水率高达 99% 以上, 不可能被刮板刮除, 可采用如图 3-34 所示的静水压力法排泥, 图中 1 为穿孔挡板, 2 为排泥槽, 槽内泥面与沉

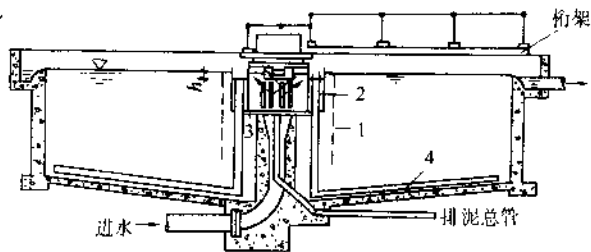


图 3-34 静水压力排泥示意图

淀池水面有 h 的落差 (h 约 30cm), 3 为对称的两排泥槽之间的联接管, 联接管通过密封装置将泥从排泥总管排出, 4 为沿底缓慢转动的排泥管, 对称两边各 4 条, 每条负担底部一个环区的排泥, 依靠 h 静水压力, 将底泥排入排泥槽 2。

2. 辐流式沉淀池的设计

(1) 每座沉淀池表面积和池径

$$A_1 = \frac{Q_{\max}}{nq_0} \quad (3-43)$$

$$D = \sqrt{\frac{4A_1}{\pi}}$$

式中 A_1 ——每池表面积, m^2 ;

D ——每池直径, m ;

n ——池数;

q_0 ——表面水力负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 见前。

(2) 沉淀池有效水深

$$h_2 = q_0 t \quad (3-44)$$

式中 h_2 ——有效水深, m ;

t ——沉淀时间, 见前。

池径与水深比宜用 6~12。

(3) 沉淀池总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (3-45)$$

式中 H ——总高度, m ;

h_1 ——保护高, 取 0.3m;

h_2 ——有效水深, m ;

h_3 ——缓冲层高, m , 非机械排泥时宜为 0.5m; 机械排泥时, 缓冲层上缘宜高出刮泥板 0.3m;

h_4 ——沉淀池底坡落差, m ;

h_5 ——污泥斗高度, m 。

【例题 3-5】 某城市污水厂的最大设计流量 $Q_{\max} = 2450 \text{m}^3/\text{h}$, 设计人口 $N = 34$ 万, 采用机械刮泥, 设计辐流式沉淀池。

【解】 计算草图见图 3-35。

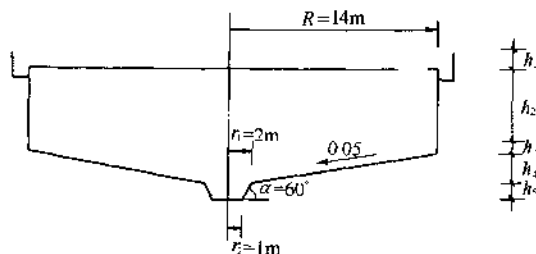


图 3-35 辐流式沉淀池计算图

(1) 沉淀池表面积

取 $q_0 = 2\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, $n = 2$ 座

$$A_1 = \frac{Q_{\max}}{nq_0} = \frac{2450}{2 \times 2} = 612.5\text{m}^2$$

$$\text{池径 } D = \sqrt{\frac{4A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 612.5}{\pi}} = 27.9\text{m}, \text{取 } D = 28\text{m}$$

(2) 有效水深

取沉淀时间 $t = 1.5\text{h}$

$$h_2 = q_0 t = 2 \times 1.5 = 3\text{m}$$

(3) 沉淀池总高度

每池每天污泥量用式(3-39)计算

$$W_1 = \frac{SN_t}{1000n} = \frac{0.5 \times 34 \times 10^4 \times 4}{1000 \times 2 \times 24} = 14.2\text{m}^3$$

式中 S 取 $0.5\text{L}/(\text{p} \cdot \text{d})$ (查表 3-10 得), 由于用机械刮泥, 所以污泥在斗内贮存时间用 4h 。

污泥斗容积用几何公式计算

$$V_1 = \frac{\pi h_3}{3} (r_1^2 + r_1 r_2 + r_2^2) = \frac{\pi \times 1.73}{3} (2^2 + 2 \times 1 + 1^2) = 12.7\text{m}^3$$

$$h_3 = (r_1 - r_2) \tan \alpha = (2 - 1) \tan 60^\circ = 1.73\text{m}$$

$$\text{底坡落差 } h_4 = (R - r_1) \times 0.05 = 12 \times 0.05 = 0.6\text{m}$$

因此, 池底可贮存污泥的体积为

$$V_2 = \frac{\pi h_4}{4} (R^2 + Rr_1 + r_1^2) = \frac{\pi \times 0.6}{3} (14^2 + 14 \times 2 + 2^2) = 143.3\text{m}^3$$

共可贮存污泥体积为 $V_1 + V_2 = 12.7 + 143.3 = 156\text{m}^3 > 14.2\text{m}^3$, 足够。

$$\text{沉淀池总高度 } H = 0.3 + 3 + 0.5 + 0.6 + 1.73 = 6.13\text{m}$$

(4) 沉淀池周边处的高度为

$$h_1 + h_2 + h_3 = 0.3 + 3.0 + 0.5 = 3.8\text{m}$$

(5) 径深比较核

$$D/h_2 = 28/3 = 9.3 \quad \text{合格。}$$

3.5.3 向心辐流式沉淀池

上述辐流式沉淀池的进水管设在池中心, 流出槽设在池子四周, 故可称为中心进水周边出水辐流式沉淀池。因中心导流筒内的流速较大, 可达到 100mm/s , 当作为二次沉淀池用时, 活性污泥在中心导流筒内难以絮凝, 并且这股水流向下流动时的动能较大, 易冲击池底沉泥, 池的容积利用系数也较小(约 48%)。

向心辐流式沉淀池流入区设在池周边, 流出槽设在沉淀池中心部位的 $\frac{1}{4}R$ 、 $\frac{1}{3}R$ 、 $\frac{1}{2}R$ 或设在沉淀池的周边, 俗称周边进水中心出水向心辐流式沉淀池或周边进水周边出水向心辐流式沉淀池。由于进、出水的这一改进, 在一定程度上克服了上述普通辐流式沉淀池的缺点。

1. 向心辐流式沉淀池的功能分区

向心辐流式沉淀池可分为 5 个功能区, 即 1 为流入槽, 2 为导流絮凝区, 3 为沉淀区, 4

为流出槽,5 为污泥区,见图 3-36。

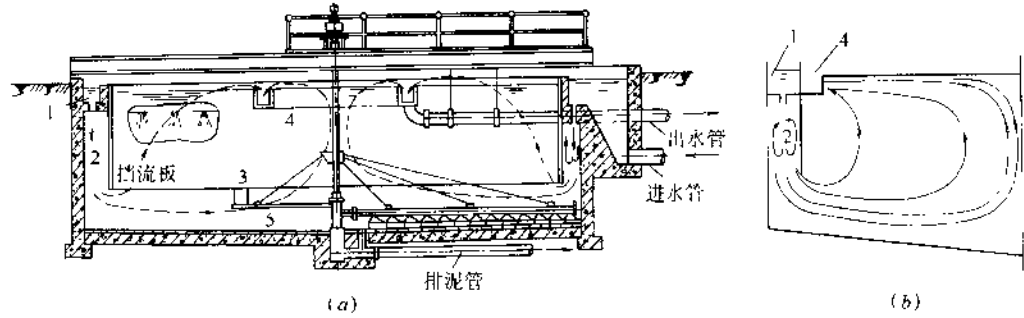


图 3-36 向心式辐流沉淀池

流入槽沿周边设置,槽底均匀地开设布水孔及短管,供布水用。

导流絮凝区主要有 3 个作用:使进水导向沉淀区并使布水均匀;因进水自布水孔及短管进入导流絮凝区后,在区内形成回流,可促使活性污泥絮凝,加速沉淀区的沉淀;因该区的过水面积较大,故向下流的流速小,对池底沉泥无冲击现象。

沉淀区的功能主要是起沉淀作用,此外,由于沉淀区下部的水流方向是向心流,故可将沉淀污泥推向池中心的污泥斗,便于排泥。

流出槽的位置可设在:① 等于池的半径 R 处(图 3-36b);② $\frac{R}{2}$ 处;③ $\frac{R}{3}$ 处(图 3-36a);④ $\frac{R}{4}$ 处。根据实测资料,向心辐流式沉淀池的容积利用系数高于中心进水的辐流式沉淀池。不同流出槽位置,容积利用系数略有差别,见表 3-11 所列。

流出槽不同位置的容积利用系数表

表 3-11

出水槽位置	容积利用系数(%)	出水槽位置	容积利用系数(%)
R 处	93.6	$\frac{R}{3}$ 处	87.5
$\frac{R}{2}$ 处	79.7	$\frac{R}{4}$ 处	85.7

从表 3-11 可知,流出槽的较佳位置是设在 R 处,根据安装方面的原因,也可设在 $\frac{R}{3}$ 或 $\frac{R}{4}$ 处。

2. 向心式辐流沉淀池的设计

流入槽:采用环形平底槽,等距设布水孔,孔径一般用 50~100mm,并加 50~100mm 长度的短管,管内流速 0.3~0.8m/s。

$$v_n = \sqrt{2tv}G_m \quad (3-46)$$

$$G_m^2 = \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2tv} \right)^2 \quad (3-47)$$

式中 v_n ——配水孔平均流速,0.3~0.8m/s;

t ——导流絮凝区平均停留时间,s,池周有效水深为 2~4m 时, t 取 360~720s;

v ——污水的运动粘度,与水温有关,可查手册;

G_m ——导流絮凝区的平均速度梯度,一般可取 $10 \sim 30 s^{-1}$;

v_1 ——配水孔水流收缩断面的流速 m/s , $v_1 = \frac{v_n}{\epsilon}$, ϵ 为收缩系数,因设有短管, $\therefore$ 取 $\epsilon = 1$;

v_2 ——导流絮凝区平均向下流速, m/s ;

$$v_2 = \frac{Q_1}{f}$$

式中 Q_1 ——每池的最大设计流量, m^3/s ;

f ——导流絮凝区环形面积, m^2 。

为了施工安装方便,导流絮凝区的宽度 $B \geq 0.4m$,与配水槽等宽,采用式(3-47)验算 G_m 值。若 G_m 值在 $10 \sim 30 s^{-1}$ 之间为合格。否则需调整 B 值再算。

沉淀区,向心辐流式沉淀池的表面负荷可高于普通辐流式的 2 倍,即可用 $3 \sim 4 m^3/(m^2 \cdot h)$ 。

流出槽,可用锯齿堰出水,使每齿的出水流速均较大,不易在齿角处积泥或滋生藻类。

其他设计同普通辐流沉淀池。

【例题 3-6】 某城市的设计污水量为 $50000 m^3/d$,曝气池回流污泥比为 0.5,污水温度 $20^\circ C$,计算周边进、出水辐流沉淀池。

【解】 用两座池,表面负荷取 $3 m^3/(m^2 \cdot h)$,沉淀区面积为

$$A_1 = \frac{Q}{2q_0 \times 24} = \frac{50000}{2 \times 3 \times 24} = 347 m^2$$

$$R = \sqrt{\frac{347}{\pi}} = 10.5 m, \text{取 } D = 21 m$$

流入槽:设计流量应加上回流污泥量,即 $50000 + 0.5 \times 50000 = 75000 m^3/d$ 。设流入槽宽 $B = 0.6 m$,水深 $0.5 m$,流入槽流速 $v = \frac{75000}{2 \times 24 \times 0.6 \times 0.5 \times 3600} = 1.45 m/s$ 。取导流絮凝区停留时间为 $600 s$, $G_m = 20 s^{-1}$, $\therefore$ 水温为 $20^\circ C$, $\therefore \nu = 1.06 \times 10^{-6} m^2/s$,

$$v_n = \sqrt{2\nu G_m} = \sqrt{2 \times 600 \times 1.06 \times 10^{-6} \times 20} = 0.71 m/s$$

孔径用 $\phi 50 mm$,每座池流入槽内的孔数:

$$n = \frac{75000}{2 \times 0.71 \times \frac{\pi}{4} \times 0.05^2 \times 86400} = 312 \text{ 个}$$

$$\text{孔距 } l = \frac{\pi(D+B)}{n} = \frac{\pi(21+0.6)}{312} = 0.214 m$$

导流絮凝区:导流絮凝区的平均流速

$$v_2 = \frac{Q}{n\pi(D+B) \times B \times 86400} = \frac{75000}{2\pi(21+0.6) \times 0.6 \times 86400} = 0.011 m/s$$

式中 n ——池数。

用式(3-47)核算 G_m 值,

$$G_m = \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2\nu} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.71^2 - 0.011^2}{2 \times 600 \times 1.06 \times 10^{-6}} \right)^{1/2} = 19.9 s^{-1}$$

G_{ml} 在 10~30 之间,合格。

3.5.4 竖流式沉淀池

1. 竖流式沉淀池的构造

竖流式沉淀池可用圆形或正方形。为了池内水流分布均匀,池径不宜太大,一般采用 4~7m,不大于 10m。沉淀区呈柱形,污泥斗呈截头倒锥体。图 3-37 为圆形竖流式沉淀池。

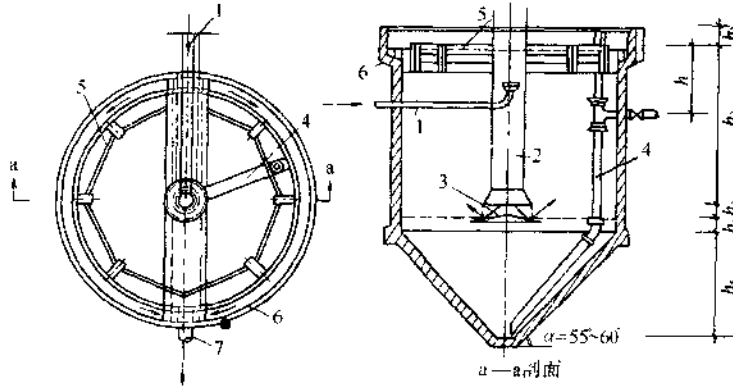


图 3-37 圆形竖流式沉淀池

图中 1 为进水管,污水从中心管 2 自上而下,经反射板 3 折向上流,沉淀水用设在池周的锯齿溢流堰,溢入流出槽 6,7 为出水管。如果池径大于 7m,为了使池内水流分布均匀,可增设辐射方向的流出槽。流出槽前设有挡板 5,隔除浮渣。污泥斗的倾角用 $55^\circ \sim 60^\circ$ 。污泥依靠静水压力 h ,将污泥从排泥管 4 排出,排泥管径用 200mm。作为初次沉淀池用时, h 不应小于 1.5m;作为二次沉淀池用时,生物滤池后的不应小于 1.2m,曝气池后的不应小于 0.9m。

竖流式沉淀池的水流流速 v 是向上的,而颗粒沉速 u 是向下的,颗粒的实际沉速是 v 与 u 的矢量和,如前所述只有 $u \geq v$ 的颗粒才能被沉淀去除,因此比较平流与辐流式池,去除率少 $\frac{100}{u_0} \int_0^{P_0} u_i dP$,但若颗粒具有絮凝性能,则由于水流向上,带着微颗粒在上升的过程中,互相碰撞,促进絮凝,颗粒变大,沉速随之增大,又有被去除的可能。故竖流式沉淀池作为二次沉淀池是可行的。竖流式沉淀池的池深较深,故适用于中小型污水处理厂。

图 3-38 是竖流式沉淀池的中心管 1,喇叭口 2 及反射板 3 的尺寸关系图。中心管内的流速 v_0 不宜大于 30.0mm/s,喇叭口及反射板起消能和使水流方向折向上流的作用。具体尺寸关系如图所示。污水从喇叭口与反射板之间的间隙流出的流速 v_1 不应大于 40mm/s。

为了保证水流自下而上作垂直流动,径(或正方形)的一边)深比 $D:h_2$ 不大于 3。 h_2 为有效水深,见图 3-37。

2. 竖流式沉淀池的设计

设计的内容包括沉淀池各部尺寸。

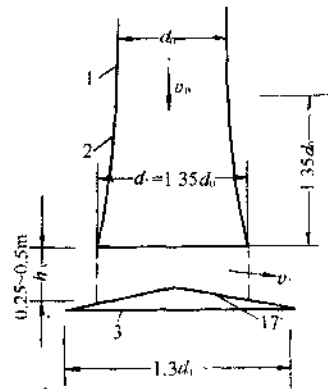


图 3-38 中心管及反射板的结构尺寸

(1) 中心管面积与直径

$$f_1 = \frac{q_{\max}}{v_0} \quad (3-48)$$

$$d_0 = \sqrt{\frac{4f_1}{\pi}}$$

式中 f_1 ——中心管截面积, m^2 ;

d_0 ——中心管直径, m ;

$q_{\max}$ ——每一个池的最大设计流量, m^3/s ;

v_0 ——中心管内的流速, m/s 。

(2) 沉淀池的有效沉淀高度, 即中心管的高度

$$h_2 = 3600 vt \quad (3-49)$$

式中 h_2 ——有效沉淀高度, m ;

v ——污水在沉淀区的上升流速, mm/s , 如有沉淀试验资料, v 等于拟去除的最小颗粒的沉速 u , 如无则 v 用 $0.5 \sim 1.0 \text{mm/s}$, 即 $0.0005 \sim 0.001 \text{m/s}$;

t ——沉淀时间, 一般采用 $1.0 \sim 2.0 \text{h}$ (初次沉淀池); $1.5 \sim 2.5 \text{h}$ (二次沉淀池)。

(3) 中心管喇叭口到反射板之间的间隙高度

$$h_3 = \frac{q_{\max}}{v_1 \pi d_1} \quad (3-50)$$

式中 h_3 ——间隙高度, m ;

v_1 ——间隙流出速度, 一般不大于 40mm/s ;

d_1 ——喇叭口直径, m , 见图 3-37。

(4) 沉淀池总面积和池径

$$f_2 = \frac{q_{\max}}{v}$$

$$A = f_1 + f_2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (3-51)$$

式中 f_2 ——沉淀区面积, m^2 ;

A ——沉淀池面积 (含中心管面积), m^2 ;

D ——沉淀池直径, m 。

(5) 缓冲层高 h_4 采用 0.3m

(6) 污泥斗及污泥斗高度

污泥斗的高度与污泥量有关。污泥量可根据式 (3-39), 式 (3-40) 计算。污泥斗的高度用截头圆锥公式计算, 参见平流式沉淀池。

(7) 沉淀池总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (3-52)$$

式中 H ——池总高度, m ;

h_1 ——超高, 采用 0.3m ;

h_2, h_3, h_4, h_5 ——见图 3-37。

【例题 3-7】某城市污水最大秒流量为 $q_{\max} = 0.4 \text{ m}^3/\text{s}$, 拟采用竖流式沉淀池作为初次沉淀池。

【解】由于没有提供试验资料, 故根据竖流式沉淀池的一般规定进行设计。

(1) 中心管面积与直径

$$f_1 = \frac{q_{\max}}{v_0} = \frac{0.4}{0.03} = 13.3 \text{ m}^2$$

若用 8 座沉淀池, 则每座池中心管面积为 $13.3/8 = 1.7 \text{ m}^2$

$$d_0 = \sqrt{\frac{4f_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.7}{3.14}} = 1.47 \text{ m}, \text{取 } 1.5 \text{ m}$$

(2) 沉淀池的有效沉淀高度, 即中心管高度

$$h_2 = v \cdot t \cdot 3600 = 0.0007 \times 1.5 \times 3600 = 3.78 \text{ m}, \text{取 } 3.8 \text{ m}。$$

(3) 中心管喇叭口到反射板之间的间隙高度

$$h_3 = \frac{q_{\max}}{v_1 \pi d_1} = \frac{0.4/8}{0.3 \times 3.14 \times 1.9} = 0.2 \text{ m}$$

式中 $d_1 = 1.35d_0 = 1.35 \times 1.5 = 1.925 \text{ m}$, 取 1.9 m , v_1 取 0.04 m/s 。

反射板直径 $d_2 = 1.3d_1 = 1.3 \times 1.9 = 2.47 \text{ m}$

(4) 沉淀池总面积及沉淀池直径

每座沉淀池的沉淀区面积

$$f_2 = \frac{q_{\max}}{v} = \frac{0.4/8}{0.0007} = 71.4 \text{ m}^2, \text{取 } 72 \text{ m}^2$$

∴ 每座池的总面积为 $A = f_1 + f_2 = 85.3 \text{ m}^2$

每座直径 $D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 85.3}{\pi}} = 10.4 \text{ m}, \text{取 } 10 \text{ m}$

(5) 污泥斗及污泥斗高度

取 $\alpha = 60^\circ$, 截头直径 0.4 m , 则

$$h_5 = \frac{10 - 0.4}{2} \text{tg} 60^\circ = 7.6 \text{ m}$$

(6) 沉淀池的总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 0.3 + 3.8 + 0.2 + 0.3 + 7.6 = 12.2 \text{ m}$$

3.5.5 斜板(管)沉淀池

1. 斜板(管)沉淀池的理论基础

如前所述, 池长为 L , 池深为 H , 池中水平流速为 v , 颗粒沉速为 u_0 的沉淀池中, 在理想状态下, $L/H = \frac{v}{u_0}$ 。

可见, L 与 v 值不变时, 池深 H 越浅, 可被沉淀去除的悬浮物颗粒也越小。若用水平隔板, 将 H 分为 3 等层, 每层深 $H/3$, 如图 3-39(a), 在 u_0 与 v 不变的条件下, 则只需 $\frac{L}{3}$, 就可将沉速为 u_0 的颗粒去除, 也即总容积可减小到 $\frac{1}{3}$ 。如果池长 L 不变, 见图 3-39(b), 由于池

深为 $\frac{H}{3}$, 则水平流速可增加到 $3v$, 仍能将沉速为 u_0 的颗粒沉淀掉, 也即处理能力可提高 3 倍。把沉淀池分成 n 层就可把处理能力提高 n 倍。这就是 20 世纪初, 哈真(Hazen)提出的浅池沉淀理论。

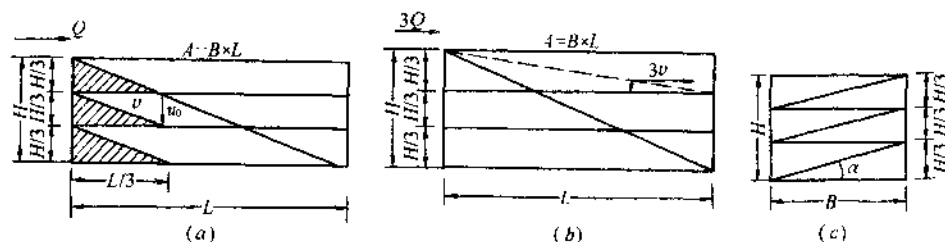


图 3-39 浅池沉淀原理

为了解决沉淀池的排泥问题, 浅池理论在实际应用时, 把水平隔板改为倾角为 α 的斜板(管), α 采用 $50^\circ \sim 60^\circ$ 。所以把斜板(管)的有效面积的总和, 乘以 $\cos\alpha$, 即得水平沉淀面积:

$$A = \sum_{n=1}^n A_1 \cos\alpha \quad (3-53)$$

为了创造理想的层流条件, 提高去除率, 需控制雷诺数 $Re = \frac{v\omega}{\nu P}$, 式中 v 为流速, ω 为过水断面面积, ν 为动力粘度, P 为过水断面的湿周。斜板(管)由于湿周 P 长, 故 Re 可控制在 200 以下, 远小于层流界限 500。又从弗劳德数 $Fr = \frac{v^2 P}{\omega g}$ 可知, 由于 P 长, ω 小, Fr 数可达 $10^{-3} \sim 10^{-4}$, 确保了水流的稳定性。

2. 斜板(管)沉淀池的分类与设计

按水流方向与颗粒的沉淀方向之间的相对关系, 可分为: ① 侧向流斜板(管)沉淀池, 水流方向与颗粒沉淀方向互相垂直, 见图 3-40(a); ② 同向流斜板(管)沉淀池, 水流方向与颗

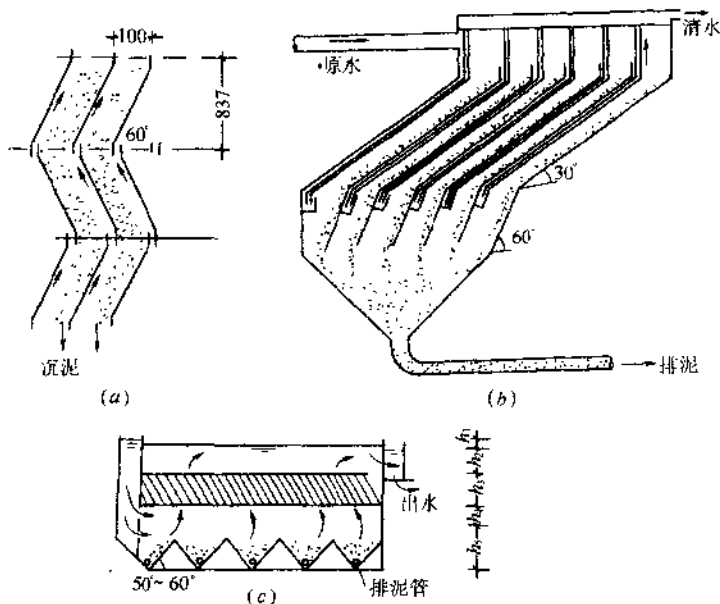


图 3-40 斜板(管)沉淀池

粒沉淀方向相同,见图 3-40(b);③ 逆向流斜板(管)沉淀池,见图 3-40(c),水流方向与颗粒沉淀方向相反。

今以逆向(也称异向)流为例,说明设计步骤。

(1) 沉淀池水表面积:

$$A = \frac{Q_{\max}}{nq_0 \times 0.91} \quad (3-54)$$

式中 A ——水表面积, m^2 ;

n ——池数,个;

q_0 ——表面负荷,可用表 3-10 所列数字的一倍,但对于二沉池,尚应以固体负荷核算;

$Q_{\max}$ ——最大设计流量, m^3/h ;

0.91——斜板(管)面积利用系数。

(2) 沉淀池平面尺寸

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (3-55)$$

或

$$a = \sqrt{A}$$

式中 D ——圆形池直径, m ;

a ——矩形池边长, m 。

(3) 池内停留时间

$$t = \frac{(h_2 + h_3) \cdot 60}{q_0} \quad (3-56)$$

式中 t ——池内停留时间, min ;

h_2 ——斜板(管)区上部的清水层高度, m , 一般用 $0.7 \sim 1.0 \text{m}$;

h_3 ——斜板(管)的自身垂直高度, m , 一般为 $0.866 \sim 1.0 \text{m}$ 。

(4) 斜板(管)下缓冲层高

为了布水均匀并不会扰动下沉的污泥, h_4 一般采用 1.0m 。

(5) 沉淀池的总高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (3-57)$$

式中 H ——总高度, m ;

h_5 ——污泥斗高度, m 。

斜板(管)沉淀池具有去除率高,停留时间短,占地面积小等优点,故常用于①已有的污水处理厂挖潜或扩大处理能力时采用;②当受到污水处理厂占地面积的限制时,作为初次沉淀池用。

斜板(管)沉淀池不宜于作为二次沉淀池,原因是:活性污泥的粘度较大,容易粘附在斜板(管)上,影响沉淀效果甚至可能堵塞斜板(管)。同时,在厌氧的情况下,经厌氧消化产生的气体上升时会干扰污泥的沉淀,并把从板(管)上脱落下来的污泥带至水面结成污泥层。

第4章 污水的生物处理(一)

——活性污泥法

4.1 活性污泥法的基本原理

在当前污水处理技术领域中,活性污泥法是应用最为广泛的技术之一。

活性污泥法于1914年在英国曼彻斯特建成试验厂开创以来,已有将近90年的历史,随着在实际生产上的广泛应用和技术上的不断革新改进,特别是近几十年来,在对其生物反应和净化机理进行深入研究探讨的基础上,活性污泥法在生物学、反应动力学的理论方面以及在工艺方面都得到了长足的发展,出现了多种能够适应各种条件的工艺流程,当前,活性污泥法已成为生活污水、城市污水以及有机性工业废水的主体处理技术。

4.1.1 活性污泥处理法的基本概念与流程

活性污泥法是以活性污泥为主体的污水生物处理技术。

向生活污水注入空气进行曝气,每天保留沉淀物,更换新鲜污水。这样,在持续一段时间后,在污水中即将形成一种呈黄褐色的絮凝体。这种絮凝体主要是由大量繁殖的微生物群体所构成,它易于沉淀与水分离,并使污水得到净化、澄清。这种絮凝体就是称为“活性污泥”的生物污泥。

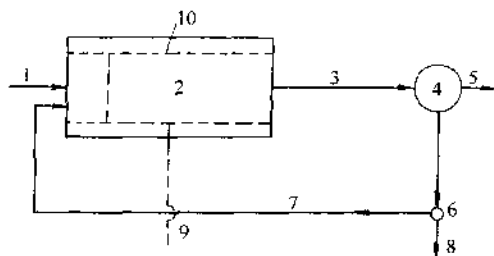


图 4-1 活性污泥法的基本流程系统
(传统活性污泥法系统)

1—经预处理后的污水;2—活性污泥反应器——曝气池;3—从曝气池流出的混合液;4—二次沉淀池;5—处理水;6—污泥井;7—回流污泥系统;8—剩余污泥;9—来自空压机的空气;10—曝气系统与空气扩散装置

图4-1所示为活性污泥法处理系统的基本流程。系统是以活性污泥反应器——曝气池作为核心处理设备,此外还有二次沉淀池、污泥回流系统和曝气与空气扩散系统所组成。

在投入正式运行前,在曝气池内必须进行以污水作为培养基的活性污泥培养与驯化工作。

经初次沉淀池或水解酸化装置处理后的污水从一端进入曝气池,与此同时,从二次沉淀池连续回流的活性污泥,作为接种污泥,也于此同步进入曝气池。此外,从空压站送来的压缩空气,通过干管和支管的管道系统和铺设在曝气池底部的空气扩散装置,以细小气泡的形式进入污水中,其作用除向污水充氧外,还使曝气池内的污水、活性污泥处于剧烈搅动的状态。活性污泥与污水互相混合、充分接触,使活性污泥反应得以正常进行。

这样,由污水、回流污泥和空气互相混合形成的液体,称为混合液。

活性污泥反应进行的结果,污水中的有机污染物得到降解、去除,污水得以净化,由于微生物的繁衍增殖,活性污泥本身也得到增长。

经过活性污泥净化作用后的混合液由曝气池的另一端流出进入二次沉淀池,在这里进行固液分离,活性污泥通过沉淀与污水分离,澄清后的污水作为处理水排出系统。经过沉淀浓缩的污泥从沉淀池底部排出,其中一部分作为接种污泥回流曝气池,多余的一部分则作为剩余污泥排出系统。剩余污泥与在曝气池内增长的污泥,在数量上应保持平衡,使曝气池内的污泥浓度相对地保持在一个较为恒定的范围内。

活性污泥法处理系统,实质上是自然界水体自净的人工模拟,不是简单的模拟,而是经过人工强化的模拟。

4.1.2 活性污泥的形态与活性污泥微生物

1. 活性污泥的形态

活性污泥是活性污泥处理系统中的主体作用物质。在活性污泥上栖息着具有强大生命力的微生物群体。在微生物群体新陈代谢功能的作用下,使活性污泥具有将有机污染物转化为稳定的无机物质的活力,故此称之为“活性污泥”。

正常的处理城市污水的活性污泥在外观上呈黄褐色的絮绒颗粒状,又称之为“生物絮凝体”,其颗粒尺寸取决于微生物的组成、数量,污染物质的特征以及某些外部环境因素,如曝气池内的水温及水动力条件等,一般介于0.02~0.2mm之间,从整体来看,活性污泥具有较大的表面积,每mL活性污泥的表面积大体上介于20~100cm²之间。活性污泥含水率很高,一般都在99%以上,其比重则因含水率不同而异,而介于1.002~1.006之间。

活性污泥中的固体物质仅占1%以下,这1%的固体物质是由有机与无机两部分所组成,其组成比例则因原污水性质不同而异,如城市污水的活性污泥,其中有机成分占75%~85%,无机成分则占15%~25%。

活性污泥中固体物质的有机成分,主要是由栖息在活性污泥上的微生物群体所组成。此外,在活性污泥上还夹杂着由入流污水挟入的有机固体物质,其中包括某些惰性的难为细菌摄取、利用的所谓“难降解有机物质”。微生物菌体经过内源代谢、自身氧化的残留物,如细胞膜、细胞壁等,也属于难降解有机物质范畴内。

活性污泥的无机组成部分,则全部是由原污水挟入的,至于微生物体内存在的无机盐类,由于数量极少,可忽略不计。

这样,活性污泥是由下列四部分物质所组成:①具有代谢功能活性的微生物群体(M_a);②微生物(主要是细菌)内源代谢、自身氧化的残留物(M_e);③由原污水挟入的难为细菌降解的惰性有机物质(M_i);④由污水挟入的无机物质(M_{ii})。

2. 活性污泥微生物及其在活性污泥反应中的作用

活性污泥微生物是由细菌类、真菌类、原生动物、后生动物等异种群体所组成的混合培养体。这些微生物群体在活性污泥上形成图4-2所示的食物链和相对稳定的小小生态系。

活性污泥微生物中的细菌以异养型的原核细菌为主,在正常成熟的活性污泥上的细菌数量大致介于 $10^7 \sim 10^8$ 个/mL活性污泥之间。经

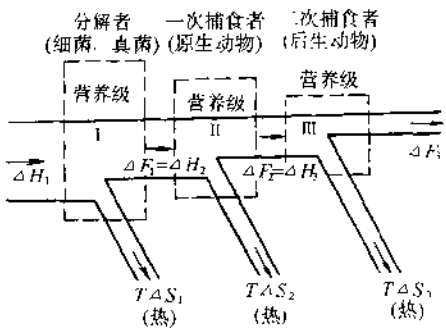


图4-2 活性污泥微生物的食物链与能量传递
 ΔH_i —热焓变化; $\Delta H = \Delta F_i + T\Delta S_i$; ΔS_i —熵变化;
 ΔF_i —自由能; T —温度

多数检测,现已基本判明,可能在活性污泥上形成优势的细菌,主要有:

- 产碱杆菌属(*Alcaligenes*)
- 芽孢杆菌属(*Bacillus*)
- 黄杆菌属(*Flavobacterium*)
- 动胶杆菌属(*Zooglea*)
- 假单胞菌属(*Pseudomonas*)
- 丛毛单胞菌属(*Comamonas*)

大肠埃希氏杆菌(*Escherichia Coli*)等。此外,还可能出现的细菌有:无色杆菌属(*Achromobacter*)、气杆菌属(*Aerobacter*)、棒状杆菌属(*Corynebacterium*)、微球菌属(*Microbaccus*)、诺卡氏菌属(*Nocardia*)、八叠球菌属(*Sarcina*)和螺菌属(*Spirillum*)等。至于哪些种属的细菌在活性污泥中占优势,则又取决于原污水中有机污染物的性质。含蛋白质量多的污水有利于产碱杆菌的生长繁殖,而含大量糖类和烃类的污水,则将使假单胞菌得到迅速增殖。

这些种属的细菌都具有较高的增殖速率,在环境适宜的条件下,它们的世代时间仅为20~30min。它们也都具有较强的分解有机物并将其转化为无机物质的功能。

真菌的细胞构造较为复杂,而且种类繁多,与活性污泥处理系统有关真菌是微小的腐生或寄生的丝状菌,这种真菌具有分解碳水化合物、脂肪、蛋白质及其他含氮化合物的功能,但若大量异常的增殖会引发污泥膨胀现象。丝状菌的异常增殖是活性污泥膨胀的主要诱因之一。

在活性污泥中存活的原生动物有肉足虫、鞭毛虫和纤毛虫等3类。原生动物的主要摄食对象是细菌,因此,出现在活性污泥中的原生动物,在种属上和数量上是随处理水的水质和细菌的状态变化而改变的。

在活性污泥系统启动的初期,活性污泥尚未得到良好的培育,混合液中游离细菌居多,处理水水质欠佳,此时出现的原生动物,最初为肉足虫类(如变形虫)占优势,继之出现的则是游泳型的纤毛虫,如豆形虫、肾形虫、草履虫等。而当活性污泥菌胶团培育成熟,结构良好,活性较强,混合液中的细菌多已“聚居”在活性污泥上,处理水水质良好,此时出现的原生动物则将以带柄固着(着生)型的纤毛虫,如钟虫、等枝虫、独缩虫、聚缩虫和盖纤虫等为主。

通过显微镜的镜检,能够观察到出现在活性污泥中的原生动物,并辨别认定其种属,据此能够判断处理水质的优劣,因此,将原生动物称之为活性污泥系统中的指示性生物。

此外,原生动物还不断地摄食水中的游离细菌,起到了进一步净化水质的作用。

图4-3所示是作为活性污泥处理系统的指示性生物的原生动物,在曝气池内活性污泥反应过程中,数量与种类的增长与递变的模式关系。

后生动物(主要指轮虫)在活性污泥系统中是不经常出现的,仅在处理水质优异的完全氧化型的活性污泥系统,如延时曝气活性污泥系统中出现,因此,轮虫出现是水质非常稳定的标志。

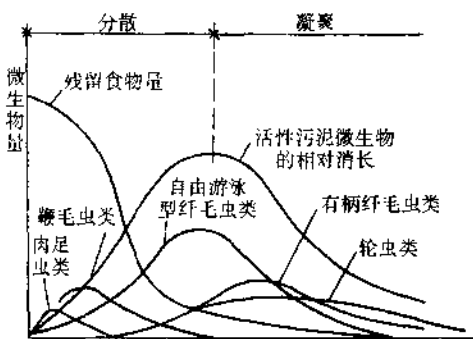


图 4-3 原生动物在活性污泥反应过程中数量和种类的增长与递变的模式

在活性污泥处理系统中,净化污水的第一承担者,也是主要承担者是细菌,而摄食处理水中游离细菌,使污水进一步净化的原生动物则是污水净化的第二承担者。

原生动物摄取细菌,是活性污泥生态系统的首次捕食者。后生动物摄食原生动物,则是生态系统的第二次捕食者。就此已示于图 4-2。

通过显微镜镜检,活性污泥原生动物的生物相,是对活性污泥质量评价的重要手段之一。

3. 活性污泥微生物的增殖与活性污泥的增长

在曝气池内,活性污泥微生物对污水中有机污染物的降解,其必然结果之一是微生物的增殖,而微生物的增殖,实际上就是活性污泥的增长。这一现象对活性污泥处理系统有着非常实际的作用。

微生物在曝气池内的增殖规律,是污水生物处理工程技术人员应予以充分考虑和掌握的。

微生物的增殖规律,一般是用其增殖曲线来表示的。增殖曲线所表示的是在某些关键性的环境因素,如温度一定、溶解氧含量充足等条件下,营养物质一次充分投加,微生物种群随时间以量表示的增殖和衰减动态。

在微生物学中,对纯菌种的增殖规律,已进行过为数众多的试验研究工作,并已取得一些较为成熟的结果。

参与污水活性污泥处理过程的是多种属微生物群体,其增殖规律较为复杂,但其增殖规律的总趋势,仍与纯种微生物相同。纯种微生物的增殖曲线可作为活性污泥多种属微生物群体增殖规律的范例。

将活性污泥微生物在污水中接种,并在温度适宜、溶解氧充足的条件下进行培养,按时取样计量,即可得出微生物数量与培养时间之间具有一定规律性的增殖曲线(参见图 4-4)。

活性污泥的能含量,即有机物量(F)与微生物量(M)的比值($\frac{F}{M}$)是对活性污泥微生物增殖速度产生影响的主要因素,也是 BOD 去除速度、氧利用速度和活性污泥的凝聚、吸附性能的重要影响因素。

根据图 4-4 所示,整个增长曲线可分为四个阶段(期)。

适应期,亦称延迟期或调整期。这是微生物培养的最初阶段,是微生物细胞内各种酶系统对新培养基环境的适应过程。在本阶段初期微生物不繁殖,数量不增加,但在质的方面却开始出现变化,如个体增大,酶系统逐渐适应新的环境。在本期后期,酶系统对新环境已基本适应,微生物个体发育也达到了一定的程度,细胞开始分裂、微生物开始增殖。

本期延续时间的长短,主要取决于培养基(污水)的主成分和微生物对它的适应性。这个问题对新投入处理的污水有着很重要的实际意义。在图 4-4 中没有表示出本期,在一般

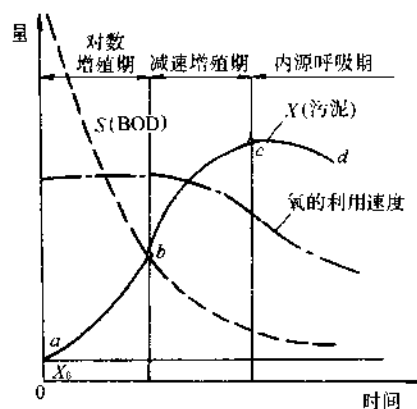


图 4-4 活性污泥增长曲线以及其和有机污染物(BOD)降解、氧利用速度的关系
(有机污染物一次投加)

情况下,本期是存在的,特别是对新投入运行的曝气池。

对数增殖期 又称增殖旺盛期。本期内一项必备的条件是营养物质(有机污染物)非常充分,不成为微生物增殖的控制因素。微生物以最高速度摄取营养物质,也以最高速度增殖。微生物细胞数按几何级数增加,即: $1 \rightarrow 2 \rightarrow 4 \rightarrow 8 \rightarrow 16 \cdots$ 或 $2^0 \rightarrow 2^1 \rightarrow 2^2 \rightarrow 2^3 \rightarrow 2^4 \cdots 2^n$ 。

由图可见,微生物(活性污泥)的增殖速度与时间呈直线关系,为一常数,其值即为直线的斜率。据此,对数增殖期又称为“等速增殖期”。

在本期内,衰亡的微生物量相对来说是较少的,在实际中可不予考虑。

世代时间小的微生物,其增殖速度快,微生物的种属不同,环境条件不同,其世代时间也有所不同,一般介于20min到几个h。表4-1中所列举的是可能在活性污泥处理系统中出现(或在生物膜法处理设备中出现)的某些细菌的世代时间。

某些微生物的增殖世代时间

表 4-1

微生物种属名	培养基	温度 $^{\circ}\text{C}$	世代时间 min
大肠杆菌	肉汤	37	17
枯草杆菌	葡萄糖肉汤	25	26-32
极毛杆菌	肉汤	37	34
巨大芽孢杆菌	肉汤	30	31
黄状芽孢杆菌	肉汤	37	28
蜡状芽孢杆菌	肉汤	37	28

减速增殖期 一称稳定期和平衡期。经对数增殖期,微生物大量繁衍、增殖,培养液(污水)中的营养物质也被大量耗用,营养物质逐步成为微生物增殖的控制因素,微生物增殖速度减慢,增殖速度几乎和细胞衰亡速度相等,微生物活体数达到最高水平,但却也趋于稳定。

处于本期的微生物细胞开始为本身积累贮存物质,如肝糖、脂肪粒、异染颗粒等。

在本期末端,由于增殖的微生物活体数抵不上衰亡的数量时,增殖曲线开始出现下降趋势。

减速增殖期的长短,取决于微生物种属和环境条件。

内源呼吸(代谢)期 又称衰亡期。培养液(污水)中营养物质继续下降,并达到近乎耗尽的程度。微生物由于得不到充足的营养物质,而开始利用自身体内储存的物质或衰死菌体,进行内源代谢以营生理活动。

在此期,多数细菌进行自身代谢而逐步衰亡,只有少数微生物细胞继续裂殖,活菌体数大为下降,增殖曲线呈显著下降趋势。在细菌形态方面,此时也多呈退化状态,并往往产生芽孢。

从以上所述可见,决定污水中微生物活体数量和增殖曲线上升、下降走向的主要因素是其周围环境中营养物质的多寡。这样,通过对污水中营养物质(有机污染物质·BOD)量的控制,就能够控制微生物增殖(活性污泥增长)的走向和增殖曲线各期的延续时间。

以增殖曲线所反映的微生物增殖,亦即活性污泥增长规律,对活性污泥处理系统有着重要的实际意义。比值 F/M 是活性污泥处理技术重要的设计、运行参数,对此,将后述。

4. 活性污泥絮凝体的形成

活性污泥是活性污泥处理技术的核心。在活性污泥反应器——曝气池内形成发育良好

的活性污泥絮凝体,是使活性污泥处理系统保持正常净化功能的关键。

活性污泥絮凝体,也称为生物絮凝体,其骨干部分是由千万个细菌为主体结合形成的通称为“菌胶团”的团粒。菌胶团对活性污泥的形成及其各项功能的发挥,起着十分重要的作用,只有在它发育正常的条件下,活性污泥絮凝体才能很好的形成,其对周围的有机污染物的吸附功能以及絮凝、沉降性能,才能够得到正常的发挥。

活性污泥絮凝体的形成机制,有多家学说。就活性污泥絮凝体形成的实际工况来看,是这样的。当在曝气池内残存的有机污染物(BOD 值)较低,有机物与细菌数量的比值,即 $\frac{F}{M}$ 比处于低值,而细菌进入减衰增殖期的后段或内源呼吸期时,活性污泥才有可能得到很好的形成。这一事实说明,活性污泥絮凝体的形成与曝气池内能的含量密切相关。

我们知道,细菌的细胞膜是由脂蛋白所形成的,它易于离子化并带有负电荷,这样,在两个菌体之间存在着电的斥力。但是,与此相反,在两个菌体之间,还存在着范德华引力。这两种力的作用程度,因菌体间的距离不同,而有显著的不同。当两个菌体之间的距离非常接近时,范德华引力成为主导力,两个菌体即行结合。

当曝气池内有机营养物质充沛,能的含量高,细菌增殖处于对数增殖期,即处于“壮龄”阶段,运动性能活泼,动能大于范德华引力,菌体不能结合,活性污泥絮凝体不能很好的形成。

当曝气池内有机营养物质,即能的含量降到某种程度,细菌增殖速度低下或停止,处于内源呼吸期或减衰增殖期后段,即处于“老龄”阶段,运动性能微弱,动能很低,不能与范德华引力相抗衡,并且在布朗运动作用下,菌体互相碰撞,互相结合,使活性污泥絮凝体形成,初步形成的凝聚体又与其他的细菌相结合,絮凝体之间也相互粘接,凝聚速度加快,最终能够形成颗粒较大的活性污泥絮凝体。

在活性污泥絮凝体形成的过程中,活性污泥微生物本身也起到一定的作用。活性污泥中的一些微生物,如属于动胶菌属的枝状动胶杆菌(*Zooglea ramigera*)以及其他的某些细菌、酵母菌及原生动物,分泌出具有粘着性的胶体物质,不仅使细菌互相粘接,形成菌胶团,并对微小颗粒及可溶性有机物也有着一定的吸附与粘接性能。这种作用促进了活性污泥絮凝体的形成。

专家们对活性污泥絮凝体形成菌进行了大量的试验与研究,判定出有多种细菌具有促进活性污泥絮凝体形成的功能,其中除前述的枝状动胶杆菌外,还有蜡状芽孢杆菌(*Bacillus cereus*)、黄杆菌属(*Flavobacterium Sp*)、放线形诺卡氏菌(*Nocardia actinomorphia*)、中间埃希氏菌(*Escherichia intermedium*)以及多种假单胞菌(*Pseudomonas*)等。

4.1.3 活性污泥净化反应过程

在活性污泥处理系统中,有机污染物从污水中去除过程的实质就是有机污染物作为营养物质被活性污泥微生物摄取、代谢与利用的过程,也就是所谓“活性污泥反应”的过程。这一过程的结果是污水得到净化,微生物获得能量合成新的细胞,使活性污泥得到增长。

这一过程是比较复杂的,它是由物理、化学、物理化学以及生物化学等反应过程所组成。这一过程大致上是由下列几个净化阶段所组成。

1. 初期吸附去除

在活性污泥系统内,在污水开始与活性污泥接触后的较短时间(5~10min)内,污水中

的有机污染物即被大量去除,出现很高的 BOD 去除率。这种初期高速去除现象是由物理吸附和生物吸附交织在一起的吸附作用所导致产生的。活性污泥具有很强的吸附能力。

活性污泥有着很大的表面积(介于 $2000 \sim 10000 \text{m}^2/\text{m}^3$ 混合液),在表面上富集着大量的微生物,在其外部覆盖着多糖类的粘质层。当其与污水接触时,污水中呈悬浮和胶体状态的有机污染物即被活性污泥所凝聚和吸附而得到去除,这一现象就是“初期吸附去除”作用。

这一过程进行较快,能够在 30min 内完成,污水 BOD 的去除率可达 70%,它的速度取决于:①微生物的活性程度;②反应器内水力扩散程度与水动力学的规律。前者决定活性污泥微生物的吸附、凝聚功能。后者则决定活性污泥絮凝体与有机污染物的接触程度。活性强的活性污泥,除应具有较大的表面积外,活性污泥微生物所处在增殖期也起着作用,一般处在“饥饿”状态的内源呼吸期的微生物,其“活性最强”,吸附能力也强。

被吸附在微生物细胞表面的有机物,在经过数小时的曝气后,才能够相继地被摄入微生物体内,因此,被“初期吸附去除”去除的有机污染物的数量是有一定限度的。对此,回流污泥应进行足够的曝气,将贮存在微生物细胞表面和体内的有机污染物充分地加以代谢,使活性污泥微生物进入内源呼吸期,使其再生,提高活性。但如曝气过分,活性污泥微生物自身氧化过分,也会使初期吸附去除的效果降低。

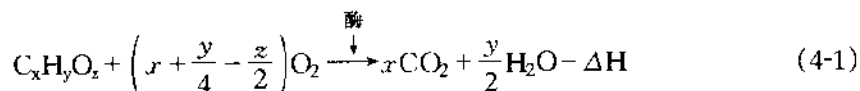
2. 微生物的代谢

存活在曝气池内的活性污泥微生物,不断地从其周围的环境中摄取污水中的有机污染物作为营养加以摄取、吸收。

污水中的有机污染物,首先被吸附在有大量微生物栖息的活性污泥表面,并与微生物细胞表面接触,在微生物透膜酶的催化作用下,透过细胞壁进入微生物细胞体内,小分子的有机物能够直接透过细胞壁进入微生物体内,而如淀粉、蛋白质等大分子有机物,则必须在细胞外酶—水解酶的作用下,被水解为小分子后再为微生物摄入细胞体内。

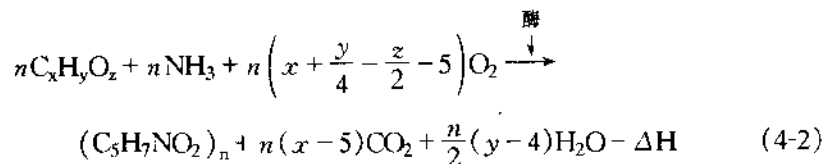
被摄入细胞体内的有机污染物,在各种胞内酶,如脱氢酶、氧化酶等的催化作用下,微生物对其进行代谢反应。

微生物对一部分有机物进行氧化分解,最终形成 CO_2 和 H_2O 等稳定的无机物质,并从中获取合成新细胞物质所需要的能量,这一过程可用下列化学方程式表示。



式中 $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$ ——有机污染物。

另一部分有机污染物为微生物用于合成新细胞,即合成代谢,所需能量取自分解代谢。这一反应过程可用下列方程式表示。



式中 $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ ——微生物细胞组织的化学式。

在曝气池的末端,由于营养物质的匮乏,微生物可能进入内源代谢反应,微生物对其自身的细胞物质进行代谢反应,其过程可用下列化学式表示。

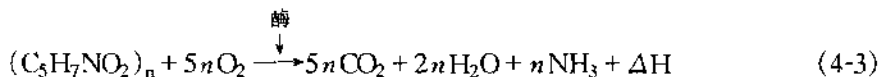


图 4-5 所示是微生物分解代谢和合成代谢及其产物的模式图。

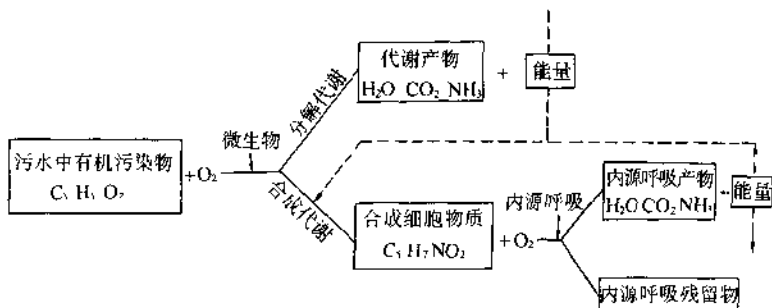


图 4-5 微生物对有机物的分解代谢及合成代谢及其产物的模式图

无论是分解代谢还是合成代谢,都能够去除污水中的有机污染物,但产物却有所不同,分解代谢的产物是 CO_2 和 H_2O ,可直接排入环境,而合成代谢的产物则是新生的微生物细胞,并以剩余污泥的方式排出活性污泥处理系统,对其需进行妥善处理,否则可能造成二次污染。

美国污水生物处理专家麦金尼,对活性污泥微生物在曝气池内所进行的有机物氧化分解、细胞质合成以及内源代谢三项反应,提出了如图 4-6 所示的数量关系,可供参考。

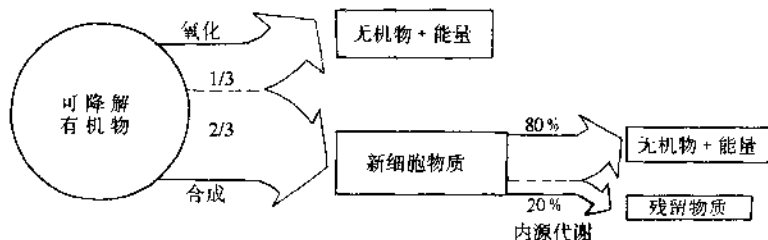


图 4-6 微生物三项代谢活动之间的数量关系(麦金尼提出)

从图可见,在活性污泥微生物的作用下,可降解有机物的 $\frac{1}{3}$ 为微生物所氧化分解,并形成无机物和释放出能量; $\frac{2}{3}$ 为微生物用于合成新细胞,自身增殖;而通过内源代谢反应,80% 的细胞物质被分解为无机物质并产生能量,20% 为不能分解的残留物,它们主要是由多糖、脂蛋白组成的细胞壁的某些组分和壁外的粘液层。

4.2 活性污泥净化反应影响因素 与主要设计、运行参数

4.2.1 活性污泥净化反应影响因素

和所有的生物相同,活性污泥微生物只有在对它适宜的环境条件下生活,它的生理活动才能得到正常的进行,活性污泥处理技术就是人为地为微生物创造良好的生活环境条件,使

微生物以对有机物质降解为主体的生理功能得到强化。

能够影响微生物生理活动的因素较多,其中主要的有:营养物质、温度、溶解氧以及有毒物质等。

1. 营养物质平衡

参与活性污泥处理的微生物,在其生命活动过程中,需要不断地从其周围环境的污水中吸取其所必需的营养物质,这里包括:碳源、氮源、无机盐类及某些生长素等。待处理的污水中必须充分地含有这些物质。

碳是构成微生物细胞的重要物质,参与活性污泥处理的微生物对碳源的需求量较大,一般如以 BOD_5 计不应低于 100mg/L 。一般来说,生活污水和城市污水中含有的碳源是充足的,能够满足微生物的需求,至于工业废水,则另当别论,对含碳量低的工业废水,应补充投加碳源,如生活污水、淘米水以及淀粉等。

氮是组成微生物细胞内蛋白质和核酸的重要元素,氮源可来自 N_2 、 NH_3 、 NO_3 等无机含氮化合物,也可以来自蛋白质、肽及氨基酸等有机含氮化合物。其需要量可按 $BOD:N=100:5$ 考虑。生活污水中氮源是足够的勿需另行投加,但工业废水则应考虑其所含氮量是否满足要求,必要时应补充投加,如尿素、硫酸铵等。

微生物对无机盐类的需求量很少,但却是不可少的。对微生物,无机盐类可分为主要的和微量的两类。主要的无机盐类首推磷以及钾、镁、钙、铁、硫等,它们参与细胞结构的组成、能量的转移、控制原生质的胶态等。微量的无机盐类则有铜、锌、钴、锰、钼等,它们是酶辅基的组成部分,或是酶的活化剂,需求量很少。

磷是合成核蛋白、卵磷脂及其他磷化合物的重要元素。它在微生物的代谢和物质转化过程中起着重要的作用。辅酶 I、辅酶 II、磷酸腺甙(ADP 和 ATP)等都含有磷。

微生物对磷的需求量,可按 $BOD:N:P=100:5:1$ 考虑。磷是微生物需求量最多的无机元素,在细胞的组成元素中,磷占全部无机盐元素的 50% 左右。磷源不足将影响酶的活性,从而使微生物的生理功能受到影响。

微生物主要从无机磷化合物中获取磷。进入细胞后迅速转化为含磷化合物。生活污水中含磷量较高,但有不少工业废水中缺少磷,需另行投加磷酸钾、磷酸钠、过磷酸钙以及磷酸等。表 4-2 所列举的是补充氮、磷可以考虑采用的药剂及其含量,可按所列数据计算所需投加的药剂剂量。

生物营养物质 表 4-2

	化 合 物	干 燥 物 质 中 含 量 (%)	
		氮	磷 (P_2O_5)
1	硫 酸 铵	20.8	
2	硝 酸 铵	26.0	
3	尿 素	46.0	
4	氨 水	20.5	
5	过磷酸钙		19
6	磷 酸		54

硫是合成细胞蛋白质不可缺少的元素,辅酶 A 也含有硫。

钠在微生物细胞中是调节细胞和污水之间渗透压所必需的,具有调节代谢活动的功能。

钾是多种酶的激活剂,具有促进蛋白质和糖的合成作用,此外,钾还能够控制细胞质的胶态和细胞质膜的渗透性。

钙具有降低细胞质的透性,调节酸度及中和其他阳离子所造成危害的作用。

镁在细胞质合成及糖的分解中起着活化作用,参与菌绿素的合成。

铁是细胞色素氧化酶和过氧化氢酶结构的一部分,在氧的活化过程中,铁起着很重要的催化作用。

微生物一般从污水中所含有的各种盐类获取上述各种无机元素。微量元素对微生物的生理活动有着刺激作用,但对其需求量极少,在一般情况下,对生活污水、城市污水以及绝大部分有机性工业废水进行生物处理时,都无需另行投加。

生活污水是参与活性污泥微生物的最佳营养源,其 BOD:N:P 的比值为 100:5:1,经过初次沉淀池或水解酸化工艺等预处理后,BOD 值有所降低,N 及 P 含量的相对值则形提高,这样,进入生物处理系统的污水,其 BOD:N:P 比值可能变化为 100:20:25。这就是说,经过预处理工艺处理后的生活污水,其营养物质含量高于所需要的。

2. 溶解氧含量

参与污水活性污泥处理的是以营好氧呼吸的好氧菌为主体的微生物种群。这样,在曝气池内必须有足够的溶解氧。溶解氧不足,必将对微生物的生理活动产生不利的影响,从而污水处理进程也必将受到影响,甚至遭到破坏。

根据活性污泥法大量的运行经验数据,若使曝气池内的微生物保持正常的生理活动,在曝气池内的溶解氧浓度一般宜保持在不低于 2mg/L 的程度(以出口处为准)。在曝气池内的局部区域,如在进口区,有机污染物相对集中,浓度高,耗氧速率高,溶解氧浓度不易保持 2mg/L,可以有所降低,但不宜低于 1mg/L。

还应当指出,在曝气池内溶解氧也不宜过高,溶解氧过高能够导致有机污染物分解过快,从而使微生物缺乏营养,活性污泥易于老化,结构松散。此外,溶解氧过高,过量耗能,在经济上也是不适宜的。

3. pH 值

微生物的生理活动与环境的酸碱度(氢离子浓度)密切相关,只有在适宜的酸碱度条件下,微生物才能进行正常的生理活动。

以 pH 值表示的氢离子浓度能够影响微生物细胞质膜上的电荷性质。电荷性质改变,微生物细胞吸收营养物质的功能也会发生变化,从而对微生物的生理活动产生不良影响。

pH 值过大地偏离适宜数值,微生物的酶系统的催化功能就会减弱,甚至消失。

微生物的细胞质是一种胶体溶液,有一定的等电点。当等电点由于 pH 值变化而发生变化时,微生物的呼吸作用和对营养物质的代谢功能就会发生障碍。

高浓度的氢离子浓度可导致菌体表面蛋白质和核酸水解而变性。

不同种属的微生物生理活动适应的 pH 值,都有一定的范围,在范围内,还可分为最低 pH 值、最适 pH 值与最高 pH 值。在最低或最高的 pH 值的环境中,微生物虽然能够成活,但生理活动微弱,易于死亡,增殖速率大为降低。

参与污水生物处理的微生物,一般最佳的 pH 值范围,介于 6.5~8.5 之间。

在曝气池内,保持微生物最佳 pH 值范围是十分必要的。这是使活性污泥处理进程正

常,取得良好处理效果的一项必要的条件。当污水(特别是工业废水)的 pH 值变化较大时,应考虑设调节池,使污水的 pH 值调节到适宜范围后再进入曝气池。

4. 水温

在影响微生物生理活动的各项因素中,温度的作用非常重要。温度适宜,能够促进、强化微生物的生理活动,温度不适宜,能够减弱甚至破坏微生物的生理活动。温度不适宜还能够导致微生物形态和生理特性的改变,甚至可能使微生物死亡。

微生物的最适温度是指在这一温度条件下,微生物的生理活动强劲、旺盛,表现在增殖方面则是裂殖速度快,世代时间短,表 4-3 所列举的是大肠杆菌(活性污泥处理参与微生物)在不同温度条件下的世代时间。从表 4-3 所列数据可见,对大肠杆菌的最适温度段是 37~40℃,在这个温度段内,大肠杆菌的世代时间最短,介于 17~19min 之间。

大肠杆菌在不同温度条件下的世代时间 表 4-3

温 度 (℃)	世代 时间 (min)	温 度 (℃)	世代 时间 (min)
20	60	40	19
25	40	45	32
30	29	50	不裂殖
37	17		

参与活性污泥处理的微生物,多属嗜温菌,其适宜温度介于 10~45℃ 之间。为安全计,一般将活性污泥处理的最高与最低的温度值分别控制在 35℃ 和 15℃。

在常年或多半年处于低温的地区,应考虑将曝气池建于室内,建于室外露天的曝气池,则应考虑采取适当的保温措施。

5. 有毒物质

在本文中所谓的“有毒物质”是指对微生物生理活动具有抑制作用的某些无机物质及有机物质,如重金属离子、酚、氰等。

重金属离子(铅、镉、铬、铁、铜、锌等)对微生物都产生毒害作用,它们能够和细胞的蛋白质相结合,而使其变性或沉淀。汞、银、砷的离子对微生物的亲合力较大,能与微生物酶蛋白的-SH 基结合,而抑制其正常的代谢功能。

酚类化合物对菌体细胞膜有损害作用,并能够促使菌体蛋白凝固。此外,酚又能对某些酶系统,如脱氢酶和氧化酶,产生抑制作用,破坏了细胞的正常代谢作用。酚的许多衍生物如对位、偏位、邻位甲酚、丙基酚、丁基酚都有很强的杀菌功能。

甲醛能够与蛋白质的氨基相结合,而使蛋白质变性,破坏了菌体的细胞质。

但是,有毒物质对微生物的毒害作用,有一个量的概念,即,只有在有毒物质在环境中达到某一浓度时,毒害与抑制作用才显露出来。这一浓度称之为有毒物质极限允许浓度,污水中的各种有毒物质只要低于此值,微生物的生理功能不受影响。但是,应当说明,有毒物质在污水中的极限允许浓度,至今还没有一个具有权威性的统一标准,还需通过实验和总结运行数据不断完善。下表所列举的各项数据只供参考。这些数值也不是绝对的,如果我们缓慢地逐步地向污水增高有毒物质的浓度,使微生物逐渐适应并得到变异、驯化,可能承受浓度更高有毒物质,甚至达到完全驯化,以有毒物质作为营养,使其降解,例如生物脱酚。

污水生物处理构筑物内有毒物质的极限容许浓度

表 4-4

有毒物质名称	极限容许浓度 (mg/L)	有毒物质名称	极限容许浓度 (mg/L)
铍	0.01	硝酸根	5000
钽	0.01	硫酸根	5000
铋	0.1	乙酸根	100~150
钒	0.1	硫	10~30
四乙铅	0.001	氨	100~1000
硫酸铜	0.2	苯	100
铬酸盐	5~20	酚	100
砷酸盐	20	甲醛	100~150
亚砷酸盐	5	丙酮	9000
氯化钾	2		

我国国家标准《室外排水设计规范》(GBJ 14-87),对生物处理构筑物进水中有害物质容许浓度作了具体规定(参阅本书附录 15)。

钠盐、锂盐、锰盐的毒害作用较小,在污水中的浓度只要不超过 10mg/L,就不会产生毒害作用。

就有机物质对微生物生理功能的毒性作用,已有一批专家对几百种化合物进行过研究探讨。但作出结论性的论断,为时尚早。

某些有机物质其最低极限浓度值较高,但本身却是难生物降解的,例如:氟利昂-253,其最低极限值高为 100mg/L,但其 BOD_{20}/COD 比值却为 0,说明氟里昂-253 只简单地通过反应器,对反应器内的生化反应不产生任何毒害作用。

另一方面却有一些物质,其对微生物毒害作用的最低极限值较低,但是却有着较高的 BOD_{20}/COD 值,例如,乙酰苯,其对微生物毒害作用的最低极限值为 0.1mg/L,而其 BOD_{20}/COD 比值却高达 0.425。

有毒物质的毒害作用还与 pH 值、水温、溶解氧,有无其他有毒物质及微生物的数量以及是否经过驯化等因素有关。

总之,有毒物质对微生物生理功能毒害作用的原因、效果都比较复杂,取决于较多的因素,应慎重对待。

除了以上各项因素外,有机物的化学结构对微生物的生理功能和生物降解过程也有着较大的影响,一些专家在这方面进行了大量的科学研究工作,取得了不少可资参考的数据,但是,这项工作从总的情况来看,还处于研究探讨阶段,本书从略。

4.2.2 活性污泥处理系统的控制指标与设计、运行操作参数

活性污泥处理技术,是通过采取一系列人工强化、控制的技术措施,使活性污泥微生物所具有的,以对有机物氧化、分解为主体的生理功能,得到充分发挥,以达到污水净化目的的生物工程技术。

在活性污泥处理系统中,人工强化、控制技术是至关重要的。

首先,通过人工控制,前节所叙述的各项影响得以认真考虑并切实实施。通过人工强化、控制,使活性污泥处理系统能够达到下列各项目标。

(1) 被处理的原污水的水质、水量得到控制,使其能够适应活性污泥处理系统的要求;

(2) 作为活性污泥微生物量,在系统中保持数量一定,并相对稳定,具有活性的活性污泥量;

(3) 在混合液中保持能够满足微生物需要的溶解氧浓度;

(4) 在曝气池内,活性污泥、有机污染物、溶解氧三者能够充分接触,以强化传质过程。

为了保证各项目标能够切实达到,对各项目标都制定有特定的控制指标,这些指标也是对活性污泥的评价指标,在工程上,这些指标就是活性污泥处理系统的设计与运行参数。

本节将就此加以阐述。

1. 表示及控制混合液中活性污泥微生物量的指标

活性污泥微生物是活性污泥处理系统的核心。在混合液内保持一定数量的活性污泥微生物是保证活性污泥处理系统运行正常的必要条件。活性污泥微生物高度集中在活性污泥上,活性污泥是以活性污泥微生物为主体形成的,对此,以活性污泥在混合液中的浓度表示活性污泥微生物量是适宜的。

在混合液中保持一定浓度的活性污泥,是通过活性污泥适量地从二次沉淀池回流和排放以及在曝气池内增长而实现的。

就此,使用下列两项指标用以表示及控制混合液中的活性污泥浓度(量)。

(1) 混合液悬浮固体浓度(mixed liquor suspended solids)简称为 MLSS。

又称混合液污泥浓度,它表示的是在曝气池单位容积混合液内所含有的活性污泥固体物的总重量,即

$$MLSS = M_s + M_e + M_i + M_{ii} \quad (4-4)$$

表示单位为 $\text{mg/L}_{\text{混合液}}$, 或 $\text{g/L}_{\text{混合液}}$, $\text{g/m}^3_{\text{混合液}}$, 或 $\text{kg/m}^3_{\text{混合液}}$ 。

由于测定方法比较简便易行,此项指标应用较为普遍,但其中既包含 M_e 、 M_i 二项非活性物质,也包括 M_{ii} 无机物质,因此,这项指标不能精确地表示具有活性的活性污泥量,而表示的是活性污泥的相对值。

混合液悬浮固体浓度(MLSS),是活性污泥处理系统重要的设计、运行参数。

(2) 混合液挥发性悬浮固体浓度(mixed liquor volatile suspended solids)简称为 MLVSS

本项指标所表示的是混合液活性污泥中有机性固体物质部分的浓度,即:

$$MLVSS = M_a + M_e + M_i \quad (4-5)$$

在表示活性污泥活性部分数量上,本项指标在精确度方面是进了一步,但那只是相对于 MLSS 而言,在本项指标中还包含 M_e 、 M_i 等惰性有机物质。因此,也不能精确地表示活性污泥微生物量,它表示的仍然是活性污泥量的相对值。

MLVSS 与 MLSS 的比值以 f 表示,即:

$$f = \frac{MLVSS}{MLSS} \quad (4-6)$$

在一般情况下, f 值比较固定,对生活污水, f 值为 0.75 左右。以生活污水为主体的城市污水也同此值。

MLSS 及 MLVSS 2 项指标,虽然在表示混合液生物量方面,仍不够精确,但由于测定方法简单易行,且能够在一定程度上表示相对的生物量值,因此,广泛地用于活性污泥处理系统的设计、运行。

2. 活性污泥的沉降性能及其评定指标

良好的沉降性能是发育正常的活性污泥所应具有的特性之一。

发育良好,并有一定浓度的活性污泥,其沉降要经历絮凝沉淀、成层沉淀和压缩等全部过程,最后能够形成浓度很高的浓缩污泥层。

正常的活性污泥在 30min 内即可完成絮凝沉淀和成层沉淀过程,并进入压缩。压缩(浓缩)的进程比较缓慢,需时较长,达到完全浓缩需时更长。

根据活性污泥在沉降-浓缩方面所具有的上述特性,建立了以活性污泥静置沉淀 30min 为基础的两项指标以表示其沉降—浓缩性能。

(1) 污泥沉降比(Settling Velocity),简称为 SV。

又称 30min 沉降率。混合液在量筒内静置 30min 后所形成沉淀污泥的容积占原混合液容积的百分率,以 % 表示。

污泥沉降比能够反映曝气池运行过程的活性污泥量,可用以控制、调节剩余污泥的排放量,还能通过它及时地发现污泥膨胀等异常现象的发生。有一定的实用价值,是活性污泥处理系统重要的运行参数,也是评定活性污泥数量和质量的重要指标。

污泥沉降比的测定方法简单易行,可以在曝气池现场进行。

(2) 污泥容积指数(sludge volume index)简称为 SVI。

简称“污泥指数”。本项指标的物理意义是在曝气池出口处的混合液,在经过 30min 静沉后,每 g 干污泥所形成的沉淀污泥所占有的容积,以 mL 计。

污泥容积指数(SVI)的计算式为:

$$SVI = \frac{\text{混合液(1L)30min 静沉形成的活性污泥容积(mL)}}{\text{混合液(1L)中悬浮固体干重(g)}} = \frac{SV}{MLSS} \left(\frac{\text{mL/L}}{\text{g/L}} \right)$$

SVI 的表示单位为 mL/g,习惯上,只称数字,而把单位略去。

SVI 值能够反映活性污泥的凝聚、沉降性能,对生活污水及城市污水,此值以介于 70~100 之间为宜。SVI 值过低,说明泥粒细小,无机质含量高,缺乏活性;过高,说明污泥的沉降性能不好,并且已有产生膨胀现象的可能。

有关专家通过对试验研究和运行数据的归纳确定,影响 SVI 值的最重要因素是活性污泥微生物群体的增殖速度,也就是微生物群体所处着的增殖期。一般说来,微生物群体处在内源代谢期的活性污泥,其 SVI 值较低。

在工程上具有重要的实际意义的是 SVI 与 BOD—污泥负荷之间的关系,图 4-7 所示即为城市污水采用活性污泥法处理的 BOD—污泥负荷与 SVI 值之间的关系。从图可见,当 BOD—污泥负荷介于 0.5~1.5kg/(kgMLSS·d)之间时,SVI 值突出最高,污泥沉降效果不佳,因此,应避免采用这一区段的 BOD—污泥负荷。

如活性污泥的 SVI 值增高,它在二次沉淀池内的浓缩极限浓度就会降低。为了使在曝气池内混合液的活性污泥浓度保持一定,就需要加大污泥的回流量。图 4-8 所示为 SVI 值、MLSS 及污泥回流比三者之间的关系。

从图可见,在 MLSS 一定的条件下,SVI 值越高,所应采用的污泥回流比也越大;当 SVI 值达 400mL/g 以上时,从污泥回流比的要求来看,活性污泥处理系统在实际上是难于成立的。

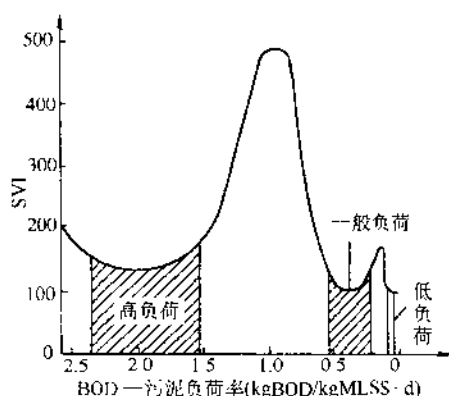


图 4-7 BOD—污泥负荷与 SVI 值之间的关系

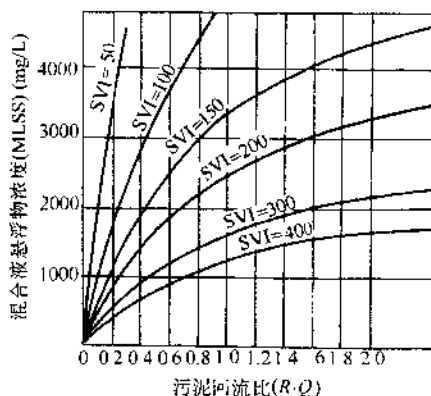


图 4-8 SVI 值、MLSS 及污泥回流比三者之间的关系

3. 污泥龄(sludge age).

—称“生物固体平均停留时间”

活性污泥处理系统保持正常、稳定运行的一项重要条件,是必须在曝气池内保持相对稳定的悬浮固体(MLSS)量。但是,活性污泥反应的结果,使曝气池内的活性污泥在量上有所增长,这样,每天必须从系统中排出相当于增长量的活性污泥量。

此外,在曝气池内,在微生物新细胞生成的同时,又有一部分微生物老化,活性衰退,为了使曝气池内经常保持高度活性的活性污泥,每天都应有—定数量的作为剩余污泥的污泥排出系统。每日排出的剩余污泥量,应等于每日增长的污泥量。

这样,每日排出系统外的活性污泥量,包括作为剩余污泥排出的和随处理水流出的,其表示式为:

$$\Delta X = Q_w X_r + (Q - Q_w) X_e \quad (4-7)$$

式中 ΔX ——曝气池内每日增长的活性污泥量,即应排出系统外的活性污泥量;

Q_w ——作为剩余污泥排放的污泥量;

X_r ——剩余污泥浓度;

Q ——污水流量;

X_e ——排放处理水中的悬浮固体浓度。

曝气池内活性污泥总量(VX)与每日排放污泥量之比,称之为污泥龄,即活性污泥在曝气池内的平均停留时间,因之又称为“生物固体平均停留时间”,即:

$$\theta_c = \frac{VX}{\Delta X} \quad (d) \quad (4-8)$$

式中 θ_c ——污泥龄(生物固体平均停留时间),d。

按式(4-7),式(4-8)应写成下式

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_r + (Q - Q_w) X_e} \quad (4-9)$$

在一般条件下, X_e 值极低可忽略不计,上式可简化为:

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_r} \quad (4-10)$$

X_r 值是从二次沉淀池底部流出,回流曝气池的污泥浓度,剩余污泥的浓度也同此值,在一般情况下,它是活性污泥特性和二次沉淀池沉淀效果的函数,可由下式求定其近似值:

$$(X_r)_{\max} = \frac{10^6}{\text{SVI}} \quad (4-11)$$

式中 SVI——污泥容积指数。

污泥龄(生物固体平均停留时间)是活性污泥处理系统设计、运行的重要参数,在理论上也有重要意义。

污泥龄与污泥去除负荷(N_{rs})呈反比关系(参见式(4-25))。这一参数还能够说明活性污泥微生物的状况,世代时间长于污泥龄的微生物在曝气池内不可能繁衍成优势菌种属,如硝化菌在 20℃ 时,其世代时间为 3d,当 $\theta_c < 3d$ 时,硝化菌就不可能在曝气池内大量增殖,不能成为优势种属,就不能在曝气池内产生硝化反应。

4. BOD—污泥负荷与 BOD—容积负荷

活性污泥反应的核心物质是活性污泥微生物,而参与反应的物质则有:作为活性污泥微生物载体的活性污泥;作为活性污泥微生物营养物质的有机污染物和保证活性污泥微生物正常生理活动的溶解氧。

在正常的活性污泥反应进程中,这三种物质都在数量上产生变化,即:有机污染物被降解而含量降低;由于微生物的增殖,而使活性污泥得到增长;溶解氧为微生物所利用,必须连续地加以补充等。

决定有机污染物的降解速度、活性污泥增长速度以及溶解氧被利用速度的最重要的因素,是有机污染物量与活性污泥量的比值($\frac{F}{M}$)。比值 $\frac{F}{M}$ 是活性污泥处理系统的设计、运行一项非常重要的参数。

在具体工程应用上, $\frac{F}{M}$ 值是以 BOD—污泥负荷(又称 BOD—SS 负荷率)(N_s)表示的。即:

$$\frac{F}{M} = N_s = \frac{QS_a}{XV} \quad [\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})] \quad (4-12)$$

式中 Q ——污水流量, m^3/d ;

S_a ——原污水中有机污染物(BOD)的浓度, mg/L ;

V ——曝气池容积, m^3 ;

X ——混合液悬浮固体(MLSS)浓度, mg/L 。

BOD—污泥负荷所表示的是曝气池内单位重量(kg)活性污泥,在单位时间(1d)内能够接受,并将其降解到预定程度的有机污染物量(BOD)。

在活性污泥处理系统的设计与运行中,还使用另一种负荷值—容积负荷(N_v),其表示式为:

$$N_v = \frac{QS_a}{V} \quad [\text{kgBOD}/(\text{m}^3 \text{ 曝气池} \cdot \text{d})] \quad (4-13)$$

即:单位曝气池容积(m^3),在单位时间(1天)内,能够接受,并将其降解到预定程度的有机污染物量(BOD)。

N_s 值与 N_v 值之间的关系为:

$$N_v = N_s X \quad (4-14)$$

BOD—污泥负荷和曝气池 BOD 容积负荷是活性污泥处理系统设计、运行最基本的参数之一,具有很高的工程应用价值,特别是 BOD—污泥负荷,因源于 $\frac{F}{M}$ 比值,具有一定的理论意义。

BOD—污泥负荷,是影响有机污染物降解、活性污泥增长的重要因素。采用高额的 BOD—污泥负荷,将加快有机污染物的降解速度与活性污泥增长速度,降低曝气池的容积,在经济上比较适宜,但处理水水质未必能够达到预定的要求。采用低值的 BOD—污泥负荷,有机污染物的降解速度和活性污泥的增长速度,都将降低,曝气池的容积加大,建设费用有所增高,但处理水的水质可能提高,并达到要求。

选定适宜的 BOD—污泥负荷具有一定的经济意义。

BOD—污泥负荷值还与活性污泥的膨胀现象有直接关系。可参看图 4-7,从图可见,在 $0.5\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 以下的低负荷区和 $1.5\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 的高负荷区,SVI 值都在 150 以下,都不会出现污泥膨胀现象。而 BOD—污泥负荷介于 $0.5 \sim 1.5\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ 之间的区域,SVI 值很高,属污泥膨胀高发区。对此,前已叙及。

5. 有机污染物降解与活性污泥增长

有曝气池内,在活性污泥微生物的代谢作用下,污水中的有机污染物得到降解、去除,与此同步产生的则是活性污泥微生物本身的增殖和随之而来的活性污泥的增长。

活性污泥微生物的增殖是微生物合成反应和内源代谢二项生理活动的综合结果,也就是说活性污泥的净增殖量,是这二项活动的差值,即:

$$\Delta X = aS_r - bX \quad (4-15)$$

式中 ΔX ——活性污泥微生物的净增殖量, kg/d ;

S_r ——在活性污泥微生物作用下,污水中被降解、去除的有机污染物(BOD)量, kg/d ;

$$S_r = S_0 - S_e \quad (4-16)$$

S_0 ——经预处理技术处理后,进入曝气池污水含有的有机污染物(BOD)量, kg/d ;

S_e ——经活性污泥处理系统处理后,处理水中残留的有机污染物(BOD)量, kg/d ;

a ——微生物合成代谢产生的降解有机污染物的污泥转换率,即污泥产率;

b ——微生物内源代谢反应的自身氧化率;

X ——曝气池内混合液含有的活性污泥量, kg 。

污泥转换率,因有机污染物的组成不同而异,表 4-5 所列举的是不同物质的污泥转换率。表 4-6 所列举则是某些废水的 a 值与 b 值。

某些有机物的污泥转换率 表 4-5

物质名称	污泥转换率(%)	物质名称	污泥转换率(%)
碳氢化合物	65~85	牛 奶	50~52
乙 醇	52~66	葡萄糖	44~64
氨基酸	32~68	蔗 糖	58~68
有机酸	10~60		

某些污(废)水的污泥转换率及自身氧化率

表 4-6

污(废)水种类	污泥转换率 a	自身氧化率 b	污(废)水种类	污泥转换率 a	自身氧化率 b
炼油废水	0.49~0.62	0.10~0.16	制药废水	0.72~0.77	—
石油化工废水	0.31~0.72	0.05~0.18	生活污水	0.49~0.73	0.075
酿造废水	0.56	0.10			

生活污水的污泥转换率,也因组成不同,而有所不同,一般介于 0.49~0.73 之间,而自身氧化率则比较稳定,一般在 0.07~0.075 之间,差别较小。

工业废水的污泥转换率及自身氧化率,宜通过试验确定。

为了进一步深入地探讨活性污泥微生物增殖进行探讨,将其增殖通过增殖速度表示。考虑到细胞合成与内源代谢同步进行,单位曝气池容积内活性污泥的净增殖速度为:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = \left(\frac{dX}{dt}\right)_s - \left(\frac{dX}{dt}\right)_e \quad (4-17)$$

式中 $\left(\frac{dX}{dt}\right)_g$ ——活性污泥微生物净增殖速度;

$\left(\frac{dX}{dt}\right)_s$ ——活性污泥微生物合成速度,其值为:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_s = Y \left(\frac{dS}{dt}\right)_u \quad (4-18)$$

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_u$ ——活性污泥微生物对有机物的利用(降解)速度;

Y ——产率系数,即微生物每代谢 1kg BOD 所合成的 MLVSS kg 数;

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_e$ ——活性污泥微生物内源代谢速度,其值为:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_e = K_d X_v \quad (4-19)$$

K_d ——活性污泥微生物的自身氧化率, d^{-1} , 亦称为衰减系数;

X_v ——MLVSS。

因此,活性污泥微生物增殖的基本方程式为:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = Y \left(\frac{dS}{dt}\right)_u - K_d X_v \quad (4-20)$$

活性污泥微生物每日在曝气池内的净增殖量为:

$$\Delta X = Y(S_a - S_e)Q - K_d VX_v \quad (4-21)$$

式中 ΔX ——每日增长(排放)的挥发性污泥量(VSS), kg/d;

$Q(S_a - S_e)$ ——每日的有机污染物降解量, kg/d;

VX_v ——曝气池内,混合液中挥发性悬浮固体总量 kg, $X_v = \text{MLVSS}$ 。

将上式各项以 $X_v V$ 除之,则上式成为下式:

$$\frac{\Delta X}{X_v V} = Y \frac{QS_r}{X_v V} - K_d \quad (4-22)$$

而

$$\frac{QS_r}{X_v V} = \frac{Q(S_a - S_e)}{X_v V} = N_{rs} \quad (4-23)$$

称之为 BOD—污泥去除负荷,以 N_{rs} 表示之,其单位为 $\text{kg BOD}/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$ 。

此外, $\frac{\Delta X}{X_v V}$ 为污泥龄(生物固体平均停留时间)的倒数,即:

$$\frac{\Delta X}{X_v V} = \frac{1}{\theta_c} \quad (4-24)$$

因此,式(4-22)可改写为:

$$\frac{1}{\theta_c} = YN_{rs} - K_d \quad (4-25)$$

从上式可见,污泥龄(θ_c)与 BOD—污泥去除负荷(N_{rs})呈反比关系。

对本节阐述内容应予以说明的是式(4-15)中的 a 值(污泥转换率)、 b 值(自身氧化率)与式(4-22)中的 Y 值(污泥产率)、 K_d 值(衰减系数)之间的相应关系。从物理意义的实质上来看, a 值与 Y 值; b 值与 K_d 值是相通的,一致的。 a 值即 Y 值, b 值即 K_d 值,但在应用上和考虑基准上也有某些差异。 a 与 b 值多在工程设计与运行中应用,且多以 MLSS 作为考虑基准,而 Y 与 K_d 值,则多用于科学研究和学术探讨,且多以 MLVSS 作为计算基准。

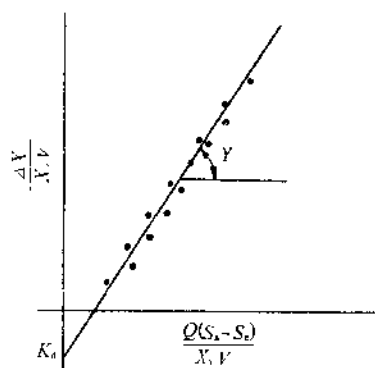


图 4-9 Y 、 K_d 值确定图解法

Y 与 K_d 值,应根据试验或运行所取得的数据,按公式(4-22)以图解法确定。即将此式按直线方程 $Y = ax + b$ 考虑,以 $\frac{\Delta X}{X_v V}$ 为纵轴,以 $\frac{Q(S_a - S_e)}{X_v V}$ 为横坐标,将数据点入,则可得如图 4-9 所示的坐标图。直线的斜率为 Y 值,而与纵轴的截距则为 K_d 值。

对生活污水, Y 值一般介于 0.5~0.65 之间, K_d 值则可取为 0.05~0.1。城市污水的 Y 值低于生活污水,一般介于 0.4~0.5 左右, K_d 值也较低,在 0.07 左右。

至于工业废水,由于种类繁多,成分复杂,其 Y 值与 K_d 值则介于很大的范围内,其中某些废水,如酿造废水, Y 值高达 0.93。对工业废水,其 Y 、 K_d 值应通过实际测定确定。

6. 有机污染物降解与需氧

在曝气池内,活性污泥微生物对有机污染物的氧化分解和其本身在内源代谢期的自身氧化都是耗氧过程。这两部分氧化过程所需要的氧量,一般用下列公式求定:

$$O_2 = a'QS_r + b'VX_v \quad (4-26)$$

式中 O_2 ——混合液需氧量, $\text{kg O}_2/\text{d}$;

a' ——活性污泥微生物对有机污染物氧化分解过程的需氧率,即活性污泥微生物每代谢 1kg BOD 所需要的氧量,以 kg 计;

Q ——污水流量, m^3/d ;

S_r ——经活性污泥微生物代谢活动被降解的有机污染物量,以 BOD 值计;

b' ——活性污泥微生物通过内源代谢的自身氧化过程的需氧率,即每 kg 活性污泥每天自身氧化所需要的氧量,以 kg 计;

V ——曝气池容积, m^3 ;

X_v ——单位曝气池容积内的挥发性悬浮固体(MLVSS)量, kg/m^3 。

上式可改写为下列两种形式

$$\frac{O_2}{X_v V} = a' \frac{QS_r}{X_v V} + b' = a' N_{rs} + b' \quad (4-27)$$

或
$$\frac{O_2}{QS_r} = a' + \frac{X_v V}{QS_r} b' = a' + b' \frac{1}{N_{rs}} \quad (4-28)$$

式中 N_{rs} ——BOD—污泥去除负荷, $\text{kg BOD}/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$;

$\frac{O_2}{X_v V}$ ——单位重量活性污泥的需氧量, $\text{kg O}_2/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$;

$\frac{O_2}{QS_r}$ ——每降解 1kg BOD 的需氧量, $\text{kg O}_2/(\text{kg BOD} \cdot \text{d})$ 。

从式(4-28)可以看出,当活性污泥处理系统在高 BOD—污泥去除负荷条件下运行时,活性污泥的污泥龄(生物固体平均停留时间)较短,每降解单位重量(1kg)BOD 的需氧量就较低。这是因为在高负荷条件下,一部分被吸附而未被摄入细胞体内的有机污染物随剩余污泥排出。此外,在高负荷条件下,活性污泥微生物的自身氧化作用很低,因此,需氧量较低。与之相反,当 BOD—污泥去除负荷较低,污泥龄较长,微生物对有机污染物分解代谢程度较深,微生物的自身氧化作用也较强,这样,单位 BOD 降解的需氧量就较高。

从公式(4-27)可以看到,在 BOD—污泥去除负荷值高,污泥龄短时,每 kg 活性污泥的需氧量较大,也就是单位容积曝气池的需氧量较大。

a' 、 b' 值,应通过试验按式(4-27)用图解法确定,以 $\frac{QS_r}{X_v V}$ 为横坐标,以 $\frac{O_2}{X_v V}$ 为纵坐标,点入各项数据,得直线,斜率为 a' 值,纵轴的截距为 b' 值(参见图 4-10)。

生活污水的 a' 值为 0.42~0.53, b' 值介于 0.188~0.11 之间。

系数 a' 、 b' 是活性污泥处理系统重要的设计与运行参数。

式(4-27)及式(4-28)对活性污泥处理系统有重要的实际与理论意义。

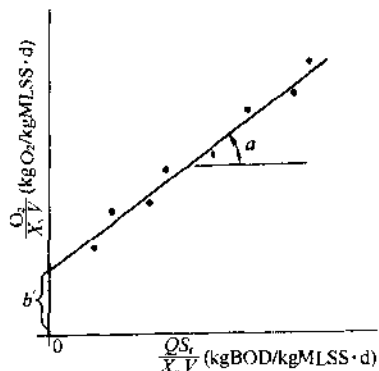


图 4-10 a' 、 b' 值图解确定法

4.3 活性污泥反应动力学基础

4.3.1 概述

活性污泥反应,是指在活性污泥反应器——曝气池内,在各项环境因素,如水温、溶解氧浓度、pH 值等都满足要求的条件下,活性污泥(即活性污泥微生物)对混合液中有机污染物(有机底物)的代谢;活性污泥本身的增长(即活性污泥微生物的增殖)及活性污泥微生物对溶解氧的利用等生物化学反应。

注:为了使本节内容能够与生物化学及生物工程科学接轨,有利于读者阅读有关资料、文献,有机污染物在本节内统称“有机底物。”

对活性污泥反应动力学研究讨论目的之一是,明确各项因素,如有机底物浓度、活性污泥微生物量、溶解氧浓度等对反应速度的影响,使人们能够创造更适宜于活性污泥反应进行的环境条件,使反应能够在比较理想的速度下进行,使活性污泥处理系统的设计和运行更合理化和科学化。

对活性污泥反应动力学更深一层研讨的目的,则是对反应机理进行研究,探讨活性污泥对有机底物的代谢、降解过程,揭示这一反应过程的本质,使人们能够更自觉地对反应速度加以控制和调节。

当前,从活性污泥处理系统的工程实践要求考虑,对活性污泥反应动力学的研讨重点在于确定活性污泥反应速度与各项主要环境因素之间的关系,研讨的主要内容是:

- (1) 有机底物的降解速度与有机底物浓度、活性污泥微生物量等因素之间的关系;
- (2) 活性污泥微生物的增殖速度(亦即活性污泥的增长速度)与有机底物浓度、微生物量等因素之间的关系。

有关学者根据各自的研究成果,提出了描述上述两项关系的动力学表达式,本书择选其中主要名家的论述,作简要阐述。

4.3.2 莫诺(monod)方程式

1. 莫诺基本方程式

在建立活性污泥反应动力学模式的名家学者中应首推莫诺(Monod)。

莫诺于1942年用纯种的微生物在单一底物的培养基上进行了微生物增殖速率与底物浓度之间关系的试验。试验结果得出了如图4-11所示的形式。这个结果和米凯利斯-门坦(Michaelis-Menten)于1913年通过试验所取得的酶促反应速度与底物浓度之间关系的结果(图4-12)是相同的。因此,莫诺认为,可以通过经典的米-门方程式来描述底物浓度与微生物比增殖速度之间的关系,即:

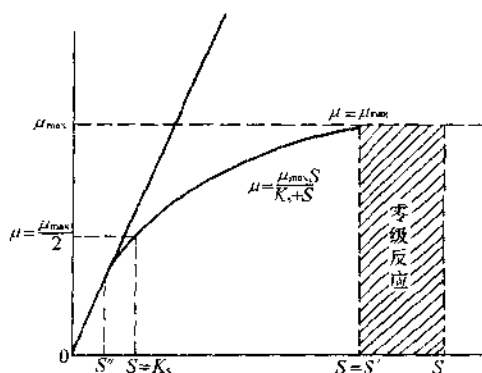


图 4-11 莫诺方程式与其 $\mu = f(S)$ 关系曲线

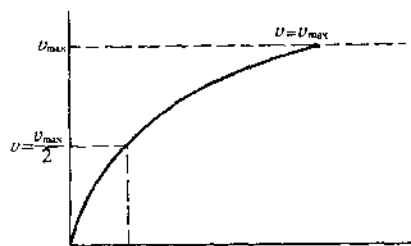


图 4-12 米-门方程式与其 $v = f(S)$ 关系曲线

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (4-29)$$

式中 μ ——微生物的比增殖速度,即单位生物量的增殖速度, t^{-1} ;

$\mu_{\max}$ ——微生物最大比增殖速度, t^{-1} ;

K_s ——饱和常数,为当 $\mu = \frac{1}{2} \mu_{\max}$ 时的底物浓度,也称之为半速度常数,质量/容积;

S ——有机底物浓度。

可以设定,微生物的比增殖速度(μ)与底物的比降解速度(v)呈比例关系,即:

$$\mu \propto v$$

或

$$\mu = \gamma v$$

因此,与微生物比增殖速度 μ 相对应的有机底物比降解速度 v ,也可以用米-门方程式描述,即:

$$v = v_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (4-30)$$

式中 v ——有机底物的比降解速度, t^{-1} ;

$v_{\max}$ ——有机底物的最大比降解速度, t^{-1} ;

其余各符号表示意义同前。

对污水处理领域来说,有机底物的比降解速度比微生物的比增殖速度更实际,应用性更强,是讨论研究的对象。

有机底物的比降解速度,按物理意义考虑,下式成立:

$$v = -\frac{1}{X} \frac{dS}{dt} = \frac{d(S_0 - S)}{X dt} \quad (4-31)$$

式中 S_0 ——原污水中有机底物的原始浓度;

S ——经 t 时反应后混合液中残存的有机底物浓度;

t ——活性污泥反应时间, t ;

X ——混合液中活性污泥总量。

根据式(4-30)及式(4-31),下式成立:

$$-\frac{dS}{dt} = v_{\max} \frac{XS}{K_s + S} \quad (4-32)$$

式中 $\frac{dS}{dt}$ ——有机底物降解速度。

2. 莫诺方程式的推论

莫诺方程式是描述微生物比增殖速度(有机底物比降解速度)与有机底物浓度之间的函数关系。对这种函数关系在两种极限条件下,进行推论,能够得出如下结论。

(1) 在高底物浓度的条件下, $S \gg K_s$, 式(4-30)与式(4-32)中分母中的 K_s 值与 S 值相比,可以忽略不计,于是式(4-30)可简化为:

$$v = v_{\max} \quad (4-33)$$

而式(4-32)则简化为:

$$-\frac{dS}{dt} = v_{\max} X = K_1 X \quad (4-34)$$

式中 $v_{\max}$ 为常数,以 K_1 表示之。

式(4-33)及图 4-11 说明,在高浓度有机底物的条件下,有机底物以最大的速度进行降解,而与有机底物的浓度无关,呈零级反应关系。即图 4-11 上所表示的 $S-S'$ 区段。有机底物的浓度再行提高,降解速率也不会提高,因为在这条件下,微生物处于对数增殖期,其酶系统的活性位置都为有机底物所饱和。

式(4-34)说明,在高浓度有机底物的条件下,有机底物的降解速度与污泥浓度(生物量)

有关,并呈一级反应关系。

(2) 在低底物浓度的条件下, $S \ll K_s$ 。在公式(4-30)和(4-32)分母中,与 K_s 值相较, S 值可忽略不计,这样,式(4-30)及(4-32)可分别简化为:

$$v = v_{\max} \frac{S}{K_s} = K_2 S \quad (4-35)$$

$$-\frac{dS}{dt} = K_2 X S \quad (4-36)$$

式中 $K_2 = \frac{v_{\max}}{K_s}$

对式(4-36)加以分析可见,有机底物降解遵循一级反应,有机底物的含量已成为有机底物降解的控制因素,因为在这种条件下,混合液中有机底物浓度已经不高,微生物增殖处于减速增殖期或内源呼吸期,微生物酶系统多未被饱和,在图(4-11)中即为横坐标 $S = 0$ 到 $S = S''$ 这样的一个区段。这个区段的曲线在表现形式上为通过原点的直线,其斜率即为 K_2 。

莫诺方程式是通过单一底物的纯菌种培养实验而得出的,而活性污泥处理系统的微生物是多种属微生物群体,污水中的有机底物也是多种类的,莫诺方程式是否实用于活性污泥处理系统。在 60~70 年代,劳伦斯(Lawrence)等人将莫诺方程式引入污水生物处理领域,证实本式是完全适用的。莫诺方程式得到越来越多的污水处理领域技术人员的接受。

城市污水属低底物浓度的污水,COD 值一般在 400mg/L 以下,BOD₅ 值则在 300mg/L 以下,对此,埃肯费尔德(Eckenfelder)认为,对城市污水活性污泥系统处理,用式(4-36)描述有机底物的降解速度是适宜的。

将式(4-36)加以积分,得:

$$\ln \frac{S}{S_0} = K_2 X t \quad (4-37)$$

移项整理后,得:

$$S = S_0 e^{-K_2 X t} \quad (4-38)$$

上式所表示的是在活性污泥反应系统中,经 t 时反应后,混合液中残存的有机底物值 S 与原污水中有机底物量 S_0 之间的关系。

式(4-38)有较强的实用价值。在对式(4-38)应用上的关键问题是正确地确定 K_2 值。

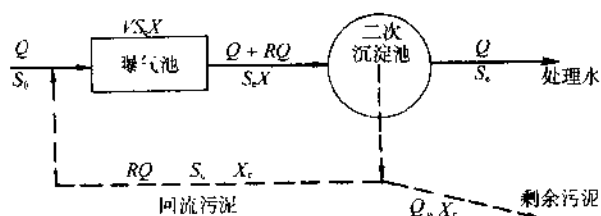


图 4-13 完全混合活性污泥系统的物料平衡

在完全混合曝气池内的活性污泥一般处在减通增长期。此外,池内混合液中的有机底物浓度是均一的,并与出水的浓度(S_e)相同,其值较低, $S_e \ll S''$ 且为常数。对此,式(4-38)对其是成立的。

3. 莫诺方程式对完全混合曝气池的应用

图 4-13 所示为完全混合曝气池的活性污泥处理系统。

在稳定条件下,对系统中的有机底物进行物料平衡,下式成立:

$$S_0 Q + RQ S_e - (Q + RQ) S_e + V \frac{dS}{dt} = 0 \quad (4-39)$$

经整理后,得:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{V} = -\frac{dS}{dt} \quad (4-40)$$

式中 R ——回流比;

RQ ——回流污泥量;

V ——曝气池容积, m^3 ;

其他符号表示意义同前。

在运行稳定的条件下,完全混合曝气池内各质点的有机底物降解速度是一个常数,其值如式(4-36)所示。

将式(4-36)代入式(4-40)中,得:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{XV} = \frac{S_0 - S_e}{Xt} = K_2 S_e \quad (4-41)$$

根据完全混合曝气池的特征,式(4-32)可改写,即以 S_e 代式中之 S ,得:

$$-\frac{dS}{dt} = v_{\max} \frac{XS_e}{K_s + S_e} \quad (4-42)$$

代入式(4-40),得:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{XV} = \frac{S_0 - S_e}{Xt} = v_{\max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (4-43)$$

以 BOD 去除量为基础的 BOD—污泥去除负荷率(N_{rs})为:

$$N_{rs} = \frac{S_0 - S_e}{Xt} = K_2 S_e = v_{\max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (4-44)$$

容积去除负荷率(N_{rv})

$$N_{rv} = \frac{S_0 - S_e}{t} = K_2 XS_e = v_{\max} \frac{XS_e}{K_s + S_e} \quad (4-45)$$

对式(4-41)经过整理归纳后,可得:

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + K_2 Xt} \quad (4-46)$$

或

$$\eta = 1 - \frac{S_e}{S_0} = \frac{K_2 Xt}{1 + K_2 Xt} \quad (4-47)$$

式中 Q ——污水流量, m^3/d ;

V ——曝气池容积, m^3 ;

$t = \frac{V}{Q}$ ——反应时间, d ;

$\eta = \frac{S_0 - S_e}{S_0}$ ——有机底物降解率, %;

上列式中的 K_2 、 $v_{\max}$ 及 K_s 等各值,对一定的污水来说,为一常数,一般是通过实际运行污水处理厂的运行数据或试验数据进行分析、加工推导出。

4. 常数 K_2 、 $v_{\max}$ 及 K_s 的确定

(1) 常数 K_2 的确定

对常数值 K_2 可用式(4-44)(BOD—污泥去除负荷值),通过图解法确定,方法如下:

将式 $\frac{S_0 - S_e}{Xt} = K_2 S_e$ 按通过原点的直线方程式 $y = aX$ 的形式考虑。以 $\frac{S_0 - S_e}{Xt}$ 为纵坐标,以 S_e 值为横坐标。将从运行的污水处理厂或通过试验取得的 S_0 、 S_e 、 X 及 t 等各项数据,加以整理分组,列入坐标图内,得如图 4-14 所示的图象。

直线通过坐标原点,其斜率即为 K_2 值。

(2) 常数值 $v_{\max}$ 、 K_s 值的确定

对于 $v_{\max}$ 、 K_s 值,一般也用图解法确定,其方法如下:

取式(4-43)的倒数,得:

$$\frac{Xt}{S_0 - S_e} = \left(\frac{K_s}{v_{\max}} \right) \left(\frac{1}{S_e} \right) + \frac{1}{v_{\max}} \quad (4-48)$$

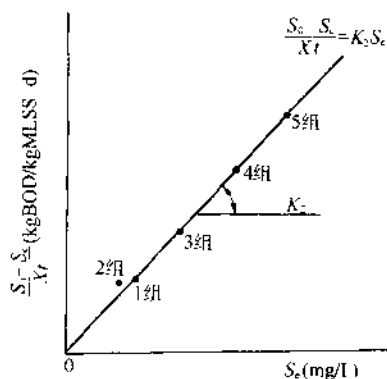


图 4-14 图解法确定 K_2 值

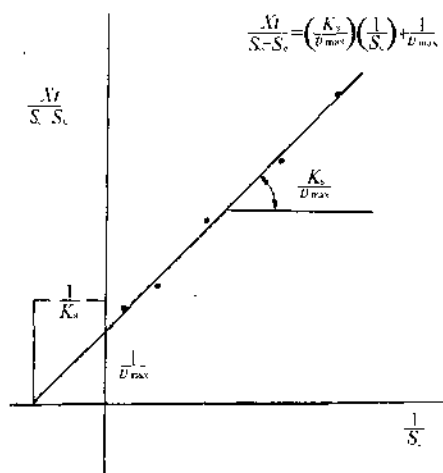


图 4-15 确定常数值 $v_{\max}$ 、 K_s 的图解法

可以将上式按直线方程式 $y = aX + b$ 考虑, $\frac{Xt}{S_0 - S_e}$ 项是随 $\frac{1}{S_e}$ 项变化的线性函数。以

$\frac{Xt}{S_0 - S_e}$ 项为纵坐标,以 $\frac{1}{S_e}$ 项为横坐标。同样将所取得的数据,按式(4-48)的格式加以归纳整理,并将所得各组数据列入坐标图内,得出如图 4-15 所示的坐标图。

直线的斜率为 $\frac{K_s}{v_{\max}}$,在纵坐标上的截距为 $\frac{1}{v_{\max}}$,在横坐标上的截距为 $-\frac{1}{K_s}$ 。通过这些数据求定出常数值 $v_{\max}$ 、 K_s 。

4.3.3 劳伦斯-麦卡蒂(Lawrence-Mc Carty)方程式

1. 概述

劳伦斯-麦卡蒂以微生物增殖和对有机底物的利用为基础,于 1970 年建立了活性污泥反应动力学方程式。

劳伦斯-麦卡蒂接受了莫诺的论点,并在自己的动力学方程式中纳入了莫诺方程式。

劳-麦氏对“污泥龄”这一参数,提出了新的概念,即:单位重量的微生物在活性污泥反应系统中的平均停留时间,并建议将其易名为“生物固体平均停留时间”或“细胞平均停留时间”,以 θ_c 表示之。

劳-麦氏还提出了“单位底物利用率”这一概念。即:单位微生物量的底物利用率为一常

数,以 q 表示之,其表达式为:

$$\frac{\left(\frac{dS}{dt}\right)_u}{X_a} = q \quad (4-49)$$

式中 X_a ——单位微生物量;

$\left(\frac{dS}{dt}\right)_u$ ——微生物对有机底物的利用(降解)速度。

劳伦斯-麦卡蒂方程式,是以生物固体平均停留时间(θ_c)及单位底物利用率(q),作为基本参数,并以第一、第二两个基本方程式表达的。

劳-麦第一基本方程式是在表示微生物净增殖速度与有机底物被微生物利用速度之间关系的式(4-20)的基础上建立的。

经过归纳整理,劳-麦第一基本方程式形成下列形式:

$$\frac{1}{\theta_c} = Yq - K_d \quad (4-50)$$

式中 θ_c ——生物固体平均停留时间,d;

Y ——微生物产率,mg 微生物量/mg 被微生物利用(降解)的有机底物;

q ——单位有机底物利用率;

K_d ——衰减系数,即微生物的自身氧化率, d^{-1} 。

劳-麦第一基本方程式所表示的是:生物固体平均停留时间(θ_c)与产率(Y)、单位底物利用率(q)以及微生物的衰减系数(K_d)之间的关系。

劳伦斯-麦卡蒂第二基本方程式,是在莫诺方程式的基础上建立的,其在概念上的基础是有机底物的降解速度等于其被微生物的利用速度,即:

$$v = q \quad (4-51)$$

式中 v ——有机底物的降解速度。

经归纳整理,劳-麦第二基本方程式形成下列形式:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_u = \frac{KX_a S}{K_s + S} \quad (4-52)$$

式中 $\left(\frac{dS}{dt}\right)_u$ ——有机底物的被微生物利用速度(降解速度);

S ——微生物周围的有机底物浓度,mg/L;

K ——单位微生物量的最高底物利用速度,即莫诺方程式中的 $v_{\max}, t^{-1}$;

K_s ——系数,其值等于 $q = \frac{1}{2}K$ 时的有机底物浓度,因而又称为半速度系数;

X_a ——反应器(曝气池)内微生物浓度,即活性污泥浓度,mg/L 或 g/m^3 。

劳-麦第二基本方程式所表示的是:有机底物的利用率(降解率)与反应器(曝气池)内微生物浓度及微生物周围有机底物浓度之间的关系。

劳-麦方程式在污水生物处理学术界得到了比较广泛的接受。

2. 劳伦斯-麦卡蒂方程式的推论与应用

劳伦斯-麦卡蒂氏以自己提出的反应动力学方程式为基础,通过对活性污泥处理系统的物料衡算,导出了具有一定应用意义的各项关系式,现简介于后。

(1) 处理水有机底物浓度(S_e)与生物固体平均停留时间(θ_c)的关系:

$$S_e = \frac{K_s \left(\frac{1}{\theta_c} + K_d \right)}{Y v_{\max} - \left(\frac{1}{\theta_c} + K_d \right)} \quad (4-53)$$

上式中的 K_s 、 K_d 、 Y 及 $v_{\max}$ 等各值均为常数值,处理水有机底物含量值 S_e ,只取决于生物固体平均停留时间 θ_c 一项。对此,更说明正确地确定各常数值的重要意义了。

(2) 反应器内活性污泥浓度 X_a 与 θ_c 值之间的关系

$$X_a = \frac{\theta_c Y (S_0 - S_e)}{t(1 + K_d \theta_c)} \quad (4-54)$$

式中 t ——污水在反应器内的反应时间,d;

其他符号表示意义同前。

(3) 污泥回流比 R 与 θ_c 值之间的关系

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Q}{V} \left(1 + R - R \frac{X_r}{X_a} \right) \quad (4-55)$$

式中 X_r ——从二次沉淀池底部流出,回流曝气池的活性污泥浓度。

X_r 值是活性污泥沉降特性和二次沉淀池沉淀效果的函数,可由式(4-11)求定其近似的最高浓度值。

用式(4-11)计算出的 X_r 值为悬浮固体值(即 MLSS),应对其进行换算为挥发性悬浮固体值(MLVSS)。

(4) 按莫诺方程式的推论,在低浓度有机底物的条件下,有机底物的降解速度遵循一级反应规律,即 $v = K_2 S$ (式(4-35))。

按劳-麦氏论点,有机底物的降解速度等于其被微生物的利用速度,即 $v = q$,故下式成立:

$$q = K_2 S \quad (4-56)$$

$$\text{已知} \quad q = \frac{\left(\frac{dS}{dt} \right)_u}{X_a} \quad (4-49)$$

$$\text{故} \quad \frac{\left(\frac{dS}{dt} \right)_u}{X_a} = K_2 S$$

$$\text{或} \quad \left(\frac{dS}{dt} \right)_u = K_2 S X_a \quad (4-57)$$

在稳定条件下,下式成立:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_u = \frac{S_0 - S_e}{t} = \frac{Q(S_0 - S_e)}{V} \quad (4-58)$$

于是,对完全混合曝气池,可写成:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{V} = K_2 X_a S_e \quad (4-59)$$

$$\text{或} \quad \frac{Q(S_0 - S_e)}{X_a V} = K_2 S_e = q \quad (4-60)$$

(5) 活性污泥的二种产率(合成产率 Y 与表观产率 Y_{obs})、与 θ_c 值的关系

产率是活性污泥微生物摄取、利用、代谢一个重量单位有机底物而使自身增殖的重量,一般用 Y 表示。

Y 值所表示的是微生物增殖总量,没有去除由于微生物内源呼吸作用而使其本身质量消亡的那一部分,所以这个产率也称之为合成产率。

实测所得微生物增殖量,实际上都没有包括由于内源呼吸作用而减少的那部分微生物质量,也就是微生物的净增殖量,这一产率称之为表观产率。以 Y_{obs} 表示之。

经过推导,整理, Y 、 Y_{obs} 及 θ_c 值之间的关系用下列公式表示:

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + K_d \theta_c} \quad (4-61)$$

在工程实践中, Y_{obs} 是一项重要的参数,它对设计、运行管理都有较重要的意义,也有一定的理论价值。

有关劳伦斯-麦卡蒂方程式在计算上的应用,将通过例题加以阐述。

【例题 4-1】 某城镇日排污水 10000m^3 , 决定采用活性污泥技术进行处理, 并采用完全混合式曝气池。试用劳伦斯-麦卡蒂方程式进行计算。

原始数据: 污水流量 $Q = 10000\text{m}^3/\text{d}$; $S_0 = \text{BOD}_5 = 200\text{mg/L}$; 处理水要求达到 $S_e = \text{BOD}_5 = 10\text{mg/L}$ 。

其他各项参数值: $X_a = 2000\text{mg/L}$; $Y = 0.5$; $K_d = 0.1$; $K_2 = 0.1$; $R = 30\% \sim 40\%$; $\text{MLVSS} = 0.8\text{MLSS}$ 。

求定:(1) 曝气池容积 V ; (2) 运行的生物固体平均停留时间(θ_c); (3) 当 SVI 值在 $80 \sim 160$ 之间变化时,在不调整运行 θ_c 的条件下,确定其对处理效果的影响。

【解】 (1) 计算曝气池容积(V),按式(4-56)及式(4-60)。

$$q = K_2 S_e = 0.1 \times 10 = 1.0$$

$$V = \frac{Q(S_0 - S_e)}{X_a \cdot q} = \frac{10000(200 - 10)}{2000 \times 1.0} = 950\text{m}^3$$

(2) 求定运行的生物固体平均停留时间(θ_c),按式(4-50)。

$$\frac{1}{\theta_c} = Yq - K_d = 0.5 \times 1.0 - 0.1 = 0.4$$

$$\theta_c = 2.5\text{d}$$

(3) 计算 X_r 值,按式(4-11)。

$$X_{\text{rmax}} = \frac{10^6}{\text{SVI}}$$

当 $\text{SVI} = 80$ $X_{\text{rmax}} = 12500\text{mg/L}$

当 $\text{SVI} = 160$ $X_{\text{rmax}} = 6250\text{mg/L}$

(4) 确定在 SVI 值改变时,对处理效果的影响。

首先按 $\theta_c = 2.5\text{d}$,用式(4-55)计算在不同的 SVI 值和 R 值条件下的 X_r 值及 X_a 值。计算结果列举于下表内。

SVI	R	$X_{\max} = \frac{10^6}{\text{SVI}} (\text{mg/L})$		$X_a (\text{mg/L})$
		MLSS	MLVSS	
80	0.3	12500	10000	2376
80	0.4	12500	10000	2938
160	0.3	6250	5000	1188
160	0.4	6250	5000	1468

(5) 求定在不同 X_a 值条件下的 q 值(按式(4-60)),并根据求定的 q 值,计算 S_e 值。

将式(4-60)改变为下列形式,并以 $\frac{q}{K_2}$ 代替 S_e 。即:

$$q = \frac{\left[S_0 - \left(\frac{q}{K_2} \right) \right]}{X_a \cdot V}$$

首先计算 X_a 为 2376mg/L 的 q 值及 S_e 值。代入各值:

$$q = \frac{10000 \left[200 - \left(\frac{q}{0.1} \right) \right]}{2376 \times 950} = 0.88 \text{d}^{-1}$$

于是: $S_e = 0.88 \times 10 = 8.8 \text{mg/L}$

用同样计算程序,求定其他各 X_a 值条件下的 q 值与 S_e 值,计算结果列于下表。

SVI	R	$X_a (\text{mg/L})$	$S_e (\text{mg/L})$
80	0.3	2376	8.8
80	0.4	2938	7.2
160	0.3	1188	16.6
160	0.4	1468	13.7

(6) 对计算结果的分析

从上表所列数据可见,当 SVI 值为 80 时,在 $R = 0.3 \sim 0.4$ 的条件下, X_a 值介于 2376~2938mg/L 之间,保持比较正常的 MLVSS 值,处理水的 BOD 值均在 10mg/L 以下,满足排放要求。

当 SVI 值提高到 160 时, X_a 值大为降低,随之处理水的 S_e 值均高于 10mg/L,不能满足排放要求。

在这种情况下,或加大回流比 R 值,或调整生物固体平均停留时间 θ_c 值。

4.4 活性污泥处理系统的运行方式与曝气池的工艺参数

活性污泥处理系统自从 20 世纪初于英国开创以来,历经几十年的发展与不断革新,现已拥有以传统活性污泥处理系统为基础的多种运行方式,本节将分别就各种不同运行方式的工艺特征及其系统中的主要处理构筑物(活性污泥反应器)——曝气池的主要工艺参数予以阐述。

4.4.1 传统活性污泥法处理系统

传统活性污泥法,又称普通活性污泥法,是早期开始使用并一直沿用至今的运行方式。其工艺系统如图 4-16 所示。从图可见,原污水从曝气池首端进入池内,由二次沉淀池回流的回流污泥也同步注入。污水与回流污泥形成的混合液在池内呈推流形式流动至池的末端,流出池外进入二次沉淀池,在这里处理后的污水与活性污泥分离,部分污泥回流曝气池,部分污泥则作为剩余污泥排出系统。

本工艺具有如下特征。

有机污染物在曝气池内的降解,经历了第一阶段的吸附和第二阶段代谢的完整过程,活性污泥也经历了一个从池首端的对数增长,经减速增长到池末端的内源呼吸期的完全生长周期。

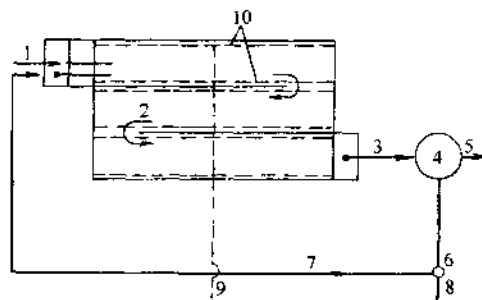


图 4-16 传统活性污泥法系统

1—经预处理的污水;2—活性污泥反应器—曝气池;3—从曝气池流出的混合液;4—二次沉淀池;5—处理后污水;6—污泥泵站;7—回流污泥系统;8—剩余污泥;9—来自空压机站的空气;10—曝气系统与空气扩散装置

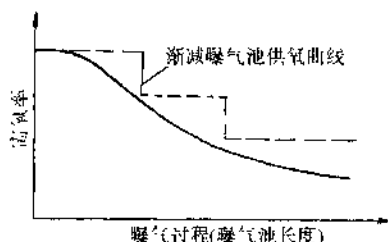


图 4-17 传统活性污泥法系统曝气池内需氧率的变化

由于有机污染物浓度沿池长逐渐降低,需氧速度也是沿池长逐渐降低(参见图 4-17)。因此,在池首端和前段混合液中的溶解氧浓度较低,甚至可能是不足的,沿池长逐渐增高,在池末端溶解氧含量就已经很充足了,一般都能够达到规定的 2mg/L 左右。

传统活性污泥法系统对污水处理的效果极好, BOD 去除率可达 90% 以上,适于处理净化程度和稳定程度要求较高的污水。

经多年运行实践证实,传统活性污泥法处理系统

存在着下列各项问题:

(1) 曝气池首端有机污染物负荷高,耗氧速度也高,为了避免由于缺氧形成厌氧状态,进水有机物负荷不宜过高,因此,曝气池容积大,占用的土地较多,基建费用高;

(2) 耗氧速度沿池长是变化的(参见图 4-17),而供氧速度难于与其相吻合、适应,在池前段可能出现耗氧速度高于供氧速度的现象,池后段又可能出现溶解氧过剩的现象,对此,采用渐减供氧方式,可在一定程度上解决这一问题(参见图 4-17);

(3) 对进水水质、水量变化的适应性较低,运行效果易受水质、水量变化的影响。

我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的传统活性污泥法系统曝气池所规定的设计数据及某些建议数据列举于表 4-7 中。

4.4.2 阶段曝气活性污泥法系统

一种分段进水活性污泥法系统或多段进水活性污泥法处理系统。其工艺流程示之于图(7-18)。

阶段曝气活性污泥法系统是针对传统活性污泥法系统存在的问题,在工艺上作了某些改革的活性污泥处理系统。

本工艺与传统活性污泥处理系统主要不同点是污水沿曝气池的长度分散地,但均衡地

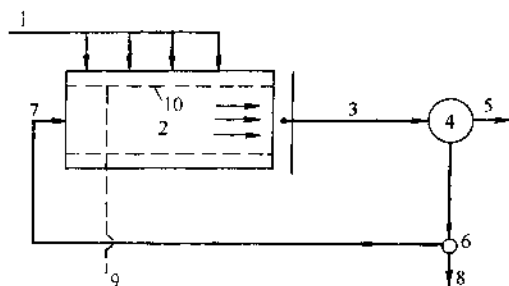


图 4-18 阶段曝气活性污泥法系统

1—经预处理后的污水；2—活性污泥反应器—曝气池；3—从曝气池流出的混合液；4—二次沉淀池；5—处理后污水；6—污泥泵站；7—回流污泥系统；8—剩余污泥；9—来自空压机站的空气；10—曝气系统与空气扩散装置

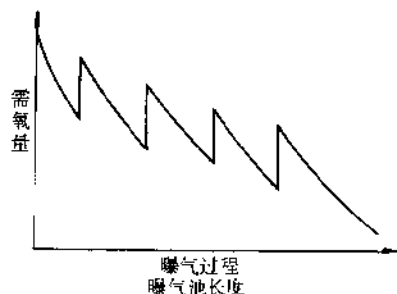


图 4-19 阶段曝气活性污泥法系统
曝气池内需氧量变化工况

充氧速度之间的差距(参见图 4-19),有助于能耗的降低。活性污泥微生物的降解功能也得以正常发挥;

(2) 污水分散均衡注入,提高了曝气池对水质、水量冲击负荷的适应能力;

(3) 混合液中的活性污泥浓度沿池长逐步降低,出流混合液的污泥较低,减轻二次沉淀池的负荷,有利于提高二次沉淀池固、液分离效果。

阶段曝气活性污泥处理系统于 1939 年在美国纽约开始应用,迄今已有 60 多年的历史,应用广泛,效果良好。

我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的阶段曝气活性法系统曝气池所规定的设计数据及某些建议数据列举于表 4-7 中。

4.4.3 再生曝气活性污泥法系统

本工艺是传统活性污泥法系统的一种变型。其在工艺系统的主要特征是从二次沉淀池

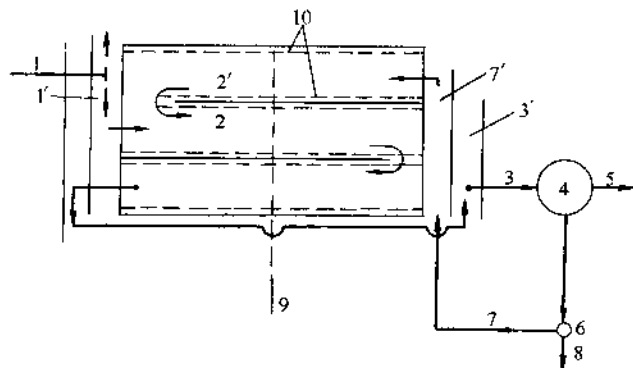


图 4-20 再生曝气活性污泥法系统

1—经预处理后的污水；2—曝气池；2'—再生池；3—从曝气池流出的混合液；3'—混合液出流渠道；4—二次沉淀池；5—处理后污水；6—污泥泵站；7—回流污泥系统；7'—回流污泥渠道；8—剩余污泥；9—来自空压机站的空气管道；10—曝气系统及空气扩散装置；1'—进入曝气池的污水渠道

排出的回流污泥,不直接进入曝气池,而是先进入称之为再生池的反应器内,进行曝气,在污泥得到充分再生,活性恢复后,再行进入曝气池与流入的污水相混合、接触,进行有机污染物的降解反应(参见图 4-20)。

建立这种系统的主要出发点是:为了保证曝气池内混合液保持一定的污泥浓度,如 2000 ~ 3000mg/L,回流污泥的浓度必须高于混合液浓度的 3~5 倍,这样,活性污泥就需要在二次沉淀池底部滞留一段时间以进行浓缩,但是这样做产生了另一个问题,这就是由于

浓缩和缺氧,活性污泥在二次沉淀池底部受到了某种程度的“伤害”,其代谢功能和活性受到一定的抑制。在这种状态下的污泥回流曝气池,其降解功能需要经过较长一段时间的恢复,其活性必须经过再生后才能得到发挥。而且由于回流污泥和污水混合在一起,回流污泥的再生过程必然受到干扰,而得不到充分的再生。

根据这种情况,专设再生池,使回流污泥在再生池内进行曝气,使污泥充分进入内源呼吸期的后期,其活性得到比较彻底的恢复,甚至得到强化,这种状态的污泥进入曝气池与污水接触后,其吸附、凝聚、降解以及沉淀等性能能够得到充分发挥,无疑的是会加快活性污泥反应进程,提高反应效果。

在一般情况下,再生池可不另行设置,而是将经过工艺计算所确定的曝气池容积中分出一部分 $\left(\frac{1}{4}, \frac{1}{3} \text{ 或 } \frac{1}{2}\right)$ 作为再生池。图 4-20 所示的再生曝气系统,再生池所占容积为曝气池整体容积的 $\frac{1}{3}$,即三廊道的推流式曝气池,其中的一个廊道作为再生池考虑。

再生池部分在曝气池总容积中所占比例,可以根据运行效果的实际情况,在运行过程中进行调整。

再生曝气活性污泥处理系统的曝气池,一般按传统活性污泥法系统曝气池的方式运行,即活性污泥微生物对有机污染物进行完整的吸附、代谢过程,而活性污泥也经历完整的生长周期。处理水水质良好,BOD 去除率可达 90% 以上。由于回流污泥已经过再生,活性已完全恢复,因此在曝气池内进行的活性污泥反应迅速而充分。

再生曝气活性污泥法系统的设计参数同传统法系统,再生池的容积勿需另行增设。

再生曝气活性污泥处理系统,多年来广泛地用于前苏联,现俄罗斯及独联体国家的城市污水处理。规模从数百万 m^3/d 到几万 m^3/d 。处理效果良好、稳定。

4.4.4 吸附—再生活性污泥法系统

又名生物吸附活性污泥法系统,或接触稳定法。本工艺在 40 年代后期出现在美国,其工艺流程示之于图 4-21。

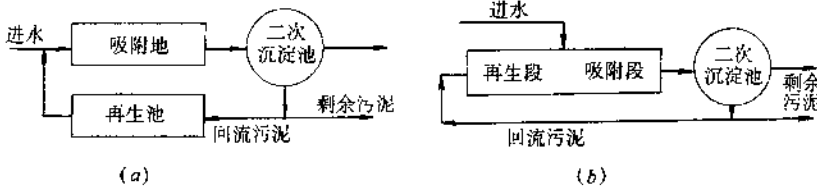


图 4-21 吸附-再生活性污泥法系统

(a)分建式吸附-再生活性污泥处理系统;(b)合建式吸附-再生活性污泥处理系统

这种运行方式的主要特点是将活性污泥对有机污染物降解的两个过程——吸附与代谢稳定,分别在各自的反应器内进行。

为了说明这种运行方式的基本原理,从史密斯(Smith)的试验说起。史密斯曾将含有溶解性和非溶解性混合有机污染物的污水和活性污泥一道进行曝气,发现污水的 BOD_5 值沿曝气时间的降解工况呈图 4-22 所示的状态。 BOD_5 值在 5~15min 内急剧下降,然后略行升起,随后又行缓慢下降,经过分析研究,对这种现象作了如下的解释。 BOD 值的第一次急剧下降是活性较强的活性污泥对污水中有机污染物吸附的结果,这一现象称之为“初期吸附去

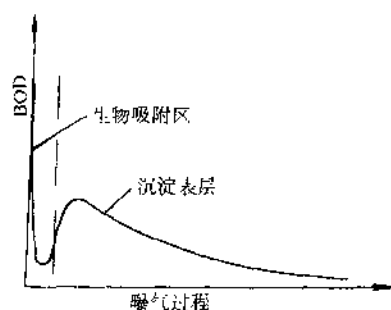


图 4-22 污水与活性污泥混合
曝气后 BOD_5 值的变化动态

除”,随后略行升起是由于胞外水解酶将吸附的非溶解状态的有机物水解成为溶解性小分子后,部分有机物又进入污水中使 BOD 值上升。此时,活性污泥微生物进入营养过剩的对数增殖期,能量水平很高,微生物处于分散状态,污水中存活大量的游离细菌,也进一步促使 BOD 值上升,随着反应的持续进行,有机污染物浓度下降,活性污泥微生物进入减速增殖期和内源呼吸期, BOD 值又行缓慢下降。

吸附-再生活性污泥法就是以上述现象作为基础而开创的。如图 4-21 所示,污水和经过在再生池充分再生,活性很强的活性污泥同步进入吸附池,在这里充分接

触 30~60min,使部分呈悬浮、胶体和溶解性状态的有机污染物为活性污泥所吸附,有机污染物得以去除。混合液继之流入二次沉淀池,进行泥水分离,澄清水排放,污泥则从底部进入再生池,在这里进行第二阶段的分解和合成代谢反应,活性污泥微生物并进入内源呼吸期,使污泥的活性得到充分恢复,在其进入吸附池与污水接触后,能够充分发挥其吸附的功能。

与传统活性污泥法系统相较,吸附-再生系统具有如下各项特征:

(1) 污水与活性污泥在吸附池内接触的时间较短(30~60min),因此,吸附池的容积一般较小,而再生池接纳的是已排除剩余污泥的回流污泥,因此,再生池的容积也是较小的。吸附池与再生池容积之和,仍低于传统活性污泥法曝气池的容积。

(2) 本工艺对水质、水量的冲击负荷具有一定的承受能力。当在吸附池内的污泥遭到破坏时,可由再生池内的污泥予以补救。

本工艺存在的问题主要是:处理效果低于传统法和不宜处理溶解性有机污染物含量较多的污水。

我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的本工艺曝气池规定的参数及某些建议值列举于表 4-7 中。

4.4.5 延时曝气活性污泥法系统

又名完全氧化活性污泥法,是 50 年代初期在美国开始应用的。

本工艺的主要特点是 BOD -SS 负荷非常低,曝气反应时间长,一般多在 24h 以上,活性污泥在池内长期处于内源呼吸期,剩余污泥量少且稳定,勿需再进行厌氧消化处理,因此,也可以说这种工艺是污水、污泥综合处理设备。此外,本工艺还具有处理水稳定性高,对原污水水质、水量变化有较强适应性,勿需设初次沉淀池等优点。

本工艺的主要缺点是,曝气时间长,池容大,基建费和运行费用都较高,占用较大的土地面积等。

延时曝气法只适用于处理对处理水质要求高且又不宜采用污泥处理技术的小城镇污水和工业废水,水量不宜超过 $1000m^3/d$ 。

延时曝气活性污泥法一般都采用流态为完全混合式的曝气池。

应当说明,从理论上来说,延时曝气活性污泥系统是不产生污泥的,但在实际上仍有剩余污泥产生,污泥主要是一些难于生物降解的微生物内源代谢的残留物,如细胞膜和细胞壁等。

我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的本工艺曝气池规定的各项设计数据及某些建议性参数列举于表 4-7 中。

4.4.6 高负荷活性污泥法系统

又称短时曝气活性污泥法或不完全处理活性污泥法。

本工艺的主要特点是 BOD-SS 负荷高,曝气时间短,处理效果较低,一般 BOD_5 的去除率不超过 70%~75%,因此,称之为不完全处理活性污泥法。与此相对, BOD_5 去除率在 90% 以上,处理水的 BOD_5 值在 20mg/L 以下的工艺则称为完全处理活性污泥法。

本工艺在系统和曝气池的构造方面,与传统活性污泥法及再生曝气活性污泥法相同。即传统法和再生曝气法都可以按高负荷活性污泥法系统运行。

本工艺适用于处理对处理水水质要求不高的污水。我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的本工艺规定的各项设计参数及某些建议参数列举于表 4-7 中。

4.4.7 完全混合活性污泥法系统

本工艺的主要特征是应用完全混合式曝气池(参见图 4-23)。

污水与回流污泥进入曝气池后,立即与池内混合液充分混合,可以认为池内混合液是已经处理而未经泥水分离的处理水。

本工艺具有如下各项特点:

(1) 进入曝气池的污水很快即被池内已存在的混合液所稀释、均化,原污水在水质、水量方面的变化,对活性污泥产生的影响将降到极小的程度,正因为如此,这种工艺对冲击负荷有较强的适应能力,适用于处理工业废水,特别是浓度较高的工业废水。

(2) 污水在曝气池内分布均匀,各部位的水质相同, $F:M$ 值相等,微生物群体的组成和数量几近一致,各部位有机污染物降解工况相同,因此,有可能通过对 $F:M$ 值的调整,将整个曝气池的工况控制在最佳条件,此时工作点处于微生物增殖曲线上的一个点上。活性污泥的净化功能得以良好发挥。在处理效果相同的条件下,其负荷率较高于推流式曝气池。

(3) 曝气池内混合液的需氧速度均衡,动力消耗低于推流式曝气池。

完全混合活性污泥法系统存在的主要问题是:在曝气池混合液内,各部位的有机污染物质量相同、能的含量相同、活性污泥微生物量与量相同,在这种情况下,微生物对有机物的降解动力低下,因此,活性污泥易于产生膨胀现象。与此相对,在推流式曝气池内,相邻的两个过水断面,由于后一断面上的有机物浓度、微生物量均高于前者,存在着有机物的降解动力,因此,活性污泥产生膨胀的可能性较低。此外,在一般情况下,其处理水水质低于采用推流式曝气池的活性污泥法系统。

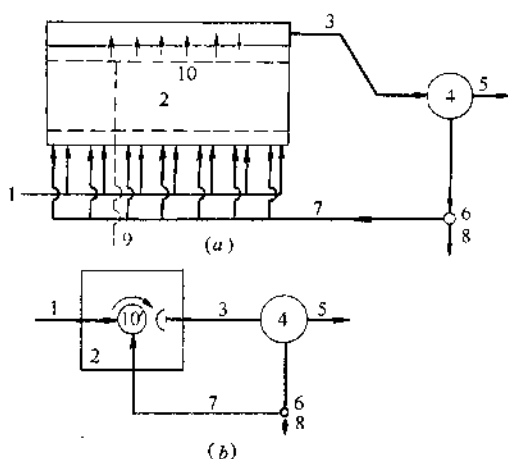


图 4-23 完全混合活性污泥法系统

(a) 采用鼓风曝气装置的完全混合曝气池;

(b) 采用表面机械曝气器的完全混合曝气池

1—经预处理后的污水;2—完全混合曝气池;3—由曝气池流出的混合液;4—二次沉淀池;5—处理后污水;6—污泥泵站;7—回流污泥系统;8—排放出系统的剩余污泥;9—来自空压机的空气(管道);10—曝气系统及空气扩散装置;10'—表面机械曝气器

我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)对处理城市污水的合建式完全混合曝气池规定的各项设计参数及某些建议值,列举于表 4-7 中。

完全混合曝气池可分为合建式和分建式。合建式曝气池宜采用圆形,导流区也作为曝气区的有效容积考虑。

沉淀区的表面水力负荷宜于取值 $0.5 \sim 1.0 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

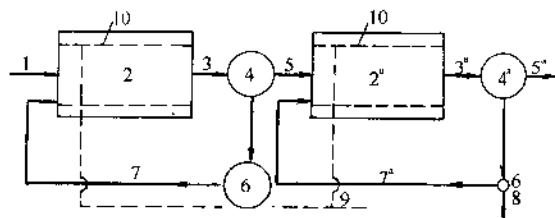


图 4-24 多级(二级)活性污泥法处理系统

1—经预处理后的污水;2—一级曝气池;2''—二级曝气池;
3—一级曝气池出流的混合液;3''—二级曝气池出流的混合液;
4—一级系统的二次沉淀池;4''—二级系统的二次沉淀池;
5—一级系统的处理后出水;5''—二级系统的处理后水;
6—污泥泵站;7—一级系统的污泥回流系统;7''—二级系统的污泥回流系统;
8—剩余污泥排放;9—来自空气压缩机站的空气管道;10—曝气系统及空气扩散装置

4.4.8 多级活性污泥法系统

当原污水含有高浓度的有机污染物时,可以考虑采用二级或三级活性污泥法处理系统。图 4-24 所示为二级活性污泥法系统。每级都是独立的处理系统,都有自己的二次沉淀池和污泥回流系统,这样有利于回流污泥对污水的适应与接种。剩余污泥则可以每级分别排放,也可以集中于最后一级处理系统排放(参见图 4-24)。

运行经验证实,当原污水 BOD_5 值在 300 mg/L 以上时,首级活性污泥法系统以采用完全混合式曝气池为宜,因为完全混合曝气池对水质、水量的冲击负荷有较强的

的承受能力。如原污水 BOD_5 值在 300 mg/L 以下时,首级曝气池可以考虑采用推流式曝气池,对此,建议采用阶段曝气活性污泥法系统。当原污水 BOD_5 值在 150 mg/L 以下时,勿需考虑采用多级活性污泥处理系统。

采用多级活性污泥法系统,可以取得高质量的处理水,但建设费及运行费都较高,只有在非常必要时考虑采用。

4.4.9 深水曝气活性污泥法系统

本系统的主要特征是采用深度在 7 m 以上的深水曝气池,这种曝气池具有的效益是:

(1) 由于水压增大,加快了氧的传递速率,提高了混合液的饱和溶解氧浓度,有利于活性污泥微生物的增殖和对有机物的降解;

(2) 曝气池向竖向深度发展,降低了占用的土地面积。

本工艺有下列两种形式曝气池:

(1) 深水中层曝气池

水深在 10 m 左右,但空气扩散装置设在深 4 m 左右处,这样仍可使用风压为 5 m 的风机,为了在池内形成环流和减少底部水层的死角,一般在池内设导流板或导流筒(参见图 4-25)。

(2) 深水底层曝气池

水深仍在 10 m 左右,空气扩散装置仍设于池底部,需使用高风压的风机,但勿需设导流装置,自然在池内形成环流(参见图 4-26)。

4.4.10 深井曝气活性污泥法系统

又名超水深曝气活性污泥法。本工艺开创于 70 年代,首建于英国的皮林翰姆市,效益

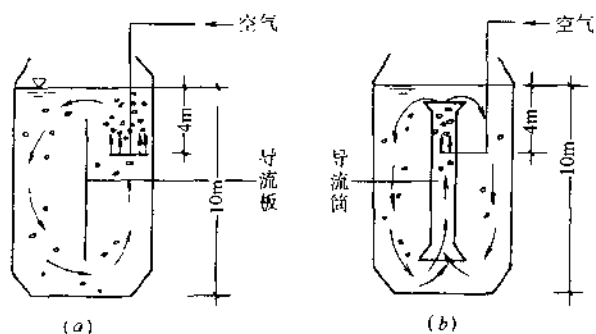


图 4-25 设导流板或导流筒的深水中层曝气池
(a)设导流板;(b)设导流筒

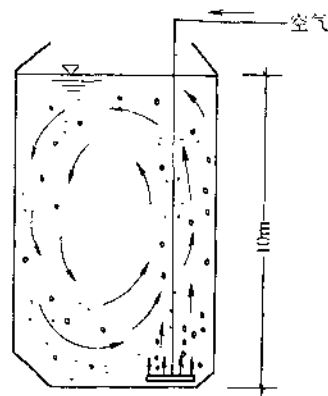


图 4-26 深水底层曝气曝气池

显著,如充氧能力强,可达常规法的 10 倍,动力效率高,占地少,处理功能不受气候条件影响,适用于各种气候条件,可考虑不设初次沉淀池等。本工艺适用于处理高浓度有机废水。

如图 4-27 所示,深井曝气池(曝气井)直径介于 1~6m,深度可达 50~100m,井中间设隔墙将井一分为二或在井中心设内井筒,将井分为内、外两部分。在前者的一侧,后者的外环部设空气提升装置,使混合液上升。而在前者的另一侧,后者的内井筒内产生降流。这样在井隔墙两侧或井中心筒内外,形成由下而上的流动。由于水深度大,氧的利用率高,有机物降解速度快,效果显著。

中国工程建设标准化协会制定了《深井曝气设计规范》,对深井曝气的工艺流程、工艺参数、设计方法、运行方式以及监测控制等都作了具体规定,对深井结构设计和成井施工也提出了要求。其中部分参

数列举于表 4-7 中。

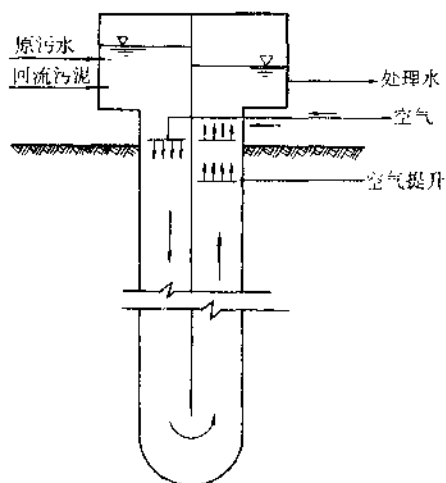


图 4-27 深井曝气活性污泥法系统

4.4.11 浅层曝气活性污泥法系统

又名殷卡曝气法(Inka aeration)(参见图 4-28),系瑞典某公司所开创。这项工艺是以下列论点作为基础的,即:气泡只有在其形成与破碎的一瞬间,有着最高的氧转移率,而与其在液体中的移动高度无关。

浅层曝气曝气池的空气扩散装置多为由穿孔管制成的曝气栅(参见图 4-28)。空气扩散装置多设置在曝气池的一侧,距水面约 0.6~0.8m 的深度。为了在池内形成环流,在池中心处设导流板(参照图 4-28)。

浅层曝气曝气池可使用低压鼓风机,有利于节省电耗,充氧能力可达 1.8~2.6kgO₂/kWh。

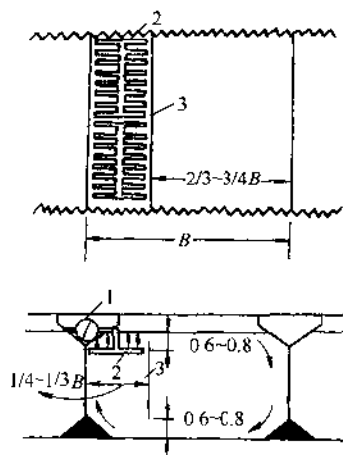


图 4-28 浅层曝气曝气池
1—空气管;2—曝气栅;3—导流板

4.4.12 纯氧曝气活性污泥法系统

又名富氧曝气活性污泥法,空气中氧的含量仅为 21%,而纯氧中的含氧量为 90%~95%,氧分压纯氧比空气高 4.4~4.7 倍,用纯氧进行曝气能够提高氧向混合液中的传递能力。早在 40 年代就有人设想用氧气代替空气进行曝气,以提高曝气池内的生化反应速率。

1968 年在美国纽约州的巴塔维亚污水处理厂建成了一座规模为 $10000\text{m}^3/\text{d}$ 的以纯氧进行曝气的曝气池,并与鼓风曝气系统进行了对比试验。1971 年美国水质管理委员会发表了该厂的对比试验报告。现在,世界上已有多座以纯氧曝气活性污泥法为主体处理技术的污水处理厂建成,其中美国底特律污水处理厂的规模达 $230 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。

采用纯氧曝气系统的主要效益有:

- (1) 氧利用率可达 80%~90%,而鼓风曝气系统仅为 10%左右;
- (2) 曝气池内混合液的 MLSS 值可达 $4000 \sim 7000\text{mg/L}$,能够提高曝气池的容积负荷;
- (3) 曝气池混合液的 SVI 值较低,一般都低于 100,污泥膨胀现象发生的较少;
- (4) 产生的剩余污泥量少。

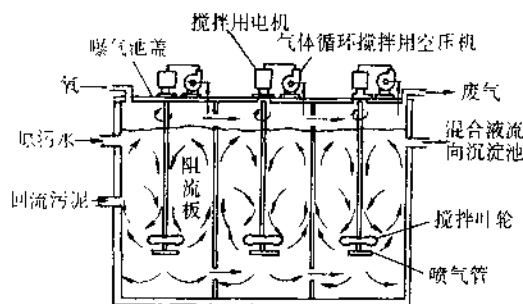


图 4-29 纯氧曝气曝气池构造图
(有盖密闭式)

纯氧曝气曝气池目前多为有盖密闭式,以防氧气外溢和可燃性气体进入。池内分成若干个小室,各室串联运行,每室流态均为完全混合。池内气压应略高于池外以防池外空气渗入,同时,池内产生的废气如 CO_2 等得以排出。

图 4-29 所示为有盖密闭式纯氧曝气池。图 4-30 所示为改造型圆顶式曝气池。这种曝气池主要用于原设备的改造。设有圆顶式池盖。气态氧从新设的喷气器进行曝气,同时设循环空压机,抽出盖内的气态氧,送入原设的空气扩散装置进行气态氧的循环。

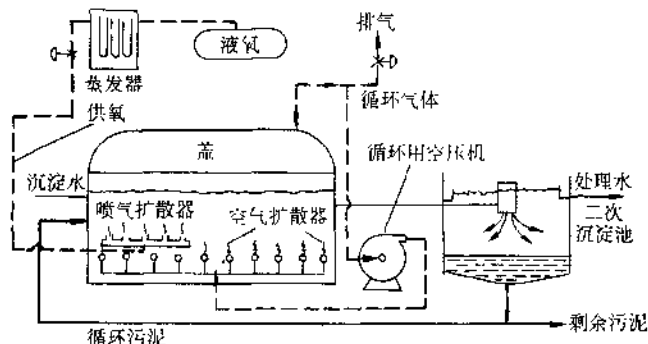


图 4-30 改造型圆顶式纯氧曝气池

这种设备的优点是投资少,但由于装置内不分室,氧分压较有盖密闭式纯氧曝气池内低。

纯氧曝气曝气池的各项设计与运行参数的建议值列举于表 4-7 中。

几种活性污泥法系统设计与运行参数(对城市污水)

表 4-7

	活性污 泥运行 方式	BOD-SS 负荷 $\left(\frac{\text{kgBOD}_5}{\text{kgMLVSS} \cdot \text{d}}\right)$	BOS-容积负荷 $\left(\frac{\text{kgBOD}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}\right)$	生物固体 停留时间 (污泥龄) (d)	混合液悬浮固体浓度 (mg/L) MLSS MLVSS		污泥回 流比 (%)	曝气 时间 (h)	剩余 污泥 量 (%Q)
	表示 符号	N_s	N_v	θ_c	MLSS	MLVSS	R	t	ES
1	传统活 性污 泥法	0.2~0.4*	0.4~0.9*	5~15	1500~3000	1500~ 2500*	25~75*	4~8	
2	阶段曝 气活性 污泥法	0.2~0.4*	0.4~1.2	5~15	2000~3500	1500~2500	25~95	3~5	
3	吸附-再 生活性 污泥法	0.2~0.4*	0.9~1.8*	5~15	吸附池 1000~3000 再生池 4000~10000	吸附池 800~2400 再生池 3200~8000	50~100*	吸附池 0.5~1.0 再生池 3~6.0	
4	延时曝 气活性 污泥法	0.05~0.1*	0.15~0.3*	20~30	3000~6000	2500~ 5000*	60~200*	20~36~48	0.25
5	高负荷 活性污 泥法	1.5~3.0*	1.5~0.3*	0.2~2.5	200~500	500~1500*	10~30*	1.5~3.0	
6	合建式 完全混 合活性 污泥法	0.25~0.5*	0.5~1.8*	5~15	3000~6000	2000~4000*	100~400*	-	
7	深井曝 气活性 污泥法	1.0~1.2	5.0~10.0*	5	5000~ 10000*	—	50~150*	>0.5*	—
8	纯氧曝 气活性 污泥法	0.4~0.8	2.0~3.2	5~15	—	—	—	—	—

带※号者为我国国标《室外排水设计规范》(GBJ 14—87)所规定的参数。

带☆号者为我国工程建设标准化协会制定的《深井曝气设计规范》所规定的参数。

4.5 活性污泥处理系统的新工艺

4.5.1 概述

活性污泥处理系统,在当前污水处理领域,是应用最为广泛的处理技术之一。它有效地用于生活污水、城市污水和有机性工业废水的处理。但是,在当前活性污泥处理系统还存着某些有待解决的问题,如反应器——曝气池的池体比较庞大,占地面积大、电耗高、管理复杂等。

近几十年来,有关专家生物处理专家和技术工作者为了解决活性污泥处理系统存在的这些问题,就活性污泥的反应机理、降解功能、运行方式、工艺系统等方面进行了大量的研究工作,使活性污泥处理系统在净化功能和工艺系统方面取得了显著的进展。

在净化功能方面,专家们的工作致力于使活性污泥处理系统向多功能方向发展,改变以去除有机污染物为主要功能的传统模式。在脱氮、除磷方面取得了成果。

对系统的运行方式作适当调整,并将厌氧技术纳入,使活性污泥处理系统能够有效地进行硝化、反硝化反应,取得脱氮率达 80% 的效果。

对活性污泥技术,在工艺方面采取措施,能够使活性污泥微生物从周围环境中摄取远超出其本身生理所需要的磷,使活性污泥处理系统具有除磷的功能。

这样,对活性污泥处理系统,突破了仅作为二级处理技术的传统观念,能够作为脱氮、除磷的三级处理技术,对此,将在本书第 7 章《污水的深度处理与回用技术》中阐述。

在工艺系统方面,几十年来,开创了多种旨在提高充氧能力、增加混合液污泥浓度、强化活性污泥微生物的代谢功能的高效活性污泥处理系统。就此,已在本章 4.4“活性污泥处理系统的运行方式与曝气池的工艺参数”一节内作过某些阐述。

应当说,活性污泥处理系统在工艺方面仍在发展,它在当前仍属于发展中的污水处理技术。

在本节内,将对近年来在构造和工艺方面有较大发展,并在实际运行中已证实效果显著的氧化沟、间歇式活性污泥法以及 AB 法污水处理工艺等活性污泥处理新工艺,作简要阐述。

4.5.2 氧化沟

又称循环曝气池,是于 50 年代由荷兰的巴斯维尔(Pasveer)所开发的一种污水生物处理技术,属活性污泥法的一种变法。图 4-31 所示为氧化沟的平面示意图,而图 4-32 所示则为以氧化沟为生物处理单元的污水处理流程。

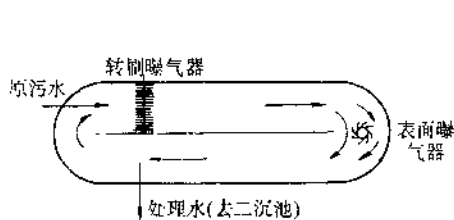


图 4-31 氧化沟平面图

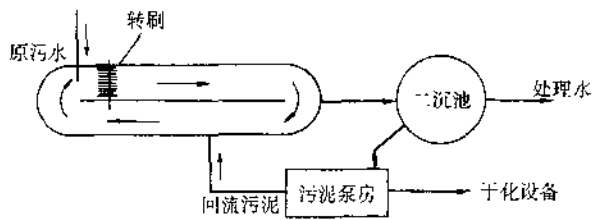


图 4-32 以氧化沟为生物处理单元的污水处理流程

1. 氧化沟的工作原理与特征

与传统活性污泥法曝气池相较,氧化沟具有下列各项特征:

(1) 在构造方面的特征

1) 氧化沟一般呈环形沟渠状,平面多为椭圆形或圆形,总长可达几十米,甚至百米以上。沟深取决于曝气装置,自 2m 至 6m。

2) 单池的进水装置比较简单,只要伸入一根进水管即可,如双池以上平行工作时,则应设配水井,采用交替工作系统时,配水井内还要设自动控制装置,以变换水流方向。

出水一般采用溢流堰式,宜于采用可升降式的,以调节池内水深。采用交替工作系统时,溢流堰应能自动启闭,并与进水装置相呼应以控制沟内水流方向。

(2) 在水流混合方面的特征

在流态上,氧化沟介于完全混合与推流之间。

污水在沟内的流速 v 平均为 0.4m/s,氧化沟总长为 L ,当 L 为 100~500m 时,污水完成一个循环所需时间约为 4~20min,如水力停留时间定为 24h,则在整个停留时间内要作 72~360 次循环。可以认为在氧化沟内混合液的水质是几近一致的,从这个意义来说,氧化沟内的流态是完全混合式的。但是又具有某些推流式的特征,如在曝气装置的下游,溶解氧浓度从高向低变动,甚至可能出现缺氧段。

氧化沟的这种独特的水流状态,有利于活性污泥的生物凝聚作用,而且可以将其区分为富氧区、缺氧区,用以进行硝化和反硝化,取得脱氮的效应。

(3) 在工艺方面的特征

1) 可考虑不设初沉池,有机性悬浮物在氧化沟内能够达到好氧稳定的程度。

2) 可考虑不单设二次沉淀池,使氧化沟与二次沉淀池合建,可省去污泥回流装置。

3) BOD 负荷低,同活性污泥法的延时曝气系统,对此,具有下列各项效益:

A. 对水温、水质、水量的变动有较强的适应性;

B. 污泥龄(生物固体平均停留时间),一般可达 15~30d,为传统活性污泥系统的 3~6 倍。可以存活、繁殖世代时间长、增殖速度慢的微生物,如硝化菌,在氧化沟内可能产生硝化反应。如运行得当,氧化沟能够具有反硝化脱氮的效应。

C. 污泥产率低,且多已达到稳定的程度,勿需再进行消化处理。

2. 氧化沟的曝气装置

氧化沟的曝气装置的功能是:①向混合液供氧;②使混合液中有机污染物、活性污泥、溶解氧三者充分混合、接触。这二项是与常规活性污泥法系统相同的。此外,氧化沟对曝气装置有一项独特的要求,即:③推动水流以一定的流速(不低于 0.25m/s)沿池长循环流动,这一项对氧化沟在保持它的工艺特征方面具有重要的意义。

对氧化沟采用的曝气装置,可分为横轴曝气装置和纵轴曝气装置两种类型。

(1) 横轴曝气装置

1) 曝气转刷(转刷曝气器)

构造见图 4-72 以钢管为转轴,在轴的外部沿轴长度焊接大量钢质叶片,使整个曝气器呈刷子状。

轴长一般介于 4~9m 之间,转刷直径多为 0.8~1.0m,充氧能力一般在 $2\text{kgO}_2/\text{kWh}$ 左右。采用转刷曝气器的氧化沟,深度多介于 2~2.5m 之间,间有采用 3.0m 者。

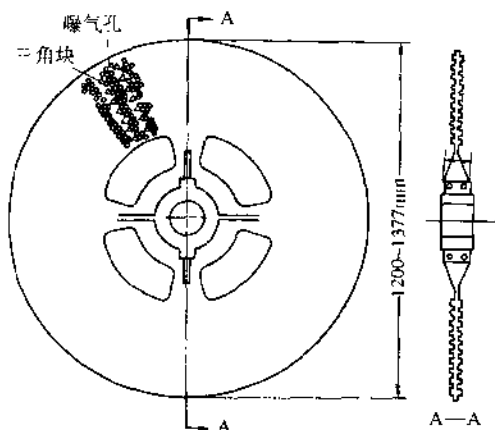


图 4-33 用于氧化沟的曝气转盘

2) 曝气转盘

用于氧化沟的曝气转盘构造见图 4-33。由转轴带动在水面上转动,成组安装在转轴上,轴长可达 6.0m,安装 1~25 个转盘。

转盘直径可达 1.372m,转盘上有凸出的三角块并留有小孔,以提高充氧能力,转速一般为 45~60r/min,充氧能力可达 $2.0\text{kgO}_2/\text{kWh}$,采用曝气转盘的氧化沟,深度可达 3.5m。

(2) 纵轴曝气装置

即常规活性污泥法完全混合曝气池采用的表面机械曝气器(参见本章 4.7 节有关内容),各种类型的表面机械曝气器都可用于氧化沟。一般安装在沟渠的转弯处。这种曝气装置有较

大的提升能力,因此,氧化沟的水深可增大到 4~4.5m。

除以上两种曝气装置外,在国外采用的还有射流曝气器和提升管式曝气装置。

3. 常用的氧化沟系统

当前国内、外常用的有下列几种氧化沟系统。

(1) 卡罗塞(Carrousel)氧化沟

60 年代由荷兰某公司所开发。卡罗塞氧化沟系统是由多沟串联氧化沟及二次沉淀池、污泥回流系统所组成(参见图 4-34)。

图 4-35 所示为六廊道并采用表面曝气器的卡罗塞氧化沟。在每组沟渠的转弯处安装一台表面曝气器。靠近曝气器的下游为富氧区,而其上游则为低氧区,外环还可能成为缺氧区,这样的氧化沟能够形成生物脱氮的环境条件。

卡罗塞氧化沟系统在世界各地应用广泛,规模大

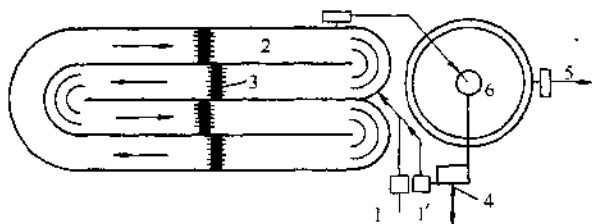


图 4-34 卡罗塞氧化沟系统(一)

1—污水泵站;1'—回流污泥泵站;2—氧化沟;3—转刷曝气器;
4—剩余污泥排放;5—处理水排放;6—二次沉淀池

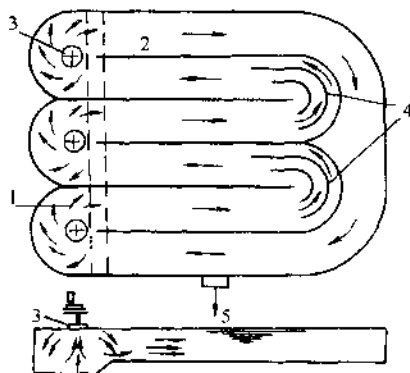


图 4-35 卡罗塞氧化沟系统(二)

1—来自经过预处理的污水(或不经预处理);
2—氧化沟;3—表面机械曝气器;4—导流隔墙;
5—处理水去往二次沉淀池

小不等,从 $200\text{m}^3/\text{d}$ 到 $650000\text{m}^3/\text{d}$,BOD 去除率达 95%~99%,脱氮效果可达 90% 以上,除磷率在 50% 左右。

卡罗塞氧化沟系统在我国也得到了应用,处理对象有城市污水也有有机性工业废水,现将其中主要应用厂家列举于表 4-8 中。

我国内采用卡罗塞氧化沟厂家及其各项特征

表 4-8

厂 (站) 名	处理对象	规模	形式与功能特征
昆明市兰花沟污水处理厂	城市污水	55000(m ³ /d)	6 廊道用于脱氮除磷
桂林市东区污水处理厂	城市污水	40000(m ³ /d)	4 廊道
上海龙华肉联废水处理厂	肉联废水	1200(m ³ /d)	4 廊道
山西针织厂废水处理站	纺织废水	5000(m ³ /d)	
西安杨森制药厂废水处理站	制药废水	1000(m ³ /d)	

(2) 交替工作氧化沟系统

由丹麦某公司所开发,有 2 池和 3 池两种交替工作氧化沟系统。图 4-36 及图 4-37 所示即分别为 2 池及 3 池交替工作氧化沟。

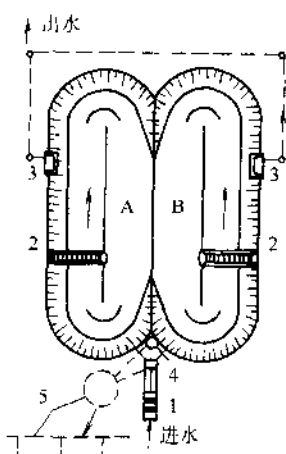


图 4-36 2 池交替工作氧化沟

1—沉砂池;2—曝气转刷;3—出水堰;
4—排泥管;5—污泥井

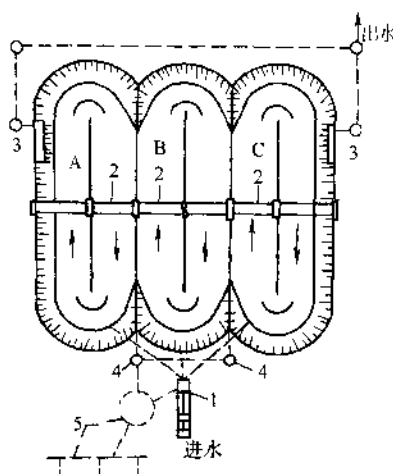


图 4-37 3 池交替工作氧化沟系统

1—沉砂池;2—曝气转刷;3—出水堰;
4—排泥管;5—污泥井

由图可见,2 池交替氧化沟由容积相同的 A、B2 池组成,串联运行交替作为曝气池和沉淀池,勿需设污泥回流系统。本系统处理水质优良,污泥也比较稳定。

3 池交替工作氧化沟,应用较广。两侧的 A、C2 池交替地作为曝气池和沉淀池,中间的 B 池则一直为曝气池,原污水交替地进入 A 池或 C 池,处理水则相应地从作为沉淀池的 C 池和 A 池流出。

经过适当运行,3 池交替氧化沟能够完成 BOD 去除和硝化、反硝化过程,取得优异的 BOD 去除与脱氮效果。这种系统勿需污泥回流系统。

交替工作的氧化沟系统必须安装自动控制系统,以控制进、出水方向,溢流堰的启闭以及曝气转刷的开动与停止。上述各工作阶段的时间,则根据水质情况确定。

我国河北省邯郸市引入丹麦技术建成了一套规模为 100000m³/d 的 3 沟交替工作氧化沟系统,目前处理量为 55000m³/d。处理效果良好,并具有脱氮和除磷功能,处理水的各项指标均优于设计要求(见表 4-9)。

邯郸市污水处理厂处理水水质(mg/L)

表 4-9

类 别	BOD ₅	COD	SS	NH ₃ -N	TN	TP
进 水	105.8	194.8	95.5	17.4	43.8	8.3
处理水	6.8	26.6	7.7	2.5	11.7	3.1
设计要求	15.0	—	20.0	2~3	6~12	—

(3) 二次沉淀池交替运行氧化沟系统

氧化沟连续运行,设两座二次沉淀池,交替运行,交替回流污泥。

这种氧化沟有多种形式,图 4-38 所示为其中的一种,而图 4-39 所示者是以两座侧沟作为二次沉淀池交替运行的氧化沟系统。

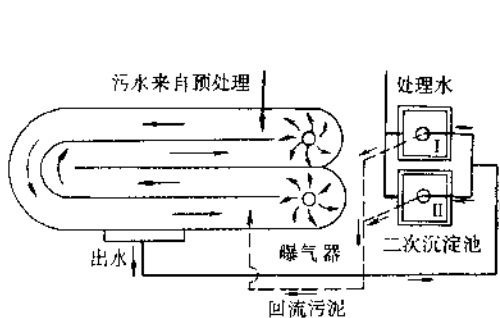
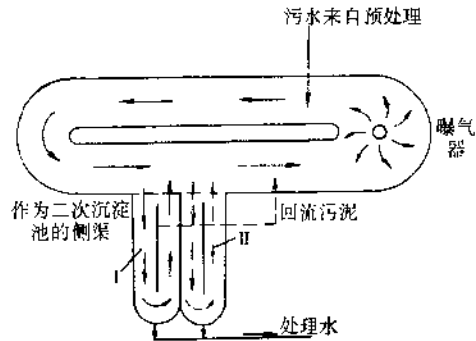


图 4-38 二次沉淀池交替运行氧化沟系统

图 4-39 以侧沟作为二次沉淀池
(交替运行)的氧化沟系统

(4) 奥巴勒(Orbal)型氧化沟系统

这是由多个呈椭圆形同心沟渠组成的氧化沟系统(参见图 4-40)。污水首先进入最外环的沟渠,然后依次进入下一层沟渠,最后由位于中心的沟渠流出进入二次沉淀池。

这种氧化沟系统多采用 3 层沟渠,最外层沟渠的容积最大,约为总容积的 60%~70%,第二层沟渠为 20%~30%,第三层沟渠则仅占 10%左右。

在运行时,应使外、中、内 3 层沟渠内混合液的溶解氧保持较大的梯度,如分别为 0、1 及 2mg/L,这样既有利于提高充氧效果,也有可能使沟渠具有脱氮除磷的功能。

奥巴勒型氧化沟系统在我国也得到应用,处理对象有城镇污水和石油化工废水,下表所列举的是采用本氧化沟系统的一部分城镇和工厂。

我国内采用奥巴勒型氧化沟系统的部分城镇及厂家

表 4-10

厂(站)名	处理对象	规模 m ³ /d
四川成都市天彭镇污水处理厂	城镇污水	4000
辽宁抚顺石油二厂废水处理站	石化废水	28800
广州石化厂废水处理站	石化废水	20000

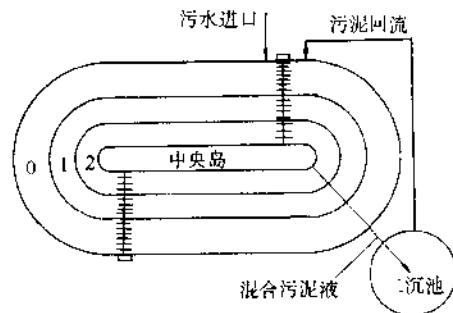


图 4-40 奥巴勒型氧化沟

(5) 曝气-沉淀一体化氧化沟

所谓一体化氧化沟就是将二次沉淀池建在氧化沟内,这种氧化沟是在 80 年代初在美国开发后,发展迅速,出现了多种形式的一体化氧化沟。本书将介绍其中比较有代表性的两种。

图 4-41 所示是其中的一种。

由图可见,在氧化沟的一个沟渠内设沉淀槽,在沉淀槽的两侧设隔墙。其底部设一排三角形的导流板,在水面设集水管以收集处理水。混合液从沉淀区底部流过,部分混合液则从导流板间隙上升进入沉淀槽,沉淀污泥则从间隙回流至氧化沟。因沉淀槽呈船形,故称为船形一体化氧化沟(见图 4-42)。

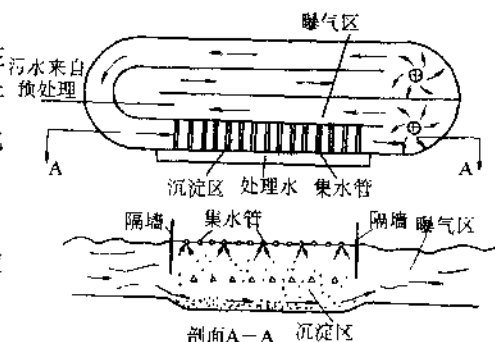


图 4-41 曝气-沉淀一体化氧化沟

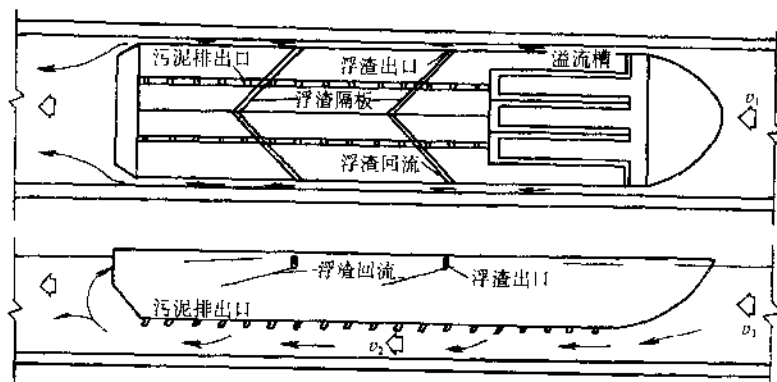


图 4-42 船形一体化氧化沟

注：槽内流速 v_1 为船式沉淀池底部流速 v_2 的 60%

船形沉淀槽设在氧化沟的一侧,恰似在氧化沟上放置的一条船,混合液从其两侧及底部流过。在沉淀槽一端设进水口,部分混合液由此导入,处理水则由设于沉淀槽另一端的溢流堰收集排出。在沉淀槽内的水流方向与氧化沟内的水流方向相反。

一体化氧化沟将曝气、沉淀两种功能集于一体,可减少占地面积,免除污泥回流系统,但其构造尚待进一步完善,运行经验也待进一步研究。

我国武汉市第五制药厂采用一体化氧化沟处理其生产废水。

4.5.3 间歇式活性污泥处理系统

本工艺英文简称 SBR 工艺(Sequencing Batch Reactor)

本工艺又称序批式活性污泥处理系统。现行的各种活性污泥处理系统(参见本章 4.4 节)的运行方式,都是按连续式考虑的。但是,在活性污泥处理技术开创的早期,却是按间歇方式运行的,只是由于这种运行方式操作烦琐,空气扩散装置易于堵塞以及某些在认识上的问题等,对活性污泥处理系统长期都采取了连续的运行方式。

近几十年来,电子工业发展迅速。污泥回流,曝气充氧以及混合液中的各项主要指标,如溶解氧浓度(DO)、pH 值、电导率、氧化还原电位(ORP)等,都能够速过自动检测仪表作到自控操作,污水处理厂整个系统都能够作到自控运行。这样,就为活性污泥处理系统的间歇

运行在技术上创造了条件。重新开始启用这项工艺。因此,可以说 SBR 工艺是一种既古老又年轻的污水处理技术。

由于这项工艺在技术上具有某些独特的优越性,从 1979 年以来,本工艺在美、德、日、澳、加等工业发达国家的污水处理领域,得到较为广泛的应用。80 年代以来,在我国也受到重视,并得到应用。

1. 间歇式活性污泥处理系统的工艺流程及其特征

图 4-43 所示是间歇式活性污泥处理系统的工艺流程。

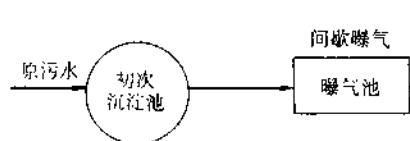


图 4-43 间歇式活性污泥处理系统工艺流程

从图可见,本工艺系统最主要特征是采用集有机污染物降解与混合液沉淀于一体的反应器——间歇曝气曝气池。

从图还可见,与连续式活性污泥法系统相较,本工艺系统组成简单,勿需设污泥回流设备,不设二次沉淀池,曝气池容积也小于连续式,建设费用与运行费用都较低。此外,间歇式活性污泥法系统还具有如下各项特征。

连续式,建设费用与运行费用都较低。此外,间歇式活性污泥法系统还具有如下各项特征。

- (1) 在大多数情况下(包括工业废水处理),无设置调节池的必要;
- (2) SVI 值较低,污泥易于沉淀,一般情况下,不产生污泥膨胀现象;
- (3) 通过对运行方式的调节,在单一的曝气池内能够进行脱氮和除磷反应;
- (4) 应用电动阀、液位计、自动计时器及可编程序控制器等自控仪表,可能使本工艺过程实现全部自动化,而由中心控制室控制。

(5) 运行管理得当,处理水水质优于连续式。

2. 间歇式活性污泥法系统工作原理与操作

原则上,可以把间歇式活性污泥法系统作为活性污泥法的一种变法,一种新的运行方式。如果说,连续式推流式曝气池,是空间上的推流,则间歇式活性污泥曝气池,在流态上虽然属完全混合式,但在有机物降解方面,则是时间上的推流。在连续式推流曝气池内,有机污染物是沿着空间降解的,而间歇式活性污泥处理系统,有机污染物则是沿着时间的推移而降解的。

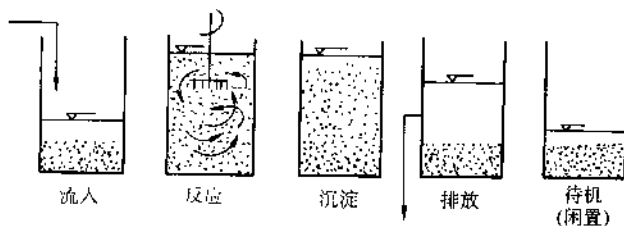


图 4-44 间歇式活性污泥法曝气池运行操作 5 个工序示意图

间歇式活性污泥处理系统的间歇式运行,是通过其主要反应器——曝气池的运行操作而实现的。曝气池的运行操作,是由(1)流入;(2)反应;(3)沉淀;(4)排放;(5)待机(闲置)等 5 个工序所组成。这 5 个工序都在曝气池这一个反应器内进行、实施(参见图 4-44)。现将各工序运行操作要点与功能阐述于后:

(1) 流入工序

在污水注入之前,反应器处于5道工序中最后的闲置段(或待机段),处理后的废水已经排放,器内残存着高浓度的活性污泥混合液。

污水注入,注满后再进行反应,从这个意义来说,反应器起到调节池的作用,因此,反应器对水质、水量的变动有一定的适应性。

污水注入、水位上升,可以根据其他工艺上的要求,配合进行其他的操作过程,如曝气,即可取得预曝气的效果,又可取得使污泥再生恢复其活性的作用;也可以根据要求,如脱氮、释放磷等,则进行缓速搅拌;又如根据限制曝气的要求,不进行其他技术措施,而单纯注水等。

本工序所用时间,则根据实际排水情况和设备条件确定,从工艺效果上要求,注入时间以短促为宜,瞬间最好,但这在实际上有时是难以作到的。

(2) 反应工序

这是本工艺最主要的一道工序。污水注入达到预定高度后,即开始反应操作,根据污水处理的目的,如BOD去除、硝化、磷的吸收以及反硝化等,采取相应的技术措施,如前三项,则为曝气,后一项则为缓速搅拌,并根据需要达到的程度以决定反应的延续时间。

如根据需要,使反应器连续地进行BOD去除-硝化-反硝化反应,BOD去除-硝化反应,曝气的时间较长,而在进行反硝化时,应停止曝气,使反应器进入缺氧或厌氧状态,进行缓速搅拌,此时为了向反应器内补充电子受体,应投加甲醛或注入少量有机污水。

在本工序的后期,进入下一步沉淀过程之前,还要进行短暂的微量曝气,以吹脱污泥近傍的气泡或氮,以保证沉淀过程的正常进行,如需要排泥,也在本工序后期进行。

(3) 沉淀工序

本工序相当于活性污泥法连续系统的二次沉淀池。停止曝气和搅拌,使混合液处于静止状态,活性污泥与水分离,由于本工序是静止沉淀,沉淀效果一般良好。

沉淀工序采取的时间基本同二次沉淀池,一般为1.5~2.0h。

(4) 排放工序

经过沉淀后产生的上清液,作为处理水排放。一直到最低水位,在反应器内残留一部分活性污泥,作为种泥。

(5) 待机工序

也称闲置工序,即在处理水排放后,反应器处于停滞状态,等待下一个操作周期开始的阶段。此工序时间,应根据现场具体情况而定。

3. SBR工艺功能的改善与强化

SBR处理工艺是一种系统简单,但处理效果好的污水生物处理技术,同时,它又是一种新型的污水处理工艺,在理论上和工程设计以及运行操作方面,还存在着需要研究、探讨的问题,现将其列举出,供参考。

(1) 关于待机与进水工序与多项功能相结合的问题

1) SBR工艺具有一定的调节功能,能够在一定程度上起到均衡污水水质、水量作用,而这一作用主要通过待机与进水工序实施。

2) 与水解酸化反应相结合,通过水解酸化反应能够改善污水的可生化性,有利于提高下一工序“曝气反应”的效果。水解酸化的延续时间应通过综合考虑进水工况与水解酸化反应所需时间确定。

3) 如待机工序时间较长,为了防止作为种污泥而留在反应器内的混合液被钝化,应对

其进行间断地曝气。还可以在新的工作周期开始之前,对保留的种污泥进行一定时间的曝气,使其得到再生,提高与强化。这一措施与本章 4.4.3 所阐述的“再生-曝气活性污泥处理系统”的作用相似。

(2) 关于 SBR 反应池的 BOD—污泥负荷与混合液

污泥浓度

与常规的活性污泥法相同,SBR 反应池内的混合液污泥浓度与 BOD—污泥负荷是两项重要的设计与运行参数。它们直接影响本工艺的其他各项工艺参数,如反应时间、反应器容积、供氧与耗氧速度等,从而对处理效果也产生直接影响。应综合多方面因素选定。

迄今,对 SBR 工艺,这 2 项基本参数,还是根据经验取值。对处理城市污水的 SBR 工艺,其反应池内的污泥浓度,可考虑取值 $3000 \sim 5000 \text{ mg/L}$,略高于传统处理系统,BOD—污泥负荷,则宜选用 $0.2 \sim 0.3 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。

(3) 关于耗氧与供氧问题

前已叙及,SBR 工艺是时间意义上的推流,反应器内的有机污染物浓度、微生物增殖速度与耗氧速度等项参数的工况,都是随时间而逐渐降低的,对此,对 SBR 工艺的反应器,采用随时间的渐减曝气方式是适宜的。

4. SBR 工艺的发展及其主要的变形工艺

SBR 工艺仍属于发展中的污水处理技术。迄今,在基本的 SBR 工艺基础上已开发出多种多样各具特色的变形工艺。现将其中主要的几种工艺简要地加以阐述。

(1) 间歇式循环延时曝气活性污泥工艺(Intermittent Cyclic Extended Activated Sludge)英文略写 ICEAS 工艺。

本工艺的运行方式是连续进水、间歇排水。在反应阶段,污水多次反复地经受“曝气好氧”“闲置缺氧”的状态,从而产生有机物降解、硝化、反硝化,吸收磷、释放磷等反应,能够取得比较彻底的 BOD 去除、脱氮和除磷的效果。在反应(包括闲置)阶段后设沉淀和排放阶段。

本工艺最主要的优点是将同步去除 BOD、脱氮、除磷的 A—A—O 工艺集于一池,无污泥回流和混合液的内循环,能耗低。此外,污泥龄长,污泥沉降性能好,剩余污泥少,也是本工艺的良好特征。

本工艺各反应过程的历时和相应反应器的运行,都能够按事先编制的程序,由计算机集中自动控制。

(2) 循环式活性污泥工艺(Cyclic Activated Sludge Technology)英文略写 CAST 工艺。

本工艺的主要技术特征是在进水区设置一生物选择器,它实际上是一个容积较小的污水与污泥的接触区。特征之二是活性污泥由反应器回流,在生物选择器内与进入的新鲜污水混合、接触,创造微生物种群在高浓度、高负荷环境下竞争生存的条件,从而选择出适应该系统生存的独特微生物种群,并有效地抑制丝状菌的过分增殖,从而避免污泥膨胀现象的产生,提高系统的稳定性。

混合液在生物选择器的水力停留时间为 1h,活性污泥从反应器的回流率一般取值 20%。在高污泥浓度条件下的生物选择器具有释放磷的作用。经生物选择器后,混合液进入反应器,经反应后顺序经过沉淀、排放等工序。如需要考虑脱氮、除磷,则应将反应阶段设计成为缺氧-好氧-厌氧环境,污泥得到再生并取得脱氮、除磷的效果。

CAST 工艺的操作运行灵活,其内容覆盖了 SBR 工艺及其所有的各种变形工艺,但其

反应机理比较复杂。

(3) 由需氧池(Demand Aeration Tank)为主体处理构筑物的预反应区和以间歇曝气池(Intermittent Aeration Tank)为主体的主反应区组成的连续进水、间歇排水的工艺系统。英文略写为 DAT-IAT 工艺。

在需氧池,污水连续流入,同时有从主反应区回流的活性污泥投入,进行连续的高强度曝气,强化了活性污泥的生物吸附作用,“初期降解”功能得到充分的发挥。大部分可溶性有机污染物被去除。

在主反应区的间歇曝气池,由于需氧池的调节、均衡作用,进水水质稳定、负荷低,提高了对水质变化的适应性。由于 $\frac{C}{N}$ 较低,有利于硝化菌的繁育,能够产生硝化反应。又由于进行间歇曝气和搅拌,能够形成缺氧-好氧-厌氧-好氧的交替环境,在去除 BOD 的同时,取得脱氮除磷的效果。

此外,由于在预反应区的需氧池内,强化了生物吸附作用,在微生物的细菌中,贮存了大量的营养物质,在主反应区的间歇曝气池内可利用这些物质提高内源呼吸的反硝化作用,即所谓贮存性反硝化作用。

本工艺在沉淀和排放阶段也连续进水,这样能够综合利用进水中的碳源和前述的贮存性反硝化作用,在理论上有很强的脱氮功能。但是,本工艺采用延时曝气方式,污泥龄长、排泥量少,从理论上讲除磷能力不可能太高。

以上各种工艺已在美、澳等国得到应用,并受到重视。

除以上各工艺外,开发出的新型并已工程化的工艺还有:IDAL、IDEA、CASS、CASP 等,请参阅有关资料文献。

SBR 工艺及其新形工艺,在我国也受到专家们的重视,得到应用,除城市污水处理外,还用于处理啤酒、制革、食品生产、肉类加工以及制药等工业废水,效果良好,并开发出几种形式的滗水器与之配套设备。

4.5.4 AB 法污水处理工艺

AB 法污水处理工艺,系吸附—生物降解(Adsorption—Biodegradation)工艺的简称。是德国亚琛工业大学宾克(Bohnke)教授于 70 年代中期开创的。从 80 年代开始用于生产实践。由于本工艺具有一系列独特的特征,受到污水处理专家的重视。

1. AB 法污水处理工艺系统及其主要特征

AB 法污水处理工艺流程示之于图 4-45。

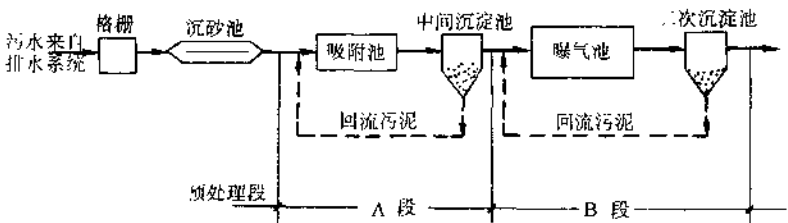


图 4-45 AB 法污水处理工艺流程

从图可见,与传统的活性污泥处理相较,AB 工艺的主要特征是:

(1) 全系统共分预处理段、A 段、B 段等 3 段。在预处理段只设格栅、沉砂池等简易处

理设备,不设初次沉淀池。

(2) A段由吸附池和中间沉淀池组成,B段则由曝气池及二次沉淀池所组成。

(3) A段与B段各自拥有独立的污泥回流系统,两段完全分开,每段能够培育出各自独特的,适于本段水质特征的微生物种群。

2. A段的效应、功能与设计运行参数

(1) A段连续不断地从排水系统中接受污水,同时也接种在排水系统中存活的微生物种群。对此,偌大的排水系统起到“微生物选择器”和中间反应器的作用。在这里不断地产生微生物种群的适应、淘汰、优选、增殖等过程。从而能够培育、驯化、诱导出与原污水适应的微生物种群。

由于本工艺不设初沉池,使A段能够充分利用经排水系统优选的微生物种群,使A段形成一个开放性的生物动力学系统。

(2) A段负荷高,为增殖速度快的微生物种群提供了良好的环境条件。在A段能够成活的微生物种群,只能是抗冲击负荷能力强的原核细菌,而原生动物和后生动物则不能存活。

(3) A段污泥产率高,并有一定的吸附能力,A段对污染物的去除,主要依靠生物污泥的吸附作用。这样,某些重金属和难降解有机物质以及氮、磷等植物性营养物质,都能够通过A段而得到一定的去除,对此,大大地减轻了B段的负荷。

A段对BOD的去除率大致介于40%~70%之间,但经A段处理后的污水,其可生化性将有所改善,有利于后续B段的生物降解作用。

(4) 由于A段对污染物质的去除,主要是以物理化学作用为主导的吸附功能,因此,其对负荷、温度、pH值以及毒性等作用具有一定的适应能力。

(5) 对城市污水处理的A段,主要设计与运行数据的建议值。

1) BOD—污泥负荷(N_s)—— $2\sim 6\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$,为传统活性污泥处理系统的10~20倍;

2) 污泥龄(生物固体平均停留时间)(θ_c)—— $0.3\sim 0.5\text{d}$;

3) 水力停留时间(t)—— 30min ;

4) 吸附池内溶解氧(DO)浓度—— $0.2\sim 0.7\text{mg/L}$ 。

3. B段的效应、功能与设计、运行参数

(1) B段接受A段的处理水,水质、水量比较稳定,冲击负荷已不再影响B段,B段的净化功能得以充分发挥。

(2) 去除有机污染物是B段的主要净化功能。

(3) B段的污泥龄较长,氮在A段也得到了部分的去除,BOD:N比值有所降低,因此,B段具有产生硝化反应的条件。

(4) B段承受的负荷为总负荷的30%~60%,较传统活性污泥处理系统,曝气池的容积可减少40%左右。

应当说明的,B段的各项功能、效应的发挥,都是以A段正常运行作为首要条件的。

(5) 城市污水处理的B段,设计、运行参数的建议值。

1) BOD—污泥负荷(N_s)—— $0.15\sim 0.3\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$;

2) 污泥龄(生物固体平均停留时间)(θ_c)—— $15\sim 20\text{d}$;

3) 水力停留时间(t)—— $2\sim 3\text{h}$;

4) 曝气池内混合液溶解氧含量(DO)——1~2mg/L。

AB 处理工艺在我国也得到应用,用于处理城市污水。日处理污水量为 80000m³ 的青岛海泊河污水处理厂便是其中的一座。该厂于 1993 年 3 月开工建造,1995 年 6 月正式投产运行。当前,该厂运行正常,处理水水质完全符合国家规定的排放标准。

4.6 曝气的理论基础

活性污泥法是采取人工措施,创造适宜条件,强化活性污泥微生物的新陈代谢功能,加速污水中有机污染物降解的污水生物处理技术。对此,重要的人工措施之一是向活性污泥反应器——曝气池中的混合液提供足够的溶解氧和使混合液中的活性污泥与污水充分接触,这两项任务是通过曝气这一手段实现的。

现在通行的曝气法有:鼓风曝气、机械曝气和两者联合的鼓风-机械曝气。鼓风曝气是将由空压机送出的压缩空气通过一系列的管道系统送到安装在曝气池池底的空气扩散装置(曝气装置),空气从那里以微小气泡的形式逸出,并在混合液中扩散,使气泡中的氧转移到混合液中去;而气泡在混合液的强烈扩散、搅动,使混合液处于剧烈混合、搅拌状态。机械曝气则是利用安装在水面上、下的叶轮高速转动,剧烈地搅动水面,产生水跃,使液面与空气接触的表面不断更新,使空气中的氧转移到混合液中去。

4.6.1 氧转移原理

1. 菲克(Fick)定律

通过曝气,空气中的氧,从气相传递到混合液的液相中,这既是一个传质过程,也是一个物质扩散过程。扩散过程的推动力是物质在界面两侧的浓度差。物质的分子从浓度较高的一侧向着较低的一侧扩散、转移。

扩散过程的基本规律可以用菲克(Fick)定律加以概括,即:

$$v_d = -D_L \frac{dC}{dX} \quad (4-62)$$

式中 v_d ——物质的扩散速度,在单位时间内单位断面上通过的物质数量;

D_L ——扩散系数,表示物质在某种介质中的扩散能力,主要决定于扩散物质和介质的特性及温度;

C ——物质浓度;

X ——扩散过程的长度;

$\frac{dC}{dX}$ ——浓度梯度,即单位长度内的浓度变化值。

上式表明,物质的扩散速率与浓度梯度呈正比关系。

2. 双膜理论与氧总转移系数 K_{La}

以 M 表示在单位时间 t 内通过界面扩散的物质数量;以 A 表示界面面积,则下式成立:

$$v_d = \frac{\frac{dM}{dt}}{A} \quad (4-63)$$

代入式(4-62),得:

$$\frac{dM}{dt} = -D_L \frac{dC}{dX} \quad (4-64)$$

$$\frac{dM}{dt} = -D_L A \frac{dC}{dX} \quad (4-65)$$

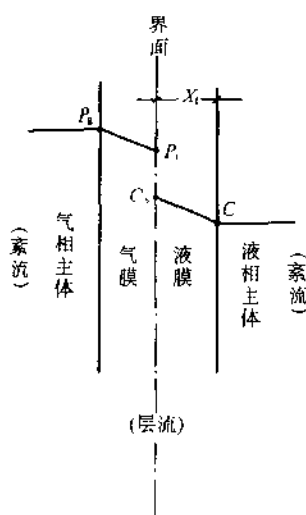


图 4-46 双膜理论模型

在曝气过程中,氧分子通过气、液界面由气相转移到液相,在界面的两侧存在着气膜和液膜。气体分子通过气膜和液膜的传递理论,为污水生物处理科技界所接受的是刘易斯(Lewis)和怀特曼(Whitman)于 1923 年建立的“双膜理论”。这一理论的基本点可归纳如下(参见图 4-46)。

(1) 在气、液两相接触的界面两侧存在着处于层流状态的气膜和液膜,在其外侧则分别为气相主体和液相主体,两个主体均处于紊流状态。

气体分子以分子扩散方式从气相主体通过气膜与液膜而进入液相主体。

(2) 由于气、液两相的主体均处于紊流状态,其中物质浓度基本上是均匀的,不存在浓度差,也不存在传质阻力,气体分子从气体主体传递到液相主体,阻力仅存在于气、液两层层流膜中。

(3) 在气膜中存在着氧的分压梯度,在液膜中存在着氧的浓度梯度,它们是氧转移的推动力。

(4) 氧难溶于水,因此,氧转移决定性的阻力又集中在液膜上,因此,氧分子通过液膜是氧转移过程的控制步骤,通过液膜的转移速度是氧转移过程的控制速度。

在气膜中,氧分子的传递动力很小,气相主体与界面之间的氧分压差值 $P_g - P_i$ 很低,一般可以认为 $P_g \approx P_i$ 。这样,界面处的溶解氧浓度值 C_s ,是在氧分压为 P_g 条件下的溶解氧的饱和浓度值。如果气相主体中的气压为一个大气压。则 P_g 就是一个大气压中的氧分压(约为一个大气压的 1/5)。

设液膜厚度为 X_l (此值极低),则在液膜溶解氧浓度的梯度为:

$$-\frac{dC}{dX} = \frac{C_s - C}{X_l} \quad (4-66)$$

代入式(4-65),得:

$$\frac{dM}{dt} = D_L A \left(\frac{C_s - C}{X_l} \right) \quad (4-67)$$

式中 $\frac{dM}{dt}$ ——氧传递率, kgO_2/h ;

D_L ——氧分子在液膜中的扩散系数, m^2/h ;

A ——气、液两相接触界面面积, m^2 ;

$\frac{C_s - C}{X_l}$ ——在液膜内溶解氧的浓度梯度, $\text{kgO}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{m})$ 。

设液相主体的容积为 $V(\text{m}^3)$,并用其除以上式则得:

$$\frac{\frac{dM}{dt}}{V} = \frac{D_L A}{X_f V} (C_s - C) \quad (4-68)$$

$$\frac{dC}{dt} = K_L \frac{A}{V} (C_s - C)$$

式中 $\frac{dC}{dt}$ ——液相主体中溶解氧浓度变化速度(或氧转移速度), $\text{kgO}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$;

K_L ——液膜中氧分子传质系数, m/h ; $K_L = \frac{D_L}{X_f}$ 。

由于 A 值难测, 采用总转移系数 K_{La} 代替 $K_L \frac{A}{V}$, 因此, 上式改写为:

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} (C_s - C) \quad (4-69)$$

式中 K_{La} ——氧总转移系数, 此值表示在曝气过程中氧的总传递性, 当传递过程中阻力大, 则 K_{La} 值低, 反之则 K_{La} 值高。

K_{La} 的倒数 $\frac{1}{K_{La}}$ 的单位为 (h), 它所表示的是曝气池中溶解氧浓度从 C 提高到 C_s 所需要的时间。当 K_{La} 值低时, $\frac{1}{K_{La}}$ 值高, 使混合液内溶解氧浓度从 C 提高到 C_s 所需时间长, 说明氧传递速度慢, 反之, 则氧的传递速度快, 所需时间短。

这样, 为了提高 $\frac{dC}{dt}$ 值, 可从两方面考虑:

(1) 提高 K_{La} 值。这样需要加强液相主体的紊流程度, 降低液膜厚度, 加速气、液界面的更新, 增大气、液接触面积等。

(2) 提高 C_s 值。提高气相中的氧分压, 如采用纯氧曝气、深井曝气等。

3. 氧总转移系数 K_{La} 值的确定

氧总转移系数 K_{La} 是评价空气扩散装置供氧能力的重要参数, 有数种测定法。

(1) 水中无氧状态下的测定法

用清水进行测定。

1) 首先用脱氧剂-亚硫酸钠(或氮气)进行脱氧;

2) 在溶解氧为 0 的状态下, 进行曝气充氧, 每隔一段时间测定溶解氧值, 直到饱和时为止。

水中溶解氧的变化率或转移速度见公式(4-69)。

根据充氧过程的 $C \sim t$ 关系, 求出 $\frac{dC}{dt}$ 值, 作 $\frac{dC}{dt} \sim C$ 关系坐标图(见图 4-47), 得直线, 直线的斜率即为 K_{La} 值。

(2) 对曝气池内混合液 K_{La} 值的测定

在混合液中存在活性污泥微生物, 在曝气充氧过程中, 始终伴随着活性污泥微生物的耗氧, 设活性污泥微生物的耗氧速率为 R , 则混合液内氧的变化率是氧的转移率与氧的消耗率之差, 即:

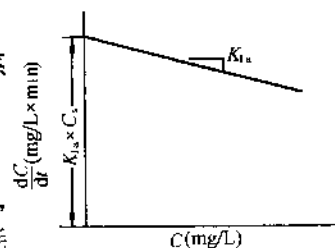


图 4-47 K_{La} 值确定 $\frac{dC}{dt} \sim C$ 关系图

$$\frac{dC}{dt} = K_{La}(C'_s - C) - R \quad (4-70)$$

式中 C'_s ——混合液的溶解氧饱和浓度, mg/L。

上式可改写为下列形式:

$$\frac{dC}{dt} = (K_{La}C'_s - R) - K_{La}C \quad (4-71)$$

上式可作为直线方程式考虑, 做 $\frac{dC}{dt}$ 与 C 之间的坐标图, 所得直线的斜率即为 K_{La} 值, 而截距即为 $K_{La}C'_s - R$ 。

先用小曝气量, 仅使活性污泥悬浮于水中, 由于活性污泥微生物耗氧, 混合液中的溶解氧下降到零, 然后再用大曝气量, 逐时定点测定混合液的溶解氧量, 一直达到饱和值(C'_s)为止。

4.6.2 氧转移的影响因素

从式(4-67)可以看到, 氧的转移速度与氧分子在液膜的扩散系数 D_L 、气液界面面积 A 、气液界面与液相主体之间的氧饱和差($C_s - C$)等参数正比关系, 与液膜厚度 X_L 成反比关系, 影响上述各项参数的因素也必然是影响氧转移速度的因素, 现将其主要因素阐述于下。

1. 污水水质

污水中含有各种杂质, 它们对氧的转移产生一定的影响。特别是某些表面活性物质, 如短链脂肪酸和乙醇等, 这类物质的分子属两亲分子(极性端亲水、非极性端疏水)。它们将聚集在气液界面上, 形成一层分子膜, 阻碍氧分子的扩散转移, 总转移系数 K_{La} 值将下降, 为此引入一个小于 1 的修正系数 α 。

$$\alpha = \frac{\text{污水中的 } K'_{La}}{\text{清水中的 } K_{La}} \quad (4-72)$$

$$\therefore K'_{La} = \alpha K_{La} \quad (4-73)$$

由于在污水中含有盐类, 因此, 氧在水中的饱和度也受水质的影响, 对此, 引入另一数值小于 1 的系数 β 予以修正。

$$\beta = \frac{\text{污水的 } C'_s}{\text{清水的 } C_s} \quad (4-74)$$

$$\therefore C'_s = \beta C_s \quad (4-75)$$

上述的修正系数 α 、 β 值, 均可通过对污水、清水的曝气充氧试验予以测定。

列斯特(Lister)和蒲恩(Boon)于 1973 年对处理城市污水的推流式曝气池进行了测定, 得出: 池首端的修正系数 α 为 0.3, 末端为 0.8。表 4-11 所列举的是斯图肯普(Stukenbeng)等于 1977 年对处理城市污水的完全混合曝气池进行测定所取得的 α 及 β 值。

修正系数 α 及 β 值 (斯图肯普测定值)

表 4-11

耗氧速度 (mg/L·h)	温 度 (°C)	α	$\beta \cdot C$ (mg/L)
40	19.8	0.89	7.9
41	19.8	0.86	7.9
36	19.8	0.85	7.9
40	18.7	0.78	8.2
43	19.0	0.90	8.2

续表

耗氧速度(mg/L·h)	温 度 (°C)	α	$\beta \cdot C$ (mg/L)
48	19.4	0.89	8.1
56	19.0	0.93	8.0
50	19.5	0.93	8.0
64	20.5	0.90	7.9
59	20.6	0.94	7.9
52	19.3	0.84	8.0
53	20.0	0.99	7.9

2. 水温

水温对氧的转移影响较大,水温上升,水的粘滞性降低,扩散系数提高,液膜厚度随之降低, K_{La} 值增高,反之,则 K_{La} 值降低,其间的关系式为:

$$K_{La(T)} = K_{La(20)} \cdot 1.024^{(T-20)} \quad (4-76)$$

式中 $K_{La(T)}$ ——水温为 $T^{\circ}\text{C}$ 时的氧总转移系数;

$K_{La(20)}$ ——水温为 20°C 时的氧总转移系数;

T ——设计温度;

1.024——温度系数。

水温对溶解氧饱和度 C_s 值也产生影响, C_s 值因温度上升而降低(见附录 1)。 K_{La} 值因温度上升而增大,但液相中氧的浓度梯度却有所降低。因此,水温对氧转移有两种相反的影响,但并不能两相抵消。总的来说,水温降低有利于氧的转移。

在运行正常的曝气池内,当混合液在 $15 \sim 30^{\circ}\text{C}$ 范围内时,混合液溶解氧浓度 C 能够保持在 $1.5 \sim 2.0\text{mg/L}$ 左右。最不利的情况将出现在温度为 $30 \sim 35^{\circ}\text{C}$ 的盛夏。

3. 氧分压

C_s 值受氧分压或气压的影响。气压降低, C_s 值也随之下降;反之则提高。因此,在气压不是 $1.013 \times 10^5\text{Pa}$ 的地区, C 值应乘以如下的压力修正系数:

$$\rho = \frac{\text{所在地区实际气压(Pa)}}{1.013 \times 10^5} \quad (4-77)$$

对鼓风机曝气池,安装在池底的空气扩散装置出口处的氧分压最大, C_s 值也最大;但随气泡上升至水面,气体压力逐渐降低,降低到一个大气压,而且气泡中的一部分氧已转移到液体中,鼓风机曝气池中的 C_s 值应是扩散装置出口处和混合液表面两处的溶解氧饱和浓度的平均值,按下列公式计算:

$$C_{sb} = C_s \left(\frac{P_b}{2.026 \times 10^5} + \frac{Q_l}{42} \right) \quad (4-78)$$

式中 C_{sb} ——鼓风机曝气池内混合液溶解氧饱和度的平均值 mg/L ;

C_s ——在大气压力条件下,氧的饱和度, mg/L ;

P_b ——空气扩散装置出口处的绝对压力 Pa ,其值等于下式:

$$P_b = P + 9.8 \times 10^3 H \quad (4-79)$$

H ——空气扩散装置的安装深度, m ;

P ——大气压力, $P = 1.013 \times 10^5\text{Pa}$;

气泡在离开池面时,氧的百分比按下式求定:

$$O_t = \frac{21(1 - E_A)}{79 + 21(1 - E_A)} 100\% \quad (4-80)$$

式中 E_A ——空气扩散装置的氧的转移效率,一般在 6%~12% 之间。

上述各项因素,基本上是自然形成的,不宜用人力加以改变,只能通过在计算上的修正去适应它,并降低其所造成的影响。

此外还有一系列能够通过人们的行为,而使氧转移速率得以强化的因素。

氧的转移还与气泡的大小、液体的紊流程度和气泡与液体的接触时间有关。气泡粒径大小由空气扩散器的性能所决定。气泡尺寸小,则接触面 A 较大,将提高 K_{La} 值,有利于氧的转移;但气泡小却不利于紊流,对氧的转移也有不利的影响。紊流程度大,接触充分, K_{La} 值增高,氧转移速率也将有所提高。

综合上述,氧的转移速度取决于下列各项因素:气相中氧分压梯度;液相中氧的浓度梯度;气液之间的接触面积和接触时间;水温;污水的性质以及水流的紊流程度等。

当混合液中氧的浓度为零时,由于具有最大的推动力,因此氧的转移率最大。

氧从气泡中转移到液体中,逐渐使气泡周围的液膜的氧含量饱和,这样,氧的转移速度又取决于液膜的更新速度。紊流和气泡的形成、上升、破裂,都有助于气泡液膜的更新和氧的转移。

鼓风曝气的气泡尺寸减小,气液之间接触面积增大,气泡与液体接触的时间加大也都有助于氧的转移。

4.6.3 氧转移速率与供气量的计算

在稳定条件下,氧的转移速度应等于活性污泥微生物的需氧速度(R_t):

$$\frac{dC}{dt} = \alpha K_{La(20)} \cdot 1.024^{(T-20)} (\beta \cdot \rho \cdot C_{s(T)} - C) = R_t \quad (4-81)$$

生产厂家提供空气扩散装置的氧转移参数是在标准条件下测定的,所谓标准条件是:水温 20℃;气压为 $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ (大气压);测定用水是脱氧清水。因此,必须根据实际条件对厂商提供的氧转移速度等数据加以修正。

在标准条件下,转移到曝气池混合液的总氧量(R_0)为:

$$R_0 = K_{La(20)} C_{s(20)} V \quad (\text{kg/h}) \quad (4-82)$$

而在实际条件下,转移到曝气池的总氧量(R)为:

$$R = \alpha K_{La(20)} [\beta \cdot \rho \cdot C_{s(T)} - C] 1.024^{(T-20)} V = R_t V \quad (4-83)$$

解上二式得:

$$R_0 = \frac{RC_{s(20)}}{\alpha [\beta \cdot \rho \cdot C_{s(T)} - C] 1.024^{(T-20)}} \quad (4-84)$$

由于 $R = R_t V$; R_t 可以根据式(4-26)求定。因此, R_0 值可以求出。在一般情况下:

$$\frac{R_0}{R} = 1.33 \sim 1.61$$

即实际工程所需空气量较标准条件下的所需空气量多 33%~61%。

氧转移效率(氧利用效率)为:

$$E_A = \frac{R_0}{S} 100\% \quad (4-85)$$

式中 S ——供氧量, kg/h

$$S = G_s \times 0.21 \times 1.43 = 0.3G_s \quad (\text{kg/h}) \quad (4-86)$$

G_s ——供气量, m^3/h ;

0.21——氧在空气中所占百分比;

1.43——氧的容重, kg/m^3 。

对鼓风曝气,各种空气扩散装置在标准状态下 E_A 值,是厂商提供的,因此,供气量可以通过式(4-85)确定,即:

$$G_s = \frac{R_0}{0.3E_A} \cdot 100 \quad (\text{m}^3/\text{h}) \quad (4-87)$$

R_0 值根据公式(4-84)确定。

对机械曝气,各种叶轮在标准条件下的充氧量与叶轮直径及其与线速度的关系,也是厂商通过实际测定确定并提供的。如泵型叶轮的充氧量与叶轮直径及叶轮线速度的关系,按下式确定:

$$Q_{os} = 0.379v^{0.28} \cdot D^{1.88} \cdot K \quad (\text{kg/h}) \quad (4-88)$$

式中 Q_{os} ——泵型叶轮在标准条件下的充氧量, kg/h ;

v ——叶轮线速度, m/s ;

D ——叶轮直径, m ;

K ——池型结构修正系数。

$Q_{os} = R_0$, R_0 值则按式(4-84)确定。所需叶轮直径可以通过公式(4-88)求定(泵型叶轮),其他类型的叶轮的充氧量则根据相应的公式或图表求出。

【例题 4-2】 某城镇污水量 $Q = 10000\text{m}^3/\text{d}$,原污水经初次沉淀池处理后 BOD_5 值 $S_a = 150\text{mg}/\text{L}$,要求处理水 BOD_5 值 $S_e = 15\text{mg}/\text{L}$,去除率 90%,求定鼓风曝气时的供气量和采用机械曝气时所需的充氧量。有关的设计参数为:

混合液活性污泥浓度(挥发性) $X_v = 2000\text{mg}/\text{L}$;曝气池出口处溶解氧浓度 $C = 2\text{mg}/\text{L}$;计算水温 25°C 。

有关设计的各项系数为: $a' = 0.5$, $b' = 0.1$; $\alpha = 0.85$; $\beta = 0.95$; $p = 1$; $E_A = 10\%$ 。

经计算曝气池有效容积 $V = 3000\text{m}^3$,空气扩散装置安设在水下 4.5m 处。

【解】 (1) 求定需氧量

按公式(4-26)

$$R = O_2 = a'Q(S_0 - S_e) + b'X_vV$$

代入各值

$$R = O_2 = \frac{10000 \times 0.5(150 - 15)}{1000} + 0.1 \frac{2000 \times 3000}{1000} = 1275\text{kgO}_2/\text{d}$$

(2) 计算曝气池内平均溶解氧饱和度,按公式(4-78),即:

$$C_{sb} = C_s \left(\frac{P_b}{2.026 \times 10^5} + \frac{O_t}{42} \right)$$

计算,为此,确定式中各参数值:

1) 求定空气扩散装置出口处的绝对压力 P_b 值,按公式(4-79):

$$P_b = 1.013 \times 10^5 + 9.8 \times 4.5 \times 10^3 = 1.454\text{Pa}$$

2) 求定气泡离开池表面时,氧的百分比 O_t 值,按公式(4-80):

$$O_t = \frac{21(1 - 0.1)}{79 + 21(1 - 0.1)} \times 100\% = 19.3\%$$

3) 确定计算水温 20℃ 和 25℃ 条件下的氧的饱和度,查附录 1,得:

$$C_s(20^\circ) = 9.17 \text{mg/L}$$

$$C_s(25^\circ) = 8.4 \text{mg/L}$$

代入各值,得:

$$C_{sb(25^\circ)} = 8.4 \left(\frac{1.454}{2.026} + \frac{19.3}{42} \right) = 9.88 \text{mg/L}$$

$$C_{sb(20^\circ)} = 9.17 \left(\frac{1.454}{2.026} + \frac{19.3}{42} \right) = 10.8 \text{mg/L}$$

(3) 计算 20℃ 时脱氧清水的需氧量,按公式(4-84),代入各值,得:

$$\begin{aligned} R_0 &= \frac{1275 \times 9.17}{0.85[0.95 \times 1 \times 9.88 - 2] \times 1.024^{(25-20)}} \\ &= 1692 \text{kgO}_2/\text{d} = 71 \text{kg/h} \end{aligned}$$

(4) 计算供气量,按公式(4-87):

$$G_s = \frac{1692}{0.3 \times 10} \times 100 = 56400 \text{m}^3/\text{d} = 39.2 \text{m}^3/\text{min}$$

(5) 求定采用表面机械曝气时,所需的充氧量。计算按公式(4-84),代入各值,得:

1) 计算 20℃ 时脱氧清水的需氧量,按公式(4-68)计算,代入各值,得:

$$\begin{aligned} R_0 &= \frac{1275 \times 9.17}{0.85[0.95 \times 1 \times 8.4 - 2]1.024^{(25-20)}} \\ &= 2098.39 \text{kgO}_2/\text{d} = 87.43 \text{kg/h} \end{aligned}$$

2) 需氧量:

$$Q_{cs} = 87.43 \text{kg/h}$$

可以按公式(4-88)计算或按图表查出叶轮尺寸。

4.7 曝气系统与空气扩散装置

空气扩散装置习称曝气装置,是活性污泥系统至关重要的设备之一。当前广泛用于活性污泥系统的空气扩散装置分为鼓风曝气和机械曝气两大类。

空气扩散装置在曝气池内的主要作用是:

(1) 充氧,将空气中的氧(或纯氧)转移到混合液中的活性污泥絮凝体上,以供应微生物呼吸之需。

(2) 搅拌、混合,使曝气池内的混合液处在剧烈的混合状态,使活性污泥、溶解氧、污水中的有机污染物三者充分接触。同时,也起到防止活性污泥在曝气池内沉淀的作用。

表示空气扩散装置技术性能的主要指标是:

(1) 动力效率(E_p),每消耗 1kWh 电能转移到混合液中的氧量,以 kgO_2/kWh 计。

(2) 氧的利用效率(E_A),通过鼓风曝气转移到混合液中的氧量,占总供氧量的百分比(%)。

(3) 氧的转移效率(E_L)也称为充氧能力,通过机械曝气装置的转动,在单位时间内转移到混合液中的氧量,以 kgO_2/h 计。

对鼓风曝气系统性能按(1)、(2)两项指标评定,对机械曝气装置,则按(1)、(3)两项指标评定。

4.7.1 鼓风曝气系统与空气扩散装置

鼓风曝气系统由空压机、空气扩散装置和一系列连通的管道所组成。空压机将空气通过一系列管道输送到安装在曝气池底部的空气扩散装置,经过扩散装置,使空气形成不同尺寸的气泡。气泡在扩散装置出口处形成,尺寸则取决于空气扩散装置的形式,气泡经过上升和随水循环流动,最后在液面处破裂,在这一过程中产生氧向混合液中转移的作用。

鼓风曝气系统的空气扩散装置主要分为:微气泡、中气泡、大气泡、水力剪切、水力冲击及空气升液等类型。

1. 微气泡空气扩散装置

也称为多孔性空气扩散装置,多是用多孔性材料如陶粒、粗瓷等掺以适当的如酚醛树脂一类的粘合剂,在高温下烧结成为扩散板、扩散管及扩散罩的形式。

这一类扩散装置的主要性能特点是产生微小气泡,气、液接触面大,氧利用率较高,一般都可达到 10% 以上,其缺点是气压损失较大,易堵塞,送入的空气应预先通过过滤处理。

以下就在我国通行采用的几种类型的微气泡空气扩散装置加以简要阐述。

(1) 扩散板

呈正方形,尺寸多为 $300\text{mm} \times 300\text{mm} \times 35\text{mm}$ 。

扩散板多采用如图 4-48 所示的板匣的形式安装,每个板匣有自己的进气管,便于维护管理、清洗和置换。

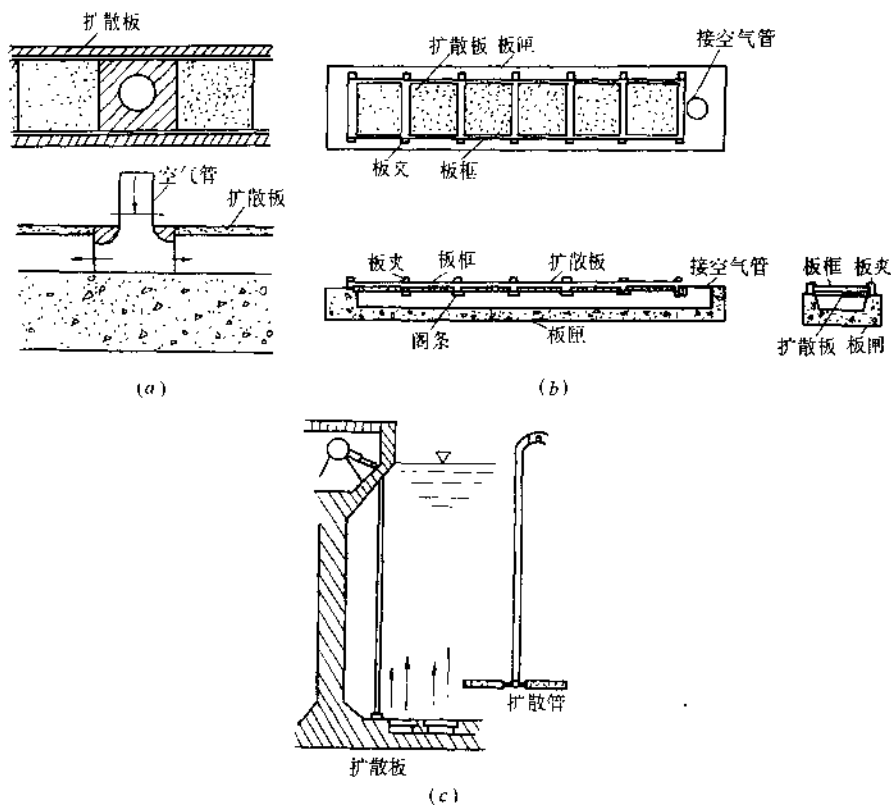


图 4-48 扩散板空气扩散装置

(a) 扩散板沟安装方式; (b) 扩散板匣安装方式; (c) 扩散板与扩散管

扩散板一般沿曝气池廊道的一侧或二侧布置安装,其有效面积应按压缩空气量计算,一般为曝气池池底面积的 $\frac{1}{9} \sim \frac{1}{15}$ 。

当曝气池水深 $<4.8\text{m}$ 时,氧利用率介于 $7\% \sim 14\%$,动力效率则为 $1.8 \sim 2.5\text{kgO}_2/\text{kWh}$ 。

(2) 扩散管

一般采用的管径为 $60 \sim 100\text{mm}$,长度多为 $500 \sim 600\text{mm}$ 。常以组装形式安装,以 $8 \sim 12$ 根管组装成一个管组(图 4-49),便于安装、维修。其布置形式同扩散板。



图 4-49 扩散管组安装图

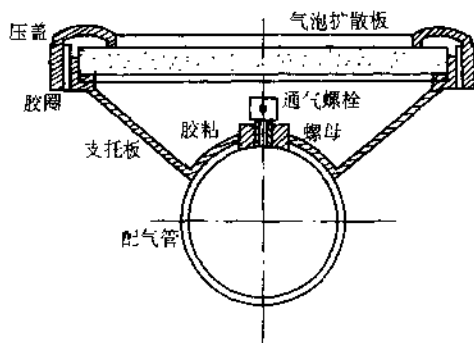


图 4-50 固定式平板型微孔空气扩散器

扩散管的氧利用率约介于 $10\% \sim 13\%$ 之间,动力效率约为 $2\text{kgO}_2/\text{kWh}$ 。

(3) 固定式平板型微孔空气扩散器

见图 4-50,主要包括:扩散板、通气螺栓、配气管、三通短管、橡胶密封圈、压盖等。

我国生产的平板型微孔空气扩散装置有 HWB-1 型、HWB-2 型和 BYW-1 等,其主要各项参数:平均孔径 $100 \sim 200\mu\text{m}$;服务面积 $0.3 \sim 0.75\text{m}^2/\text{个}$;动力效率 $4 \sim 6\text{kgO}_2/\text{kWh}$;氧利用率 $20\% \sim 25\%$;

扩散器占曝气池面积系数比例为 $6.2\% \sim 7.75\%$ 。

(4) 固定式钟罩型微孔空气扩散器

见图 4-51。目前我国生产的钟罩型微孔空气扩散器有 HWB-3 型和 BGW-1 型等,其技术参数与平板型基本相同。

上述两种微孔空气扩散器多采用刚性材料,如陶瓷、刚玉等材料制造,氧利用率和动力效率都较高,但存在一些缺点,如:易被堵塞,空气需要净化等。

(5) 膜片式微孔空气扩散器

由德国研究开发,称为 REXJFU 膜片式空气扩散器。其构造如图 4-52 所示。

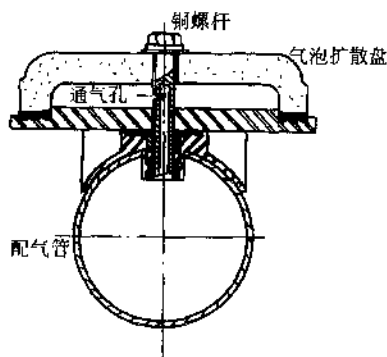


图 4-51 固定式钟罩型微孔空气扩散器

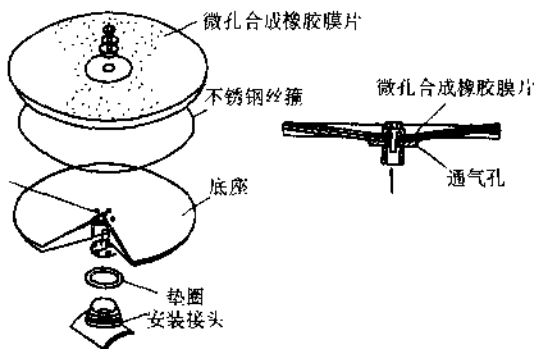


图 4-52 膜片式微孔空气扩散器

空气扩散器的底部为由聚丙烯制成的底座,用合成橡胶并采用特殊工艺加工制成的微孔膜片,则被金属丝箍固定在底座上。在膜片上开有按同心圆形式布置的孔眼。鼓风时,空气通过底座上的通气孔,进入膜片与底座之间,使膜片微微鼓起,孔眼张开,空气从孔眼逸出,达到空气扩散的目的。供气停止,压力消失,在膜片的弹性作用下,孔眼自动闭合,并且由于水压的作用,膜片压在底座之上。曝气池中的混合液不能倒流,不会使孔眼堵塞。这种空气扩散器可扩散出直径为 1.5~3.0mm 的气泡,因此少量的尘埃,也可以通过孔眼,不会堵塞,也无需设除尘设备。

这种空气扩散装置,主要的技术参数有:直径 520mm,每个装置的服务面积为 1~3m² 动力效率 3.4kgO₂/kWh,氧利用率 27%~38%。

为了便于维护管理,在运行过程中,随时或定期将扩散器提出水面,加以清理,开发了提升式微孔空气扩散器。

(6) 摇臂式微孔空气扩散器

目前我国生产的摇臂式微孔空气扩散器是 PE-III 型,它是由微孔扩散管、活动臂及提升器 3 部分所组成(见图 4-53)。

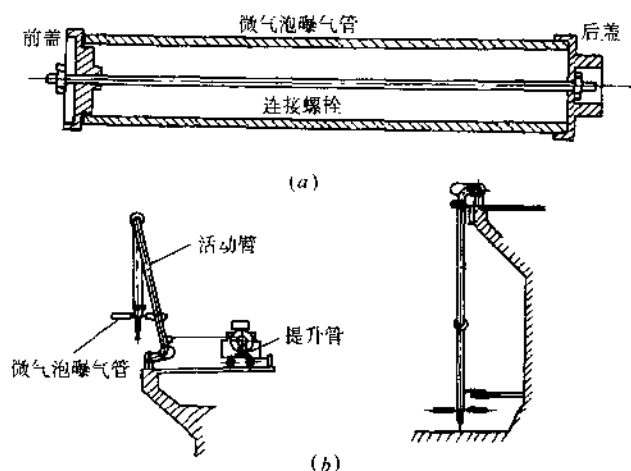


图 4-53 摇臂式微孔空气扩散器

(a)微气泡空气扩散管;(b)摇臂

微孔管直径 70mm,总长 500mm,由聚乙烯特别加工制成,其气孔径在 80~120μm 左右 每个微孔管服务面积为 2m²,动力效率可达 4.4~5.45kgO₂/kWh。氧利用率为 18%~30%。

活动摇臂就是可以提升的配管系统,微孔扩散管安装在支管上,一般呈栅格状。活动臂的底座面定在池臂上,活动立管伸入池中,支管落在池底部,并由支架支撑。

空气扩散器提升机,为活动式电动卷扬机;起吊小车可随意移动,将摇臂提起。

2. 中气泡空气扩散装置

(1) 穿孔管

应用较为广泛的中气泡空气扩散装置是穿孔管,由管径介于 25~50mm 之间的钢管或塑料管制成,由计算确定,在管壁两侧向下相隔 45°角,留有直径为 3~5mm 的孔眼或隙缝,间距 50~100mm。空气由孔眼溢出。

这种扩散装置构造简单,不易堵塞,阻力小,但氧的利用率较低,只有4%~6%左右,动力效率亦低,约 $1\text{kgO}_2/\text{kWh}$ 。

穿孔管扩散器多组装成栅格型,一般多用于浅层曝气曝气池。

(2) W_M -180 型网状膜空气扩散装置

近年来,国内某些设计单位研制、生产出几种属于中气泡的空气扩散装置。

这些装置的特点是不易堵塞、布气均匀,构造简单,便于维护管理,氧的利用率较高, W_M -180 型网状膜空气扩散装置即为其中具有代表性的产品(参见图 4-55)。

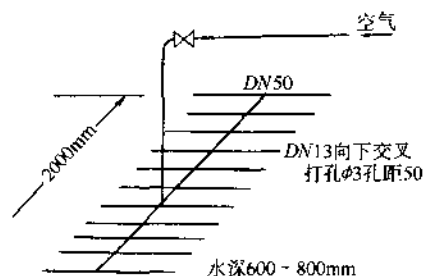


图 4-54 穿孔管扩散器组装图
(用于浅层曝气的曝气栅)

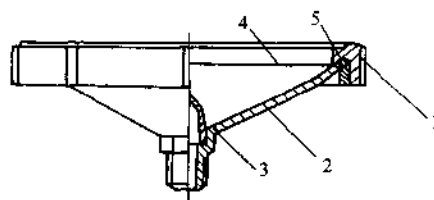


图 4-55 W_M -180 型网状膜空气扩散装置

1—螺盖;2—扩散装置本体;
3—分配器;4—网状膜;5—密封垫

W_M -180 型网状膜空气扩散装置由主体、螺盖、网状膜、分配器和密封圈所组成。主体骨架用工程塑料注塑成型,网状膜则由聚酯纤维制成。

该装置由底部进气,经分配器第一次切割并均匀分配到气室,然后通过网状膜进行二次分割,形成微小气泡扩散到混合液中。

W_M -180 型网状膜空气扩散装置的各项参数如下:每个扩散器的服务面积 0.5m^2 ;动力效率 $2.7\sim 3.7\text{kgO}_2/\text{kWh}$,氧利用率 12%~15%。

3. 水力剪切式空气扩散装置

利用装置本身的构造特征,产生水力剪切作用,在空气从装置吹出之前,将大气泡切割成小气泡。在我国通用的属于此种类型的空气扩散装置有:倒盆式扩散装置;固定螺旋式扩散装置和金山型空气扩散装置等。

(1) 倒盆式空气扩散装置

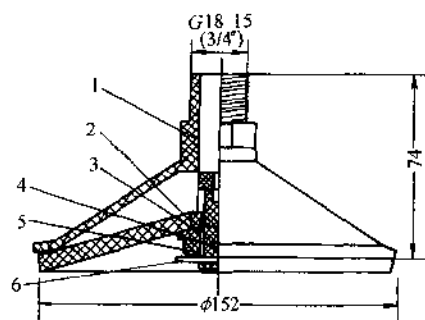


图 4-56 塑料倒盆式空气扩散装置

1—倒盆式塑料壳体;2—橡胶板;3—密封圈;
4—塑料螺杆;5—塑料螺母;6—不锈钢开口销

倒盆式空气扩散装置由盆形塑料壳体、橡胶板、塑料螺杆及压盖等组成。其构造见图 4-56。空气由上部进气管进入,由盆形壳体和橡胶板间的缝隙向周边喷出,在水力剪切的作用下,空气泡被剪切成小气泡。停止供气,借助橡胶板的回弹力,使缝隙自行封口,防止混合液倒灌。

该式扩散器的各项技术参数:服务面积 $6\times 2\text{m}^2$;氧利用率 6.5%~8.8%;动力效率 $1.75\sim 2.88\text{kgO}_2/\text{kWh}$,总氧转移系数 K_{La} 4.7~15.7。

(2) 面定螺旋空气扩散装置

由圆形外壳和固定在壳体内部的螺旋叶片所组

成,每个螺旋叶片的旋转角为 180° ,两个相邻叶片的旋转方向相反。空气由布气管从底部的布气孔进入装置内,向上流动,由于壳体内外混合液的密度差,产生提升作用,使混合液在壳体内外不断循环流动。空气泡在上升过程中,被螺旋叶片反复切割,形成小气泡。

当前厂家生产市场出售的固定螺旋空气扩散装置有:固定单螺旋、固定双螺旋及固定三螺旋等3种空气扩散装置,其构造分别示于图 4-57、图 4-58 及图 4-59 中,而规格、工艺参数和技术性能则分别列举于表 4-12 中。

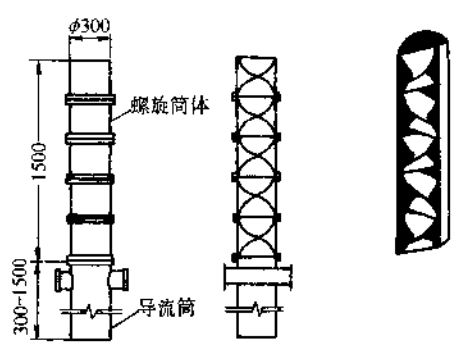


图 4-57 固定式单螺旋空气扩散装置

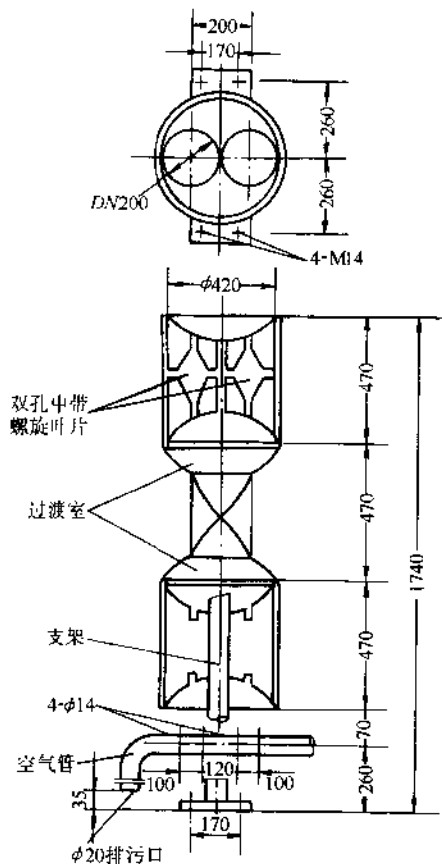


图 4-58 固定双螺旋空气扩散装置

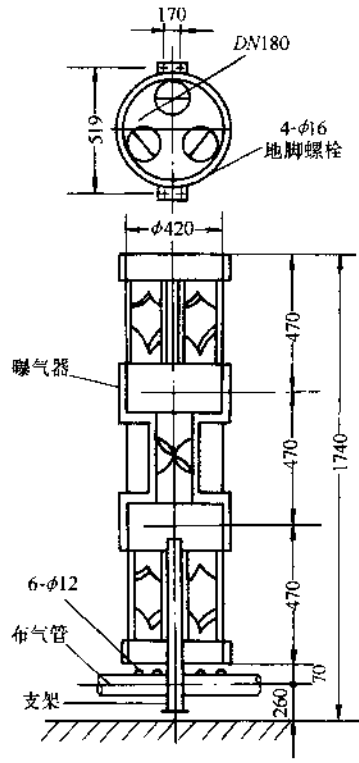


图 4-59 固定三螺旋空气扩散装置

固定螺旋空气扩散装置规格和性能 表 4-12

名 称	规 格	材 质	服务面积 (m^2)	氧利用率 (%)	动力效率 (kgO_2/kWh)
固定单螺旋空气 扩散装置	$\phi 200$ 单螺旋 XH1500	硬聚氯乙烯	3~9	7.4~11.1	2.24~2.48

续表

名 称	规 格	材 质	服务面积 (m^2)	氧利用率 (%)	动力效率 (kgO_2/kWh)
固定双螺旋空气 扩散装置	$\phi 200$ 双螺旋 X1740	不饱和聚酯 玻璃钢 硬聚氯乙烯	4~8 (一般5~6)	9.5~11.0	1.5~2.5
固定三螺旋空气 扩散装置	3— $\phi 180$ XH1740 3— $\phi 185$ XH1740	玻璃钢聚丙烯 玻璃钢	3~8	8.7	2.2~2.6

(3) 金山 I 型空气扩散装置

金山 I 型空气扩散装置在外形上呈圆锥形倒莲花状,由高压聚乙烯注塑成型。空气由上部连接管进入,被内壁肋剪切,形成小气泡,提高了氧的转移率。

本扩散装置,构造简单,便于维护管理,但氧利用率较低,适用于中、小型污水处理厂,其各项技术参数主要是:每个扩散器的服务面积 1m^2 ,氧利用率 8% 左右,每个扩散装置的充氧能力为 $0.41\text{kgO}_2/\text{h}$ 。(参见图 4-60)。

4. 水力冲击式空气扩散装置

在我国现行的属于水力冲击式空气扩散装置的有密集多喷嘴扩散装置和射流扩散装置两种。

(1) 密集多喷嘴空气扩散装置

如图 4-61 所示,本装置由钢板焊接制成,外形呈长方形,主要部件有:进水管、喷嘴、曝气筒和反射板等。喷嘴安设在曝气筒的中、下部,空气由喷嘴向上喷出,使曝气筒内混合液上、下循环流动。喷嘴的直径一般为 $5\sim 10\text{mm}$,数目可达数百个,出口流速为 $80\sim 100\text{m/s}$ 。

密集多喷嘴空气扩散装置氧的利用率较高,且不易堵塞。

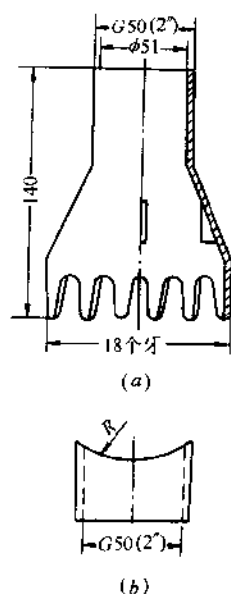


图 4-60 金山 I 型空气扩散装置

(a) 扩散装置; (b) 钢管接头

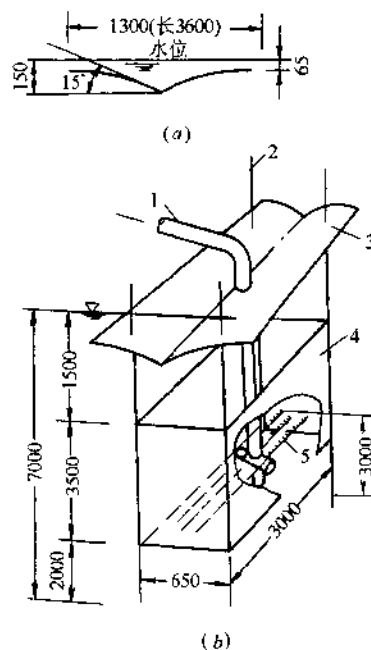


图 4-61 密集多喷嘴空气扩散装置

(a) 反射板剖面图; (b) 装置轴测图

1—空气管; 2—支柱接工作台;
3—反射板; 4—曝气筒; 5—喷嘴

(2) 射流式空气扩散装置,是利用水泵打入的泥、水混合液的高速水流的动能,吸入大量空气,泥、水、气混合液在喉管中强烈混合搅动,使气泡粉碎成雾状,继而在扩散管内,由于速头变成压头,微细气泡进一步压缩,氧迅速地转移到混合液中,从而强化了氧的转移过程,氧的转移率可高达 20% 以上,但动力效率不高(参见图 4-62)。

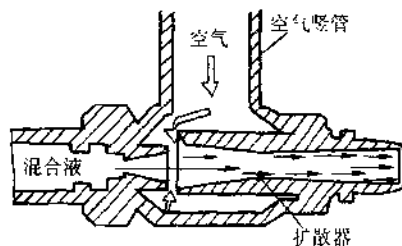


图 4-62 射流式水力冲击式空气扩散装置

5. 水下空气扩散装置

又称为水下曝气器。装置安装在曝气池底部的中央部位。由空压机送入空气,在叶轮的剪切及强烈的紊流作用下,空气被切割成微细的气泡,并按放射方向向水中分布。由于紊流强烈、气液接触充分,气泡分散良好,氧转移率较高。

根据污水从装置中流出的方向,这种装置分为上流式及下流式两种类型。图 4-63 所示为上流式,图 4-64 所示则为下流式。

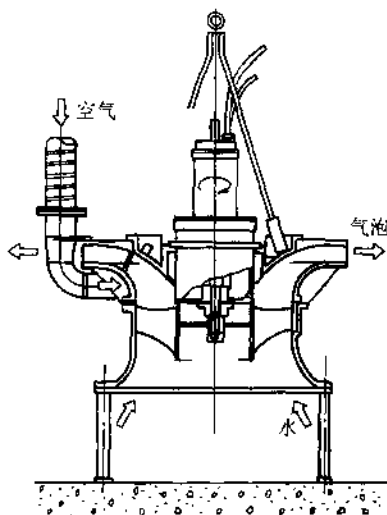


图 4-63 上流式水下空气扩散装置

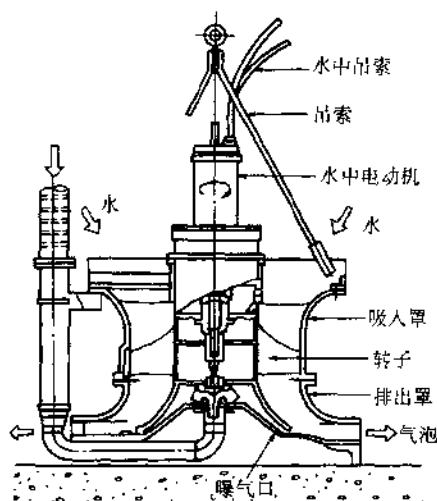


图 4-64 下流式水下空气扩散装置

这种类型的空气扩散装置具有如下特征:(1)无堵塞之虑;(2)既可用于充氧曝气,也可以用于污水搅拌,因此,可兼用于好氧处理和厌氧处理系统;(3)可以在确定的范围内,调节空气量;(4)对负荷变动有一定的适应性。

图 4-65 所示为安装下流式水下空气扩散装置的曝气池,分别在曝气及搅拌的场合,污水在池内的流向。

此外,这种设备组成的部件少,易于维护管理。

4.7.2 机械曝气装置

机械曝气装置安装在曝气池水而上、下,在动力的驱动下进行转动,通过下列 3

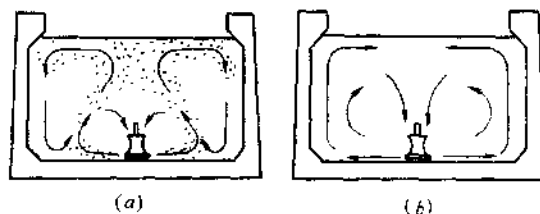


图 4-65 安装下流式水下空气扩散装置的曝气池,水流在池内的流向
(a)曝气的场合;(b)搅拌的场合

项作用使空气中的氧转移到污水中去。

(1) 曝气装置(曝气器)转动,水面上的污水不断地以水幕状由曝气器周边抛向四周,形成水跃,液面呈剧烈的搅动状,使空气卷入;

(2) 曝气器转动,具有提升液体的作用,使混合液连续地上、下循环流动,气、液接触界面不断更新,不断地使空气中的氧向液体内部转移;

(3) 曝气器转动,其后侧形成负压区,能吸入部分空气。

按传动轴的安装方向,机械曝气器可分为竖轴(纵轴)式机械曝气器和卧轴(横轴)式机械曝气器两类。

1. 竖轴式机械曝气装置

又称竖轴叶轮曝气机,在我国应用比较广泛。常用的有泵形、K型、倒伞形和平板形等4种,现就其构造、工艺特征、计算方法等加以阐述。

(1) 泵形叶轮曝气器

泵形叶轮曝气器是由叶片、上平板、上压罩、下压罩、导流锥顶以及进气孔、进水口等部件所组成。图4-66所示为其构造示意图。其结构尺寸则示之于图4-67。表4-13所列举的则是叶轮各部分尺寸与叶轮直径 D 的比例关系。

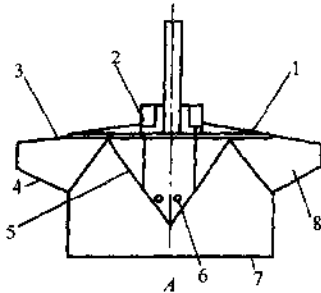


图 4-66 泵形叶轮曝气器构造示意图

1—上平板;2—进气孔;3—上压罩;
4—下压罩;5—导流锥顶;6—引气孔;
7—进水口;8—叶片

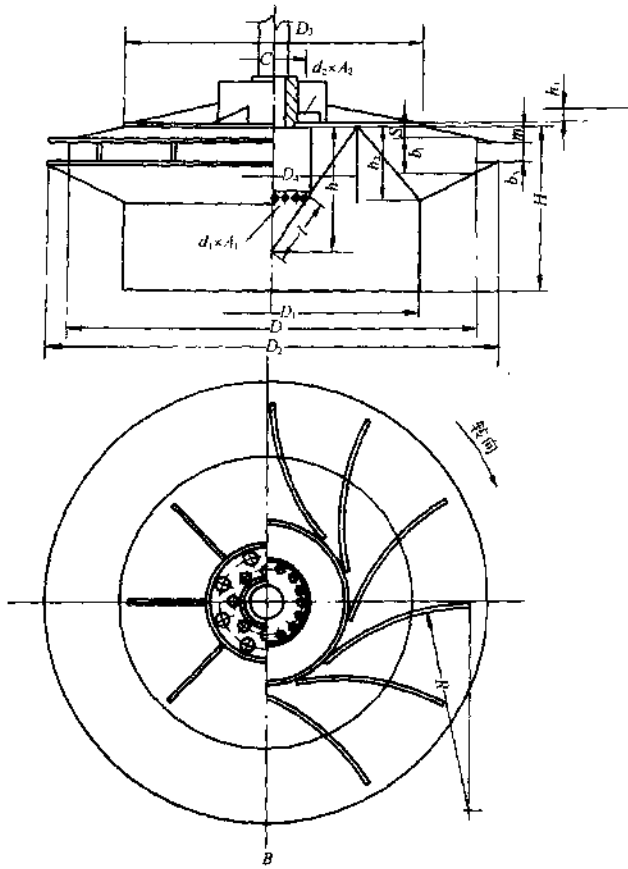


图 4-67 泵形叶轮曝气器结构尺寸图

泵形叶轮曝气器各部分尺寸与叶轮直径 D 的比例关系

表 4-13

代 号	尺 寸	代 号	尺 寸	代 号	尺 寸	代 号	尺 寸
D	D	D_2	$1.110D$	D_4	$0.412D$	m	$0.0343D$
D_1	$0.729D$	D_5	$0.729D$	S	$0.0243D$	h	$0.299D$

续表

代 号	尺 寸	代 号	尺 寸	代 号	尺 寸	代 号	尺 寸
l	$0.139D$	H	$0.396D$	b_3	$0.0497D$	A_2	$>A_1$
d_1	$\phi 3$	b_1	$0.0868D$	A_1	$\leq 0.0008 \frac{\pi D^2}{4}$	C	$0.139D$
R	$0.503D$	b_2	$0.177D$	d_2	$\phi 16$	h_s	$0 \sim 40\text{mm}$

泵形叶轮的充氧量和轴功率可按下列经验公式计算:

$$Q_s = 0.379 K_1 v^{2.8} D^{1.88} \quad (4-89)$$

$$N_{\text{轴}} = 0.0804 K_2 v^3 D^{2.08} \quad (4-90)$$

式中 Q_s ——在标准条件(水温 20°C , 一个大气压)清水的充氧量, kgO_2/h ;

$N_{\text{轴}}$ ——叶轮轴功率, kW ;

v ——叶轮周边线速度, m/s ;

D ——叶轮公称直径, m ;

K_1 ——池形结构对充氧量的修正系数;

K_2 ——池形结构对轴功率的修正系数。

池形修正系数 K_1 、 K_2 见表 4-14。

池形修正系数 K_1 、 K_2 值

表 4-14

K	池 形			
	圆 池	正 方 池	长 方 池	曝 气 池
K_1	1	0.64	0.90	0.85~0.98
K_2	1	0.81	1.34	0.85~0.87

叶轮外缘最佳线速度应在 $4.5 \sim 5.0 \text{m/s}$ 的范围内。如线速度小于 4m/s , 在曝气池中有可能导致污泥沉积。对于叶轮的浸没度, 应不大于 4cm , 过深要影响充氧量, 而过浅易于引起脱水, 运行不稳定。叶轮不可反转。

(2) K 型叶轮曝气器

由后轮盘、叶片、盖板及法兰所组成, 后轮盘呈流线型, 与若干双曲率叶片相交成液流孔道, 孔道从始端至末端旋转 90° 。后轮盘端部外缘与盖板相接, 盖板大于后轮盘和叶片, 其外伸部分和各叶片的上部形成压水罩(参见图 4-68)。

K 型叶轮的最佳运行线速度在 4.0m/s 左右, 浸没度(水面距叶轮出水口上边缘间的距离)为 $0 \sim 1 \text{cm}$ 。叶轮直径与曝气池直径或正方形边长之比大致为 $1:6 \sim 10$ 。

(3) 倒伞形叶轮曝气器

如图 4-69 所示, 倒伞形叶轮曝气器由圆锥体及连在其外表面的叶片所组成。叶片的末端在圆锥体底边沿水平伸出一小段, 使叶轮旋转时甩出的水幕与池中水面相接触, 从而扩大了叶轮的充氧、混合作用。为了提高充氧量, 某些倒伞形叶轮在锥体上邻近叶片的后部钻有进气孔。

倒伞形叶轮曝气器构造简单, 易于加工。

倒伞形叶轮转速在 $30 \sim 60 \text{r/min}$ 之间, 动力效率为 $2.13 \sim 2.44 \text{kgO}_2/\text{kWh}$ 。目前国内

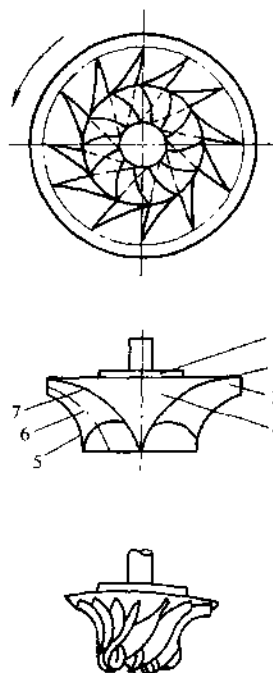
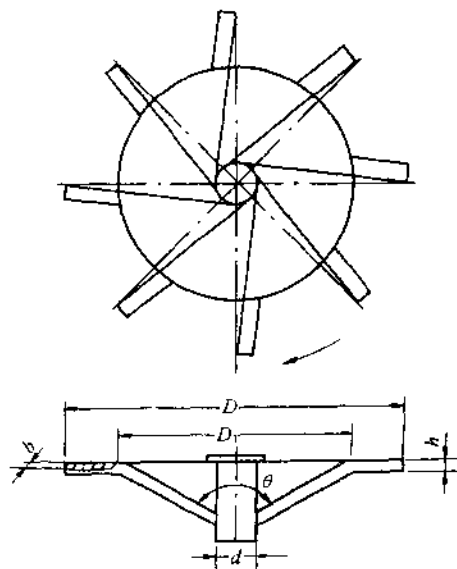


图 4-68 K 型叶轮曝气器结构图
1—法兰;2—盖板;3—叶片;4—后轮盘;
5—后流线;6—中流线;7—前流线



D	D ₁	d	b	h	θ	叶片数
叶轮直径	7/9D	10.75/90D	5/95D	4/90D	130°	8

图 4-69 倒伞形叶轮结构及其尺寸

最大的倒伞形叶轮直径为 3000mm, 转速为 33.5r/min, 叶轮外缘线速度为 5.25m/s。

(4) 平板形叶轮曝气器

由平板、叶片和法兰构成。叶片与平板半径的角度一般在 $0^\circ \sim 25^\circ$ 之间, 最佳角度为 12° 。平板形叶轮曝气器构造简单, 制造方便, 不堵塞。

图 4-70 所示为平板形叶轮曝气器构造图, 而图 4-71 所示则为其改进型。

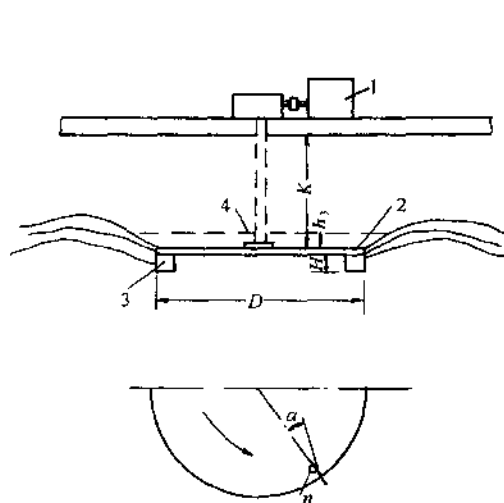


图 4-70 平板形叶轮曝气器构造示意图
1—驱动装置;2—进气孔;3—叶片;4—停转时水位线
160

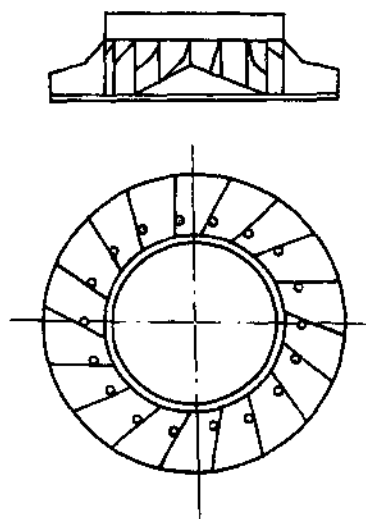


图 4-71 改进型平板叶轮曝气器构造示意图

2. 卧轴式机械曝气装置

现在应用的卧轴式机械曝气器主要是转刷曝气器。

转刷曝气器主要用于氧化沟,它具有负荷调节方便、维护管理容易、动力效率高等优点。

转刷曝气器由水平转轴和固定在轴上的叶片所组成,转轴带动叶片转动,搅动水面溅成水花,空气中的氧通过气液界面转移到水中。

图 4-72 所示为转刷曝气器的一种,应用较多,其特点是将位于同一圆周上的转刷叶片用螺栓联接成为一个整圆,在螺栓的作用下,转刷叶片紧紧地夹住转轴,并传递转矩。

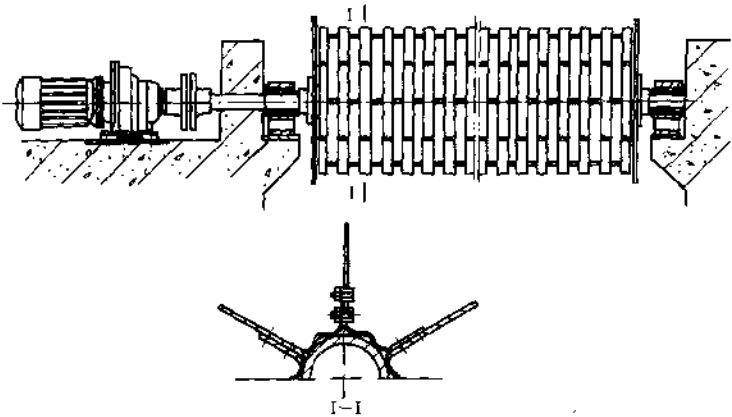


图 4-72 转刷曝气器

表 4-15 所列举的是国内部分转刷曝气器电动机输入功率测定数据。

国内部分转刷曝气器电动机输入功率测定数据								表 4-15		
序号	转 刷 直 径 (mm)	叶片 排数	每排 刷数	刷 宽 (mm)	刷距 (mm)	转 速 (r/min)	浸 没 深 度 (cm)	传 动 形 式	电动机 输入功率 (kW)	配用电 动机功率 (kW)
1	800	6	26	50	50	72.3	15	三角皮带—JZQ 型双级齿轮减速器	4.12	7.5
2	800	6	26	50	50	55.6	15	蜗轮减速器	3.04	5.5
3	800	6	12			70	20	JTC 减速电动机	2.1	6.6

图 4-73 所示为丹麦克鲁格公司制造的转刷曝气器及其特性曲线,其规格及技术参数则列举于表 4-16 中。

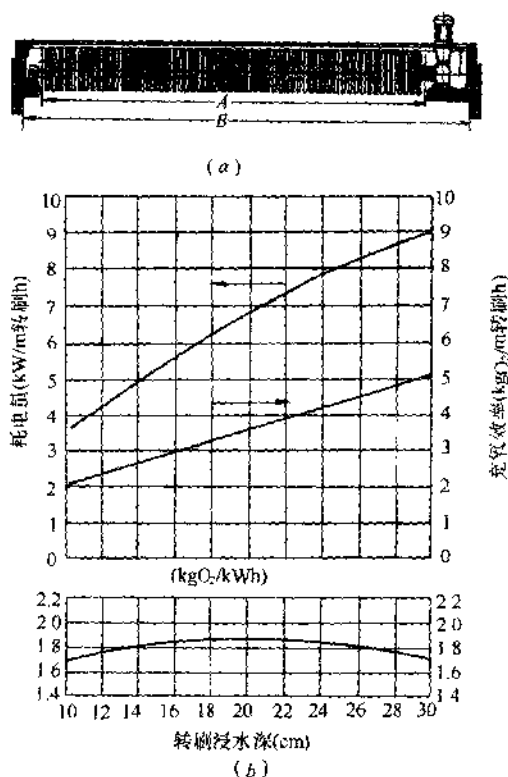


图 4-73 丹麦克鲁格公司转刷曝气器及其特性曲线
(a)转刷;(b)特性曲线

丹麦克鲁格公司转刷曝气器技术参数表

表 4-16

技 术 指 标	型 号	Maxi6.5	Maxi7.5	Maxi9.0
转刷直径 (mm)		1000	1000	1000
转刷长度 A/装置长度 B (mm)		6440/7890	7640/9090	9140/10590
电机功率 (kW)		37	37	45
转速 (标准转速) (r/min)		73	73	73
转速 (二级变速) (r/min)		73/48	73/48	73/48
净重 (kg)		2340	2550	2855

该公司制造的转刷曝气器已在我国邯郸市城市污水处理厂应用。

4.8 活性污泥反应器——曝气池

4.8.1 曝气池的分类

曝气池是活性污泥反应器,是活性污泥系统的核心设备,活性污泥系统的净化效果,在很大程度上取决于曝气池的功能是否能够正常发挥。

曝气池从以下几方面分类：

- (1) 从混合液流动形态方面,曝气池分为推流式、完全混合式和循环混合式 3 种；
- (2) 从平面形状方面,可分为长方廊道形、圆形、方形以及环状跑道形等 4 种；
- (3) 从采用的曝气方法方面,可分为鼓风曝气池、机械曝气池以及两者联合使用的机械—鼓风曝气池。

(4) 从曝气池与二次沉淀池之间的关系,可分为曝气—沉淀池合建式和分建式两种。

本节按(1)的分类,对各种类型曝气池的工艺与构造特征进行阐述。

4.8.2 推流式曝气池

呈长方廊道形。所谓推流,就是污水(混合液)从池的一端流入,在后继水流的推动下,沿池长度流动,并从池的另一端流出池外。对这种类型曝气池,在工艺、构造等方面,应考虑下列各项问题。

1. 关于曝气系统与空气扩散装置

推流式曝气池多采用鼓风曝气系统,但也可以考虑采用表面机械曝气装置。

采用鼓风曝气系统时,传统的作法是将空气扩散装置安装在曝气池廊道底部的一侧(参见图 4-74a),这样的作法可使水流在池内呈旋转状流动,提高气泡与混合液的接触时间,对此,曝气池廊道的宽:深,一般要在 2 以下,多介于 1.0~1.5 之间。如果曝气池的宽度较大,则应考虑将空气扩散装置安设在廊道的两侧(参见图 4-74b)。也可以按一定的形式,如相互垂直的正交形式或呈梅花形交错式均衡地布置在整个曝气池底。

采用表面机械曝气装置时,则沿池长在池中中线每隔一定距离设置一台曝气装置,其间距则取决于每台曝气装置的服务面积。

采用表面机械曝气装置时,混合液在曝气池内的流态,就每台曝气装置的服务面积来讲是完全混合,但就整体廊道而言又属于推流。在这种情况下,相邻两台曝气装置的旋转方向应相反(图 4-75),否则两台装置之间的水流相互冲突,可能形成短路。

如果沿曝气池廊道的长度,按每台曝气装置的服务面积设隔端,将曝气池分为若干曝气

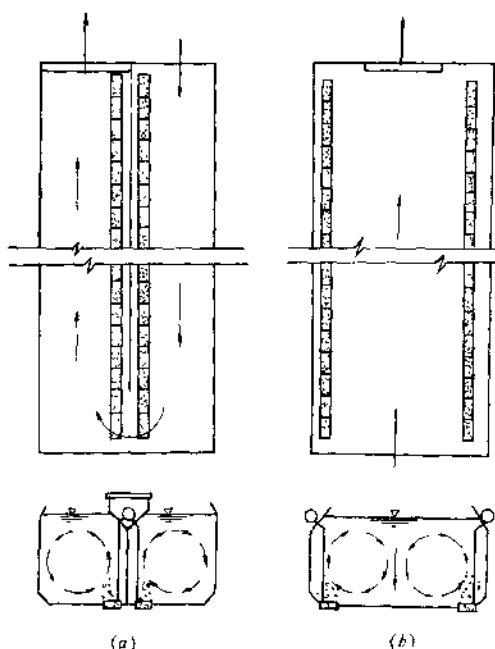


图 4-74 推流式鼓风曝气池空气扩散装置布置形式与水流在横断面的流态
(a)在池底一侧;(b)在池底的两侧

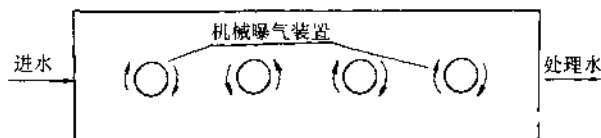


图 4-75 采用表面曝气装置的推流式曝气池



图 4-76 设置隔墙的采用表面曝气装置的推流式曝气池

室(参见图 4-76),则每个曝气室内的混合液都保持着独立的完全混合流态,而与相邻曝气室的水流互无干扰,在这种情况下,曝气装置都可以保持同一的转向。

2. 关于曝气池的数目及廊道的排列与组合

曝气池的数目随污水处理厂的规模而定,一般在结构上分成若干单元,每个单元包括一座或几座曝气池,每座曝气池常由 1 个廊道或 2~5 个廊道组成(参见图 4-77)。当廊道数为单数时,污水的进、出口分别位于曝气池的两端;而当廊道数为双数时,则位于廊道的同一侧。

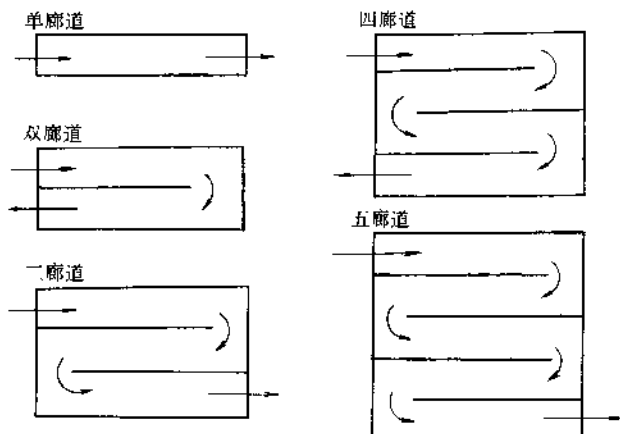


图 4-77 曝气池的廊道组合

如在曝气池的进水与出水两侧,增设污水配水渠道,中间并用中间渠道联通(参见图 4-78),则可以采用多种运行方式,进、出口的设置位置更为灵活多样。

3. 关于曝气池廊道的长度、宽度和深度

曝气池廊道的长度,主要根据污水处理厂所在地址的地形条件与总体布置而定。在水流运动方面则应考虑不产生短流,就此,长度可达 100m,但以 50~70m 之间为宜。

长度(L)与池宽度(B)之间以保持下列关系为宜:

$$L \geq (5 \sim 10)B \quad (4-91)$$

当空气扩散装置安设在廊道底部的一侧时,池宽度与池深度(H)之间宜于保持下列关系:

$$B = (1 \sim 2)H \quad (4-92)$$

在确定曝气池的深度时,应考虑氧的利用效率,此外,池的深度与造价及动力费用密切相关。池深大,有利于氧的利用,但造价与动力费用都将有所提高。反之,造价及运行费用降低,但氧的利用率也将降低。

此外,还应考虑土建结构和曝气池的功能要求、允许占用的土地面积、能够购置到的空

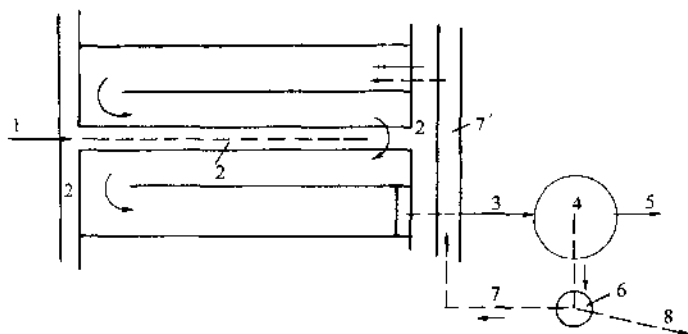


图 4-78 设有配水渠道(进、出水两侧及中间)的推流式曝气池(4 廊道)
1—经预处理后的污水;2—配水渠道(前、后及中间);3—从曝气池流出的混合液;
4—二次沉淀池;5—处理后污水;6—污泥泵站;7—回流污泥;7'—回流污泥渠道;
8—剩余污泥排放

压机所具有的压力等因素。

综上所述,推流式曝气池的深度必须综合考虑上述各项因素,并进行经济—技术比较后确定。

当前我国对推流式曝气池采用的深度多为 3~5m。

4. 关于在曝气池内设横向隔墙分室问题

在曝气池内沿其长度设若干横向隔墙,将曝气池分为若干个小室,混合液逐室串联流动,混合液在每个小室内呈完全混合式流态,而从曝气池整体来看则是推流式流态。

采取这种技术措施能够产生以下效益:

(1) 消除混合液在曝气池内的纵向混合,并使混合液在曝气池的整体内形成真正的推流流态;

(2) 消除水流死角;

(3) 处理水水质稳定。

横向隔墙设置方式有二:①第一室隔墙的一墙紧靠池壁,另一端则与池壁之间留有一定的间距,逐室交替,混合液在室内除完全混合外,还呈横向流动(参见图 4-79a);②第一室的隔墙上端高出水面,下端则与池底之间留有间距,第二室则下端紧接池底,上端在水位之下,以后逐室交替,最后的小室必须是由底部出水(参见图 4-79b),混合液在小室内,除完全混合外,还呈上、下流流动。

5. 关于曝气池的顶部与底部

为了使混合液在池内的旋转流动能够减少阻力,并避免形成死角,将廊道横剖面的 4 个角(墙顶与墙脚)作成 45°斜面。

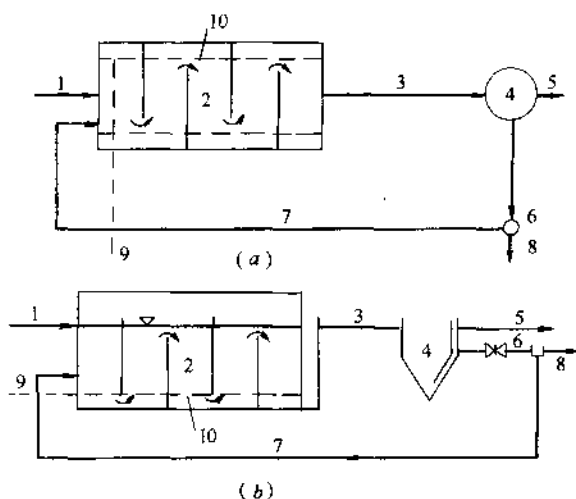


图 4-79 设有横向隔墙分室的曝气池

1—经预处理后的污水;2—活性污泥反应器—曝气池;
3—从曝气池流出的混合液;4—二次沉淀池;5—处理水;
6—污泥泵站;7—回流污泥系统;8—剩余污泥排出;
9—来自空压机站的空气;10—曝气系统及空气扩散装置

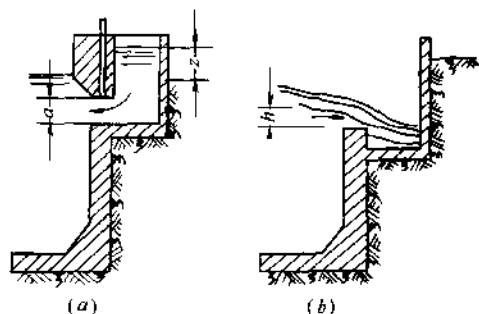


图 4-80 推流式曝气池的进水、出水设备
(a)曝气池进水口;(b)曝气池出水堰

在曝气池水面以上应在墙面上考虑 0.5m 的超高。在池顶部隔墙上可考虑建成渠道状,此渠道可作为配水渠道使用,也可以充作空气干管的管沟,渠道上安设盖板,作为人行道。

在池底部应考虑排空措施,按纵向留 $\frac{2}{1000}$ 左右的坡度,并设直径为 80~100mm 的放空管。此外,考虑到在活性污泥培养、驯化时周期排放上清液的要求,在距池底一定距离处(根据具体情况拟定)设 2~3 根排水管,管径也是 80~100mm。

6. 关于曝气池的进水、进泥与出水设备

推流式曝气池的进水口与进泥口均设于水下,采用淹没出流方式,以免形成短路,并设闸门,以调节流量(参见图 4-80)。

推流式曝气池的出水,一般都采用溢流堰的方式,处理水流过堰顶,溢流流入排水渠道。

4.8.3 完全混合式曝气池

完全混合式曝气池多采用表面机械曝气装置,但也可以应用鼓风曝气系统。

在完全混合曝气池中应当首推合建式完全混合曝气沉淀池,简称曝气沉淀池。其主要特点是曝气反应与沉淀固液分离在同一的处理构筑物内完成。

曝气沉淀池有多种结构形式,图 4-81 所示者为在我国从 70 年代广泛使用的一种形式。

曝气沉淀池在表面上多呈圆形,偶见方形或多边形。

从图可见,曝气沉淀池是由曝气区、导流区和沉淀区 3 部分所组成。

曝气区——考虑到表面机械曝气装置的提升能力,深度一般在 4m 以内为宜。曝气装置设于池顶部中央,并深入水下某一深度。污水从池底部进入,并立即与池内原有混合液完全混合,并与从沉淀区回流缝回流的活性污泥充分混合、接触。经过曝气反应后的污水从位于顶部四周的回流窗流出并流入导流区。回流窗的大小可以调节,以调节流量。

导流区——位于曝气区与沉淀区之间,其宽度通过计算确定,一般在 0.6m 左右,内设竖向整流板,其作用是阻止从回流窗流入的水流在惯性作用下的旋流,并释放混合液中的气泡,使水流平稳地进入沉淀区,为固液分离创造良好条件。

导流区的高度在 1.5m 以上。

沉淀区——位于导流区和曝气区的外侧,其功能是泥水分离,上部为澄清区,下部为污

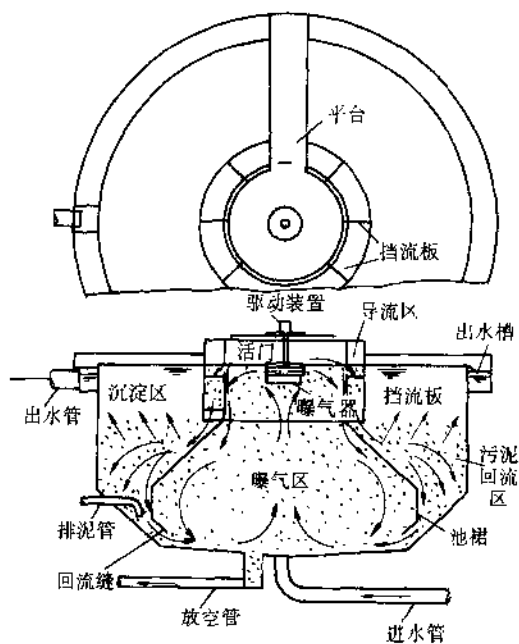


图 4-81 圆形曝气沉淀池剖面示意图

泥区。澄清区的深度不宜小于 1.5m,污泥区的容积,一般应不小于 2h 的存泥量。澄清的处理水沿设于四周的出流堰流出进入排水槽,出流堰多采用锯齿状的三角堰。

污泥通过回流缝回流到曝气区,回流缝一般宽 0.15~0.20m。在回流缝上侧设池裙,以避免死角。

在污泥区的—定深度设排泥管,以排出剩余污泥。

图 4-82 所示为表面为方形的曝气沉淀池,在曝气池内设中心管,表面机械曝气器设于

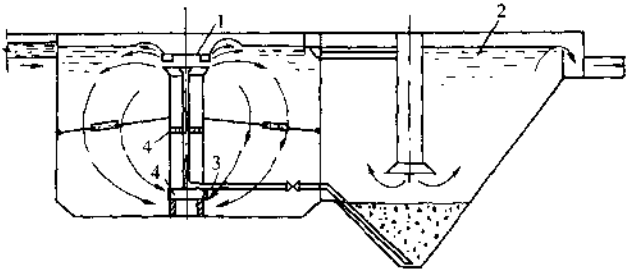


图 4-82 方形曝气沉淀池

1—曝气区;2—沉淀区;3—抽吸回流污泥管;4—污水进水管

中心管上侧,在它的转动作用下,混合液在中心管内呈上升流,并从上出口外溢,在池内形成循环流,处理水经设于上侧的出水管进入沉淀区的中心管,混合液由中心管下部溢出进行沉淀固液分离。在沉淀区污泥区与曝气区中心管之间有回流污泥管连接,在表面机械曝气器形成的抽升力的作用下,回流污泥被抽升与污水同步进入曝气区的中心管。

这种设备适用于规模较小的污水处理站。

图 4-83 所示为长方形的曝气沉淀池,一侧为曝气区,另一区为沉淀区,采用鼓风曝气系统。原污水从曝气区的一侧均匀地进入,处理水均匀地从沉淀区溢出。

完全混合式的曝气沉淀池具有结构紧凑、流程短、占地少、无需回流设备、易于管理等优点,在国内、外得到应用。

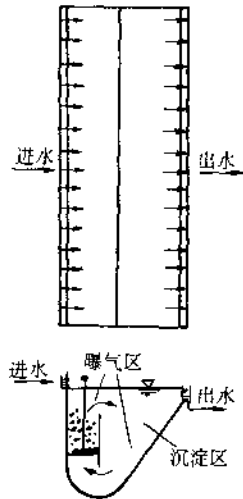


图 4-83 长方形曝气沉淀池

曝气沉淀池的沉淀区在构造上具有一定的局限性,泥水分离、污泥浓缩以及污泥回流等环节还存在一些尚待解决的问题。

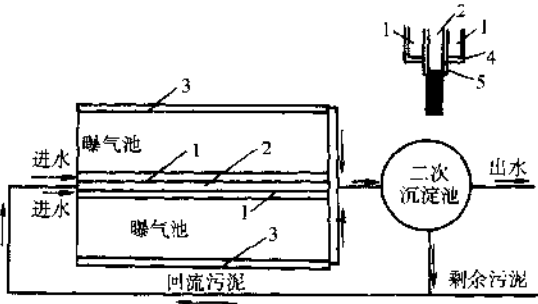


图 4-84 分建式完全混合曝气池

1—进水槽;2—进泥槽;3—出水槽;4—进水孔口;5—进泥孔口

在实践中还有与沉淀池分建的完全混合曝气池,如图 4-84 所示,曝气池采用表面机械

曝气装置。将曝气池分为一系列相互衔接的方形单元,每个单元设一台表面机械曝气装置。污水与回流污泥沿曝气池池长均匀引入,并均匀地排出混合液进入二次沉淀池,但需设污泥回流系统。

4.9 活性污泥处理系统的工艺设计

4.9.1 概述

1. 设计内容

活性污泥处理系统是由反应器——曝气池、曝气系统、污泥回流系统、二次沉淀池等单元组成。它的工艺计算与设计主要包括下列几方面的内容:

- (1) 选定工艺流程;
- (2) 曝气池(区)容积的计算及曝气池的工艺设计;
- (3) 计算需氧量、供气量以及曝气系统的计算与设计;
- (4) 计算回流污泥量、剩余污泥量与污泥回流系统的设计;
- (5) 二次沉淀池池型的选定与工艺计算、设计。

2. 原始资料与数据

进行活性污泥处理系统的计算与设计,首先应比较充分掌握与污水、污泥有关的原始资料与数据,其中主要有:

- (1) 应处理的原污水的日平均流量(m^3/d)、最大时流量(m^3/h)、最低时流量(m^3/h)。

当曝气池的设计水力停留时间在 6h 以上时,可以考虑以平均日流量作为曝气池的设计流量。

当水力停留时间较短时,如 2h 左右,则应以最大时流量作为曝气池的设计流量。

- (2) 原污水和经一级处理工艺处理后的主要各项水质指标:

BOD_5 、 BOD_d (溶解性、悬浮性);

COD (溶解性、悬浮性);

TOC ;

SS (非挥发性、挥发性);

总固体(溶解性、非溶解性);

总氮(有机氮、游离氮、硝酸氮、亚硝酸氮、氨氮);

总磷(有机磷、无机磷)等

- (3) 处理水的出路及各项指标应达到的数据,其中主要的是 BOD 和 COD 的去除率及处理水浓度。

- (4) 对所产生的污泥的处理与处置的要求。

- (5) 原污水中所含有的有毒有害物质、浓度,微生物对其有无驯化的可能。

此外,如需要(特别是对北方寒冷地区)还应掌握水温在一年内的变化动态及其对处理效果可能造成的影响。

3. 应确定的主要各项参数

进行活性污泥法系统的工艺设计,应确定的主要设计参数有:

- (1) BOD —污泥负荷率(COD —污泥负荷率);

(2) 混合液污泥浓度(MLSS、MLVSS);

(3) 污泥回流比。

为此,相应地应掌握下列各项资料与数据:

(1) BOD—污泥负荷率(或 COD—污泥负荷率)与处理效果以及处理水 BOD 值(COD 值)之间的关系,确定 K_2 值;

(2) BOD—污泥负荷率(COD—污泥负荷率)与污泥沉降、浓缩性能的关系,确定 SV (%)与 SVI 值;

(3) BOD—污泥负荷率(COD—污泥负荷率)与污泥增长率的关系,确定 Y 及 K_d 值(即 a 及 b 值);

(4) BOD—污泥负荷率(COD—污泥负荷率)与需氧量、需氧率之间的关系,确定 a' 及 b' 值。

以生活污水为主体的城市污水,对上述各项原始资料、数据和主要设计参数,已比较成熟,可以直接取用于设计。但是对工业废水所占比重较大的城市污水,则应通过实验和现场实测以确定其各项设计参数。

4. 确定处理工艺流程

上述各项原始资料也是处理工艺流程确定的主要根据。此外,还要综合考虑现场的地理位置、地区条件、气候条件以及施工水平等客观因素,综合分析本工艺在技术上的可行性和先进性以及经济上的合理性等。

对那些工程量较大,投资额较高的工程,需要进行多种工艺流程方案的比较,以期使所确定的工艺系统是优化的。

在我国当前社会主义市场经济体制下,对工程量较大的污水处理工程,一般都采取工程招标方法,并组织有关专家评审,选定其中技术合理、经济适宜的最佳方案实施。

4.9.2 曝气池(区)容积的计算

曝气池容积,当前较普遍采用的是按 BOD—污泥负荷率的计算法。BOD—污泥负荷率的物理概念是:曝气池内单位重量(干重)的活性污泥,在单位时间内能够接受,并将其降解到某一规定额数的 BOD_5 重量值。其计算式为:

$$N_s = \frac{QS_a}{XV} \quad [\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})] \quad (4-12)$$

据此可求得曝气池(区)的容积

$$V = \frac{QS_a}{XN_s} \quad (\text{m}^3) \quad (4-93)$$

式中 N_s ——BOD—污泥负荷率;

Q ——污水设计流量 m^3/d ;

S_a ——原污水的 BOD_5 值 mg/L 或 kg/m^3 ;

X ——曝气池内混合液悬浮固体浓度(MLSS) mg/L 或 kg/m^3 ;

V ——曝气池容积 m^3 。

另一项为容积负荷率,系指曝气池(区)的单位容积,在单位时间内能够接受,并将其降解到某一规定额数的 BOD_5 重量值。其计算式为:

$$N_v = \frac{QS_a}{V} = N_s X \quad [\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})] \quad (4-13)$$

据此,求定曝气池(区)容积的计算式为:

$$N = \frac{QS_a}{N_v} \quad (\text{m}^3) \quad (4-94)$$

式中 N_v ——曝气池的容积负荷率。

BOD—污泥负荷率具有微生物对有机污染物代谢方面的含义,有着一定的理论意义,而容积负荷率则纯属经验数据。

从式(4-93)可见,正确、合理和适度地确定 BOD—污泥负荷率值(N_s)和混合液污泥浓度(X)(MLSS)是正确确定曝气池(区)容积的关键。对此,以下就这两项参数的确定有关问题加以阐述。

(1) BOD—污泥负荷率的确定

BOD—污泥负荷率在微生物对有机污染物降解方面的实质即为 $F:M$ 值。微生物增殖期不同,污泥负荷率也不同,有机物降解效果也不同。因此,确定 BOD—污泥负荷率,首先必须结合处理水的 BOD₅ 值(S_e)考虑。

对完全混合式的曝气池(区),污泥处在减速增长期,BOD—污泥负荷率(N_e)与处理水 BOD 浓度(S_e)之间的关系通过下列数学推导过程确定。

$$\frac{S_a - S_e}{X_v t} = K_2 S_e \quad (4-41)$$

$$\text{因} \quad \frac{S_a - S_e}{S_a} = \eta \quad \text{故} \quad S_a = \frac{S_a - S_e}{\eta}$$

$$\text{又因} \quad f = \frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}} = \frac{X_v}{X}$$

$$\text{故} \quad X = \frac{X_v}{f}$$

将上述各值代入式(4-12),得:

$$N_s = \frac{S_a Q}{XV} = \frac{(S_a - S_e)f}{X_v t \eta} = \frac{K_2 S_e f}{\eta} \quad (4-95)$$

由上式得知,对完全混合式曝气池,确定其 BOD—污泥负荷率,关键的环节是正确选定 K_2 值。

对城市污水,完全混合曝气池的 K_2 值介于 0.0168~0.0281 之间。表 4-17 所列举的是几种不同的工业废水用完全混合曝气池处理的 K_2 值。

几种工业废水用完全混合式曝气池处理的 K_2 值

表 4-17

工业废水名称	K_2 值	工业废水名称	K_2 值
合成橡胶废水	0.0672	脂肪精制废水	0.036
化学废水	0.00144	石油化工废水	0.00672

如无类同资料可以遵循时,应通过试验确定,就此可参阅有关资料。

对推流式曝气池,在污水流经曝气池全长的过程中,经历微生物增殖期各个阶段的全(或大半)过程, $F:M$ 值沿池长是变化的, K_2 值也非常数,因此,用数学推导出具有普遍意义的 BOD—污泥负荷率与处理水 BOD 值(S_e)之间的关系式是不现实的,在实际应用上,可以近似地使用通过完全混合式推导的计算式。

日本专家桥本奖教授根据哈兹尔坦 (Haseltine) 对美国 46 个城市污水厂的调研资料进行归纳分析, 得出了适用于推流式曝气池的 BOD—污泥负荷率 (N_s) 与处理水 BOD 值 (S_e) 之间关系的经验计算式, 可作为设计参考。

$$N_s = 0.01295 S_e^{1.1918} \quad (4-96)$$

其次, 确定 BOD—污泥负荷率, 还必须考虑污泥的凝聚、沉淀性能。亦即, 根据处理水 BOD 值确定的 N_s 值, 应进一步复核其相应的污泥指数 SVI 值是否在正常运行的允许范围内。对城市污水可按图 4-7 复核。至于工业废水, 可按图 4-85 进行复核, 必要时应通过试验确定。

当对处理水要求达到硝化阶段时, 还必须结合污泥龄 (生物固体平均停留时间) 考虑 BOD—污泥负荷率。例如在 20℃ 的条件下, 硝化菌的世代时间是 3d 左右, 这样, 与 BOD—污泥负荷率相应的污泥龄必须大于 3d。

一般来说, 对城市污水, BOD—污泥负荷率多取值为 $0.3 \sim 0.5 \text{ kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。BOD₅ 去除率可达 90% 以上, 污泥的吸附性能和沉淀性能都较好, SVI 值在 80~150 之间。

对剩余污泥不便处理与处置的污水处理厂, 应采用较低的 BOD—污泥负荷率, 一般不宜高于 $0.2 \text{ kgBOD} / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 这样能够使污泥自身氧化过程加强, 减少污泥产量。

在寒冷地区修建的活性污泥法系统, 其曝气池也应当采用较低的 BOD—污泥负荷率, 这样能够在一定程度上补偿由于水温低对生物降解反应带来的不利影响。

(2) 混合液污泥浓度的确定

曝气池内混合液的污泥浓度 (MLSS), 是活性污泥处理系统重要的设计与运行参数, 采用高额的污泥浓度能够减少曝气池的有效容积, 从这个意义来说是经济的, 但是, 采用高额的污泥浓度会带来一系列不利于处理系统的影响, 在某些场合甚至是不可能的。在选用这一参数时, 应考虑下列各项因素。

1) 供氧的经济与可能。因为非常高的污泥浓度会改变混合液的粘滞性, 增加扩散阻力, 供氧的利用率下降, 因此在动力费用方面是不经济的。另外, 需氧量是随污泥浓度的提高而增加的, 污泥浓度越高, 供氧量就越大, 所以采用非常高的污泥浓度将会使供氧产生 (通过空气) 困难。

2) 活性污泥的凝聚沉淀性能。因为混合液中的污泥来自回流污泥, 混合液污泥浓度 (X) 不可能高于回流污泥浓度 (X_r), 而回流污泥来自二次沉淀池, 二次沉淀池的污泥浓度与污泥沉淀性能以及它在二次沉淀池中浓缩的时间有关。一般, 混合液在量筒中沉淀 30min 后形成的污泥基本上可以代表混合液在二次沉淀池中形成的污泥。回流污泥浓度可近似地按下式确定:

$$X_r = \frac{10^6}{\text{SVI}} \cdot r \quad (\text{mg/L}) \quad (4-97)$$

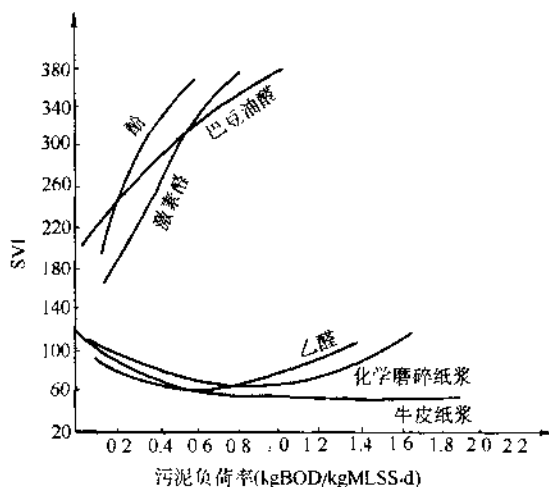


图 4-85 几种工业废水 BOD—污泥负荷率与污泥指数 SVI 之间的关系

式中 r 是考虑污泥在二次沉淀池中停留时间、池深、污泥厚度等因素的有关系数,一般取值 1.2 左右。

公式(4-97)指出, X_r 值与 SVI 呈反比。在一般情况下, SVI 值在 100 左右, X_r 值在 8000~12000mg/L 之间,而对于易氧化的工业废水, SVI 值较高,回流污泥浓度将相应降低,混合液污泥浓度也必然降低。

3) 沉淀池与回流设备的造价。污泥浓度高,会增加二次沉淀池的负荷,从而使其造价提高。此外,对于分建式曝气池,混合液浓度越高,则维持平衡的污泥回流量也越大,从而使污泥回流设备的造价和动力费增加。按式(4-39)所示的物料平衡关系可得出混合液污泥浓度(X)和污泥回流比(R)及回流污泥浓度(X_r)之间的关系:

$$\begin{aligned} \therefore RQX_r &= (Q + RQ) X \\ \therefore X &= \frac{R}{1 + R} X_r \end{aligned} \quad (4-98)$$

式中 $R = \frac{RQ}{Q}$ ——污泥回流比;

X ——曝气池混合液污泥浓度, mg/L;

X_r ——回流污泥浓度, mg/L。

将公式(4-97)代入式(4-98),可得出估算混合液浓度的公式:

$$X = \frac{R}{1 + R} \cdot \frac{10^6}{\text{SVI}} \cdot r \quad (4-99)$$

表 4-18 所列举的是我国及某些国家对不同运行方式的活性污泥处理系统,常采用的混合液污泥浓度(X)值,可作为设计参考。

我国及某些国家对不同运行方式活性污泥系统
常采用的混合液污泥浓度(X)值 (mg/L)

表 4-18

	传统曝气池	阶段曝气池	生物吸附曝气池	曝气沉淀池	延时曝气池	高率曝气池
中 国	2000~3000	—	4000~6000	4000~6000	2000~4000	—
美 国	1500~2500	3500	1500~2000	2500~3500	5000~7000	320~1100
日 本	1500~2000	1500~2000	4000~6000	—	5000~8000	400~600
英 国	—	1600~4000	2200~5500	—	1600~6400	300~800

曝气池混合液污泥浓度(X)应在考虑上述三项影响因素的基础上,参考表 4-18 所列举的数值予以确定。也可以按式(4-99)进行估算。

曝气池(区)的容积也可以按污泥龄(θ_c)进行计算,计算公式为:

$$V = \frac{Q\theta_c Y(S_a - S_e)}{X_r(1 + K_d\theta_c)} \quad (4-100)$$

本式是式(4-54)的变形。

式中 Q ——曝气池的设计流量(m^3/d);

θ_c ——设计污泥龄(d),高负荷时取值 0.2~2.5;中负荷时为 5~15;低负荷时取值 20~30;

Y ——污泥产率系数,在 20℃时,有机污染物以 BOD 计, $Y = 0.4 \sim 0.8$,如处理系统无初次沉淀池, Y 值须通过试验确定;

S_c ——处理水的 BOD 值(mg/L);

X_v ——混合液挥发性悬浮固体平均浓度(mgVSS/L);

K_d ——衰减系数(d^{-1}), 20℃时的常数值为 0.04~0.075。 K_d 值应按当地冬季和夏季的污水温度加以修正, 修正公式为:

$$K_{dT} = K_{d20} \cdot (\theta_T)^{T-20} \quad (4-101)$$

式中 K_{dT} —— T ℃时的 K_d 值(d^{-1});

K_{d20} ——20℃时的 K_d 值(d^{-1});

θ_T ——温度系数, 取值 1.02~1.06。

4.9.3 曝气系统与空气扩散装置的计算与设计

对活性污泥法处理系统的曝气系统与空气扩散装置的计算与设计, 除确定采用的曝气方法(鼓风曝气或机械曝气)外, 主要包括下列两项工作内容: (1)需氧量与供气量的计算; (2)曝气系统的设计与计算, 现分别阐述于后。

1. 需氧量与供气量的计算

活性污泥处理系统的日平均需氧量, 一般按式(4-26)计算, 对此, 主要是正确地选用 a' 、 b' 值。求定 a' 、 b' 值的最理想的方法是将式(4-26)改写为(4-27)的形式, 并通过试验取得数据或归纳污水处理厂的运行数据, 按图 4-10 的形式, 通过图解法求定(参见本章 4.2)。也可以采用比较成熟的经验数据。

将式(4-26)加以变换, 可以写成下式:

$$\frac{O_2}{QS_T} = \Delta O_2 = a' + \frac{b'}{N_s} \quad (4-28)$$

式中 ΔO_2 ——去除 1kgBOD₅ 的需氧量。

表 4-19 所列举的是处理城市污水的不同活性污泥系统运行方式的 a' 、 b' 值及 ΔO_2 值。而表 4-20 所列举的则是部分工业废水的 a' 、 b' 值。

活性污泥系统不同运行方式的 a' 、 b' 值及 ΔO_2 值(处理城市污水) 表 4-19

运行方式	a'	b'	ΔO_2
完全混合	0.42	0.11	0.7~1.1
生物吸附	↓	↓	0.7~1.1
传统曝气			0.8~1.1
阶段曝气	0.53	0.188	1.4~1.8

部分工业废水的 a' 、 b' 值 表 4-20

工业废水名称	a'	b'	工业废水名称	a'	b'
石油化工废水	0.75	0.16	炼油废水	0.55	0.12
含酚废水	0.56	—	制药废水	0.35	0.354
漂染废水	0.5~0.6	0.065	制浆造纸废水	0.38	0.092
合成纤维废水	0.55	0.142	亚硫酸浆粕废水	0.40	0.185

曝气池的需氧量是因 BOD—污泥负荷率值(N_s)而变化的。表 4-21 所列举的是 BOD—污泥负荷率(N_s)与需氧量之间关系的经验数据, 供参考。

BOD—污泥负荷率与需氧量之间关系的经验数据

表 4-21

N_s (VSS) (kgBOD/(kgMLVSS·d))	需 氧 量 (kgO ₂ /kgBOD ₅)	最大需氧量与平均 需氧量之比	最小需氧量与平均 需氧量之比
0.10	1.60	1.5	0.5
0.15	1.38	1.6	0.5
0.20	1.22	1.7	0.5
0.25	1.11	1.8	0.5
0.30	1.00	1.9	0.5
0.40	0.88	2.0	0.5
0.50	0.79	2.1	0.5
0.60	0.74	2.2	0.5
0.80	0.68	2.4	0.5
≥1.00	0.65	2.5	0.5

BOD—污泥负荷率在 1d 内又随污水流量和 BOD 浓度的变化而变化。但是,曝气池有一定的缓冲能力,进水短时间的变化,不会使曝气池内的 BOD—污泥负荷率产生足以影响处理功能的变化。当 N_s 值低时,曝气池具有较大的缓冲能力,而当 N_s 值高时,缓冲能力则较小。根据这种情况,在表 4-21 中也列举出随 BOD—污泥负荷率而变化的最大需氧量与平均需氧量的比值,可供设计参考。

日平均需气量、最大时需氧量确定后,即可按公式(4-87)计算供气量。

由于氧转移效率 E_A 值是根据不同的扩散器在标准状态下脱氧清水中测定出的,因此,曝气池混合液需要的充氧量(R)必须换算成相应于水温为 20℃、气压为一个大气压的脱氧清水之充氧量(R_0),可按公式(4-84)换算。

公式(4-84)中 R 值相当于活性污泥系统的最大需氧量, $C_{s(T)}$ 为计算温度 T 时污水的氧饱和浓度,对于鼓风曝气,应为 $C_{sb(T)}$ 值,可按公式(4-78)计算出;对于机械曝气,则为大气压力下的氧饱和度,可直接查表(附录 1)。

公式(4-80)中的氧转移效率 E_A 值是在选定了扩散装置的类型后查表求得的。常用扩散装置的氧转移效率 E_A 值和动力效率 E_P 值列于表 4-22,供设计参考。

几种空气扩散装置的 E_A 、 E_P 值

表 4-22

扩 散 装 置 类 型	氧转移效率 E_A (%)	动力效率 E_P (kgO ₂ /kWh)
陶土扩散板、管(水深 3.5m)	10~12	1.6~2.6
绿豆沙扩散板、管(水深 3.5m)	8.8~10.4	2.8~3.1
穿孔管: $\phi 5$ (水深 3.5m)	6.2~7.9	2.3~3.0
$\phi 10$ (水深 3.5m)	6.1~7.9	2.3~2.7
倒盆式扩散器(水深 3.5m)	6.9~7.5	2.3~2.5
(水深 4.0m)	8.5	2.6
(水深 5.0m)	10	—
竖管扩散器($\phi 19$,水深 3.5m)	6.2~7.1	2.3~2.6
射流式扩散装置	24~30	2.6~3.0

注:表中数据,除陶土扩散管和射流式扩散装置两项外,均为上海曹阳污水厂测定数据。

空气扩散装置包括 E_A 及 E_P 值在内的各项参数,一般都由该装置的生产厂家提供。使用单位在使用过程中加以复核。

关于曝气系统的计算与设计,本书将对鼓风曝气系统和表面机械曝气系统,分别地加以阐述。

2. 鼓风曝气系统的计算与设计

鼓风曝气系统包括:空压机、空气输送管道(干管、支管及分支管)和空气扩散装置(曝气装置)。

鼓风曝气系统设计的主要内容是:空气扩散装置的选定,并对其进行布置;空气管道布置与计算;空压机型号与台数的确定与空压机房的设计。

现分别就上述各项加以阐述。

(1) 空气扩散装置的选定与布置

在选定空气扩散装置时,要考虑下列各项因素:

- 1) 空气扩散装置应具有较高的氧利用率(E_A)和动力效率(E_P),具有较好的节能效果。
- 2) 不易堵塞,出现故障易排除,便于维护管理。
- 3) 构造简单,便于安装,工程造价及装置本身成本都较低。

此外还应考虑:污水水质、地区条件以及曝气池池型、水深等。

根据计算出的总供气量和每个空气扩散装置的通气量。服务面积、曝气池池底面积等数据,计算、确定空气扩散装置的数目,并对其进行布置。

(2) 空气管道系统的计算与设计

1) 一般规定

活性污泥系统的空气管道系统是从空压机的出口到空气扩散装置的空气输送管道,一般使用焊接钢管。

小型污水处理站的空气管道系统一般为枝状,面大、中型污水处理厂则宜于联成环状,以策安全供气。

空气管道一般敷设在地面上,接入曝气池的管道,应高出池水面 0.5m 以免产生回水现象。

空气管道的流速:干、支管为 10~15m/s,通向空气扩散装置的竖管、小支管为 4~5m/s。

2) 空气管道的计算

空气管道和空气扩散装置的压力损失,一般控制在 14.7kPa 以内,其中空气管道总损失控制在 4.9kPa 以内,空气扩散装置的阻力损失为 4.9~9.8kPa。

空气管道计算,根据流量(Q)、流速(v)按附录 2 选定管径,然后再核算压力损失,调正管径。

空气管道的压力损失(h)为沿程阻力损失(h_1)与局部阻力(h_2)之和

$$h = h_1 + h_2 \quad (\text{Pa})$$

沿程阻力(摩擦损失)可以按附录 3 中查出。而局部阻力则根据下式将各配件换算成管道的当量长度

$$l_0 = 55.5KD^{1.2} \quad (4-102)$$

式中 l_0 ——管道的当量长度, m;

D ——管径, m;

K ——长度换算系数, 按表 4-23 所列数据采用。

长 度 换 算 系 数

表 4-23

配 件	长 度 换 算 系 数
三通: 气流转弯	1.33
直流异口径	0.42~0.67
直流等口径	0.33
弯 头	0.4~0.7
大小头	0.1~0.2
球 阀	2.0
角 阀	0.9
闸 阀	0.25

在查附录图表时, 气温可按 30℃ 考虑, 而空气压力则按下式估算:

$$P = (1.5 + H) \times 9.8 \quad (4-103)$$

式中 P ——空气压力, kPa;

H ——空气扩散装置距水面的深度, m。

空气管道计算的程序与方法, 将通过[例题 4-3]加以阐述。

鼓风曝气系统, 压缩空气的绝对压力, 按下式计算:

$$P = \frac{h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5}{h_5} \quad (4-104)$$

式中 h_1, h_2 ——意义同前, Pa;

h_3 ——空气扩散装置安装深度(以装置出口处为准), mm;

h_4 ——空气扩散装置的阻力, Pa, 按产品样本或试验资料确定;

h_5 ——所在地区大气压力, Pa。

空压机所需压力:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$$

式中符号意义同前。

(3) 空压机的选定与鼓风机房的设计

1) 根据每台空压机的设计风量和风压选择空压机。各式罗茨空压机、离心式空压机、通风机等均可供用于活性污泥系统。

定容式罗茨空压机噪声大, 应取消消声措施, 一般用于中、小型污水处理厂。

离心式空压机噪声较小, 效率较高, 适用于大、中型污水处理厂。

变速率离心空压机, 节省能源, 根据混合液溶解氧浓度, 自动调整空压机开启台数和转速。

轴流式通风机(风压在 1.2m 以下), 一般用于浅层曝气曝气池。

2) 在同一供气系统中, 应尽量选用同一型号的空压机。空压机的备用台数: 工作空压机 ≤ 3 台时, 备用 1 台; 工作空压机 ≥ 4 台, 备用 2 台。

3) 空压机房应设双电源, 供电设备的容量, 应按全部机组同时启动时的负荷设计。

4) 每台空压机应单设基础, 基础间距应在 1.5m 以上。

5) 空压机房一般包括机器间、配电室、进风室(设空气净化设备)、值班室, 值班室与机

器间之间应有隔音设备和观察窗,还应设自控设备。

6) 空压机房内、外应采取防止噪声的措施,使其符合《工业企业噪声卫生标准》和《城市环境噪声标准》。

3. 机械曝气装置的设计

机械曝气装置的设计内容主要是选择叶轮的型式和确定叶轮的直径。在选择叶轮型式时要考虑叶轮的充氧能力、动力效率以及加工条件等。叶轮直径的确定,主要取决于曝气池的需氧量,使所选择的叶轮的充氧量能够满足混合液需氧量的要求。

此外,还要考虑叶轮直径与曝气池直径的比例关系,叶轮过大,可能伤害污泥,过小则充氧不够。一般认为平板叶轮或伞型叶轮直径与曝气池直径之比在 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{5}$ 左右;而泵型叶轮以 $\frac{1}{4} \sim \frac{1}{7}$ 为宜。叶轮直径与水深之比可采用 $\frac{2}{5} \sim \frac{1}{4}$,池深过大,将影响充氧和泥水混合。

本书附录 6、7、8 所示为泵型叶轮和平板叶轮的直径与充氧能力、叶轮功率等之间的关系,供设计参考。

根据按式 4-84 计算出的 R_0 值和上述计算图表,能够初步地选定出叶轮尺寸,然后再将其与池径的比例加以校核,如不符合要求,则作适当调整。

4.9.4 污泥回流系统的设计与剩余污泥的处置

1. 污泥回流系统的设计

分建式曝气池,污泥从二次沉淀池回流需设污泥回流系统,其中包括污泥提升装置和污泥输送的管渠系统。

污泥回流系统的计算与设计内容包括:回流污泥量的计算和污泥提升设备的选择和设计。

(1) 回流污泥量的计算

回流污泥量 Q_R ,其值为:

$$Q_R = RQ \quad (4-105)$$

R 值可通过式(4-55)选定,也可以通过下式求定:

$$R = \frac{X}{X_r - X} \quad (4-106)$$

由上式可见,回流比 R 值取决于混合液污泥浓度(X)和回流污泥浓度(X_r),而 X_r 值又与 SVI 值有关。根据式(4-97)和式(4-99),并令 r 值为 1.2,则可以推算出随 SVI 值和 X 值而变化的回流污泥浓度值(X_r),并据此可以按式(4-106)求定出污泥回流比(R)值。SVI、 X 和 X_r 三者关系值列举于表 4-24。

SVI、 X 及 X_r 三者关系

表 4-24

SVI	X_r (mg/L)	在下列 X 值(mg/L)时的回流比					
		1500	2000	3000	4000	5000	6000
60	20000	0.08	0.11	0.18	0.25	0.33	0.43
80	15000	0.11	0.15	0.25	0.36	0.50	0.66
120	10000	0.18	0.25	0.43	0.67	1.00	1.50
150	8000	0.24	0.33	0.60	1.00	1.70	3.00
240	5000	0.43	0.67	1.50	4.00	—	—

在实际运行的曝气池内,SVI 值在一定的幅度内变化,而且混合液浓度(X)也需要根据进水负荷的变化而加以调整,因此,在进行污泥回流系统的设计时,应按最大回流比考虑,并使其具有能够在较小回流比条件下工作的可能,亦即使回流污泥量可以在一定幅度内变化。

(2) 污泥提升设备的选择与设计

在污泥回流系统,常用的污泥提升设备主要是污泥泵、空气提升器和螺旋泵。

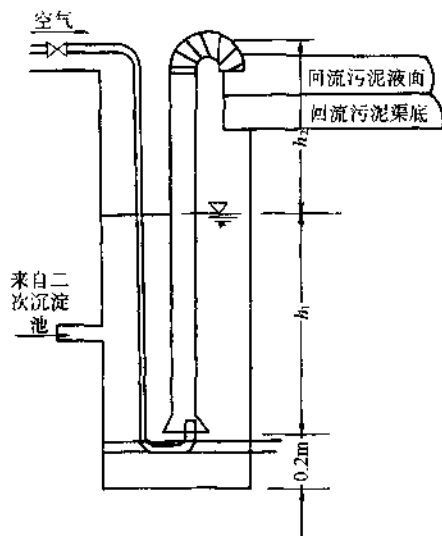


图 4-86 空气提升器构造示意图

污泥泵的主要型式是轴流泵,运行效率较高。可用于较大规模的污水处理工程。在选择时,首先应考虑的因素是不破坏活性污泥的絮凝体,使污泥能够保持其固有的特性,运行稳定可靠。采用污泥泵时,将从二次沉淀池流出的回流污泥集中到污泥井,从那里再用污泥泵抽送曝气池,大、中型污水厂则设回流污泥泵站。泵的台数视条件而定,一般采用 2~3 台,此外,还应考虑适当台数的备用泵。

空气提升器是利用升液管内外液体的密度差而使污泥提升的(参见图 4-86),它的结构简单,管理方便,而且有利于提高活性污泥中的溶解氧和保持活性污泥的活性,多为中、小型污水处理厂所采用。

空气提升器一般设在二次沉淀池的排泥井中或在曝气池进口处专设的回流井中。在每座回流井内只设一台空气提升器,而且只接受一座二次沉淀池污泥斗的来泥,以免造成二次沉淀池排泥量的相互干扰,污泥回流量则通过调节进气阀门加以控制。

从图 4-86 可见, h_1 为淹没水深, h_2 为提升高度。升液筒在回流井中最小的淹没深度($h_{1(\min)}$)按下式计算:

$$h_{1(\min)} = \frac{h_2}{n-1} \quad (4-107)$$

式中 n ——密度系数,一般取值 2~2.5。

在一般情况下,

$$\frac{h_1}{h_1+h_2} \geq 0.5$$

空气用量(Q_u)一般为最大提升污泥量的 3~5 倍,也可以按下式计算:

$$Q_u = \frac{K_u Q_s h_1}{\left(231g \frac{h_1+10}{10}\right) \eta} \quad (4-108)$$

式中 Q_u ——空气用量, m^3/h ;

K_u ——安全系数,一般采用 1.2;

Q_s ——每台空气提升器设计提升流量, m^3/h ;

η ——效率系数,一般为 0.35~0.45。

空气压力应大于淹没深度 h_1 3kPa 以上。

升液筒的最小直径为 75mm, 而空气管的最小管径为 25mm。

近十几年来, 国内、外在污泥回流系统中, 比较广泛地使用螺旋泵。螺旋泵是由泵轴、螺旋叶片、上、下支座、导槽、挡水板和驱动装置所组成。图 4-87 所示为螺旋泵的基本构造形式。

采用螺旋泵的污泥回流系统, 具有以下各项特征:

- ① 效率高, 而且稳定, 既或进泥量有所变化, 仍能够保持较高的效率;
- ② 能够直接安装在曝气池与二次沉淀池之间, 不必另设污泥井及其他附属设备。
- ③ 不因污泥而堵塞, 维护方便, 节省能源。
- ④ 转速较慢, 不会打碎活性污泥絮凝体颗粒。

螺旋泵提升回流污泥, 常使用无级变速或有级变速的传动装置, 以便能够改变提升流量, 也可以应用电子计算机来控制回流污泥量。

用下列公式求定螺旋泵的最佳转速:

$$v_j = \frac{50}{\sqrt[3]{D^2}} \quad (\text{r/min}) \quad (4-109)$$

螺旋泵的工作转速应在下列范围内确定:

$$0.6 v_j < v_g < 1.1 v_j \quad (4-110)$$

式中 v_j ——螺旋泵的最佳转速, r/min;

v_g ——螺旋泵的工作转速, r/min;

D ——螺旋泵的外缘直径, m。

螺旋泵安设的倾斜角为 $30^\circ \sim 38^\circ$ 。

螺旋泵的导槽可用混凝土砌造, 亦可采用钢构件。当使用混凝土导槽时, 混凝土的强度等级不得低于 C28。泵体外缘与导槽内壁之间必须保持一定的间隙(δ), δ 值按下式计算:

$$\delta \approx 0.1420 \sqrt{D} \pm 1 \quad (4-111)$$

式中 δ ——允许间隙, mm;

D ——同前。

附录 9 所列举的是螺旋泵的基本参数, 供设计时参考。

2. 剩余污泥及其处置

为了使活性污泥处理系统的净化功能保持稳定, 必须使系统中曝气池内的污泥浓度保持平衡, 为此, 每日必须从系统中排除一定数量的剩余污泥。剩余污泥量按式(4-21)计算, 或按有关经验数据确定, 应当说每日排除的剩余污泥, 在量上等于每日增长的污泥。

由公式(4-21)计算所得的剩余污泥量 ΔX 是以干重形式表示的挥发性悬浮固体, 在实用上应将其换算成湿重的总悬浮固体, 即:

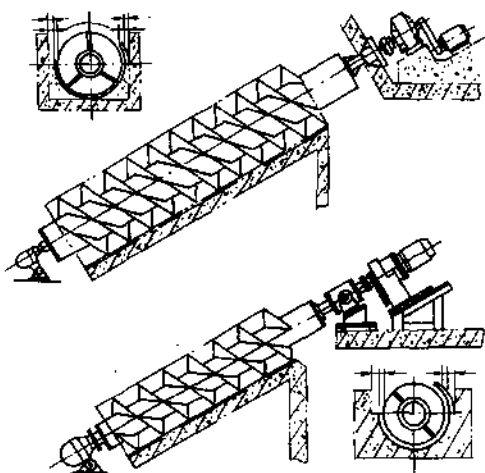


图 4-87 螺旋提升泵的基本构造图

$$\Delta X = Q_s f X_r \quad (4-112)$$

因此

$$Q_s = \frac{\Delta X}{f X_r} \quad (4-113)$$

式中 Q_s ——每日从系统中排除的剩余污泥量, m^3/d ;

ΔX ——挥发性剩余污泥量(干重), kg/d ;

$f = \frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}}$, 生活污水约为 0.75, 城市污水也可同此,

X_r ——回流污泥浓度, g/L 。

剩余污泥含水率高达 99% 左右, 数量多, 脱水性能差, 因此, 剩余污泥的处置是比较麻烦的问题。

对剩余污泥传统的处置方式, 是首先将其引入浓缩池进行浓缩, 使其含水率由 99% 降至 96%~97% 左右, 然后与由初次沉淀池排出的污泥共同进行厌氧消化处理。这种方式只适用于大、中型的污水处理厂。

当前, 在国内、外对剩余污泥的处置方式, 出现了另一种趋向, 剩余污泥经浓缩后(或不经浓缩), 与由初次沉淀池排出的污泥相混合, 然后向混合污泥中投加一定量的混凝剂, 使其产生絮凝作用, 此后用离心机、板框滤机一类的脱水机械进行脱水, 混合污泥的含水率能够降至 70%~80%。这样的污泥是便于运输和利用的。

对小型污水处理厂, 剩余污泥可考虑回流到初次沉淀池, 使其产生某种程度的生物絮凝作用, 提高初次沉淀池的去除效果。这样作的缺点是增加了初次沉淀池的负荷, 而且由于活性污泥与生污泥相混合, 使生污泥中的有机成分得到部分分解, 并进入污水中, 提高了进入曝气池污水的 BOD 值, 增加了曝气池的负荷。这种措施对大、中型污水处理厂并不是非常适宜的。

剩余污泥也可以考虑回流水解酸化池, 以提高那里的水解酸化作用。

有关剩余污泥处理与处置问题, 在本书第 8 章内还要作进一步详细的阐述。

4.9.5 二次沉淀池

二次沉淀池是活性污泥系统重要的组成部分, 它的作用是泥水分离, 使混合液澄清、浓缩和回流活性污泥。其工作效果能够直接影响活性污泥系统的出水水质和回流污泥浓度。

在原则上, 用于初次沉淀池的平流式沉淀池、辐流式沉淀池和竖流式沉淀池都可以作为二次沉淀池使用。但也有某些区别, 大、中型污水处理厂多采用机械吸泥的圆形辐流式沉淀池, 中型污水处理厂也有采用多斗式平流沉淀池的, 小型污水处理厂则比较普遍采用竖流式沉淀池。

1. 二次沉淀池的特点

二次沉淀池有别于其他沉淀池, 首先在作用上有其特点。它除了进行泥水分离外, 还进行污泥浓缩, 并由于水量、水质的变化, 还要暂时贮存污泥。由于二次沉淀池需要完成污泥浓缩的作用, 所需要的池面积大于只进行泥水分高所需要的池面积。

其次, 进入二次沉淀池的活性污泥混合液在性质上也有其特点。活性污泥混合液的浓度高(2000~4000 mg/L), 具有絮凝性能, 属于成层沉淀。沉淀时泥水之间有清晰的界面, 絮凝体结成整体共同下沉, 初期泥水界面的沉速固定不变, 仅与初始浓度 C 有关[$u = f(C)$]。

活性污泥的另一特点是质轻,易被出水带走,并容易产生二次流和异重流现象,使实际的过水断面远远小于设计的过水断面。因此,设计平流式二次沉淀池时,最大允许的水平流速要比初次沉淀池的小一半;池的出流堰常设在离池末端一定距离的范围内(见图 3-26);辐流式二次沉淀池可采用周边进水的方式以提高沉淀效果;此外,出流堰的长度也要相对增加,使单位堰长的出流量不超过 $5\sim 8\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$ 。

由于进入二次沉淀池的混合液是泥、水、气三相混合体,因此在中心管中的下降流速不应超过 0.03m/s ,以利气、水分离,提高澄清区的分离效果。曝气沉淀池的导流区,其下降流速还要小些(0.015m/s 左右),这是因为其气、水分离的任务更重的缘故。

由于活性污泥质轻,易腐变质等,采用静水压力排泥的二次沉淀池,其静水头可降至 0.9m ;污泥斗底坡与水平夹角不应小于 50° ,以利污泥顺利滑下和排泥通畅。

2. 二次沉淀池的计算与设计

二次沉淀池设计的主要内容:① 池型选择;② 沉淀池(澄清区)面积、有效水深和污泥区容积的计算。

计算方法有表面负荷法和固体通量法。

(1) 表面负荷法

1) 沉淀池表面面积

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{Q}{3.6u} \quad (\text{m}^2) \tag{4-114}$$

式中 Q ——污水最大时流量, m^3/h ;
 q ——表面负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$;
 u ——正常活性污泥成层沉淀之沉速, mm/s 。

u 值随污水水质和混合液浓度而异,变化范围在 $0.2\sim 0.5\text{mm/s}$ 之间。生活污水中含有一定的无机物,可采用稍高的 u 值;有些工业废水溶解性有机物较多,活性污泥质轻,SVI 值较高,因此 u 值宜低些。混合液污泥浓度对 u 值有较大的影响。浓度高时 u 值则偏小,反之,则偏大。表 4-25 所列举的是 u 值与混合液浓度之间关系的实测资料,可供设计时参考。表中不同的混合液浓度与对应的 u 值,若近似地换算成固体通量,则都接近于 $90\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。由此可见,采用表中 u 值计算出的沉淀池面积,既能起澄清作用又能起一定的浓缩作用。

随混合液浓度而变的 u 值 表 4-25

混合液污泥浓度 MLSS (mg/L)	上升流速 u (mm/s)	混合液污泥浓度 MLSS (mg/L)	上升流速 u (mm/s)
2000	≤ 0.5	5000	0.22
3000	0.35	6000	0.18
4000	0.28	7000	0.14

计算沉淀池面积时,设计流量应为污水的最大时流量,而不包括回流污泥量。这是因为一般沉淀池的污泥出口常在沉淀池的下部,混合液进池后基本上分为方向不同两路流出,一路通过澄清区从沉淀池上部的出水槽流出;另一路通过污泥区从下部排泥管流出。前一路流量相当污水流量,后一路流量相当回流污泥量和剩余污泥量,所以采用污水最大时流量作

为设计流量是能够满足要求的。但是中心管(合建式的导流区)的设计则应包括回流污泥量在内。否则将会增大中心管的流速,不利于气水分离。

2) 二次沉淀池有效水深

澄清区要保持一定的水深(H),以维持水流的稳定。水深一般可按沉淀时间(t)计算:

$$H = \frac{Qt}{A} = qt \quad (\text{m}) \quad (4-115)$$

式中 t ——水力停留时间, h, 一般取值 $1 \sim 1.5\text{h}$;

其他各项同前。

3) 二次沉淀池污泥区容积

二次沉淀池污泥区应保持一定容积,使污泥在污泥区中保持一定的浓缩时间,以提高回流污泥浓度,减少回流量;但同时污泥区的容积又不能过大,以避免污泥在污泥区中停留时间过长,因缺氧使其失去活性而腐化。因此对于分建式沉淀池,一般规定污泥区的贮泥时间为 2h 。

对于合建式的曝气沉淀池,一般无需计算污泥区的容积,因为它的污泥区容积实际上决定于池的构造设计,当池深度和沉淀区的面积决定之后,污泥区的容积也就决定了。这样得出的容积一般可以满足污泥浓缩的要求;又由于曝气与沉淀合建在一起,污泥回流迅速,污泥中可保持一定的溶解氧,不会使污泥活性丧失。

(2) 面体通量法

固体通量理论是确定二次沉淀池浓缩容量的理论基础,因此,二次沉淀池在原则上也可以用固体通量法计算,但是,固体通量法在理论上与污泥浓缩过程更为贴切,用于浓缩池的计算更实际,对此,在本书第 8 章“污泥的处理与处置”, 8.2 节“污泥浓缩”中对固体通量法的理论与计算方法,作详细的阐述。

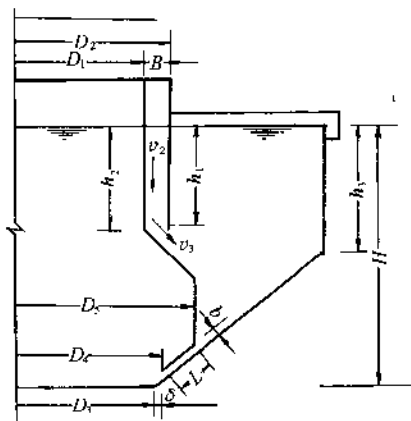


图 4-88 曝气沉淀池各部位图示

4.9.6 曝气沉淀池各部位尺寸的确定

在我国采用的曝气沉淀池多呈圆形,这种处理构筑物的各部位尺寸必须合理确定,下面列出其控制数值,供设计时参考(参看图 4-88)。

(1) 池体

1) 直径(D),不宜超过 20m ,国内较普遍采用的数值是 15m ,最大为 17m ,直径过大,充氧和搅拌能力都将受到影响。

2) 水深,不宜超过 5m ,水深过大,搅拌不良池底易于沉泥,影响运行效果。

3) 沉淀区水深(h_3),一般在 $1 \sim 2\text{m}$ 之间,不宜小于 1m ,过小会影响上升水流的稳定。

4) 曝气区直壁段高度(h_2)应大于导流区的高度(h_1),一般 $h_2 - h_1 \geq 0.414B$ (B 为导流区宽度)。

5) 曝气区应有 $0.8 \sim 1.2\text{m}$ 的保护高。

6) 池底斜壁与水平呈 45° 角。

(2) 回流窗

回流窗孔的流速应为 $100 \sim 200 \text{ mm/s}$, 并以此确定回流窗的尺寸。回流窗的总长度为曝气区周长的 30% 左右。其调节高度为 $50 \sim 150 \text{ mm}$ 。

(3) 导流区

导流区出口处的流速(v_3)应小于导流区的下降流速(v_2), 导流区下降流速为 15 mm/s 左右, 并按此确定导流区宽度 B 。

(4) 污泥回流缝

污泥回流缝的流速为 $20 \sim 40 \text{ mm/s}$, 以此确定回流缝的宽度(b)。回流缝的宽度一般为 $150 \sim 300 \text{ mm}$ 。回流缝处设顺流圈, 其长度(L)为 $0.4 \sim 0.6 \text{ m}$ 。顺流圈的直径(D_4)应大于池底直径(D_3), 以利污泥下滑、回流。

回流缝的各项尺寸的控制目的是防止气泡和混合液从回流缝进入沉淀区, 并使沉淀污泥通畅回流。

曝气区、导流区的结构容积系数(由于墙壁厚度所增加容积的百分比)为 3%~5%。

4.9.7 处理水的水质

活性污泥处理系统处理水中的 BOD 值(S_e), 是由残存的溶解性 BOD 和非溶解性 BOD 两者组成的, 而后者主要以生物污泥的残屑为主体。对处理水要求达到的 BOD 值, 应当是总 BOD 即溶解性 BOD 与非溶解性 BOD 之和。活性污泥系统的净化功能, 是去除溶解性 BOD 的。因此从活性污泥的净化功能考虑, 应将非溶解性 BOD 从处理水的总 BOD 值中减去, 处理水中非溶解性 BOD 值可用下列公式求定:

$$\text{BOD}_5 = 5(1.42bX_aC_e) = 7.1bX_aC_e \quad (4-116)$$

式中 b ——微生物自身氧化率, d^{-1} 取值范围为 $0.05 \sim 0.1$;

X_a ——在处理水的悬浮固体中, 有活性的微生物所占的比例。 X_a 的取值: 对高负荷活性污泥处理系统为 0.8; 延时曝气系统为 0.1; 其他活性污泥处理系统, 在一般负荷条件下, 可取值 0.4;

C_e ——活性污泥处理系统的处理水中的悬浮固体浓度, mg/L ;

5(常数)—— BOD 的五天培养期;

1.42——近似表示微生物降解 1g 有机物(BOD_5)所需要的氧量。

处理水中的总 BOD_5 含量为:

$$\text{BOD}_5 = S_e + 7.1bX_aC_e \quad (4-117)$$

在这里应当说明的是, 如果 S_e 值是从滤后水水样测出的, 则处理水的总 BOD_5 值应按式(4-116)计算得出; 如果 S_e 值是从静沉的水样测出所得, 则式(4-116)中的 C_e 值应按静沉下污泥中测定; 如果 S_e 值是从搅拌过的水样中测出, 则所得的 S_e 值即为处理水的总 BOD_5 值。

4.9.8 设计举例

【例题 4-3】某城市日排污水量 30000 m^3 , 时变化系数 1.4, 原污水 BOD_5 值 225 mg/L , 要求处理水 BOD_5 值为 25 mg/L , 拟采用活性污泥系统处理。

1. 计算、确定曝气池主要部位尺寸

2. 计算、设计鼓风曝气系统

【解】1. 污水处理程度的计算及曝气池的运行方式

(1) 污水处理程度的计算

原污水的 BOD 值 (S_0) 为 225mg/L, 经初次沉淀池处理, BOD₅ 按降低 25% 考虑, 则进入曝气池的污水, 其 BOD₅ 值 (S_a) 为:

$$S_a = 225(1 - 25\%) = 168.75$$

计算去除率, 对此, 首先按式(4-116)计算处理水中非溶解性 BOD₅ 值, 即:

$$\text{BOD}_5 = 7.1bX_aC_e$$

式中 C_e ——处理水中悬浮固体浓度, 取值为 25mg/L;

b ——微生物自身氧化率, 一般介于 0.05~0.1 之间, 取值 0.09;

X_a ——活性微生物在处理水中所占比例, 取值 0.4。

代入各值

$$\text{BOD}_5 = 7.1 \cdot 0.09 \cdot 0.4 \cdot 25 = 6.39 \approx 6.4$$

处理水中溶解性 BOD₅ 值为:

$$25 - 6.4 = 18.6\text{mg/L}$$

去除率

$$\eta = \frac{168.75 - 18.6}{168.75} = \frac{150.15}{168.75} = 0.889 \approx 0.90$$

(2) 曝气池的运行方式

在本设计中应考虑曝气池运行方式的灵活性和多样化。即: 以传统活性污泥法系统作为基础, 又可按阶段曝气系统和再生-曝气系统运行。

2. 曝气池的计算与各部位尺寸的确定

曝气池按 BOD—污泥负荷法计算

(1) BOD—污泥负荷率的确定

拟定采用的 BOD—污泥负荷率为 0.3kgBOD₅/(kgMLSS·d)。但为稳妥计, 需加以校核, 校核公式为式(4-95), 即:

$$N_s = \frac{K_2 S_e f}{\eta}$$

$$K_2 \text{ 值取 } 0.0185 \quad S_e = 18.6\text{mg/L}$$

$$\eta = 0.90 \quad f = \frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}} = 0.75$$

代入各值

$$N_s = \frac{0.0185 \cdot 18.6 \cdot 0.75}{0.90} = 0.29\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d}) \\ \approx 0.30\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$$

计算结果确证, N_s 值取 0.3 是适宜的。

(2) 确定混合液污泥浓度 (X)

根据已确定的 N_s 值, 查图 4-7 得相应的 SVI 值为 100~120, 取值 120。

按式(4-99)计算确定混合液污泥浓度值 X 。对此 $r=1.2$, $R=50\%$, 代入各值, 得:

$$X = \frac{R \cdot r \cdot 10^6}{(1+R)\text{SVI}} = \frac{0.5 \cdot 1.2}{1+0.5} \cdot \frac{10^6}{120} = 3333\text{mg/L} \approx 3300\text{mg/L}$$

(3) 确定曝气池容积, 按式(4-93)计算, 即:

$$V = \frac{QS_a}{N_s X}$$

$S_a = 168.75 \text{ mg/L}$, 近似取值 169.0 mg/L 。

代入各值:

$$V = \frac{30000 \times 169}{0.3 \times 3300} = \frac{5070000}{990} = 5121 \text{ m}^3$$

(4) 确定曝气池各部位尺寸

设 2 组曝气池, 每组容积为

$$\frac{5121}{2} = 2560 \text{ m}^3$$

池深取 4.2 m , 则每组曝气池的面积为

$$F = \frac{2560}{4.2} = 609.6 \text{ m}^2$$

池宽取 4.5 m , $\frac{B}{H} = \frac{4.5}{4.2} = 1.07$ 介于 $1 \sim 2$ 之间, 符合规定。

池长:

$$\frac{F}{B} = \frac{609.6}{4.5} = 135.5$$

$$\frac{L}{B} = \frac{135.5}{4.5} = 30 > 10, \text{符合规定。}$$

设五廊道式曝气池, 廊道长:

$$L_1 = \frac{L}{5} = \frac{135.5}{5} = 27.1 \text{ m} \approx 27 \text{ m}$$

取超高 0.5 m , 则池总高度为

$$4.2 + 0.5 = 4.7 \text{ m}$$

在曝气池面对初次沉淀池和二次沉淀池的一侧, 各设横向配水渠道 (参见图 4-89), 并

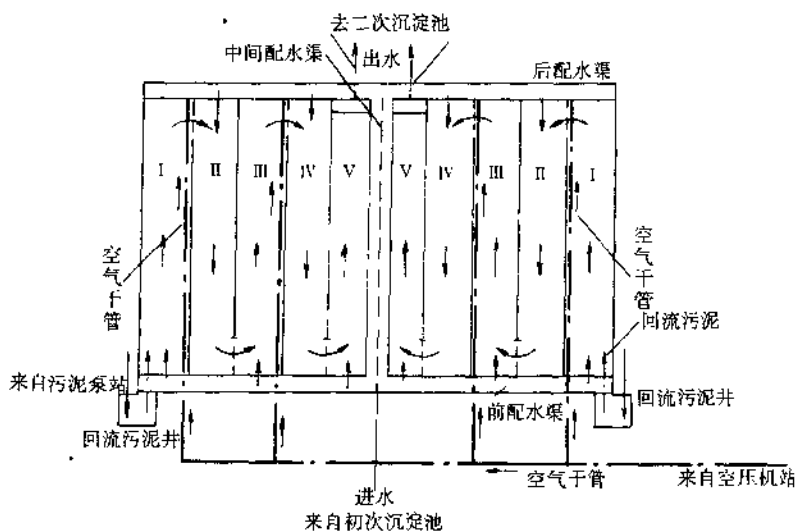


图 4-89 曝气池平面图

在池中部设纵向中间配水渠道与横向配水渠道相连接。在两侧横向配水渠道上设进水口, 每组曝气池共有 5 个进水口(见图 4-89)。

在面对初次沉淀池的一侧(前侧), 在每组曝气池的一端, 廊道 I 进水口处设回流污泥井, 井内设污泥空气提升器, 回流污泥由污泥泵站送入井内, 由此通过空气提升器回流曝气池。

按图 4-89 所示的平面布置, 该曝气池可有多种运行方式: (1) 按传统活性污泥法系统运行, 污水及回流污泥同步从廊道 I 的前侧进水口进入; (2) 按阶段曝气系统运行, 回流污泥从廊道 I 的前侧进入, 而污水则分别地从两侧配水渠道的 5 个进水口均量地进入; (3) 按再生-曝气系统运行, 回流污泥从廊道 I 的前侧进入, 以廊道 I 作为污泥再生池, 污水则从廊道 II 的后侧进水口进入, 在这种情况下, 再生池为全部曝气池的 20%, 或者以廊道 I 及廊道 II 再生池, 污水则从廊道 III 的前侧进水口进入, 此时, 再生池为 40%。

还可能其他的运行方式, 可灵活运用。

3. 曝气系统的计算与设计

本设计采用鼓风曝气系统。

(1) 平均时需氧量的计算

按式(4-26)计算, 即:

$$O_2 = a'QS_r + b'VX_v$$

查表 4-19, 得 $a' = 0.5$; $b' = 0.15$

代入各值

$$\begin{aligned} O_2 &= 0.5 \times 30000 \left(\frac{169 - 25}{1000} \right) + 0.15 \times 5121 \times \frac{2500}{1000} \\ &= 4080.4 \text{ kg/d} = 170 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

(2) 最大时需氧量的计算

根据原始数据 $K = 1.4$

代入各值:

$$\begin{aligned} O_{2(\max)} &= 0.5 \times 30000 \times 1.4 \left(\frac{169 - 25}{1000} \right) + 0.15 \times 5121 \times \frac{2500}{1000} \\ &= 4920.4 \text{ kg/d} \div 24 = 205.0 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

(3) 每日去除的 BOD_5 值

$$\text{BOD}_T = \frac{30000 \times (169 - 25)}{1000} = 4320 \text{ kg/d}$$

(4) 去除每 kgBOD 的需氧量

$$\Delta O_2 = \frac{4080.4}{4320} = 0.945 \approx 0.95 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}$$

(5) 最大时需氧量与平均时需氧量之比

$$\frac{O_{2(\max)}}{O_2} = \frac{205.0}{170.0} = 1.2$$

4. 供气量的计算

采用网状膜型中微孔空气扩散器(参见图 4-55),敷设于距池底 0.2m 处,淹没水深 4.0m,计算温度定为 30℃。

查附录 1,得:水中溶解氧饱和度:

$$C_{s(20)} = 9.17 \text{mg/L}; \quad C_{s(30)} = 7.63 \text{mg/L}$$

(1) 空气扩散器出口处的绝对压力(P_b)按式(4-79)计算,即:

$$P_b = 1.013 \times 10^5 + 9.8 \times 10^3 H \quad \text{Pa}$$

代入各值,得

$$P_b = 1.013 \times 10^5 + 9.8 \times 4.0 \times 10^3 = 1.405 \times 10^5 \text{Pa}$$

(2) 空气离开曝气池面时,氧的百分比,按式(4-80)计算,即:

$$O_t = \frac{21(1 - E_A)}{79 + 21(1 - E_A)} \times 100\%$$

E_A ——空气扩散器的氧转移效率,对网状膜型中微孔空气扩散器,取值 12%。

代入 E_A 值,得:

$$O_t = \frac{21(1 - 0.12)}{79 + 21(1 - 0.12)} \times 100\% = 18.43\%$$

(3) 曝气池混合液中平均氧饱和度(按最不利的温度条件考虑)按式(4-78)计算,即:

$$C_{sb(T)} = C_s \left(\frac{P_6}{2.026 \times 10^5} + \frac{O_t}{42} \right)$$

最不利温度条件,按 30℃ 考虑,代入各值,得:

$$\begin{aligned} C_{sb(30)} &= 7.63 \left(\frac{1.405 \times 10^5}{2.026 \times 10^5} + \frac{18.43}{42} \right) \\ &= 8.54 \text{mg/L} \end{aligned}$$

(4) 换算为在 20℃ 条件下,脱氧清水的充氧量,按式(4-84)计算,即:

$$R_0 = \frac{RC_{s(20)}}{\alpha[\beta \cdot \rho \cdot C_{sb(T)} - C] \cdot 1.024^{T-20}}$$

取值 $\alpha = 0.82$; $\beta = 0.95$; $C = 2.0$; $\rho = 1.0$

代入各值,得:

$$\begin{aligned} R_0 &= \frac{170 \times 9.17}{0.82[0.95 \times 1.0 \times 8.54 - 2.0] \times 1.024^{(30-20)}} \\ &= 250 \text{kg/h} \end{aligned}$$

相应的最大时需氧量为:

$$\begin{aligned} R_{0(\max)} &= \frac{205.0 \times 9.17}{0.82[0.95 \times 1.0 \times 8.54 - 2.0] \times 1.024^{(30-20)}} \\ &= 303 \text{kg/h} \end{aligned}$$

(5) 曝气池平均时供气量,按式(4-87)计算,即:

$$G_s = \frac{R_0}{0.3E_A} \times 100$$

代入各值,得

$$G_s = \frac{250}{0.3 \times 12} \times 100 = 6946 \text{ m}^3/\text{h}$$

(6) 曝气池最大时供气量

$$G_{s(\max)} = \frac{303}{0.3 \times 12} \times 100 = 8418 \text{ m}^3/\text{h}$$

(7) 去除每 kgBOD₅ 的供气量:

$$\frac{6946}{4320} \times 24 = 38.60 \text{ m}^3 \text{ 空气/kgBOD}$$

(8) 每 m³ 污水的供气量:

$$\frac{6946}{30000} \times 24 = 5.56 \text{ m}^3 \text{ 空气/m}^3 \text{ 污水}$$

(9) 本系统的空气总用量:

除采用鼓风曝气外,本系统还采用空气在回流污泥井提升污泥,空气量按回流污泥量的 8 倍考虑,污泥回流比 R 取值 60%,这样,提升回流污泥所需空气量为:

$$\frac{8 \times 0.6 \times 30000}{24} = 6000 \text{ m}^3/\text{h}$$

总需气量:

$$8418 + 6000 = 14418 \text{ m}^3/\text{h}$$

5. 空气管系统计算

按图 4-89 所示的曝气池平面图,布置空气管道,在相邻的两个廊道的隔墙上设一根干管,共 5 根干管。在每根干管上设 5 对配气竖管,共 10 条配气竖管。全曝气池共设 50 条配气竖管。每根竖管的供气量为:

$$\frac{8418}{50} = 168 \text{ m}^3/\text{h}$$

曝气池平面面积为:

$$27 \times 45 = 1215 \text{ m}^2$$

每个空气扩散器的服务面积按 0.49m² 计,则所需空气扩散器的总数为

$$\frac{1215}{0.49} = 2479 \text{ 个}$$

为安全计,本设计采用 2500 个空气扩散器,每个竖管上安设的空气扩散器的数目为:

$$\frac{2500}{50} = 50 \text{ 个}$$

每个空气扩散器的配气量为

$$\frac{8418}{2500} = 3.37 \text{ m}^3/\text{h}$$

将已布置的空气管路及布设的空气扩散器绘制成空气管路计算图(参见图 4-90 及图 4-91),用以进行计算。

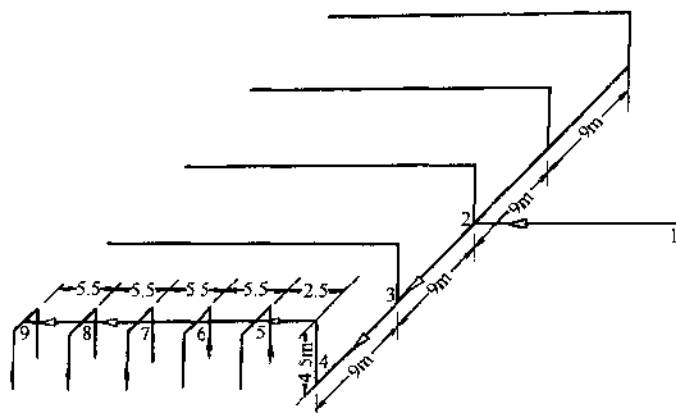


图 4-90 空气管路计算图(1)

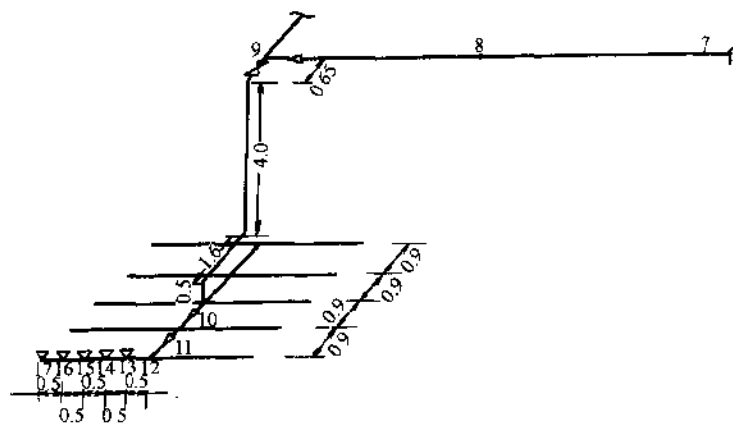


图 4-91 空气管路计算图(2)

选择一条从鼓风机房开始的最远最长的管路作为计算管路。在空气流量变化处设计计算节点,统一编号后列表进行空气管道计算。

空气干管和支管以及配气竖管的管径,根据通过的空气量和相应的流速按附录 2 加以确定。计算结果列入计算表中第 6 项。

空气管路的局部阻力损失,根据配件的类型按式(4-84)折算成当量长度损失 l_0 ,并计算出管道的计算长度 $l + l_0$ (m),(l 为管段长度)计算结果列入计算表中的第 8、9 两项。

空气管道的沿程阻力损失,根据空气管的管径(D)mm、空气量 m^3/min 、计算温度 $^{\circ}\text{C}$ 和曝气池水深,查附录 3 求得,结果列入计算表的第 10 项。

9 项与 10 项相乘,得压力损失 $h_1 + h_2$,结果列入计算表第 11 项。

将表 4-26 中 11 项各值累加,得空气管道系统的总压力损失为:

$$\Sigma(h_1 + h_2) = 201.99 \times 9.8 = 1.979 \text{ kPa}$$

网状膜空气扩散器的压力损失为 5.88kPa,则总压力损失为

空气管路计算表

表 4-26

管段编号	管段长度 L m	空气流量		空气流速 v m/s	管径 D mm	配 件	管段当量长度 L_0 m	管段计算长度 $L_0 + L$ m	压 力 损 失 $h_1 + h_2$	
		m ³ /h	m ³ /min						(Pa/m)	(Pa)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
17~16	0.5	3.37	0.06	—	32	弯头 1 个	0.62	1.12	0.18	0.2
16~15	0.5	6.74	0.11	—	32	三通 1 个	1.18	1.68	0.32	0.54
15~14	0.5	10.11	0.17	—	32	三通 1 个	1.18	1.68	0.65	1.09
14~13	0.5	13.48	0.22	—	32	三通 1 个	1.18	1.68	0.90	1.51
13~12	0.25	16.85	0.28		32	三通 1 个 异形管 1 个	1.27	1.52	1.25 0.38	1.90
12~11	0.9	33.70	0.56	4.5	50	三通 1 个 异形管 1 个	2.18	3.08	0.50	1.54
11~10	0.9	67.40	1.12	3.2	80	四通 1 个 异形管 1 个	3.83	4.73	0.38	1.80
10~9	6.75	168.50	2.81	5.0	100	阀门 1 个 弯头 3 个 三通 1 个	11.30	18.05	0.70	12.33
9~8	5.5	337.0	5.62	12.5	100	四通 1 个 异形管 1 个	6.41	11.91	2.50	29.78
8~7	5.5	674.0	11.23	11.5	150	四通 1 个 异形管 1 个	10.25	15.75	0.90	14.18
7~6	5.5	1011.0	16.85	9.5	200	四通 1 个 异形管 1 个	14.48	20.00	0.45	9.00
6~5	5.5	1348.0	22.47	12.0	200	四通 1 个 异形管 1 个	14.48	19.98	0.80	16.00
5~4	7.0	1685.0	28.08	13.0	200	四通 1 个 弯头 2 个 异形管 1 个	20.92	27.92	1.25	37.40
4~3	9.0	4685.0	78.10	11.0	400	三通 1 个 异形管 1 个	33.27	42.27	0.28	11.28
3~2	9.0	6370.0	106.16	14.0	400	三通 1 个 异形管 1 个	33.27	42.27	0.70	29.59
2~1	30	14418.0	240.3	15.0	600	四通 1 个 异形管 1 个	54.12	84.12	0.40	33.65
						合 计				201.99

$$5.88 + 1.979 = 7.859 \text{ kPa}$$

为安全计,设计取值 9.8kPa。

6. 空压机的选定

空气扩散装置安装在距曝气池池底 0.2m 处,因此,空压机所需压力为:

$$P = (4.2 - 0.2 + 1.0) \times 9.8 = 49 \text{ kPa}$$

空压机供气量:

最大时:

$$8418 + 6000 = 14418 \text{ m}^3/\text{h} = 240.3 \text{ m}^3/\text{min}$$

平均时:

$$6946 + 6000 = 12946 \text{ m}^3/\text{h} = 215.76 \text{ m}^3/\text{min}$$

根据所需压力及空气量,决定采用 LG60 型空压机 5 台。该型空压机风压 50kPa,风量 $60 \text{ m}^3/\text{min}$ 。

正常条件下,3 台工作,2 台备用,高负荷时 4 台工作,1 台备用。

例题【4-4】 某居民小区生活污水,拟采用曝气沉淀池进行处理。污水设计流量为 $150 \text{ m}^3/\text{h}$, BOD_5 为 300 mg/L ,经沉淀处理后可去除 30%。

通过试验确定下列各项设计参数:

$$N_s = 0.4 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d});$$

$$S_e \leq 20 \text{ mg/L};$$

$$X = 4000 \text{ mg/L};$$

$$R' = 1.0 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5;$$

污泥回流比 $R = 600\%$ 。

试经过计算(1)确定曝气沉淀池的主要部位的尺寸;(2)选定曝气叶轮型号。

【解】 1. 曝气区容积的确定

曝气区进水的 BOD_5 值:

$$S_a = 300(1 - 30\%) = 210 \text{ mg/L}$$

污水日流量

$$Q = 150 \text{ m}^3/\text{h} = 3600 \text{ m}^3/\text{d}$$

计算用式(4-93),代入各值,得

$$V = \frac{QS_a}{N_s X} = \frac{3600 \times 210}{0.4 \times 4000} = 472.5$$

取二座曝气沉淀池,则每座池的曝气区容积为:

$$\frac{472.5}{2} = 236.25 \approx 237 \text{ m}^3$$

2. 沉淀区面积与容积的确定

X 值已定为 4000 mg/L ,查表 4-25 得上升流速 u 值为 0.28 mm/s ,则沉淀区的面积为:

$$F = \frac{Q}{3.6 u \cdot n} = \frac{150}{3.6 \times 0.28 \times 2} = 74.4 \approx 75 \text{ m}^2$$

取沉淀时间为 1.5h,则沉淀区的容积为:

$$V_2 = \frac{Qt}{2} = \frac{150 \times 1.5}{2} = 112.5 \approx 113 \text{ m}^3$$

沉淀区高度为

$$h_1 = \frac{V_2}{F} = \frac{113}{75} = 1.5\text{m}$$

3. 需氧量与充氧量的计算

需氧量为:

$$R = R' \frac{QS_r}{1000n} = \frac{150(210-20)}{1000 \times 2} = 14.5 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

充氧量 R_0 按式(4-84)计算, 即:

$$R_0 = \frac{RC_{s(20)}}{\alpha[\beta C_{s(T)} - C]1.024^{(T-20)}}$$

取计算温度 $T = 30^\circ\text{C}$ 、 $\alpha = 0.8$ 、 $\beta = 0.9$ 、 $C = 1.5\text{mg/L}$, 代入各值, 得:

$$R_0 = \frac{14.5 \times 9.2}{0.8[0.9 \times 8.54 - 1.5] \times 1.219} = 25.7 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

4. 选定曝气叶轮形式与曝气区直径与面积的确定

选用泵型叶轮, 查附录 6 得: 当 $R_0 = 26\text{kgO}_2/\text{h}$, 线速度为 4.5m/s 时, 叶轮直径为 1000mm , 所需功率为 7kW 。

选用直径为 1.0m 的泵型叶轮。

采用 $\frac{d}{D_1} = \frac{1}{6}$, 因此, 曝气区的直径为:

$$D_1 = 6d = 6 \times 1.0 = 6\text{m}$$

曝气区的面积

$$F_1 = \frac{3.14}{4} \times 6^2 = 28.3\text{m}^2$$

5. 导流室直径与宽度的确定

污水在导流室下降速度取值 $v_2 = 15\text{mm/s}$, 则导流室的面积为:

$$F_2 = \frac{Q(1+R)}{3.6v_2n} = \frac{150(1+6)}{3.6 \times 15 \times 2} = 9.73\text{m}^2$$

导流室外直径

$$D_2 = \sqrt{\frac{4(F_1 + F_2)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(28.3 + 9.73)}{3.14}} = 7.0\text{m}$$

导流室的宽度

$$B = \frac{D_2 - D_1}{2} = \frac{7 - 6}{2} = 0.5\text{m}$$

6. 曝气沉淀池直径

$$D = \sqrt{\frac{4(F_1 + F_2 + F_3)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(28.3 + 9.73 + 75)}{3.14}} = 12\text{m}$$

7. 曝气沉淀池其他各主要部位的尺寸的确定

(1) 曝气区直壁高:

$$h_2 = h_1 + 0.414B = 1.5 + 0.414 \times 0.5 = 1.7\text{m}$$

曝气沉淀池直壁高取 1.7m 。

(2) 曝气沉淀池斜壁与曝气区直壁呈 45° 角。

(3) 曝气沉淀池池深取值 $H=4.2\text{m}$ 。

(4) 曝气沉淀池斜壁高

$$h_4 = H - h_3 = 4.2 - 1.7 = 2.5\text{m}$$

(5) 曝气沉淀池池底直径

$$D_3 = D - 2h_4 = 12 - 2 \times 2.5 = 7\text{m}$$

8. 回流窗孔尺寸的确定

污水通过回流窗孔的流速取值 $v_1 = 100 \text{ mm/s}$, 于是, 回流窗孔总面积为:

$$f = \frac{Q(1+R)}{3.6v_m} = \frac{150(1+6)}{3.6 \times 100 \times 2} = 1.46 \text{ m}^2$$

每池开 20 个回流窗孔, 则每个窗孔面积为

$$f_1 = \frac{f}{n_1} = \frac{1.46}{20} = 0.073 \text{m}^2$$

采用 $200 \times 300 \text{ mm}$ 的孔口,在孔口上安设挡板以调节过水面积。

9. 回流缝尺寸的确定

取曝气区底直径大于池底直径 0.2m, 则

$$D_4 = 7 + 0.2 = 7.2 \text{ m}$$

回流缝宽 b 取值 0.2m, 顺流圈长 0.5m。则回流缝过水面积为:

$$f_2 = \pi b \left(D_4 + \frac{L+b}{1.41} \right) = 3.14 \times 0.2 \left(7.2 + \frac{0.5+0.2}{1.41} \right) = 4.84 \text{ m}^2$$

回流缝内污水的流速

$$v_4 = \frac{QR}{3.6 f_2 n} = \frac{150 \times 6}{3.6 \times 4.84 \times 2} = 26 \text{ mm/s} \text{ 符合要求}$$

图 4-92 所示为经计算、设计所得圆形曝气沉淀池各基本部位的尺寸。

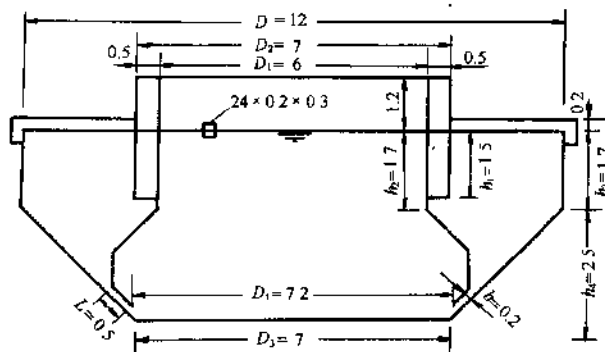


图 4-92 圆形曝气沉淀池基本部位尺寸图

10. 曝气沉淀池实际容积核算

曝气沉淀池的总容积为:

$$\begin{aligned}
 V' &= \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 h_3 + \frac{\pi}{3} h_4 \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \left(\frac{D}{2} \right) \left(\frac{D_3}{2} \right) + \left(\frac{D_3}{2} \right)^2 \right] \\
 &= \pi \left(\frac{12}{2} \right)^2 \times 1.7 + \frac{\pi}{3} \times 2.5 \left[\left(\frac{12}{2} \right)^2 + \left(\frac{12}{2} \right) \left(\frac{7}{2} \right) + \left(\frac{7}{2} \right)^2 \right] \\
 &= 372 \text{m}^3
 \end{aligned}$$

曝气沉淀池结构容积系数取 5%，则其实际有效容积为：

$$V = V' (1 - 5\%) = 372 (1 - 5\%) = 353 \text{m}^3$$

沉淀区实际有效容积为：

$$V_2 = \frac{\pi}{4} (D^2 - D_2^2) h_1 = \frac{\pi}{4} (12^2 - 7^2) \times 1.5 = 113 \text{m}^3$$

曝气区(包括导流室和回流区)的实际有效容积为：

$$V_1 = V - V_2 = 353 - 113 = 240 \text{m}^3$$

各部位实际有效容积与计算所需容积列于下表中。两者基本相符,所定尺寸勿需调整。

曝气沉淀池各部分容积比较表

表 4-27

容 积 (m ³)	计 算 所 需	实 际 有 效
总 容 积	237 + 113 = 350	353
曝 气 区	237	240
沉 淀 区	113	113

经计算、设计,采用两座圆形曝气沉淀池,每座直径 12m,深 5.4m,水深 4.2m(参见图 4-92)。

4.10 活性污泥处理系统的维护管理

4.10.1 活性污泥处理系统的投产与活性污泥的培养驯化

活性污泥处理系统在工程完工之后和投产之前,需进行验收工作。在验收工作中,首先用清水进行试运行。这样可以提高验收质量,对发现的问题可作最后修整;同时,还可以作一次脱氧清水的曝气设备性能测定,为运行提供资料。

在处理系统准备投产运行时,运行管理人员不仅要熟悉处理设备的构造和功能,还要深入掌握设计内容与设计意图。对于城市污水和性质与其相类似的工业废水,投产前首先需要的是培养活性污泥,对于其他工业废水,除培养活性污泥外,还需要使活性污泥适应所处理废水的特点,对其进行驯化。

当活性污泥的培养和驯化结束后,还应进行以确定最佳运行条件为目的的试运行工作。

1. 活性污泥的培养与驯化

活性污泥处理系统在验收后正式投产前的首要工作是培养与驯化活性污泥。

活性污泥的培养和驯化可归纳为异步驯化法,同步驯化法和接种驯化法数种。异步法即先培养后驯化;同步法则培养和驯化同时进行或交替进行;接种法系利用其他污水处理厂的剩余污泥,再进行适当培训。对城市污水一般都采用同步驯化法。

培养活性污泥需要有菌种和菌种所需要的营养物。对于城市污水,其中菌种和营养物

都具备,因此可直接进行培养。方法是先将污水引入曝气池进行充分曝气,并开动污泥回流设备,使曝气池和二次沉淀池接通循环。经 1~2d 曝气后,曝气池内就会出现模糊不清的絮凝体。为补充营养和排除对微生物增长有害的代谢产物,要及时换水,即从曝气池通过二次沉淀池排出 50%~70% 的污水,同时引入新鲜污水。换水可间歇进行,也可以连续进行。

间歇换水一般适用于生活污水所占比重不太大的城市污水处理厂。每天换水 1~2 次。

这样一直持续到混合液 30min 沉降比达到 15%~20% 时为止。在一般的污水浓度和水温在 15℃ 以上的条件下,经过 7~10d 便可大致达到上述状态。成熟的活性污泥,具有良好的凝聚沉淀性能,污泥内含有大量的菌胶团和纤毛虫原生动物,如钟虫、等枝虫、盖纤虫等,并可使 BOD 的去除率达 90% 左右。当进入的污水浓度很低时,为使培养期不致过长,可将初次沉淀池的污泥引入曝气池或不经初次沉淀池将污水直接引入曝气池。对于性质类似的工业废水,也可按上述方法培养,不过在开始培养时,宜投入一部分作为菌种的粪使水。

连续换水适用于以生活污水为主的城市污水或纯生活污水。连续换水是指边进水、边出水、边回流的方式培养活性污泥。

对于工业废水或以工业废水为主的城市污水,由于其中缺乏专性菌种和足够的营养,因此在投产时除用一般菌种和所需要营养培养足量的活性污泥外,还应对所培养的活性污泥进行驯化,使活性污泥微生物群体逐渐形成具有代谢特定工业废水的酶系统,具有某种专性。

在工业废水处理站,先可用粪便水或生活污水培养活性污泥。因为这类污水中细菌种类繁多,本身所含营养也丰富,细菌易于繁殖。当缺乏这类污水时,可用化粪池和排泥沟的污泥、初次沉淀池或消化池的污泥等。采用粪便水培养时,先将浓粪便水过滤后投入曝气池,再用自来水稀释,使 BOD₅ 浓度控制在 500mg/L 左右,进行静态(闷曝)培养。同样经过 1~2d 后,为补充营养和排除代谢产物,需及时换水。对于生产性曝气池,由于培养液量大,收集比较困难,一般均采取间歇换水方式,或先间歇换水,后连续换水。而间歇换水又以静态操作为宜。即当第一次加料曝气并出现模糊的絮凝体后,就可停止曝气,使混合液静沉,经过 1~1.5h 沉淀后排除上清液(其体积约占总体积的 50%~70%),然后再往曝气池内投加新的粪便水和稀释水。粪便水的投加量应根据曝气池内已有的污泥量在适当的 N_s 值范围内进行调节(即随污泥量的增加而相应增加粪便水量)。在每次换水时,从停止曝气、沉淀到重新曝气,总时间以不超过 2h 为宜。开始宜每天换水一次,以后可增加到两次,以便及时补充营养。

连续换水仅适用于就地有生活污水来源的处理站。在第一次投料曝气后或经数次闷曝而间歇换水后,就不断地往曝气池投加生活污水,并不断将出水排入二次沉淀池,将污泥回流至曝气池。随着污泥培养的进展,应逐渐增加生活污水量,使 N_s 值在适宜的范围内。此外,污泥回流量应比设计值稍大些。

当活性污泥培养成熟,即可在进水中加入并逐渐增加工业废水的比重,使微生物在逐渐适应新的生活条件下得到驯化。开始时,工业废水可按设计流量的 10%~20% 加入,达到较好的处理效果后,再继续增加其比重。每次增加的百分比以设计流量的 10%~20% 为宜,并待微生物适应巩固后再继续增加,直至满负荷为止。在驯化过程中,能分解工业废水的微生物得到发展繁殖,不能适应的微生物则逐渐淘汰,从而使驯化过的活性污泥具有处理该种工业废水的能力。

上述先培养后驯化的方法即所谓异步驯化法。为了缩短培养和驯化的时间,也可以把培养和驯化这两个阶段合并进行,即在培养开始就加入少量工业废水,并在培养过程中逐渐增加比重,使活性污泥在增长的过程中,逐渐适应工业废水并具有处理它的能力。这就是所谓“同步驯化法”。这种做法的缺点是,在缺乏经验的情况下不够稳妥可靠,出现问题时不易确定是培养上的问题还是驯化上的问题。

在有条件的地方,可直接从附近污水处理厂引入剩余污泥,作为种泥进行曝气培养,这样能够缩短培养时间;如能从性质相同的废水处理站引入活性污泥,更能提高驯化效果,缩短时间。这就是所谓的接种驯化法。

工业废水中,如缺乏氮、磷等养料,在驯化过程中则应把这些物质投加入曝气池中。

实际上,培养和驯化这两个阶段不能截然分开,间歇换水与连续换水也常结合进行,具体培养驯化时应依据净化机理和实际情况灵活进行。

2. 试运行

活性污泥培养成熟后,就开始试运行。试运行的目的是确定最佳的运行条件。在活性污泥系统的运行中,作为变数考虑的因素有混合液污泥浓度(MLSS)、空气量、污水注入的方式等;如采用生物吸附法,则还有污泥再生时间和吸附时间之比值;采用再生-曝气系统,则需要初步确定回流污泥再生池所占的比例,这一数值在曝气池正式运行过程中还可以进一步调整。如采用曝气沉淀池还要确定回流窗孔开启高度;如工业废水养料不足,还应确定氮、磷的投量等。将这些变数组合成几种运行条件分阶段进行试验,观察各种条件的处理效果,并确定最佳的运行条件,这就是试运行的任务。

活性污泥法要求在曝气池内保持适宜的营养物与微生物的比值,供给所需要的氧,使微生物很好的和有机污染物相接触;并保持适当的接触时间等。如前所述,营养物与微生物的比值一般用污泥负荷率加以控制,其中营养物数量由流入污水量和浓度所定,因此应通过控制活性污泥的数量来维持适宜的污泥负荷率。不同的运行方式有不同的污泥负荷率,运行时的混合液污泥浓度就是以其运行方式的适宜污泥负荷率作为基础确定的,并在试运行过程中确定最佳条件下的 N_s 值和 MLSS 值。

MLSS 值最好每天都能够测定,如 SVI 值较稳定时,也可用污泥沉降比暂时代替 MLSS 值的测定。根据测定的 MLSS 值或污泥沉降比,便可控制污泥回流量和剩余污泥量,并获得这方面的运行规律。此外,剩余污泥量也可以通过相应的污泥龄加以控制。

关于空气量,应满足供氧和搅拌这两者的要求。在供氧上应使最高负荷时混合液溶解氧含量保持在 $1 \sim 2 \text{mg/L}$ 左右。搅拌的作用是使污水与污泥充分混合,因此搅拌程度应通过测定曝气池表面、中间和池底各点的污泥浓度是否均匀而定。

前已述及,活性污泥处理系统有多种运行方式,在设计中应予以充分考虑,各种运行方式的处理效果,应通过试运行阶段加以比较观察,并从中确定出最佳的运行方式及其各项参数。但应当说明的是,在正式运行过程中,还可以对各种运行方式的效果进行验证。

4.10.2 活性污泥处理系统运行效果的检测

试运行确定最佳条件后,即可转入正常运行。为了经常保持良好的处理效果,积累经验,需要对处理情况定期进行检测。检测项目有:

(1) 反映处理效果的项目:进出水总的和溶解性的 BOD、COD,进出水总的和挥发性的 SS,进出水的有毒物质(对应工业废水);

(2) 反映污泥情况的项目:污泥沉降比(SV%)、MLSS、MLVSS、SVI、溶解氧、微生物观察等;

(3) 反映污泥营养和环境条件的项:氮、磷、pH、水温等。

一般 SV% 和溶解氧最好 2~4h 测定一次,至少每班一次,以便及时调节回流污泥量和空气量。微生物观察最好每班一次,以预示污泥异常现象。除氮、磷、MLSS、MLVSS、SVI 可定期测定外,其他各项应每天测一次。水样除测溶解氧外,均取混合水样。

此外,每天要记录进水量、回流污泥量和剩余污泥量,还要记录剩余污泥的排放规律、曝气设备的工作情况以及空气量和电耗等。剩余污泥(或回流污泥)浓度也要定期测定。上述检测项目如有条件,应尽可能进行自动检测和自动控制。

4.10.3 活性污泥处理系统运行中的异常情况

活性污泥处理系统在运行过程中,有时会出现种种异常情况,处理效果降低,污泥流失。下面将在运行中可能出现的几种主要的异常现象和相应采取的措施加以简要阐述。

1. 污泥膨胀

正常的活性污泥沉降性能良好,含水率在 99% 左右。当污泥变质时,污泥不易沉淀,SVI 值增高,污泥的结构松散和体积膨胀,含水率上升,澄清液稀少(但较清澈),颜色也有异变,这就是“污泥膨胀”。污泥膨胀主要是丝状菌大量繁殖所引起,也有由污泥中结合水异常增多导致的污泥膨胀。一般污水中碳水化合物较多,缺乏氮、磷、铁等养料,溶解氧不足,水温高或 pH 值较低等都容易引起丝状菌大量繁殖,导致污泥膨胀。此外,超负荷、污泥龄过长或有机物浓度梯度小等,也会引起污泥膨胀。排泥不通畅则易引起结合水性污泥膨胀。

由此可知,为防止污泥膨胀,首先应加强操作管理,经常检测污水水质、曝气池内溶解氧、污泥沉降比、污泥指数和进行显微镜观察等,如发现不正常现象,就需立即采取预防措施。一般可调整、加大空气量,及时排泥,在有可能时采取分段进水,以减轻二次沉淀池的负荷等。

当污泥发生膨胀后,解决的办法可针对引起膨胀的原因采取措施。如缺氧、水温高等可加大曝气量,或降低进水量以减轻负荷,或适当降低 MLSS 值,使需氧量减少等,如污泥负荷率过高,可适当提高 MLSS 值,以调整负荷。必要时还要停止进水,“闷曝”一段时间。如缺氮、磷、铁养料,可投加硝化污泥液或氮、磷等成分。如 pH 过低,可投加石灰等调节 pH。若污泥大量流失,可投加 5~10mg/L 氯化铁,帮助凝聚,刺激菌胶团生长;也可投加漂白粉或液氯(按干污泥的 0.3%~0.6% 投加),抑制丝状菌繁殖,特别能控制结合水性污泥膨胀。也可投加石棉粉末、硅藻土、粘土等惰性物质,降低污泥指数。污泥膨胀的原因很多,甚至有些原因迄今还没有认识到,以上介绍只是对污泥膨胀的一般处理措施,仅供参考。

2. 污泥解体

处理水质浑浊,污泥絮凝体微细化,处理效果变坏等则是污泥解体现象。导致这种异常现象的原因有运行中的问题,也有可能是由于污水中混入了有毒物质。

运行不当,如曝气过量,会使活性污泥生物-营养的平衡遭到破坏,使微生物量减少并失去活性,吸附能力降低,絮凝体缩小质密,一部分则成为不易沉淀的羽毛状污泥,处理水质浑浊,SVI 值降低等。当污水中存在有毒物质时,微生物会受到抑制或伤害,净化功能下降或完全停止,从而使污泥失去活性。一般可通过显微镜观察来判别产生的原因。当鉴别出是运行方面的问题时,应对污水量、回流污泥量、空气量和排泥状态以及 SV%、MLSS、DO、N₂

等多项指标进行检查,加以调整。当确定是污水中混入有毒物质时,应考虑这是新的工业废水混入的结果,需查明来源,责成其按国家排放标准进行局部处理。

3. 污泥腐化

在二次沉淀池有可能由于污泥长期滞留而产生厌氧发酵生成气体(H_2S 、 CH_4 等),从而使大块污泥上浮的现象。它与污泥脱氮上浮不同,污泥腐败变黑,产生恶臭。此时也不是全部污泥上浮,大部分污泥都是正常地排出或回流。只有沉积在死角长期滞留的污泥才腐化上浮。防止的措施有:(1) 安设不使污泥外溢的浮渣清除设备;(2) 消除沉淀池的死角地区;(3) 加大池底坡度或改进池底刮泥设备,不使污泥滞留于池底。

此外,如曝气池内曝气过度,使污泥搅拌过于激烈,生成大量小气泡附聚于絮凝体上,也可能引起污泥上浮。这种情况机械曝气较鼓风曝气为多。另外,当流入大量脂肪和油时,也容易产生这种现象。防止措施是将供气控制在搅拌所需要的限度内,而脂肪和油则应在进入曝气池之前加以去除。

4. 污泥上浮

污泥在二次沉淀池呈块状上浮的现象,并不是由于腐败所造成的,而是由于在曝气池内污泥泥龄过长,硝化进程较高(一般硝酸铵达 5mg/L 以上),在沉淀池底部产生反硝化,硝酸盐的氧被利用,氮即呈气体脱出附于污泥上,从而使污泥比重降低,整块上浮。所谓反硝化是指硝酸盐被反硝化菌还原成氨和氮的作用。反硝化作用一般在溶解氧低于 0.5mg/L 时发生,并在试验室静沉 $30\sim 90\text{min}$ 以后发生。因此为防止这一异常现象发生,应增加污泥回流量或及时排除剩余污泥,在脱氮之前即将污泥排除;或降低混合液污泥浓度,缩短污泥龄和降低溶解氧等,使之不进行到硝化阶段。

5. 泡沫问题

曝气池中产生泡沫,主要原因是,污水中存在大量合成洗涤剂或其他起泡物质。泡沫可给生产操作带来一定困难,如影响操作环境,带走大量污泥。当采用机械曝气时,还能影响叶轮的充氧能力。消除泡沫的措施有:分段注水以提高混合液浓度;进行喷水或投加除沫剂(如机油、煤油等、投量约为 $0.5\sim 1.5\text{mg/L}$)等。此外,用风机机械消泡,也是有效措施。

第5章 污水的生物处理(二)

——生物膜法

5.1 概 述

污水的生物膜处理法是与活性污泥法并列的一种污水好氧生物处理技术。这种处理法的实质是使细菌和菌类一类的微生物和原生动物、后生动物一类的微型动物附着在滤料或某些载体上生长繁育,并在其上形成膜状生物污泥——生物膜。污水与生物膜接触,污水中的有机污染物,作为营养物质,为生物膜上的微生物所摄取,污水得到净化,微生物自身也得到繁衍增殖。

污水的生物膜处理法既是古老的,又是发展中的污水生物处理技术。迄今为止,属于生物膜处理法的工艺有生物滤池(普通生物滤池、高负荷生物滤池、塔式生物滤池)、生物转盘、生物接触氧化设备和生物流化床等。生物滤池是早期出现、至今仍在发展中的污水生物处理技术,而后三者则是近几十年来开发的新工艺。

5.1.1 生物膜的构造及其对有机物的降解

污水与滤料或某种载体流动接触,在经过一段时间后,后者的表面将会为一种膜状污泥——生物膜所覆盖,生物膜逐渐成熟,其标志是:生物膜沿水流方向的分布,在其上由细菌及各种微生物组成的生态系以及其对有机物的降解功能都达到了平衡和稳定的状态。从开始形成到成熟,生物膜要经历潜伏和生长两个阶段,一般的城市污水,在 20°C 左右的条件下大致需要 30d 左右的时间。

图 5-1 所示是附着在生物滤池滤料上的生物膜的构造。

生物膜是高度亲水的物质,在污水不断在其表面更新的条件下,在其外侧总是存在着一层附着水层。生物膜又是微生物高度密集的物质,在膜的表面和一定深度的内部生长繁殖着大量的各种类型的微生物和微型动物,并形成有机污染物-细菌-原生动物(后生动物)的食物链。

生物膜在其形成与成熟后,由于微生物不断增殖,生物膜的厚度不断增加,在增厚到一定程度后,在氧不能透入的里侧深部即将转变为厌氧状态,形成厌氧性膜。这样,生物膜便由好氧和厌氧两层组成。好氧层的厚度一般为 2mm 左右,有机物的降解主要是在好氧层内进行。

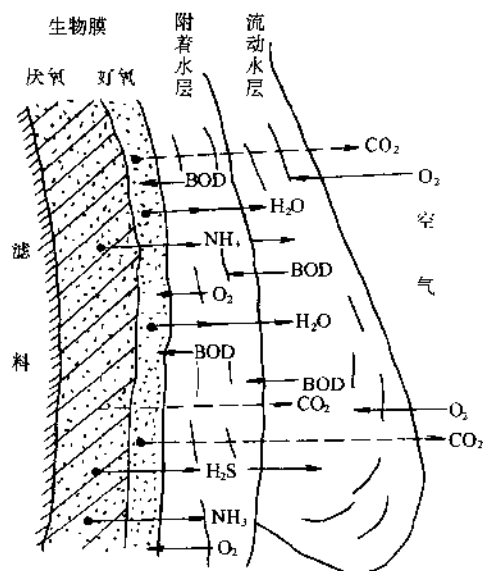


图 5-1 生物滤池滤料上生物膜的构造(剖面图)

从图 5-1 可见,在生物膜内、外,生物膜与水层之间进行着多种物质的传递过程。空气中的氧溶解于流动水层中,从那里递过附着水层传递给生物膜,供微生物用于呼吸;污水中的有机污染物则由流动水层传递给附着水层,然后进入生物膜,并递过细菌的代谢活动而被降解。这样就使污水在其流动过程中逐步得到净化。微生物的代谢产物如 H_2O 等则递过附着水层进入流动水层,并随其排走,而 CO_2 及厌氧层分解产物如 H_2S 、 NH_3 以及 CH_4 等气态代谢产物则从水层逸出进入空气中。

当厌氧层还不厚时,它与好氧层保持着一定的平衡与稳定关系,好氧层能够维持正常的净化功能,但当厌氧层逐渐加厚,并达到一定的程度后,其代谢产物也逐渐增多,这些产物向外侧逸出,必然要透过好氧层,使好氧层的生态系统的稳定状态遭到破坏,从而失去了这两种膜层之间的平衡关系,又因气态代谢产物的不断逸出,减弱了生物膜在滤料(载体、填料)上的固着力,处于这种状态的生物膜即为老化生物膜,老化生物膜净化功能较差而且易于脱落。生物膜脱落后生成新的生物膜,新生生物膜必须在经过一段时间后才能充分发挥其净化功能。比较理想的情况是:减缓生物膜的老化进程,不使厌氧层过分增长,加快好氧膜的更新,并且尽量使生物膜不集中脱落。

5.1.2 生物膜处理法的主要特征

1. 微生物相方面的特征

(1) 参与净化反应微生物多样化

生物膜处理法的各种工艺,都具有适于微生物生长栖息、繁衍的安静稳定环境,生物膜上的微生物勿需象活性污泥那样承受强烈的搅拌冲击,宜于生长增殖。生物膜固着在滤料或填料上,其生物固体平均停留时间(污泥龄)较长,因此在生物膜上能够生长世代时间较长、比增殖速度很小的微生物,如硝化菌等。在生物膜上还可能大量出现丝状菌,而且没有污泥膨胀之虞。线虫类、轮虫类以及寡毛虫类的微型动物出现的频率也较高。

在日光照射到的部位能够出现藻类,在生物滤池上,能够出现象苍蝇(滤池蝇)这样的昆虫类生物。

综上所述,在生物膜上生长繁育的生物、类型广泛,种属繁多,食物链长且较为复杂。表 5-1 所列举的是在生物膜和活性污泥上出现的微生物在类型、种属和数量上的比较。

生物膜和活性污泥上出现的微生物在类型、种属和数量上的比较 表 5-1

微生物种类	活性污泥法	生物膜法	微生物种类	活性污泥法	生物膜法
细菌	++++	++++	其他纤毛虫	++	+++
真菌	++	+++	轮虫	+	+++
藻类	-	++	线虫	+	++
鞭毛虫	++	+++	寡毛类	-	++
肉足虫	++	+++	其他后生动物	-	+
纤毛虫缘毛虫	++++	++++	昆虫类	-	++
纤毛虫吸管虫	+	+			

(2) 生物的食物链长

在生物膜上生长繁育的生物中,动物性营养一类者所占比例较大,微型动物的存活率亦

高。这就是说,在生物膜上能够栖息高次营养水平的生物,在捕食性纤毛虫、轮虫类、线虫类之上还栖息着寡毛类和昆虫,因此,在生物膜上形成的食物链要长于活性污泥上的食物链。正是这个原因,在生物膜处理系统内产生的污泥量也少于活性污泥处理系统。

污泥产量低,是生物膜处理法各种工艺的共同特征,并已为大量的实际数据所证实。一般说来,生物膜处理法产生的污泥量较活性污泥处理系统少 $\frac{1}{4}$ 左右。

(3) 能够存活世代时间较长的微生物

硝化菌和亚硝化菌的世代时间都比较长,比增殖速度较小,如亚硝化单胞菌属(*Nitrosomonas*)、硝化杆菌属(*Nitrobacter*)的比增殖速度分别为 0.21 和 1.12d^{-1} 。在一般生物固体平均停留时间较短的活性污泥法处理系统中,这类细菌是难以存活的。在生物膜处理法中,生物污泥的生物固体平均停留时间与污水的停留时间无关。因此,硝化菌和亚硝化菌也得以繁衍、增殖。因此,生物膜处理法的各项处理工艺都具有一定的硝化功能,采取适当的运行方式,还可能具有反硝化脱氮的功能。

(4) 分段运行与优势种属

生物膜处理法多分段进行,在正常运行的条件下,每段都繁衍与进入本段污水水质相适应的微生物,并形成优势种属,这种现象非常有利于微生物新陈代谢功能的充分发挥和有机污染物的降解。

2. 处理工艺方面的特征

(1) 对水质、水量变动有较强的适应性

生物膜处理法的各种工艺,对流入污水水质、水量的变化都具有较强的适应性,这种现象已为多数运行的实际设备所证实,即或有一段时间中断进水,对生物膜的净化功能也不会造成致命的影响,通水后能够较快地得到恢复。

(2) 污泥沉降性能良好,宜于固液分离

由生物膜上脱落下来的生物污泥,所含动物成分较多,比重较大,而且污泥颗粒个体较大,沉降性能良好,宜于固液分离。但是,如果生物膜内部形成的厌氧层过厚,在其脱落后,将有大量的非活性的细小悬浮物分散于水中,使处理水的澄清度降低。

(3) 能够处理低浓度的污水

活性污泥法处理系统,不适宜处理低浓度的污水,如原污水的 BOD 值长期低于 $50\sim 60\text{mg/L}$,将影响活性污泥絮凝体的形成和增长,净化功能降低,处理水水质低下。但是,生物膜处理法对低浓度污水,也能够取得较好的处理效果,运行正常可使 BOD_5 为 $20\sim 30\text{mg/L}$ 的污水,将 BOD_5 值降至 $5\sim 10\text{mg/L}$ 。

(4) 易于维护运行、节能

与活性污泥处理系统相较,生物膜处理法中的各种工艺都是比较易于维护管理的,而且像生物滤池、生物转盘等工艺,还都是节省能源的,动力费用较低。去除单位重量 BOD 的耗电量较少。

5.2 生物滤池

5.2.1 概述

生物滤池是以土壤自净原理为依据,在污水灌溉的实践基础上,经较原始的间歇砂滤池

和接触滤池而发展起来的人工生物处理技术,已有百余年的发展史。

1893 年在英国试行将污水在粗滤料上喷洒进行净化的试验,取得良好的效果。1900 年以后,这种工艺得到公认,命名为生物过滤法,处理构筑物则称为生物滤池,开始用于污水处理实践,并迅速地在欧洲一些国家得到应用。

污水长时间以滴状喷洒在块状滤料层的表面上,在污水流经的表面上就会形成生物膜,待生物膜成熟后,栖息在生物膜上的微生物即摄取流经污水中的有机物作为营养,从而使污水得到净化。

进入生物滤池的污水,必须通过预处理,去除原污水中的悬浮物等能够堵塞滤料的污染物,并使水质均化。处理城市污水的生物滤池前设初次沉淀池。

滤料上的生物膜,不断脱落更新,脱落的生物膜随处理水流出,因此,生物滤池后也应设沉淀池(二次沉淀池)予以截留。

早期出现的生物滤池,负荷低,水量负荷只达 $1 \sim 4 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ 滤池} \cdot \text{d})$,BOD 负荷也仅为 $0.1 \sim 0.4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 。其优点是净化效果好,BOD 去除率可达 $90\% \sim 95\%$ 。主要的缺点是占地面积大,而且易于堵塞,在使用上受到限制。

人们在运行方面采取措施,将水量负荷提高到 $5 \sim 40 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ 滤池} \cdot \text{d})$ 即 10 倍以上,BOD 负荷也提高到 $0.5 \sim 2.5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 。条件是将进水 BOD 浓度限制在 200 mg/L 以下,为此,采取处理水回流措施,降低进水浓度,加大水量,使滤料不断受到冲刷,生物膜连续脱落,不断更新,于是,占地大,易于堵塞的问题得到一定程度的解决。

提高负荷后的生物滤池称为高负荷生物滤池,与此相对,前者称为普通生物滤池。

50 年代,在原民主德国有入按化学工业中的填料塔方式,建造了直径与高度比为 $1:6 \sim 1:8$,高度达 $8 \sim 24 \text{ m}$ 的塔式生物滤池,通风畅行,净化功能良好。这种滤池的问世,使占地大的问题,进一步得到解决。

由于塑料工业的发展,开始使用由塑料制备的列管式或蜂窝式轻质滤料,促进了生物滤池的发展。

生物滤池也有效地用于工业废水处理,其预处理技术则不限于沉淀池,视原废水水质而定。

综合以上情况,生物滤池在发展过程中,经历了几个阶段,从低负荷发展为高负荷;突破了传统采用的滤料层高度;扩大了应用范围。

本节将按生物滤池的类型、就其构造特征、净化功能、设计要点以及运行方式等问题,分别地加以阐述。

5.2.2 普通生物滤池

普通生物滤池,又名滴滤池,是生物滤池早期出现的类型,即第一代生物滤池。

1. 普通生物滤池的构造

普通生物滤池由池体、滤料、布水装置和排水系统等四部分所组成(参见图 5-2)。

(1) 池体

普通生物滤池在平面上多呈方形或矩形。四周筑墙称之为池壁,池壁具有围护滤料的作用,应当能够承受滤料压力,一般多用砖石筑造。池壁可筑成带孔洞的和不带孔洞的两种形式,有孔洞的池壁有利于滤料内部的通风,但在低温季节,易受低温的影响,使净化功能降低。为了防止风力对池表面均匀布水的影响,池壁一般应高出滤料表面 $0.5 \sim$

0.9m。

池体的底部为池底,它的作用是支撑滤料和排除处理后的污水。

(2) 滤料

滤料是生物滤池的主体,它对生物滤池的净化功能有直接影响,应慎重选用。

滤料应具有的条件是:

1) 质坚、高强、耐腐蚀、抗冰冻。

2) 较高的比表面积(单位容积滤料所具有的表面积),滤料表面是生物膜形成、固着的部位,高额的表面积是保持高额生物量的必要条件,而生物量则是控制生物处理技术净化功能的重要参数之一。

滤料表面应是宜于生物膜固着,也应宜于使污水均匀流动。

3) 较大的空隙率(单位容积滤料中所持有的空间所占有的百分率)。滤料之间的空间是生物膜、污水和空气三相接触的部位,是供氧和氧的传递的重要部位。

滤料的比表面积与空隙率是互相矛盾的两个方面,比表面积高,空隙率则低,提高空隙率,滤料的表面积必然减少。空隙率不宜过高或过低,而以适度为好。

当空隙率为 45% 左右时,滤料的比表面积约为 $65 \sim 100 \text{m}^2$ 。

4) 就地取材,便于加工、运输。

普通生物滤池一般多采用实心拳状滤料,如碎石、卵石、炉渣和焦炭等。一般分工作层和承托层两层充填,总厚度约为 $1.5 \sim 2.0 \text{m}$ 。工作层厚 $1.3 \sim 1.8 \text{m}$,粒径介于 $25 \sim 40 \text{mm}$;承托层厚 0.2m ,滤料径介于 $70 \sim 100 \text{mm}$ 。

滤料在充填前应加以仔细筛分、洗净,各层中的滤料及其直径应均匀一致,以保证具有较高的空隙率,不合格者不得超过 5%。

(3) 布水装置

生物滤池布水装置的首要任务是向滤池表面均匀地撒布污水。此外,还应具有:适应水量的变化;不易堵塞和易于清通以及不受风、雪的影响等特征。

普通生物滤池传统的布水装置是固定喷嘴式布水装置系统。

固定喷嘴式布水系统是由投配池,布水管道和喷嘴等几部分所组成(见图 5-2)。

投配池设于滤池的一端或两座滤池的中间,在投配池内设虹吸装置。布水管道敷设在滤池表面下 $0.5 \sim 0.8 \text{m}$,在其上装有一系列排列规矩、伸出池面 $0.15 \sim 0.20 \text{m}$ 的竖管,在竖管顶端安装喷嘴。喷嘴的作用是均匀布水,喷嘴有多种类型,图 5-3 所示者即为其中的几种。

污水流入投配池内,在达到一定高度后,虹吸装置即开始作用,污水泄入布水管道,并从喷嘴喷出,被倒立圆锥体所阻,向四外分散,形成水花。当投配池内的水位降到一定位置后,虹吸被破坏,停止喷水,投配池间歇供水但是向投配池的供水是连续的。

这种布水装置的优点是运行方便,宜于管理和受气候的影响较小,缺点是需要的水头较大(20m)。喷水周期为 $5 \sim 8 \text{min}$,小型污水处理厂不应大于 15min 。

(4) 排水系统

生物滤池的排水系统设于池的底部,它的作用有二:一是排除处理后的污水;二为保证滤池的良好通风。排水系统包括渗水装置、汇水沟和总排水沟等。底部空间的高度不应小于 0.6m 。

有多种形式的渗水装置,图 5-4 所示的是使用比较广泛的混凝土板式的渗水装置。

渗水装置的作用是支撑滤料,排出滤过的污水,进入空气。为了保证滤池通风良好,渗水装置上的排水孔隙的总面积不得低于滤池总表面积的 20%;渗水装置与池底之间的距离不得小于 0.4m。

池底以 1%~2% 的坡度坡向汇水沟,汇水沟宽 0.15m,间距 2.5~4.0m,并以 0.5%~10% 的坡度坡向总排水沟,总排水沟的坡度不应小于 0.5%,也是为了通风良好,总排水沟的过水断面应小于其总断面的 50%,沟内流速应大于 0.7m/s,以免发生沉积和堵塞现象。

对小型的普通生物滤池,池底可不设汇水沟,而全部作成 1% 的坡度,坡向总排水沟。

在滤池底部四周设通风孔,其总面积不得小于滤池表面积的 1%。

2. 普通生物滤池的设计与计算

普通生物滤池的设计与计算一般分为两部分进行。其一是滤料的选定,滤料容积的计算以及滤池各部位如池壁、排水系统的设计;其二则是布水装置系统的计算与设计。

本书主要阐述滤料容积的计算,有关布水装置的计算与设计请参阅《给水排水设计手册》第 5 册《城市排水》二级处理——生物膜法有关章节。

普通生物滤池的滤料容积一般按负荷率进行计算。有两种负荷率,一是 BOD_5 容积负荷率;二是水力负荷率。

BOD_5 容积负荷率:在保证处理水达到要求质量的前提下,每 m^3 滤料在 1d 内所能接受的 BOD_5 量,其表示单位为 $gBOD_5/(m^3 \text{ 滤料} \cdot d)$ 。

水力负荷率:在保证处理水达到要求质量的前提下,每 m^3 滤料或每 m^2 滤池表面在 1 日内所能够接受的污水水量(m^3),其表示单位为 $m^3/(m^3 \text{ 滤料} \cdot d)$ 或 $m^3/(m^2 \text{ 滤池表面} \cdot d)$ 。

当处理对象为生活污水或以生活污水为主体的城市污水时, BOD_5 容积负荷率可按下表所列数据选用。

普通生物滤池 BOD_5 —容积负荷		表 5-2	
年平均气温($^{\circ}C$)	BOD_5 容积负荷($gBOD_5/(m^3 \cdot d)$)	年平均气温($^{\circ}C$)	BOD_5 容积负荷($gBOD_5/(m^3 \cdot d)$)
3~6	100	>10	200
6.1~10	170		

注: 1. 本表所列负荷率适用于处理生活污水或以生活污水为主体的城市污水的普通生物滤池。
2. 当处理工业废水含量较多的城市污水时,应考虑工业废水所造成的影响;适当降低上表所列举的负荷率值。
3. 若冬季污水温度不低于 $6^{\circ}C$,则上表所列负荷率值应乘以 $T/10$ (T 为污水在冬季的平均温度)。

处理生活污水或以生活污水为主体的城市污水时,水力负荷值可取 $1 \sim 3m^3/(m^2 \cdot d)$, BOD_5 容积负荷为 $0.15 \sim 0.30kg/(m^3 \cdot d)$ 。

3. 普通生物滤池的适用范围与优缺点

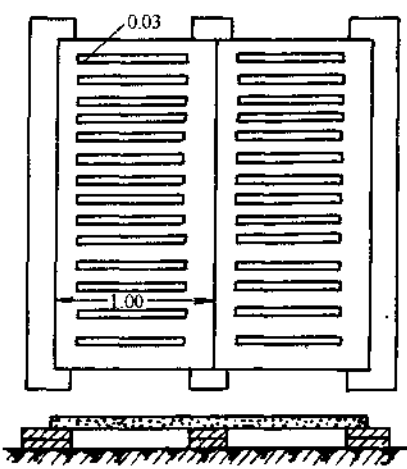


图 5-4 混凝土板式渗水装置

普通生物滤池一般适用于处理每日污水量不高于 1000^3 的小城镇污水或有机性工业废水。其主要优点是:(1) 处理效果良好, BOD_5 的去除率可达 95% 以上;(2) 运行稳定、易于管理、节省能源。主要缺点是:(1) 占地面积大、不适于处理量大的污水;(2) 滤料易于堵塞, 当预处理不够充分、或生物膜季节性大规模脱落时, 都可能使滤料堵塞;(3) 产生滤池蝇, 恶化环境卫生, 滤池蝇是一种体型小于家蝇的苍蝇, 牠的产卵、幼虫、成蛹、成虫等生殖过程都在滤池内进行, 它的飞行能力较弱, 只在滤池周围飞行;(4) 喷嘴喷洒污水, 散发臭味。正是因为普通生物滤池具有以上这几项的实际缺点, 它在应用上受到不利影响, 近年来已很少新建了, 有日渐被淘汰的趋势。

5.2.3 高负荷生物滤池

1. 高负荷生物滤池的特征

高负荷生物滤池是生物滤池的第二代工艺, 它是在解决、改善普通生物滤池在净化功能和运行中存在的实际弊端的基础上而开创的。

首先, 大幅度地提高了滤池的负荷率, 其 BOD 容积负荷率高于普通生物滤池 6~8 倍, 水力负荷率则高达 10 倍。

高负荷生物滤池的高滤率是通过限制进水 BOD_5 值和在运行上采取处理水回流等技术措施面达到的。

进入高负荷生物滤池的 BOD_5 值必须低于 200mg/L , 否则用处理水回流加以稀释。处理水回流可以产生以下各项效应:

- (1) 均化与稳定进水水质;
- (2) 加大水力负荷, 及时地冲刷过厚和老化的生物膜, 加速生物膜更新, 抑制厌氧层发育, 使生物膜经常保持较高的活性;
- (3) 抑制滤池蝇的过度滋长;
- (4) 减轻散发的臭味。

回流量(Q_R)与原污水量(Q)之比

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (5-1)$$

称为回流比(R)。

喷洒在滤池表面上的总水量(Q_T)为

$$Q_T = Q + Q_R \quad (5-2)$$

总水量(Q_T)与原污水量(Q)之比

$$F = \frac{Q_T}{Q} = 1 + R \quad (5-3)$$

称为循环比。

采取处理水回流措施, 原污水的 BOD 值(或 COD 值)被稀释, 进入滤池污水的 BOD 浓度根据下列关系式计算。

$$S_a = \frac{S_0 + RS_e}{1 + R} \quad (5-4)$$

式中 S_a ——向滤池喷洒污水的 BOD 值, mg/L ;

S_0 ——原污水的 BOD 值, mg/L ;

S_e ——滤池处理水的 BOD 值,mg/L;

R ——回流比。

表 5-3 所列举的是埃肯费尔德对回流比提出的建议值。

高负荷生物滤池的回流比值(埃肯费尔德建议值)

表 5-3

污水的 BOD_5 值 (mg/L)	高负荷生物滤池的回流比值	
	段	二 级 各 段
<150	0.75~1.0	0.5
150~300	1.5~2.0	1.0
300~450	2.25~3.0	1.5
450~600	3.0~4.0	2.0
600~700	3.75~5.0	2.5
750~900	4.5~6.0	3.0

2. 高负荷生物滤池的流程系统

采取处理水回流措施,使高负荷生物滤池具有多种多样的流程系统。图 5-5 所示为单池系统的几种具有代表性的流程。

系统(1)是应用比较广泛的高负荷生物滤池处理系统之一,生物滤池出水直接向滤池回流;由二次沉淀池向初次沉淀池回流生物污泥。这种系统有助于生物膜的接种。促进生物膜的更新。此外,初次沉淀池的沉淀效果由于生物污泥的注入而有所提高。

系统(2)也是应用较为广泛的高负荷生物滤池系统。处理水回流滤池前,可避免加大初次沉淀池的容积,生物污泥由二次沉淀池回流初次沉淀池,以提高初次沉淀池的沉淀效果。

系统(3),处理水和生物污泥同步从二次沉淀池回流初次沉淀池,这样,提高了初次沉淀池的沉淀效果,也加大了滤池的水力负荷。提高初次沉淀池的负荷是本系统的弊端。

系统(4),不设二次沉淀池为本系统的主要特征,滤池出水(含生物污泥)直接回流初次沉淀池,这样能够提高初次沉淀池的效果,并使其兼行二次沉淀池的功能。

系统(5),处理水直接由滤池出水回流,生物污泥则从二次沉淀池回流,然后两者同步回流初次沉淀池。

当原污水浓度较高,或对生活水质要求较高时,可以考虑二段(级)滤池处理系统。

二段滤池有多种组合方式,图 5-6 所示为其中主要的几种。

设中间沉淀池的目的是减轻二段滤池的负荷,避免堵塞,但也可以不设。

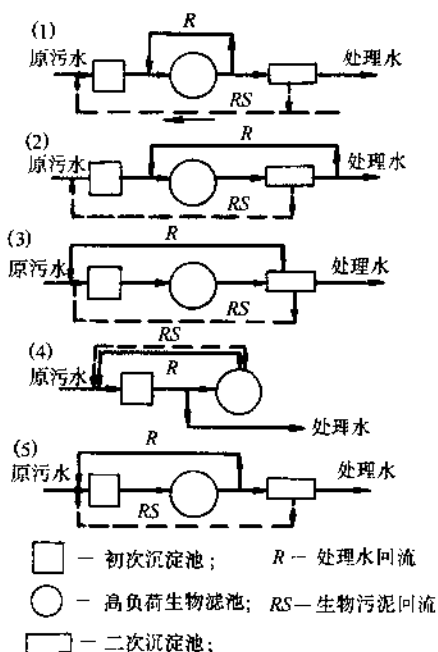


图 5-5 高负荷生物滤池典型流程

负荷率不均是二段生物滤池系统的主要弊端,一段滤池负荷率高,生物膜生长快,脱落生物膜易于积存并产生堵塞现象,二段滤池往往负荷率低,生物膜生长不佳,滤池容积未能得到充分利用,为了解决这一问题,可以考虑采用交替配水的二段生物滤池系统(见图 5-7)。

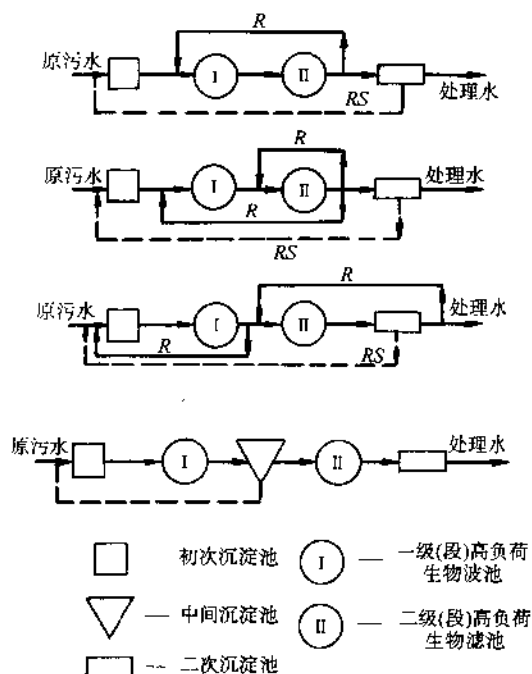


图 5-6 二段(级)高负荷生物滤池系统

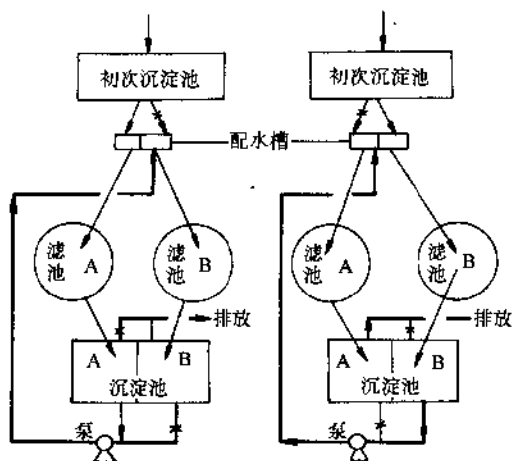


图 5-7 交替配水二段生物滤池系统

这一系统的水流方向可以互换,沉淀污水经配水槽进入滤池 A(作为一段滤池考虑)(见图 5-7),再经二次沉淀池的 A 沉淀池处理,处理水用泵抽升送入滤池 B(二段滤池),然后通过沉淀池 B 处理后排放。经一段时间运行后,转换水流方向。据有关资料报导,这种运行方式的二段生物滤池系统,能够有效地提高处理效果,减少堵塞现象的发生。这种系统对乳品废水处理的效果尤其显著。需增设泵站,增加建设成本是本系统的主要缺点。

增大占地面积是二段生物滤池系统的另一项弊端。有时根据地方条件不允许提高滤池高度时,也可以考虑采用二段生物滤池。

3. 高负荷生物滤池的构造特点

在构造上,高负荷生物滤池与普通生物滤池基本相同,但也有不同之处,其中主要有下列各项。

(1) 高负荷生物滤池在表面上多为圆形。如使用粒状滤料,其粒径也较大,一般为 40~100mm,空隙率较高。滤料层高一般为 2.0m,滤料粒径和相应的层厚度为:

工作层:层厚 1.80m,滤料粒径 40~70mm;

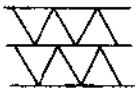
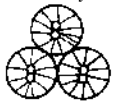
承托层:层厚 0.2m,粒径 70~100mm。

当滤层厚度超过 2.0m 时,一般应采用人工通风措施。

现对高负荷生物滤池也已广泛使用由聚氯乙烯、聚苯乙烯和聚酰胺等材料制成的呈波形板状、列管状和蜂窝状等人工滤料。这种滤料质轻、高强、耐蚀,每 m^3 滤料重量约 43kg 左右,表面积可达 200m^2 ,空隙率可高达 95%(参见表 5-4)。

塑料滤料各项特征及参数(国外推荐滤料)

表 5-4

形 状	种 类	特 性 和 排 列	比表面积(m^2/m^3)	孔隙率(%)
波 纹	“Flocor” 	塑料薄板制成 $1 \times 1 \times 0.6\text{m}$	85 ^①	98
	“Surfpac” 	聚苯乙烯薄片做成紧密装填 $1 \times 1 \times 0.55\text{m}$	187	94
管 式	“Cloisonyle” 	塑料管状连续,长度方向 与水平成直角排列	220	94
蜂 窝	“Surfpac” 	聚苯乙烯薄片 $1 \times 1 \times 0.55\text{m}$	82	94

① Flocor 填料,国内计算比表面积为 $110\text{m}^2/\text{m}^3$ 。

(2) 高负荷生物滤池多使用旋转式的布水装置,即旋转布水器(参见图 5-8 及 5-10)。

污水以一定的压力流入位于池中央处的固定竖管,再流入布水横管,横管有 2 根或 4 根,横管中轴距滤池池面 $0.15 \sim 0.25\text{m}$,横管绕竖管旋转。在横管的同一侧开有一系列间距不等的孔口,中心较疏,周边较密,须经计算确定。污水从孔口喷出,产生反作用力,从而使横管按与喷水相反的方向旋转。

横管与固定竖管连结处是旋转布水器的重要部位,既应保证污水从竖管通畅地流入横管,又应使从横管在水流反作用力的作用下,顺利地进行旋转,而且应当封闭良好,污水不外溢,有多种结构形式,图 5-8 所示为其中较为广泛应用,而且构造简单的一种。

这种布水装置所需水头较小,一般介于 $0.25 \sim 0.8\text{m}$ 之间,也可以使用电力驱动。

图 5-9 所示为采用旋转布水器的高负荷生物滤池平固与剖面示意图。

4. 高负荷生物滤池的需氧与供氧

(1) 生物膜量

生物滤池滤料表面生成的生物膜污泥,相当于活性污泥法曝气池中的活性污泥。单位容积滤料的生物膜重量,也相当于曝气池内混合液浓度,能够用以表示生物滤池内的生物量。

生物膜污泥量,是难于精确计算的,除了原污水的水质、负荷率等因素能够影响生物膜污泥的数量外,活性生物膜(生物膜好氧层)厚度的不同和其沿滤池深度分布的不同,也给生物膜污泥数量的计算造成困难。

生物膜污泥量的数据,应通过实测取得,沿滤池的深度,按池上层、下层分别测定,取其平均值作为设计、运行数据。

生物膜好氧层的厚度,多数专家认为是在 2mm 左右,含水率按 98% 考虑。

据休凯莱基安(Heukelekian)的实测,处理城市污水的普通生物滤池的生物膜污泥量是 $4.5 \sim 7\text{kg}/\text{m}^3$,高负荷生物滤池则为 $3.5 \sim 6.5\text{kg}/\text{m}^3$ 。

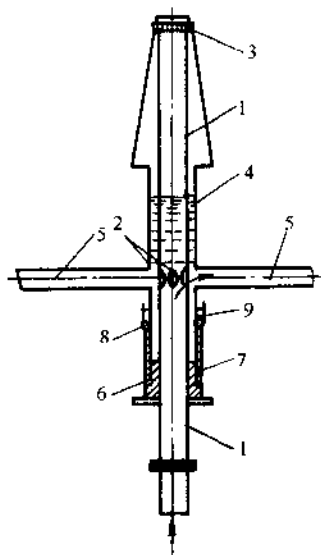


图 5-8 旋转布水器的
水银封构造

- 1—带有溢水孔口的固定竖管；2—溢水孔口；3—轴承；4—旋转套管；
5—横管；6—固定嵌槽；7—水银封；
8—球体；9—封闭油脂

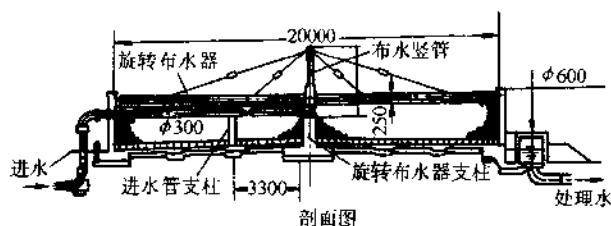
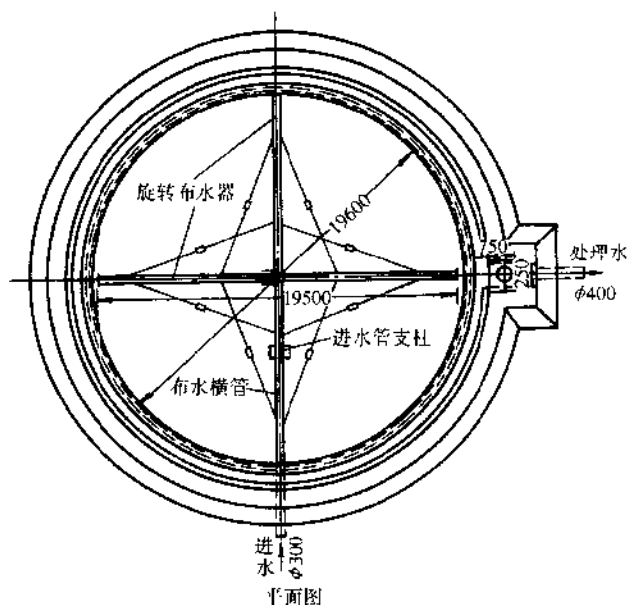


图 5-9 高负荷生物滤池平面与剖面示意图

粒状滤料的生物膜污泥量的计算方式如下：

如滤料的粒径以 5cm 计,球形率 $\phi = 0.78$,则每 m^3 滤料的表面积将约为 80m^2 ,如生物膜厚为 2mm 含水率以 98% 计,则经过计算,每 m^3 滤料上的活性生物膜量为 $3.2\text{kg}/\text{m}^3$ 。在滤池的下层,生物膜的厚度如以 0.5mm 计,则按以上计算,则每 m^3 滤料上的生物膜量为 $0.8\text{kg}/\text{m}^3$ 。

塑料滤料的生物膜污泥量则根据生产厂家提供的滤料比表面积和滤料表面上覆盖生物膜的厚度以及有关数据进行计算。

(2) 生物滤池的需氧量

生物滤池单位容积滤料的需氧量按下列公式求定：

$$O_2 = a' \text{BOD}_t + b'P \quad (\text{kg}/\text{m}^3 \text{ 滤料}) \quad (5-5)$$

式中 a' ——每 kgBOD_5 完全降解所需要的氧量(kg),对城市污水,此值在 1.46 左右；

BOD_t ——在生物滤池上去除的 BOD_5 值；

b' ——单位重量活性生物膜的需氧量,此值大致是 $0.18\text{kg}/\text{kg}$ 活性生物膜；

P ——每 m^3 滤料上覆盖着的活性生物膜量(kg/m^3 滤料)。

【例题 5-1】

每 m^3 滤料的 BOD 负荷率为 $1.2\text{kg}/\text{d}$,去除率 90%,每 m^3 滤料上的活性生物膜量平均值为：

$$(3.2 + 0.8) \div 2 = 2 \text{ kg/m}^3$$

将各值代入式(5-5),则得:

$$\text{O}_2 = 1.46 \times (1.2 \times 0.9) + 0.18 \times 2 = 1.94 \text{ kg}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$$

每 m^3 滤料的需氧量为 1.94 kg 。

(3) 生物滤池的供氧

在生物滤池,氧是在自然条件下,通过池内、外空气的流通转移到污水中,并通过污水而扩散传递到生物膜内部的。

影响生物滤池通风状况的因素很多,主要有:滤池内、外的温度差、风力、滤料类型及污水的布水量等,其中特别是第一项,能够决定空气在滤池内的流速、流向等。滤池内部的温度大致与水温相等,在夏季,滤池内温度低于池外气温,空气下向,冬季则相反。

池内、外温差与空气流速的关系,可用下列经验公式决定:

$$v = 0.075 \times \Delta T - 0.15 \quad (5-6)$$

式中 v ——空气流速 m/min ;

ΔT ——滤池内、外温差;

0.075 及 0.15 均为经验数值。

从公式可见,当 $\Delta T = 2$ 时, $v = 0$,空气流通停止。在一般情况下, ΔT 值为 6°C ,按上式计算,空气流通速度为 $0.3 \text{ m}/\text{min} = 18 \text{ m}/\text{h} = 432 \text{ m}/\text{d}$ 。即每 m^3 滤料每日通过的空气量为 432 m^3 ,每 m^3 空气中氧的含量为 0.28 kg ,则向生物膜提供的氧量为 120.96 kg ,氧的利用率以 5% 考虑,则实际上能够利用的氧量为 6.048 kg ,这样,当 BOD 负荷率为 $1.2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 时,氧是充足的。

可以结论,运行正常、通风良好的生物滤池,在供氧问题上是不存在问题的。

5. 高负荷生物滤池的工艺计算与设计

高负荷生物滤池的工艺计算与设计分为两部分,一是滤池池体的计算与设计;二是旋转布水器的计算与设计。现分别阐述于下。

(1) 滤池池体的工艺计算与设计

滤池池体的工艺计算与设计的实质性内容,是确定滤料容积以及决定滤池深度和计算滤池表面面积。

滤池池体的工艺计算有多种方法,本书仅就使用较为广泛的负荷率法加以阐述。

滤池池体的负荷率算法,按日平均污水量进行计算。进入的污水,其 BOD_5 值必须低于 $200 \text{ mg}/\text{L}$,否则应采取处理水回流措施。回流比通过计算确定。

对高负荷生物滤池池体的工艺计算,常用的负荷率有:

BOD—容积负荷率,每 m^3 滤料在每日内所能接受的 BOD_5 值,以 $\text{gBOD}_5/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 计,此值一般不宜高于 $1200 \text{ gBOD}_5/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$;

BOD—面积负荷率,每 m^2 滤池表面在每日所能够接受的 BOD_5 值,以 $\text{gBOD}_5/(\text{m}^2 \text{ 滤料表面} \cdot \text{d})$ 计,一般取值介于 $1100 \sim 2000 \text{ gBOD}_5/(\text{m}^2 \text{ 滤池表面} \cdot \text{d})$ 。

水力负荷率,每平方米滤池表面每日所能够接受的污水量,一般介于 $10 \sim 30 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 之间。

以上 3 种负荷率的取值,都是以处理水水质达到一定要求为前提。

在进行工艺计算前,首先应当确定进入滤池的污水经回流水稀释后的 BOD_5 值和回流稀释倍数。

经处理水稀释后,进入滤池污水的 BOD_5 值为:

$$S_a = \alpha S_e \quad (5-7)$$

式中 S_a ——同式(5-4);

S_e ——同式(5-4);

α ——系数,按下表所列数据选用。

系 数 α

表 5-5

污水冬季平均温度 (℃)	年平均气温 (℃)	滤料层高度 $D(m)$				
		2.0	2.5	3.0	3.5	4.0
8~10	<3	2.5	3.3	4.4	5.7	7.5
10~14	3~6	3.3	4.4	5.7	7.5	9.6
>14	>6	4.4	5.7	7.5	9.6	12.0

回流稀释倍数(n):

$$n = \frac{S_0 - S_a}{S_a - S_e} \quad (5-8)$$

式中 S_0 ——原污水的 BOD_5 值, mg/L 。

按 BOD—容积负荷率计算

滤料容积 V :

$$V = \frac{Q(n+1)S_a}{N_v} \quad (5-9)$$

式中 N_v ——BOD—容积负荷率, $gBOD_5/(m^3 \text{ 滤料} \cdot d)$;

Q ——原污水日平均流量, m^3/d 。

其他各项同前。

滤池表面积 A :

$$A = \frac{V}{D} \quad (5-10)$$

式中 D ——滤料层高度, m 。

按 BOD—面积负荷率计算

滤池面积:

$$A = \frac{Q(n+1)S_a}{N_A} \quad (5-11)$$

式中 N_A ——BOD—面积负荷, $gBOD_5/(m^2 \text{ 滤池面积} \cdot d)$ 。

滤料容积:

$$V = D \cdot A \quad (5-12)$$

按水力负荷率计算

滤池面积:

$$A = \frac{Q(n+1)}{N_q} \quad (5-13)$$

式中 N_q ——滤池表面水力负荷, $\text{m}^3 \text{ 污水}/(\text{m}^2 \text{ 滤池表面} \cdot \text{d})$ 。

滤料容积计算同式(5-12)。

【例题 5-2】

某城设计人口 $N=100000$ 人,排水量标准为 $200\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$, BOD_5 按每人 $27\text{g}/\text{d}$ 考虑。市内设有排水量较大的肉类加工厂一座,生产废水量 $1500\text{m}^3/\text{d}$ 。 BOD_5 值为 $1800\text{mg}/\text{L}$ 。

该市年平均气温 10°C ,城市污水冬季水温 15°C 。

处理水排放, BOD_5 值应低于 $30\text{mg}/\text{L}$ 。

拟采用高负荷生物滤池处理。试进行工艺计算与设计。

【解】

1. 确定该市城市污水的各项参数

(1) 污水水量 Q

$$Q = 100000 \times 0.2 + 1500 = 21500\text{m}^3/\text{d}$$

(2) 污水的 BOD_5 值 S_0 。

$$\begin{aligned} S_0 &= (100000 \times 27 + 1500 \times 1800) \frac{1}{21500} \\ &= (2700000 + 2700000) \frac{1}{21500} \\ &= 251.16\text{g}/\text{m}^3 \approx 251\text{mg}/\text{L} \end{aligned}$$

(3) 因 $S_0 > 200\text{mg}/\text{L}$,原污水必须用处理水回流稀释,稀释后的污水达到的 BOD_5 值按式(5-7)计算。

$$S_a = \alpha S_e$$

$S_e = 30\text{mg}/\text{L}$,面 α 值则按表 5-5 选用。该市年平均气温 $>6^\circ\text{C}$,冬季污水平均水温为 15°C ,池滤层深度取 2.0m ,按以上数据,查表 5-5,得 $\alpha = 4.4$,代入上式,得:

$$S_a = 4.4 \times 30 = 132\text{mg}/\text{L}$$

(4) 回流稀释倍数,按式 5-8 计算。

$$n = \frac{251 - 132}{132 - 30} = \frac{119}{102} = 1.167 \approx 1.2$$

2. 计算滤料容积、池表面面积

(1) 按 BOD —面积负荷率计算,所得结果再用 BOD —容积负荷率和水力负荷率加以校核。

BOD —面积负荷率取偏高值 $1750\text{gBOD}_5/(\text{m}^2 \text{ 滤池面积} \cdot \text{d})$ 。计算按公式(5-11)进行,得:

$$A = \frac{21500(1.2+1)132}{1750} = \frac{6243600}{1750} = 3567.7\text{m}^2$$

(2) 滤料总容积

$$V = 2.0 \times 3567.7 = 7135.6\text{m}^3$$

(3) 校核, BOD —容积负荷和水力负荷是否在适宜的范围内。

对 BOD —容积负荷校核

按公式(5-9)

$$N_v = \frac{Q(n+1)S_a}{V} = \frac{21500(1.2+1)132}{7135.6} = 874\text{g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

$$N_v = 874 < 1200 \text{g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \quad \text{符合要求}$$

对水力负荷校核

$$N_q = \frac{Q(n+1)}{A} = \frac{21500(1.2+1)}{3567.7} = 13.26 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$$

$N_q = 13.26 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 介于 $10 \sim 30 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 之间,符合要求。

3. 滤池座数、每座表面面积、滤池直径等各项参数的计算与确定。

(1) 采用 8 座滤池。

(2) 每座滤池表面面积。

$$\frac{3567.7}{8} = 445.96 \approx 446 \text{m}^2$$

(3) 每座滤池直径

$$D_F = \sqrt{\frac{4A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 446}{3.14}} = 23.83 \text{m} \approx 24 \text{m}$$

每座滤池的直径为 24m。

即采用直径 24m, 高 2.0m 的高负荷生物滤池 8 座。

上述的负荷率算法属经验算法, 所提出的各项负荷率数据一般都是由对运行数据归纳整理后所确定的。这种算法有一定的实用意义, 但在理论探讨方面不足。

高负荷生物滤池的工艺计算, 在世界范围内还有埃肯费尔德(Eckenfelder)、维尔茨(Velz)、舒尔兹(Schulze)等美国专家及俄罗斯专家雅科夫列夫·斯·维(Яковлев, С.В)等提出的算法, 这些计算都在滤池去除有机污染物的理论方面作了某些探讨, 而且都以一定的实际运行数据作为基础。这些算法都具有一定的理论意义。就此可参阅有关中、外文的文献资料。

(4) 旋转布水器的计算与设计

旋转布水器的计算与设计内容主要包括: ① 确定旋转布水器的直径(D'); ② 确定布水横管数目及其管径; ③ 确定布水横管出水孔口数(m); 及每个孔口距滤池中心的距离(r_i); ④ 计算布水器的转数(n); ⑤ 通过计算确定布水器的工作水头等, 现依次加以叙述。

1) 确定旋转布水器的直径(D')

旋转布水器的直径主要决定于滤池的池径 D :

$$D' = D - 200 \text{mm} \quad (5-14)$$

即较滤池直径小 200mm。

2) 确定布水横管的数目及其管径(D'')

一般取 2~4 根布水横管, 其管径以污水在管中的流速 $v = 0.5 \sim 1.0 \text{m/s}$ 的条件下, 经计算确定

$$D'' = \sqrt{\frac{q}{4\pi v}} \quad (5-15)$$

式中 q ——计算流量 m^3/s 。

3) 确定每根布水横管的出水孔口数(m)、孔口直径(d)及每个孔口距滤池中心的距离(r_i)

每根布水横管上的出水孔口数, 按污水从孔口流出的流速不小于 0.5m/s 和每个孔口

出水的喷洒面积基本相同等两项条件考虑,则其计算公式为:

$$m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{a}{D'}\right)} \quad (5-16)$$

式中 a ——最末端的两个出流孔口间距的两倍数,取值 80mm。

出流孔口直径 d 一般介于 10~15mm 间,不得小于 10mm。

每个出流孔口距滤池中心的距离(r_1)按下列公式计算:

$$r_1 = R \sqrt{\frac{i}{m}} \quad (5-17)$$

式中 R ——布水器的半径,mm;

i ——从池中心算起,每个出流孔口在布水横管上的排列顺序。

孔口间距在池中心处大,向池边逐步减小,一般从 300mm 开始,逐步减小到 40mm,这样能够达到均匀布水的要求。

4) 旋转布水器每分钟的旋转周数 n

旋转布水器的旋转周数,可近似地按下列公式计算:

$$n = \frac{34.78 \cdot 10^6}{m \cdot d^2 \cdot D'} \quad (5-18)$$

5) 布水器工作水头的计算

旋转布水器所需水头是用以克服竖管及布水横管的沿程阻力、出水孔口的局部阻力,此外还要考虑由于流量沿布水横管从池中心向池壁方向逐渐降低,流速逐渐减慢所形成的流速恢复水头。因此,下式成立:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 \quad (5-19)$$

式中 H ——旋转布水器所需工作水头,m;

h_1 ——沿程阻力,m;

h_2 ——出水孔口局部阻力,m;

h_3 ——布水横管的流速恢复水头,m。

俄国给水排水设计总院在试验的基础上,确定了求定 h_1 、 h_2 及 h_3 各项的计算式,即:

$$h_1 = \frac{q^2 294 D'}{K^2 \cdot 10^3} \quad (5-20)$$

$$h_2 = \frac{q^2 256 \times 10^6}{m^2 \cdot d^4} \quad (5-21)$$

$$h_3 = \frac{q^2 81 \times 10^6}{D'^4} \quad (5-22)$$

式中 q ——每根布水横管的污水流量,L/s;

m ——每根布水横管上的孔口数;

d ——孔口直径,mm;

D'' ——布水横管的管径,mm;

D' ——旋转布水器直径;

K ——流量模数,其值按下式计算确定:

$$K = \frac{\pi D'^2 C \sqrt{R}}{4} \quad (5-23)$$

式中 C ——阻力系数,按巴甫洛夫斯基公式计算确定;

R ——布水横管的水力半径。

K 值可按下表所列数值选用。

流量模数 K										表 5-6
$D(\text{mm})$	50	63	75	100	125	150	175	200	250	
流量模数 $K(\text{L/s})$	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	560	
K^2	36	132	361	1849	6500	18000	43680	90000	311000	

于是,式 5-14 可写成下列形式:

$$H = q^2 \left(\frac{294 D'}{K^2 \cdot 10^3} + \frac{256 \times 10^6}{m^2 \cdot d^4} - \frac{81 \times 10^6}{D^4} \right) \quad (5-24)$$

旋转布水器所需压力较小,仅为 $0.2 \sim 1.0\text{m}$,这也是这种布水器所具有的优势之一。实践证明,上述计算结果小于布水器实际上所需水头,因此,实际采用的水头应比上述计算值增加 $50\% \sim 100\%$ 。

旋转布水器的计算示意图示之于图 5-10。

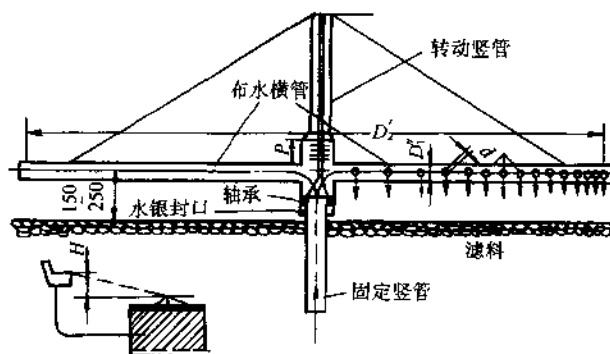


图 5-10 旋转布水器计算示意图

旋转布水器的另一优势是布水均匀,易于管理,主要缺点是必须将滤池建成圆形,占地面积较大。

5.2.4 塔式生物滤池

塔式生物滤池,简称滤塔,是在 50 年代初由前民主德国环境工程专家应用气体洗涤塔原理所开创的,属第三代生物滤池。由于本工艺具有某些特征,受到污水生物处理领域专家的重视,得到较为广泛的应用。在我面也得到一定的应用。

1. 塔式生物滤池的特征

(1) 在构造方面的特征

图 5-11 所示为塔式生物滤池的构造示意图。

塔式生物滤池一般高达 $8 \sim 24\text{m}$,直径 $1 \sim 3.5\text{m}$ 径高比介于 $1:6 \sim 1:8$ 左右,呈塔状。

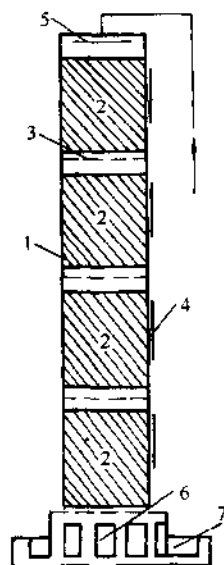


图 5-11 塔式生物滤池构造示意图
1—塔身; 2—滤料; 3—格栅; 4—检修口; 5—布水器; 6—通风孔; 7—集水槽

在平面上塔式生物滤池多呈圆形。在构造上由塔身、滤料、布水系统以及通风及排水装置所组成。

1) 塔身

塔身主要起围挡滤料的作用,一般可用砖砌筑,也可以在现场浇筑钢筋混凝土或预制板构件在现场组装。也可以采用钢框架结构,四周用塑料板或金属板围嵌,这样能够使池体重量大为减轻。

塔身一般沿塔高分层建造,在分层处设格栅,格栅承托在塔身上,而其本身又承托着滤料。滤料荷重分层负担,每层高度以不大于 2.5m 为宜,以免将滤料压碎,每层都应设检修口,以便更换滤料。应设测温孔和观察孔,用以测量池内温度和观察塔内滤料上生物膜的生长情况和滤料表面布水均匀程度,并取样分析测定。

塔顶上缘应高出最上层滤料表面 0.5m 左右,以免风吹影响污水的均匀分布。

塔的高度在一定程度上能够影响塔滤对污水的处理效果。试验与运行的资料表明,在负荷一定的条件下,滤塔的高度增高,处理效果亦行增高。提高滤塔的高度,能够提高进水有机污染物的浓度,即在处理水水质的要求确定后,滤塔的高度可以根据进水浓度确定,图 5-12 所示即为原污水 BOD_0 的浓度与滤塔高度之间的关系。

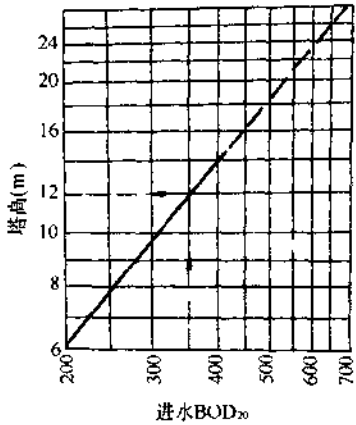


图 5-12 原污水 BOD_0 值与滤塔高度的关系

2) 滤料

塔式生物滤池宜于采用轻质滤料。下表所列举的是我国在塔式生物滤池工艺的试验中曾采用过的滤料及其各项参数特征

国内塔滤试验用滤料					表 5-7
名 称	规 格 (mm)	容 重 (kg/m ³)	比表面积 (m ² /m ³)	强 度 (kg/cm ²)	孔 隙 率 (%)
纸 蜂 窝	孔径 19	20~25	217.5	6~9	95.8
玻璃布蜂窝	孔径 25				
聚氯乙烯斜 交错波纹板	20×40	140	148		92.7
焦 炭	粒径 30×50	450~600			
瓷 环	25×25 50×50	673	110 200		
炉 渣	50×80		100		
陶 粒	30×50				
石 棉 瓦	波形瓦		168.5		

在我国使用比较多的是用环氧树脂固化的玻璃布蜂窝滤料。这种滤料的比表面积较大,结构比较均匀,有利于空气流通与污水的均匀配布,流量调节幅度大,不易堵塞。

3) 布水装置

塔式生物滤池的布水装置与一般的生物滤池相同,对大、中型塔滤多采用电机驱动的旋转布水器,也可以用水流的反作用力驱动。对小型滤塔则多采用固定式喷嘴布水系统,也可以使用多孔管和溅水筛板布水。

4) 通风

塔式生物滤池一般都采用自然通风,塔底有高度为 0.4~0.6m 的空间,周围并且留有通风孔,其有效面积不得小于滤池面积的 7.5%~10%。这种如塔形式的构造,使滤池内部形成较强的拔风状态,因此,通风良好。

滤塔也可以考虑采用机械通风,特别是当处理工业废水,吹脱有害气体时,可考虑采用人工机械通风。当采用机械通风时,在滤池上部和下部装设吸气或鼓风的风机,此时要注意空气在滤池表面上的均匀分布,并防止冬天寒冷季节池温降低,影响效果。

(2) 在工艺方面的特征

塔式滤池内部通风情况非常良好,污水从上向下滴落,水流紊动强烈,污水、空气、滤料上的生物膜三者接触充分,充氧效果良好,污染物质传质速度快,这些现象都非常有助于有机污染物质的降解,是塔式生物滤池的独特优势。这一优势使塔式生物滤池具有以下各项主要工艺特征。

1) 高负荷率

塔式生物滤池的水力负荷率可达 $80 \sim 200 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,为一般高负荷生物滤池的 2~10 倍, BOD —容积负荷率达 $1000 \sim 2000 \text{ gBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,较高负荷生物滤池高 2~3 倍。高额的有机物负荷率使生物膜生长迅速,高额的水力负荷率又使生物膜受到强烈的水力冲刷,从而使生物膜不断脱落、更新。这样,塔式生物滤池内的生物膜能够经常保持较好的活性。但是,生物膜生长过速,易于产生滤料的堵塞现象。对此,将进水的 BOD_5 值控制在 500 mg/L 以下,否则需采取处理水回流稀释措施。

2) 滤层内部的分层

塔滤滤层内部存在着明显的分层现象,在各层生长繁育着种属各异,但适应流至该层污水特征的微生物群集,这种情况有助于微生物的增殖、代谢等生理活动,更有助于有机污染物的降解、去除。由于具有这种分层的现象的特征,塔滤能够承受较高的有机污染物的冲击负荷,对此,塔滤常用于作为高浓度工业废水二级生物处理的第一级工艺,较大幅度地去除有机污染物,以保证第二级处理技术保持良好的净化效果。

塔式生物滤池适用于生活污水和城市污水处理,也适用于处理各种有机性的工业废水,但只适宜于少量污水的处理,一般不宜超过 $10000 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

2. 塔式生物滤池的计算与设计

当前,塔式生物滤池主要按 BOD —容积负荷率进行计算。对生活污水和城市污水可以参考国内、外的运行数据选定。

图 5-13 所示是根据我国某生活污水处理站的塔滤约一年的运行数据,绘制的 BOD_5 —容积负荷率与处理水 BOD_5 值之间的关系曲线。在设计处理低浓度 BOD_5 生活污水的塔滤时,可作为选定 BOD_5 容积负荷率的参考。

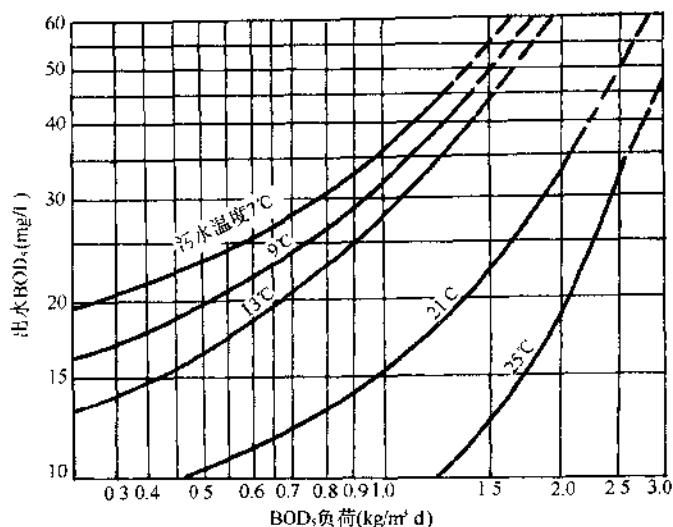


图 5-13 BOD_5 容积负荷在不同水温条件下与处理水 BOD_5 值的关系 ($Q \leq 200 m^3/d$, 进水 $BOD_5 < 100 mg/L$)

塔滤的工艺设计可以按 BOD_5 —容积允许负荷率 ($gBOD_u/m^3$ 滤料 $\cdot d$) 进行, 这一参数取决于对处理水 BOD_u 值的要求和污水在冬季的平均温度 ($^{\circ}C$)。图 5-14 所示就是这三者间的关系曲线, 可供设计处理城市污水的塔滤时参考。

图 5-14(a) 适用于污水量大于 $400 m^3/d$ 的生物滤塔的工艺设计, 而(b)则适用于小水量 ($Q < 400 m^3/d$) 的塔滤的工艺设计。

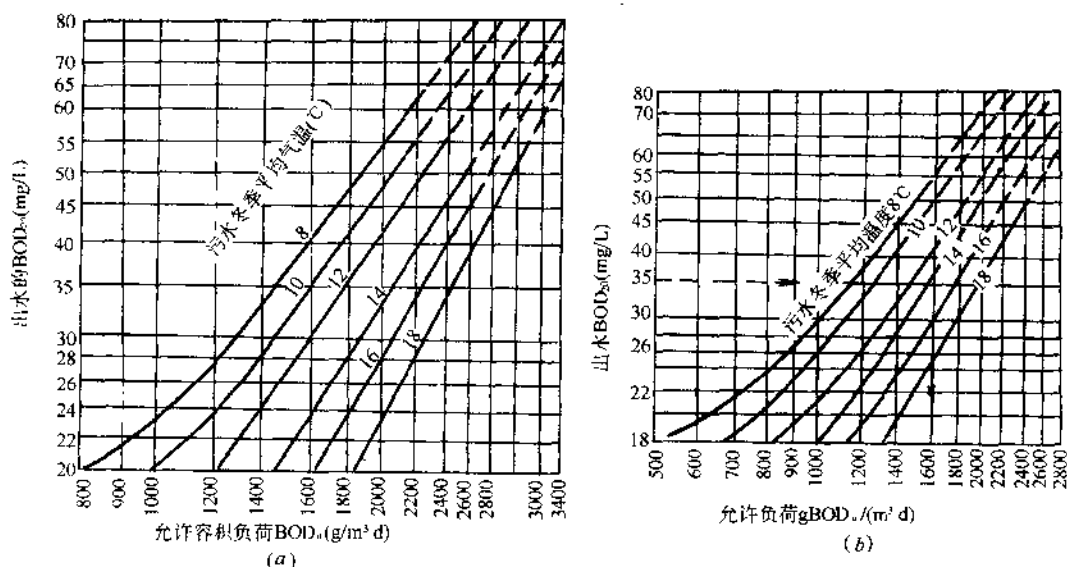


图 5-14 生物滤塔 BOD_5 允许负荷与处理水 BOD_u 及水温之间的关系曲线
(a) $Q = 400 \sim 5000 m^3/d$ 的生物滤塔; (b) $Q = 200 \sim 400 m^3/d$ 的生物滤塔

在负荷率值确定后,可根据下列公式进行计算:

(1) 塔滤的滤料容积:

$$V = \frac{S_a Q}{N_a} \quad (5-25)$$

式中 V ——滤料容积, m^3 ;

S_a ——进水 BOD_5 , 也可按 BOD_u 考虑, g/m^3 ;

Q ——污水流量, 取平均日污水量, m^3/d ;

N_a —— BOD 容积负荷或 BOD_u 容积允许负荷, $gBOD_5/(m^3 \text{ 滤料} \cdot d)$ 或 $gBOD_u/(m^3 \text{ 滤料} \cdot d)$ 。

(2) 滤塔的表面面积

$$A = \frac{V}{H} \quad (5-26)$$

式中 A ——滤塔的表面面积, m^2 ;

H ——滤塔的工作高度, m , 其值根据下表所列数据确定。

进水 BOD_u 与塔滤高度的关系

表 5-8

进水 $BOD_u(mg/L)$	250	300	350	450	500
塔滤高度(m)	8	10	12	14	>16

(3) 塔滤的水力负荷

$$q = \frac{Q}{A} \quad (5-27)$$

式中 q ——水力负荷, $m^3/(m^2 \cdot d)$ 。

当有条件时, 水力负荷 q 应由试验确定, 并行用上式校核, 如通过试验所得到的水力负荷值 $q' = q$, 说明设计是可行的; 如 $q > q'$ 则可考虑适当降低滤池高度, 如 $q < q'$, 则应考虑加大滤池高度或采用回流或多级滤池串联。

【例题 5-3】

某城镇居民 5000 人, 排水量标准 $100L/(人 \cdot d)$, 冬季水温 $12^\circ C$, 每人每日产生的 BOD_u 值以 $40g$ 计, 生活污水拟用塔滤处理, 处理水的 BOD_u 按 $35mg/L$ 考虑。

【解】

按上述数据进行塔滤的工艺设计。

1. 计算各项设计参数

(1) 每日产生的污水量

$$5000 \times 0.10 = 500m^3/d$$

(2) 每日产生的 BOD_u 值

$$5000 \times 40 = 200000g$$

$$\frac{200000}{500} = 400g/m^3 = 400mg/L$$

(3) 选定 BOD_u 允许负荷率, 按处理水 BOD_u 为 $35mg/L$ 的要求和冬季水温为 $12^\circ C$ 的条件, 按图 5-14 查到 BOD_u 允许容积负荷率为 $1800g/(m^3 \cdot d)$ 。

2. 确定塔滤的各项尺寸

(1) 滤料总容积

$$\frac{200000}{1800} = 111\text{m}^3$$

(2) 滤池高度

按表 5-8, 按进水 BOD_L 值 400mg/L , 将滤池高度近似地确定为 14m 。

(3) 塔式滤池表面积

决定采用两座塔滤, 每座塔滤的表面积为:

$$A = \frac{111}{2 \times 14} = 4.0\text{m}^2$$

(4) 塔式滤池直径

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 4.0}{3.14}} = 2.25\text{m}$$

塔滤高: 径 ($H:D$) 为 $14:2.25 = 6.22:1$ 符合要求, 计算成立。

5.2.5 曝气生物滤池

曝气生物滤池是近年来新开发的一种污水生物处理技术。它是集生物降解、固液分离于一体的污水处理设备。

图 5-15 所示为曝气生物滤池构造的示意图, 图 5-16 所示则是设有曝气生物滤池的污水处理系统。

本设备与给水处理的快滤池相类似。池内底部设承托层, 其上部则是作为滤料的填料。在承托层设置曝气用的空气管及空气扩散装置, 处理水集水管兼作反冲洗水管也设置在承托层内。

被处理的原污水, 从池上部进入池体, 并通过由填料组成的滤层, 在填料表面形成有由微生物栖息形成的生物膜。在污水滤过滤层的同时, 由池下部通过空气管向滤层进行曝气, 空气由填料的间隙上升, 与下流的污水相向接触,

空气中的氧转移到污水中, 向生物膜上的微生物提供充足的溶解氧和丰富的有机物。在微生物的新陈代谢作用下, 有机污染物被降解, 污水得到处理。

原污水中的悬浮物及由于生物膜脱落形成的生物污泥, 被填料所截留。滤层具有二次沉淀池的功能。

当滤层内的截污量达到某种程度时, 对滤层进行反冲洗, 反冲水通过反冲水排放管排出。

本设备具有以下各项特征:

(1) 气液在滤料间隙充分接触, 由于气、液固三相接触, 氧的转移率高, 动力消耗低;

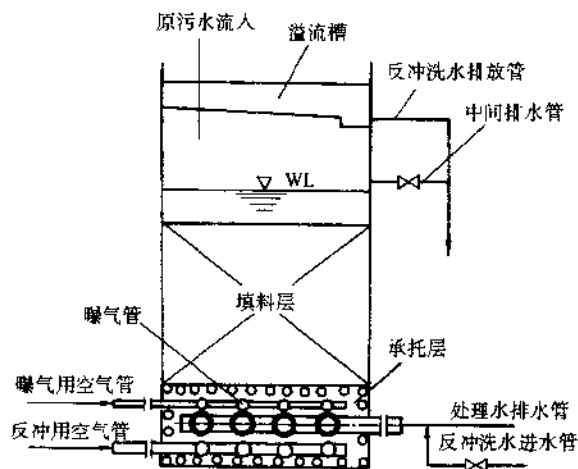


图 5-15 曝气生物滤池构造示意图

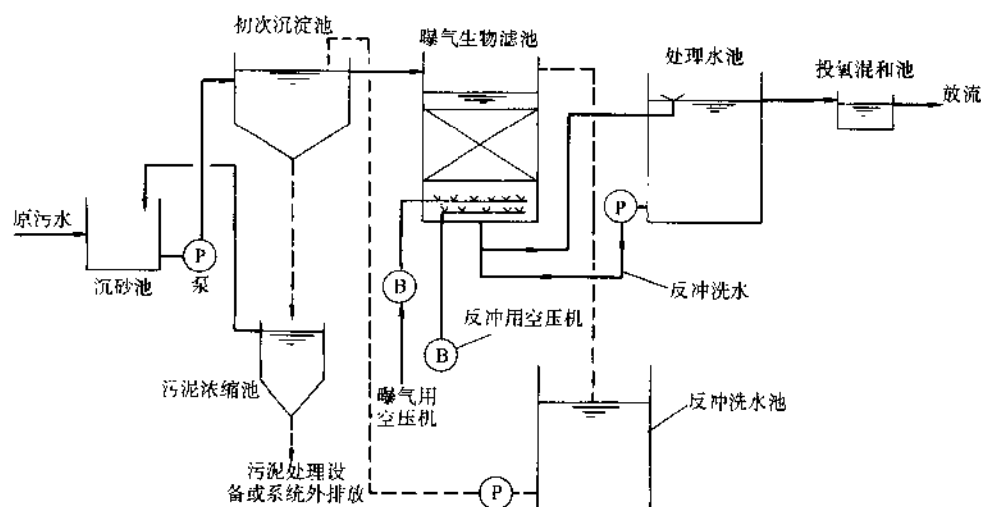


图 5-16 设有曝气生物滤池的污水处理系统

(2) 本设备自身具有截留原污水中悬浮物与脱落的生物污泥的功能,因此,勿需设沉淀池,占地面积少。

(3) 以 3~5mm 的小颗粒作为滤料,比表面积大,微生物附着力强。

(4) 池内能够保持大量的生物量,再由于截留作用,污水处理效果良好。

(5) 勿需污泥回流,也无污泥膨胀之虑,如反冲洗全部自动化,则维护管理也非常方便。

本工艺在国外用于造纸废水处理效果良好,特别是用于食品加工废水处理,效果异常优异。

本工艺采用的 BOD—污泥负荷,对造纸废水介于 $0.2 \sim 0.8 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ 之间,对食品加工废水则介于 $0.5 \sim 14 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ 之间。容积负荷,对造纸废水介于 $1.6 \sim 9.4 \text{ kgBOD}/(\text{m}^3 \text{ 滤层} \cdot \text{d})$ 之间,而对食品加工废水,则介于 $5.0 \sim 15.6 \text{ kgBOD}/(\text{m}^3 \text{ 滤层} \cdot \text{d})$ 之间。

BOD 去除率,对造纸废水一般介于 70% 左右,对食品加工废水,原废水 BOD 虽高达 2700 mg/L ,去除率仍可达 90% 以上。

如后继为混凝沉淀处理工艺,处理效果还能够进一步提高。

在填料上生物污泥的附着量(作为生物量考虑),折算成 MLVSS,可达 $8000 \sim 23000 \text{ mg/L}$ 。

5.3 生物转盘

5.3.1 概述

生物转盘是于 60 年代在原联邦德国所开创的一种污水生物处理技术。原联邦德国斯图加特工业大学勃别尔(Popel)教授和哈特曼(Hartman)教授对生物转盘技术的实用化进行了大量的试验研究和理论探讨工作,并于 1964 年发表了题为《生物转盘的设计、计算与性能》的论文,就此奠定了生物转盘技术发展的基础。

生物转盘技术具有一系列的优点,在国际范围内得到广泛的应用,在其构造形式、系统组成、计算理论等各方面都得到了一定的发展。当前,生物转盘处理技术已被公认为是一种

净化效果好、能源消耗低的生物处理技术。

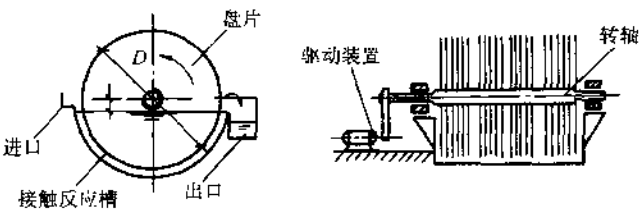
生物转盘初期用于生活污水处理,后推广到城市污水处理和有机性工业废水的处理。处理规模也从几百人口当量发展到数万人口当量。转盘构造和设备也日益完善。

我国从 70 年代初开始引进生物转盘技术,对其开展了广泛的科学研究工作,不仅在生活污水和城市污水处理方面得到应用,而且在化纤、石化、印染、制革、造纸、煤气发生站等行业的工业废水处理领域也得到了应用,并取得了良好的效果。

1. 生物转盘的构造及其对污水净化作用原理

生物转盘处理系统中,除核心装置生物转盘外,还包括污水预处理设备和二次沉淀池。二次沉淀池的作用是去除经生物转盘处理后的污水所挟带的脱落生物膜。

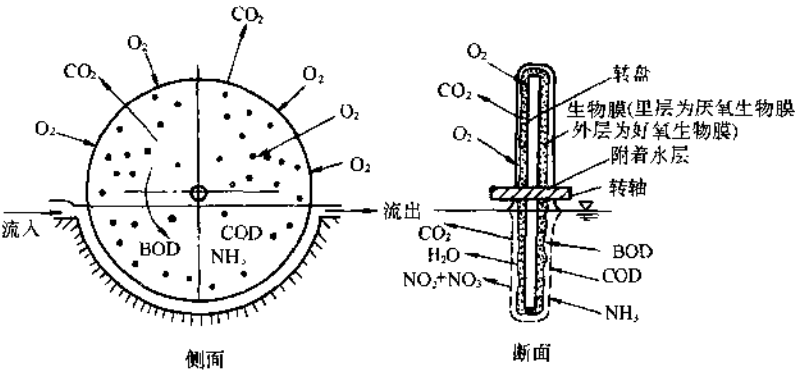
生物转盘是由盘片、接触反应槽、转轴及驱动装置所组成(参见图 5-17)。盘片串联成组,中心贯以转轴,转轴两端安设在半圆型接触反应槽两端的支座上。转盘面积的 40% 左右浸没在槽内的污水中,转轴高出槽内水面 10~25cm。



由电机、变速器和传动链条等部件组成的传动装置驱动转盘以较低的线速度在接触反应槽内转动。接触反应槽内充满污水,转盘交替地和空气与污水相接触。在经过一段时间后,在转盘上即将附着一层栖息着大量微生物的生物膜。微生物的种属组成逐渐稳定,其新陈代谢功能也逐步地发挥出来,并达到稳定的程度,污水中的有机污染物为生物膜所吸附降解。

转盘转动离开污水与空气接触,生物膜上的固着水层从空气中吸收氧,固着水层中的氧是过饱和的,并将其传递到生物膜和污水中,使槽内污水的溶解氧含量达到一定的浓度,甚至可能达到饱和。

在转盘上附着的生物膜与污水以及空气之间,除有机物(BOD、COD)与 O_2 外,还进行着其他物质,如 CO_2 、 NH_3 等的传递(参见图 5-18)。



生物膜逐渐增厚,在其内部形成厌氧层,并开始老化。老化的生物膜在污水水流与盘面之间产生的剪切力的作用下而剥落,剥落的破碎生物膜在二次沉淀池内被截留,生物膜脱落形成的污泥,密度较高、易于沉淀。

除有效地去除有机污染物外,如运行得当,生物转盘系统能够具有硝化、脱氮与除磷的功能,就此,将在第7章7.8.3节详述。

2. 生物转盘系统的特征

作为污水生物处理技术,生物转盘所以能够被认为是一种效果好、效率高、便于维护、运行费用低的工艺,是因为它在工艺和维护运行方面具有如下各项的特点。

(1) 微生物浓度高,特别是最初几级的生物转盘,据一些实际运行的生物转盘的测定统计,转盘上的生物膜量如折算成曝气池的MLVSS,可达 $40000 \sim 60000 \text{mg/L}$ ^①, $\frac{F}{M}$ 比为 $0.05 \sim 0.1$,这是生物转盘高效率主要原因之一。

(2) 生物相分级,在每级转盘生长着适应于流入该级污水性质的生物相,这种现象对微生物的生长繁育,有机污染物降解非常有利。

(3) 污泥龄长,在转盘上能够增殖世代时间长的微生物,如硝化菌等,因此,生物转盘具有硝化、反硝化的功能。

采取适当措施,生物转盘还可以用以除磷,由于无需污泥回流,可向最后几级接触反应槽或直接向二次沉淀池投加混凝剂去除水中的磷。

(4) 对BOD值达 10000mg/L 以上的超高浓度有机污水到 10mg/L 以下的超低浓度污水都可以采用生物转盘进行处理,并能够得到较好的处理效果。因此,本法是耐冲击负荷的。

(5) 在生物膜上的微生物的食物链较长,因此,产生的污泥量较少,约为活性污泥处理系统的 $\frac{1}{2}$ 左右,在水温为 $5 \sim 20^\circ\text{C}$ 的范围内,BOD去除率为90%的条件下,去除 1kgBOD 的产泥量约为 0.25kg 。

(6) 接触反应槽不需要曝气,污泥也无需回流,因此,动力消耗低,这是本法最突出的特征之一,据有关运行单位统计,每去除 1kgBOD 的耗电量约为 0.7kWh ,运行费用低。

(7) 本法不需要经常调节生物污泥量,不存在产生污泥膨胀的麻烦,复杂的机械设备也比较少,因此,便于维护管理。

(8) 设计合理、运行正常的生物转盘,不产生滤池蝇、不出现泡沫也不产生噪声,不存在发生二次污染的现象。

(9) 生物转盘的流态,从一个生物转盘单元来看是完全混合型的,在转盘不断转动的条件下,接触反应槽内的污水能够得到良好的混合,但多级生物转盘又应作为推流式,因此,生物转盘的流态,应按完全混合—推流来考虑。

5.3.2 生物转盘的组成与构造特点

生物转盘设备是由盘片、转轴和驱动装置以及接触反应槽3部分所组成,现分别就其构造要点及技术条件阐述于下。

1. 盘片

盘片是生物转盘的主要部件,应具有轻质高强,耐腐蚀、耐老化、易于挂膜、不变形,比表

① 这里所指的是接触反应槽容积。

面积大,易于取材、便于加工安装等性质。

(1) 盘片的形状。早期出现并沿用至今者为圆形平板。近年来为了加大盘片的表面积,开始采用正多角形和表面呈同心圆状波纹或放射状波纹的盘片。与平板盘片相较,波纹状盘片在单位体积内的表面积可提高一倍以上。也有采用波纹状盘片与平板盘片或二重波纹状盘片相结合的转盘。在这方面仍在发展中,就此可参阅有关资料、文献。

(2) 盘片直径。一般多介于 2.0~3.6m 之间,如现场组装直径可以大些,甚至可达 5.0m。采用表面积较大的盘片,能够缩小接触反应槽的平面面积,减少占地面积。

(3) 盘片间距。在决定盘片间距时,主要考虑其不为生物膜增厚所堵塞,并保证通风的效果。生物膜的厚度与进水 BOD 值有关,BOD 浓度越高,生物膜也将越厚,而硝化过程的生物膜则较薄。盘片间距的标准值为 30mm,如采用多级转盘,则前数级的间距为 25~35mm,后数级为 10~20mm。当采用生物转盘脱氮时,宜于采取较大的盘片间距。

(4) 盘片材料。为了减轻盘片的重量,盘片大多由塑料制成,平板盘片多以聚氯乙烯塑料制成,而波纹板盘片则多用聚酯玻璃钢。现在国外研制一种低发泡聚苯乙烯板材,其密度仅为 $0.105\text{g}/\text{cm}^3$,为普通硬聚氯乙烯塑料的 1/10,盘材厚度仅为 3~7mm,由于用这种材料制成的盘片质轻并具有一定的强度,盘片直径达 4.4m,轴长达 8m。

2. 接触反应槽

不小于盘片直径的 35% 浸没于接触反应槽的污水中。接触反应槽应呈与盘材外形基本吻合的半圆形,槽的构造形式与建造方法,随设备规模大小,修建场地条件不同而异。对于小型设备转盘台数不多,场地狭小者,为了减少占地面积,接触反应槽可以架空或修建在楼层上,在这种情况下,多用钢板焊制。如修建成地下或半地下式,则可用毛石混凝土砌体,水泥砂浆抹面,再涂以防水耐磨层。

接触反应槽的各部位尺寸和长度,应根据转盘直径和轴长决定,盘片边缘与槽内面应留有不小于 100mm 的间距。槽底应考虑设有放空管,槽的两侧面设有进出水设备,多采用锯齿形溢流堰。对多级生物转盘,接触反应槽分为若干格,格与格之间设导流槽。

3. 转轴

转轴是支承盘片并带动其旋转的重要部件。转轴两端安装在固定在接触反应槽两端的支座上。转轴一般采用实心钢轴或无缝钢管。转轴的长度一般应控制在 0.5~7.0m 之间,不能太长,否则往往由于同心度加工欠佳,易于挠曲变形,发生磨断或扭断,其强度和刚度必须经过力学的计算。其直径一般介于 50~80mm。

转轴中心与接触反应槽液面的距离一般不应小于 150mm,应保证转轴在液面之上,并根据转轴直径与水头损失情况而定。转轴中心与槽内水面的距离(b)(参见图 5-17)与转盘直径(D)的比值 $\left(\frac{b}{D}\right)$ 在 0.05~0.15 之间,一般取值 0.06~0.1。

4. 驱动装置

驱动装置包括动力设备、减速装置以及传动链条等。动力设备有电力机械传动、空气传动及水力传动等。我国一般多采用电力传动。对大型转盘,一般一台转盘设一套驱动装置,对于中、小型转盘,可由一套驱动装置带动 3~4 级转盘转动。

转盘的转动速度是重要的运行参数,必须选定适宜,转速过高既有损于设备的机械强度,消耗电能,又由于在盘面产生较大的剪切力,易使生物膜过早剥离。综合考虑各项因素,

转盘的转速以 $0.8 \sim 3.0 \text{ r/min}$, 外缘的线速度以 $15 \sim 18 \text{ m/min}$ 为宜。

5.3.3 生物转盘处理系统的工艺流程与组合

图 5-19 所示为处理城市污水的生物转盘系统的基本工艺流程。

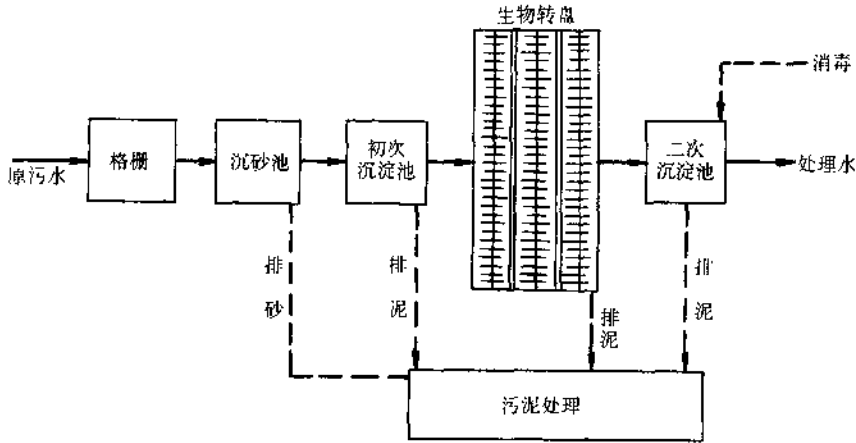


图 5-19 生物转盘处理系统基本工艺流程

生物转盘宜于采用多级处理方式。实践证明,如盘片面积不变,将转盘分为多级串联运行,能够提高处理水水质和污水中的溶解氧含量。

生物转盘一般可分为单级单轴、单轴多级(图 5-20)和多轴多级(图 5-21)等。级数多少主

要根据污水的水质、水量、处理水应达到的程度以及现场条件等因素决定。对城市污水多采用四级转盘进行处理。在设计时特别注意的是第一级,首级承受高负荷,如供氧不足,可能使其形成

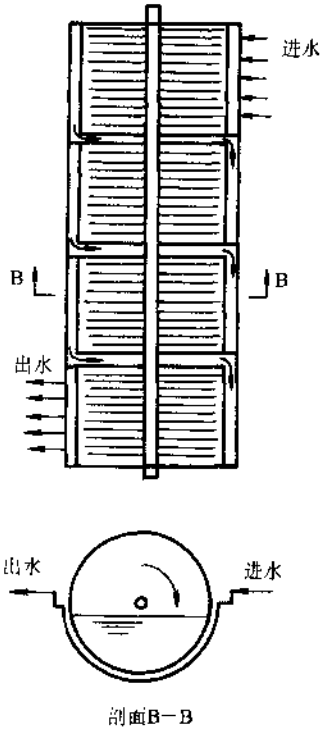


图 5-20 单轴四级生物转盘
平面与剖面示意图

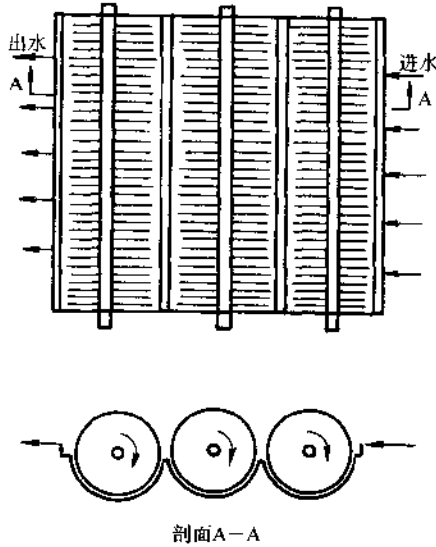


图 5-21 多轴多级(三级)生物
转盘平面与剖面示意图

厌氧状态。对此应采取适当的技术措施,如增加第一级的盘片面积,加大转数等。

图 5-22 所示的是生物转盘二级处理流程。这一流程可用于处理高浓度有机污水,能够将 BOD 值由数千 mg/L 降至 20mg/L 。

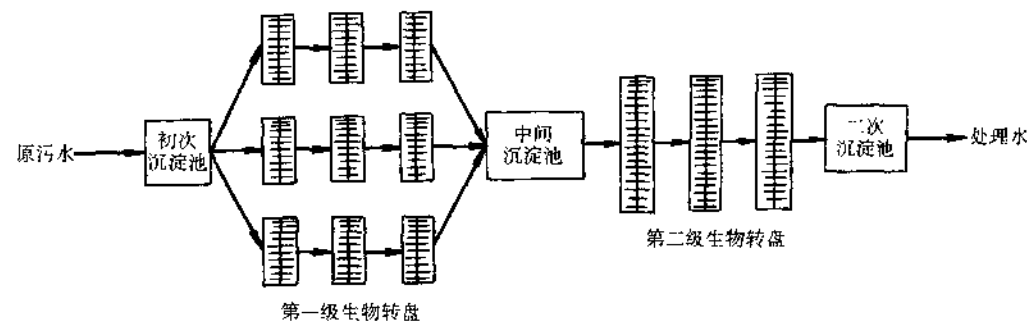


图 5-22 生物转盘二级处理流程

污水经处理,BOD 值逐级降低,因此,也可以采用逐级减少的生物转盘工艺流程(参见图 5-23)。

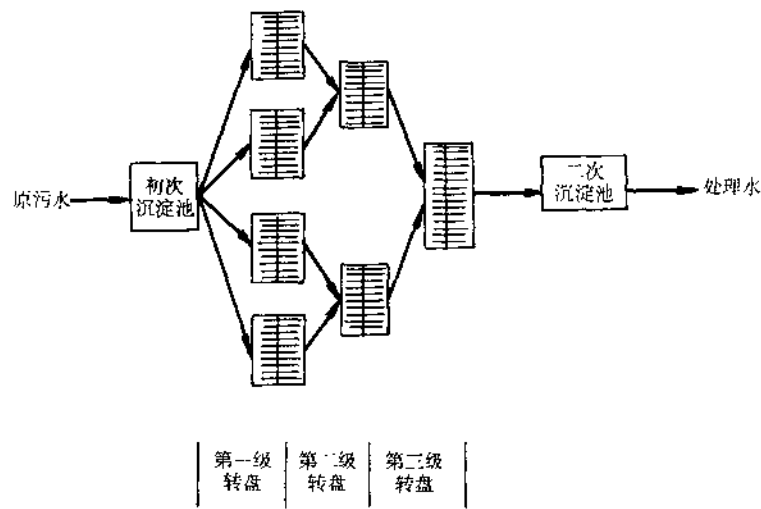


图 5-23 逐级减少的生物转盘工艺流程

5.3.4 生物转盘的计算与设计

进行生物转盘的计算与设计,应比较充分地掌握污水水质、水量方面的资料作为原始数据。此外,还应合理地确定转盘在其构造和运行方面的一些参数和技术条件,如:盘片形状、直径、间距、浸没率、盘片材质;转盘的级数、转速;接触反应槽的形状、所用材料以及水流方向等。

生物转盘计算的主要内容是求定所需转盘的总面积,以这一参数为基础进一步确定转盘总片数、接触氧化槽总容积、转轴长度以及污水在接触反应槽内的停留时间等参数。

当前,求定转盘总面积的通行方法有:负荷率法、经验公式法和经验图表法等,现分别阐述于后:

1. 负荷率计算法

(1) 各项参数的物理意义及其计算公式

首先将与负荷率计算法有关的各项参数的物理意义及其计算公式加以说明

1) 容积面积比(G 值)

又称液量面积比,它是接触氧化槽的实际容积 $V(\text{m}^3)$ 与转盘盘片全部表面积 $A(\text{m}^2)$ 之比值,以 G 表示,即:

$$G = \frac{V}{A} \cdot 10^3 \quad (\text{L}/\text{m}^2) \quad (5-28)$$

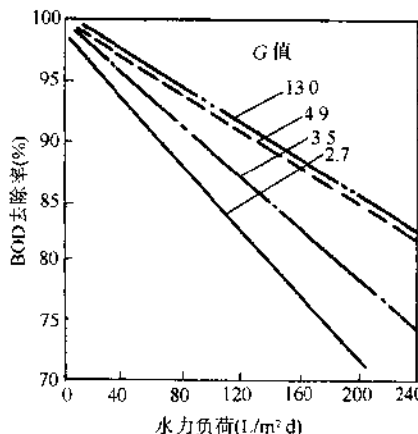


图 5-24 BOD 去除率与容积面积比

(G 值)之间的关系(对城市污水)

G 值与盘片厚度、间距、盘片与接触氧化槽内壁的间距有关。如采用较薄的盘片,其厚度可不予考虑,但如采用厚度较大的发泡材料作为盘材时,则应将盘片浸没部分的容积减去。图 5-24 所示为城市污水 BOD 去除率与容积面积比之间的关系,由图可见,当 G 值低于 5 时,BOD 去除率即将有较大幅度的下降。对城市污水, G 值以介于 5~9 之间为宜。

2) BOD 面积负荷率 N_A

单位盘片表面积(m^2) 在 1d 内能够接受并使转盘处理达到预期效果的 BOD 值,即:

$$N_A = \frac{QS_0}{A} \quad \text{gBOD}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad (5-29)$$

式中 S_0 ——原污水的 BOD_5 值, g/m^3 或 mg/L ;

A ——盘片总表面积, m^2 。

其他各项水质指标,如:COD、SS、 NH_3 等也可以用面积负荷率表示。

3) 水力负荷率 N_q

单位盘片表面积 m^2 在 1d 内能够接受并使转盘处理达到预期效果的污水量,即:

$$N_q = \frac{Q}{A} \cdot 10^3 \quad (\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad (5-30)$$

此值决定于原污水的 BOD 值,原污水 BOD 值不同,此值有较大的差异,这一点是应当考虑的。

4) 平均接触时间 t_a

污水在接触氧化槽内与转盘接触,并进行净化反应的时间,即:

$$t_a = \frac{V}{Q} \cdot 24 \quad (\text{d}) \quad (5-31)$$

接触时间对污水的净化效果有着直接影响,增加接触时间,能够提高净化效果。接触时间也可以作为生物转盘计算的基础参数。

5) G 、 N_A 、 N_q 及 t_a 各参数间的相互关系

根据前列各式(5-28)~(5-31),经归纳, G 、 N_A 、 N_q 及 t_a 各项参数之间存在着下列各种关系:

$$t_a = \frac{G}{N_q} \cdot 24 \quad (\text{h}) \quad (5-32)$$

$$N_A = S_0 \cdot N_q \quad (5-33)$$

$$N_q = \frac{G}{t_a} \cdot 24 \quad (5-34)$$

(2) BOD—面积负荷率值的确定

生物转盘计算用的 BOD 面积负荷率值,原则上应当通过一定规模的试验来确定。但是在当前国内、外发表了大量的运行数据,在其基础上绘制了各种图表,可以作为确定 BOD 面积负荷率值的参考。

表 5-9 所列举的是国外处理生活污水,根据处理效果所采用的 BOD—面积负荷率值。

国外生物转盘处理生活污水所采用的 BOD—面积负荷率值		表 5-9
处 理 水 水 质	BOD—面积负荷率	
$BOD_5 \leq 60\text{mg/L}$	$20 \sim 40\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	
$BOD_5 \leq 30\text{mg/L}$	$10 \sim 20\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	

在国外还采用按每一位居民根据污水去除率的不同,应当承担的盘面面积以确定转盘面积的计算法。其值列举于下表。

按居民确定转盘面积计算值		表 5-10
BOD_5 去除率(%)	转 盘 级 数	每位居民承担的盘面
80	三 级	1m^2
90	四 级	2m^2
95	四 级	3m^2

图 5-25 所示为原联邦德国斯梯尔(Steels)公司在归纳、分析大量运行数据的基础上,按进水 BOD 值、处理水 BOD 值和 BOD—面积负荷率三者关系所绘制的曲线。可作为设计参考。

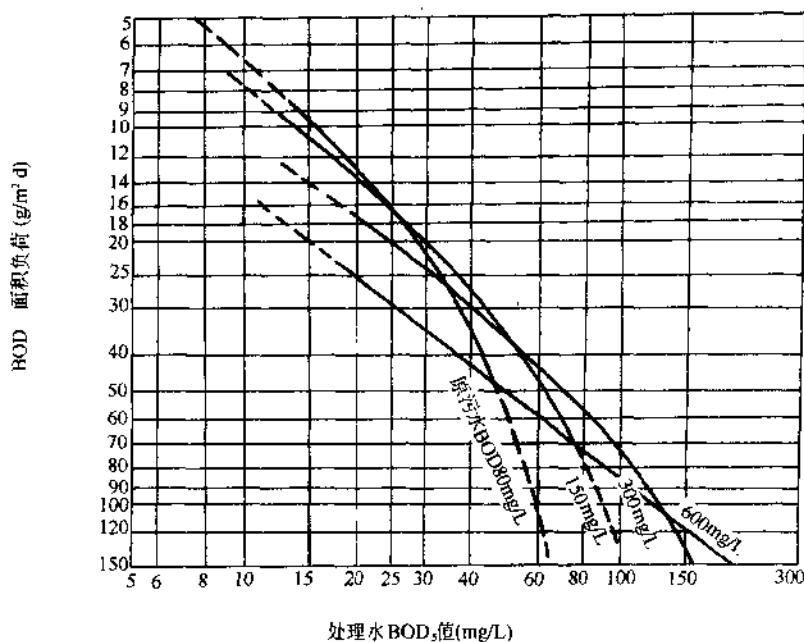


图 5-25 处理水 BOD 值与 BOD—面积负荷率之间的关系
(根据原联邦德国斯梯尔公司资料)

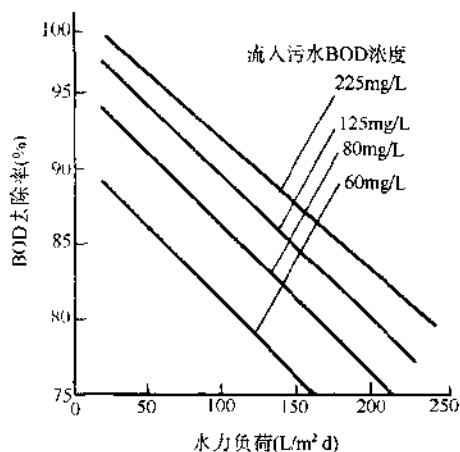


图 5-26 城市污水水力负荷与 BOD₅ 去除率关系

对城市污水,我国国标《室外排水设计规范》规定的 BOD—面积负荷率值介于 $10 \sim 20 \text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 之间。对第一级转盘采用的 BOD—面积负荷率值建议一般不宜超过 $40 \sim 50 \text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

(3) 水力负荷率值的确定

我国国标《室外排水设计规范》规定的水力负荷值为 $50 \sim 100 \text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

在国外,采用生物转盘处理城市污水,比较普遍地采用水力负荷率计算法,并积累了一定的可供计算生物转盘时参考的运行数据。

图 5-26 所示为在不同的原污水 BOD₅ 浓度值的条件下,水力负荷率与去除率之间的关系,此图可供计算转盘时参考。

图 5-27 所示是用美国大量实际运行数据所整理出的计算图表。该图所示是在原污水中不同的溶解性 BOD₅ 值的条件下,水力负荷率

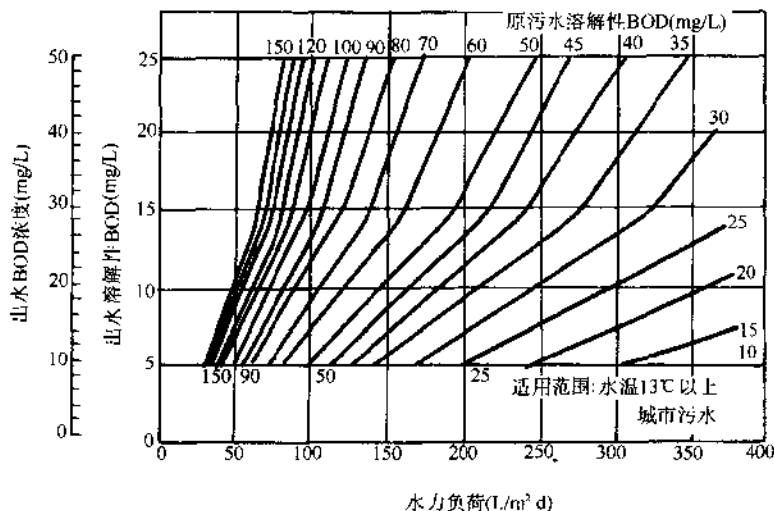


图 5-27 水力负荷率与处理水 BOD₅ 值关系

与处理水溶解性 BOD₅ 值及全 BOD₅ 值的关系。在一般情况下,溶解性 BOD₅ 值为全 BOD₅ 值的 50% 左右。

本图表适用于年平均水温为 13°C 以上的城市污水,低于此值的城市污水则应按图 5-28 所示的曲线进行修正,即以 13°C 为 1.0,水温低于 13°C 的城市污水,用其实际水温除以相应的系数,即可得出应采用的水力负荷率值。

(4) 计算公式

在确定负荷率值(BOD₅—面积负荷率或水力负

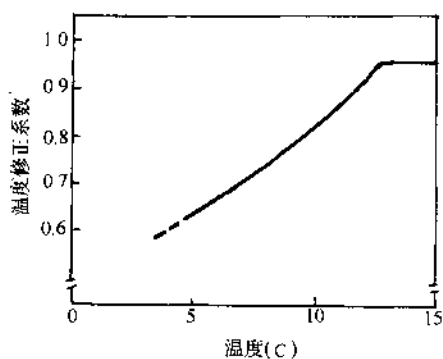


图 5-28 水温修正系数图

荷率)后,即可按下列各项公式计算生物转盘的各项设计参数。

1) 转盘总面积

按 BOD_5 —面积负荷率计算:

$$A = \frac{QS_0}{N_A} \quad (m^2) \quad (5-35)$$

式中 A ——转盘总面积, m^2 ;

Q ——平均日污水量, m^3/d ;

S_0 ——原污水 BOD 值, g/m^3 ;

N_A —— BOD —面积负荷, $g/(m^2 \cdot d)$ 。

按水力负荷率计算

$$A = \frac{Q}{N_q} \quad (m^2) \quad (5-36)$$

式中 N_q ——水力负荷率值, $m^3/(m^2 \cdot d)$ 。

2) 转盘总片数

当所采用的转盘为圆形时,转盘的总片数按下列公式计算:

$$M = \frac{4A}{2\pi D^2} = 0.637 \frac{A}{D^2} \quad (5-37)$$

式中 M ——转盘总片数;

D ——圆形转盘直径。

当所采用的转盘为多边形或波纹板时,应预按一般常规法计算出每片转盘的面积(或厂家提供) a 。转盘的总片数为:

$$M = \frac{A}{2a} \quad (5-38)$$

式中 a ——每片多边形转盘或波纹板转盘的面积。

上两式分母中的 2 是考虑盘片双面均为有效面积。

对其他形式的转盘则根据具体情况决定。

在确定转盘总片数后,可根据现场的具体情况并参照类似条件的经验,决定转盘的级数,并求出每级(台)转盘的盘片数 m 。

3) 每台转盘的转轴长度

$$L = m(d+b)K \quad (m) \quad (5-39)$$

式中 L ——每台(级)转盘的转轴长度, m ;

m ——每台(级)转盘盘片数;

d ——盘片间距, m ;

b ——盘片厚度,与所采用的盘材有关,根据具体情况确定,一般取值为 $0.001 \sim 0.013m$;

K ——考虑污水流动的循环沟道的系数,取值 1.2。

4) 接触反应槽容积

此值与槽的形式有关,当采用半圆形接触反应槽时,其总有效容积 V 为:

$$V = (0.294 \sim 0.335)(D+2\delta)^2 \cdot l \quad (m^3) \quad (5-40)$$

而净有效容积 V' 为

$$V' = (0.294 \sim 0.335)(D + 2\delta)^2 \cdot (l - mb) \quad (\text{m}^3) \quad (5-41)$$

式中 δ ——盘片边缘与接触反应槽内壁之间的净距。

当 $\frac{r}{D} = 0.1$ 时 系数取 0.294

当 $\frac{r}{D} = 0.06$ 时 系数取 0.335

r ——转轴中心距水面的高度；一般为 150~300mm。

5) 转盘的旋转速度

勃别尔于早期提出,转盘的旋转速度以 20m/min 为宜。但是,转盘的旋转的主要目的之一是使接触氧化槽内的污水得到充分混合,如水力负荷大,转速过小,即得不到充分的混合,为此,勃别尔又提出了一个为达到混合目的的转盘的最小转数 $n'_{\min}$ 的计算公式:

$$n'_{\min} = \frac{6.37}{D} \times \left(0.9 - \frac{1}{N_q} \right) \quad (\text{r/min}) \quad (5-42)$$

6) 电机功率

$$N_p = \frac{3.85R^4 n'_{\min}}{d \times 10} \cdot m\alpha\beta \quad (5-43)$$

式中 R ——转盘半径,cm;

m ——一根转轴上的盘片数;

α ——同一电动机带动的转轴数;

β ——生物膜厚度系数,参见表 5-11。

生物膜厚度系数

表 5-11

膜厚度 (mm)	β 值	膜厚度 (mm)	β 值
0~1	2	2~3	4
1~2	3		

【例题 5-4】

某住宅小区人口 5000 人,排水量标准 100L/(人·d)经沉淀处理后 BOD_5 值为 135mg/L,处理水的 BOD 值不得大于 15mg/L。拟用生物转盘处理,试行生物转盘设计。

【解】

(1) 确定设计参数

1) 平均日污水量

$$5000 \times 0.1 = 500 \text{m}^3/\text{d}$$

2) 对处理要求达到的 BOD_5 去除率

$$\eta = \frac{150 - 15}{150} = 90\%$$

3) 确定 BOD —面积负荷率

查图 5-25 得 $N_A = 11 \text{gBOD}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

4) 确定水力负荷率

查图 5-26 得 $N_q = 80 \text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) = 0.08 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

(2) 转盘计算

1) 盘片总面积

① 按 BOD 一面积负荷率计算

$$A = \frac{500 \times 135}{11} = 6136 \text{m}^2$$

② 按水力负荷率计算

$$A = \frac{500}{0.08} = 6250 \text{m}^2$$

两者所得数值相近,为稳妥计,决定采用按水力负荷率计算所得的数据,即 6250m^2 。

2) 求定盘片总片数,决定采用直径为 2.5m 的盘片,按式 5-37 计算。

$$M = \frac{0.636 \times 6250}{2.5^2} = \frac{3975}{6.25} = 636$$

3) 按 4 台转盘考虑,每台盘片数为 159,即 m 值按 160 片考虑。

每台转盘按单轴 4 级考虑,首级转盘按 50 片,第二级 40 片,第三、四级则各按 35 片考虑。

4) 接触氧化槽的有效长度,按式 5-39 计算。盘片间距 d 值取 25mm。采用硬聚氯乙烯盘片, b 值为 4mm,代入各值,得:

$$L = 160(25 + 4) \times 1.2 = 5568 \text{mm} \approx 5.6 \text{m}$$

即,接触氧化槽全长为 5568mm,5.568m 取 5.6m。

5) 接触氧化槽的有效容积,按式 5-41 计算。采用半圆形接触氧化槽。 r 值取 200mm, $\frac{r}{D}$ 为 0.08,系数取 0.294 与 0.335 的中间值,即 0.314, δ 值取 200mm。

$$\begin{aligned} V' &= 0.314(2.5 + 2 \times 0.2)^2(5.6 - 150 \times 0.004) \\ &= 0.314 \times 8.41 \times 5 = 13.20 \text{m}^3 \end{aligned}$$

6) 确定转盘的最低旋转速度,按式 5-42 计算。

$$n'_{\min} = \frac{6.37}{2.5} \times \left(0.9 - \frac{1}{80}\right) = 2.26 \text{r/min} \quad \text{合乎要求}$$

7) 污水在接触氧化槽内的停留时间

$$t = \frac{13.2 \times 4}{500} \cdot 24 = 2.53 \text{h}$$

2. 经验图表计算法

这也是前联邦德国所采用的,用于生活污水处理的生物转盘计算法。以污水流量、原污水 BOD 值及其应达到的去除率为设计原始条件,利用图(图 5-29)表(表 11-12)进行计算。

图 5-29 所示,其纵坐标为 BOD 去除率(%),横坐标所示为与原污水 BOD 值及其去除率相对应的水力负荷值 $\frac{F}{q} \left(\frac{\text{m}^2 \cdot \text{min}}{\text{m}^3} \right)$,并据此确定所需转盘的总面积 A 。

图 5-29 所示的 BOD 去除率、原污水 BOD 浓度、 $\frac{A}{q}$ 值三者关系适用于服务人口数大于 10000 的二级生物转盘设备。

如服务人口数低于 10000,则由于污水流量及水质的变动,应对 q 值加以修正,乘以修

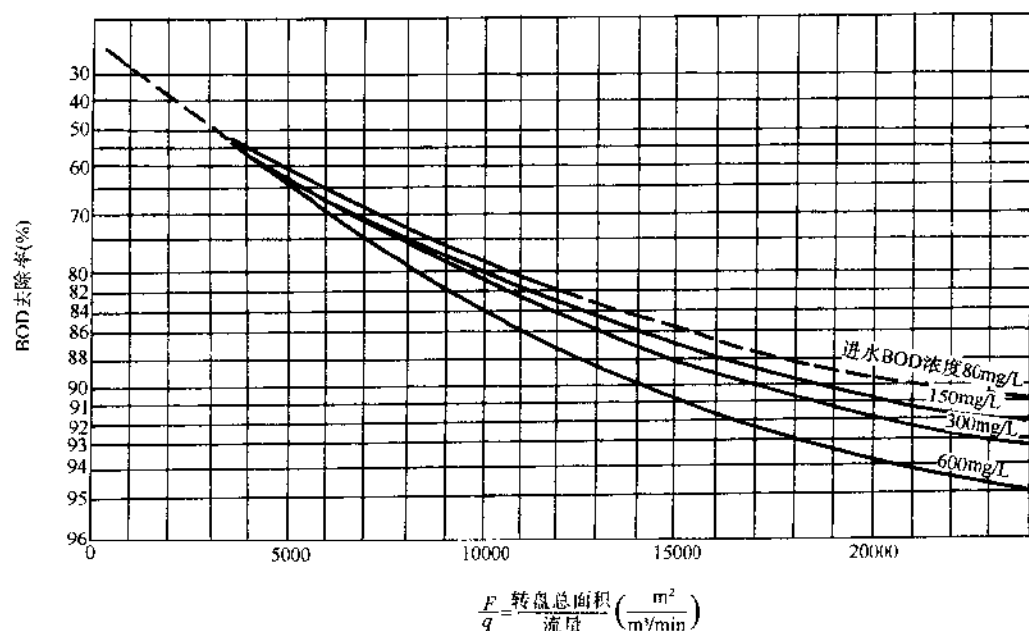


图 5-29 生活污水生物转盘处理 BOD 去除率与 $\frac{F}{q}$ 之间的关系

正系数 K_1 , 即 $q_k = q \cdot K_1$, K_1 值按表 5-12 取值, 在这种情况下, 所需转盘的总面积为 A_1 , 即:

$$A_1 = \frac{A}{q_k} \quad (5-44)$$

水量修正系数 K_1 值

表 5-12

服务人口数	310000	5000~10000	1500~5000	400~1500	<400
修正系数 K_1	1	1.1~1.2	1.2~1.3	1.3~1.5	1.5

如采用的生物转盘系统多于二级, 则应对计算所得的转盘总面积 A 加以修正, 乘以修正系数 K_2 , 即 $A_2 = A \cdot K_2$, K_2 按表 5-13 取值。

面积修正系数 K_2 值

表 5-13

级数	2	3	4	>4
K_2	1	0.91	0.87	0.85

通过计算所得的 BOD 一面积负荷率还需要图表进行校核。

首先用图 5-30 进行校核, 在该原水 BOD 浓度的条件下, 所确定的 BOD 一面积负荷值是否适宜。该图纵坐标所示为 BOD 一面积负荷率, 横坐标所示则为单位转盘面积能够去除的 BOD 值。

其次用图 5-31 进行校核, 校核在所确定的 BOD 一面积负荷值条件下, 处理水的 BOD 值能否达到要求。

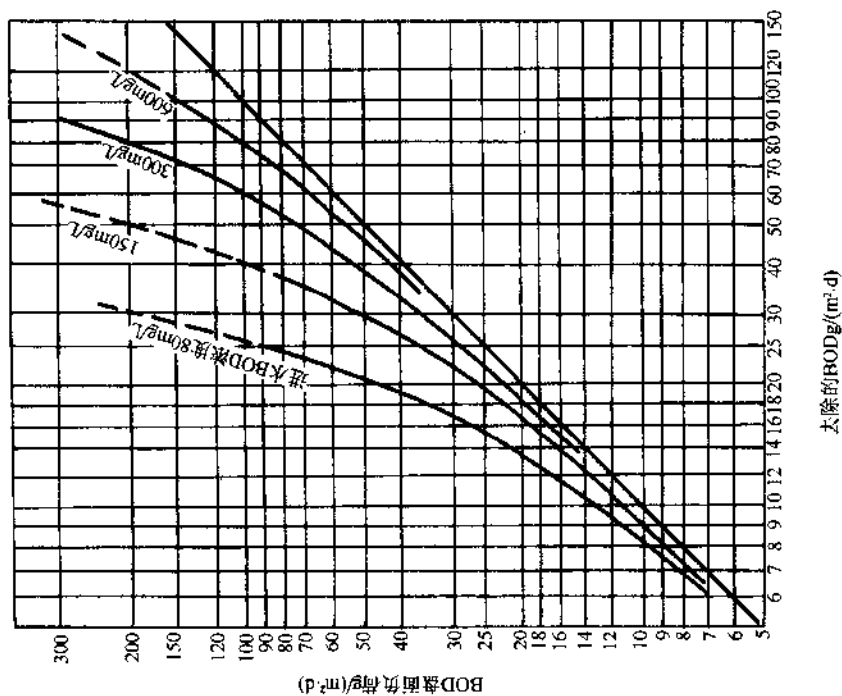


图 5-30 生活污水生物转盘处理盘面负荷与BOD的关系

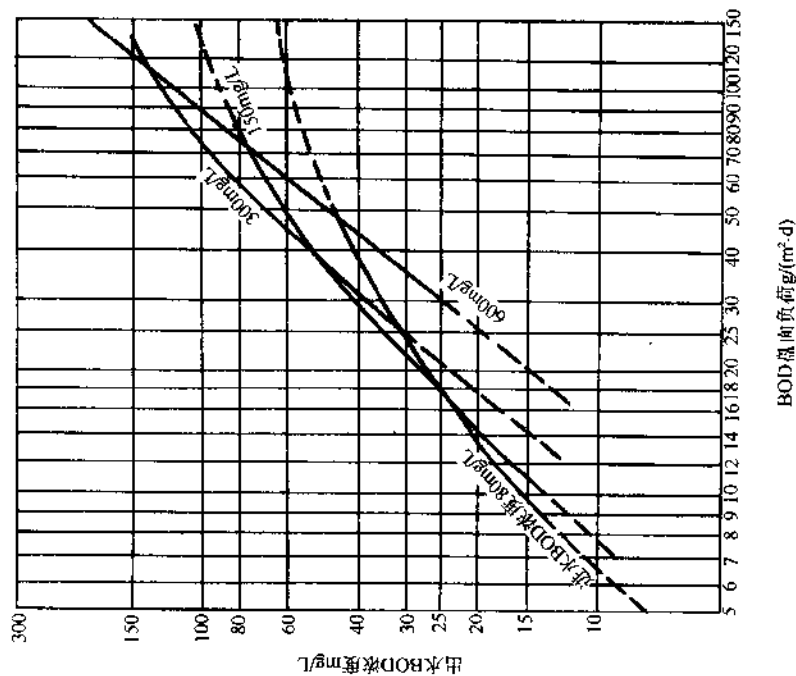


图 5-31 生活污水生物转盘处理盘面负荷与处理水 BOD 浓度的关系

第三项校核内容是所确定的生物转盘处理系统的第一级,其 BOD 一面积负荷值不得超过下表所列的数值。

第一级转盘的 BOD 一面积负荷率的限定值 表 5-14

污 水 种 类	BOD 一面积负荷率限定值 $\text{gBOD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$
新鲜的城市污水	150~200
陈旧已呈腐化的城市污水	80~100
工 业 废 水	300~350

如上述三项校核中的一项得出否定的结果,即应从新取值另行计算。

【例题 5-5】

某城镇人口 5000 人,污水量为 $200\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$,每人每日产生的溶解性 BOD_5 值为 $40\text{g}/(\text{人} \cdot \text{d})$,要求处理水达到的 BOD_5 值为 $20\text{mg}/\text{L}$ 。

该城镇拟用 4 级生物转盘处理,按经验图表法进行计算,求定所需转盘总面积,并按规定进行校核验证。

【解】

(1) 原始数据计算:

1) 污水量:

$$q = 5000 \times 0.2 = 1000\text{m}^3/\text{d} = 0.69\text{m}^3/\text{min}$$

2) 每日产生的 BOD_5 值

$$0.040 \times 5000 = 200\text{kg}/\text{d}$$

3) 污水中 BOD_5 的平均浓度 S_0

$$S_0 = \frac{200}{1000} = 0.2\text{kg}/\text{m}^3 = 200\text{mg}/\text{L}$$

4) 污水处理应达到的去除率为:

$$E = \frac{200 - 20}{200} \cdot 100 = 90\%$$

(2) 按图表计算:

1) 水量修正计算

查表 5-12 得水量修正系数为 $K_1 = 1.3$ 。水量修正值 q_1 为:

$$q_1 = 0.69 \times 1.3 = 0.897\text{m}^3/\text{min}$$

2) 按图 5-29 求定水量负荷 $\frac{A}{q}$ 值。

$$\frac{A}{q} = 18000$$

3) 计算所需转盘总面积

$$A_1 = 18000 \times 0.897 = 16146\text{m}^2$$

4) 转盘级数修正计算

查表 5-13 得转盘面积修正系数为 $K_2 = 0.87$ 。

5) 计算修正后的所需转盘总面积为:

$$A_2 = 16146 \times 0.87 = 14047\text{m}^2$$

(3) 求定盘面的 BOD 一面积负荷率

采用直径为 3m 的转盘,按两面均为有效面积考虑,则每片转盘的面积为 14m^2 。

1) 计算所需转盘总片数:

$$\frac{14047}{14} = 1003 \approx 1000 \text{ 片}$$

2) 求定单位盘面的 BOD 一面积负荷率

$$\frac{0.897 \times 24 \times 60 \times 200}{14047} = 18.39 \text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$$

3) 将生物转盘分为四级,每级盘片为 250。

4) 求定第一级转盘的 BOD 一面积负荷率

第一级转盘的总面积

$$250 \times 14 = 3500 \text{m}^2$$

进入第一级转盘的 BOD_5 值:

$$200 \times 1.3 = 260 \text{kg/d}$$

第一级转盘的盘面负荷率:

$$\frac{260}{3500} = 0.074 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) = 74 \text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$$

(4) 校核验证

1) 按图 5-30 进行校核,验证处理水 BOD_5 值是否符合要求的 20mg/L 。

按 BOD 一面积负荷 $18.39\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 及原污水 BOD_5 为 200mg/L 查对,得处理水的 BOD_5 值接近于 20mg/L 。

2) 第一级转盘负荷率 $74\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,此值低于表 5-14 所列举的 $100\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

根据校核验证结果,上述计算结果是准确的,计算成立。

3. 经验公式计算法(勃别尔(Popel 计算式)

在生物转盘问世之初,联邦德国的哈特曼和勃别尔二位教授就对生物转盘的净化机理进行了研究。他们对 BOD 值为 $400 \sim 600\text{mg/L}$ 的城市污水,进行了转盘面积负荷与净化效果之间关系的大量试验,并在此基础上提出了转盘面积的计算公式,即:

$$A = f\left(\frac{A}{A_w}\right) \cdot f(\eta) \cdot f(t) \cdot f(T) \cdot Q \cdot S_0 \quad (5-45)$$

式中 A ——所需要的转盘总面积(m^2);

A_w ——浸没于水下的盘片总面积(m^2);

$\frac{A}{A_w}$ ——盘片总面积与浸没水下盘片总面积之比,其值随转轴距水面高(r)与盘片直径

(D)比值不同而异, $\frac{r}{D}$ 值一般为 $0.06 \sim 0.10$,以保证盘片浸水面积介于 $40\% \sim 45\%$ 左右。

η ——BOD 去除率,面

$$f(\eta) = 0.1673 \eta^{1.4} / (1 - \eta)^{0.4} \quad (5-46)$$

t ——污水在接触氧化池内的停留时间(h),面

$$f(t) = 1 - 1.24 \times 10^{-0.1114t} \quad (5-47)$$

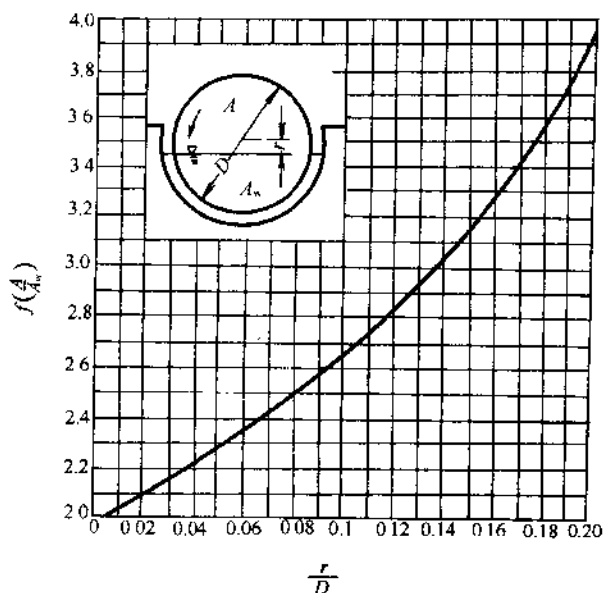


图 5-32 $\frac{r}{D}$ 与 $f\left(\frac{A}{A_w}\right)$ 之间的关系

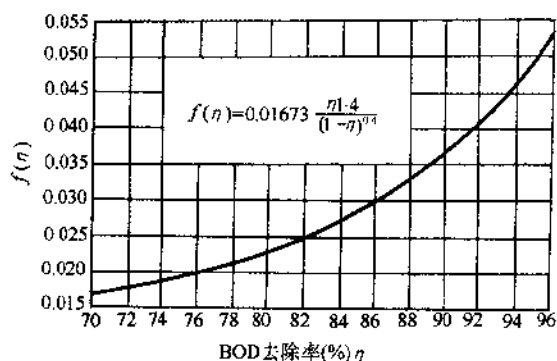


图 5-33 η 与 $f(\eta)$ 之间的关系

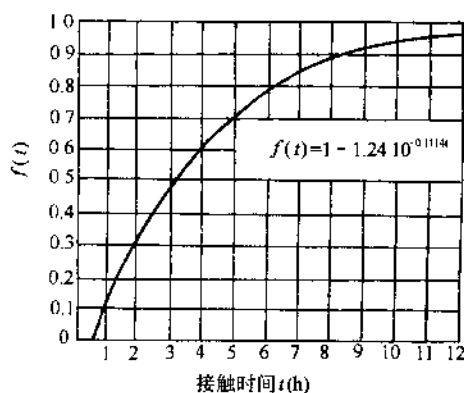


图 5-34 t 与 $f(t)$ 之间的关系

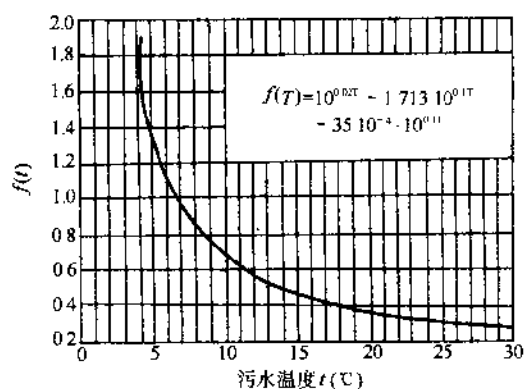


图 5-35 污水温度与 $f(T)$ 之间的关系

T ——水温,而 $f(T)$ 为考虑水温影响的修正系数。

勃别尔计算式中的各值,可以根据图表确定。图 5-32 为根据 $\frac{r}{D}$ 值确定 $f\left(\frac{A}{A_w}\right)$ 值的图表;图 5-33 为根据 BOD 去除率 η 确定 $f(\eta)$ 值的图表;图 5-34 是按污水在接触反应槽内的停留时间 t 确定 $f(t)$ 值的图表;而图 5-35 则是按水温 T 确定 $f(T)$ 值的图表。使用这些图表能够大大地简化计算过程。

此外,勃别尔还发表了如下的简化计算公式:

$$A = Q \frac{0.022(S_0 - S_e)^{0.4}}{S_0^{0.4}} \quad (5-48)$$

式中各项符号表示同前。

勃别尔计算式在国外使用较为广泛。

【例题 5-6】

使用前例题各项原始数据,按勃别尔计算图表计算所需转盘总面积。

水温按 10°C 考虑 $\frac{r}{D}$ 值为 0.09

计算按式 5-45 进行,根据图表确定式中各值。

$$f\left(\frac{A}{A_w}\right) = 2.58$$

$$f(\eta) = 0.037$$

$$f(t) = 0.4$$

$$f(T) = 0.72$$

代入式 5-45 中

$$A = 2.58 \times 0.037 \times 0.4 \times 0.72 \times 500 \times 135 \approx 2062\text{m}^2$$

4. 生物转盘设计时应考虑的因素与某些数据

根据我国国标《室外排水设计规范》GBJ 14—87 的规定及运行经验在生物转盘设计时应考虑下列各项因素和采用的数据。

(1) 生物转盘,一般按日平均污水量考虑计算,季节性水量变化的污水,则按污水量最大季节的日平均污水量计算。

(2) 进入转盘污水的 BOD 值,应按经调节沉淀后的平均值考虑。

(3) 有关盘片的数据:

直径,一般以 2~3m 为宜。

盘片厚度,盘片厚度与盘材、直径和构造有关;以聚苯乙烯泡沫塑料为盘材时,厚度为 10~15mm,采用硬聚氯乙烯板为盘材时,厚度为 3~5mm;玻璃钢的盘片,厚度为 1~2.5mm;金属板盘材,厚度在 1mm 左右。

盘片间距,进水段一般为 25~35mm,出水段为 10~20mm。

盘片周边与接触反应槽内壁的距离,一般按 $0.1D$ 或 $0.2R$ 考虑,但一般不得小于 100mm。

转轴中心距水面不得小于 150mm。

转盘浸没率,即转盘浸于水中的面积不宜小于盘体直径的 35%。

(4) 转盘转速,一般为 $0.8\sim 3.0\text{r/min}$,外缘的线速度为 $15\sim 18\text{m/min}$ 。

(5) 生物转盘产生的污泥量,可按 $0.5\sim 0.6\text{kg 污泥/kg 去除 BOD}$ 考虑。

(6) 生物转盘的级数,应按 2~4 级布置一般不宜少于二级。组数,不宜少于 2 组,按同时工作考虑。

(7) 每 m^2 盘片具有的接触反应槽有效容积,一般宜为 $5\sim 9\text{L}$ 。

(8) 对生物转盘宜有防雨、防风和保温的措施。

5.3.5 生物转盘处理技术的进展

生物转盘处理技术开创于 50~60 年代,迄今为止,仍属于发展中的污水处理技术,近 10~20 年来在工艺方面仍有某些进展,现择其主要各项加以阐述。

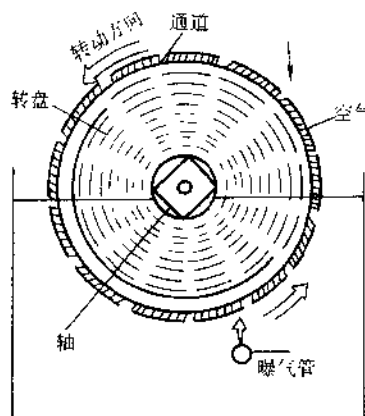


图 5-36 空气驱动生物转盘剖面图

1. 空气驱动生物转盘

空气驱动生物转盘是利用空气的浮力使转盘旋转(参见图 5-36)。在转盘的外周设空气罩,在转盘下侧设曝气管,在管上均等地安装扩散器,空气从扩散器均匀地吹向空气罩,产生浮力使转盘转动。这种生物转盘具有如下特点:

- (1) 槽内污水含有较高的溶解氧,在相同的负荷率条件内,BOD 的去除率较高。
- (2) 生物膜较薄,有较强的活性。
- (3) 通过调节空气量改变转盘的转数,采用气量调节装置,根据槽内溶解氧的变化自动运行。
- (4) 易于维修管理。

2. 生物转盘与其他处理设备相组合

近年来人们为了提高二级处理工艺的效率,节省用地,提出了生物转盘与其他类型处理设备相结合的方案,其中主要有:

(1) 与沉淀池相组合的生物转盘

图 5-37 所示为与作为二次沉淀池的平流式沉淀池相组合的生物转盘。

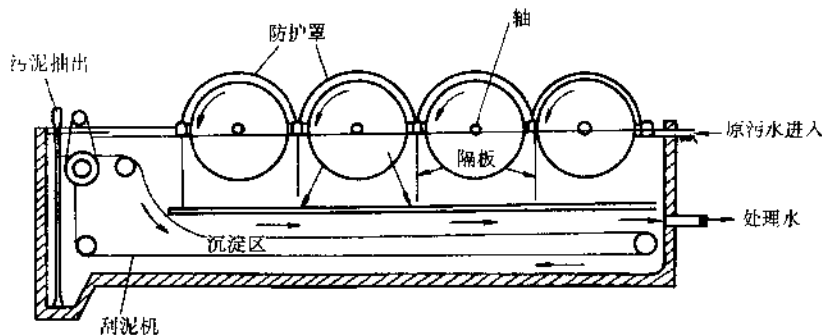


图 5-37 与平流式沉淀池(作为二次沉淀池)相组合的生物转盘

在平流沉淀池池深的中部设隔板,使池分为上、下两部分,生物转盘设在上部,池下部为沉淀池。

图 5-38 所示为将生物转盘与初次沉淀池、二次沉淀池组合在统一构筑物内的方案。生物转盘设置在两座沉淀池的上部,初次沉淀池和二次沉淀池并排设于底部,中间隔以隔墙。这种设备适用于小型生活污水处理站。

(2) 与曝气池相组合的生物转盘

图 5-39 所示为与曝气池相组合的生物转盘的剖面示意图。

这是提高曝气池处理效率的一种新措施。在曝气池上侧设生物转盘,转盘用空气驱动,盘片的 40% 的面积浸没于水中。

据美国某城的实际运行结果证实,这种设备具有以下特点。

- (1) 提高原有设备的处理效果,改装前 BOD 去除率 60%~70%,改装后提高到 90%;
- (2) 提高原有设备处理能力,占地面积小,附加设备费用亦低;

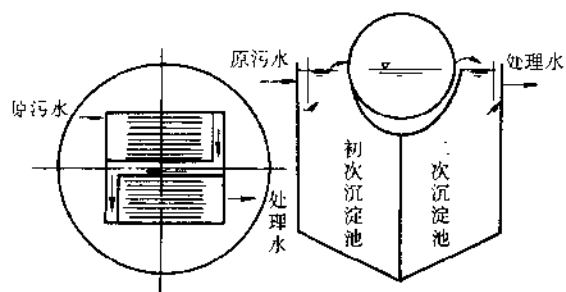


图 5-38 生物转盘与初次沉淀池
和二次沉淀池相组合的方案

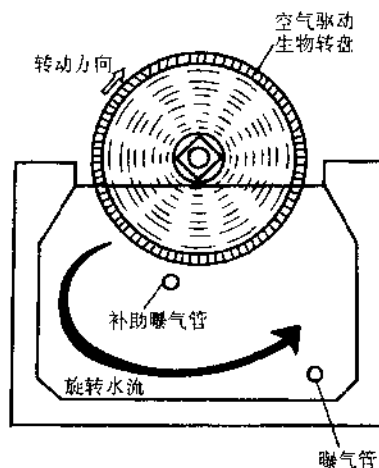


图 5-39 与曝气池相组合的生物转盘

(3) 处理效果稳定, 菌体密度大, 生物量高微生物增殖迅速, 活性强;

(4) 污泥量少而且易于沉淀;

(5) 动力消耗少, 活性污泥装置本身能够提供生物转盘转动的能量;

(6) 负荷选择适宜, 可取得硝化的效果。

这是一种效果好、效率高、比较经济的处理设备。

3. 藻类生物转盘

这是为了去除二级处理水中的无机营养物质, 控制水体富营养化, 而提出的一种方案。

藻类生物转盘的主要特点是加大了盘间距离, 增加受光面, 接种经筛选的藻类, 在盘面上形成藻菌共生体系。藻类的光合作用释放的氧, 提高了水中的溶解氧, 为好氧菌提供了丰富的氧源, 而微生物代谢所放出的 CO_2 成为藻类的主要碳源, 又促进了藻类的光合作用。在菌藻的共生作用下, 污水得到净化。

这种设备的出水中溶解氧的含量高, 一般可达近饱和的程度, 此外, 还有脱除 NH_3 的功能, 可达到深度处理的要求。

5.4 生物接触氧化

5.4.1 概述

生物接触氧化处理技术的实质之一是在池内充填填料, 已经充氧的污水浸没全部填料, 并以一定的流速流经填料。在填料上布满生物膜, 污水与生物膜广泛接触, 在生物膜上微生物的新陈代谢功能的作用下, 污水中有机污染物得到去除, 污水得到净化, 因此, 生物接触氧化处理技术, 又称为“淹没式生物滤池”。

生物接触氧化处理技术的另一项技术实质是采用与曝气池相同的曝气方法, 向微生物提供其所需要的氧, 并起到搅拌与混合作用, 这样, 这种技术又相当于在曝气池内充填供微生物栖息的填料, 因此, 又称为“接触曝气法”。

据上所述, 生物接触氧化是一种介于活性污泥法与生物滤池两者之间的生物处理技术。也可以说是具有活性污泥法特点的生物膜法, 兼具两者的优点, 因此, 深受污水处理工程领域人们的重视。

生物接触氧化处理技术,在工艺、功能以及运行等方面具有下列主要特征。

1. 在工艺方面的特征

(1) 本工艺使用多种型式的填料,由于曝气,在池内形成液、固、气三相共存体系,有利于氧的转移,溶解氧充沛,适于微生物存活增殖。在生物膜上微生物是丰富的,除细菌和多种种属原生动物和后生动物外,还能够生长氧化能力较强的球衣菌属的丝状菌,而无污泥膨胀之虑。

在生物膜上能够形成稳定的生态系统与食物链。

(2) 填料表面全为生物膜所布满,形成了生物膜的主体结构,由于丝状菌的大量滋生,有可能形成一个呈立体结构的密集的生物网,污水在其中通过起到类似“过滤”的作用,能够有效地提高净化效果。

(3) 由于进行曝气,生物膜表面不断地接受曝气吹脱,这样有利于保持生物膜的活性,抑制厌氧膜的增殖,也宜于提高氧的利用率,因此,能够保持较高浓度的活性生物量,据实验资料,每 m^2 填料表面上的活性生物膜量可达 125g,如折算成 MLSS,则达 13g/L,正因为如此,生物接触氧化处理技术能够接受较高的有机负荷率,处理效率较高,有利于缩小池容,减少占地面积。

2. 在运行方面的特征

(1) 对冲击负荷有较强的适应能力,在间歇运行条件下,仍能够保持良好的处理效果,对排水不均匀的企业,更具有实际意义。

(2) 操作简单、运行方便、易于维护管理,勿需污泥回流,不产生污泥膨胀现象,也不产生滤池蝇。

(3) 污泥生成量少,污泥颗粒较大,易于沉淀。

3. 在功能方面的特征

生物接触氧化处理技术具有多种净化功能,除有效地去除有机污染物外,如运行得当还能够用以脱氮,因此,可以作为三级处理技术。

生物接触氧化处理技术的主要缺点是:如设计或运行不当,填料可能堵塞,此外,布水、曝气不易均匀,可能在局部部位出现死角。

生物接触氧化是一种于 70 年代初开创的污水处理技术,但是,又是一种具有一定历史渊源的处理技术。远在上世纪末就已经有人从事这种技术的研究工作了,其成果获取了德国的专利。在 20 世纪 20 年代、30 年代也曾有人对其进行过研究,并在实际生产中运用。但这种处理技术的大发展,还是从 70 年代开始的。

近 10~20 年来,生物接触氧化处理技术在一些国家,特别是日本、美国得到了迅速的发展和应用,广泛地用于处理生活污水、城市污水和食品加工等工业废水,而且还用于处理地表水源水的微污染。日本国政府建设省通告将接触氧化处理技术定为首先推荐采用的处理工艺,并且公布了构造的准则,推动了这种技术的通用化、规范化和系列化。

我国从 70 年代开始引进生物接触氧化处理技术,在我国也得到了广泛的应用,除生活污水和城市污水外,还应用于石油化工、农药、印染、纺织、苧麻脱胶、轻工造纸、食品加工和发酵酿造等工业废水处理,都取得了良好的处理效果。

此外,我国污水处理工程技术人员在新型填料和曝气器的研制方面也取得了明显的成果。

5.4.2 生物接触氧化处理技术的工艺流程

生物接触氧化处理技术的工艺流程,一般可分为:一段(级)处理流程、二段(级)处理流程和多段(级)处理流程。

这几种处理工艺流程各具特点和适用条件,现分别阐述于后。

1. 一段(级)处理流程

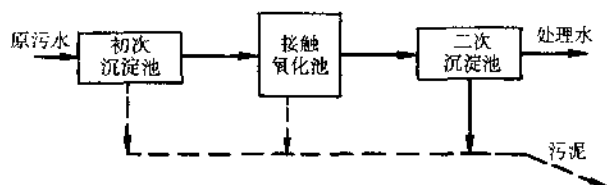


图 5-40 生物接触氧化技术一段处理流程

如上图所示,原污水经初次沉淀池处理后进入接触氧化池,经接触氧化池的处理后进入二次沉淀池,在二次沉淀池进行泥水分离,从填料上脱落的生物膜,在这里形成污泥排出系统,澄清水则作为处理水排放。

接触氧化池的流态为完全混合型,微生物处于对数增殖期和减衰增殖期的前段,生物膜增长较快,有机物降解速率也较高。

一段处理流程的生物接触氧化处理技术流程简单,易于维护运行,投资较低。

2. 二段(级)处理流程

如图 5-41 所示。

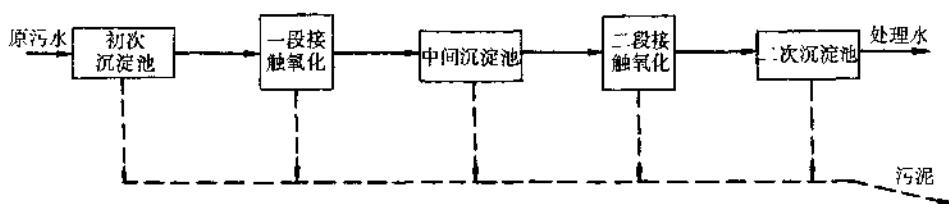


图 5-41 生物接触氧化处理技术二段处理流程

二段处理流程的每座接触氧化池的流态都属完全混合型,而结合在一起考虑又属于推流式。

在一段接触氧化池内 $\frac{F}{M}$ 值应高于 2.1,微生物增殖不受污水中营养物质的含量所制约,处于对数增殖期,BOD 负荷率亦高,生物膜增长较快。

在二段接触氧化池内 $\frac{F}{M}$ 值一般为 0.5 左右,微生物增殖处于减衰增殖期或内源呼吸期。BOD 负荷率降低,处理水水质提高。

中间沉淀池也可以考虑不设。

3. 多段(级)处理流程

多段(级)生物接触氧化处理流程如图 5-42 所示是由连续串联 3 座或 3 座以上的接触氧化池组成的系统。

本系统从总体来看,其流态应按推流考虑,但每一座接触氧化池的流态又属完全混

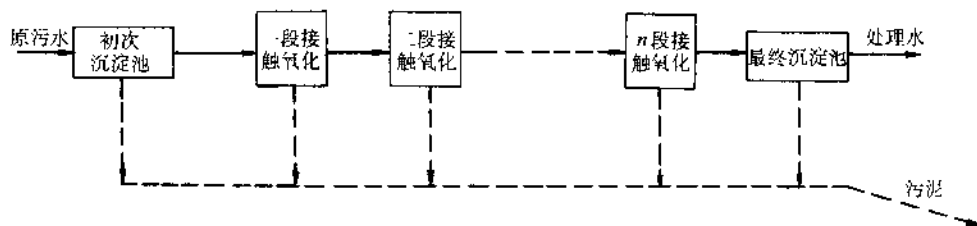


图 5-42 多段接触氧化处理流程

合。

由于设置了多段接触氧化池,在各池间明显地形成有机污染物的浓度差,这样在每池内生长繁殖的微生物,在生理功能方面,适应于流至该池污水的水质条件,这样有利于提高处理效果,能够取得非常稳定的处理水。

经过适当运行,这种处理流程除去除有机污染物外,还具有硝化、脱氮功能。

5.4.3 生物接触氧化池的构造及形式

接触氧化池是生物接触氧化处理系统的核心处理构筑物。

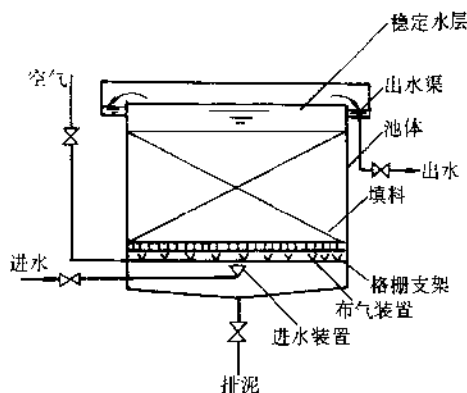


图 5-43 接触氧化池的基本构造图

1. 生物接触氧化池的构造

接触氧化池是由池体、填料、支架及曝气装置、进出水装置以及排泥管道等部件所组成(参见图 5-43)。

(1) 池体

接触氧化池的池体在平面上多呈圆形和矩形或方形,用钢板焊接制成或用钢筋混凝土浇灌砌成。各部位的尺寸为:池内填料高度为 3.0~3.5m;底部布气层高为 0.6~0.7m;顶部稳定水层 0.5~0.6m,总高度约为 4.5~5.0m。

(2) 填料

填料是生物膜的载体,所以也称之为载体。

填料是接触氧化处理工艺的关键部位,它直接影响处理效果,同时,它的费用在接触氧化系统的建设费用中占的比重较大,所以选定适宜的填料是具有经济和技术意义的。

对填料的要求有下列各项:

- 1) 在水力特性方面,比表面积大、空隙率高、水流通畅、良好、阻力小、流速均一。
- 2) 在生物膜附着性方面,应当有一定的生物膜附着性,就此有物理和物理化学方面的影响因素,在物理方面的因素主要是填料的外观形状、应当是形状规则、尺寸均一,表面粗糙度较大等。

生物膜附着性还与微生物和填料表面的静电作用有关,微生物多带负电,填料表面电位愈高,附着性也愈强;此外,微生物为亲水的极性物质,因此,在亲水性填料表面易于附着生物膜。

- 3) 化学与生物稳定性较强,经久耐用,不溶出有害物质,不导致产生二次污染。

- 4) 在经济方面要考虑货源、价格,也要考虑便于运输与安装等。

在种类方面,填料可按形状、性状及材质等方面进行区分。

在形状方面,可分为蜂窝状、束状、筒状、列管状、波纹状、板状、网状、盾状、圆环辐射状以及不规则粒状以及球状等。按性状分有,硬性、半软性、软性等。按材质则有塑料、玻璃钢、纤维等。

当前在我国常用的填料有下列几种。

A. 蜂窝状填料(参见图 5-44)。材质为玻璃钢及塑料,这种填料具有一系列的特征,其中主要是,比表面积大,从 $133\text{m}^2/\text{m}^3$ 到 $360\text{m}^2/\text{m}^3$ (根据内切圆直径而定);空隙率高,达 $97\% \sim 98\%$;质轻但强度高,堆积高度可达 $4 \sim 5\text{m}$;管壁光滑无死角,衰老生物膜易于脱落等。

蜂窝状填料的主要缺点是,当选定的蜂窝孔径与 BOD 负荷率不相适应,生物膜的生长与脱落失去平衡,填料易于堵塞;当采用的曝气方式不适宜时,蜂窝管内的流速难于均一等。对此,应采取适当的对策,选定的蜂窝孔径应与 BOD 负荷率相适应;采取全而曝气方式;采取分层充填措施,在二层中间留有 $200 \sim 300\text{mm}$ 的间隙,每层高不超过 1.5m ,使水流在层间再次分配,形成横流与紊流,使水流得到均匀分布,并防止中下部填料因受压而变形(带膜放空时更易如此)。

B. 波纹板状填料(参见图 5-45)。我国采用的波纹板状填料,是以英国的“Flocor”填料为基础,用硬聚氯乙烯平板和波纹板相隔粘接而成,其规格和主要性能列举于表 5-15 中。

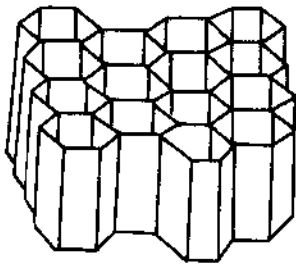


图 5-44 蜂窝状填料

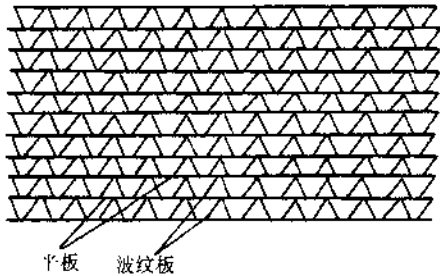


图 5-45 波纹板状填料

波纹板塑料填料规格和性能

表 5-15

型 号	材 质	比表面积 (m^2/m^3)	空隙率 (%)	重 量 (kg/m^3)	梯形断面孔径 (mm)	规 格 (mm)
立波—I型	硬	113	>96	50	50×100	$1600 \times 800 \times 50$
立波—II型	聚	150	>93	60	40×85	$1600 \times 800 \times 40$
立波—III型	氯 乙 烯	198	>90	70	30×65	$1600 \times 800 \times 30$

这种填料的特点,主要是孔径大,不易堵塞;结构简单,便于运输、安装,可单片保存,现场粘合;质轻高强,防腐性能好。其主要缺点仍是难以得到均一的流速。

C. 软性填料。即软性纤维状填料,是 80 年代初我国自行开发的填料(参见图 5-46)。这种填料一般是用尼龙、涤纶、涤纶、腈纶等化纤编结成束并用中心绳连结而成。软性填料的特点是比表面积大、重量轻、高强,物理、化学性能稳定、运输方便、组装容易等。在实际使

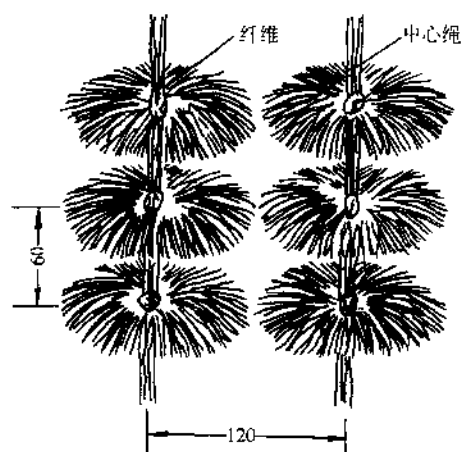


图 5-46 软性纤维状填料

用中发现,这种填料的纤维束易于结块,并在结块中心形成厌氧状态。

D. 半软性填料。由变性聚乙烯塑料制成,它既有一定的刚性,也有一定的柔性,保持一定的形状,同时又有一定的变形能力。

这种填料具有良好的传质效果,对有机物去除效果高、耐腐蚀、不堵塞、易于安装。表 5-16 所列举的为半软性填料的技术指标。

E. 盾形填料。这是我国自行开发的,它是由纤维束和中心绳所组成,而纤维束由纤维及支架所组成,支架用塑料制成,中留孔洞,可通水、气。中心绳中间嵌套塑料管,用以固定距离及支承纤维束。这种填料的纤维固定在塑料支架上,这样能够经常处在松散的状态,避免了软性纤维填料出现的结团现象,布水、布气作用也好,与污水接触及传质条件良好。

半软性填料技术指标

表 5-16

材 质	比表面积(m^2/m^3)	空隙率(%)	重量(kg/m^3)	单片尺寸(mm)
变性聚乙烯塑料	87~93	97.1	13~14	$\phi 120, \phi 160, 100 \times 100, 120 \times 120, 150 \times 150$

F. 不规则粒状填料,这是早期使用现在仍在沿用的填料,其中有砂粒、碎石、无烟煤、焦炭以及矿渣等,粒径一般由几 mm 到数十 mm。这类填料的主要特点是表面粗糙、易于挂膜、截留悬浮物的能力较强、易于就地取材、价格便宜。存在的问题是水流阻力大,易于产生堵塞现象,对此,应正确地选择填料及其粒径。

G. 球形填料。这是新开发的一种填料,呈球状,直径不一,在球体内设多个呈规律状或不规律的空间和小室,使其在水中能够保持动态平衡。这种填料便于充填,但要采取措施,防止其向出口处集结的现象。

2. 接触氧化池的形式

目前,接触氧化池在形式上,按曝气装置的位置,分为分流式与直流式;按水流循环方式,又分为填料内循环与外循环式。

国外多采用分流式,图 5-48 所示是日本开发的标准分流式接触氧化池。

分流式接触氧化池,就是使污水在单独的隔间内进行充氧,在这里进行激烈的曝气和氧的转移过程,充氧后污水又缓缓地流经充填着填料另一隔间,与填料和生物膜充分接触,这种外循环方式使污水多次反复地通过充氧与接触两个过程,溶解氧是充足的,营养条件良好,再加上安静的环境,非常有利于微生物的生长繁殖。但

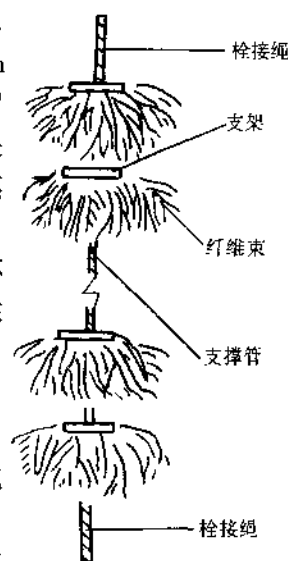


图 5-47 盾形纤维填料

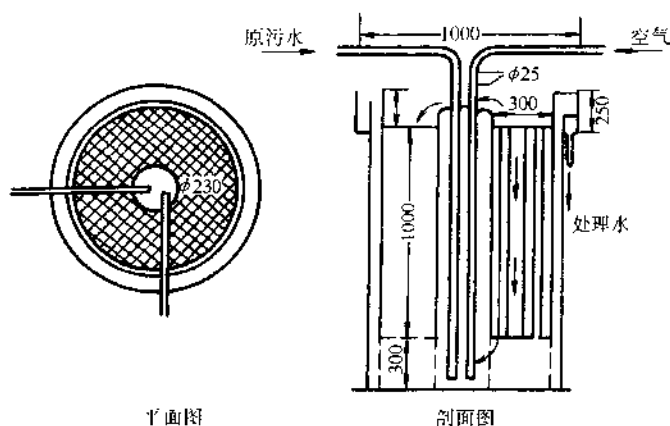


图 5-48 标准分流式接触氧化池

是,这种装置在填料间水流缓慢,冲刷力小,生物膜更新缓慢,而且逐渐增厚易于形成厌氧层,可能产生堵塞现象,在 BOD 负荷率高的情况下不宜采用。

分流式接触曝气池根据曝气装置的位置又可分为中心曝气型与单侧曝气型两种。图 5-48所示为典型的鼓风曝气中心曝气型接触氧化池。图 5-49 所示则是表面机械曝气装置的中心曝气型接触氧化池。

中心曝气接触氧化池,池中心为曝气区,其周围外侧为充填填料的接触氧化区,处理水在其最外侧的间隙上升,从池顶部溢流排走。

单侧曝气型接触氧化池,如图 5-50 所示,填料设在池的一侧,另一侧为曝气区,原污水首先进入曝气区,经曝气充氧后从填料上流下经过填料,污水反复在填料区和曝气区循环往复,处理水则沿设于曝气区外侧的间隙上升进入沉淀池。

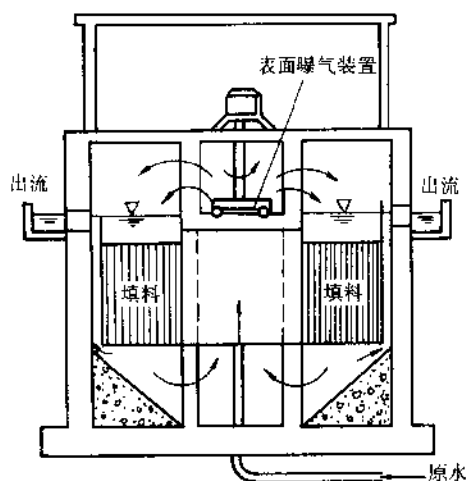


图 5-49 设表面机械曝气装置的中心曝气型接触氧化池

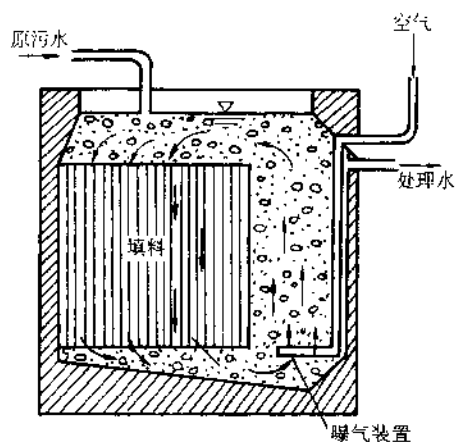


图 5-50 鼓风曝气单侧曝气式接触氧化池

国内,一般多采用直流式的接触氧化池(参见图 5-51)。

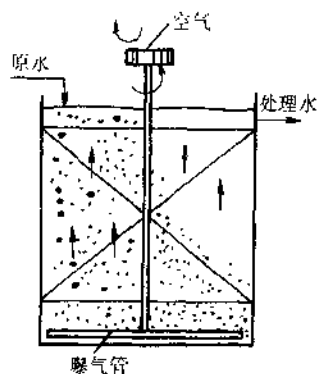


图 5-51 鼓风曝气直流式接触氧化池

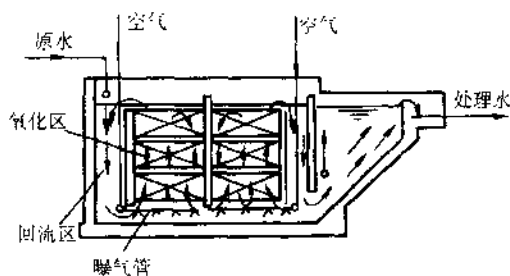


图 5-52 外循环直流式接触氧化池

这种形式接触氧化池的特点是直接在填料底部曝气，在填料上产生上向流，生物膜受到气流的冲击、搅动，加速脱落、更新，使生物膜经常保持较高的活性，而且能够避免堵塞现象的产生。此外，上升气流不断地与填料撞击，使气泡反复切割，粒径减小，增加了气泡与污水的接触面积，提高了氧的转移率。

图 5-52 所示为我国采用的外循环式直流生物接触氧化池。在填料底部设密集的穿孔管曝气，在填料体内、外形成循环，均化负荷，效果良好。

近年来，我国的城市建设事业发展很快，各地大量修建居民小区。为了适应居民小区生活污水处理的需要，某环境工程设计与研究单位，开发了以多段串联生物接触氧化技术为主体的生活污水处理设备系列（参见图 5-53）。

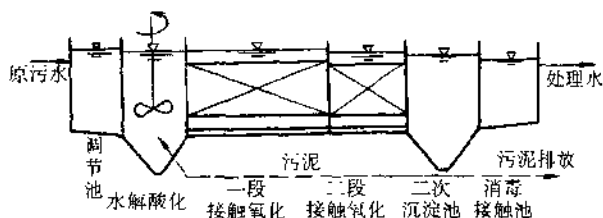


图 5-53 以多段（二段）串联生物接触氧化为主体的生活污水处理设备系统

本设备系统在调节池后，污水进入水解酸化池，污水在这里进行水解酸化反应，大分子有机污染物转变为微生物能够直接摄取的小分子，部分有机物转换成为以乙酸为主的低级有机酸，这一反应对后继的接触氧化处理十分有利。

水解酸化反应的主导微生物为兼性菌，在水解酸化池应保持低溶解氧（0.5mg/L 以下）状态。为了污水在池内的良好混合，在池内设缓速搅拌器。二次沉淀池的沉淀污泥（主要是脱落的生物膜），可考虑回流水解酸化池，这样能够提高水解酸化反应的效果，并可减轻污泥处理的工作。

本设备系统可制成地理式，也可设于地上，已在国内一些小区应用，效果良好。

5.4.4 生物接触氧化池的计算

生物接触氧化池是本工艺系统的核心处理构筑物，也是本工艺系统的设计、计算的核心，系统中的其他处理构筑物，如初次沉淀池、二次沉淀池的计算在本书第 2 章、第 4 章都已经作了说明，在本节主要阐述接触氧化池的计算。

1. 生物接触氧化池设计与计算应考虑的一些因素

(1) 按平均日污水量进行计算；

(2) 池座数一般不应少于两座,并按同时工作考虑；

(3) 填料层总高度一般取 3m,当采用蜂窝填料时,应分层装填,每层高 1m,蜂窝内切孔径不宜小于 25mm；

(4) 池中污水的溶解氧含量一般应维持在 2.5~3.5mg/L 之间,气水比约为 15~20:1；

(5) 为了保证布水、布气均匀,每池面积一般应在 25m² 以内；

(6) 污水在池内的有效接触时间不得少于 2h；

(7) 生物接触氧化池的填料体积可按 BOD—容积负荷率计算,亦可按接触时间计算。

2. 填料体积 BOD—容积负荷率算法。

表 5-17 所列举的是我国采用接触氧化技术处理城市污水及其他有机废水,计算接触氧化池填料体积所采用的 BOD—容积负荷率值。

国内接触氧化池填料体积计算 BOD—容积负荷率值的建议值 表 5-17

污水类型	BOD 负荷(kgBOD/(m ³ ·d))	污水类型	BOD 负荷(kgBOD/(m ³ ·d))
城市污水(二级处理)	3.0~4.0	酵母废水	6.0~8.0
印染废水	1.0~2.0	涤纶废水	1.5~2.0
农药废水	2.0~2.5		

BOD—容积负荷率与处理水水质有密切的关系,下表所列举的是我国在这方面所积累的资料数据,可供设计时参考。

BOD—容积负荷率与处理水水质关系数据 表 5-18

污水类型	处理水 BOD (mg/L)	BOD—容积负荷率 (kgBOD/(m ³ ·d))	污水类型	处理水 BOD (mg/L)	BOD—容积负荷率 (kgBOD/(m ³ ·d))
城市污水	30	5.0	印染废水	50	2.5
城市污水	10	2.0	粘胶废水	10	1.5
印染废水	20	1.0	粘胶废水	20	3.0

下面列举出国外在接触氧化池处理城市污水所采用的有关 BOD—容积负荷率方面的资料,供参考。

城市污水二级处理,采用的 BOD—容积负荷率为 1.2~20kgBOD/(m³·d),当处理水 BOD 值要求达到 30mg/L 以下时,采取的负荷率为 0.8kgBOD/(m³·d)。

城市污水三级处理,采用的 BOD—容积负荷率为 0.12~0.18kgBOD/(m³·d),当处理水 BOD 值要求达到 10mg/L 以下时,采取的负荷率为 0.2kgBOD/(m³·d)。

从上列数据可以看到,就城市污水处理采用的 BOD—容积负荷率而言,国外远低于国内。

(1) 生物接触氧化池填料的容积按下式计算：

$$W = \frac{QS_0}{N_w} \quad (\text{m}^3) \quad (5-49)$$

式中 W ——填料的总有效容积, m^3 ;
 Q ——日平均污水量, m^3/d ;
 S_0 ——原污水 BOD_5 值, g/m^3 或 mg/L ;
 N_w —— BOD —容积负荷率, $\text{gBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

(2) 接触氧化池总面积

$$A = \frac{W}{H} \quad (5-50)$$

式中 A ——接触氧化池总面积, m^2 ;
 H ——填料层高度, m , 一般取 3m 。

(3) 接触氧化池座(格)数

$$n = \frac{A}{f} \quad (5-51)$$

式中 n ——接触氧化池座(格)数, 一般 $n \geq 2$;
 f ——每座(格)接触氧化池面积, m^2 , 一般 $f \leq 25\text{m}^2$ 。

(4) 污水与填料的接触时间

$$t = \frac{n f H}{Q} \quad \text{h} \quad (5-52)$$

式中 t ——污水在填料层内的接触时间, h 。

(5) 接触氧化池的总高度

$$H_0 = H + h_1 + h_2 + (m - 1)h_3 + h_4 \quad (5-53)$$

式中 H_0 ——接触氧化池的总高度, m ;
 h_1 ——超高, m , $h_1 = 0.5 \sim 1.0\text{m}$;
 h_2 ——填料上部的稳定水层深, m , $h_2 = 0.4 \sim 0.5\text{m}$;
 h_3 ——填料层间隙高度, m , $h_3 = 0.2 \sim 0.3\text{m}$;
 m ——填料层数;
 h_4 ——配水区高度 m , 当考虑需要入内检修时, $h_4 = 1.5\text{m}$, 当不需要入内检修时, $h_4 = 0.5\text{m}$ 。

3. 接触氧化池按接触时间计算法

生物接触氧化处理工艺, 是微生物反应, BOD 去除速度与 BOD 浓度有关, 两者之间呈一次反应关系, 即:

$$\frac{dS}{dt} = -kS \quad (5-54)$$

两侧积分后, 得

$$t = K \ln \frac{S_0}{S_e} \quad (5-55)$$

式中 t ——接触反应时间, h ;
 S_0 ——原污水 BOD 值, mg/L ;
 S_e ——处理水 BOD 值, mg/L ;
 k, K ——比例常数。

从上式可以看出,接触反应时间与原污水水质呈正比关系,与处理水水质呈反比关系,即对处理水质要求越高(S_e 值越低),所需的接触反应时间也越长。

K 值,许多专家对生物接触氧化法研究结果,提出下列经验公式求定。

$$K = 0.33 \times S_0^{0.46} \quad (5-56)$$

还要考虑这样的—个因素,即在接触氧化池内填料的标准充填率为池容积的 75%,而实际的充填率为 $P\%$,于是,上式应改写为:

$$K = 0.33 \times \frac{P}{75} \times S_0^{0.46} \quad (5-57)$$

而式(5-55)则为:

$$t = 0.33 \times \frac{P}{75} \times S_0^{0.46} \times \ln \frac{S_0}{S_e} \quad (5-58)$$

【例题 5-7】

某居民小区,污水量 $500\text{m}^3/\text{d}$, BOD_5 值为 200mg/L ,采用生物接触氧化技术处理,填料充填率为 75%,处理水 BOD_5 值应达到 60mg/L 。按一段处理工艺和二段处理工艺分别确定所需接触反应时间。

【解】

(1) 按一段处理工艺计算,按式(5-58)得:

$$t = 0.33 \times \frac{75}{75} \times 200^{0.46} \times \ln \left(\frac{200}{60} \right) \simeq 4.5\text{h}$$

(2) 按二段处理工艺计算,设第一段处理水 BOD 值为 100mg/L ,第二段处理水则应为 60mg/L 。按式(5-58)计算。

第一段

$$t_1 = 0.33 \times \frac{75}{75} \times 200^{0.46} \times \ln \left(\frac{200}{100} \right) \simeq 2.6\text{h}$$

第二段

$$t_2 = 0.33 \times \frac{75}{75} \times 100^{0.46} \times \ln \left(\frac{100}{60} \right) \simeq 1.39\text{h}$$

总接触反应时间

$$2.6 + 1.39 \simeq 4.0\text{h}$$

计算结果表明,当原污水 BOD 值及处理水应达到的 BOD_5 值均已定时,采用一段处理工艺所需的接触反应时间大于二段处理工艺所需的总接触时间。

处理城市污水,宜于采用二段处理工艺,第一段接触氧化池的接触反应时间约占总时间的 $\frac{2}{3}$ 左右,第二段则占 $\frac{1}{3}$ 。

5.4.5 生物接触氧化处理技术的应用

1. 城市污水

生物接触氧化处理工艺在我国取得了比较广泛的应用。早在 1977 年,某环境保护科研单位便将这一工艺用于城市污水处理试验,取得了良好的效果。80 年代初某市设计院与市政工程部门协作,建成了以生物接触氧化工艺为主体处理工艺,规模为 $10000\text{m}^3/\text{d}$ 的城市污水处理厂,多年来,该厂设备运行稳定、效果良好。

该厂污水处理流程图示于图 5-54。

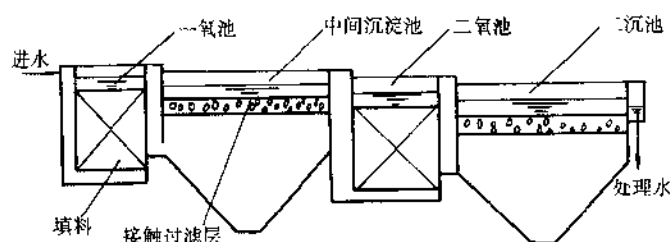


图 5-54 某市污水处理厂处理流程

该厂进水 BOD_5 值平均为 117mg/L , 处理水 BOD_5 值为 13.9mg/L , 去除率达 85%, COD 去除率 64%, 悬浮物去除率达 78%, 处理水水质达二级处理要求。

该厂污水处理工艺具有如下特点:

(1) 污水在填料内接触反应时间短促, 在第一段接触氧化池内为 13min, 在第二段内则为 15min, 共约 0.5h。接触氧化池的 BOD —容积负荷率为 $4\sim 5\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 水气比 1:3。

(2) 采用炉渣填料、表面粗糙, 具有大量大小不等的微孔, 比表面积大, 且有一定的吸附能力。该填料属废渣, 价廉易得。

(3) 维护管理方便, 无需污泥回流, 无污泥膨胀之虞。

(4) 对水质、水量变化有较高的适应能力。

在居民小区的污水处理方面, 也比较广泛地采用以生物接触氧化技术为主体的处理系统, 并多已形成系列化, 适用于不同的水量和具体场合, 投产以后的设备, 运行稳定, 处理效果良好。

2. 印染废水

在我国纺织行业集中的城市和地区, 比较普遍地采用生物接触氧化处理技术, 处理印染废水和纺织废水。例如某丝绸印花厂的废水处理站, 以生物接触氧化技术为主体处理设备。其前设调节预曝气池, 其后设混凝沉淀装置, 投加碱式氯化铝和聚丙烯酰胺, 系统完整。该系统从 1982 年投产以来, 运行一直稳定, 处理效果良好。处理水 BOD 值始终保持在 30mg/L 以下, 去除率达 95%, COD 值在 150mg/L 以下, 去除率达 80%~90%。色度去除率达 90% 以上, BOD —容积负荷率高达 $2.8\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 水气比 1:20。

3. 石油化工废水

据有关资料报导, 我国的一些单位对处理难度较大的石油化工废水, 试行用生物接触氧化技术进行处理, 也取得了比较良好的效果。

某石油化工涤纶厂所排放的废水, 所含成分极其复杂, COD 值高达 2200mg/L , BOD 值 1500mg/L 。采用缺氧—好氧(生物接触氧化)系统进行处理。

该系统运行情况良好, COD—容积负荷率高达 $2.2\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 去除率一般都在 80% 以上。

该厂废水处理系统的另一主要特点, 是在二沉池后设用于处理污泥的厌氧池(由污泥浓缩池改建)。污泥在这里进行厌氧处理, 处理后的污泥全部回流调节池、预曝气池。这一技术措施带来了如下各项效益: (1) 提高了接触氧化池内生物污泥的吸附功能; (2) 改善了二沉池污泥的沉降性能, 使二沉池出水质量有明显的提高; (3) 大幅度地减少了剩余污泥量,

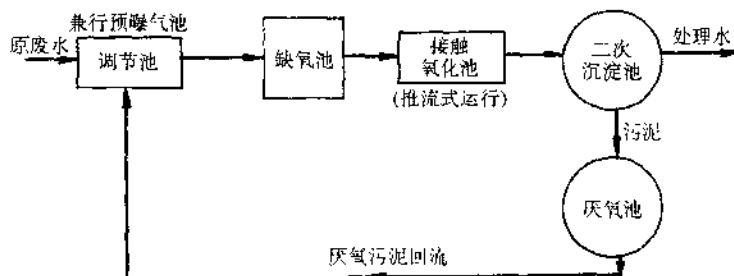


图 5-55 某石油化工涤纶厂废水处理工艺流程

使该系统基本上无污泥排出,该厂原设有的污泥焚烧设备停运。

该厂接触氧化池按推流式方式运行,在降低污泥量方面也起到一定的作用。

由于厌氧污泥的回流,有机物在缺氧池又进行酸化处理,这样,在接触氧化池的进水前段将有大量的降解功能较强的丝状菌繁衍生殖,而这段又属高有机负荷率段,因之有机物大幅度下降。而在池后段,是在低负荷率状态下运行,微生物处于内源呼吸期污泥自身分解,而且大量出现以吞食污泥为生的后生动物,如轮虫和线虫等。该系统的运行经验证实,只要在接触氧化池内将 COD—容积负荷率控制在 $2.2\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,则污泥增长率就能够和污泥的自身氧化率保持平衡。

生物接触氧化处理工艺,在我国还用于处理含酚废水、啤酒废水、粘胶纤维废水、腈纶废水及乳品加工废水等,都取得了良好的效果。

5.5 生物流化床

5.5.1 概述

进一步强化生物处理技术,加强微生物群体降解有机物的功能,提高生物处理设备处理污水的效率,其关键的技术条件是:(1) 提高处理设备单位容积内的生物量;(2) 强化传质作用,加速有机物从污水中向微生物细胞的传递过程。

对第一项条件采取的技术措施,是扩大微生物栖息、繁殖的表面积,提高生物膜量,同时还相应的提高对污水的充氧能力。

对第二项条件采取的技术措施,是强化生物膜与污水之间的接触,加快污水与生物膜之间的相对运动。

生物膜法发展过程,就是对这两项条件采取的具体技术措施的发展过程。

70 年代出现的生物流化床,为进一步解决这二项要求,提供了可能实现的条件。

流化床是用于化工领域的一项工艺,从 70 年代初期开始,一些国家将这一技术应用于污水生物处理领域,开展了多方面的科学研究工作。结果确证,这种工艺的应用取得了进一步提高污水生物处理强化上述两项条件的效果,因此,受到污水生物处理领域专家们的重视,并认为生物流化床可能成为污水生物处理技术的发展方向。

流化床是以砂、活性炭、焦炭一类的较小的惰性颗粒为载体充填在床内,载体表面被覆着生物膜,其质变轻,污水以一定流速从下向上流动,使载体处于流化状态。载体颗粒小,总体的表面积大(每 m^3 载体的表面积可达 $2000\sim 3000\text{m}^2$),以 MLSS 计算的生物量高于任何

一种的生物处理工艺。能够满足对生物处理技术强化提出的第一项要求。

载体处于流化状态,污水从其下部、左、右侧流过,广泛而频繁多次地与生物膜相接触,又由于载体颗粒小在床内比较密集,互相磨擦碰撞,因此,生物膜的活性也较高,强化了传质过程。又由于载体不停地在流动,还能够有效地防止堵塞现象。这样第二项条件也得到一定程度的满足。

国内、外的试验研究结果表明,生物流化床用于污水处理具有 BOD 一容积负荷率高、处理效果好、效率高、占地少以及投资省等优点,而且运行适当还可取得脱氮的效果。

5.5.2 生物流化床的工艺类型

有关生物流化床工艺的分类,目前尚无定论,本书按使载体流化的动力来源对其分类。据此,生物流化床可分为液流动力流化床、气流动力流化床和机械搅动流化床等 3 种类型。此外,生物流化床还按其本身处于好氧或厌氧状态,而分为好氧流化床和厌氧流化床。

表 5-19 所列举的是生物流化床的分类,充氧方法和其功能。

生物流化床分类			表 5-19
流化床分类	去 除 对 象	流化方式(流化床类别)	充 氧 方 式
好 氧 流化床	有机污染物 (BOD、COD) 氮	液流动力流化床	表面机械曝气 鼓风曝气 加压溶解
		气流动力流化床	
		机械搅动流化床	鼓 风 曝 气
厌 氧 流化床	硝酸氮 亚硝酸氮	液流动力流化床 机械搅动流化床	

1. 液流动力流化床

基本的工艺流程如图 5-56 所示,本工艺也称之为二相流化床,即在流化床内只有污水(液相)与载体(固相)相接触。而在单独的充氧设备内对污水进行充氧。

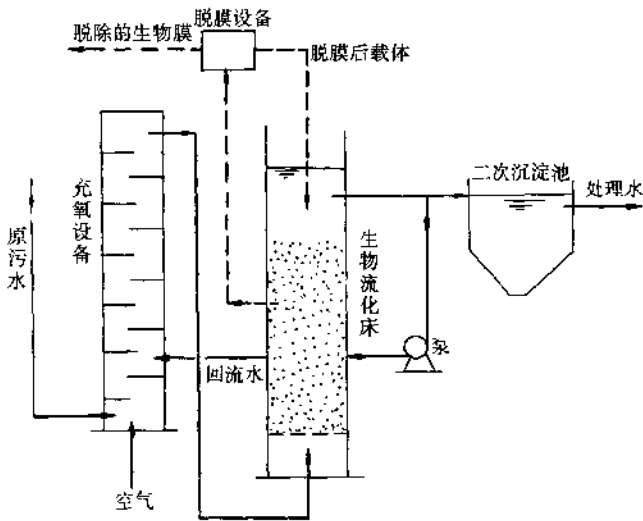


图 5-56 液流动力流化床(二相流化床)

本工艺以纯氧或空气为氧源,原污水与部分回流水在专设的充氧设备中与氧或空气相接触,氧转移至水中,水中溶解氧含量与使用的氧源和充氧设备不同而异。如以纯氧的氧

源,而且配以压力充氧设备时,水中溶解氧含量可高达 30mg/L 以上。如采用一般的曝气方式充氧,污水中溶解氧含量较低,一般大致在 8~10mg/L 左右。

经过充氧后的污水与回流水的混合污水,从底部通过布水装置进入生物流化床,缓慢而又均匀地沿床体横断面上升,一方面推动载体使其处于流化状态,另一方面又广泛、连续地与载体上的生物膜相接触。处理后的污水从上部流出床外,进入二次沉淀池,分离脱落的生物膜,处理水得到澄清。

载体上的老化生物膜应及时脱除,为此,在流程中另设脱膜装置,脱膜装置间歇工作,脱除老化生物膜的载体再次返回流化床,脱除下来的生物膜作为剩余污泥排出系统外。

生物流化床内的载体,全为生物膜所包复,生物膜高度密集,耗氧速度很高,往往对污水的一次充氧不足以保证对氧的需要,此外,单纯依靠原污水的流量不足以使载体流化,因此要使部分处理水循环回流。

回流水循环率(R)一般按生物流化床的需氧量确定,计算公式为:

$$R = \frac{(S_0 - S_e)D}{Q_0 - Q_e} - 1 \quad (5-59)$$

式中 S_0 ——原污水的 BOD_5 值,mg/L;

S_e ——处理水的 BOD_5 值,mg/L;

D ——去除每 kg BOD_5 所需的氧量,kg,对城市污水,此值一般为 1.2~1.4;

Q_0 ——原污水的溶解氧含量,mg/L;

Q_e ——处理水的溶解氧含量,mg/L。

R 值确定后还应通过试验校核载体是否流化。一般 R 值应以使载体流化为准。

以空气为氧源,由于水中溶解氧含量较低,往往需要采用较大的循环率,动力消耗较大。

2. 气流动力流化床

本工艺亦称三相生物流化床,即污水(液)、载体(固)及空气(气)三相同步进入床体(参见图 5-57)。

本工艺的流化床是由三部分组成的,在床体中心设输送混合管,其外侧为载体下降区,其上部则为载体分离区。

空气由输送混合管的底部进入,在管内形成气、液、固混合体,空气起到空气扬水器的作用,混合液上升,气、液、固三相间产生强烈的混合与搅拌作用,载体之间也产生强烈的摩擦作用,外层生物膜脱落,输送混合管起到了脱膜作用。

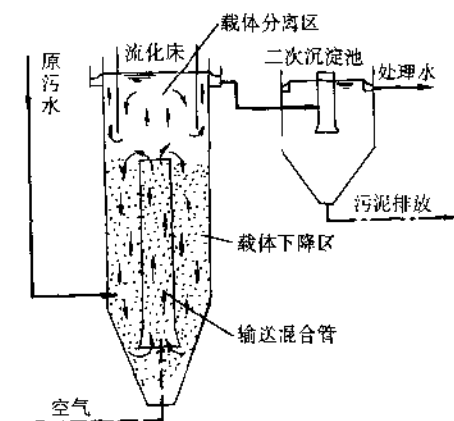


图 5-57 气流动力流化床(三相流化床)

本工艺一般不采用处理水回流措施,但当原污水浓度较高时,可考虑处理水回流,稀释原污水。

本工艺的技术关键之一,是防止气泡在床内并合,形成大气泡,影响充氧效果,对此,可采用减压释放充氧,采用射流曝气充氧也有一定效果。

这种生物流化床,经实际运行证实具有如下各项特征:(1) 高速去除有机污染物, BOD

一容积负荷率可高达 $5\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 处理水 BOD 值可保证在 $20\text{mg}/\text{L}$ 以下(对城市污水); (2) 便于维护运行, 对水质、水量变动有一定的适应性; (3) 占地少, 在同一水量水质的条件下, 在同一处理水质的要求下, 设备占地面积只为活性污泥法的 $\frac{1}{5} \sim \frac{1}{8}$ 。

本工艺存在的主要问题是, 脱落在处理水中的生物膜, 颗粒细小, 用单纯沉淀法难于全部去除, 如在其后用混凝沉淀法或气浮法进行固液分离, 则能够取得优质的处理水。

生产运行实践证实, 在适当的运行条件下, 本工艺具有硝化及脱氮的功能。

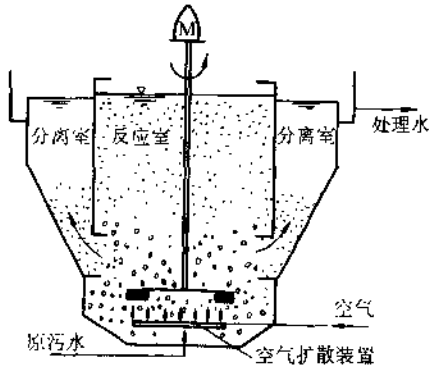


图 5-58 机械搅动流化床
(悬浮粒子生物膜处理工艺)

3. 机械搅动流化床

又称悬浮粒子生物膜处理工艺, 如图 5-58 所示。池内分为反应室与固液分离室两部分, 池中央接近于底部安装有叶片搅动器, 由安装在池面上的电动机驱动转动以带动载体, 使其呈流化悬浮状态。充填的载体为粒径为 $0.1 \sim 0.4\text{mm}$ 之间的砂、焦炭或活性炭, 粒径小于一般的载体。采用一般的空气扩散装置充氧。

本工艺具有如下各项特征: (1) 降解速率高, 反应室单位容积载体的比表面积较大, 可达 $8000 \sim 9000\text{m}^2/\text{m}^3$; (2) 用机械搅动的方式使载体流化、悬浮, 反应可保持均一性, 生物膜与污水接触的效率较高; (3) MLVSS 值比粒固定, 勿需通过运行加以调整。

因本工艺采用的处理设备为反应、沉淀一体化, 在计算时应用 $120\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的水面负荷率加以核对。

本工艺有多种型式的处理设备, 应用时可参考有关文献、资料。

5.5.3 生物流化床的构造

生物流化床是由床体、载体、布水装置、充氧装置和脱膜装置等部分组成, 现分别简要阐述于下:

(1) 床体 平面多呈圆形, 多由钢板焊制, 需要时也可以由钢筋混凝土浇灌砌制。

(2) 载体 是生物流化床的核心部件, 表 5-20 所列举的是我国常用载体及其物理参数。表中所列数据是载体无生物膜覆盖条件下的数据, 当载体为生物膜所包复时, 生物膜的生长情况对其各项物理参数, 特别是膨胀率产生明显的影响, 这时的各项参数应根据具体情况实地测定确定。

常用载体及其物理参数 表 5-20

载 体	粒 径 (mm)	比 重	载体高度 (m)	膨 胀 率 (%)	空床时水上升速度 (m/h)
聚苯乙烯球	0.5~0.3	1.005	0.7	50	2.95
				100	6.90
活性炭 (新华 8 [#])	$\phi(0.96 \sim 2.14) \times$ $L(1.3 \sim 4.7)$	1.50	0.7	50	84.26
				100	160.50
焦 炭	0.25~3.0	1.38	0.7	50	56
				100	77

续表

载 体	粒 径 (mm)	比 重	载体高度 (m)	膨 胀 率 (%)	空床时水上升速度 (m/h)
无 烟 煤	0.5~1.2	1.67	0.45	50	53
				100	62
细 石 英 砂	0.25~0.5	2.50	0.7	50	21.60
				100	40

注：本表所列为载体未被生物包复时的数据。

(3) 布水装置 均匀布水对生物流化床能够发挥正常的净化功能至为重要的环节，特别是对液动流化床(二相流化床)更为重要。布水不均，可能导致部分载体沉积而不形成流化，使流化床的工作受到破坏。布水装置又是填料的承托层，在停水时，载体不流失，并易于再次启动。

图 5-59 所示为常用于液动流化床的几种布水装置。

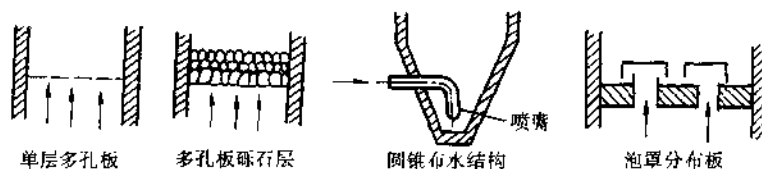


图 5-59 常用于液动流化床的几种布水装置

(4) 脱膜装置

及时脱除老化的生物膜，使生物膜经常保持一定的活性，是生物流化床维持正常净化功能的重要环节。气动流化床，一般不需另行设置脱膜装置，就此前已叙及。脱膜装置主要用于液动流化床，可单独另行设立，也可以设在流化床的上部。

图 5-60 所示为叶轮脱膜装置，设于流化床上部，它利用叶轮的旋转所产生的剪切作用使生物膜与载体分离，脱落的生物膜从沉淀分离室的排泥管排出，载体则沉降并返回流化床体。

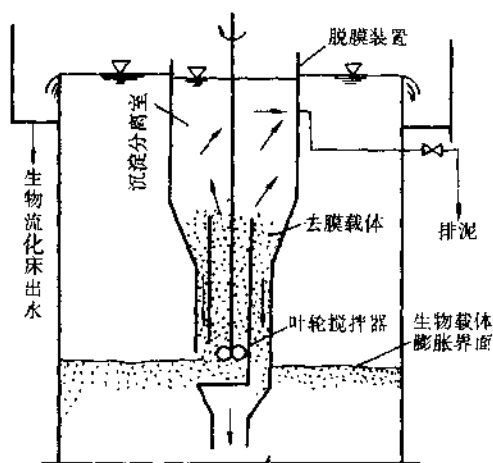


图 5-60 叶轮脱膜装置

第 6 章 污水的自然生物处理

6.1 稳 定 塘

6.1.1 概述

稳定塘(Stabilization Ponds),在我国曾长期习称氧化塘(Oxidation Ponds),又名生物塘。

稳定塘是经过人工适当修整的土地,设围堤和防渗层的污水池塘,主要依靠自然生物净化功能使污水得到净化的一种污水生物处理技术。除其中个别类型的如曝气塘外,在提高其净化功能方面,不采取实质性的人工强化措施。污水在塘中的净化过程与自然水体的自净过程相近。污水在塘内缓慢的流动、较长时间的贮留,通过在污水中存活微生物的代谢活动和包括水生植物在内的多种生物的综合作用,使有机污染物降解,污水得到净化。其净化全过程,包括好氧、兼性和厌氧 3 种状态。好氧微生物生理活动所需要的溶解氧主要由塘内以藻类为主的水生浮游植物所产生的光合作用提供。

稳定塘是一种比较古老的污水处理技术,从上一世纪末即已开始使用,但是,在二次大战后的 50 年代以后才得到较快的发展。据统计,当前在全世界已有几十个国家采用稳定塘处理污水,美国共有稳定塘近 7000 座。

近几十年来,各国的实践证明,稳定塘能够有效地用于生活污水、城市污水和各种有机性工业废水的处理。能够适应各种气候条件,如热带、亚热带、温带甚至于高纬度的寒冷地区。稳定塘现多作为二级处理技术考虑,但它完全可以作为活性污泥法或生物膜法后的深度处理技术,也可以作为一级处理技术。如将其串联起来,能够完成一级、二级以及深度处理全部系统的净化功能。

早在 50 年代,我国的某些城市就开展了应用稳定塘处理城市污水和工业废水的研究。从 60 年代末开始,陆续修建了一批稳定塘,迄至 1988 年,我国已建成并已投入运行的稳定塘约 90 座,其中比较著名的有:建于湖北省鄂城县以农药废水为处理对象的鸭儿湖稳定塘;处理城市污水,但污水中工业废水比重较大的齐齐哈尔市稳定塘、山东胶州市稳定塘、内蒙古满洲里市稳定塘以及新疆克拉玛依稳定塘等。从分布的地区来看,从新疆维吾尔自治区到滨海地区,从北部边疆的内蒙古到南部省份的四川,几乎遍布全国。

作为污水生物处理技术,稳定塘具有一系列较为显著的优点,其中主要有:

(1) 能够充分利用地形,工程简单,建设投资省。

建设稳定塘,可以利用农业开发利用价值不高的废河道、沼泽地、峡谷等地段,因此,能起到整治国土、绿化、美化环境的效益。在建设上也具有周期短、易于施工的优点。

(2) 能够实现污水资源化,使污水处理与利用相结合。

稳定塘处理后的污水,一般能够达到农业灌溉的水质标准,可用于农业灌溉,充分利用污水的水肥资源。

稳定塘内能够形成藻菌、水生植物、浮游生物、底栖动物以及虾、鱼、水禽等多级食物链,

组成复合的生态系统。将污水中的有机污染物转化为鱼、水禽等物质,提供给人们食用。

利用稳定塘处理污水,环境效益、社会效益、经济效益是十分明显的。

(3) 污水处理能耗少,维护方便,成本低廉。

稳定塘依靠自然功能处理污水,能耗低,便于维护,运行费用低廉。

但是,稳定塘也具有有一些难于解决的弊端,其中主要有下列各项:

(1) 占地面积大,没有空闲的余地是不宜采用的。

(2) 污水净化效果,在很大程度上受季节、气温、光照等自然因素的控制,在全年范围内,不够稳定。

(3) 防渗处理不当,地下水可能遭到污染,应认真对待。

(4) 易于散发臭气和滋生蚊蝇等。

稳定塘有多种分类方式,本书采用通用的分类方式,即根据塘水中微生物优势群体类型和塘水的溶解氧工况来划分,即:

(1) 好氧稳定塘,简称好氧塘,深度较浅,一般不超过 0.5m,阳光能够透入塘底,主要由藻类供氧,全部塘水都呈好氧状态,由好氧微生物起有机污染物的降解与污水的净化作用。

(2) 兼性稳定塘,简称兼性塘,塘水较深,一般在 1.0m 以上,从塘面到一定深度(0.5m 左右),阳光能够透入,藻类光合作用旺盛,溶解氧比较充足,呈好氧状态,塘底为沉淀污泥,处于厌氧状态,进行厌氧发酵,介于好氧与厌氧之间为兼性区,存活大量的兼性微生物。兼性塘的污水净化是由好氧、兼性、厌氧微生物协同完成的。

兼性稳定塘是城市污水处理最常用的一种稳定塘。

(3) 厌氧稳定塘,简称厌氧塘,塘水深度一般在 2.0m 以上,有机负荷率高,整个塘水基本上都呈厌氧状态,在其中进行水解、产酸以及甲烷发酵等厌氧反应全过程。净化速度低,污水停留时间长。

厌氧稳定塘一般用作为高浓度有机废水的首级处理工艺,继之还设兼性塘、好氧塘甚至深度处理塘。

(4) 曝气稳定塘,简称曝气塘,塘深在 2.0m 以上,由表面曝气器供氧,并对塘水进行搅动,在曝气条件下,藻类的生长与光合作用受到抑制。

曝气塘又可分为好氧曝气塘及兼性曝气塘两种。好氧曝气塘与活性污泥处理法中的延时曝气法相近。

除上述几种类型的稳定塘以外,在应用上还存在一种专门用以处理二级处理后出水的深度处理塘。这种塘的功能是进一步降低二级处理水中残余的有机污染物(BOD 值、COD 值)、SS、细菌以及氮、磷等植物性营养物质等。在污水处理厂和接纳水体之间起到缓冲作用。深度处理塘一般采用大气复氧或藻类光合作用的供氧方式。

根据处理水的出水方式,稳定塘又可分为连续出水塘、控制出水塘与贮存塘 3 种类型。上述的几种稳定塘,在一般情况下,都按连续出水方式运行,但也可按控制出水塘和贮存塘(包括季节性贮存塘)方式运行。

控制出水塘的主要特征是人为地控制塘的出水,在年内的某个时期内,如结冰期,塘内只有污水流入,而无处理水流出,此时塘可起蓄水作用。在某个时期内,如在灌溉季节,又将塘水大量排出,出水量远超过进水量。

控制出水塘适用于下列地区:(1)结冰期较长的寒冷地区;(2)干旱缺水,需要季节性利用塘水的地区;(3)稳定塘处理水季节性达不到排放标准或水体只能在丰水期接纳塘出水的地区。

原则上,好氧、兼性和厌氧塘都可按控制出水塘方式运行,但实际上控制出水塘多为兼性塘。

贮存塘,即只有进水而无处理水排放的稳定塘,主要依靠蒸发和微量渗透来调节塘容。这种稳定塘需要的水面积很大,只适用于蒸发率高的地区。

塘水中盐类物质的浓度将与日俱增,最终将抑制微生物的增殖、导致有机物降解效果降低。

6.1.2 稳定塘的净化机理

1. 稳定塘中的生物及其生态系统

(1) 稳定塘中的生物

在稳定塘塘水中存活并对污水起净化作用的生物,有:细菌、藻类、微型动物(原生动物与后生动物)、水生植物以及其他水生动物。

1) 细菌

和活性污泥法、生物膜法等人工生物处理技术相同,在稳定塘内对有机污染物降解起主要作用的是细菌。

在好氧塘和兼性塘好氧区以及兼性区内活动的细菌中,绝大部分属兼性异养菌。这类细菌以有机化合物如碳水化合物、有机酸等作为碳源,并以这些物质分解过程中产生的能量作为维持其生理活动的能源,至于营养中的氮源,既可以是有机的氮化合物,也可以是无机的氮化合物。

除兼性异养菌外,在相应的稳定塘水中还存活着好氧菌、厌氧菌以及自养菌。

在稳定塘内常见的细菌有:

(A) 好氧菌和兼性菌

主要在好氧塘内和兼性塘的好氧区内活动,其中主要的种属是:

无色杆菌属(*Achromobacter*)

产碱杆菌属(*Alcaligenes*)

黄杆菌属(*Flavobacterium*)

假单胞菌属(*Pseudomonas*)

动胶杆菌属(*Zooglea*)

此外,还存活着浮游球衣菌(*Sphaerotilus natans*)和白色贝氏硫细菌(*Beggiatoa alba*)等菌。

(B) 产酸菌

属兼性异养菌,在缺氧的条件下,可将有机物分解为乙酸、丙酸、丁酸等有机酸和醇类。产酸菌对温度及 pH 值的适应性较强,在兼性塘的较深处和厌氧塘内都可发现。

(C) 厌氧菌

厌氧菌常见于厌氧塘和兼性塘污泥区。产甲烷菌即是其中之一,它将有机酸转化为甲烷和二氧化碳,但甲烷水溶性极差,将很快地逸出水而。在厌氧塘内常见的还有绝对厌氧的脱硫弧菌,它能使硫酸盐还原生成硫化氢。

(D) 硝化菌

硝化菌是绝对好氧菌,世代时间长,生长缓慢,只有在供氧充分,有机物含量很低,一般细菌不能成为优势种属时,硝化菌才会大量增殖成为优势种属,硝化菌一般只存活在深度处理塘。

此外,在稳定塘内还可能出现蓝细菌和紫硫菌等。

2) 藻类

稳定塘是菌藻共生体系,藻类在稳定塘内起着十分重要的作用。藻类具有叶绿体,含有叶绿素或其他色素,能够藉这些色素进行光合作用。是塘水中溶解氧的主要提供者。

在稳定塘内,在光照充足的白天,藻类吸收二氧化碳放出氧,在黑暗的夜晚,藻类营内源呼吸,消耗氧并放出二氧化碳。这种菌藻共生关系,构成了稳定塘的重要的生态特征。

稳定塘内存活的藻类种属很多,但主要有以下3种:

(A) 绿藻

这是稳定塘内最常见的藻类。是单细胞或多细胞的绿色藻类。宜于在微碱性的环境中生长。在稳定塘内最常出现的绿藻主要有:小球藻属(*Chlorella*)、衣藻属(*Chlamydomonas*)、栅列藻属(*Scenedesmus*)等。

(B) 蓝绿藻

又名蓝藻,是机体构造最简单的一群藻类,藻体为单细胞以及丝状体等。分布广、适应性强,有些种属能在水温高达80℃的温泉中生长,另一些种属则能够在南北两极地区存活。

蓝绿藻对污水净化有一定的积极作用,它能够代谢硫化氢,在缺少氮的环境中能够将大气中的氮加以固定。

在污水中出现的蓝绿藻主要是分布极广的颤藻属(*Oscillatoria*)。当颤藻大量生长时,水的颜色变成蓝绿色,还会发出霉味。

除上述两种藻类外,在稳定塘内还有时出现褐藻,但它一般不能成为优势藻类。

3) 原生动物和后生动物

在稳定塘内,有时也出现原生动物和后生动物等微型动物,但不像在活性污泥系统中那样有规律,数量也不等。因此,对稳定塘,原生动物和后生动物不宜作为指示性生物考虑。

在稳定塘内存活的属于微型动物的还有枝角类中的水蚤。水蚤捕食藻类和菌类,防止其过度增殖,其本身又是良好的鱼饵。

在稳定塘内可能出现大量的水蚤,此时稳定塘的处理水将非常清澈透明,其原因之一是水蚤类动物能够吞食藻类、细菌及呈悬浮状有机物;其二则是水蚤类动物能够分泌粘性物质,促进细小悬浮物产生凝聚作用,使水澄清。

在稳定塘的底栖动物中的摇蚊幼虫能够摄取底泥中的微生物,使底泥量减少。

稳定塘中滋生蚊子,对人类生活造成危害,应采取措施予以防止。

4) 水生植物

在稳定塘内种植水生维管束植物,能够提高稳定塘对有机污染物和氮、磷等无机营养物的去除效果,水生植物收获后也可作某些用途,能够取得一定的经济效益。

在稳定塘内种植的有下列3种水生植物:

(A) 浮水植物

这种水生植物自由漂浮在水面,直接从大气中吸取氧和二氧化碳,从塘水中吸取营养盐类。

现在常在稳定塘内种植的浮水植物是凤眼莲(*Eichhornia Crassipes*),俗称水葫芦。凤眼莲具有较强的耐污性,去污能力也强,叶片呈圆形或心形,茎6~12cm,叶柄长10~20cm,叶柄中部以下膨胀成葫芦状的浮囊。既水平生长又垂直生长,丛生。

空气中的氧通过凤眼莲的叶和茎送到其根部,释放出溶于水中,细菌及原生动物则聚集其根部。除微生物的新陈代谢作用外,凤眼莲本身也能够直接吸收水中的有机污染物(包括营养盐、重金属、酚、氰等),使水中的BOD值和COD值下降。

有凤眼莲生长的稳定塘,其水层保持好氧条件,但底层呈厌氧状态。这样对硝化和反硝化作用提供了有利条件。

凤眼莲收获后可作为青贮饲料,可用于堆肥和厌氧发酵回收沼气。

除凤眼莲外,可在稳定塘内种植的浮水植物还有水浮莲、水花生、浮萍、槐叶萍等,也能够起到改善水质的作用,但去污能力较差于凤眼莲,适宜于在负荷较低的稳定塘内种植,而凤眼莲则可以种植在有机负荷较高的稳定塘内。

(B) 沉水植物

沉水植物根生于底泥中,茎、叶则全部沉没于水中,仅在开花时,花出于水面。沉水植物在光照透射不到的区域不能生长,因此,只能在塘水深度较小及有机负荷较低的塘中种植。

沉水植物在稳定塘内的作用同浮水植物,此外,沉水植物多为鱼类和鸭鹅的良好饲料,可以考虑在种植沉水植物的稳定塘内放养水禽动物,建立良好的生态系统。

常见的沉水植物有马来眼子菜(*Potamogeton malinus*)、叶状眼子菜(*Potamogeton foliosus*)等。

(C) 挺水植物

挺水植物根生长于底泥中,茎、叶则挺出水面。最常见的挺水植物是水葱(*Scirpus lacustris*)和芦苇(*Phragmites communis*)。

水葱呈深绿色,茎圆柱形,高1~1.5m。芦苇为淡绿色,茎也是圆柱形,高可达3.0m。芦苇用途颇广,是优良的护堤植物,也是纸浆和人造纤维的原料,地下茎可供药用。

水葱和芦苇在稳定塘内的作用与上述两种植物相同,但挺水植物只能生长于浅水中,而且在收割季节还需要将水放空,因此,在稳定塘内种植受到限制。

5) 其他水生动物

为了使稳定塘具有一定的经济效益,可以考虑利用塘水养鱼和放养鸭、鹅等水禽。

在稳定塘内宜于放养杂食性鱼类(如鲤鱼、鲫鱼),它们捕食水中的食物残屑和浮游动物;如鲢、鳙一类的滤食性鱼类以及如草鱼一类的草食性鱼类等。它们能够控制藻类的过度增殖。

水禽如鸭、鹅等也是以水草为食的,鸭还能够食用浮游动物和小型鱼类,在稳定塘内放养水禽,是建立良好的生态系统,获取经济效益的有效途径。

(2) 稳定塘生态系统

如前述,在稳定塘内存活着类型不同的生物,由它们构成了稳定塘内的生态系统。不同类型的稳定塘所处的环境条件不同,其中形成的生态系统又有各自的特点。

稳定塘是以净化污水为目的的工程设备,因此,分解有机污染物的细菌在生态系统中具有关键的作用。

藻类在光合作用中放出氧,向细菌提供足够的氧,使细菌能够进行正常的生命活动。

菌藻共生体系是稳定塘内最基本的生态系统。其他水生植物和水生动物的作用则是辅助性的,它们的活动从不同的途径强化了污水的净化过程。

图 6-1 所示为典型的兼性稳定塘的生态系统,其中包括好氧区、厌氧区(污泥层)及两者之间的兼性区。

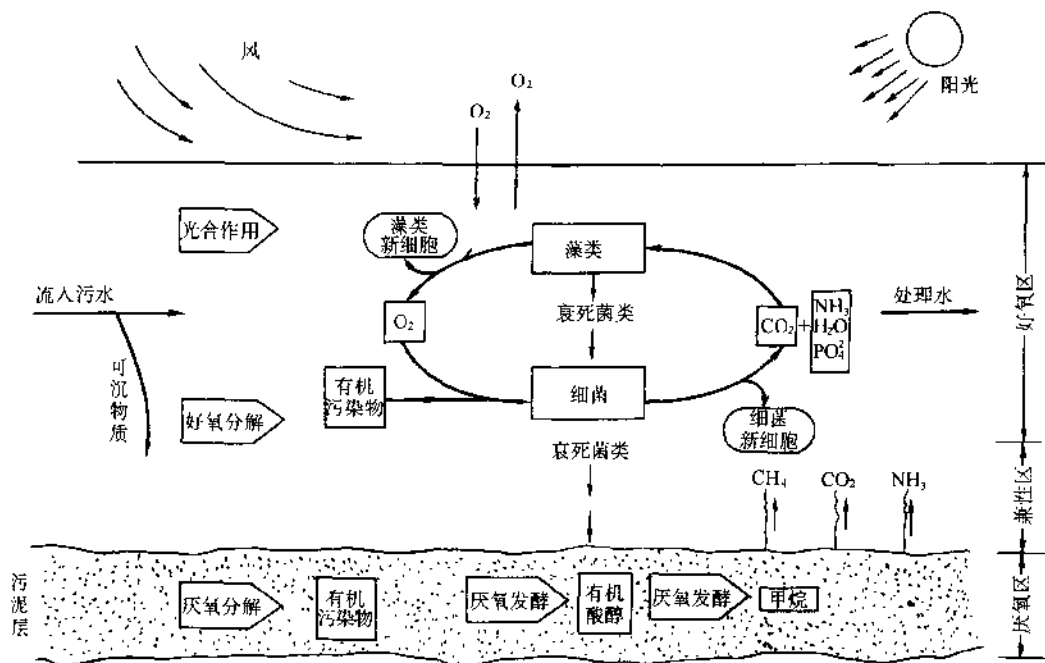


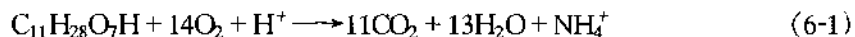
图 6-1 稳定塘内典型的生态系统

1) 稳定塘内生态系统中不同种群的相互关系

稳定塘内生态系统中的各种生物种群的作用各不相同,但它们之间却存在着互相依存、互相制约的关系。

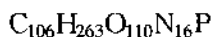
(A) 菌藻共生关系

在稳定塘内对溶解性有机污染物起降解作用的是异养菌,降解反应按下式进行:

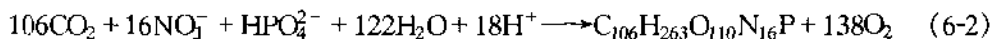


按此式,每分解 1g 有机物需氧 1.56g,放出 CO_2 1.69g, H_2O 0.85g 和 NH_4 近 0.1g。

植物性浮游生物藻类的光合成反应,就是在阳光能量的作用下的细胞增殖与放氧反应,即在其本身增殖的同时,并放出氧。对这一反应不同专家提出了不同的反应式,如斯顿姆(Stumm)和摩根(Morgan)提出,藻类的分子式近似地为:



而藻类的光合成反应式则为:



从上列两式可见,细菌代谢活动所需的 CO_2 由藻类通过光合作用提供,而其代谢产物 CO_2 又提供给藻类用于光合反应。在稳定塘内细菌和藻类之间就是保持着这样的互相依存又互相制约的关系。

通过光合作用反应,应当注意到这样的—个现实,即:流入的一部分有机污染物,虽被降解但形成了藻类,藻类也是有机体,由于藻类的合成是以水中的 CO_2 作为碳源,因此生成的藻类(有机体)的数量,有可能大于流进的有机污染物的数量。因此,可以认为,在氧化塘内有机污染物的降解反应,也是溶解性有机污染物转换为较稳定的另一种形态的有机体——藻类细胞的过程。

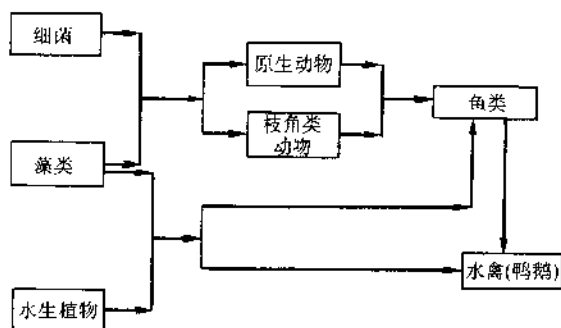


图 6-2 稳定塘内主要的食物链网

在稳定塘内存在着多条食物链,这些食物链纵横交错结成食物链网(参见图6-2)。

在稳定塘内,从食物链来考虑,细菌、藻类以及适当的水生植物是生产者,细菌与藻类为原生动物及枝角类动物所食用,并不断繁殖,它们又为鱼类所吞食,藻类,主要是大型藻类和水生植物既是鱼类的饵料,又可能成为鸭鹅等水禽类的饲料。

在稳定塘内,鱼、水禽处在最高营养级。如果各营养级之间保持适宜的数量关系,能够建立良好的生态平衡,使污水中有机污染物得到降解,污水得到净化,其产物得到充分利用,最后得到鱼、鸭和鹅等水禽产物。

2) 稳定塘内各种物质的迁移与转化

在稳定塘生态系统中,各种物质不断地进行迁移和转化,使有害的某些物质转化为无害的物质。其中主要的是碳(C)、氮(N)及磷(P)的迁移转化和循环。现分别加以阐述。

(A) 碳(C)的转化与循环

碳主要以溶解性有机碳的形式随原污水进入稳定塘,在塘内进行转化与循环(参见图 6-3)。

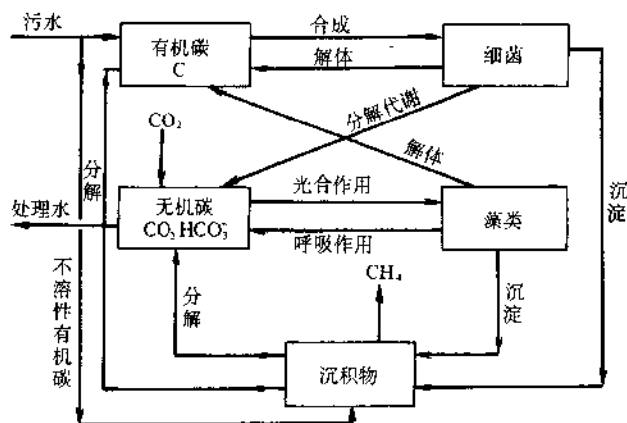


图 6-3 稳定塘内碳元素的转化和循环

碳的转化途径主要是：

a. 通过细菌的新陈代谢作用,使溶解性有机碳转化为无机碳(CO_2),又通过合成作用使细菌本身得到增殖。

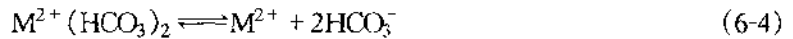
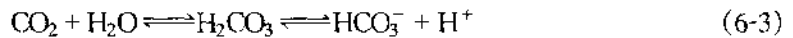
b. 藻类通过光合作用吸收无机碳,本身机体得到增殖,当无光照射时,藻类通过呼吸作用又行释放无机碳(CO_2)。

c. 由于衰死,细菌、藻类的机体沉入塘底,在厌氧发酵作用下,分解为溶解性有机碳和无机碳。

d. 塘底的厌氧发酵反应对不溶性有机碳进行分解,形成溶解性有机碳和无机碳。

上述各项作用的结果是溶解性有机物的降解和细菌、藻类的增殖。

细菌和藻类的活动还要影响稳定塘水中碳酸盐缓冲体系的平衡,使塘水的 pH 值发生变化,碳酸盐缓冲体系的基本化学式如下：



式中 M——金属离子。

在白昼,光合作用强烈, CO_2 被耗用,式(6-3)的平衡向左移行,导致 H^+ 和 HCO_3^- 降低,式(6-6)向右移行,结果使 H^+ 减少和 OH^- 增加,pH 值上升。在夜间,光合作用停止, CO_2 又行积累,式(6-3)向右移行,式(6-6)向左移行,pH 值又行降低。

(B) 氮的转化及循环

氮是以有机氮化合物和氨氮的形态随污水进入稳定塘的。氮在稳定塘内的转化及循环过程示之于图 6-4。

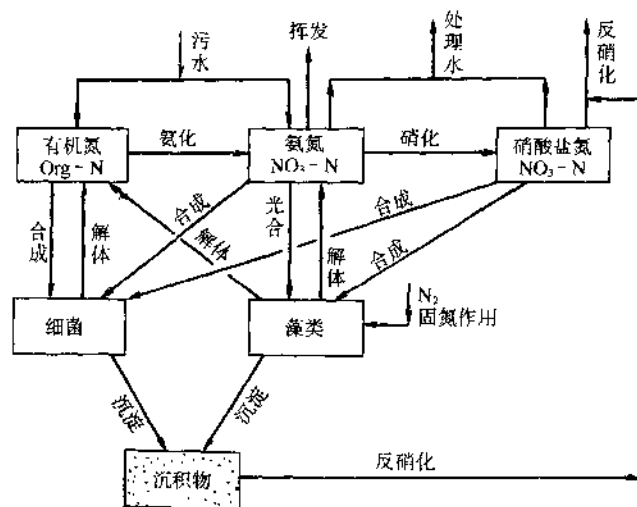
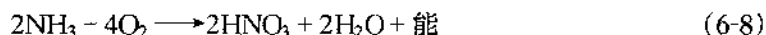


图 6-4 氮在稳定塘内的转化与循环过程

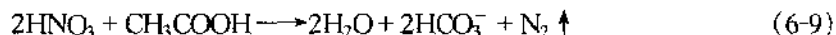
氮在稳定塘内的转化与循环途径主要是：

a. 氨化作用,有机氮化合物在微生物作用下分解为氨态氮。氨氮不稳定仍要进行硝化反应。

b. 硝化作用,氨态氮在硝化菌的作用下,转化为硝酸氮。硝化菌属自养型菌,世代时间较长。硝化反应式为:



c. 反硝化作用,硝酸氮在反硝化菌的作用下,还原成分子态氮。反硝化菌为异养厌氧菌。反硝化反应式为:



式中 CH_3COOH 表示反硝化菌所需要的有机碳源。

d. 挥发作用,在 pH 值较高,水力停留时间较长,温度较高的环境下,水中的 NH_3 能够向大气挥发,其量可达 21%。

e. 吸收作用,微生物及各种水生植物,吸收铵态氮或硝酸氮作为营养,合成其本身的机体。

f. 分解作用,衰死的细菌和藻类经解体后会形成溶解性的有机氮和沉淀物。沉淀在沉积层中的有机氮在厌氧菌的作用下,也可能得到分解。

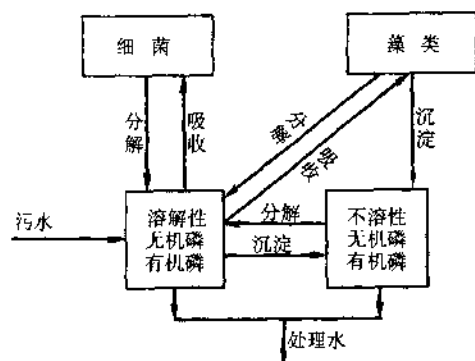


图 6-5 磷在稳定塘内的转化与循环

(C) 磷的转化及循环

污水中既含有有机磷化合物,也含有溶解性的无机磷酸盐,进入稳定塘的磷,其转化和循环途径示之于图 6-5。

由图可见,磷在稳定塘内的转化与循环途径如下:

a. 细菌、藻类及其他生物吸收无机磷化合物以满足其生命活动的需要,并将其转化为有机磷。

b. 溶解性磷与不溶解磷之间的互相转化,转化的环境条件是:白昼光照充分,光合作用强烈,塘水 pH 值上升,磷酸盐易于沉淀,夜晚光合作用停止,塘水 pH 值降低,部分已沉磷酸盐又可能重新溶于水中。其次,水中如存在有三价铁化合物可与溶解性磷酸盐结合形成磷酸铁沉淀。第三,如水中存在硝酸盐,它也可能促使沉积中的磷转化为溶解性磷。

c. 有机磷在细菌作用下的氧化分解。

稳定塘对磷的去除率可达 50%~70%,效果较好。

(D) 有害物质的转化

随工业废水可能进入稳定塘的有害物质,主要有合成有机物和重金属离子等。它们在一定的环境条件下,也会发生转化,稳定塘对其也有一定的去除效果。这类物质在稳定塘内的转化及去除的途径是:

a. 生物降解作用,微生物对苯、酚、腈、有机染料、农药、多氯联苯等有害物质,在适宜的环境条件下,可能具有一定的降解功能。

b. 吸附与吸收作用,水生植物的根系,适宜于微生物的附着与生长,能够通过吸附作用去除一部份有害物质,根系也具有吸收重金属等有害物质的能力,可使重金属离子富集,降

低塘水中重金属离子的浓度。

c. 螯合及沉淀作用,重金属离子还能够与其他化合物形成螯合物而沉淀于塘底。

应当指出,首先,上述3项作用在程度上是有限的,在浓度上也有限制,如有害物质在塘水中浓度过高,将危害塘水中各种生物的生理活动,严重时可能使稳定塘的净化功能遭到破坏。其次,有害物质,特别是重金属离子,只是“转移”而不是降解和转化,含有重金属离子的污泥或水生植物,在处置上非常困难,如不慎会造成二次污染,如该物质进入食物链,还将危害人们的健康。因此,含有有害物质和重金属的工业废水,应严格地加以控制,力求在厂内进行局部处理,将有害物质和重金属去除,不使其进入稳定塘。

2. 稳定塘对污水的净化作用

稳定塘在下面6个方面对污水产生净化作用。

(1) 稀释作用

污水进入稳定塘后,在风力、水流以及污染物的扩散作用下,与塘内已有塘水进行一定程度的混合,使进水得到稀释,降低了其中各项污染指标的浓度。

稀释作用是一种物理过程,稀释作用并没有改变污染物的性质,但却为进一步的净化作用创造条件,如降低有害物质的浓度,使塘水中生物净化过程能够进行正常。

(2) 沉淀和絮凝作用

污水进入稳定塘后,由于流速降低,其所挟带的悬浮物质,在重力作用下,沉于塘底。使污水的SS、BOD₅、COD等各项指标都得到降低。此外,在稳定塘的塘水中含有大量的生物分泌物,这些物质一般都具有絮凝作用,在它们的作用下,污水中的细小悬浮颗粒产生了絮凝作用,小颗粒聚集成为大颗粒,沉于塘底成为沉积层。沉积层则通过厌氧分解进行稳定。

自然沉淀与絮凝沉淀对污水在稳定塘的净化过程中起到一定的作用。

(3) 好氧微生物的代谢作用

在稳定塘内,污水净化最关键的作用仍是在好氧条件下,异养型好氧菌和兼性菌对有机污染物的代谢作用,绝大部分的有机污染物都是在这种作用下而得以去除的。

当稳定塘内生态系统处于良好的平衡状态时,细菌的数目能够得到自然的控制。当采用多级稳定塘系统时,细菌数目将随着级数的增加而逐渐减少。

稳定塘由于好氧微生物的代谢作用,能够取得很高的有机物去除率,BOD₅可去除90%以上,COD去除率也可达80%。

(4) 厌氧微生物的代谢作用

在兼性塘的塘底沉积层和厌氧塘内,溶解氧全无,厌氧细菌得以存活,并对有机污染物进行厌氧发酵分解,这也是稳定塘净化作用的一部分。

在厌氧塘和兼性塘的塘底,有机污染物一般能够经历厌氧发酵3个阶段的全过程,即水解阶段、产氢产乙酸阶段和产甲烷阶段的全过程,最终产物主要是CH₄和CO₂以及硫醇等。

CH₄的水溶性较差,要通过厌氧层、兼性层以及好氧层从水面逸走,厌氧反应生成的有机酸,有可能扩散到好氧层或兼性层,由好氧微生物或兼性微生物进一步加以分解,在好氧层或兼性层内的难降解物质,可能沉于塘底,在厌氧微生物的作用下,转化为可降解的物质而得以进一步降解。因此,可以说在稳定塘内,有机污染物是在好氧微生物、兼性微生物以及厌氧微生物协同作用下,得以去除的。

在厌氧微生物的分解作用下,塘底污泥沉积层在量上得以降低,这一作用是应予以考虑

的。

(5) 浮游生物的作用

在稳定塘内存活着多种浮游生物,它们各自从不同的方面对稳定塘的净化功能发挥着作用。

藻类的主要功能是供氧,同时也起到从塘水中去除某些污染物,如氮、磷的作用。

原生动物、后生动物及枝角类浮游动物在稳定塘内的主要功能是吞食游离细菌和细小的悬浮状污染物和污泥颗粒,可使塘水进一步澄清。此外,它们还分泌能够产生生物絮凝作用的粘液。

底栖动物如摇蚊等摄取污泥层中的藻类或细菌,可使污泥层的污泥数量减少。

放养的鱼类的活动也有助于水质净化,它们捕食微型水生动物和残留于水中的污物。

各种生物处于同一的生物链中,互相制约,它们的动态平衡有利于水质净化。

(6) 水生维管束植物的作用

在稳定塘内,水生维管束植物主要在下面几方面对水质净化起作用。

a. 水生植物吸收氮、磷等营养,使稳定塘去除氮、磷的功能有所提高。

b. 水生植物的根部具有富集重金属的功能,可提高重金属的去除率。

c. 每一株水生植物都象一台小小的供氧机,向塘水供氧。

d. 水生植物的根和茎,为细菌和微生物提供了生长介质,去除 BOD 和 COD 的功能有所提高。

3. 稳定塘净化过程的影响因素

稳定塘的净化功能由一系列因素所制约,其中有自然方面的因素,也有水质方面的因素和维护管理方面的因素。某些因素可以由人为的加以控制,有些则难为人所控制,只能在顺其自然的条件下,采取必要的措施,对此要有一定的认识。

(1) 温度

温度对稳定塘净化功能的影响是十分重要的,因为温度直接影响细菌和藻类的生命活动。

好氧菌能在 $10\sim 40^{\circ}\text{C}$ 的范围内存活并营生命活动,其最佳温度范围则是 $25\sim 35^{\circ}\text{C}$ 。藻类正常的存活温度范围是 $5\sim 40^{\circ}\text{C}$,最佳生长温度则是 $30\sim 35^{\circ}\text{C}$ 。在温度为 $5\sim 30^{\circ}\text{C}$ 的正常范围内,每升高 10°C ,微生物的代谢速率将提高一倍。

厌氧菌的存活温度范围是 $15\sim 60^{\circ}\text{C}$,其有两个适宜温度,一是 33°C 左右,一是 53°C 左右。

稳定塘的主要热源之一是太阳辐射。在稳定塘形成温度分层现象,塘表面的温度高,但随季节和阳光的强弱、白昼和黑夜面有较大的变化。塘底部温度较稳定,但较低。

稳定塘的另一热源可能是进水,但如与塘水温差大,可能在塘内形成异重流。

稳定塘温度降低的主要有蒸发、对流、风力和与地下水接解等原因,对此,可考虑采取相应的技术措施。此外,在气温低季节,应考虑采取降低负荷率,减少进水负荷,延长污水在塘内的停留时间等措施。

(2) 光照

光是藻类进行光合作用的能源,藻类必须获得足够的光,才能将各种物质转化为细胞的原生质。藻类对光的利用有一限值,称为光饱和值。藻类不同,光饱和值也不同,一般介于

5380~53800Lumen/m²。由于日光的强度往往超过藻类所能利用的光照强度,因此,藻类有从稳定塘表面向深层移动的习性,以寻求对其最适合的光照强度。

据有关资料报导,当光饱和值为 6400Lumen 时,藻类的最大产量为 79g/(m²·d),当光饱和值为 8600Lumen 时,藻类产量为 105g/(m²·d)。由于稳定塘对光的利用率,平均仅为 41%,因此,藻类的实际产量约在 33~43g/(m²·d)之间。

(3) 混合

进水与塘内原有塘水的混合,对充分发挥稳定塘的净化功能至为重要。混合能使营养物质与溶解氧均匀分布,能使有机物与细菌充分接触。

使塘水混合的重要因素是风力,对水面较大,深度较浅的稳定塘,风力的推动,可使塘水流速达 10m/h。风力推动塘表面水层到塘的一端,并转向塘底,表层水中的溶解氧比较充足,转向塘的深部,能够使溶解氧得到混合分布,营养物质也可以得到一定的混合。因此,稳定塘的塘址一般应选在四季都能借助风力的场所。

此外,还应为稳定塘创造产生良好水力条件的技术措施,以有助于塘水的混合,如塘型的规划、进出口装置的形式与位置以及在适当位置设导流板等。

当稳定塘不能借助风力,混合情况不佳时,应考虑采取人工搅拌、混合等措施。

(4) 营养物质

如使稳定塘内微生物保持正常的生理活动,必须充分满足其所需要的营养物质。微生物所需要的营养元素主要是碳、氮、磷、硫及其他某些微量元素,如铁、锰、钾、钼、钴、锌、铜等。

正常的细菌,其原生质中含氮量达 11% 左右,含磷 2%,藻类原生质含氮约 10%~11%,含磷约 2%~3%。

城市污水基本上能够满足微生物对各种营养元素的需要。如氮、磷含量过多时,可能会导致藻类的过量增殖,这也是应当避免的。

(5) 有毒物质

应对稳定塘进水中的有毒物质的浓度加以限制,就此可参考有关文献资料。

(6) 蒸发量和降雨量

应当综合考虑蒸发和降雨两方面的因素。降雨能够使稳定塘中污染物质浓度得到稀释,促进塘水混合,但也缩短了污水在塘中的停留时间。蒸发的作用则相反,塘的出水量将小于进水量,水力停留时间将大于设计值,但塘水中的污染物质,如无机盐类的浓度,由于浓缩而有所提高。

(7) 污水的预处理

稳定塘工艺属生物处理技术范畴,相当于二级处理工艺。有机污染物在塘内的去除,主要依靠微生物的新陈代谢功能。为了使稳定塘的净化功能不受影响,能够正常工作,进入稳定塘的污水,应进行适当的预处理,预处理的目的是使污水水质更适应稳定塘净化功能的要求。这包括:①去除悬浮物特别是可沉性的悬浮物和油脂;②调整 pH 值,使进水的 pH 值处于中性左右;③去除污水中的有毒有害物质,使其浓度降至允许数值以下。对城市污水主要考虑的是第一项。

可沉悬浮物能够在塘内沉淀,并在塘底形成污泥沉积层,在沉积层内进行厌氧发酵反应,使污泥量减少,但这一进程缓慢,如污水未经去除悬浮物的预处理,污泥沉积与降解不能

平衡,沉积层仍将形成,并逐渐增厚,进入兼性区或好氧区,此外,污泥沉积层厌氧发酵反应产物如 CH_4 、 H_2S 等在逸出大气层时通过兼性区 and 好氧区,将影响这两个区域的正常工作,因此,如沉积层过厚严重时可使兼性区 and 好氧区的净化功能遭到破坏。

城市污水稳定塘处理系统内将以去除可沉悬浮物为目的的预处理纳入是完全必要的,但在厌氧塘前则勿需考虑预处理。

城市污水稳定塘处理所采用的预处理工艺包括:格栅、沉砂池、沉淀池、需要时应增设除油池。

试验结果认定,水解酸化工艺可以作为稳定塘系统的预处理技术。

在水解酸化池内污水只进行厌氧反应的第一阶段——水解酸化。通过水解酸化,污水中的复杂的有机物转化为有机酸,如乙酸、丙酸等,难降解的有机物也被分解为比较容易降解的物质,对后续的稳定塘的净化功能起到了强化作用。

6.1.3 好氧塘

1. 概述

图 6-1 所示的好氧区即为好氧塘的功能模式。

好氧塘的深度一般在 0.5m 左右,阳光能透入池底,采用较低的有机负荷值,塘内存在着藻-菌及原生动物的共生系统,在阳光照射时间内,塘内生长的藻类在光合作用下,释放出大量的氧,塘表面也由于风力的搅动进行自然复氧,这一切使塘水保持良好的好氧状态。在水中繁殖生育的好氧异养微生物通过其本身的代谢活动对有机物进行氧化分解,而它的代谢产物 CO_2 充作藻类光合作用的碳源。藻类摄取 CO_2 及 N、P 等无机盐类,并利用太阳光能合成其本身的细胞质,并释放出氧。

在好氧塘内高效地进行着光合成反应和有机物的降解反应,溶解氧是充足的,但在一日内是变化的,在白昼,藻类光合作用放出的氧远远超过藻类和细菌所需要的,塘水中氧的含量很高,可达到饱和状态,晚间光合作用停止,由于生物呼吸所耗,水中溶解氧浓度下降,在凌晨时最低,阳光开始照射,光合作用又行开始,水中溶解氧再行上升。

在好氧塘内 pH 值也是变化的。在白昼 pH 值上升,夜晚又行下降。

好氧塘内的生物相,在种类与种属方面比较丰富,属于植物性的微生物有菌类和藻类,属于动物性的则有原生动物、后生动物等微型动物。在数量上是相当可观的,每 1mL 水滴内的细菌数可高达 $10^8 \sim 5 \times 10^9$ 个。

好氧塘的优点是净化功能较高,有机污染物降解速率高,污水在塘内停留时间短。但进水应进行比较彻底的预处理去除可沉悬浮物,以防形成污泥沉积层。好氧塘的缺点是占地面积大,处理水中含有大量的藻类,需进行除藻处理,对细菌的去除效果也较差。

根据有机物负荷率的高低,好氧塘还可以分为高负荷好氧塘、普通好氧塘和深度处理好氧塘 3 种。

高负荷好氧塘,有机物负荷率高,污水停留时间短,塘水中藻类浓度很高,这种塘仅适于气候温暖、阳光充足的地区采用。

普通好氧塘,即一般所指的好氧塘,有机负荷率较前者为低,以处理污水为主要功能。

深度处理好氧塘,以处理二级处理工艺出水为目的好氧塘,有机负荷率很低,水力停留时间也较前者为低,处理水质良好。

2. 好氧塘的设计

(1) 一般规定

1) 根据城市规划,在有可供污水处理利用的湖塘、洼地,气温适宜、日照条件良好的地方,可以考虑采用好氧塘。

2) 好氧塘可作为独立的污水处理技术,也可以作为深度处理技术,设置在人工生物处理系统或其它类型稳定塘(兼性塘或厌氧塘)之后。

3) 作为独立的污水处理技术的好氧塘,污水在进塘之前必须进行旨在去除可沉悬浮物的预处理。

4) 好氧塘分格,不宜少于两格,可串联或并联运行。

5) 好氧塘的水深应保证阳光透射到塘底,使整个塘容都处于好氧状态。但不宜过浅,过浅会在运行上产生问题,如:水温不易控制,变动频繁,对藻类生长不利;光合作用产生的氧不易保持;冲击负荷造成的影响较大等。

6) 塘内污水应进行良好的混合,混合不好将产生热分层现象,热分层现象出现后,塘水上层温度高,水的密度降低,一些不能自由浮动的藻类在深度的某个部位形成密集层,阻碍阳光透入,不利于藻类的光合产氧。

风是稳定塘塘水混合的主要动力,为此,好氧塘应建于高处通风良好的地域;每座塘的面积以不超过 40000m^2 ($4 \times 10^4\text{m}^2$) 为宜。

7) 塘表面积以矩形为宜,长宽比取值 $2 \sim 3:1$,塘堤外坡 $4:1 \sim 5:1$,内坡 $3:1 \sim 2:1$,堤顶宽度取 $1.8 \sim 2.4\text{m}$ 。

8) 以塘深 $\frac{1}{2}$ 处的面积作为设计计算平面,应取 0.5m 以上的超高。

9) 可以考虑处理水回流措施,这样可以在原污水中接种藻类,增高溶解氧浓度,有利于稳定塘净化功能的提高。

10) 塘底有污泥沉积,是不可避免的,为了避免底泥发生厌氧发酵,影响好氧塘的净化功能,塘底底泥应定期清除。

11) 好氧塘处理水含有藻类,必要时应进行除藻处理。

(2) 好氧塘的计算

好氧塘的计算,主要内容是确定塘的表面面积。

在好氧塘内进行着多项复杂的反应,而这些反应又在多方面取决于当地的自然条件,因此,对好氧塘建立严密的以理论为基础的计算方法,还有一定困难。当前,好氧塘的计算仍以经验数据为准进行,即按表面有机负荷率进行计算。计算公式为:

$$A = \frac{QS_0}{N_A} \quad (6-10)$$

式中 A ——好氧塘的有效面积, m^2 ;

Q ——污水设计流量, m^3/d ;

S_0 ——原污水 BOD_5 浓度, kg/m^3 ;

N_A —— BOD 面积负荷率, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

BOD 面积负荷率应根据试验或相近地区污水性质相近的好氧塘的运行数据确定。表 6-1 所列数据可供参考选用。

好氧塘典型设计参数

表 6-1

参 数	类 型		
	高负荷好氧塘	普通好氧塘	深度处理好氧塘
BOD ₅ 表面负荷率(kg/(m ² ·d))	0.004~0.016	0.002~0.004	0.0005
水力停留时间(d)	4~6	2~6	5~20
水深(m)	0.3~0.45	~0.5	0.5~1.0
BOD ₅ 去除率(%)	80~90	80~95	60~80
藻类浓度(mg/L)	100~260	100~200	5~10
回流比		0.2~2.0	

表 6-2 所列数据为根据我国“75”国家重点攻关项目各地中试资料,对兼性塘后继好氧塘所整理出来的运行参数,可供设计参考。

兼性塘后好氧塘中试运行数据

表 6-2

参 数	数值及范围	参 数	数值及范围
BOD ₅ 表面负荷率(kg/(m ² ·d))	0.004~0.006	BOD ₅ 去除率(%)	30~50
水力停留时间(d)	4~12	处理水 BOD ₅ (mg/L)	15~40
水深(m)	0.6~0.9	进水 BOD ₅ (mg/L)	500~100

除 BOD₅ 表面负荷率法外,好氧塘的计算还有奥斯瓦尔德(Oswald)及维纳-维廉(Wehner-Wilhelm)提出的经验公式计算法,对此本书从略,可参阅有关书刊资料。

6.1.4 兼性塘

1. 概述

图 6-1 所示为典型的兼性塘净化功能模式。

在各种类型的氧化塘中,兼性塘是应用最为广泛的一种。兼性塘一般深 1.0~2.0m,在塘的上层,阳光能够照射透入的部位,为好氧层,其所产生的各项指标的变化和各项反应与好氧塘相同,由好氧异养微生物对有机污染物进行氧化分解;藻类的光合作用旺盛,释放大量的氧。在塘的底部,由沉淀的污泥和衰死的藻类和菌类形成了污泥层,在这层里由于缺氧,而进行由厌氧微生物起主导作用的厌氧发酵,从而称为厌氧层。

好氧层与厌氧层之间,存在着一个兼性层,在这里溶解氧量很低,而且是时有时无,一般在白天有溶解氧存在,而在夜间又处于厌氧状态,在这层里存活的是兼性微生物,这一类微生物既能够利用水中游离的分子氧,也能够厌氧条件下,从 NO₃⁻ 或 CO₃²⁻ 中摄取氧。

在兼性塘内进行的净化反应是比较复杂的,生物相也比较丰富。

在厌氧区与一般的厌氧发酵反应相同,是在产酸、产氢产乙酸和产甲烷 3 种细菌的连续作用下,相继经过产酸、产氢产乙酸和产甲烷三个阶段的反应。液态代谢产物如 H₂O、氨基酸、有机酸等与塘水混合,而如气态的代谢产物,如 CO₂、CH₄ 等则逸出水面,或在通过好氧区时为细菌所分解,为藻类所利用。

厌氧区也有降解 BOD 的功能,据估算,约有 20% 左右的 BOD 是在厌氧区去除的。此外,厌氧区,通过厌氧发酵反应可以使污泥得到一定程度的降解,减少塘底污泥量。

在好氧区进行的各项反应与存活的生物相基本同好氧塘。但由于污水的停留时间长,

有可能生长繁育多种种属的微生物,其中包括世代时间较长的种属,如硝化菌等。除有机物降解外,这里还可能进行更为复杂的反应,如硝化反应等。

兼性塘的主要优点是:(1)对水量、水质的冲击负荷有一定的适应能力;(2)在达到同等的处理效果条件下,其建设投资与维护管理费用低于其他生物处理工艺。

兼性塘的净化功能是多方面的,实际运行资料证明,除对城市污水、生活污水中的有机污染物外,兼性塘能够比较有效地去除某些较难降解的有机化合物,如木质素、合成洗涤剂、农药以及氮、磷等植物性营养物质。因此,兼性塘适用于处理木材化工、制浆造纸、煤化工、石油化工等工业废水。

2. 兼性塘的计算与设计

兼性塘计算的主要内容也是求定塘的有效面积。对兼性塘现仍多采用经验数据进行计算。

(1) 设计参数的参考值

本书所列举的是用于城市污水处理的兼性塘的各项设计参数,供参考,为了便于选用,对每项参数都作必要的说明。

1) 兼性塘可以作为独立处理技术考虑,也可以作为生物处理系统中的一个处理单元,或者作为深度处理塘的预处理工艺。

2) 塘深,一般采用1.2~2.5m。此外还应考虑污泥层的厚度以及为容纳流量变化和风浪冲击的保护高度,在北方寒冷地区还应考虑冰盖的厚度。

污泥层厚度取值0.3m,在有完善的预处理工艺的条件下,这个厚度可容纳10年左右的积泥。

保护高度按0.5~1.0m考虑。

冰盖厚度由地区气温而定,一般为0.2~0.6m。

3) 停留时间,根据地区的气象条件,水质、对处理水的水质要求、地区的具体条件,即从技术及经济两方面的综合因素考虑确定。一般规定为7~180d,幅度很大。高值用于北方,即使冰封期高达半年以上的高寒地区也可以采用。低值用于南方,但也能够保持处理水水质达到规定的要求。

4) BOD_5 表面负荷率。按 $0.0002 \sim 0.010 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 考虑。低值用于北方寒冷地区,高值用于南方炎热地区。我国幅原广大,表面负荷率也处于较大的范围。

表6-3所列举的是根据我国“七五”国家重点科研攻关课题“氧化塘”所得的研究成果整理出来的数据。

处理城市污水兼性塘 BOD 面积负荷与水力停留时间

表 6-3

冬季月平均气温 ($^{\circ}\text{C}$)	BOD 负荷率 ($\text{kg}/(10^4 \text{ m}^2 \cdot \text{d})$)	停留时间 (d)	冬季月平均气温 ($^{\circ}\text{C}$)	BOD 负荷率 ($\text{kg}/(10^4 \text{ m}^2 \cdot \text{d})$)	停留时间 (d)
15 以上	70~100	>7	-10~0	20~30	120~40
10~15	50~70	20~7	-20~10	10~20	150~120
0~10	30~50	40~20	-20 以下	<10	180~150

注:在串联塘系统中,前部塘的 BOD_5 负荷率取高值,一般在 $70 \sim 40 \text{ kg}/(10^4 \text{ m}^2 \cdot \text{d})$ 之间,当气温高于 15°C 时, BOD_5 负荷率也可以高达 $100 \text{ kg}/(10^4 \text{ m}^2 \cdot \text{d})$ 以不出现全塘呈厌氧状态为准。

应当说明,负荷率的选定应以最冷月份的平均温度作为控制条件。但也应当认识到,正常运行的塘系统,在最冷月份处理水的水质并不一定是最差的,将有一定的时间滞后,滞后时间的长短视塘容积而定,即与停留时间有关。这一点是应当充分估计到的。

5) BOD 去除率一般可达 70%~90%。

6) 藻类浓度取值 10~100mg/L。

7) 如采取处理水循环措施,循环率可为 0.2‰~2.0‰。

(2) 在塘的构造方面应考虑的因素

1) 塘形,以矩形为宜,矩形塘易于施工和串联组合,有助于风对塘水的混合,而且死角少。如四角作成圆形,死区更少,长宽比以 2:1 或 3:1 为宜。

不宜采用不规则的塘形。

2) 塘数,除小规模兼性塘可以考虑采用单一的塘进行处理外,一般不宜少于 2 座。

宜采用多级串联,第一塘面积大,约占总面积的 30%~60%,采用较高的负荷率,以使全塘都处于厌氧状态为限。串联可得优质处理水。

也可以考虑并联,并联式流程可使污水中的有机污染物得到均匀分配。

3) 进水口,矩形塘进水口应尽量使塘的横断面上配水均匀,宜采用扩散管或多点进水。

4) 出水口,出水口与进水口之间的直线距离应尽可能的大,一般在矩形塘按对角线排列设置,以减少短路。

进、出口的设计应参照有关资料进行。

6.1.5 厌氧塘

1. 厌氧塘的特征与控制条件

图 6-6 所示为厌氧塘功能模式。

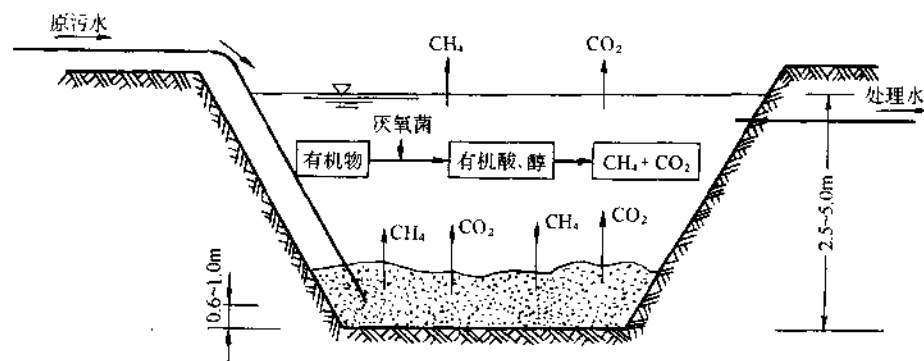


图 6-6 厌氧塘功能模式图

厌氧塘是依靠厌氧菌的代谢功能使有机污染物得到降解,因此,厌氧塘在功能上受厌氧发酵的特征所控制,在构造上也应服从厌氧反应的要求。

关于厌氧发酵的机理将在本书第 8 章作详细的阐述,在本节仅就其主要特征作概要的说明。

(1) 在参与反应的生物方面,只有细菌,不存在其他任何生物,在系统中有产酸菌、产氢产乙酸菌和产甲烷菌共存,但三者之间不是直接的食物链关系,而是产酸菌和产氢产乙酸菌的代谢产物——有机酸、乙酸和氢是产甲烷菌的营养物质,产甲烷菌用以营生理活动。

产酸菌和产氢产乙酸菌是由兼性菌和厌氧菌组成的群集,产甲烷菌则是专性厌氧菌,它们能够从 NO_3^- 、 NO_2^- 以及 SO_4^{2-} 和 CO_3^{2-} 中获取氧。

(2) 在反应进程方面,由于产甲烷菌的世代时间长,增殖速度缓慢,因此,厌氧发酵反应的速度慢,产酸菌和产氢产乙酸菌的世代时间短,增殖速度较快。在三种细菌之间应保持动态的平衡关系。否则有机酸大量积累,pH 值下降,使甲烷发酵反应受到抑制。

(3) 在能量方面,厌氧反应,无论是其中间产物或最终产物,都含有相当的能量,反应过程释放的能量较少,用于菌体增殖的能量也较少。最终产物 CH_4 可作为能量而加以回收。

(4) 根据产酸、产氢产乙酸及产甲烷三种微生物在生理和功能上的特征,必须以甲烷发酵反应作为厌氧发酵的控制阶段,必须创造适应产甲烷菌要求的条件,其中主要有:

a. 要在产酸、产氢产乙酸、产甲烷 3 个阶段之间保持平衡,为此,要控制有机污染物的投入,使有机物负荷率处于适宜的范围内,一般此值应通过试验确定。有机酸在系统中的浓度应控制在 3000mg/L 以下。

b. pH 值要介于 $6.5\sim 7.5$ 之间;

c. C:N,一般应介于 $20:1$ 的范围内,但这个数值不是绝对的,可以根据不同的具体条件确定。

d. 污水中不得含有能够抑制细菌活动的物质,如重金属和有毒物质。

e. 产甲烷菌对温度有比较严格的要求,但厌氧塘对温度实际上是无法控制的,只是应当考虑采取措施,使塘内温度不要有剧烈的变动。

此外,厌氧塘对周围环境有着某些不利的影响,应予注意,其中主要是:

(1) 厌氧塘内污水的污染浓度高,深度大易于污染地下水,因此,必须作好防渗措施。

(2) 厌氧塘一般多散发臭气,应使其远离住宅区,一般应在 500m 以上。

(3) 某些废水,如肉类加工废水用厌氧塘处理,在水面上可能形成浮渣层,浮渣层对保持塘水温度有利,但有碍观瞻,而且在浮渣上滋生小虫,又有碍环境卫生,应考虑采取适当的措施。

厌氧塘多用以处理高浓度水量不大的有机废水,如肉类加工、食品工业、牲畜饲养场等废水。城市污水由于有机污染物含量较低,一般很少采用厌氧塘处理。此外,厌氧塘的处理水,有机物含量仍很高,需要进一步通过兼性塘和好氧塘处理。在这种情况下,以厌氧塘为首塘勿需进行预处理,以厌氧塘代替初次沉淀池,这样做有下列几项效益:①有机污染物降解一部分,约 30% 左右;②使一部分难降解有机物转化为可降解物质,有利于后续塘处理;③通过厌氧发酵反应有机物降解,降低污泥量,减轻污泥处理与处置工作。

2. 厌氧塘的设计

(1) 设计的经验数据

迄今为止,厌氧塘是按经验数据设计的。现将用于厌氧塘设计的经验数据加以介绍,并作简要说明。

1) 有机物负荷率。对厌氧塘,由于有机物厌氧降解速率是停留时间的函数,面与塘面积关系较小,因此,以采用 BOD 容积负荷率, $\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \text{塘容} \cdot \text{d})$ 为宜。对 VSS 含量高的废水,还应用 VSS 容积负荷率进行设计。但对城市污水厌氧塘的设计,一般还多采用 BOD 表面负荷率。

a. BOD 表面负荷率

厌氧塘为了维持其厌氧条件,应规定其最低容许 BOD 表面负荷率。如果厌氧塘的 BOD 表面负荷率过低,其工况就将接近于兼性塘。

最低容许 BOD 表面负荷率与 BOD_5 容积负荷率、气温有关。我国北方可采用 $300\text{kg BOD}/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$,南方可采用 $800\text{kg BOD}_5/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

我国给水排水设计手册对厌氧塘处理城市污水的建议负荷率值为 $20\sim 60\text{g BOD}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 、 $(200\sim 600)\text{kg BOD}_5/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

b. BOD 容积负荷

表 6-4 所列举的是美国 7 个州处理城市污水厌氧塘的设计 BOD 容积负荷率与水力停留时间二项参数。塘深介于 $3\sim 4.5\text{m}$ 。

美国 7 个州厌氧塘处理城市污水设计参数 表 6-4

州 名	纬 度 (度)	BOD 容积负荷 ($\text{kg BOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)	水力停留时间 (d)	预计去除率 (%)
佐治亚州	30.4~35	0.048①,0.24②	—	60~80
伊利诺斯州	37~42.5	0.24~0.32	5	60
爱阿华州	40.6~43.5	0.19~0.24	5~10	60~80
蒙大拿州	45~49	0.032~0.16	10(最小)	70
内布拉斯加州	40~43	0.19~0.24	3~5	75
南达科他州	43~46	0.24	—	60
德克萨斯州	26~36.4	0.4~1.6	5~30	50~100

- ① 不回流。
② 1:1 回流。

表 6-5 所列数据是我国肉类加工废水厌氧塘中间试验的结果。

我国肉类加工废水厌氧塘处理中试数据 表 6-5

顺 序	BOD 容积负荷 ($\text{kg BOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)	水力停留时间 (d)	水温 T ($^{\circ}\text{C}$)	BOD ₅		
				进水(mg/L)	处理水 (mg/L)	去 除 率 (%)
1	0.49	1	17.3	486	251	48.3
2	0.53	1	28.2	530	330	37.7
3	0.22	2	24.5	438	200	54.4
4	0.24	2	30.2	473	150	68.2

c. VSS 容积负荷率

VSS 容积负荷率用于厌氧塘处理 VSS 含量高废水的设计。

下面所列举的是国外对几种工业废水厌氧塘处理所采用的 VSS 容积负荷。

- 家禽粪水 $0.063\sim 0.16\text{kg VSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
奶牛粪水 $0.166\sim 1.12\text{kg VSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
猪粪水 $0.064\sim 0.32\text{kg VSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
菜牛屠宰废水 $0.593\text{kg VSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$

2) 水力停留时间,污水在厌氧塘内的停留时间,采用的数值介于很大的幅度内,无成熟数据可以遵循,应通过试验确定。

我国《给水排水设计手册》的建议值,对城市污水是 30~50d。国外有长达 160d 的设计运行数据,但也有短为 12d 的。

(2) 厌氧塘的形状和主要尺寸

1) 厌氧塘表面仍以矩形为宜,长宽比 2~2.5:1。

2) 塘深,厌氧塘的有效深度(包括污泥层深度)为 3~5m,当土壤和地下水条件适宜时,可增大到 6m。

处理城市污水用厌氧塘的塘深为 1.0~3.6m,由于厌氧塘是通过阳光对塘水加热的,塘水温度的垂直分布梯度是 $-1^{\circ}\text{C}/0.3\text{m}$,因此,深度也不宜过大。

用以处理城市污水的厌氧塘底部储泥深度,不应小于 0.5m,污泥量按 $50\text{L}/(\text{人}\cdot\text{a})$ 计算。污泥清除周期为 5~10 年。

3) 保护高度 0.6~1.0m。

4) 塘底略具坡度,堤内坡 1:1~1:3。

5) 厌氧塘的单塘面积不应大于 8000m^2 ($0.8\times 10^4\text{m}^2$)。

6) 厌氧塘一般位于稳定塘系统之首,截留污泥量较大,因此,宜设并联的厌氧塘,以便轮换清除塘泥。

7) 厌氧塘进出口,厌氧塘进口一般按设在高于塘底 0.6~1.0m 处(参见图 6-6),使进水与塘底污泥相混合。塘底宽度小于 9m 时,可以只用一个进口,宽塘应采用多个进口。进水管径 200~300mm。出水口为淹没式,深入水下 0.6m,不得小于冰层厚度或浮渣层厚度。

3. 厌氧塘的处理效果

(1) 厌氧塘对有机污染物的去除率取决于水温、负荷率、水力停留时间以及污水性质等因素。

我国城市污水处理厌氧塘的中试结果,BOD 去除率为 30%~60%。厌氧塘对一些化工原料和醇、醛、酚、酮等物质也有相当的去除能力。

(2) 厌氧塘具有去除重金属离子的能力,塘水中的硫化物(S^{2-})与污水中的重金属离子 Cu^{2+} 、 Zn^{2+} 、 Pb^{2+} 、 Cd^{2+} 、 Ni^{2+} 等化合,成为重金属硫化物而沉淀。

(3) 产气量与所产气体的成分与水温有关。由于厌氧塘水温一般都不高,多在 15~20 $^{\circ}\text{C}$ 之间,所以气体成分多是氮和 CO_2 、 CH_4 的含量较低。

产气量,据奥斯瓦尔德的报告,当厌氧塘的塘底水温为 15 $^{\circ}\text{C}$ 时,产气量仅为 $53\text{m}^3/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$;塘底水温为 20 $^{\circ}\text{C}$ 时,产气量约为 $280\text{m}^3/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$;塘底水温达 23 $^{\circ}\text{C}$ 时,产气量可以提高到 $455\text{m}^3/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

厌氧塘的单位产气量不高, CH_4 含量又低,无使用价值,所以一般不设集气设备回收。

6.1.6 曝气塘

1. 概述

曝气塘是经过人工强化的稳定塘。采用人工曝气装置向塘内污水充氧,并使塘水搅动。人工曝气装置多采用表面机械曝气器,但也可以采用鼓风曝气系统。

曝气塘可分为好氧曝气塘和兼性曝气塘两类。主要取决于曝气装置的数量、安设密度和曝气强度。当曝气装置的功率较大,足以使塘水中全部生物污泥都处于悬浮状态,并向塘水提供足够的溶解氧时,即为好氧曝气塘。如果曝气装置的功率仅能使部分固体物质处于悬浮状态,而有一部分固体物质沉积塘底,进行厌氧分解,曝气装置提供的溶解氧也不敷全

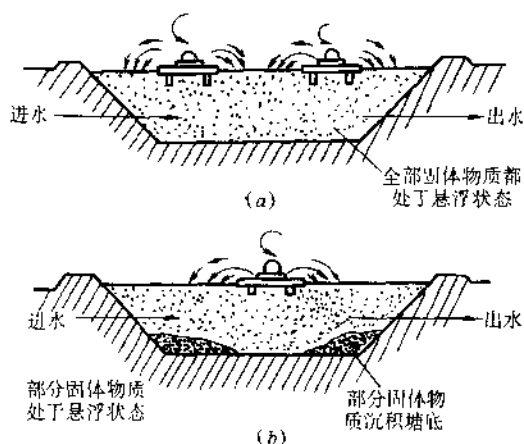


图 6-7 好氧曝气塘与兼性曝气塘
(a)好氧曝气塘;(b)兼性曝气塘

部需要,则即为兼性曝气塘(参见图 6-7)。

曝气塘虽属于稳定塘的范畴,但又不同于其他以自然净化过程为主的稳定塘,实际上,曝气塘是介于活性污泥法中的延时曝气法与稳定塘之间的处理工艺。

由于经过人工强化,曝气塘的净化功能、净化效果以及工作效率都明显地高于一般类型的稳定塘。污水在塘内的停留时间短,曝气塘所需容积及占地面积均较小,这是曝气塘的主要优点,但由于采用人工曝气措施,耗能增加,运行费用也有所提高。

实践证明,对深度为 3~5m 的曝气塘,采用表面机械曝气器,其比功率为 $6\text{kW}/1000\text{m}^3$ 污水时,可以使塘水中全部固体物质处于悬浮状态。

采用比功率为 $1\text{kW}/1000\text{m}^3$ 污水的表面曝气器,能够使部分固体物质处于悬浮状态。

2. 曝气塘的设计与计算

(1) 基本参数

曝气塘也用表面负荷率进行计算,就此采用下列参数。

BOD_5 表面负荷率,《给水排水设计手册》对城市污水处理的建议值是 $30\sim60\text{gBOD}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

塘深,与采用的表面机械曝气器的功率有关,一般介于 2.5~5.0m 之间。

停留时间,好氧曝气塘为 1~10d;兼性曝气塘为 7~20d。

塘内悬浮固体(生物污泥)浓度 $80\sim200\text{mg/L}$ 之间。

(2) 计算公式

曝气塘在工艺和有机物降解机理等方面与活性污泥法的延时曝气法相近,因此,有关活性污泥法的计算理论,对曝气塘也适用。

对曝气塘,下列几项假定是适宜的:

- 1) 塘内污水的流态为完全混合型。
- 2) 有机物在塘内的降解呈一级反应。
- 3) 无污泥回流系统。

因此,下式成立:

$$\frac{dS}{dt} = -KS \quad (6-11)$$

上式可改写为下列形式

$$\frac{S_0 - S_e}{t} = -KS_e \quad (6-12)$$

式中 S_0 、 S_e ——分别为原污水和处理水中有机污染物浓度(以 BOD 、 COD 或 TOC 表示) mg/L ;

t ——污水在塘内的停留时间 d ;

K ——有机污染物降解速度常数。

同时,从物料平衡关系考虑,下式成立:

$$S_0 Q - S_e Q = (K S_e) V \quad (6-13)$$

式中 V ——曝气塘的容积 m^3 。

将 $\frac{V}{Q} = t$ 及去除率 $\frac{S_0 - S_e}{S_0} \cdot 100 = E$ 两式代入上式,并加以整理,得:

$$E = \frac{Kt}{1 + Kt} \cdot 100 \quad (6-14)$$

及

$$t = \frac{E}{K(100 - E)} \quad (6-15)$$

由上式可见,污水在曝气塘内的停留时间主要取决于去除率 E 及有机污染物的降解速度常数 K 值。

将式 6-13 加以移项整理,可得:

$$S_e = \frac{S_0}{1 + Kt} \quad (6-16)$$

对兼性曝气塘,由于塘底污泥产生厌氧分解,部分有机污染物还原并进入塘水中,从而使曝气塘处理水的 BOD 值有所提高,考虑这一因素,在上式中引入一个系数 F ,即:

$$S_e = \frac{S_0}{1 + Kt} F \quad (6-17)$$

式中 F ——考虑塘底污泥产生厌氧分解,使部分有机污染物还原并进入塘水中,处理水 BOD 值增高的比值,比值受温度影响较大,夏季为 1.4,冬季取 1.0。

在曝气塘的计算中, K 值是一个重要的数据,此值对处理城市污水的曝气塘介于 0.05~0.8 之间,如欲求得准确的数值,应通过试验确定。

水温对 K 值的影响很大,一般以 20℃ 为准,如不是 20℃ 则应通过下列公式加以修正。

$$K_{(T)} = K_{(20)} \times \theta^{T-20} \quad (6-18)$$

式中 $K_{(T)}$ ——温度为 T 的 K 值;

$K_{(20)}$ ——温度为 20℃ 的 K 值;

T ——曝气塘的设计温度,℃;

θ ——温度系数,其值因污水类型不同而异,一般介于 1.065~1.09 之间。

应当说明,在曝气塘的塘水中含有浓度约为 80~200mg/L 的生物污泥,由于量少,而且其活性也较低,因此,在上述计算中未予考虑,以简化计算过程,对计算结果无多大影响。

6.1.7 深度处理塘

1. 概述

深度处理塘又称三级处理塘、熟化塘。深度处理塘的处理对象是常规二级处理工艺(如活性污泥法、生物膜法)的处理水以及处理效果与二级处理技术相当的稳定塘出水,使处理达到一定高度的水质标准,以适应受纳水体或回用对水质的要求。

深度处理塘能够在污水处理厂和受纳水体之间起缓冲作用。

深度处理塘设置在二级处理工艺之后或稳定塘系统的最后。

深度处理塘一般多采用好氧塘的形式,也有采用曝气塘的形式,用兼性塘形式的则较少。

进入深度处理塘进行处理的污水水质,一般 BOD 不大于 30mg/L, COD 不大于

120mg/L,而SS则介于30~60mg/L之间。

通过深度处理塘的处理,可使BOD、COD等指标进一步降低;进一步去除水中的细菌和去除水中的藻类以及氮、磷等植物性营养物质。

(1) BOD、COD 的去除

污水通过二级处理工艺处理后,处理水中BOD、COD等值已不高,一般介于15~30mg/L之间,而且残余的BOD、COD都是难于降解的,因此,深度处理塘对这些指标的去除效率不可能太高,一般BOD的去除率在30%~60%之间,残留的BOD值,可能还在5~20mg/L之间;COD的去除率更低,一般仅为10%~25%左右,深度处理塘的出水中残留COD值可能在50mg/L以上。

(2) 细菌的去除

稳定塘对大肠杆菌、结核杆菌、葡萄球菌属以及酵母等都有良好的去除效果。深度处理塘对这些细菌也有较好的去除能力。

深度处理塘去除细菌的效果,受到水温、光照强度、光照时间的影响。高温除菌效果好于低温;阳光有较强的灭菌效果。

(3) 藻类的去除

未经除藻处理的深度处理塘的处理水,仍含有大量藻类。这种处理水的BOD、COD值仍很高,不符合排放或回用的要求,而且在氯化后生成三氯甲烷等三致物质。

稳定塘除藻问题是一项待解决的问题。效果比较好的方法就是在稳定塘内养鱼,通过养鱼使塘水中藻类含量降低,又可从养鱼中取得效益。塘水中的藻类为动物性浮游生物的食物,浮游生物又是鱼类的良好饵料,这样在塘水中就形成藻类——动物性浮游生物——鱼类这一生态系统与食物链。

就这一问题应考虑下列各项:

(A) 深度处理塘的进水水质,除BOD₅、SS以外,其他各项指标应达到渔业水域水质标准的要求。

(B) 放养鱼种应以动物性浮游生物为食的鱼类为主,如花鲢、白鲢,并配以鳊、鲤、罗非鱼等。

(C) 放养方式 先饲养鱼种,待鱼体长达10~15cm后再转移到水质良好的塘内饲养成商品鱼,商品鱼上市前都要在清洁水域中饲养一段时间,以利释放残毒。

对商品鱼应作残毒分析。

(D) 放养鱼的深度处理塘,出水的藻类含量可降至1000个/mL左右。

(4) 氮磷的去除

在稳定塘内氮、磷的去除,主要依靠塘水中藻类的吸收。在夏季塘水中藻类含率高,氮、磷的去除率亦高,在盛夏季节,硝酸氮的去除率可达30%左右;磷的去除率高达70%以上。在冬季低温季节,氮的去除率仅为0%~10%,磷的去除率也降至2%~27%。

除藻类的吸收外,氮还能够通过反硝化反应而去除,如在底部有污泥层的浅塘,在泥水交界面上,硝酸氮就有可能通过反硝化过程而去除。

磷酸盐的大部分是通过由于光合作用形成高pH值的环境,通过沉淀而从水中去除的。在冬季和夜间,pH值下降,塘底污泥中的磷,可能返溶重新入水。

2. 深度处理塘的计算

深度处理塘的计算在当前仍采用负荷率进行,根据去除对象的不同而采用不同的负荷率及其他各项设计参数。

(1) 以去除 BOD、COD 为主要目的的深度处理塘。采用下表所列举的各项参数。

以去除 BOD 值为目的的好氧塘和兼性塘型深度处理塘的设计参数				表 6-6
类 型	BOD 表面负荷 ($\text{kg}/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$)	水力停留时间 (d)	深 度 (m)	BOD 去除率 (%)
好氧塘	20~60	5~25	1~1.5	30~55
兼性塘	100~150	3~8	1.5~2.5	40

至于曝气塘型深度处理塘所采取的负荷率值一般都在 $100\text{kg}/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$ 以上,应根据试验确定。

(2) 养鱼的深度处理塘。BOD₅ 负荷率可取值 $20\sim 35\text{kg}/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$,水力停留时间应不小于 15d。

(3) 以去除氨氮为目的的深度处理塘。BOD 表面负荷率不高于 $20\text{kgBOD}_5/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$,水力停留时间不少于 12d,氨氮的去除率可达 65%~70%。

(4) 以除磷为目的深度处理塘。BOD₅ 表面负荷率取值在 $13\text{kgBOD}_5/(10^4\text{m}^2\cdot\text{d})$ 左右,水力停留时间为 12d,磷酸盐去除率可按 60% 考虑。

6.1.8 控制出水塘

1. 概述

设于北方寒冷地区的稳定塘,在冬季低温季节,生物降解功能极度低下,处理水水质难于达到排放要求,因而在这个季节处理水不能排放,将污水加以贮存,待天气转暖,降解功能恢复正常,处理水水质达到排放标准,稳定塘开始正常运行,这种稳定塘就是控制出水塘。

控制出水塘多是兼性塘类型,很少是好氧塘和厌氧塘。控制出水塘的实质,是按一种特定的排放处理水制度运行的稳定塘。控制出水塘的主要运行特点有下列各项。

(1) 控制出水塘在低温季节按贮存塘考虑,不排放处理水,这个期间的具体时间和长短根据当地的具体条件确定。

(2) 为了保证冬贮容量,在冰封前或处理水质达不到排放标准前,必须将塘水排空或排放到塘内某一特定水深。为此,应提前作好准备,即在处理水达标的期间加大排放量。

(3) 在冰封期,冰层下的水温仍可保持 $2\sim 5^\circ\text{C}$,在耐低温的某些微生物的作用下,有机污染物仍可降解,当塘的有效水深在 2.5m 以上时,冰层全部融化后测定,BOD₅ 去除率(相对于排入的污水水质平均值)可达 50% 左右。

(4) 从冰融到塘的净化功能完全恢复之间的期间,仍不得排放处理水,稳定塘应能容纳这个期间的污水。

(5) 在冬贮期间,在进水区应有一定范围的活水区,使流入污水能够漫流在结冰区的冰层上。

(6) 在夏季,控制出水塘可按一般稳定塘的设计类型进行。用于处理城市污水的控制出水塘,在夏季运行期间均可达到排放要求。

2. 控制出水塘的设计要点

在我国北方寒冷地区已有多座用于城市污水的实际上已经按控制出水塘运行的稳定

塘,但运行启动的时间尚短,积累的冬季运行数据较少,也缺乏对这些数据的分析、归纳工作,因此,对控制出水塘的设计,还提不出比较成熟的经验和设计数据,本节仅就作为控制出水塘考虑的稳定塘,在设计上应考虑的因素及一般要求作简要的阐述。

(1) 设计应考虑的因素

- 1) 塘深应大于该地区冰冻深度 1m,在冰层下应保证有 1.0m 深的水层。
- 2) 多塘系统的控制出水塘,各塘应逐级降低塘底标高,以利排放塘水。
- 3) 在塘底应考虑高为 0.3~0.6m 的贮泥层。
- 4) 进出水口应设在污泥层之上,冰冻层之下。

(2) 一般要求

- 1) 污水进塘前务经格栅及旨在去除悬浮物的一级处理。
- 2) 多级塘宜于布置为既可按串联方式运行,又可按并联方式运行。
- 3) 塘数不得少于 2 座。
- 4) 控制出水塘根据地形条件,可采用任何的表面形状,但应尽量避免产生短流现象。

(3) 设计方法与数据

城市污水控制出水塘仍按 BOD 表面负荷率进行计算。下表所列举的是对控制出水塘(兼性塘)采用的参考设计数据。

控制出水塘的设计数据

表 6-7

参 数	有效水深 (m)	水力停留时间 (d)	BOD 负荷 ($\text{kg}/(10^4\text{m}^3\cdot\text{d})$)	BOD 去除率 (%)
数 值	2.0~3.5	30~60	10~80	20~40

6.2 污水的土地处理系统

6.2.1 概述

1. 污水土地处理系统的涵义

污水土地处理系统也属于污水自然处理范畴,就是在人工控制的条件下,将污水投配在土地上,通过土壤—植物系统,进行一系列物理、化学、物理化学和生物化学的净化过程,使污水得到净化的一种污水处理工艺。

污水土地处理系统,能够经济有效地净化污水;能够充分利用污水中的营养物质和水,强化农作物、牧草和林木的生产,促进水产和畜产的发展;采用污水土地处理系统,能够绿化大地,整治国土,建立良好的生态环境,因此,土地处理系统也是一种环境生态工程。

2. 污水土地处理系统的组成

污水土地处理系统由以下各部分所组成。

- (1) 污水的预处理设备;
- (2) 污水的调节、贮存设备;
- (3) 污水的输送、配布与控制系统与设备;
- (4) 土地净化田;
- (5) 净化水的收集、利用系统。

土地处理系统是以土地净化田作为核心环节的。

6.2.2 土地处理系统对污水的净化作用机理

土壤对污水的净化作用是一个十分复杂的综合过程,其中包括:物理过程中的过滤、吸附;化学反应与化学沉淀以及微生物的代谢作用下的有机物分解等。现分别阐述于下。

(1) 物理过滤

土壤颗粒间的孔隙具有截留、滤除水中悬浮颗粒的性能。污水流经土壤,悬浮物被截留,污水得到净化。影响土壤物理过滤净化效果的因素有:土壤颗粒的大小、颗粒间孔隙的形状和大小、孔隙的分布以及污水中悬浮颗粒的性质、多少与大小等。如悬浮颗粒过粗、过多以及微生物代谢产物过多等都能导致产生土壤颗粒的堵塞。

(2) 物理吸附与物理化学吸附

在非极性分子之间的范德华力的作用下,土壤中粘土矿物颗粒能够吸附土壤中的中性分子。污水中的部分重金属离子在土壤胶体表面,因阳离子交换作用而被置换吸附并生成难溶性的物质被固定在矿物的晶格中。

金属离子与土壤中的无机胶体和有机胶体颗粒,由于螯合作用而形成螯合化合物;有机物与无机物的复合化而生成复合物;重金属离子与土壤颗粒之间进行阳离子交换而被置换吸附;某些有机物与土壤中重金属生成可吸性螯合物而面定在土壤矿物的晶格中。

(3) 化学反应与化学沉淀

重金属离子与土壤的某些组分进行化学反应生成难溶性化合物而沉淀;如果调整、改变土壤的氧化还原电位,能够生成难溶性硫化物;改变 pH 值,能够生成金属氢氧化物;某些化学反应还能够生成金属磷酸盐等物质,而沉积于土壤中。

(4) 微生物代谢作用下的有机物分解

在土壤中生存在着种类繁多、数量巨大的土壤微生物,它们对土壤颗粒中的有机固体和溶解性有机物具有强大的降解与转化能力,这也是土壤具有强大的自净能力的原因。

6.2.3 污水土地处理系统工艺

当前在污水土地处理系统方面常用的有下列几种工艺。

1. 慢速渗滤处理系统

慢速渗滤处理系统是将污水投配到种有作物的土地表面,污水缓慢地在土地表面流动并向土壤中渗滤,一部分污水直接为作物所吸收,一部分则渗入土壤中,从而使污水得到净化的一种土地处理工艺(参见图 6-8)。

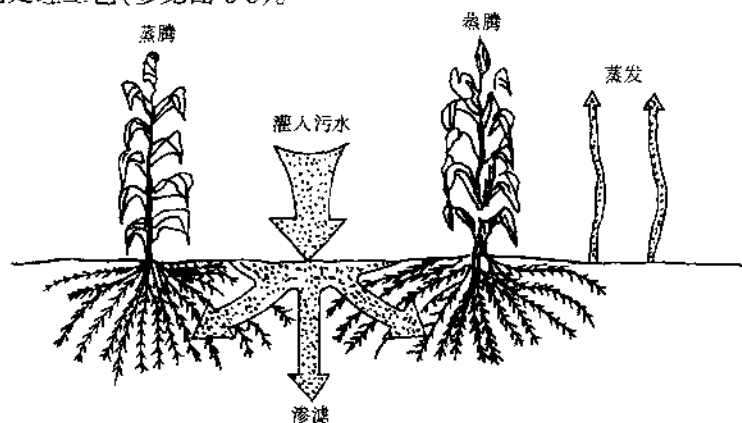


图 6-8 慢速渗滤示意图

向土地布水可采用表面布水和喷灌布水。污水的投配负荷低,污水在土壤层的渗滤速度慢,在含有大量微生物的表层土壤中停留时间长,水质净化效果非常良好,但一般不考虑处理水流出系统。

当以处理污水为本工艺主要目的时,可以多年生牧草作为种植的作物,牧草的生长期长,对氮的利用率高,可耐受较高的水力负荷。

当以利用为本工艺主要目的时,可选种谷物,由于作物生长与季节及气候条件的限制,对污水的水质及调蓄管理应加强。

慢速渗滤系统被认为是土地处理中最适宜的工艺。本工艺适用于渗水性能良好的土壤如砂质土壤和蒸发量小、气候湿润的地区。

根据美国及我国沈阳、昆明等地的运行资料,本工艺对 BOD_5 的去除率,一般可达 95% 以上, COD 去除率达 85%~90%,氮的去除率则在 80%~90% 之间。

2. 快速渗滤系统

这是将污水有控制地投配到具有良好渗滤性能的土地表面,在污水向下渗滤的过程中,在过滤、沉淀、氧化、还原以及生物氧化、硝化、反硝化等一系列物理、化学及生物的作用下,得到净化处理的一种污水土地处理工艺。

快速渗滤处理系统的水流途径及水量平衡示之于图 6-9。在本系统污水是周期地向渗滤田灌水和休灌,使表层土壤处于淹水/干燥,即厌氧、好氧交替运行状态,在休灌期,表层土壤恢复好氧状态,在这里产生强力的好氧降解反应,被土壤层截留的有机物为微生物所分解,休灌期土壤层脱水干化有利于下一个灌水周期水的下渗和排除。在土壤层形成的厌氧、好氧交替的运行状态有利于氮、磷的去除。

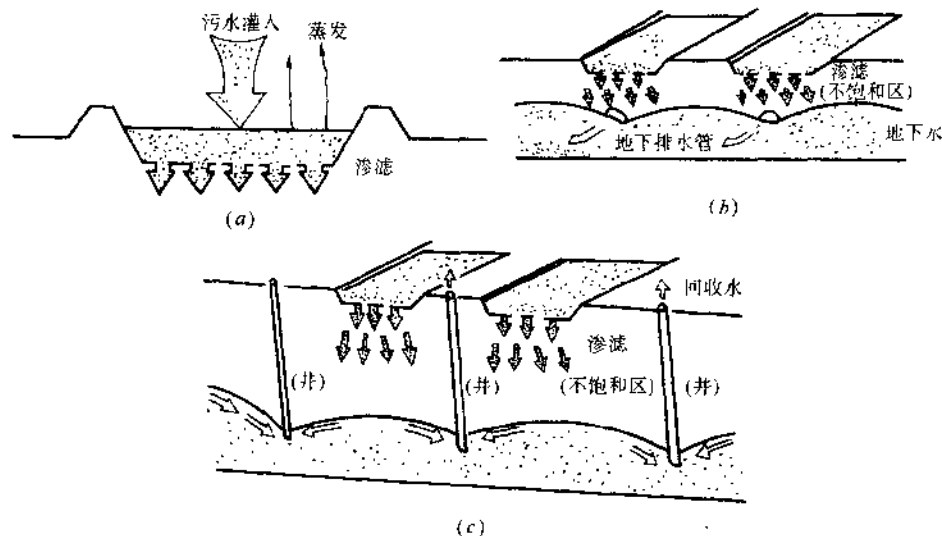


图 6-9 快速渗滤系统示意图

(a) 污水灌入; (b) 由地下管道回收处理水; (c) 由井群回收处理水

本工艺的负荷率(有机负荷率及水力负荷率)高于其他类型的土地处理系统,但如严格控制灌水—休灌周期,本工艺的净化效果仍然很高。

本系统的处理效果:

(1) BOD 去除率可达 95%; COD 去除率 91%。处理水 BOD < 10mg/L; COD < 40mg/L。

(2) 有较好的脱氮除磷功能: NH_4 去除率为 85% 左右; TN 去除率 80%; 除磷率可达 65%。

(3) 去除大肠菌的能力强, 去除率可达 99.9%, 出水含大肠菌为 ≤ 40 个/100mL。

进入快速渗滤系统的污水应当经过适当的预处理, 一般经过一级处理即可, 如场地面积有限, 需加大滤速或需求较高质量的出水, 则应以二级处理作为预处理。

以上各项数据是对国外及我国北京一些快速渗滤处理系统近年来对运行数据加以归纳所取得的。

回收处理水是本工艺的特征, 用地下排水管或井群回收经过净化的处理水(参见图 6-9)或将净化水补给地下水。

快速渗滤处理系统的设计包括确定: (1) 水力负荷速率; (2) 渗滤田面积; (3) 淹水期(灌水)与干化期(休灌)之比; (4) 污水投配速率; 以及(5) 渗滤田的座数及深度等。

水力负荷率应通过现场实测确定, 一般介于较大的范围内(6m/a ~ 122m/a)。

淹水期(灌水期)与干化期(休灌)之比可采用下表的推荐值。

快速渗滤处理系统水力负荷周期(美国土地处理手册推荐值)

表 6-8

目 标	预 处 理 方 式	季 节	灌 水 日 数 (d)	休 灌 日 数 (d)
使污水达到最大的人渗 土壤速率	一级处理	夏 冬	1~2, 1~2	5~7, 7~12
	二级处理		1~3, 1~3	4~5.5~10
使系统达到最高的脱氮 率	一级处理	夏 冬	1~2, 1~2	10~14, 12~16
	二级处理		7~9, 9~12	10~15, 12~16
使系统达到最大的硝化 率	一级处理	夏 冬	1~2, 1~2	5~7, 7~12
	二级处理		1~3, 1~3	4~5.5~10

表中较短的休灌日数, 只适用在气候温暖的地区, 寒冷地区采用较长的休灌期。对一级处理出水或相类似的污水, 投配时间不应超过 1~2d。

污水连续投配所需渗滤田的最少块数列举于表 6-9。

污水连续投配快速渗滤处理系统所需最少渗滤田块数

表 6-9

灌 水 日 数 (d)	休 灌 日 数 (d)	渗 滤 田 最 少 块 数	灌 水 日 数 (d)	休 灌 日 数 (d)	渗 滤 田 最 少 块 数
1	5~7	6~8	1	10~14	11~15
2	5~7	4~5	2	10~14	6~8
1	7~12	8~13	1	12~16	13~17
2	7~12	5~7	2	12~16	7~9
1	4~5	5~6	7	10~15	3~4
2	4~5	3~4	8	10~15	3
3	4~5	3	9	10~15	3
1	5~10	6~11	7	12~16	3~4

续表

灌水日数 (d)	休灌日数 (d)	渗滤田最少块数	灌水日数 (d)	休灌日数 (d)	渗滤田最少块数
2	5~10	4~6	8	12~16	3
3	5~10	3~5	9	12~16	3

3. 地表漫流处理系统

本系统是将污水有控制地投配到多年生牧草、坡度和缓、土壤渗透性差的土地上,污水以薄层方式沿土地缓慢流动,在流动的过程中得到净化。净化出水大部分以地面径流汇集、排放或利用(参见图 6-10)。

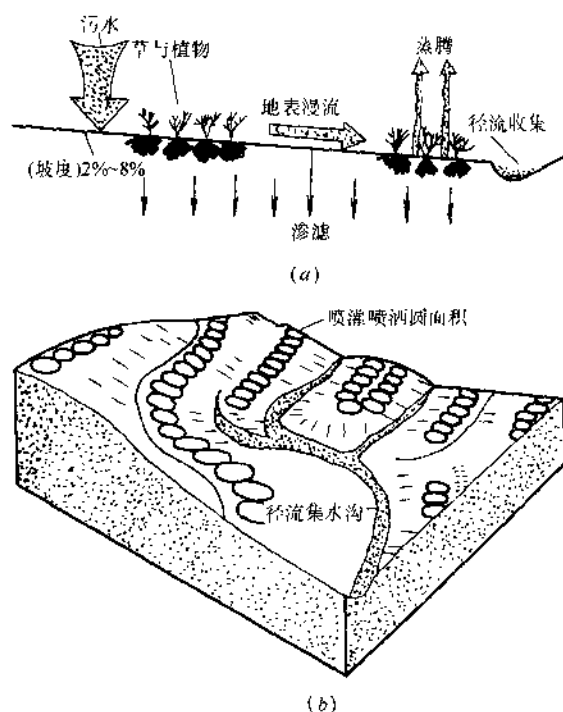


图 6-10 地表漫流处理系统

(a)污水地表漫流;(b)采用喷灌的地表漫流系统

地表漫流处理系统是以处理污水为主,兼行生长牧草的污水土地处理与利用工艺。这种工艺对预处理程度要求低,地表径流收集处理水,对地下水的污染较轻。在污水在地表漫流的过程中,只有少部分水量蒸发和渗入地下,大部分汇入建于低处的集水沟。

图 6-10 所示是地表漫流处理系统场地和水流途径。

本系统适用于渗透性较低的粘土、亚粘土,最佳坡度为 2%~8%。

本系统进水须经适当的预处理,如格栅、筛滤等,其出水水质则相当于传统的生物处理的出水水质。

据国内、外的实际运行资料,地表漫流处理系统对 BOD 的去除率可达 90% 左右;总氮的去除率为 70%~80%;而悬浮物的去除率较高,一般达 90%~95%。

地表漫流处理系统的另一项特点是在污水漫流地域可种植作物,如牧草等,

因此,具有一定的经济效益。

地表漫流处理系统的工艺设计包括:(1)确定水力负荷率和投配速率;(2)计算所需土地面积等。

地表漫流处理系统的水力负荷率为平均日污水投配量(m^3/d)除以本系统的湿润面积(m^2),表示单位为 cm/d 。对城市污水,水力负荷率取值介于 0.6~8 cm/d 之间,取值大小与预处理方式有关。

投配率则是以每小时投配到单位宽度的污水量以($\text{m}^3/(\text{n}\cdot\text{m}\cdot\text{h})$)计。

此外,还有投配时间与投配频率二项参数。投配时间是每天投配污水的延续时间,以 h/d 计,取值 5~24 h/d 。投配频率是在每周内污水投配的日数,一般为 5~7 $\text{d}/\text{周}$ 。

表 6-10 所列举的是地表漫流处理系统的各项设计参数的参考值。

地表漫流处理系统各项设计参数

表 6-10

预处理方式	水力负荷率 (cm^3/d)	投配率 ($\text{m}^3/(\text{h} \cdot \text{m} \cdot \text{h})$)	投配时间 (h/d)	投配频率 ($\text{d}/\text{周}$)	斜 向 长 (m)
格栅	0.9~3.0	0.07~0.12	8~12	5~7	36~45
初次沉淀	1.4~4.0	0.08~0.12	8~12	5~7	30~36
稳定塘	1.3~3.3	0.03~0.10	8~12	5~7	45
一级生物处理	2.8~8.0	0.10~0.20	8~12	5~7	30~36

地表漫流处理系统的土地面积,根据已确定的污水投配率和坡面长度通过计算确定。

4. 湿地处理系统

湿地处理系统是将污水投放到土壤经常处于水饱和状态而且生长有芦苇、香蒲等耐水植物的沼泽地上,污水沿一定方向流动,在流动的过程中,在耐水植物和土壤联合作用下,污水得到净化的一种土地处理工艺。

湿地处理系统对污水净化的作用机理是多方面的,这里有:物理的沉降作用;植物根系的阻截作用;某些物质的化学沉淀作用;土壤及植物表面的吸附与吸收作用;微生物的代谢作用等。此外,植物根系的某些分泌物对细菌和病毒有灭活作用;细菌和病毒也可能在对其不适宜环境中自然死亡。

在湿地处理系统中以生长沼泽地的维管束植物为主要特征,繁茂的水生植物为微生物提供了良好的栖息场所,维管束植物向其根部输送光合作用产生的氧,每一株维管束植物都是一部“制氧机”,使其根部周围及水中保持一定浓度的溶解氧,使根区附近的微生物能够维持正常的生理活动,其次,植物也能够直接吸收和分解有机污染物。

繁茂的水生植物还具有均匀水流、衰减风速、避免光照、防止藻类过度生长等多种作用。湿地处理系统可分为以下几种类型。

(1) 天然湿地系统

利用天然洼淀、苇塘,并加以人工修整而成。中设导流土堤,使污水沿一定方向流动,水深一般在 30~80cm 之间,不超过 1.00m,净化作用与好氧塘相似,适宜作污水的深度处理。图 6-11 所示为天然湿地处理系统。



图 6-11 天然湿地处理系统示意图

(2) 自由水面人工湿地

用人工筑成水池或沟槽状,地面铺设隔水层以防渗漏,再充填一定深度的土壤层,在土壤层种植芦苇一类的维管束植物,污水由湿地的一端通过布水装置进入,并以较浅的水层在地表上以推流方式向前流动,从另一端溢入集水沟,在流动的过程中保持着自由水面(参见图 6-12)。

本工艺的有机负荷率及水力负荷率较低。在确定负荷率时,应考虑气候、土壤状况、植物类型以及接纳水体对水质要求等因素,特别是应将使水层保持好氧状态作为首要条件。

根据本工艺的实际运行数据,有机负荷率介于 $18 \sim 110 \text{kgBOD}_5/(\text{ha} \cdot \text{d})$ 这样较大的幅度。我国天津的运行数据,当进水 $\text{BOD}_5 = 150 \text{mg/L}$ 时,水力负荷取值 $150 \sim 200 \text{m}^3/(\text{ha} \cdot \text{d})$,出水可达二级处理水标准。

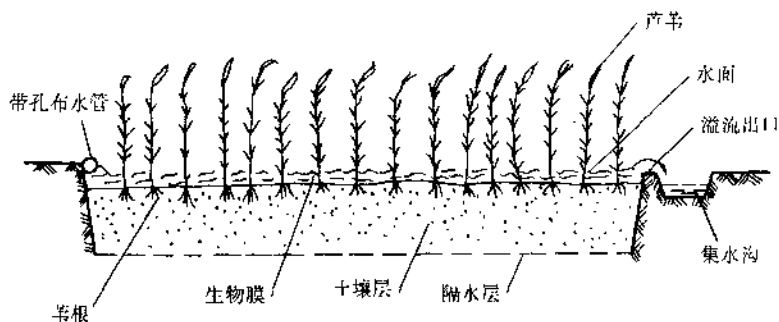


图 6-12 自由水面人工湿地

(3) 人工潜流湿地处理系统

人工潜流湿地处理系统是人工筑成的床槽,床内充填介质支持芦苇类的挺水植物生长。床底设粘土隔水层,并具有一定的坡度。污水从沿床宽度设置的布水装置进入,水平流动通过介质,与布满生物膜的介质表面和溶解氧充分的植物根区接触,在这一过程中得到净化。

根据床内充填的介质不同,人工潜流湿地处理系统又可分为两种类型。其中之一如图 6-13 所示,床内介质是由上、下两层所组成,上层为土壤,下层为由易于使水流通的介质,如粒径较大的土壤、碎石等,上层种植芦苇等耐水植物,下层则为植物根系深入的根系层。沿床宽设布水沟,内充填碎石,污水由布水管流入。在出水的另一端碎石层的底部设多孔集水管与出水管相联结,出水管设闸阀,能够调节床内水位。

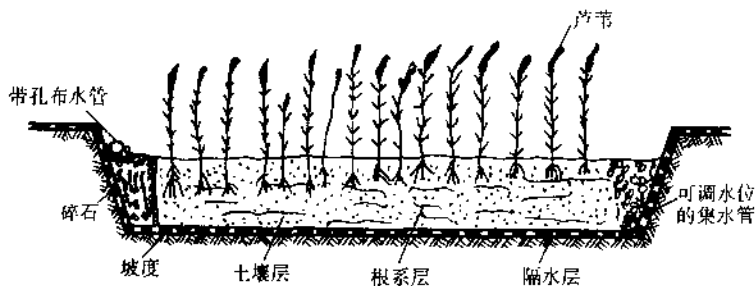


图 6-13 人工潜流湿地处理系统

另一种形式的人工潜流湿地处理构筑物,称为碎石床,即在床内充填的只是碎石、砾石一种介质,耐水性植物直接种植在介质上。进水与出水装置基本上与前一种类型的人工湿地相同(参见图 6-14)。

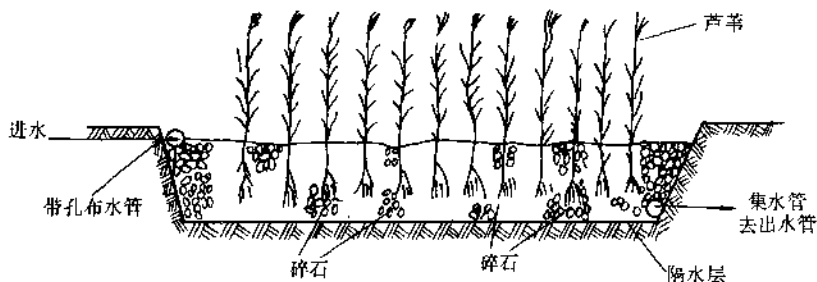


图 6-14 人工潜流湿地(碎石床)

碎石充填深度应根据种植的植物根系能够达到的深度而定。一般芦苇为 60~70cm。介质粒径可介于 10~30mm 之间。

污水的湿地处理系统,既能处理污水,又能改善环境。近年来颇受一些国家的重视,在我国于“七五”期间曾作为国家重点科技攻关项目,广泛地、深入地进行了科学试验研究,取得了一定的成果,在我国也得到了应用。

湿地系统初步设计可考虑采用的参考性参数:

水力停留时间——7~10d

投配负荷率——2~20cm/d

布水深度——夏季<10cm;冬季>30cm

有机负荷——15~20kgBOD/(10⁴m²·d)

长宽比 L:B>10:1

植物——芦苇、香蒲等水葱、灯芯草、蓼衣草

湿地坡度——一般为 0%~3%

对土壤的要求——土壤质地为粘土-壤土。渗透性为慢-中等,渗透率为 0.025~0.35m/n

人工湿地占用土地面积(F)可用下式估算:

$$F = 6.57 \times 10^{-3} Q (10^4 \text{m}^2) \quad (6-19)$$

式中 Q——污水设计流量,m³/d。

5. 污水地下渗滤处理系统

将经过腐化池(化粪池)或酸化水解池预处理后的污水有控制地通入设于地下距地面约 0.5m 深处的渗滤田,在土壤的渗滤作用和毛细管作用下,污水向四周扩散,通过过滤、沉淀、吸附和在微生物作用下的降解作用,使污水得到净化。

这种的污水处理法称之为污水地下渗滤处理系统,归纳起来,这种工艺具有以下特征:

- (1) 整体处理系统都设于地下,无损于地面景观,而且能够种植绿色植物,美化环境。
- (2) 不受外界气温变化的影响,或影响较小。
- (3) 易于建设、便于维护、不堵塞、建设投资省、运行费用低;
- (4) 对进水负荷的变化适应性较强,耐受冲击负荷;
- (5) 如运行得当,处理水水质良好、稳定、可回用于农灌、浇灌城市绿化地、街心公园等。

地下渗滤处理系统是一种以生态原理为基础,以节能、减少污染、充分利用水资源的一种新型的小规模的污水处理工艺技术。这种工艺适用于处理小流量的居住小区、旅游点、度假村、疗养院等未与城市排水系统接通的分散建筑物排出的污水。

地下渗滤处理系统在一些发达国家,如日本、美国受到重视,得到很大的发展,在日本已建成 20000 余套这种净化系统,而且还在发展中。在美国约有 35% 的农村及零星独立建造的住宅采用了这种技术;俄罗斯近 20 年来对开发这类污水处理技术做了大量的工作,在制定工艺流程、净化方法、处理设备等方面做到了定型化、系列化,并制定了相应的技术规范。我国近年来对这一技术也日益重视,但尚处于初步的启动阶段。

污水地下渗滤处理技术,现在国外采用的种类很多,不下十几种,本节择其中主要的几种加以阐述。

(1) 污水土壤渗滤净化沟

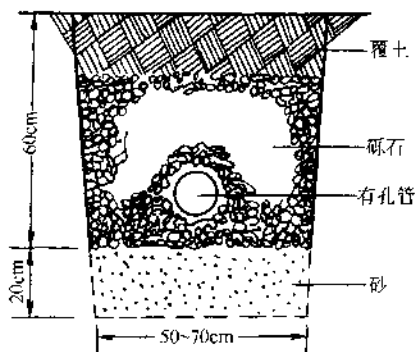


图 6-15 污水土壤渗滤净化沟

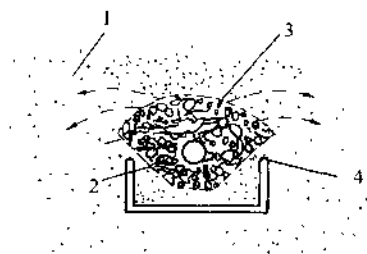
如图 6-15 所示,在本系统中,污水先经化粪池,或沉淀池等预处理构筑物处理,去除其中的悬浮物,然后进入埋在地下的渗滤沟和带孔的布水管,从布水管中缓慢地向周围土壤浸润、渗透和扩散。

布水管一般埋设在距地面 0.4m 左右的深度其周围铺满砾石,砾石层底部宽 0.5~0.7m,其下部铺厚约为 0.2m 的砂。

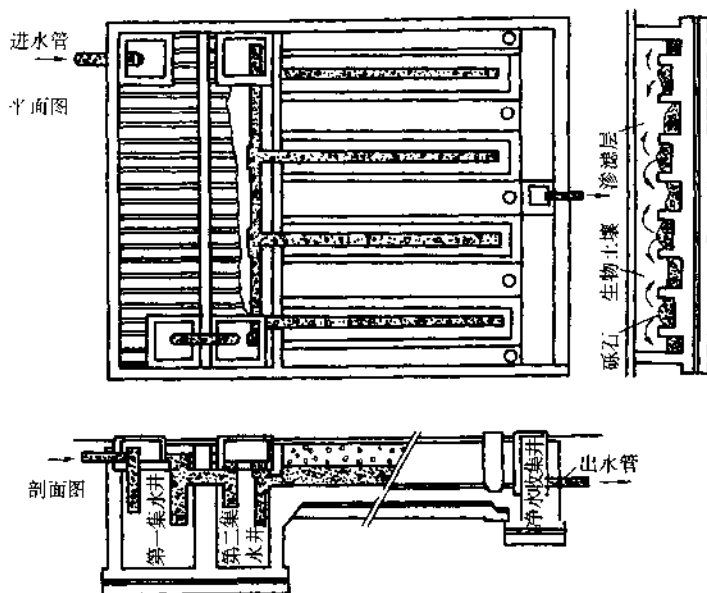
水力负荷是维持本工艺正常运行的关键因素。水力负荷值不能过大,应根据测得的土壤渗透能力以确定适宜的水力负荷。

(2) 毛管浸润渗滤沟

本工艺也称为尼米(Niimi)系统,是日本开发的。是利用土壤毛细管浸润扩散原理研制的



(a)



(b)

图 6-16 毛管浸润渗滤沟系统

(a)典型示意剖面图;(b)工程图(平面及剖面)

1—通气性土壤;2—孔管;3—砾石;4—合成树脂膜

一种浅型土壤污水处理系统。本系统图示于图 6-16。

污水经预处理后进入陶土管,在其周围铺毛细管砾石层,其下铺砂层,砂层下铺有机树脂膜,以防止污水渗入下层土壤,污染地下水。污水通过砂砾的毛细管虹吸作用,缓慢地上升,并向其四周浸润、扩散,进入周围土壤,在地面下 0.3~0.5m 的土壤层内存活着大量的微生物和各种微型动物,在这些微生物的作用下,污水中的有机污染物被吸附、降解。污水中的有机氮在微生物的作用下转化为硝酸氮,伸入土壤层的植物根系吸收部分有机污染物、硝酸氮以及磷等植物性营养物,土壤中的微生物又为原生动物及后生动物等微型动物所摄取,这样,在毛细管浸润型渗滤系统内形成一个生态系统,通过生物—土壤系统的复杂而又互相联系和互相制约的作用下,污水得到净化。

土壤的毛细管浸润作用是本工艺的主要特征,因此,必须使土壤经常保持毛细管浸润状态,使土壤颗粒间保持一定的和必要的空隙,以维持通气状态,这是本工艺良好运行的必要条件。

经过实测,在渗滤沟周围 0.5m 的上层内,随着距离的加大,大肠杆菌数量逐渐减少,在 0.5m 处,即完全检不出。距 1.0m 处 BOD_5 去除率达 98%。污水中的氨氮在 0.4m 处已有 99% 转化为硝酸氮。沟上种植的各种植物,其产量与对照组相比,提高 2~3 倍。

本工艺的 BOD 容积负荷为 $0.90g\ BOD_5/(m^3 \cdot h)$ 或 $21.6g\ BOD_5/(m^3 \cdot d)$; BOD_5 的面积负荷为 $0.45g\ BOD_5/(m^2 \cdot h)$ 或 $10.8g\ BOD_5/(m^2 \cdot d)$ 。容积水力负荷为 $0.005m^3/(m \cdot h)$, 或 $0.120m^3/(m^2 \cdot d)$; 面积水力负荷则为 $0.0025m^3/(m^2 \cdot h)$, 或 $0.060m^3/(m^2 \cdot d)$ 。

以上各项参数可供设计时参考。

除以上列举的两种污水地下渗滤系统外,在实际上还有一系列其他类型的在运行,如:接触氧化—土壤净化复合处理系统;填埋式地下间歇砂滤池;地下砂—卵石渗滤沟等,都具有良好的处理效果,对此,在应用时可参考有关中、外文资料。

第 7 章 污水的深度处理与回用

7.1 概 述

根据二级处理技术(如活性污泥法)净化功能对城市污水所能达到的处理程度,在它的处理水中,在一般情况下,还会含有相当数量的污染物质,如: BOD_5 20~30mg/L; COD 60~100mg/L; SS 20~30mg/L; NH_3-N 15~25mg/L; P 6~10mg/L,此外,还可能含有细菌和重金属等有毒有害物质。

含有以上污染物质的处理水,如排放湖泊、水库等缓流水体,会导致水体的富营养化;排放具有较高经济价值的水体,如养鱼水体,会使其遭到破坏。这种处理水更不适于回用。

如欲达到以上的目的,就必须对其进一步进行深度处理。深度处理的对象与目标是:

(1) 去除处理水中残存的悬浮物(包括活性污泥颗粒);脱色、除臭,使水进一步得到澄清。

(2) 进一步降低 BOD_5 、 COD 、 TOC 等指标,使水进一步稳定。

(3) 脱氮、除磷,消除能够导致水体富营养化的因素。

(4) 消毒杀菌,去除水中的有毒有害物质。

经过深度处理后的水能够:

(1) 排放包括具有较高经济价值水体及缓流水体在内的任何水体,补充地面水源。

(2) 回用于农田灌溉、市政杂用,如浇灌城市绿地、冲洗街道、车辆、景观用水等。

(3) 居民小区中水回用于冲洗厕所。

(4) 作为冷却水和工艺用水的补充用水,回用于工业企业。

(5) 用于防止地面下沉或海水入侵,回灌地下。

下表(表 7-1)所列举的是对二级处理水进行深度处理的目的,去除对象和所采用的处理技术。

二级处理水深度处理的目的、去除对象和所采用的处理技术与工艺流程 表 7-1

处理目的	去 除 对 象		有 关 指 标	采用的主要处理技术
排放水体 再用	有机物	悬浮状态	SS VSS	快滤池、微滤机、混凝沉淀
		溶解状态	BOD_5 COD TOC TOD	混凝沉淀、活性炭吸附、臭氧氧化
防止富营 养化	植物性 营养盐类	氮	$T-N$ $K-N$ NH_3-N NO_2-N NO_3-N	吹脱、折点氯化脱氮、生物脱氮
				生物脱氮

续表

处理目的	去除对象		有关指标	采用的主要处理技术
防止富营养化	植物性营养盐类	磷	$\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ T-P	金属盐混凝沉淀 石灰混凝沉淀晶析法 生物除磷
再 用	微量成分	溶解性无机物 无机盐类	电导度 Na, Ca, Cl 离子	反渗透、电渗析、离子交换
		微生物	细菌 病毒	臭氧氧化、消毒、(氯气、次氯酸钠紫外线)

本章以下各节将对各项处理技术的工作原理、反应特征、设备特点以及设计要点加以阐述。

7.2 悬浮物的去除

7.2.1 概述

污水中含有的悬浮物,其粒径从数 10mm 到 $1\mu\text{m}$ 以下的胶体颗粒是多种多样的。经二级处理后,在处理水中残留的悬浮物是以粒径从数 nm 到 $10\mu\text{m}$ 的生物絮凝体和未被凝聚的胶体颗粒。这些颗粒几乎全部都是有机性的。二级处理水 BOD 值的 50%~80% 都来源于这些颗粒,为了提高二级处理水的稳定度,去除这些颗粒是非常必要的。

此外,对二级处理水进行以回用为目的深度处理,如去除溶解性有机物以及以排放缓流水体为目的的脱氮除磷工艺时,去除残留悬浮物是提高深度处理和脱氮除磷效果的必要条件。

去除二级处理水中的悬浮物,采用的处理技术要根据悬浮物的状态和粒径而定,粒径在 $1\mu\text{m}$ 以上的颗粒,一般采用砂滤去除,粒径从几百 Å 到几十 μm 的颗粒,采用微滤机一类的设备去除,而粒径在 1000Å ~几 Å 的颗粒,则应采用用于去除溶解性盐类的反渗透法加以去除。呈胶体状的粒子,则采用混凝沉淀法去除是有效的。

下图所示为二级处理水中悬浮物的粒径,和应采取的去除技术。

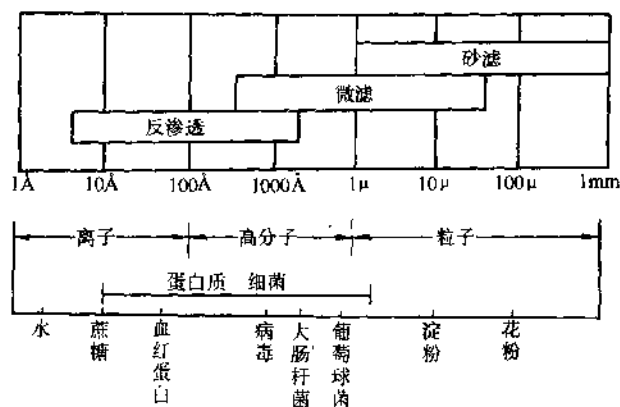


图 7-1 二级处理水中悬浮物的粒径与所采用的处理技术

7.2.2 混凝沉淀

混凝沉淀是污水深度处理常用的一种技术。

混凝沉淀工艺去除的对象是污水中呈胶体和微小悬浮状态的有机和无机污染物。从表面而言,就是去除污水的色度和浊度。混凝沉淀还可以去除污水中的某些溶解性物质,如砷、汞等。也能够有效地去除能够导致缓流水体富营养化的氮、磷等。

混凝沉淀具体技术就是将与作用机理相适应数量的混凝剂投入污水中,经过充分混合、反应,使污水中呈微小悬浮颗粒和胶体颗粒互相产生凝聚作用,成为颗粒较大,而且易于沉淀的絮凝体(颗粒粒径 $>20\mu\text{m}$)。再经过沉淀加以去除。

水处理的混凝作用,其机理是比较复杂的。通过胶体双电层压缩、吸附—电中和、吸附架桥以及沉析物网捕等一系列反应作用,形成絮凝体。

此外,在对某些物质的去除过程中,还可能存在着物理吸附和络合等反应。

混凝剂的正确选用是采用混凝沉淀技术关键的环节,对给水处理已有比较成熟的经验,但对污水的深度处理尚缺乏足够的可资直接引用的数据,因此,需要通过实地试验,才能选定出适当的混凝剂种类与投加的剂量。

城市污水二级处理水中的悬浮物质、胶体物质主要是在生物处理过程中参与反应的微生物(活性污泥碎片、生物膜残屑)及其分泌物和代谢产物等。它们是有机物,含有的蛋白质是带负电荷的亲水胶体。亲水胶体由于颗粒表面存在着某些极性基团(如 COOH 与 NH_2),因而吸收大量的极性水分子,使其外围包复一层水壳。

对这种亲水胶体物质的混凝反应,关键的环节是压缩和去除其周围的结合水壳。

投加混凝剂,首先要中和胶体颗粒所带电荷,继之是脱水作用,因离子有很大的水化作用,能夺走胶体颗粒周围的水分子而将水壳去除,使胶粒脱稳而产生凝聚作用。

采用混凝法去除污水中的有机物,去除效果良好,但投药量较大,如以商品浓度的工业硫酸铝计算,往往需要 $50\sim 100\text{mg/L}$ 。这样出现的问题是产生大量的含水率很高(可达99.3%)的污泥,这种污泥难于脱水,给污泥处置带来很大的困难。

混凝技术要经过混合、反应两个步骤来完成,混凝剂与污水进行充分的混合是保证混凝反应(又称絮凝反应)正常作用的必要条件。混凝反应则在絮凝池(或称絮凝体形成池)内进行。混合和反应可以分别在两个设备内进行,也可以在统一的一座设备内进行。给水处理工程在这方面已有非常成熟的经验,无论在理论探讨和设备设计方面,在污水深度处理领域都可以在考虑本身特点的基础上加以参考利用。

混凝反应过程形成的絮凝体的分离,除沉淀池外,还可以用澄清池加以分离。澄清池是接触絮凝反应设备,就是絮凝、泥水分离一体化设备。在澄清池内有着高浓度的泥渣,在上升水流的作用下,泥渣处于悬浮状态并形成泥渣层。泥渣是良好的凝聚介质,在上升水流中处于动平衡状态,污水中的悬浮颗粒、胶体粒子(包括混凝剂)随水流上升通过泥渣层,与泥渣颗粒产生相对运动并相互碰撞,产生凝聚反应。泥渣既是接触絮凝介质,又由于截留起到泥水分离作用。

有关污水(工业废水)混凝沉淀处理内容将在本书第13章13.1作深入的阐述,本节只作一般性的介绍。

7.2.3 过滤技术

在污水深度处理技术中,过滤是最普遍采用的一种技术。

过滤是一个包含多种作用的复杂过程。它包括输送和附着两个阶段,只有将悬浮粒子输送到滤料表面,并使之与滤料表面接触才能产生附着作用,附着以后不再移动才算是被滤料截留,输送是过滤过程的前提。

在层流条件下,悬浮粒子是在以下各项作用下输送到滤料表面的。

(1) 惯性作用:由于水在滤料间隙中的运动惯性作用,使悬浮粒子随流水线而到达滤料表面。

(2) 沉淀作用:滤料层可以看作是层层叠起的多层微型沉淀池。水中悬浮粒子按斯笃克斯定律,沿地心引力方向运动,穿越流水线而“沉淀”在滤料表面。

(3) 扩散作用:微小(粒径小于 $1\mu\text{m}$)的悬浮粒子在周围水分子热能的作用下,进行无规律的运动,从而向滤料颗粒表面靠近。扩散作用与水温 and 粒子大小有关。

(4) 直接截留作用:直径为 e 的粒子随流水进入到某一滤料表面,并与滤料表面在 $\frac{e}{2}$ 的范围内与之接触,因而产生附着作用。

此外,还有一种水动力的作用,即在低雷诺数的水流作用下,球形粒子在均匀的剪力场内进行旋转运动,从而受到一种侧向力而跨过水流靠近滤料表面。

上述几种作用,有时同时作用在同一粒子上,一般来说,粒子颗粒粒径越大,直接截留的作用越明显;对粒径大于 $10\mu\text{m}$ 的粒子,则沉淀作用是主要的,密度大于水的尤甚,但对微小粒子,扩散作用则是重要的。

粒子附着于滤料颗粒表面,是双电层之间相互作用力和分子间力综合作用的结果。如果滤料与颗粒带有同一电荷,两者之间的结合将产生斥力,粒子必须在输送阶段获得足够的能量克服这一斥力。既或两者之间带不同电荷,当滤料表面已附着大量粒子,又将出现同一电荷相斥的作用。

一般认为,对凝聚粒子主要是以 ζ 电位为指标的“界面化学”作用,作为附着的主要作用力的,而对非凝聚粒子则多是在分子架桥作用下被“网捕”的。

过滤经过一段时间后,表层滤料间的隙缝逐渐为污染粒子所堵塞,即出现了所谓的“表层截污”现象,严重时会造成滤膜,使过滤阻力剧增,滤速剧减,也可能使滤膜裂缝,出现污染粒子穿透的现象。因表层截污,使下层滤料对污染粒子的截留得不到充分发挥,使滤层截污量降低,过滤周期大为缩短。

有关水的过滤设备的构造、作用原理以及计算与设计等内容,在《给水处理》课中已有非常详细的阐述。此外,在本书“工业废水处理”11.4节过滤中对过滤技术在工业废水处理中的应用特点也有比较详细的阐述。在原则上,用于给水处理过滤的设备都能够用于二级处理水的深度处理。因此,有关过滤设备的内容本节从略。

本节仅就二级处理水进行过滤处理的特点加以阐述。二级处理水过滤处理的主要去除对象是生物处理工艺残留在处理水中的生物絮体污泥,因此,二级处理水过滤处理的特点主要是:

(1) 在一般情况下,不需投加药剂,水中的絮凝体具有良好的可滤性,滤后水 SS 值可达 10mg/L , COD 去除率可达 $10\% \sim 30\%$ 。由于胶体污染物难于通过过滤法去除,滤后水的浊度有可能去除效果欠佳,在这种情况下应考虑投加一定的药剂。如处理水中含有溶解性有机物,则应考虑采用活性炭吸附法去除。

(2) 反冲洗困难,二级处理水的悬浮物多是生物絮凝体,在滤料层表面较易形成一层滤膜,致使水头损失迅速上升,过滤周期大为缩短。絮凝体贴在滤料表面,不易脱离,因此需要辅助冲洗,即加表面冲洗,或用气水共同反冲使絮凝体从滤料表面脱离,效果良好,还能节省反冲水量。在一般条件下,气水共同反冲,气强度 $20\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$,水强度为 $10\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。

(3) 所用滤料应适当加大粒径,加大单位体积滤料的截泥量。

7.3 溶解性有机物的去除

在生活污水中,溶解性有机物的主要成分是蛋白质、碳水化合物和阴离子表面活性剂。在经过二级处理的城市污水中的溶解性有机物多是丹宁、木质素、黑腐酸等难降解的有机物。

对城市污水中这些有机物,用生物处理技术是难以去除的,还没有比较成熟的处理技术。当前,从经济合理和技术可行方面考虑,采用活性炭吸附和臭氧氧化法是适宜的。本节将就这两种处理工艺加以阐述。

7.3.1 活性炭吸附

有关活性炭的制造、活化方法、细孔的构造以及其表面化学性质等问题,将在本书第13章13.3节吸附,作详细的阐述。有关吸附处理法的理论、应用以及吸附设备的计算与设计问题也将在该节阐述。

本节仅对活性炭的基本性质及用于二级处理水深度处理的有关理论及应用问题作简要的阐述。

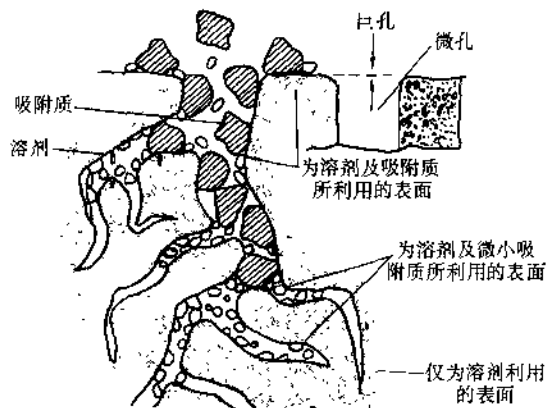


图 7-2 活性炭分子筛作用模式图

在所有的吸附剂中,活性炭的吸附能力是最强的。在活性炭的表面布满微细的小孔,根据微细小孔的大小,可分为小孔(小孔半径在 2nm 以下)、大孔(半径介于 $100\sim 1000\text{nm}$ 之间)、过渡孔(半径为 $2\sim 100\text{nm}$)。

使活性炭具有吸附功能的是小孔(也称微孔),大孔(也称巨孔)的作用是将溶液导入,使其进入小孔的吸附功能区(参见图7-2)。

活性炭吸附是以物理吸附为主(范德华力),但也有化学吸附的作用在内。除溶解性有机物外,通过活性炭的吸附,还能够去除表面活性剂、色度、重金属和余氯等。

活性炭有粒状和粉状两种类型,粒状炭的粒径介于 $0.15\sim 4.7\text{mm}$ 之间,污水处理,包括高度处理多使用粒状炭。粉状炭的粒径为 0.074mm 。

吸附量与溶液中吸附质浓度之间的关系,在温度一定的条件下,为等温吸附规律,表达这一规律的数学式称之为吸附等温式,根据这种关系绘制的曲线图,称之为吸附等温线。人们已提出多种等温吸附式,对活性炭吸附多用弗兰德利希吸附等温式描述。弗兰德利希式为:

$$q = KC^{\frac{1}{n}}$$

$$\ln q = \ln K + \frac{1}{n} \ln C$$

式中 q ——吸附量,单位活性炭在吸附平衡时,对吸附质的吸附量,g/g;

C ——吸附平衡时溶液中残存的吸附质的浓度,mg/L 或 g/L;

K, n ——常数。

K 值越大,吸附性越强,易被吸附的物质, $n > 1$ 。

以 $\ln q$ 为纵坐标,以 $\ln C$ 为横坐标,可绘制直线形式的吸附等温线,其斜率为 $\frac{1}{n}$,截距为 $\ln K$ 。

图 7-3 所示为以二级处理水为原水,用活性炭进行吸附处理,通过弗兰德利希式表示的一例。

吸附速度是由三阶段组成的,即:(1)从溶液到达活性炭表面的外部扩散速度;(2)在小孔内的炭内扩散速度;(3)在细孔内被吸附的吸附反应速度。其中(1)、(2)为吸附速度的控制阶段。

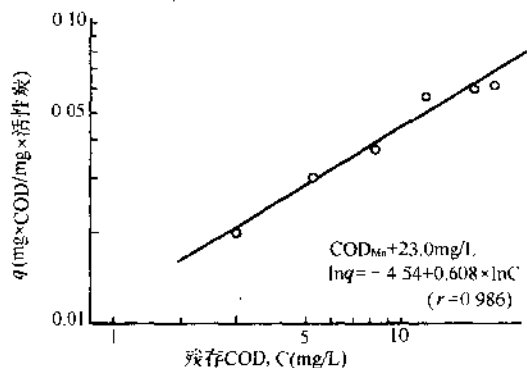


图 7-3 等温吸附的一例
(原水为二级处理过滤水)

用活性炭吸附法处理二级处理水的操作,同样也是在吸附塔进行。活性炭吸附塔设计的基本参数是污水(二级处理水)与活性炭的接触时间和接触方式,现分别简要地阐述于下。

(1) 接触时间

活性炭与污水的接触时间根据目标处理水质、活性炭再生的频度确定,一般为 15~35min,以平均流量为准进行计算。

流速在 $600 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 以下时,流速对活性炭的吸附功能不会造成影响。

(2) 接触方式

单一吸附塔运行,初期能够达到对处理要求的水质,在运行一段时间后,处理水水质已不能满足要求,但活性炭还具有较高的吸附能力,既或如此,活性炭仍应进行再生处理,这样,再生次数较多,增加运行费用。建议采用下图所示的几种运行方式与系统。

系统(a)为串联运行系统,共五座吸附塔,依次穿透,依次再生,经再生处理后的吸附塔,排在系统最后,处理水从此排出。

系统(b)为并联运行系统,在 5 座吸附塔内分别充填老化程度不同的活性炭,这样可以不同时穿透,穿透进行再生。

系统(c)为连续运行的单塔,老化活性炭排出系统,经再生处理后的活性炭连续地或间歇地向塔内充填。

在通水方向方面,吸附塔有上向流与下向流之分。上向流又有流动床式与固定床式两种形式,固定床式易于堵塞,因此进水中不能含有多量的悬浮物,流动床式内活性炭约有 10% 左右的膨胀率,无堵塞之虑。下向流式吸附塔易于堵塞是其主要缺点,应考虑设反冲装置,下向流式又有压力式与重力式二种型式。

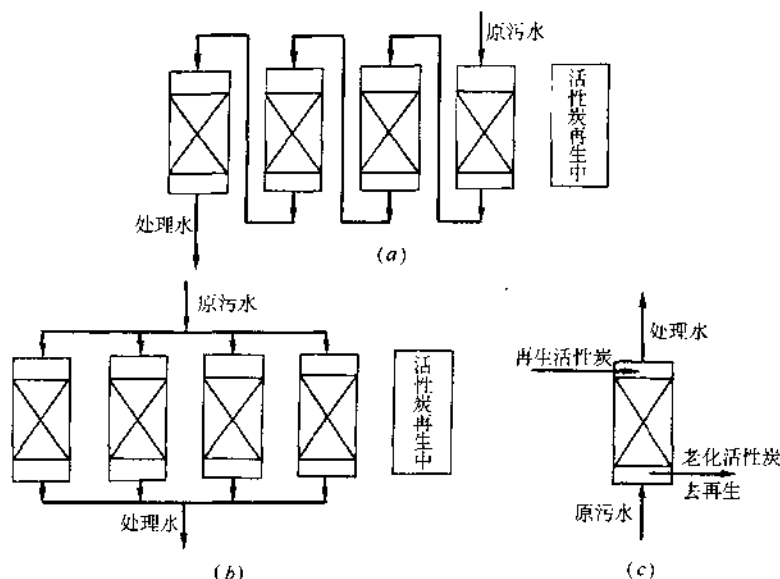


图 7-4 活性炭吸附塔运行方式

活性炭对二级处理水吸附处理的效果及其影响因素有下列各项：

(1) 活性炭对分子量在 1500 以下的环状化合物和不饱和化合物以及分子量在数千以上的直链化合物(糖类)有较强的吸附能力,效果良好。

(2) 在吸附塔内有微生物滋生,根据镜检,在活性炭层内存活有根足虫类的表壳虫(*Arcella*)、变形虫(*Amoeba*)等,此外还检出的有游仆虫(*Euplotes*)和内管虫(*Entosiphon*)等。由于有微生物存活,部分有机物为微生物所分解,能够显著地提高吸附塔去除溶解性有机物的功能。

从另一方面来看,如吸附塔内形成厌氧状态,就会滋生硫酸还原菌,导致产生硫化氢,这样能够出现设备腐蚀、产生恶臭的后果,处理水呈乳白色。抑制在吸附塔内产生硫化氢比较有效的措施是向进水中投加硝酸钠,投加量为 5.4mg/L 。这样还能够提高活性炭的有机负荷量。

为了避免活性炭层为悬浮物所堵塞,活性炭表面为胶体污染物所覆盖,使活性炭的吸附功能降低,对用活性炭进行去除有机物处理的二级处理水,需进行一定程度的预处理,采用的处理技术主要是过滤和以石灰和铁盐为混凝剂的混凝沉淀。

有关活性炭再生方法与操作请参阅有关文献资料或本书第 13 章第 13.3 节。

7.3.2 臭氧氧化处理

臭氧氧化在本书第 12 章专设节阐述(12.4 节),在该节中对臭氧的物理化学性质、臭氧的制备、臭氧发生器以及臭氧反应设备的各种型式、臭氧设备的设计与计算,都有比较详细的阐述。

本节仅就臭氧对有机物的氧化,特别是对二级处理水的深度处理的特性进行叙述,为了便于说明问题,首先就臭氧的一般物性作了必要的叙述。同时对臭氧与污水混合反应的主要方式和反应器也作简要的说明。

臭氧可用光化学反应、电解反应、放电反应制备,现广泛使用放电反应制备(参见图

12-16)。通过玻璃一类的诱电体放电,氧在电极之间通过,即转换为臭氧。

臭氧制备所需的电能(包括冷却和除湿所用的),如以空气为原料,每生产 1kg 臭氧,需耗电能约 20kWh,以氧为原料则为 10kWh 左右。

作为深度处理技术,臭氧对二级处理水进行以回用为目的的处理,其主要的任务是:(1)去除污水中残存的有机物;(2)脱除污水的着色;(3)杀菌消毒。

臭氧的分子式为 O_3 ,一般为无色的气体,具有特异的臭味,能够刺激口、鼻等器官的粘膜。臭氧的氧化力较强,以氧化还原电位表示,在酸性一侧为 $E = 2.07V$,在碱性一侧为 $E = 1.24V$ 。臭氧的沸点为 $-112^\circ C$,熔点为 $-19.3^\circ C$ 。臭氧溶于水,溶解度与水温呈反比关系。在常温条件下,溶解量约为 20mg/L。

臭氧在水中自行分解为氧,自行分解的速度由水温和 pH 值所控制,高水温与高 pH 值能够促进分解。

臭氧对有机物有一定的氧化能力,用臭氧氧化处理二级处理水,在有机物去除方面有以下几项特征。

(1) 能够为臭氧氧化的有机物有:蛋白质、氨基酸、木质素、腐殖酸、链式不饱和化合物和氧化物等。在臭氧的作用下,不饱和化合物形成臭氧化物,臭氧化物水解,不饱和化合物即行开裂。此外,臭氧对 CHO 、 NH_2^- 、 SH^- 、 OH^- 、 NO^- 等官能团也有氧化作用。

(2) 臭氧对有机物的氧化,难于达到形成 CO_2 和 H_2O 的完全无机化阶段,只能进行部分氧化,形成中间产物。

(3) 用臭氧对二级处理水进行氧化处理,形成的中间产物主要有:甲醛、丙酮酸、内酮醛和乙酸。但是如臭氧足够,氧化还会继续进行下去,除乙酸外,其他物质都可能为臭氧所分解。

(4) 污水用臭氧进行处理,BOD/COD 比值随反应时间延长而提高,说明污水的可生化性得到改善。

(5) 臭氧对二级处理水进行处理,COD 去除率与 pH 值有关,pH 值上升去除率也显著提高,当 pH 值为 7 左右时,COD 去除率只在 40% 左右,而当 pH 值上升为 12 时,去除率即可达 80%~90%。在高 pH 值的条件下,臭氧自行分解进行非常显著,在其分解过程中生成活性很强的 OH 根,在 OH 根的作用下,COD 得到很高的去除率。

臭氧对污水有很好的脱色功能,特别是能够有效地脱除由不饱和化合物着色的色度,这是因为臭氧对不饱和化合物有较大的反应作用。

经砂滤处理后的二级处理水,用臭氧进行脱色处理,效果显著地优于未经砂滤处理的二级处理水(在臭氧吸收量相同的条件下),由此可以断定去除悬浮物能够提高脱色效果。但是,当臭氧的吸收量超过 10mg/L 以后,二级处理水无论是经过砂滤处理和未经砂滤处理,脱色作用都将停止。

用臭氧对二级处理水进行脱色处理,为了提高脱色效果,应考虑以砂滤作为前处理技术。

臭氧被广泛地用于杀菌消毒,但实际运行结果证实,用臭氧对二级处理水进行灭菌处理,效果提高的较慢,而且在投量超过 10mg/L 后,灭菌效果提高的更为缓慢。

但是用臭氧对经砂滤处理后的二级处理水进行杀菌处理,一开始效果就非常明显,大肠菌群数急剧下降,而且在臭氧投量达 7mg/L 以后,水中的大肠菌即完全消失。

因此,可以断定,用臭氧对二级处理水进行杀菌消毒处理,如欲提高处理效果,应考虑以

砂滤去除悬浮物为前处理的技术措施。

用臭氧对二级处理水进行处理,所用的处理设备是混合反应器。混合反应器的作用有:(1)加速臭氧与处理水的混合;(2)使臭氧与处理水充分接触,加快反应。

混合反应器有多种形式,常用者有:扩散板式;喷射式和机械搅拌式3种(参见图7-5)。

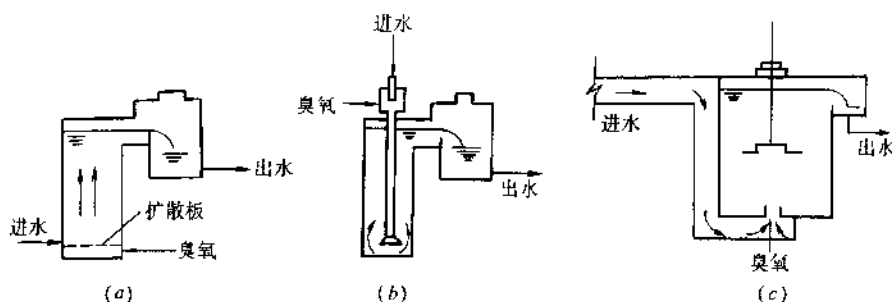


图 7-5 臭氧与污水的混合反应器
(a)扩散板式;(b)喷射式;(c)机械搅拌式

设计时根据臭氧分子在水中的扩散速度和与污染物的反应速度来选择混合反应器的形式。当扩散速度较大,而反应速度控制臭氧过程的速度时,混合器的结构形式应有利于反应的加速进行。属于这类的污染物有烷基苯磺酸钠,焦油,COD、BOD、氨氮等。反应器多采用微孔扩散板式。废水由下向上流动,臭氧从池底的扩散板喷出,扩散板可用塑料制成,孔径约为 $15\sim 20\mu\text{m}$ 。当反应速度较大,由扩散速度控制过程的速度时,结构形式应有利于臭氧的加速扩散。属于这类的污染物有:氰、酚、亲水性染料、细菌等,反应器多采用喷射式。高压废水通过喷射器喷嘴时吸进臭氧化气。这种形式的特点是混合充分,但接触时间短,当污水流量大时,耗电量大,不够经济。除上述两种形式外,也常采用机械混合式的混合反应器,臭氧从器底部进入,在叶片搅拌的剪切力作用下,被粉碎成微小的气泡,能够与污水充分混合。

7.4 溶解性无机盐类的去除

7.4.1 概述

二级处理技术对溶解性无机盐类是没有去除功能的,因此,在二级处理水中可能含有这类物质。

含有溶解性无机盐类的二级处理水,是不宜回用和灌溉农田的,因为这样做可能产生下列各问题。

- (1) 金属材料与含有大量溶解性无机盐类的污水相接触,可能产生腐蚀作用。
- (2) 溶解度较低的Ca盐和Mg盐从水中析出,附着在器壁上,形成水垢。
- (3) SO_4^{2-} 还原,产生硫化氢,放出臭气。
- (4) 灌溉用水中含有盐类物质,对土壤结构不利,影响农业生产。

因此,含有大量溶解性无机盐类物质的二级处理水,在回用或农灌前应进行脱盐处理。

污水中的无机盐类的来源,可为自然的和人为的两种。自然来源于自来水,以地面水及地下水为水源的自来水中含有溶解性无机盐类物质(蒸发残留物)大致介于 $77\sim 130\text{mg/L}$ 之间,平均可按 100mg/L 考虑。

城市污水中含有的无机盐类,一般在 500mg/L 以下,多介于 $200\sim 400\text{mg/L}$ 之间,平均按 300mg/L 考虑,但也确有某些城市,在其污水中无机盐类含量高达 1000mg/L 以上,甚至在个别城市可达 5000mg/L 。

城市污水中的无机盐主要来源于生活污水和排入系统的工业废水。生活污水中的无机盐含量一般比较稳定,变化大的主要是某些工业废水。

(1) 生活污水

在生活污水中,无机盐类的主要来源是粪便和合成洗涤剂。每人每日排出的粪便中,无机成分约为 11g ,其中 60% 为氯化钠。在粉状洗涤剂中,无机盐类占 80% ,进入城市污水中的粉状洗涤剂数量,则因工业消费量和居民使用水平不同而异,在我国尚无比较可靠的统计数据。在日本每人每日的粉状洗涤剂的使用量为 15g ,排入城市污水中的无机盐类为 12g 。

(2) 工业废水

排放废水中溶解性无机盐类含量较多的行业有:炼油、制浆造纸、染料等,其含量则因厂而异,应通过实测确定。

(3) 其他

滨海城市,因受海水的影响,其城市污水中无机盐类含量高于内陆城市,在海边铺设水管渠,应注意防止内渗。海水的含盐浓度为 3.5% ,在城市污水中如渗入 1% 的海水,溶解性无机物质即达 350mg/L 。氯离子可能增加 190mg/L 。

进行脱盐处理,必须充分考虑前处理和妥善处置浓缩废液。

7.4.2 脱盐技术

当前,有效地用于二级处理水脱盐处理的技术,主要有反渗透、电渗析以及离子交换等几项。

这几项处理技术的工作原理、装置构造、处理系统以及设计、运行参数和应用实例等内容在本书工业废水处理部分有关章节内都有比较详细的阐述,本节只分别地作简要的说明。

1. 反渗透

反渗透是一种膜分离技术,多用于水的脱盐处理,在污水处理领域主要应用于污水以回用为目的的深度处理。

如图 7-6 所示,在容器的中间置放半渗透膜,在其两侧注入浓度高低各异的两种溶液,这样,在二侧溶液之间便存在着力使两侧溶液均衡的渗透压,在其作用下,水从低浓度的一侧向高浓度侧渗入。如果向高浓度的一侧施加高于渗透压的压力(参见图 7-6(b)),水则相反地从高浓度的一侧向低浓度侧渗入。应用这一作用原理的水处理技术即为反渗透。

使用反渗透技术能够从含无机盐类的溶液中将水分离出去,使无机盐类浓缩。

在反渗透工艺中使用的半透膜,主要有醋酸纤维素膜和芳香聚酰胺膜。

通过反渗透处理技术,除无机盐类外,还能够去除悬浮物、溶解性有机物等污染物质,去除的污染物质在膜面沉积,使通过的水量下降,对此采取的对策就是通过前处理手段将污染

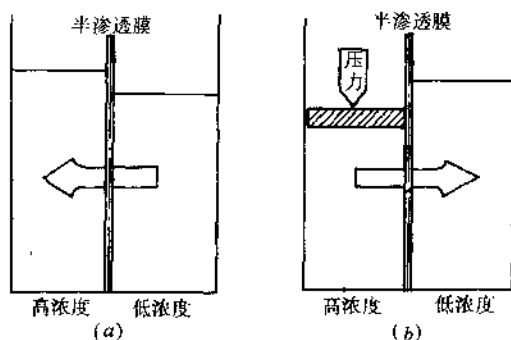


图 7-6 半渗透膜作用原理

物质加以去除,其次是冲洗膜面,两者并用效果更好。

前处理技术,因原水水质而异,当以城市污水为对象时,可以考虑采用过滤和活性炭吸附等深度处理技术

反渗透处理工艺的核心部件是半渗透膜,其中主要有醋酸纤维素膜和芳香聚酰胺膜,在形式上则有管式、平板式、螺旋式和中空纤维式等。下表所列举的是各种形式的半渗透膜各项技术特征。

反渗透工艺用各种半渗透膜的技术特征 表 7-2

	管 式	平 板 式	螺 卷 式	中空纤维式
单位容积膜面积 (m^2/m^3)	小 (33- 330)	中 (180- 360)	大 (830 -1660)	特大 (33000- 66000)
单位容积透过水量	小	中	大	大
要求的前处理程度	低	中	高	高
膜面冲洗难易程度	易	中	较难	难

如以城市污水为处理对象,操作压力为 $20\sim40\text{kg}/\text{cm}^2$,每日每 m^2 半渗透膜透过的水量约为 $0.5\sim1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,脱盐率达 90%,水的回收率达 80%。

2. 电渗析

电渗析处理工艺是膜分离法中的一种,在水处理领域内,主要用于脱盐和酸碱回收。

图 7-7 所示为电渗析装置,阳离子交换膜和阴离子交换膜交替配置,两者分隔成多数小室,在两端设阴阳两电极。将各小室注满含无机盐类的污水,并在两电极间通以直流电流。阳离子向阴极方向移动,阴离子则向阳极方向移动,而且阳离子交换膜只能允许阳离子通过,把阴离子截留下来,阴离子交换膜只允许阴离子通过,而把阳离子截留下来,结果这些小室的一部分形成含离子很少的淡水室,排出淡水,与淡水室相邻的小室则成为富集大量离子的浓水室,排出浓水。从而使离子得到分离和浓缩。

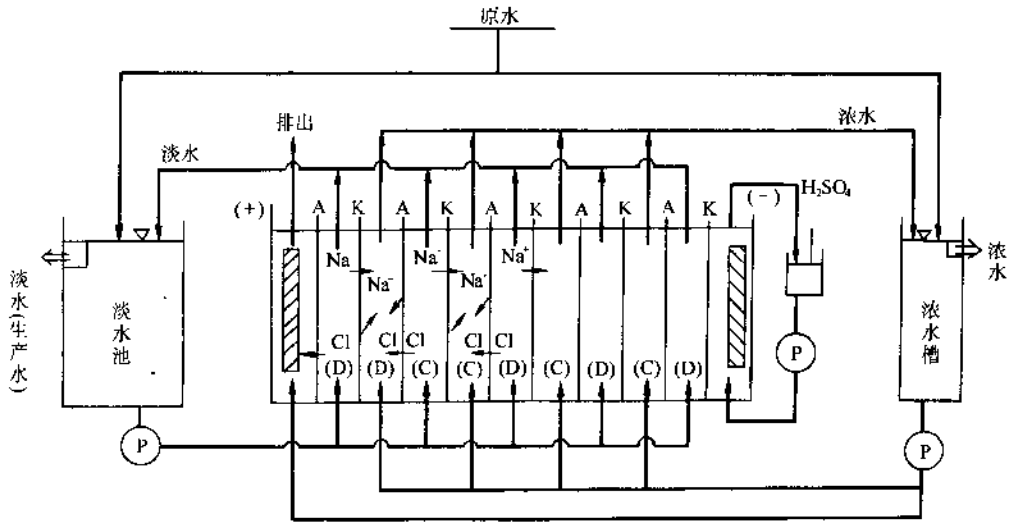


图 7-7 电渗析装置图

K—阳离子交换膜;A—阴离子交换膜;D—淡水室;C—浓水室

电渗析处理工艺,设备简单,操作方便,不需要化学药剂,但消耗电能。

电渗析处理工艺,在用于去除水中呈离子化的无机盐类时,对水应进行旨在去除悬浮物的前处理,以免其在小室内造成堵塞现象。一般应采用过滤处理技术。溶解性有机物的影响较小,对二级处理水可勿需处理。

通过一次电渗析工艺处理,污水的脱盐率可达 20%~50%,如欲取得更高的脱盐率,则需要采用图 7-8 所示的各种电渗析工艺系统,即:多级串联式系统(图 7-8(a))、序批循环式系统(图 7-8(b))、部分循环式系统(图 7-8(c))等。

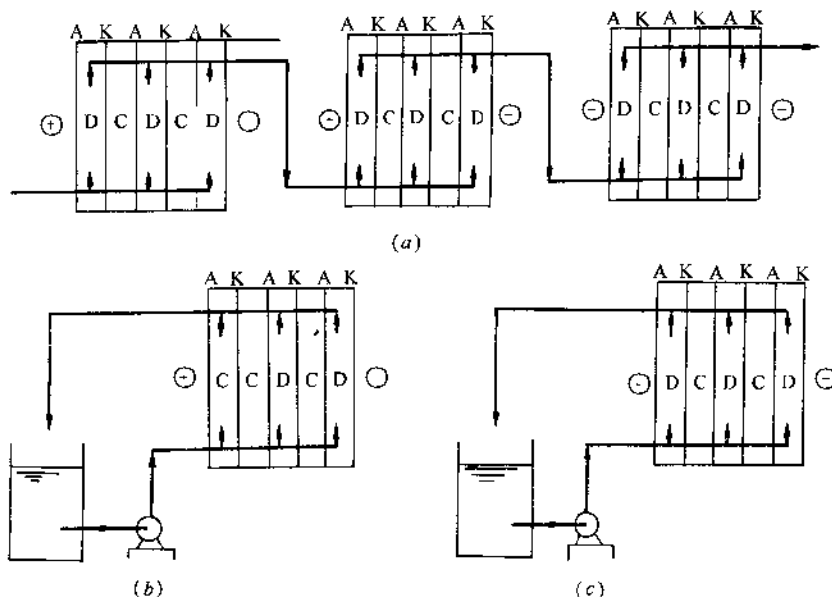


图 7-8 电渗析处理工艺的各种系统

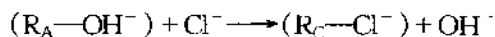
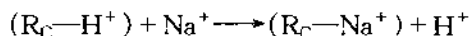
K—阳离子交换树脂膜;A—阴离子交换树脂膜;D—淡水室;C—浓水室

(a)多级串联式;(b)序批循环式;(c)部分循环式

以城市污水二级处理水为对象,用电渗析处理工艺,水回收率可达 90%以上。

3. 离子交换

离子交换法脱盐处理,使用阳离子交换树脂和阴离子交换树脂。向树脂充填塔通水,水中的无机盐类通过下列的交换吸附反应而得到去除。



R_C ——阳离子交换树脂

R_A ——阴离子交换树脂

放出的 H^+ 、 OH^- 形成水分子。树脂的交换容量完全为无机盐类所充满。反应后应进行再生,阳离子交换树脂用高浓度的盐酸或硫酸进行再生,阴离子交换树脂则用氢氧化钠溶液再生,在再生的过程中,上述反应向相反方向进行,树脂得以再生可再次使用。

离子交换法脱盐宜于以含盐浓度 100~300mg/L 的二级处理水为处理对象。含高盐浓度的污水也可以考虑用离子交换法进行处理,但是由于树脂的交换容量所限,只能用于小水量,而且需要进行频繁的再生处理,设备费、再生药品费都较高,从经济角度来看,用离子交

换法脱盐,水的含盐量不宜超过 500mg/L。

7.5 污水的消毒处理

城市污水经二级处理后,水质已经改善,细菌含量也大幅度减少,但细菌的绝对值仍很可观,并存在有病原菌的可能。因此在排放水体前或在农田灌溉时,应进行消毒处理。污水消毒应连续运行,特别是在城市水源地的上游,旅游区,夏季或流行病流行季节,应严格连续消毒。非上述地区或季节,在经过卫生防疫部门的同意后,也可考虑采用间歇消毒或酌减消毒剂的投加量。

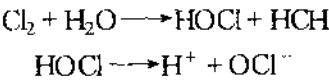
7.5.1 消毒方法

污水消毒的主要方法是向污水投加消毒剂。目前用于污水消毒的消毒剂有液氯、臭氧、次氯酸钠、紫外线等。这些消毒剂的优缺点与适用条件参见表 7-3。

消毒剂优缺点及选择			表 7-3
名称	优 点	缺 点	适 用 条 件
液氯	效果可靠,投配设备简单,投量准确,价格便宜	氯化形成的余氯及某些含氯化合物低浓度时对生活生物有毒害;当污水含工业废水比例大时,氯化可能生成致癌物质	适用于大、中型污水处理厂
臭氧	消毒效率高并能有效地降解污水中残留有机物、色、味等,污水 pH 与温度对消毒效果影响很小,不产生难处理的或生物积累性残余物	投资大、成本高,设备管理较复杂	适用于出水水质较好,排入水体的卫生条件要求高的污水处理
次氯酸钠	用海水或浓盐水作为原料,产生次氯酸钠,可以在污水厂现场产生并直接投配,使用方便,投量容易控制	需要有次氯酸钠发生器与投配设备	适用于中、小型污水处理厂
紫外线	是紫外线照射与氯化共同作用的物理化学方法,消毒效率高	紫外线照射灯具货源不足,电耗能量较多	适用于小型污水厂

7.5.2 液氯消毒

液氯消毒的原理是:



所产生的次氯酸 OCl^- ,是极强消毒剂,可以杀灭细菌与病原体。消毒的效果与水温, pH 值、接触时间、混合程度、污水浊度及所含干扰物质、有效氯浓度有关。液氯消毒的工艺流程见图 7-9。

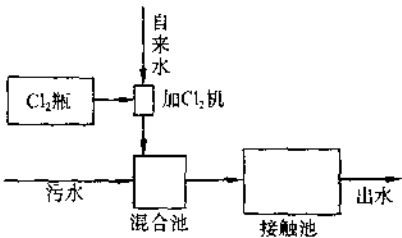


图 7-9 液氯消毒工艺

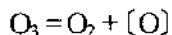
加氯量应经试验确定。对于生活污水,可参用下列数值:一级处理水排放时,投氯量为 20~30mg/L;不完全二级处理水排放时,投氯量为 10~15mg/L;二级处理水排放时,投氯量为 5~10mg/L。

混合池:混合池的设计可参考《给水工程》。混合时间为5~15s,当用鼓风混合,鼓风强度为 $0.2\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{min}$ 。当用隔板式混合池时,池内平均流速不应小于 0.6m/s 。

接触池的计算公式同竖流沉淀池。接触时间30min,沉降速度采用 $1\sim 1.3\text{mm/s}$ 。保证余氯量不少于 0.5mg/L 。

7.5.3 臭氧消毒

臭氧由3个氧原子组成,在常温常压下为无色气体,有特臭。臭氧极不稳定,分解时产生初生态氧。



$[\text{O}]$ 具有极强的氧化能力,是氟以外的最活泼的氧化剂,对具有顽强抵抗力的微生物如病毒、芽孢等都有强大的杀伤力。 $[\text{O}]$ 除具有强的杀伤力外,还具有很强的渗入细胞壁的能力,从而破坏细菌有机体链状结构导致细菌的死亡。

臭氧消毒的工艺流程见图7-10。

臭氧在水中的溶解度仅 10mg/L 余,因此通入污水中的臭氧往往不可能全部被利用,为了提高臭氧的利用率,接触反应池最好建成水深为5~6m的深水池、或建成封闭的几格串联的接触池、设管式或板式微孔扩散器散布臭氧。扩散

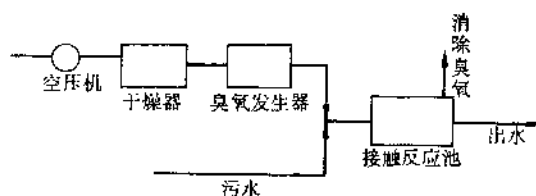


图 7-10 臭氧消毒流程

器用陶瓷或聚氯乙烯微孔塑料或不锈钢制成。臭氧消毒迅速,接触时间可采用15min,能够维持的剩余臭氧量为 0.4mg/L 。接触池排出的剩余臭氧,具有腐蚀性,因此需作消除处理。

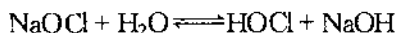
臭氧不能贮存,需现场边发生边使用。

7.5.4 次氯酸钠消毒

次氯酸钠可用次氯酸钠发生器,以海水或食盐水的电解液电解产生:



次氯酸钠的消毒也是依靠 OCl^- 的作用,即:



从次氯酸钠发生器发出的次氯酸可直接注入污水,进行接触消毒。

7.5.5 紫外线消毒

水银灯发出的紫外光,能穿透细胞壁并与细胞质反应而达到消毒的目的。紫外光波长

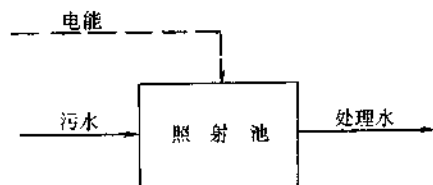


图 7-11 紫外线消毒工艺流程

为 $2500\sim 3600\text{\AA}$ 的杀菌能力最强。因为紫外光需照透水层才能起消毒作用,故污水中的悬浮物、浊度,有机物和氨氮都会干扰紫外光的传播,因此处理水质,光传播系数越高,紫外线消毒的效果也越好。

紫外线消毒的工艺流程见图7-11。

紫外线光源是高压石英水银灯,杀菌设备主要有两种:浸水式和水面式。浸水式是把石英灯管置于水中,此法的特点是紫外线利用率高,杀菌效能好,但设备的构造较复杂。水面式的构造简单,但由于反光罩吸收紫外线以及光线散射,杀菌效果不如前者。紫外线消毒的照射强度为 $0.19\sim 0.25\text{W}\cdot\text{s}/\text{cm}^2$,污水层

深度为 0.65~1.0m。

紫外线消毒与液氯消毒比较,具有如下优点:(1)消毒速度快,效率高。据试验结果证实,经紫外线照射几十秒钟即能杀菌。一般大肠肝菌的平均去除率可达 98%,细菌总数的平均去除率为 96.6%。此外还能去除液氯法难以杀死的芽孢与病毒;(2)不影响水的物理性质和化学成分,不增加水的臭和味;(3)操作简单,便于管理,易于实现自动化。紫外线消毒的缺点是:不能解决消毒后在管网中再污染问题,电耗较大,水中悬浮杂质妨碍光线透射等。

7.6 脱氮技术

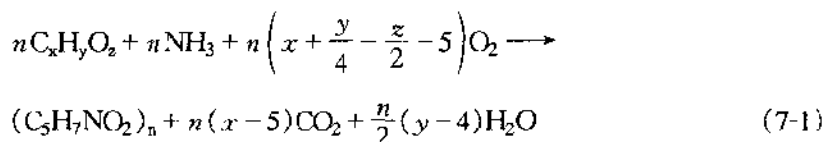
7.6.1 概述

在自然界,氮化合物是以有机体(动物蛋白、植物蛋白)、氨态氮(NH_4 、 NH_3)、亚硝酸氮(NO_2^-)、硝酸氮(NO_3^-)以及气态氮(N_2)形式存在的。

在二级处理水中,氮则是以氨态氮、亚硝酸氮和硝酸氮形式存在的。

二级处理技术对氮的去除率比较低。它仅为微生物的生理功能所用。氮和磷同样都是微生物保持正常的生理功能所必需的元素,即用于细胞合成。

微生物的细胞合成一般可用下式表示:



按此式可以计算出细胞合成所需要的氮量。

活性污泥法理想的营养平衡式为 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P}=100:5:1$ 。如原污水 BOD 值为 150 mg/L,通过一级处理 BOD 去除率 30%,则按营养平衡式计算,氮的需要量仅为 5~6mg/L。因此,在城市污水中,氮是过剩的,这也说明为什么一般二级污水处理厂对氮去除率较低的原因。

含有氮化合物的污水未经脱氮处理任意排放会给环境及其他事业造成危害,其中主要的有:

(1) 缓流水体的富营养化,氮化合物是植物性营养物,排放湖泊、水库一类的缓流水体,会使水中藻类异常增殖,水呈绿-褐色,有损水体外观,旅游价值降低,这种水作为水源,给水处理工程造成困难,提高制水成本。

(2) 农业灌溉用水中,T—N 含量如超过 1mg/L,作物吸收过剩的氮,能够产生贪青倒伏现象。

含有氮化合物的污水在排放或利用前应进行脱氮处理。

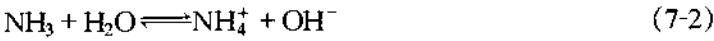
根据原理,脱氮技术可分为物理化学脱氮和生物脱氮两种技术,本书以生物脱氮技术作为重点进行阐述,在物理化学脱氮技术方面仅对氨的吹脱脱氮法作简要介绍。

7.6.2 氮的吹脱去除

1. 原理

水中的氨氮,多以氨离子(NH_4^+)和游离氨(NH_3)的状态存在,两者并保持平衡,平衡关

系为：



这一关系受 pH 值的影响，当 pH 值升高，平衡向左移动，游离氨的所占比例增大。图 7-12 所示为以 pH 值与水温为参数，在不同的 pH 值和水温的条件下，铵离子(NH₄⁺)与游离氨(NH₃)所占比例。

从图可见：当 pH 值为 7 时，氨氮多以 NH₄⁺ 的状态存在，而当 pH 值为 11 左右时，NH₃ 大致在 90% 以上。

游离氨易于从水中逸出，如加以曝气吹脱的物理作用，并使水的 pH 值升高，则可促使氨从水中逸出。这只要采用一般的空气吹脱技术就可以做到。

2. 氨气脱除塔

图 7-13 所示为氨气脱除塔的外形与内部构造。

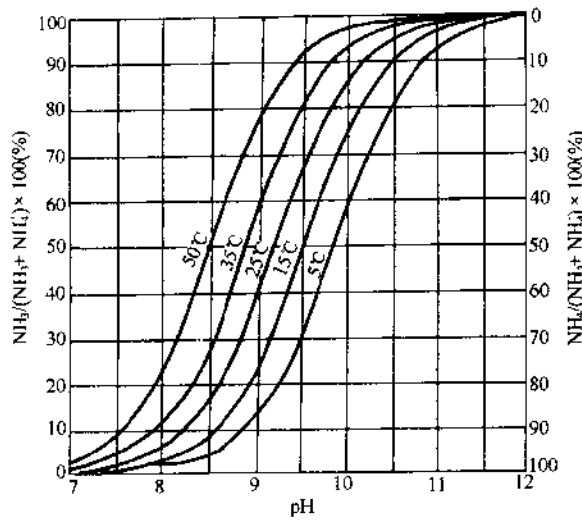


图 7-12 水中 NH₄⁺ 和 NH₃ 存在比例

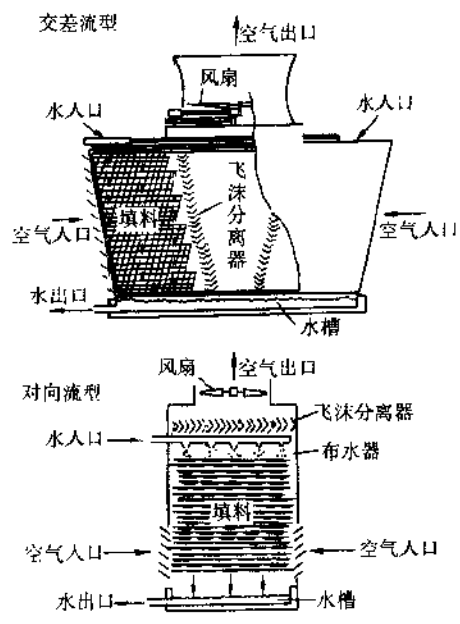


图 7-13 氨气脱除塔

在塔内按设木制或塑料制的格子填料，用以促进空气与水的充分接触。一般以石灰作为碱剂对污水进行预处理，使 pH 值上升到 11 左右。污水从塔的上部淋洒到填料上而形成水滴，在填料间隙次第下滴，用风机或空气压缩机从塔底向上吹送空气，使水气对流，在填料的作用下，水、气能够充分接触，水滴不断地形成、破碎，使游离氨呈气态而从水中逸出。

这种处理技术的优点是：(1)除氨效果稳定；(2)操作简便，容易控制。存在的问题是：(1)逸出的游离氨造成二次污染；(2)使用石灰易生成水垢；(3)水温降低，脱氨效果也行降低。对这些存在的问题采取的措施有：(1)改用氢氧化钠作为预处理碱剂，以防形成水垢；(2)采取技术措施回收逸出的游离氨。

3. 氨气脱除塔工作的影响因素与设计参数

影响氨气脱除塔工作效果的因素主要有：

(1) pH 值：氨气脱除效果随 pH 值上升而提高，但提高到 10.5 以上，去除率提高即将缓慢。

(2) 水温:水温升高,氨气脱除率也随之提高。

(3) 布水负荷率:水必须以滴状下落,如以膜状下落,脱氨效果当大减。当填料高 6.0m 以上时,布水负荷率不宜超过 $180\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。在国外设计布水负荷率取值 $60\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 左右。

(4) 气液比:当填料高在 6.0m 以上时,气液比以 2200~2300 以下为宜,空气流速的上限为 1600m/min。

本工艺的脱氨效果,当二级处理水氨氮含量为 25~35mg/L 时,氨气脱除塔出口处水中将为 5~9mg/L,去除率为 75%~85%。

本工艺对 BOD、COD、SS 以及浊度等指标都有一定的去除效果,COD 去除率 25%~50%;BOD,65%左右;SS,50%;浊度,90%。

7.6.3 生物脱氮原理

现行的以传统活性污泥法为代表的好氧生物处理法,其传统功能是去除污水中呈溶解性的有机物。至于氮、磷只能去除细菌细胞由于生理上的需要而摄取的数量,这样,氮的去除率为 20%~40%,而磷的去除率仅为 5%~20%。

在自然界存在着氮循环的自然现象。在采取适当的运行条件后,是能够将这一自然作用运用在活性污泥反应系统的。

1. 氨化与硝化

在未经处理的新鲜污水中,含氮化合物存在的主要形式有:①有机氮,如蛋白质、氨基酸、尿素、胺类化合物、硝基化合物等;②氨态氮(NH_3 NH_4^+),一般以前者为主。

含氮化合物在微生物的作用下,相继产生下列各项反应。

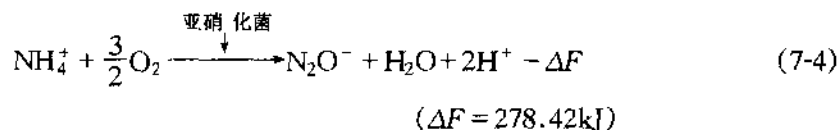
(1) 氨化反应

有机氮化合物,在氨化菌的作用下,分解、转化为氨态氮,这一过程称之为“氨化反应”,以氨基酸为例,其反应式为:

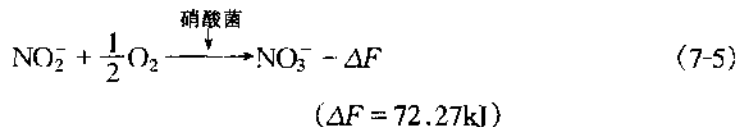


(2) 硝化反应

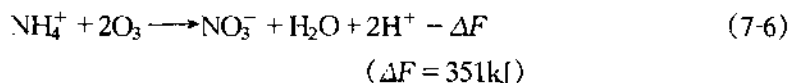
在硝化菌的作用下,氨态氮进一步分解氧化,就此分两个阶段进行,首先在亚硝化菌的作用下,使氨(NH_4)转化为亚硝酸氨,反应式为:



继之,亚硝酸氮在硝酸菌的作用下,进一步转化为硝酸氮,其反应式为:



硝化反应的总反应式为:



(3) 硝化菌

亚硝酸菌和硝酸菌统称为硝化菌,硝化菌是化能自养菌,革兰氏染色阴性,不生芽孢的短杆状细菌,广泛存活在土壤中,在自然界的氮循环中起着重要的作用。这类细菌的生理活动不需要有机性营养物质,从 CO_2 获取碳源,从无机物的氧化中获取能量。

(4) 硝化反应正常进行应保持的环境条件

应当注意,硝化菌对环境的变化很敏感,为了使硝化反应进行正常,就必须保持硝化菌所需要的环境条件,其中有:

1) 好氧条件,满足“硝化需氧量”的要求,并保持一定的碱度。

由前式可以看到,在硝化过程中,1mol 原子氮(N)氧化成硝酸氮,需 2mol 分子氧(O_2),即 1g 氮完成硝化反应,需氧 4.57g,这个需氧量称为“硝化需氧量”(NOD)。

其次,在硝化反应过程中,将释放出 H^+ 离子,致使混合液中 H^+ 离子浓度增高,从而使 pH 值下降。硝化菌对 pH 值的变化十分敏感,为了保持适宜的 pH 值,应当在污水中保持足够的碱度,以保证对在反应过程中 pH 值的变化,起到缓冲的作用。一般来说,1g 氨态氮(以 N 计)完全硝化,需碱度(以 CaCO_3 计)7.1g。

2) 混合液中有有机物含量不应过高,BOD 值应在 15~20mg/L 以下。

硝化菌是自养型细菌,有机物浓度并不是它的生长限制因素,故在硝化反应过程中,混合液中的含 C 有机物浓度不应过高,一般 BOD 值应在 20mg/L 以下。若 BOD 浓度过高,会使增殖速度较高的异养型细菌迅速增殖,从而使自养型的硝化菌得不到优势,不能成为优势种属,硝化反应无法进行。

(5) 进行硝化反应应当保持的各项指标

1) 溶解氧

氧是硝化反应过程中的电子受体,反应器内溶解氧高低,必将影响硝化反应的进程,在进行硝化反应的曝气池内,据实验结果证实,溶解氧含量不能低于 1mg/L。

2) 温度

硝化反应的适宜温度是 20~30℃,15℃ 以下时,硝化速度下降,5℃ 时完全停止。

3) pH 值

硝化菌对 pH 值的变化非常敏感,最佳 pH 值是 8.0~8.4。在这一最佳 pH 值条件下,硝化速度,硝化菌最大的比增殖速度可达最大值。

4) 生物固体平均停留时间(污泥龄)

为了使硝化菌群能够在连续流反应器系统中存活,微生物在反应器内的停留时间 $(\theta_c)_N$ 必须大于自养型硝化菌最小的世代时间 $(\theta_c)_{N_{\min}}$,否则硝化菌的流失率将大于净增殖率,将使硝化菌从系统中流失殆尽。一般对 $(\theta_c)_N$ 的取值,至少应为硝化菌最小世代时间的 2 倍以上,即安全系数应大于 2。

$(\theta_c)_N$ 值与温度密切相关,温度低, $(\theta_c)_N$ 取值应明显提高。

5) 重金属及有害物质

除重金属外,对硝化反应产生抑制作用的物质还有:高浓度的 $\text{NH}_4\text{—N}$ 、高浓度的 $\text{NO}_x\text{—N}$ 、有机物以及络合阳离子等。

2. 反硝化

(1) 反硝化反应过程与反硝化菌

反硝化反应是指硝酸氮($\text{NO}_3\text{—N}$)和亚硝酸氮($\text{NO}_2\text{—N}$)在反硝化菌的作用下,被还原为气态氮(N_2)的过程。

反硝化菌是属于异养型兼性厌氧菌的细菌。在厌氧条件下,营厌氧呼吸,以硝酸氮($\text{NO}_3\text{—N}$)为电子受体,以有机物(有机碳)为电子供体。在这种条件下,不能释放出更多的ATP,相应合成的细胞物质也较少。

在反硝化反应过程中,硝酸氮通过反硝化菌的代谢活动,可能有两种转化途径,即:同化反硝化(合成),最终形成有机氮化合物,成为菌体的组成部分;另一为异化反硝化(分解),最终产物是气态氮(参见图 7-14)。

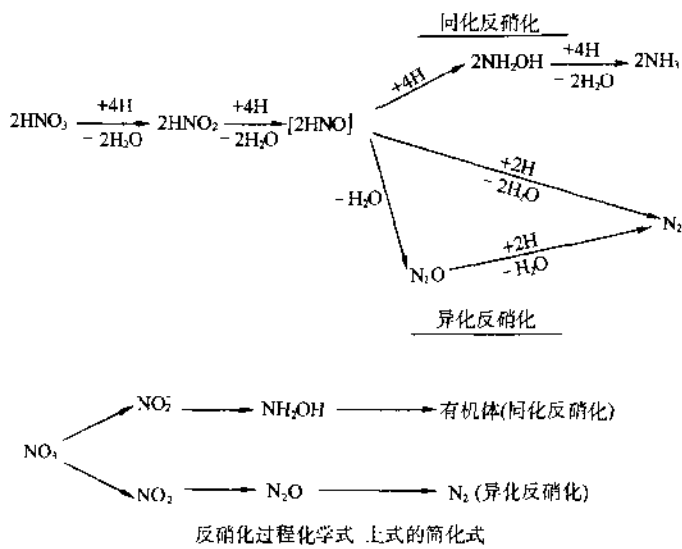


图 7-14 反硝化反应过程(同化反硝化、异化反硝化)

(2) 影响反硝化反应的环境因素

1) 碳源

能为反硝化菌所利用的碳源是多种多样的,但从污水生物脱氮工艺来考虑,可分下列几类:

(A) 污水中所含碳源

这是比较理想和经济的,优于外加碳源。一般认为,当污水中 $\text{BOD}_5/\text{T—N}$ 值 $>3\sim5$ 时,即可认为碳源充足,勿需外加碳源。

(B) 外加碳源

当原污水中碳、氮比值过低,如 $\text{BOD}_5/\text{T—N}$ 值 $<3\sim5$,即需另投加有机碳源,现多采用甲醇(CH_3OH),因为它被分解后的产物为 CO_2 和 H_2O ,不留任何难于降解的中间产物,而且反硝化速率高。

2) pH 值

pH 值是反硝化反应的重要影响因素,对反硝化菌最适宜的 pH 值是 $6.5\sim7.5$,在这个 pH 值的条件下,反硝化速率最高,当 pH 值高于 8 或低于 6 时,反硝化速率将大为下降。

3) 溶解氧

反硝化菌是异养兼性厌氧菌,只有在无分子氧而同时存在硝酸和亚硝酸离子的条件下,它们才能够利用这些离子中的氧进行呼吸,使硝酸盐还原。如反应器内溶解氧较高,将使反硝化菌利用氧进行呼吸,抑制反硝化菌体内硝酸盐还原酶的合成,或者氧成为电子受体,阻碍硝酸氮的还原。但是,另一方面,在反硝化菌体内某些酶系统组分只有在有氧条件下,才能合成,这样,反硝化菌以在厌氧、好氧交替的环境中生活为宜,溶解氧应控制在 0.5mg/L 以下。

4) 温度

反硝化反应的适宜温度是 20~40℃,低于 15℃ 时,反硝化菌的增殖速率降低,代谢速率也行降低,从而降低了反硝化速率。

在冬季低温季节,为了保持一定的反硝化速率,应考虑提高反硝化反应系统的污泥龄(生物固体平均停留时间 θ_c);降低负荷率;提高污水的停留时间。

研究结果表明,反硝化反应过程的温度系数 θ 值介于 1.06~1.15 之间。

研究结果还表明,温度对反硝化反应速度的影响大小,与反应设备的类型有关,以流化床为反应器的反硝化反应,温度对其的影响明显小于以生物转盘或悬浮污泥层为反应器的反硝化反应。

此外,负荷率高,温度的影响也高,负荷率低,温度影响也低。

表 7-4 中所列举的是在生物脱氮工艺中,各种生化反应的特性。

生物脱氮反应过程各项生化反应特征

表 7-4

生化反应类型	去除有机物(好氧分解)	硝化		反硝化
		亚硝化	硝化	
微生物	好氧菌和兼性菌(异养型细菌)	<i>Nitrosomonas</i> 自养型细菌	<i>Nitrobacter</i> 自养型细菌	兼性菌 异养型细菌
能源	有机物	化学能	化学能	有机物
氧源(H受体)	O ₂	O ₂	O ₂	NO ₃ NO ₂
溶解氧	1~2mg/L 以上	2mg/L 以上	2mg/L 以上	0~0.5mg/L
碱度	没有变化	氧化 1mg NH ₄ ⁺ -N 需要 7.14mg 的碱度	没有变化	还原 1mg NO ₃ ⁻ -N, NO ₂ ⁻ -N 生成 3.57g 碱度
氧的消耗	分解 1mg 有机物(BOD ₅)需氧 2mg	氧化 1mg NH ₄ ⁺ -N 需氧 3.43mg	氧化 1mg NO ₂ ⁻ -N 需氧 1.14mg	分解 1mg 有机物(COD)需要 NO ₂ ⁻ -N 0.58mg, NO ₃ ⁻ -N 0.35mg, 以提供 化合态的氧
最适 pH 值	6~8	7~8.5	6~7.5	6~8
最适水温	15~25℃ $\theta=1.0\sim1.04$	30℃ $\theta=1.1$	30℃ $\theta=1.1$	34~37℃ $\theta=1.06\sim1.15$
增殖速度(d ⁻¹)	1.2~3.5	0.21~1.08	0.28~1.44	好氧分解的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{2.5}$

续表

生化反应类型	去除有机物 (好氧分解)	硝化		反硝化
		亚硝化	硝化	
分解速度	70~870mg BOD/(gMLSS·h)	7mg·NH ₄ ⁺ -N/ (gMLSS·h)	0.02	2~8mgNO ₃ ⁻ - N/(gMLSS·h)
产率	16%CH ₃ OH/g C ₅ H ₇ O ₂ N	0.04~0.13mgVSS/mg NH ₄ ⁺ -N 能量转换率 为5%~35%	0.02~0.07mg/mg NO ₂ ⁻ -N 能量转换 率10%~30%	16%CH ₃ OH/gC ₅ H ₇ O ₂ N ₈

7.6.4 生物脱氮工艺

1. 活性污泥法脱氮传统工艺

活性污泥法脱氮的传统工艺是由巴茨(Barth)开创的所谓三级活性污泥法流程,它是以氨化、硝化和反硝化3项反应过程为基础建立的。其工艺流程示之于图7-15。

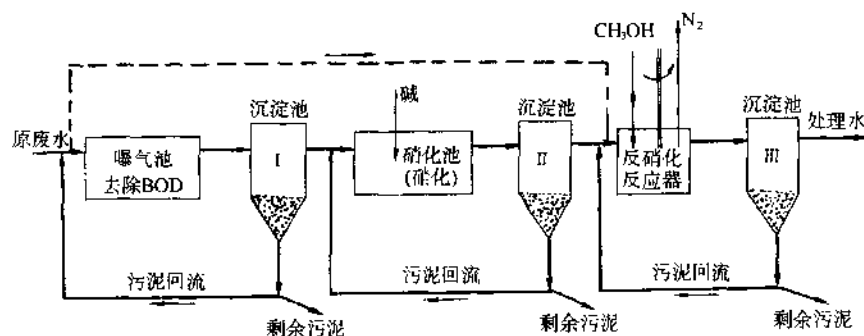


图 7-15 传统活性污泥法脱氮工艺(三级活性污泥法流程)

对上述流程作如下的说明:

第一级曝气池为一般的二级处理曝气池,其主要功能是去除 BOD、COD,使有机氮转化,形成 NH₃、NH₄,即完成氨化过程。经过沉淀后,污水进入硝化曝气池,进入硝化曝气池的污水,BOD₅ 值已降至 15~20mg/L 较低的程度。

第二级硝化曝气池,在这里进行硝化反应,使 NH₃ 及 NH₄ 氧化为 NO₃⁻-N。如前述,硝化反应要消耗碱度,因此,需要投碱,以防 pH 值下降。

第三级为反硝化反应器,这里在缺氧条件下,NO₃⁻-N 还原为气态 N₂,并逸往大气,在这一级应采取厌氧-缺氧交替的运行方式。碳源,既可投加 CH₃OH(甲醇)作为外投碳源,亦可引入原污水充作碳源。

当以甲醇作为外投碳源时,其投入量按下列公式计算:

$$C_m = 2.47N_0 + 1.53N + 0.87D \quad (7-7)$$

式中 C_m ——必需投加的甲醇量,mg/L;

N_0 ——初始的 NO₃⁻-N 浓度,mg/L;

N ——初始的 NO₂⁻-N 浓度,mg/L;

D ——初始的溶解氧浓度,mg/L。

在这一系统的后面,为了去除由于投加甲醇而带来的 BOD 值,设后曝气池,经处理后,

排放处理水。

这种系统的优点是有机物降解菌、硝化菌、反硝化菌,分别在各自反应器内生长增殖,环境条件适宜,而且各自回流在沉淀池分离的污泥,反应速度快而且比较彻底。但处理设备多,造价高,管理不够方便。

除上述三级生物脱氮系统外,在实践中还使用两级生物脱氮系统,即如图 7-16 所示,将 BOD 去除和硝化两道反应过程放在统一的反应器内进行。

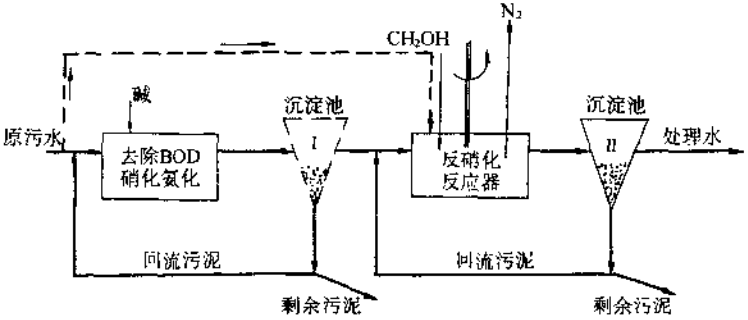


图 7-16 两级生物脱氮系统

注：虚线所示为可能实施的另一方案，沉淀池 I 也可以考虑不设。

2. 缺氧-好氧活性污泥法脱氮系统

(1) 本工艺流程与特征

一名 A/O 法脱氮工艺,是在 80 年代初开创的工艺流程,其主要特点是将反硝化反应器放置在系统之首,故又称为前置反硝化生物脱氮系统,这是目前采用比较广泛的一种脱氮工艺(参见图 7-17)。

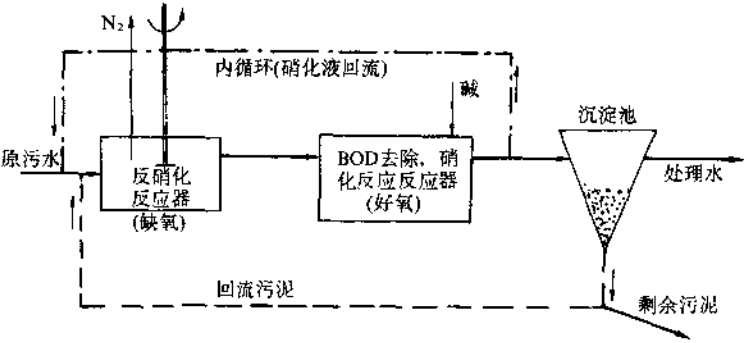


图 7-17 分建式缺氧-好氧活性污泥脱氮系统

图 7-17 所示为分建式缺氧-好氧活性污泥脱氮系统,即反硝化、硝化与 BOD 去除分别在两座不同的反应器内进行。

硝化反应器内的已进行充分反应的硝化液的一部分回流反硝化反应器,而反硝化反应器内的脱氮菌以原污水中的有机物作为碳源,以回流液中硝酸盐的氧作为受电体,进行呼吸和生命活动,将硝态氮还原为气态氮(N_2),不需外加碳源(如甲醇)。

设内循环系统,向前置的反硝化池回流硝化液是本工艺系统的一项特征。

此外,如前所述,在反硝化过程中,还原 1mg 硝态氮能产生 3.75mg 的碱度,而在硝化反

应过程中,将 1mg 的 $\text{NH}_4\text{—N}$ 氧化为 $\text{NO}_3\text{—N}$,要消耗 7.14mg 的碱度,因此,在缺氧-好氧系统中,反硝化反应所产生的碱度可补偿硝化反应消耗的碱度的一半左右。因此,对含氮浓度不高的废水(如生活污水、城市污水)可不必另行投碱以调节 pH 值。

此外,本系统硝化曝气池在后,使反硝化残留的有机污染物得以进一步去除,提高了处理水水质,而且勿需增建后曝气池。

由于流程比较简单,装置少,勿需外加碳源,因此,本工艺建设费用和运行费用均较低。

本工艺还可以建成合建式装置,即反硝化反应及硝化反应、 BOD 去除都在一座反应器内实施,但中间隔以挡板,如图 7-18 所示。

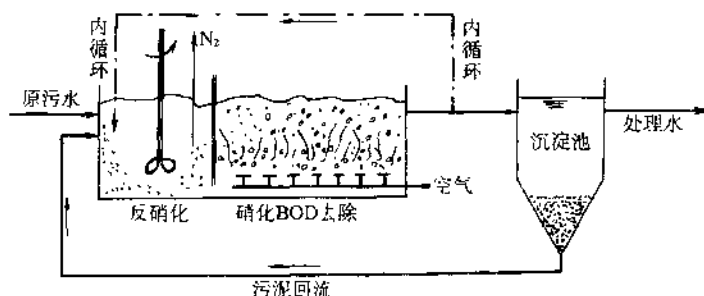


图 7-18 合建式缺氧-好氧活性污泥法脱氮系统

按合建式,便于对现有推流式曝气池的改造。

本工艺主要不足之处是该流程的处理水是来自硝化反应器,因此,在处理水中含有一定浓度的硝酸盐,如果沉淀池运行不当,在沉淀池内也会发生反硝化反应,使污泥上浮,使处理水水质恶化。

此外,如欲提高脱氮率,必须加大内循环比 R_N ,这样势必使运行费用增高,此外,内循环液来自曝气池(硝化池)含有一定的溶解氧,使反硝化段难于保持理想的缺氧状态,影响反硝化进程,一般脱氮率很难达到 90%。

(2) 影响因素与主要参数

1) 水力停留时间

试验与运行数据证实,硝化反应与反硝化反应进行的时间对脱氮效果有一定的影响。为了取得 70%~80% 的脱氮率,硝化反应需时较长,一般不应低于 6h,而反硝化反应所需时间则较短,在 2h 之内即可完成。

硝化与反硝化的水力停留时间比以 3:1 为宜。

2) 循环比(R)

在本工艺系统中,内循环回流的作用是向反硝化反应器提供硝态氮,使其作为反硝化反应的电子受体,从而达到脱氮的目的。内循环回流比不仅影响脱氮效果,而且也影响本工艺系统的动力消耗,是一项非常重要的参数。

循环比的取值与要求达到的处理效果以及反应器类型有关,应当说,适宜的循环比,应通过试验或对运行数据的分析确定。

运行数据确证,循环比在 50% 以下,脱氮率很低,循环比在 200% 以下,脱氮率随循环比增高而显著上升。循环比高于 200% 以后,脱氮率提高就比较缓慢了。一般循环比取值不宜低于 200%。对活性污泥系统最高取值可达 600%,而对流化床,为了使载体流化,要求更

高的循环比。

3) MLSS 值

反应器内的 MLSS 值,一般应在 3000mg/L 以上,低于此值,脱氮效果将显著降低。

4) 污泥龄(生物固体平均停留时间)

应保证在硝化反应器内保持足够数量的硝化菌,因此采取较长的污泥龄,一般取值在 30d 以上。

5) N/MLSS 负荷率

N/MLSS 负荷率应低于 0.03gN/(gMLSS·d),高于此值脱氮效果将急剧下降。

6) 进水总氮浓度

应在 30mg/L 以下,否则脱氮率将下降到 50% 以下。

7.7 除 磷 技 术

磷不同于氮,不能形成氧化体或还原体,向大气放逐,但具有以固体形态和溶解形态互相循环转化的性能。从污水中除磷技术就是以磷的这种性能为基础而开发的。这样,污水除磷技术有:使磷成为不溶性的固体沉淀物,从污水中分离出去的化学除磷法和使磷以溶解态为微生物所摄取,与微生物成为一体,并随同微生物从污水中分离出去的生物除磷法。

本节即按这两种方法加以阐述。

属于化学除磷法的有:混凝沉淀除磷技术与晶析法除磷技术,本节则以应用广泛的混凝沉淀除磷技术作为阐述重点。

7.7.1 混凝沉淀除磷技术

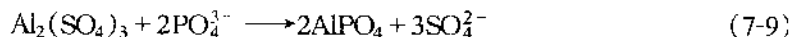
1. 金属盐混凝沉淀除磷

(1) 铝盐除磷

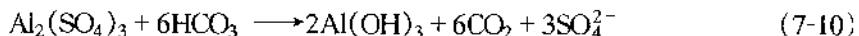
铝离子与正磷酸离子化合,形成难溶的磷酸铝,通过沉淀加以去除。



当使用硫酸铝作为混凝剂时,其产生的反应是:



此外,硫酸铝还和污水中的碱度产生如下的反应。

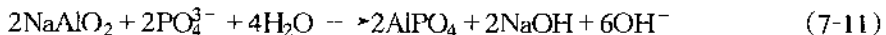


这样,由于硫酸铝对碱度的中和,pH 值下降,游离出 CO_2 ,形成氢氧化铝絮凝体。胶体粒子为絮凝体吸附而去除,在这一过程中磷化合物也得到去除。

硫酸铝的投加量,按反应式(7-9)、根据污水中磷的浓度及对处理水中磷含量的要求以及污水的化学特性确定。

除硫酸铝外,除磷使用的铝盐还有聚合氯化铝(PAC)和铝酸钠(NaAlO_2)。聚合氯化铝与磷产生的反应与硫酸铝相同,但 pH 值不下降。

铝酸钠是硬水的优良混凝剂,它与正磷酸离子的反应如下式所示:



由上式可知,在反应过程中放出 OH^- ,因此 pH 值是上升的。

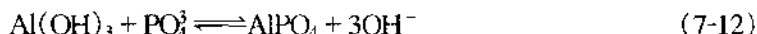
磷酸铝(AlPO_4)的溶解度与 pH 值有关,当 pH 值为 6 时,溶解度最小为 0.01mg/L ;pH 值为 5 时为 0.03mg/L ;pH 值为 7 时,为 0.3mg/L 。

在化学法除磷技术中,以使用铝盐者居多,使用铝盐除磷,应注意下列各项:

1) 混合液的 pH 值对除磷效果产生影响,但 pH 值如介于 5~7 之间,则不会产生影响,勿需调整;

2) 投加铝盐,按式(7-10)进行反应,混合液碱度降低,pH 值亦行降低,降低幅度不足以影响反应的进程,但应注意排放水体对 pH 值的要求;

3) 混凝沉淀污泥回流,因污泥中含有氢氧化铝,能够与 PO_4^{3-} 产生下列反应:



因此能够提高磷的去除率和絮凝体的沉淀效果。

反应形成的絮凝体宜通过重力沉淀加以去除。沉淀池一般采用面积负荷进行计算,当处理水中悬浮物含量要求在 10mg/L 以下时,面积负荷取值 $20\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 以下;如处理水中悬浮物含量要求在 20mg/L 以下时,面积负荷则可取值在 $50\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 以下。

除铝盐外,还使用铁盐去除污水中的磷。

(2) 铁盐除磷

铁离子有二价与三价之分,三价铁离子与磷的反应和铝离子与磷的反应相同,生成物同样是 FePO_4 、 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 。

二价铁离子与磷的反应较三价铁离子的反应要复杂些。

为了比较彻底地从污水中去除铁和磷,就必须对二价铁离子和三价铁离子加以氧化,因此需要充足的氧。

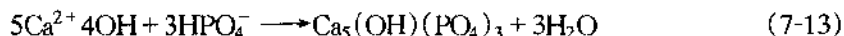
作为二价铁混凝剂的有氯化亚铁、硫酸亚铁;作为三价铁混凝剂的则有氯化铁和硫酸铁。在铁的酸洗废水中含有氯化亚铁(铁含量为 9%)和硫酸亚铁(铁含量 6%~9%)。这种废水可以作为混凝剂用于除磷。

FePO_4 的最小溶解度,当 pH 值为 5 时,为 0.1mg/L 。

2. 石灰混凝除磷

(1) 石灰与磷的反应

向含磷污水投加石灰,由于形成氢氧根离子,污水的 pH 值上升。与此同时,污水中的磷与石灰中的钙产生反应。形成 $[\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3]$ (羟磷灰石),其反应式如下:



实践证明,处理水中的磷含量,随 pH 值上升而呈对数降低之势。

(2) 除磷效果影响因素

对石灰混凝除磷效果的影响因素,有如下各项:

1) pH 值

pH 值是影响除磷效果最大的因素,如欲使处理水中磷的含量在 1mg/L 以下时,对二级处理水,pH 值应在 9.5 以上,对原污水则应在 11 以上。

2) 磷的形态

以正磷酸盐与聚磷酸盐两种磷的形态进行比较。

聚磷酸盐的去除率低于正磷酸盐。

在聚磷酸盐中,去除易难程度的顺序是:焦磷酸盐、三聚磷酸盐、偏磷酸盐,后者较难。如聚磷酸盐与正磷酸盐共存,则聚磷酸盐的去除效果将同正磷酸盐。

3) 原污水中钙的浓度

原污水中钙浓度对磷的去除效果有影响。当 pH 值为 10.5,流入水中的钙含量在 40mg/L 以上时,处理水中磷的含量将在 0.25mg/L 以下。

(3) 石灰混凝沉淀除磷处理流程

石灰混凝沉淀除磷处理工艺的进程,可分为 3 个阶段,即:石灰混凝沉淀、再碳酸化和石灰污泥的处理与石灰再生。当需要除氨时,在混凝沉淀与再碳酸化之间,还应设脱氨气装置(参照图 7-19)。

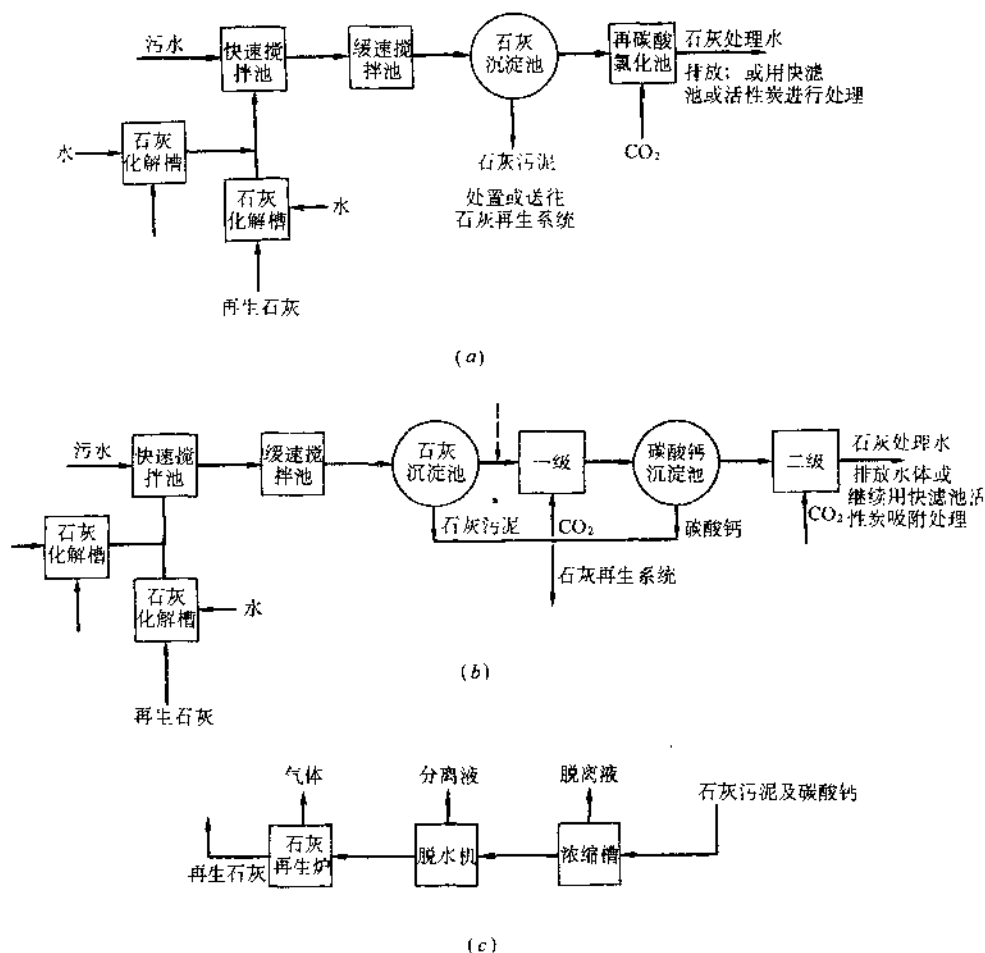
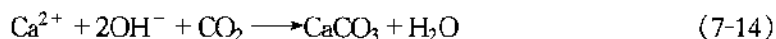


图 7-19 石灰混凝沉淀除磷处理系统

(a) 一级石灰混凝沉淀处理流程;(b) 二级石灰混凝沉淀除磷处理流程;(c) 石灰污泥处理石灰再生系统

石灰混凝沉淀处理流程由快速搅拌池、缓速搅拌池和沉淀池等 3 个单元组成。污水中的磷、悬浮物及有机物为钙所形成的絮凝体所吸附,并通过絮凝体的沉淀而得以去除。如使污泥回流,能够提高除磷的效果。

再碳酸化是向 pH 值高的混凝沉淀上澄液吹入 CO_2 气体,使 pH 值中和,产生下列反应:



再碳酸化有一级处理和二级处理 2 种方式。一级处理是使石灰混凝沉淀水的 pH 值直接达到中性附近,而二级处理是首先使 pH 值降到 9.5~10,在一级处理不进行回收,二级处理使 pH 值降到中性附近,再行回收碳酸钙。

对在石灰沉淀池和二级处理方式的碳酸钙沉淀池产生的沉渣,进行浓缩脱水,用离心机作为脱水装置,回收纯度较高的 CaCO_3 沉渣,对其用 800℃ 的高温加热,产生下列反应:



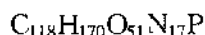
石灰混凝沉淀除磷处理工艺,以熟石灰($\text{Ca}(\text{OH})_2$)作为混凝剂效果优于生石灰(CaO),因此,由上式所得的生石灰应加水使其形成熟石灰,即:



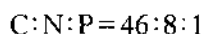
石灰混凝沉淀除磷工艺比较复杂,产生的石灰污泥需要进一步处理,回收再生石灰,否则可能造成二次污染。

7.7.2 生物除磷原理

根据霍尔米(Holmers)提出的化学式,活性污泥的组成是:



或



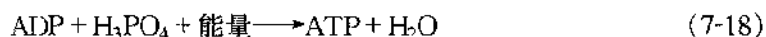
如原污水中 N、P 的含量低于此值,则需要另行从外部投加,如恰等于此值,则在理论上应当是能够全部摄取而加以去除的。

所谓生物除磷,是利用聚磷菌一类的微生物,能够过量地,在数量上超过其生理需要,从外部环境摄取磷,并将磷以聚合的形态贮藏在菌体内,形成高磷污泥,排出系统外,达到从污水中除磷的效果。

生物除磷机理比较复杂,还有待人们进一步去研究、探讨,其基本过程是:

(1) 聚磷菌对磷的过剩摄取

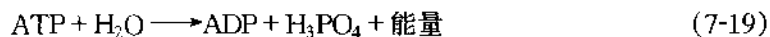
在好氧条件下,聚磷菌营有氧呼吸,不断地氧化分解其体内储存的有机物,同时也不断地通过主动输送的方式,从外部环境向其体内摄取有机物,由于氧化分解,又不断地放出能量,能量为 ADP 所获得,并结合 H_3PO_4 而合成 ATP(三磷酸腺苷),即:



H_3PO_4 ,除一小部分是聚磷菌分解其体内聚磷酸盐而取得的外,大部分是聚磷菌利用能量,在透膜酶的催化作用下,通过主动输送的方式从外部将环境中的 H_3PO_4 摄入体内的,摄入的 H_3PO_4 一部分用于合成 ATP,另一部分则用于合成聚磷酸盐。这种现象就是“磷的过剩摄取”。

(2) 聚磷菌的放磷

在厌氧条件下($\text{DO} \approx 0, \text{NO}_x^- \approx 0$),聚磷菌体内的 ATP 进行水解,放出 H_3PO_4 和能量,形成 ADP,即:



这样,聚磷菌具有在好氧条件下,过剩摄取 H_3PO_4 ,在厌氧条件下,释放 H_3PO_4 的功能。生物除磷技术就是利用聚磷菌这一功能而开创的。

7.7.3 生物除磷工艺

1. 弗斯特利普(Phostrip)除磷工艺

弗斯特利普除磷工艺是在 1972 年开创的,实质上这是生物除磷与化学除磷相结合的一种工艺。这项工艺具有很高的除磷效果。

(1) 弗斯特利普除磷工艺流程

弗斯特利普除磷工艺流程示之于图 7-20。

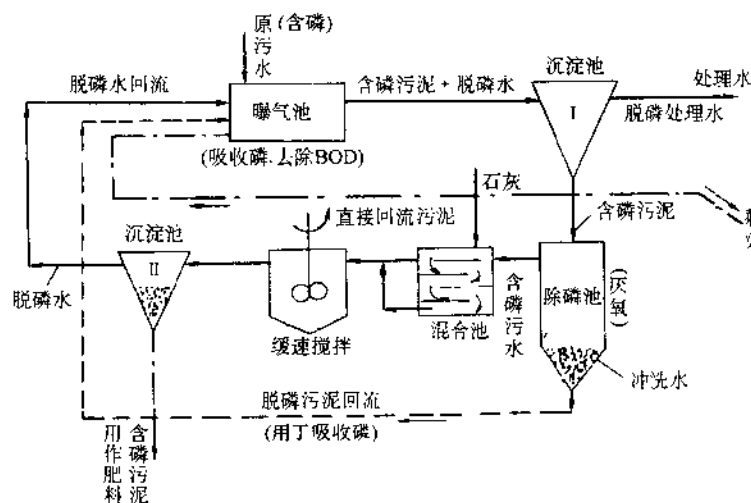


图 7-20 弗斯特利普除磷工艺流程

本工艺各设备单元的功能如下：

1) 含磷污水进入曝气池,同步进入曝气池的还有由除磷池回流的已释放磷但含有聚磷菌的污泥。曝气池的功能是:使聚磷菌过量地摄取磷,去除有机物(BOD 或 COD),还可能出现硝化作用。

2) 从曝气池流出的混合液(污泥含磷,污水已经除磷)进入沉淀池(I),在这里进行泥水分离,含磷污泥沉淀,已除磷的上清液作为处理水而排放。

3) 含磷污泥进入除磷池,除磷池应保持厌氧状态,即 $DO=0$, $NO_x=0$, 含磷污泥在这里释放磷,并投加冲洗水,使磷充分释放,已释放磷的污泥沉于池底,并回流曝气池,再次用于吸收污水中的磷。含磷上清液从上部流出进入混合池。

4) 含磷上清液进入混合池,同步向混合池投加石灰乳,经混合后进入搅拌反应池,使磷与石灰反应,形成磷酸钙($Ca_3(PO_4)_2$)固体物质。用化学法除磷。

5) 沉淀池(II)为混凝沉淀池,经过混凝反应形成的磷酸钙固体物质在这里与上清液分离。已除磷的上清液回流曝气池,而含有大量 $Ca_3(PO_4)_2$ 的污泥排出,这种含有高浓度 PO_4 的污泥宜于充作肥料。

(2) 弗斯特利普除磷工艺的特点

弗斯特利普除磷工艺已有很多应用实例,根据它们的实际运行数据,可对本工艺提出如下各项特征。

1) 本法是生物除磷与化学除磷相结合的工艺,除磷效果良好,处理水中含磷量一般都低于 1mg/L 。

2) 本法产生的污泥中,含磷量(率)约为 2.1%~7.1%,是比较高的。污泥回流应经过除磷池。

3) 石灰用量一般介于 $21 \sim 31.8 \text{mgCa(OH)}_2/\text{m}^3$ 污水,是比较低的。

4) SVI 值 < 100 ,污泥易于沉淀、浓缩、脱水、污泥肥分高,丝状菌难于增殖,污泥不膨胀。

5) 可以根据 BOD/P 比值来灵活地调节回流污泥与混凝污泥量的比例。

6) 本工艺流程复杂,运行管理比较麻烦,投加石灰乳,运行费用有所提高,建设费用也高。

7) 沉淀池 I 的底部可能形成缺氧状态,而产生释放磷的现象,因此,应当及时地排泥和回流。

2. 厌氧-好氧除磷工艺

一名 An—O 法,其工艺流程如图 7-21 所示。

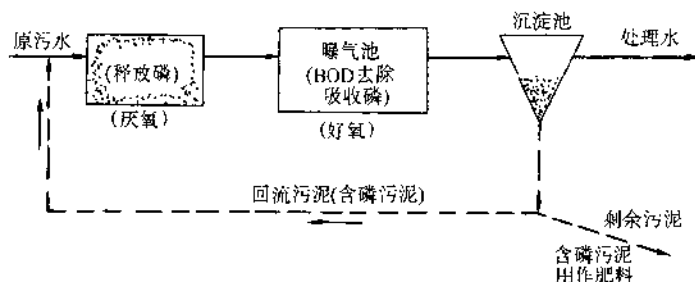


图 7-21 厌氧-好氧除磷工艺流程 (An—O 法)

从图可见,本工艺流程简单,既不投药,也无需考虑内循环,因此,建设费用及运行费用都较低,而且由于无内循环的影响,厌氧反应器能够保持良好的厌氧(或缺氧)状态。

本工艺已实际应用,根据实用情况,本工艺具有如下特征:

(1) 在反应器内的停留时间一般从 3h 到 6h,是比较短的。

(2) 反应器(曝气池)内污泥浓度一般在 $2700 \sim 3000 \text{mg/L}$ 之间。

(3) BOD 的去除率大致与一般的活性污泥系统相同。磷的去除率较好,处理水中磷含量一般都低于 1.0mg/L ,去除率大致在 76% 左右。

(4) 沉淀污泥含磷率约为 4%,污泥的肥效好。

(5) 混合液的 SVI 值 ≤ 100 ,易沉淀,不膨胀。

同时,经试验与运行实际还发现本工艺具有如下问题:

(1) 除磷率难于进一步提高,因为微生物对磷的吸收,既或是过量吸收,也是有一定限度的,特别是当进水 BOD 值不高或废水中含磷量高时,即 P/BOD 值高时,由于污泥的产量低,将更是这样。

(2) 在沉淀池内容易产生磷的释放的现象,特别是当污泥在沉淀池内停留时间较长时更是如此,应注意及时排泥和回流。

7.8 同步脱氮除磷技术

7.8.1 巴颠甫(Bardenpho)脱氮除磷工艺

本工艺是以高率同步脱氮、除磷为目的而开发的一项技术,其工艺流程示之于图 7-22。

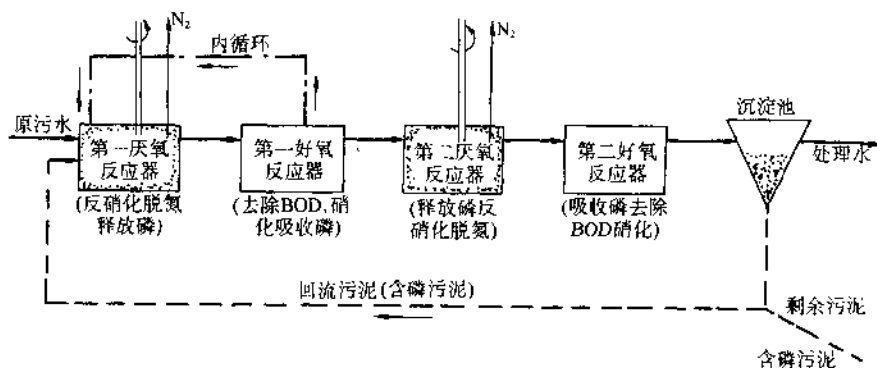


图 7-22 巴颠甫脱氮除磷工艺流程

本工艺各组成单元的功能如下：

(1) 原污水进入第一厌氧反应器，本单元的首要功能是脱氮，含硝态氮的污水通过内循环来自第一好氧反应器，本单元的第二功能是污泥释放磷，而含磷污泥是从沉淀池排出回流来的。

(2) 经第一厌氧反应器处理后的混合液进入第一好氧反应器，它的功能有三：首要功能是去除 BOD，去除由原污水带入的有机污染物；其次是硝化，但由于 BOD 浓度还较高，因此，硝化程度较低，产生的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 也较少；第三项功能则是聚磷菌对磷的吸收。按除磷机理，只有在 NO_3^- 得到有效的脱出后，才能取得良好的除磷效果，因此，在本单元内，磷吸收的效果不会太好。

(3) 混合液进入第二厌氧反应器，本单元功能与第一厌氧反应器同，一是脱氮；二是释放磷，以前者为主。

(4) 第二好氧反应器，其首要功能是吸收磷，第二项功能是进一步硝化，再其次则是进一步去除 BOD。

(5) 沉淀池，泥水分离是它的主要功能，上清液作为处理水排放，含磷污泥的一部分作为回流污泥，回流到第一厌氧反应器，另一部分作为剩余污泥排出系统。

从前可以看到，无论哪一种反应，在系统中都反复进行二次或二次以上。各反应单元都有其首要功能，并兼行其他项功能。因此本工艺脱氮、除磷效果很好，脱氮率达 90% ~ 95%，除磷率 97%。

工艺复杂，反应器单元多，运行繁琐，成本高是本工艺主要缺点。

7.8.2 A—A—O 法同步脱氮除磷工艺

(1) A—A—O 法工艺流程

A—A—O 工艺，亦称 A^2/O 工艺，是英文 Anaerobic-Anoxic-Oxic 第一个字母的简称。按实质意义来说，本工艺称为厌氧-缺氧-好氧法(参见图 7-23)更为确切。

本法是在 70 年代，由美国的一些专家在厌氧-好氧(An—O)法脱氮工艺的基础上开发的，其宗旨是开发一项能够同步脱氮除磷的污水处理工艺。

(2) 各反应器单元功能与工艺特征

1) 厌氧反应器，原污水进入，同步进入的还有从沉淀池排出的含磷回流污泥，本反应器的主要功能是释放磷，同时部分有机物进行氮化。

2) 污水经过第一厌氧反应器进入缺氧反应器，本反应器的首要功能是脱氮，硝态氮是

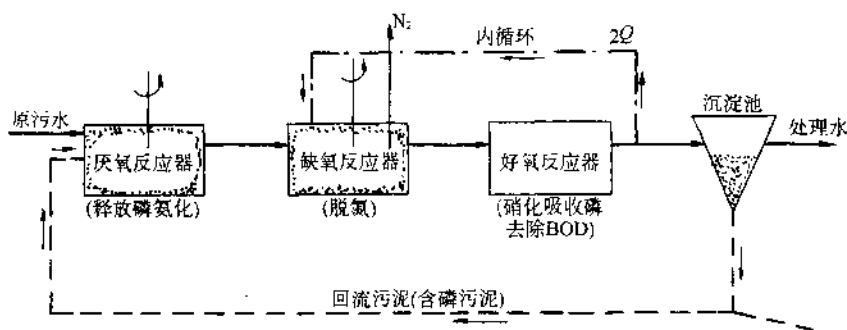


图 7-23 A-A-O 法同步脱氮除磷工艺流程

通过内循环由好氧反应器送来的，循环的混合液量较大，一般为 $2Q$ (Q ——原污水流量)。

3) 混合液从缺氧反应器进入好氧反应器——曝气池，这一反应器单元是多功能的，去除 BOD，硝化和吸收磷等项反应都在本反应器内进行。这三项反应都是重要的，混合液中含有 $\text{NO}_3\text{—N}$ ，污泥中含有过剩的磷，而污水中的 BOD (或 COD) 则得到去除。流量为 $2Q$ 的混合液从这里回流缺氧反应器。

4) 沉淀池的功能是泥水分离，污泥的一部分回流厌氧反应器，上清液作为处理水排放。

本工艺具有以下各项特点：

(1) 本工艺在系统上可以称为最简单的同步脱氮除磷工艺，总的水力停留时间少于其他同类工艺。

(2) 在厌氧(缺氧)、好氧交替运行条件下，丝状菌不能大量增殖，无污泥膨胀之虞，SVI 值一般均小于 100。

(3) 污泥中含磷浓度高，具有很高的肥效。

(4) 运行中勿需投药，两个 A 段只用轻缓搅拌，以不增加溶解氧为度，运行费用低。

本法也存在如下各项的待解决问题。

(1) 除磷效果难于再行提高，污泥增长有一定的限度，不易提高，特别是当 P/BOD 值高时更是如此。

(2) 脱氮效果也难于进一步提高，内循环量一般以 $2Q$ 为限，不宜太高。

(3) 进入沉淀池的处理水要保持一定浓度的溶解氧，减少停留时间，防止产生厌氧状态和污泥释放磷的现象出现，但溶解氧浓度也不宜过高，以防循环混合液对缺氧反应器的干扰。

7.8.3 生物转盘同步脱氮除磷工艺

前已述及，生物转盘具有脱氮功能，也能够用于除磷。为此，须在其处理系统中增建某些补充设备，图 7-24 所示即为具有脱氮、除磷功能的生物转盘工艺流程。

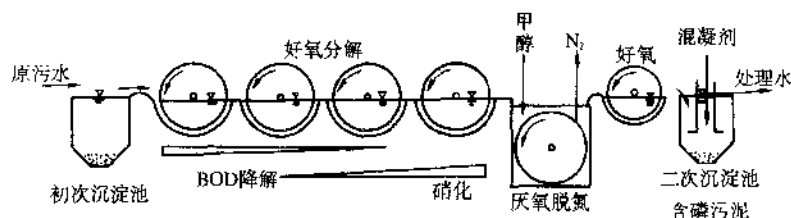


图 7-24 具有脱氮除磷功能的生物转盘工艺流程

经预处理后的污水,在经两级生物转盘处理后,BOD 已得到一定的降解,在后二级的转盘中,硝化反应逐渐强化,并形成亚硝酸氮和硝酸氮。其后增设淹没式转盘,使其形成厌氧状态,在这里产生反硝化反应,使氮以气态形式逸出,以达到脱氮的目的。为了补充厌氧反应所需的碳源,向淹没式转盘设备中投加甲醇,过剩的甲醇使 BOD 值有所上升,为了去除这部分的 BOD 值,在其后补设一座生物转盘。为了截留处理水中的脱落生物膜,其后设二次沉淀池。在二次沉淀池的中央部位设混合反应室,投加的混凝剂在其中进行反应,产生除磷效果,从二次沉淀池排放含磷污泥。

7.9 城市水资源的合理开发与利用

7.9.1 世界与我国水资源现状

水资源是十分重要的自然资源。人类的生命活动和生产活动无一不需用水,水是人类社会可持续发展的限制因素。

地球上水的总量约为 10^{18} 或 10^{10} 亿 m^3 ,其中淡水仅占 3%,由于绝大部分的淡水以冰雪的形式存在于南北极,可供人类利用的淡水不到地球上总水量的 1%。

近年来,由于世界人口增长和社会经济发展,人类的用水量激增,加上浪费和水资源的污染,使水资源日益短缺。

1992 年初有 156 个国家代表参加的“世界水资源与环境大会”向人类提出警告:“水资源短缺已成为当今人类面临的最严峻的挑战之一”。

我国水资源形势也是比较严峻的,我国河川年径流量 $2.7 \sim 2.8 \times 10^{12} \text{m}^3$,居世界第 6 位,但人均占有水量仅为 $2400 \sim 2500 \text{m}^3/\text{a}$,仅列世界第 110 位,为世界人均水量的 $\frac{1}{4}$,而且我国水资源时空分布极不均匀,洪涝干旱灾害频繁,水污染普遍严重,浪费现象也十分严重,这些因素的综合结果是我国可资利用的水资源日益短缺。我国已被联合国列为 13 个水资源贫乏的国家之一。

图 7-25 及图 7-26 分别地列举出我国各省、自治区和直辖市水资源总量及人均占有量的排列顺序。

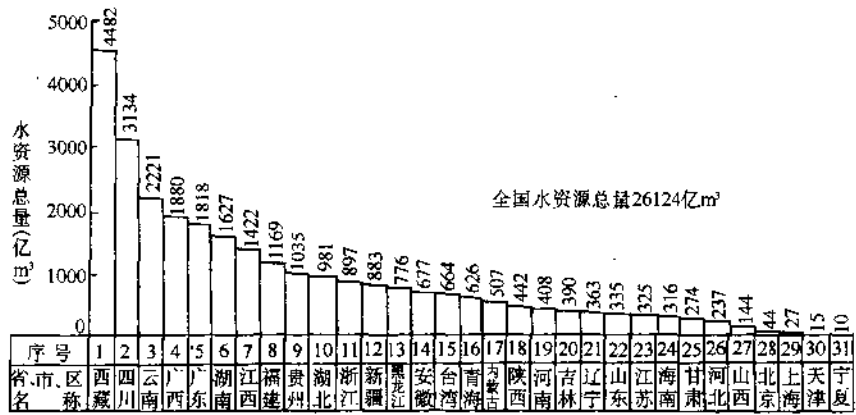


图 7-25 我国及各地的水资源总量

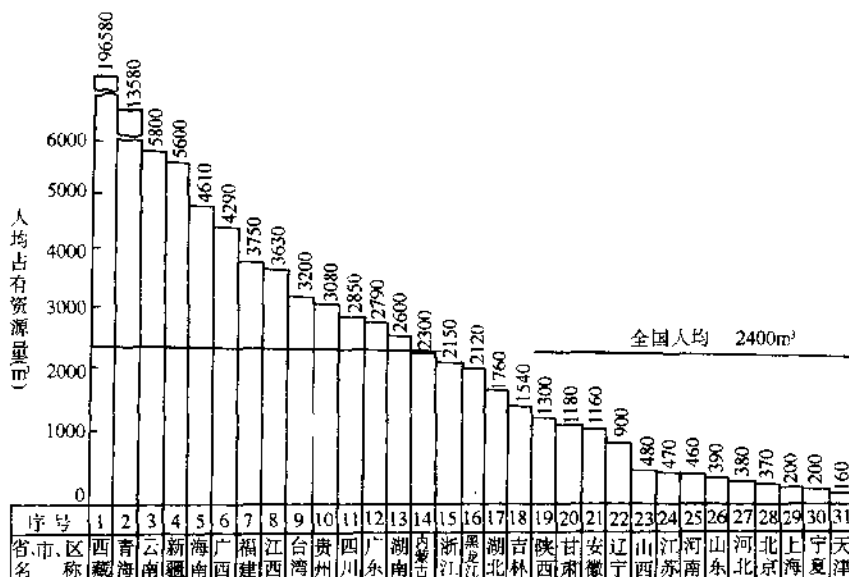


图 7-26 我国及各地人均占有水资源量

在 31 个省、自治区和直辖市中有二分之一以上人均占有水量低于全国平均量。国际上认为水资源紧张限度为：人均年水资源量低于 1000m^3 ，目前我国辽宁、山西、江苏、河南、山东、河北、北京、上海、天津等省、市都已达到此限值。这些地区地处沿海或中原，社会经济发达、城市化程度高，具有进一步发展的巨大潜力，而水资源短缺却成为这些地区可持续发展的制约因素。

据我国建设部统计，目前我国淡水资源匮乏的城市共有 124 个。

以上就是我国水资源短缺的严峻现实。

7.9.2 城市污水水资源化与再生利用

我国颁布的《中华人民共和国水法》和《水污染防治法》，阐明了我国有关水资源保护和合理利用的一系列政策与原则。

为实现水资源的合理开发与利用，采取的对策与措施的第一条就是“多渠道开辟水资源”。在这里，城市污水的再生利用，使其资源化是一项重要的而且切实可行的措施。

城市污水是水量稳定、供给可靠的水资源。在传统的二级处理的基础上，对污水再进行适当的深度处理，使其水质达到适于回用的要求，这样能够使对污水单纯净化的城市污水处理厂转变为以污水为原料的“再生水制造厂”。使城市污水成为名副其实的水资源。对此，一些国家已经做了大量的工作，并在城市污水再生利用方面建立了一批实际工程。

日本在 1986 年城市污水的回用量即达 $6300 \times 10^4\text{m}^3$ ，占全部城市污水处理量的 0.8%。经深度处理后再生的城市污水回用于冲洗厕所（即所谓中水道系统）、浇灌城市绿地、冲洗马路和用于景观、城市河道的补给水及消防用水。

美国每年的城市污水回用量达 $260 \times 10^4\text{m}^3$ 。用途广泛，其中有：农业灌溉、景观性灌溉、作为冷却水。锅炉冷却水回用于工业以及用于养鱼、养育水生动物等。

在美国建立了一批城市污水回用的示范工程，其中值得称道的是加州某沿海城市，将经多级深度处理，达到地下水水质标准的城市污水回注地下，取得：(1)控制海水入侵，成为海水入侵的屏障，保护地下水；(2)回收地下水，地下水达到饮用水标准。此工程经长期运行证

明稳定、可靠、有效。

以色列是半干旱国家,非常珍惜污水资源,城市污水已成为该国重要的水资源,全国已建成 200 多座污水回用工程,100%的生活污水和 72%的城市污水都得到回用。污水除回用于农业、工业和市政外,还建立集中的回用系统,城市污水经二级处理后,再进行高度的深处理,然后回灌地下,建地下水库,进入国家总水资源调配系统联网,由国家统一调控使用。

以色列重视城市污水政策,取得了良好的效益。

此外,印度、科威特、沙特阿拉伯等亚洲国家,阿根廷、巴西、智利等美洲国家,都重视城市污水的再生回用,并进行了一定的实践,取得了效益。

我国对城市污水的利用是在 50 年代农田灌溉开始的。近 10 几年来,我国组织了城市污水资源化的科技攻关,建立示范工程。攻关内容包括污水工业回用、市政和景观利用的水质处理技术以及中小城镇、住宅小区污水回用技术的研究。此外,还对城市污水资源化的规划、系统优化与评价、技术方案及经济政策等软科学也进行了研究。在天津、太原、大连等城市建设了污水回用工程。按规划,到 2000 年,在北方缺水城市北京、天津、太原、石家庄、大连、青岛等城市将有污水总量的 15%~20%回用,将产生一定的效益。

7.9.3 城市污水再生利用与水质要求

城市污水经过以生物处理技术为中心的二级处理和一定深度的深度处理后,水质能够达到回用的标准,可以作为水资源加以利用,利用的途径应以不直接与人体接触为准,其中主要是回用于城市公共事业,如园林浇灌、喷洒马路和补给市政景观水域,此外,也可以用于水冲公厕的冲洗。

城市污水的再生水可以作为家庭水冲厕所的冲洗水,但需要设双管给水系统,双管系统之一是饮用水,另一则为回用的再生水系统。这种系统主要建在办公楼、学校、公共建筑物以及工厂等。这种系统广泛用于日本,并称之为“中水道系统”。

为了维护人们的身体健康,要绝对避免人们对再生回用水的误饮、误用,以切实保证居民的卫生安全。城市污水回用于城市公共事业,应慎重从事,通过小规模의 试验,再逐步扩大。

回用的城市污水必须满足下列各项要求:

- (1) 必须经过完整的二级处理技术和一定的深度处理技术处理。
- (2) 在水质上达到对回用水的要求。
- (3) 在保健卫生方面不出现危害人们健康的问题。
- (4) 在使用上人们不产生不快感。
- (5) 对设备和器皿不会造成不良的影响。
- (6) 处理成本、经济核算合理。

回用的城市污水的水质,应满足下列各项指标的要求。

大肠菌群数	10 个/mL 以下
pH 值	5.8~8.6
臭味	不使人有不快的感受
BOD	15mg/L 以下
COD	30mg/L 以下

进行消毒杀菌,水中应保证有足够的余氯。

7.9.4 城市污水回用的处理系统

表 7-5 所列举的是以回用为目的的城市污水处理(包括二级处理和深度处理)的 8 个方案。

表 7-5

城市污水回用二级处理及深度处理系统

系统	前 处 理 系 统	中 心 处 理 系 统	后 处 理 系 统
系统 1	格栅 → 初次沉淀池	曝气池 → 生物膜法 处理工艺 → 二次沉淀池	滤池 → 臭氧氧化 → 杀菌 → 水池
系统 2	格栅 → 初次沉淀池	曝气池 → 生物膜法 处理设备 → 二次沉淀池	混凝投药 → 沉淀池 → 滤池 → 杀菌 → 水池
系统 3	格栅 → 初次沉淀池	曝气池 → 生物膜法 处理设备 → 二次沉淀池	生物膜法 处理设备 → 沉淀池 → 滤池 → 杀菌 → 水池
系统 4	格栅 → 初次沉淀池	曝气池 → 生物膜法 处理设备 → 二次沉淀池	生物膜法 处理设备 → 沉淀池 → 滤池 → 杀菌 → 水池
系统 5	格栅 → 初次沉淀池	膜分离法	活性炭吸附塔 → 杀菌 → 水池
系统 6	格栅 → 初次沉淀池 → 混凝投药 → 沉淀池	膜分离法	杀菌 → 水池
系统 7	格栅 → 初次沉淀池 → 曝气池 → 生物膜法 处理设备 → 二次沉淀池 → 二次处理水	膜分离法	杀菌 → 水池
系统 8	格栅 → 初次沉淀池 → 曝气池 → 生物膜法 处理设备 → 二次沉淀池 → 混凝投药 → 沉淀池	膜分离法	杀菌 → 水池

从表可见,处理系统由3个阶段组成:前处理技术、中心处理技术和后处理技术。

前处理是为了保证中心处理技术能够正常进行而设置的,它的组成根据主处理技术而定,当以生物处理系统为中心处理技术时,即以一般的一级处理技术(格栅和初次沉淀池)为前处理,但当以膜分离技术为中心处理技术时,将生物处理技术也纳入前处理内。

中心处理技术,是各系统的中间环节,起着承前启后的作用,中心处理技术为二类,一类是一般的二级处理,即生物处理技术(活性污泥法或生物膜法),另一类则是膜分离技术。

后处理设置的目的是使处理水达到对回用水规定的各项指标。其中采用滤池去除悬浮物;通过混凝沉淀去除悬浮物和大分子的有机物;溶解性有机物则由生物处理技术、臭氧氧化和活性炭吸附加以去除,臭氧氧化和活性炭吸附还能够去除色度、臭味;杀灭细菌则用臭氧和投氯进行。投氯还可以防止在管壁上结垢。

各处理系统一般都具有对原污水的水质、水量的变动一定的适应性以及易于维护管理的特征。

表 7-6 所列举的则是上表所列各处理系统,对各项指标所能达到的处理效果。

城市污水回用处理系统的处理效果

表 7-6

中心处理 方式	处理系统 编 号	处 理 水 质						
		BOD (mg/L)	COD (mg/L)	SS (mg/L)	臭 味	色 度 (度)	浊 度 (度)	pH
生 物 处 理	1	15 左右	30 左右	10 以下	不使人 感到不快	40 以下如采用 臭氧为 30 以下	20 以下	5.8~8.6
	2	10 左右	20 左右	10 以下	不使人 感到不快	30 以下	15 以下	5.8~8.6
	3	10 以下	20 以下	10 以下	不使人 感到不快	40 以下	15 以下	5.8~8.6
	4	10 以下	20 以下	10 以下	不使人 感到不快	30 以下	15 以下	5.8~8.6
膜 分 离 处 理	5	10 以下	20 以下	痕量	不使人 感到不快	10 以下	痕量	5.8~8.6
	6	10 以下	20 以下	痕量	不使人 感到不快	10 以下	痕量	5.8~8.6
	7	10 以下	20 以下	痕量	不使人 感到不快	10 以下	痕量	5.8~8.6
	8	10 以下	20 以下	痕量	不使人 感到不快	10 以下	痕量	5.8~8.5

第8章 污泥的处理

8.1 污泥的分类、性质与排除

在污水处理过程中,产生大量污泥,其数量约占处理水量的0.3%~0.5%左右(以含水率为97%计)。污泥中含有大量的有害有毒物质,如寄生虫卵、病原微生物、细菌、合成有机物及重金属离子等;有用物质如植物营养素(氮、磷、钾)、有机物及水分等。因此污泥需要及时处理与处置,以便达到如下目的:(1)使污水处理厂能够正常运行,确保污水处理效果;(2)使有害有毒物质得到妥善处理或利用;(3)使容易腐化发臭的有机物得到稳定处理;(4)使有用物质能够得到综合利用,变害为利。总之,污泥处理的目的是使污泥减量、稳定、无害化及综合利用。

污水处理厂的全部建设费用中,用于处理污泥的约占20%~50%,甚至70%。所以污泥处理是污水处理系统的重要组成部分,必须予以充分重视。

污泥处理可供选择的方案大致有:

- (1) 生污泥→**浓缩**→**消化**→**自然干化**→最终处置
- (2) 生污泥→**浓缩**→**自然干化**→**堆肥**→最终处置
- (3) 生污泥→**浓缩**→**消化**→**机械脱水**→最终处置
- (4) 生污泥→**浓缩**→**机械脱水**→**干燥焚烧**→最终处置
- (5) 生污泥→**湿污泥池**→最终处置
- (6) 生污泥→**浓缩**→**消化**→最终处置

上述生污泥指未经消化处理的污泥,详见后述。

第(1)、(3)、(6)方案,以消化处理为主体,消化过程产生的生物能即沼气(或称消化气、污泥气),可作为能源利用,如用作燃料或发电;第(2)、(5)方案是以堆肥,农用为主,当污泥符合农用肥料条件及附近有农、林、牧或蔬菜基地时可考虑采用;第(4)方案是以干燥焚烧为主,当污泥不适于进行消化处理、或不符合农用条件,或受污水处理厂用地面积的限制等地区可考虑采用。焚烧产生的热能,可作为能源。

污泥最终处置方法包括作为肥料施用于农田、森林、草地或沙漠改良;填地或投海;作为能源或建材;焚烧等。

总之,污泥处理方案的选择,应根据污泥的性质与数量;投资情况与运行管理费用;环境保护要求及有关法律与法规;城市农业发展情况及当地气候条件等情况,综合考虑后选定。

8.1.1 污泥的分类、性质及性质指标

1. 污泥的分类与性质

(1) 按成分不同分为:

污泥 以有机物为主要成分的称污泥。污泥的性质是易于腐化发臭,颗粒较细,比重较小(约为 1.02~1.006),含水率高且不易脱水,属于胶状结构的亲水性物质。初次沉淀池与二次沉淀池的沉淀物均属污泥。

沉渣 以无机物为主要成分的称沉渣。沉渣的主要性质是颗粒较粗,比重较大(约为 2 左右),含水率较低且易于脱水,流动性差。沉砂池与某些工业废水处理沉淀池的沉淀物属沉渣。

(2) 按来源不同分为:

初次沉淀污泥 来自初次沉淀池。

剩余活性污泥 来自活性污泥法后的二次沉淀池。

腐殖污泥 来自生物膜法后的二次沉淀池。

以上 3 种污泥可统称为生污泥或新鲜污泥。

消化污泥 生污泥经厌氧消化或好氧消化处理后,称为消化污泥或熟污泥。

化学污泥 用化学沉淀法处理污水后产生的沉淀物称为化学污泥或化学沉渣。如用混凝沉淀法去除污水中的磷;投加硫化物去除污水中的重金属离子;投加石灰中和酸性污水产生的沉渣以及酸、碱污水中和处理产生的沉渣均称为化学污泥或化学沉渣。

2. 污泥的性质指标

用于表示污泥性质的主要指标有:

(1) **污泥含水率** 污泥中所含水分的重量与污泥总重量之比的百分数称为污泥含水率。污泥的含水率一般都很高,比重接近于 1。污泥的体积、重量及所含固体物浓度之间的关系,可用式(8-1)表示:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{W_1}{W_2} = \frac{100 - p_2}{100 - p_1} = \frac{C_2}{C_1} \quad (8-1)$$

式中 p_1, V_1, W_1, C_1 ——污泥含水率为 p_1 时的污泥体积、重量与固体物浓度;

p_2, V_2, W_2, C_2 ——污泥含水率变为 p_2 时的污泥体积、重量与固体物浓度。

【例题 8-1】 污泥含水率从 97.5%降低到 95%时,求污泥体积。

【解】 由式(8-1)

$$V_2 = V_1 \frac{100 - p_1}{100 - p_2} = V_1 \frac{100 - 97.5}{100 - 95} = \frac{1}{2} V_1$$

可见污泥含水率从 97.5%降低至 95%,体积减少一半。

式(8-1)适用于含水率大于 65%的污泥。因含水率低于 65%以后,体积内出现很多气泡,体积与重量不再符合式(8-1)关系。

(2) **挥发性固体(或称灼烧减重)和灰分(或称灼烧残渣)** 挥发性固体近似地等于有机物含量;灰分表示无机物含量。

(3) **可消化程度** 污泥中的有机物,是消化处理的对象。一部分是可被消化降解的(或称可被气化,无机化);另一部分是不易或不能被消化降解的,如脂肪、合成有机物等。用可消化程度表示污泥中可被消化降解的有机物数量。可消化程度用下式表示

$$R_d = \left(1 - \frac{p_{v_2} p_{s_1}}{p_{v_1} p_{s_2}} \right) \times 100 \quad (8-2)$$

式中 R_d ——可消化程度, %;

p_{s_1}, p_{s_2} ——分别表示生污泥及消化污泥的无机物含量, %;

p_{v_1}, p_{v_2} ——分别表示生污泥及消化污泥的有机物含量, %。

因此消化污泥量可用下式计算:

$$V_d = \frac{(100 - p_1) V_1}{100 - p_d} \left[\left(1 - \frac{p_{v_1}}{100} \right) + \frac{p_{v_1}}{100} \left(1 - \frac{R_d}{100} \right) \right] \quad (8-3)$$

式中 V_d ——消化污泥量, m^3/d ;

p_d ——消化污泥含水率, %, 取周平均值;

V_1 ——生污泥量, m^3/d , 取周平均值;

p_1 ——生污泥含水率, %, 取周平均值;

p_{v_1} ——生污泥有机物含量, %;

R_d ——可消化程度, %, 取周平均值。

(4) 湿污泥比重与干污泥比重 湿污泥重量等于污泥所含水分重量与干固体重量之和。湿污泥比重等于湿污泥重量与同体积的水重量之比值。由于水比重为 1, 所以湿污泥比重 γ 可用下式计算:

$$\gamma = \frac{p + (100 - p)}{p + \frac{100 - p}{\gamma_s}} = \frac{100\gamma_s}{p\gamma_s + (100 - p)} \quad (8-4)$$

式中 γ ——湿污泥比重;

p ——湿污泥含水率, %;

γ_s ——污泥中干固体物质平均比重, 即干污泥比重。

干固体物质中, 有机物(即挥发性固体)所占百分比及其比重分别用 p_v, γ_v 表示, 无机物(即灰分)的比重用 γ_f 表示, 则干污泥平均比重 γ_s 可用式(8-5)计算:

$$\frac{100}{\gamma_s} = \frac{p_v}{\gamma_v} + \frac{100 - p_v}{\gamma_f} \quad (8-5)$$

$$\therefore \gamma_s = \frac{100\gamma_f\gamma_v}{100\gamma_v + p_v(\gamma_f - \gamma_v)} \quad (8-6)$$

有机物比重一般等于 1, 无机物比重约为 2.5~2.65, 以 2.5 计, 则式(8-6)可简化为:

$$\gamma_s = \frac{250}{100 + 1.5p_v} \quad (8-7)$$

故湿污泥比重为:

$$\gamma = \frac{25000}{250p + (100 - p)(100 + 1.5p_v)} \quad (8-8)$$

确定湿污泥比重和干污泥比重, 对于浓缩池的设计、污泥运输及后续处理, 都有实用价值。

【例题 8-2】 已知初次沉淀池污泥的含水率为 95%，有机物含量为 65%。求干污泥比重和湿污泥比重。

【解】 干污泥比重用式(8-7)计算

$$\gamma_s = \frac{250}{100 + 1.5 p_v} = \frac{250}{100 + 1.5 \times 65} = 1.26$$

湿污泥比重用式(8-4)计算

$$\gamma = \frac{100 \gamma_s}{p \gamma_s + (100 - p)} = \frac{100 \times 1.26}{95 \times 1.26 + (100 - 95)} = 1.008$$

(5) 污泥肥分 污泥中含有大量植物生长所必需的肥分(氮、磷、钾)、微量元素及土壤改良剂(有机腐殖质)。我国城市污水处理厂各种污泥所含肥分见表 8-1。

我国城市污水处理厂污泥肥分表				表 8-1
污泥类别	总 氮 (%)	磷(以 P ₂ O ₅ 计)(%)	钾(以 K ₂ O 计)(%)	有 机 物 (%)
初沉污泥	2~3	1~3	0.1~0.5	50~60
活性污泥	3.3~7.7	0.78~4.3	0.22~0.44	60~70
消化污泥	1.6~3.4	0.6~0.8		25~30

(6) 污泥重金属离子含量 污泥中重金属离子含量,决定于城市污水中工业废水所占比例及工业性质。污水经二级处理后,污水中重金属离子约有 50% 以上转移到污泥中。因此污泥中的重金属离子含量一般都较高。故当污泥作为肥料使用时,要注意重金属离子含量是否超过我国农林业部规定的《农用污泥标准》(GB 4284—84)。表 8-2 列举我国北京、上海、天津、西安、兰州、沈阳、黄石等几个城市污水处理厂污泥中重金属含量的范围。

我国城市污水处理厂污泥中重金属成分及含量(mg/kg)								表 8-2	
重金属离子名称		Hg 汞	Cd 镉	Cr 铬	Pb 铅	As 砷	Zn 锌	Cu 铜	Ni 镍
含 量 范 围		4.63~ 138	3.6~ 24.1	9.2~ 540	85~ 2400	12.4~ 560	300~ 1119	55~ 460	30~ 47.5
农林业部农用污 泥标准 (GB 4284—84)	酸性土壤 pH<6.5	5	5	600	300	75	500	250	100
	中性和碱性土壤, pH≥6.5	15	20	1000	1000	75	1000	500	200

8.1.2 污泥量及污水处理厂干固体物质平衡

1. 污泥量计算

初次沉淀污泥量 根据污水中悬浮物浓度、污水流量、去除率及污泥含水率,用式(8-9)计算:

$$V = \frac{100 C_0 \eta Q}{10^3 (100 - p) \rho} \tag{8-9}$$

式中 V——初次沉淀污泥量, m³/d;

Q ——污水流量; m^3/d ;

η ——去除率,%;

C_0 ——进水悬浮物浓度, mg/L ;

p ——污泥含水率,%;

ρ ——沉淀污泥密度,以 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ 计。

式(8-9)适用于初次沉淀池,二次沉淀池的污泥量也可近似地按该式计算, η 以80%计。剩余活性污泥量还可利用本书第4章式(4-113)计算,即

$$Q_s = \frac{\Delta X}{fX_r}$$

式中各符号意义见第4章。

消化污泥量 根据可消化程度用式(8-3)计算。

2. 污水处理厂干固体物质平衡

在污水处理过程中,产生沉淀污泥、剩余活性污泥等;在污泥处理过程中,产生上清液(如消化池)、机械脱水时的清液等,上清液与清液中都带有悬浮固体并回流到污水中进行处理。因此污水处理厂内部存在着固体物质的平衡问题,通过固体物质的平衡计算,有助于污泥处理系统的设计与管理。污水处理厂固体物质平衡的典型计算,可根据图8-1进行。

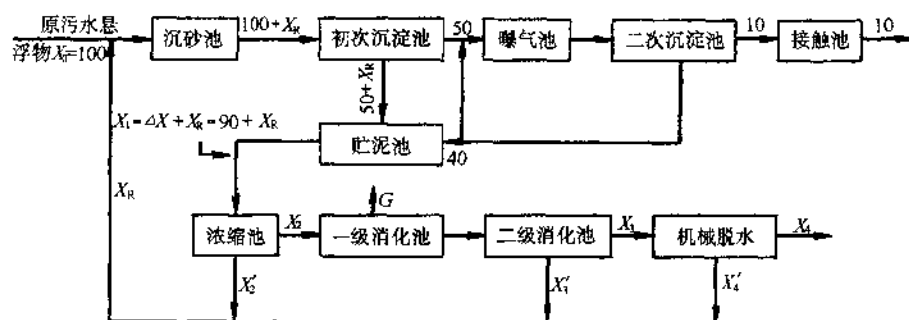


图 8-1 污水处理厂固体物质衡算图

设原污水悬浮物 X_0 为 100,初次沉淀池悬浮物去除率以 50% 计,二次沉淀池去除率以 80% 计,悬浮物总去除率为 90%。各处理构筑物固体回收率为:浓缩池为 $r_1=90\%$;消化池为 $r_2=80\%$;悬浮物减量为 $r_g=30\%$;机械脱水为 $r_3=95\%$ (预处理所加混凝剂的固体量略去不计)。因此可写出平衡式:

进入污泥浓缩池的悬浮物量:

$$X_1 = \Delta X + X_R \quad \text{或} \quad \frac{\Delta X}{X_1} = 1 - \frac{X_R}{X_1} \quad (8-10)$$

$$X_R = X'_2 + X'_3 + X'_4 \quad (8-11)$$

式中 X_1 ——进入浓缩池的固体物量;

ΔX ——初次沉淀池排泥的悬浮物量加二次沉淀池剩余污泥中的悬浮物量;

X_R ——等于浓缩池上清液含有的悬浮物量 X'_2 ,消化池上清液悬浮物量 X'_3 ,机械脱

水清液中悬浮物量 X_4' 的总和。

进入消化池的悬浮物量:

$$X_2 = X_1 r_1 \quad (8-12)$$

浓缩池上清液悬浮物量:

$$X_2' = X_1(1 - r_1) = X_1 - X_1 r_1 \quad (8-13)$$

消化池悬浮物减量:

$$G = X_2 r_g = X_1 r_1 r_g \quad (8-14)$$

进入机械脱水设备的悬浮物量:

$$X_3 = (X_2 - G) r_2 = X_1 r_1 r_2 - X_1 r_1 r_g r_2 \quad (8-15)$$

消化池上清液悬浮物量:

$$X_3' = (X_2 - G)(1 - r_2) = X_1 r_1 - X_1 r_1 r_g - X_1 r_1 r_2 + X_1 r_1 r_2 r_g \quad (8-16)$$

脱水泥饼固体物量:

$$X_4 = X_3 r_3 = X_1 r_1 r_2 r_3 - X_1 r_1 r_2 r_3 r_g$$

机械脱水清液含有的悬浮物量:

$$X_4' = X_3(1 - r_3) = (X_1 r_1 r_2 - X_1 r_1 r_2 r_g)(1 - r_3) \quad (8-17)$$

故回流至沉砂池前的清液中所含悬浮物总量为:

$$X_R = X_2' + X_3' + X_4' = X_1(1 - r_1 r_g - r_1 r_2 r_3 + r_1 r_2 r_3 r_g)$$

$$\therefore \frac{X_R}{X_1} = 1 - r_1 r_g - r_1 r_2 r_3 + r_1 r_2 r_3 r_g$$

$$\text{即} \quad \frac{X_1 - X_R}{X_1} = r_1 r_g + r_1 r_2 r_3 - r_1 r_2 r_3 r_g = \frac{\Delta X}{X_1}$$

$$\therefore X_1 = \frac{\Delta X}{r_1 [r_g + r_2 r_3 (1 - r_g)]} \quad (8-18)$$

利用式(8-18), (8-12), (8-15)可分别计算进入浓缩池、消化池及机械脱水设备的悬浮物量。根据各自的含水率,又可计算出污泥体积,见本书第1章。

8.1.3 污泥的输送

污泥在污水处理厂内进行处理的过程中;某些城市或地区,若有数座污水处理厂,各厂的污泥需集中到某个厂或某地进行处理时;污泥最终处置或利用时都需要对污泥进行短距离或长距离(数百米至数十公里)的输送。

1. 污泥输送的方法

污泥输送的主要方法有管道(压力管道或重力管道),卡车,驳船以及它们的组合法。采用何种方法决定于污泥的数量与性质;污泥处理的方案;输送距离与费用;最终处置与利用的方式等因素。

(1) 管道输送

污泥管道输送是污水处理厂内或长距离输送的常用方法。对污泥进行长距离输送时,应符合下列5个条件:①污泥输送的目的地相当稳定;因铺设长距离管道,投资较大,线路不能随时改变;②污泥的流动性能较好,含水率较高;③污泥所含油脂分成较少,不会粘附于管壁缩小管径增加阻力;④污泥的腐蚀性低,不会对管材造成腐蚀或磨损;⑤污泥的流量较大,一般应超过 $30\text{m}^3/\text{h}$ 。

管道输送,可分为重力管道与压力管道两种。重力管道输送时,距离不宜太长,管坡常用0.01~0.02,管径不小于200mm,中途应设置清通口,以便在堵塞时用机械清通或高压水(污水处理厂出水)冲洗。压力管道输送时,需要进行详细的水力计算(详后)。

与其他污泥输送方法比较,管道输送具有卫生条件好,没有气味与污泥外溢,操作方便并利于实现自动化控制,运行管理费用低。主要缺点是一次性投资大,一旦建成后,输送的地点固定,较不灵活。

(2) 卡车输送

卡车输送不受运输目的地的限制,也不受污泥性质、含水率的影响,也不需要经过中间转运,可以随着季节的变化或地点的变化,把污泥直接运到进行利用或处理的地方(如灌溉、填地、排海或集中处理)。所以,卡车输送虽然运费较高,但方便灵活,特别对于中、小型污水处理厂,可以考虑选用。

卡车输送时,要采取严格的防止气味或污泥外漏的措施,避免造成环境污染,故最好使用液槽车,如果运输脱水泥饼,则可采用翻斗车、便于装卸。

(3) 驳船输送

驳船输送适用于不同含水率的污泥。含水率较高、流动性能较好的污泥可以采用污泥泵装船或卸船,或从污泥管道直接装船并用污泥泵卸船。脱水泥饼可采用抓斗或皮带输送机装船和卸船。

可以将数座中、小型污水处理厂的污泥用卡车或管道输送到污泥中转站,然后根据季节的变化或地点的变化,用驳船把污泥输送到利用或处理的地方。所以驳船输送也相当灵活,运行费用也较低。

上述3种污泥输送的方法,可以根据不同的条件与需要,互相组合使用,如管道—驳船,卡车—驳船,管道—卡车等,组合成最经济而且又灵活方便的输送系统。

若以管道输送的建设投资、运行管理费及每输送1m距离的成本为“1”单位,对管道、卡车与驳船输送的综合经济比较列于表8-3,供参考。

管道、卡车、驳船输送综合经济比较表

表 8-3

	投 资	管 理 费	输送 1m 的成本
管道输送	1	1	1
驳船装运	0.82~1.30	2.60~4.00	6
卡车输送	2.25~7.00	27.0~34.0	30

2. 污泥输送设备

污泥进行管道输送或装卸卡车、驳船时,需要抽升设备,污泥泵或渣泵。

输送污泥用的污泥泵,在构造上必须满足不易被堵塞与磨损,不易受腐蚀等基本条件。已经有效地用于污泥抽升的设备有隔膜泵、旋转螺栓泵、螺旋泵、混流泵及柱塞泵等,它们的构造见图8-2。此外,还有PW型、PWL型离心泵。

(1) 隔膜泵 见图8-2(a)

隔膜泵没有叶片,工作原理是用活塞推、吸隔膜(橡胶制成)及两个活门,将污泥抽吸与压送。因此不存在叶轮的磨损与堵塞,污泥颗粒的大小决定于活门的口径。

(2) 旋转螺栓泵 见图8-2(b)

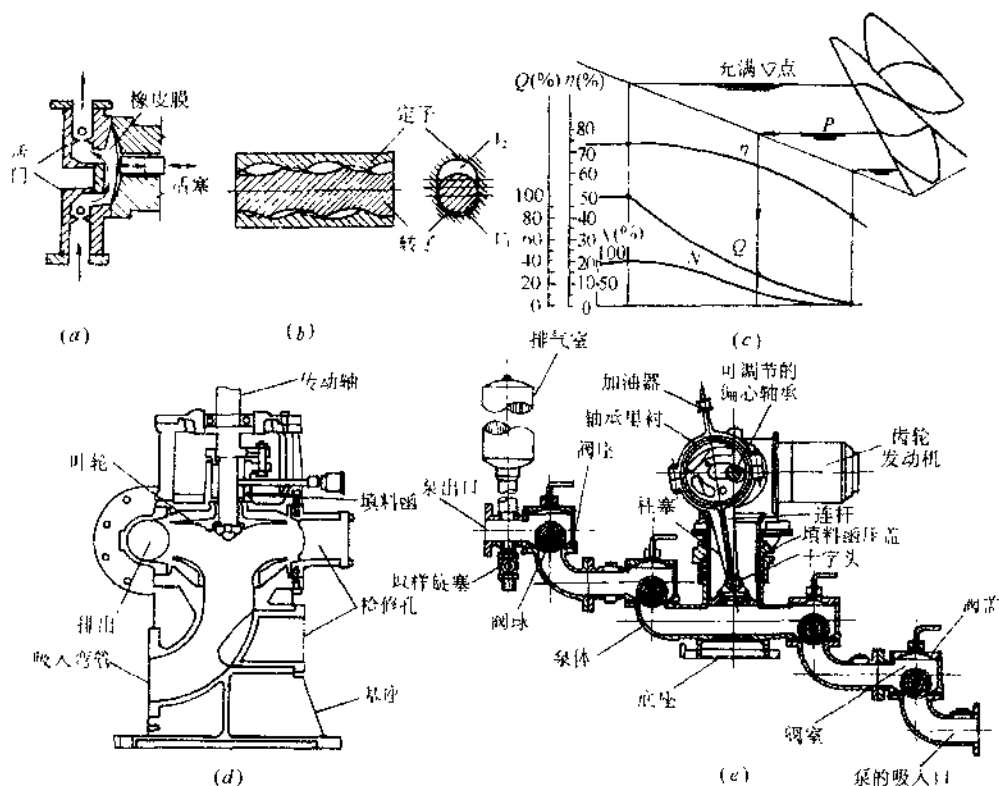


图 8-2 污泥泵

(a)隔膜泵;(b)旋转螺栓泵;(c)螺旋泵;(d)混流泵;(e)多级柱塞泵

旋转螺栓泵由螺栓状的转子(用硬质铬钢制成)与螺栓状的定子(泵的壳体,用硬橡胶制成)组成。转子与定子的螺纹互相吻合,在转子转动时,可形成空腔 V_2 (吸泥)或吻合 V_1 (压送),达到抽吸与输送的目的。

在抽升高度为 8.5m 以内,启动前可不必灌水,转子转速为 100r/m 时,输泥量可达 1~44L/s,工作压力可达 0.3MPa。在运转时要严格防止空转,以免烧坏定子。

这种泵在国外已有多种规格,并普遍应用于输送不同种类的污泥,甚至固体浓度高达 20% 的污泥。

(3) 螺旋泵 见图 8-2(c)

螺旋泵由泵壳、泵轴及螺旋叶片组成。螺旋叶片是根据阿基米德螺旋线设计而成。泵的特点是流量大、扬程低、效率稳定、不堵塞。最常用于曝气池回流活性污泥或中途泵站。可参看本书第 4 章 4.9.4 节。

(4) 混流泵 见图 8-2(d)

混流泵的叶轮不设叶片,而是依靠叶轮的转动,使污泥造成旋流而抽升。污泥颗粒的大小,决定于泵的吸泥管与压泥管管径。

(5) 多级柱塞泵 见图 8-2(e)

多级柱塞泵有单缸、双缸和多缸等型号。泵的抽吸高度为 3m 时,启动时不必灌水,抽升能力为 2.5~3.8L/s,工作压力为 0.25~0.7MPa(2.5~7kg/cm²)。柱塞的往复次数为每

分钟 40~50 次。适用于大型污水处理厂,可对不同种类的污泥作长距离输送。

(6) 离心泵

国产用于抽送污泥的离心泵有 PW 型与 PWL 型,当需要的工作压力较高时,可考虑选用。

8.1.4 污泥流动的水力特性与水力计算

1. 污泥流动的水力特性

污泥在含水率较高(高于 99%)的状态下,属于牛顿流体,流动的特性接近于水流。随着固体浓度的增高,污泥的流动显示出半塑性或塑性流体的特性,必须克服初始剪力 τ_0 以后才能开始流动,固体浓度越高, τ_0 值也越大。所以污泥流动特性不同于水流。污泥流动的阻力,在层流条件下,由于 τ_0 值的存在,阻力很大,因此污泥输送管道的设计,常采用较大流速,使泥流处于紊流状态。污泥流动的下临界速度约为 1.1m/s,上临界速度约为 1.4m/s。污泥压力管道的最小设计流速为 1.0~2.0m/s。

2. 压力输泥管道的沿程水头损失

哈森-威廉姆斯(Hazen-Williams)紊流公式:

$$h_f = 6.82 \left(\frac{L}{D^{1.17}} \right) \left(\frac{v}{C_H} \right)^{1.85} \tag{8-19}$$

式中 h_f ——输泥管沿程水头损失, m;

L ——输泥管长度, m;

D ——输泥管管径, m;

v ——污泥流速, m/s;

C_H ——哈森-威廉姆斯(Hazen-Williams)系数,其值决定于污泥浓度,适用于各种类型的污泥,根据污泥浓度,查表 8-4 得。

污泥浓度与 C_H 值表

表 8-4

污 泥 浓 度 (%)	C_H 值	污 泥 浓 度 (%)	C_H 值
0.0	100	6.0	45
2.0	81	8.5	32
4.0	61	10.1	25

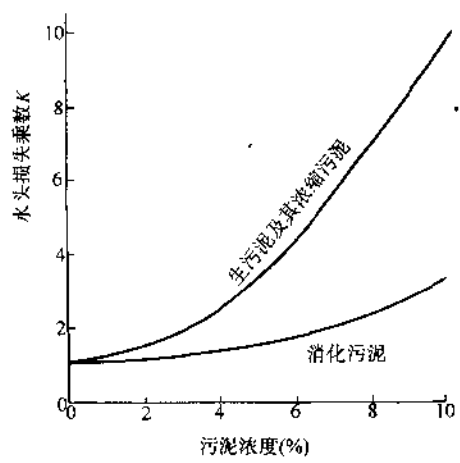


图 8-3 污泥类型及污泥浓度与 K 值图

长距离管道输送时,由于污泥,特别是生污泥、浓缩污泥,可能含有油脂、固体浓度较高,使用时间 长后,管壁被油脂粘附以及管底沉积,水头损失增大。为安全考虑,用哈森-威廉姆斯紊流公式计算出的水头损失值,应乘以水头损失系数 K 。 K 值与污泥类型及污泥浓度有关,可查图 8-3。根据计算所得水头损失值,选择污泥泵。

由图 8-3 可知,污泥浓度在 1%~6%之间时,消化污泥的 K 值变化不大,约为 1.0~1.5;生污泥及其浓缩污泥的 K 值提高较大,约为 1.0~4.0 之间。根据乘以 K 值后的水头损失值选泵,则运行更为可靠。

【例题 8-3】 某城市污水处理厂的设计污泥流量为 $226.8\text{m}^3/\text{h}$ ($0.063\text{m}^3/\text{s}$), 含水率 98% (污泥浓度为 2%)。用管道输送至农场长期利用, 管道长度为 5km, 求管道输送时的水头损失值。

【解】 因污泥流量为 $0.063\text{m}^3/\text{s}$, 采用紊流状态输送污泥, 取流速为 $2.0\text{m}/\text{s}$, 管径为 200mm 。

水头损失值用哈森-威廉姆斯紊流公式(式 8-19)计算:

因污泥含水率为 98%, 即污泥浓度为 2%, 查表 8-4 得系数 $C_H=81$, 并把已知数据代入式(8-19)得:

$$\begin{aligned}
 h_f &= 6.82 \left(\frac{L}{D^{1.17}} \right) \left(\frac{v}{C_H} \right)^{1.85} = 6.82 \left(\frac{5000}{0.2^{1.17}} \right) \left(\frac{2}{81} \right)^{1.85} \\
 &= 238.5\text{m}
 \end{aligned}$$

若输送的污泥是消化污泥, 根据污泥浓度为 2%, 查图 8-3, 得 $K=1.03$, 修正后的水头损失为:

$$h_f = 1.03 \times 238.5 = 245.6\text{m}$$

若输送的污泥是生污泥, 查图 8-3, 得 $K=1.2$, 修正后的水头损失值为:

$$h_f = 1.2 \times 238.5 = 286.2\text{m}$$

根据修正后的水头损失值选污泥泵。

3. 压力输泥管的局部水头损失

长距离输泥管道的水头损失, 主要是沿程水头损失。局部水头损失所占比重很小, 故可忽略不计。但污水处理厂内部的输泥管道, 因输送距离短, 局部水头损失必须计算。局部水头损失值的计算公式见式(8-20)。

$$h_i = \xi \frac{v^2}{2g} \tag{8-20}$$

式中 h_i ——局部阻力水头损失, m;
 ξ ——局部阻力系数, 见表 8-5;
 v ——管内污泥流速, m/s;
 g ——重力加速度 $9.81\text{m}/\text{s}^2$ 。

污泥管道输送局部阻力系数 ξ 值 表 8-5

配 件 名 称		ξ 值	污 泥 含 水 率 (%)	
			98	96
承杆接头		0.4	0.27	0.43
三 通		0.8	0.60	0.73
90°弯头		$1.46 \left(\frac{r}{R} = 0.9 \right)$	$0.85 \left(\frac{r}{R} = 0.7 \right)$	$1.14 \left(\frac{r}{R} = 0.8 \right)$
四 通		—	2.50	—
闸 门	$h/d=0.9$	0.03		0.04
	0.8	0.05		0.12
	0.7	0.20		0.32
	0.6	0.70		0.90
	0.5	2.03		2.57
	0.4	5.27		6.30
	0.3	11.42		13.00
	0.2	28.70		29.70

8.2 污 泥 浓 缩

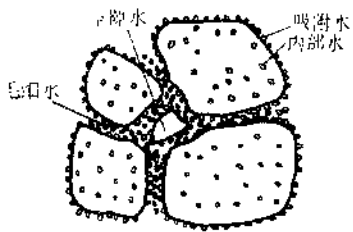


图 8-4 污泥水分示意图

初次沉淀污泥含水率介于 95%~97%，剩余活性污泥达 99% 以上。因此污泥的体积非常大，对污泥的后续处理造成困难。污泥浓缩的目的在于减容。

污泥中所含水分大致分为 4 类：颗粒间的空隙水，约占总水分的 70%；毛细水，即颗粒间毛细管内的水，约占 20%；污泥颗粒吸附水和颗粒内部水，约占 10%，见图 8-4 所示。

降低含水率的方法有：浓缩法，用于降低污泥中的空隙水，因空隙水所占比例最大，故浓缩是减容的主要方法；自然干化法和机械脱水法，主要脱除毛细水；干燥与焚烧法，主要脱除吸附水与内部水。不同脱水方法的脱水效果列于表 8-6。

不同脱水方法及脱水效果表

表 8-6

脱 水 方 法		脱 水 装 置	脱水后含水率 (%)	脱水后状态
浓 缩 法		重力浓缩、气浮浓缩、离心浓缩	95~97	近似糊状
自然干化法		自然干化场、晒砂场	70~80	泥饼状
机 械 脱 水	真空吸滤法	真空转鼓、真空转盘等	60~80	泥饼状
	压 滤 法	板框压滤机	45~80	泥饼状
	滚 压 带 法	滚压带式压滤机	78~86	泥饼状
	离 心 法	离心机	80~85	泥饼状
干 燥 法		各种干燥设备	10~40	粉状、粒状
焚 烧 法		各种焚烧设备	0~10	灰状

8.2.1 污泥重力浓缩

由式(8-1)及例题 8-1 可知，污泥含水率从 99% 降至 96%，污泥体积可减小 3/4，含水率从 97.5% 降至 95%，体积可减小 1/2，这就为后续处理创造条件。如后续处理是厌氧消化，消化池的容积、加热量、搅拌能耗都可大大降低。如后续处理为机械脱水，调整污泥的混凝剂用量、机械脱水设备的容量可大大减小。

重力浓缩构筑物称重力浓缩池。根据运行方式不同，可分为连续式重力浓缩池、间歇式重力浓缩池两种。

1. 重力浓缩理论及连续式重力浓缩池的设计

(1) 重力浓缩理论及浓缩池所需面积计算

1) 迪克(Dick)理论

迪克于 1969 年采用静态浓缩试验的方法，分析了连续式重力浓缩池的工况。试验是在图 8-5 所示装置中进行。迪克引入浓缩池横断面的固体通量这一概念，即单位时间内，通过单位面积的固体重量叫固体通量， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。当浓缩池运行正常时，池中固体量处于动平衡状态，见图 8-6 所示。单位时间内进入浓缩池的固体重量，等于排出浓缩池的固体重量。

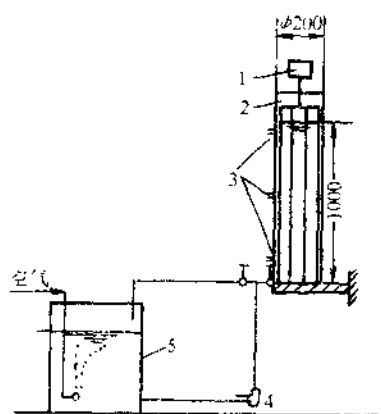


图 8-5 浓缩沉降试验装置图

1—电动机；2—圆筒；3—龙头；4—水箱；5—曝气筒

(上清液所含固体重量忽略不计)。通过浓缩池任一断面的固体通量,由两部分组成,一部分是浓缩池底部连续排泥所造成的向下流固体通量;另一部分是污泥自重压密所造成的固体通量。

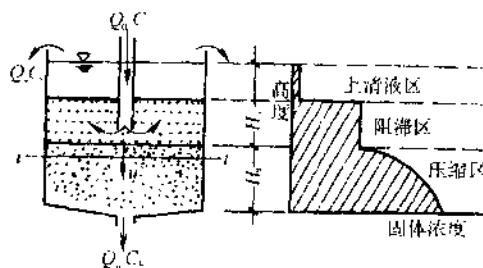


图 8-6 连续式重力浓缩池工况

向下流固体通量 设图 8-6 中,断面 $i-i$ 处的固体浓度为 C_i ,通过该断面的向下流固体通量:

$$G_u = uC_i \quad (8-21)$$

式中 G_u ——向下流固体通量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

u ——向下流流速,即由于底部排泥导致产生的界面下降速度, m/h 。若底部排泥

量为 $Q_u \text{ m}^3/\text{h}$,浓缩池断面积为 $A \text{ m}^2$,则 $u = \frac{Q_u}{A}$,运行资料统计表明,活性污泥浓缩池的 u 一般为 $0.25 \sim 0.51 \text{ m}/\text{h}$;

C_i ——断面 $i-i$ 处的污泥固体浓度, kg/m^3 。

由式(8-21)可见,当 u 为定值时, G_u 与 C_i 成直线关系。见图 8-7(b)中的直线 1。

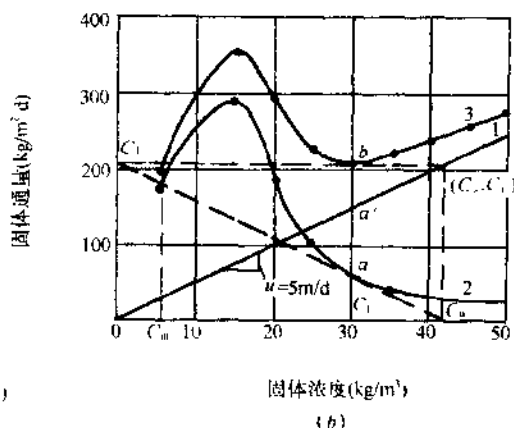
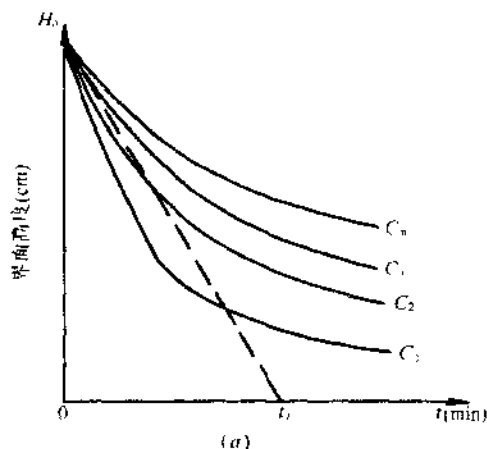


图 8-7 静态浓缩试验

(a)不同浓度的界面高度与沉降时间关系图;(b)固体通量与固体浓度关系图

自重压密固体通量 在图 8-5 装置中,用同一种污泥的不同固体浓度, $C_1, C_2 \dots C_i, \dots C_n$, 分别做静态浓缩试验,作时间与界面高度关系曲线,见图 8-7(a)。然后作每条浓缩曲线

的界面沉速,即通过每条浓缩曲线的起点作切线,切线与横坐标相交,得沉降时间, $t_1, t_2, \dots$

$t_i, \dots, t_{u_c}$ 则该浓度的界面沉速 $v_i = \frac{H_0}{t_i}$ (m/h),故自重压密固体通量为:

$$G_i = v_i C_i \quad (8-22)$$

式中 G_i ——自重压密固体通量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

v_i ——污泥固体浓度为 C_i 时的界面沉速, m/h 。

根据式(8-22),可作 G_i-C_i 关系曲线,见图 8-7(b)中的曲线 2。固体浓度低于 $500\text{mg}/\text{L}$ 时,不会出现泥水界面,故曲线 2 不能向左延伸。 C_m 即等于形成泥水界面的最低浓度。

总固体通量

浓缩池任一断面的总固体通量等于式(8-21)与式(8-22)之和,即图 8-7 中曲线 1 与 2 叠加得曲线 3。

$$G = G_u + G_i = u C_i + v_i C_i = C_i (u + v_i) \quad (8-23)$$

图 8-7(b),曲线 3 即用静态试验的方法,表征连续式重力浓缩池的工况。经曲线 3 的最低点 b ,作切线截纵坐标于 G_L 点,最低点 b 的横坐标为 C_L 称为极限固体浓度,其物理意义是:固体浓度如果大于 C_L ,就通不过这个截面。 G_L 就是极限固体通量,其物理意义是:在浓缩池的深度方向,必存在着一个控制断面,这个控制断面的固体通量最小,即 G_L 。而其他断面的固体通量都大于 G_L 。因此浓缩池的设计断面面积应该是:

$$A \geq \frac{Q_0 C_0}{G_L} \quad (8-24)$$

式中 A ——浓缩池设计表面积, m^2 ;

Q_0 ——入流污泥量, m^3/h ;

C_0 ——入流污泥固体浓度, kg/m^3 ;

G_L ——极限固体通量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

Q_0, C_0 是已知数, G_L 值可通过试验或参考同类性质污水厂的浓缩池运行数据。

2) 柯伊-克里维什(Coe-Clevenger)理论

柯伊-克里维什于 1916 年也曾用静态试验的方法分析连续式重力浓缩池的工况。当连续式浓缩池工作达到平衡时,池中固体浓度为 C_i 的断面位置是稳定的。由图 8-6 可得出下列固体平衡关系式:

$$Q_0 C_0 = Q_u C_u + Q_c C_c \quad (8-25)$$

式中 Q_u, C_u ——浓缩污泥即排泥的污泥量, m^3/h , 及浓缩污泥即排泥的固体浓度, kg/m^3 ;

Q_c, C_c ——上清液流量, m^3/h ; 及所含固体物浓度, kg/m^3 。

其他符号同前。

经过推导可写出浓缩时间为 t_i , 污泥浓度为 C_i , 界面沉速为 v_i 时的固体通量 G_i 与所需断面面积 A_i 为:

$$G_i = \frac{v_i}{\frac{1}{C_i} - \frac{1}{C_u}} \quad (8-26)$$

$$A_i = \frac{Q_0 C_0}{G_i} = \frac{Q_0 C_0}{v_i} \left(\frac{1}{C_i} - \frac{1}{C_u} \right) \quad (8-27)$$

Q_0, C_0 为已知数, C_u 为要求达到的浓缩污泥浓度, v_i 可根据上述试验得到。故根据式 8-27, 可算出 v_i-A_i 关系曲线。在直角坐标上, 以 A_i 为纵坐标, v_i 为横坐标, 作 v_i-A_i 关系图, 如图 8-8。图中最大 A 值就是设计表面积。

3) 肯奇(Kynch)理论

肯奇假设均质颗粒群成层沉降时, 某层污泥的沉降速度, 仅是该层颗粒浓度的函数。由此推理出浓度不变的水波自底部向上传播, 通过全部固体物, 各波的速度不变, 从而得出固体浓度-速度关系式, 而不必像迪克的试验那样做同一种污泥的不同浓度的界面沉降曲线, 试验工作量可大大减少。肯奇试验装置与沉降曲线见图 8-9。

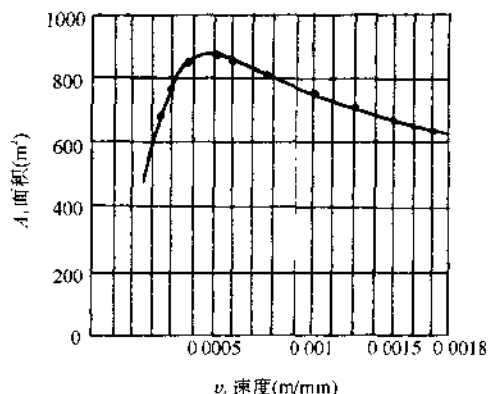


图 8-8 界面沉速与表面面积关系图

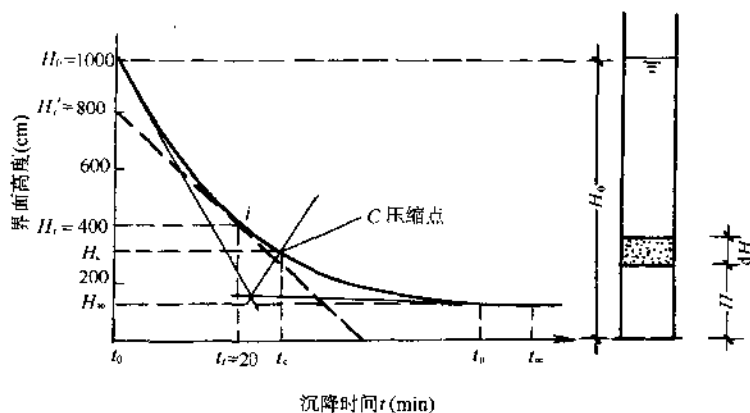


图 8-9 肯奇沉降曲线

设沉降圆筒的面积为 A , 经过高度 H 处的固体通量为 G , 在微分高度 dH 的下边, G 是 H 与 t 的函数, 可以写成 $G(H, t)$ 。在微分高度 dH 的上边, G 可写成 $G(H + dH, t)$ 。在 dt 时间内, 进入微分体积的面体量为 $G(H + dH, t) \cdot A \cdot dt$, 同时从微分体积排出的固体量为 $G(H, t) \cdot A \cdot dt$ 。两者之差就等于在 dH 内的积累量(即浓缩量):

$$[G(H + dH, t) - G(H, t)] A dt = A \frac{\partial C \cdot dH}{\partial t} dt \quad (8-28)$$

$$\frac{G(H + dH, t) - G(H, t)}{dH} = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (8-29)$$

上式忽略了污泥颗粒本身的被压缩性。

根据微分方程式(8-29)的推导与简化, 可得出肯奇公式

$$C_i = \frac{C_0 H_0}{H_i + v_i t_i} \quad (8-30)$$

式中 C_i ——界面高度为 H_i 时的污泥固体浓度;

H_i —— t_i 时的污泥界面高度；

v_i —— t_i 时的界面沉速；

H_0 ——试验开始时的污泥层总高度。

由图 8-9, 当沉降历时为 t_i , 界面高度为 H_i 时的固体浓度 C_i , 可通过点 i 作曲线的切线, 得截距 H'_i 。此时的界面沉速为:

$$v_i = \frac{H'_i - H_i}{t_i}$$

代入式(8-30)得:

$$C_i = \frac{C_0 H_0}{H_i + t_i \frac{H'_i - H_i}{t_i}} = \frac{C_0 H_0}{H'_i} \quad (8-31)$$

当压缩基本终止后, 污泥层厚度不再变化, 压缩曲线趋于水平, 曲线的切线也趋于水平, $v_i t_i = 0$, 如用 H_∞ 表示压缩基本终止时的污泥界面高度, 则 $H'_i = H_\infty$ 。式(8-31)可写成:

$$C_\infty = \frac{C_0 H_0}{H_\infty} \quad (8-32)$$

并把压缩基本终止时的浓缩时间用 t_∞ 表示, 污泥浓度用 C_∞ 表示。

【例题 8-4】 污泥初始浓度 $C_0 = 30760 \text{mg/L}$, 污泥起始高度 $H_0 = 600 \text{mm}$, 总体积为 10L 。污泥界面沉降试验曲线见图 8-10, 求污泥量 $Q_0 = 3800 \text{m}^3/\text{d}$, 浓缩污泥浓度 $C_i = 55300 \text{mg/L}$ 的浓缩池面积。

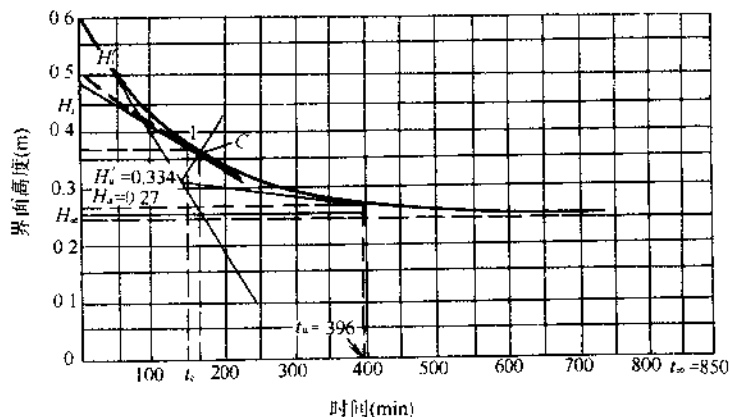


图 8-10 污泥沉降曲线

【解】 将已知数据代入公式(8-30)计算固体浓度 C_i 与界面沉速 v_i 的关系。例如 $t_i = 150 \text{min}$ 时, 对应于曲线上点 1, 此时的界面高度为 $H_i = 0.364 \text{m}$, 再经点 1, 作曲线的切线得截距 $H'_i = 0.5 \text{m}$, 则 $H_i + v_i t_i = 0.5 \text{m}$, 由式(8-31):

$$C_i = \frac{C_0 H_0}{H'_i} = \frac{30.76 \times 0.6}{0.5} = 37.0 (\text{kg/m}^3)$$

$$v_i t_i = H'_i - H_i = 0.5 - 0.364 = 0.136\text{m}$$

$$v_i = \frac{0.136}{150} = 0.0009\text{m/min} = 0.054\text{m/h}$$

由式(8-27):

$$A_i = \frac{Q_0 C_0}{v_{150}} \left(\frac{1}{C_{150}} - \frac{1}{C_u} \right) = \frac{3800}{60 \times 24} \times 30.76 \left(\frac{1}{37} - \frac{1}{55.3} \right) = 812.1\text{m}^2$$

把计算结果填入表 8-7 并作 v_i - A_i 关系图,见图 8-8。从图 8-8 可查得最大面积就是浓缩池的设计面积,即 $A = 894\text{m}^2$ 。同样,根据表 8-7,作沉降时间 t_i 与固体浓度 C_i 的关系曲线,见图 8-11。从图 8-11 可得,要求排泥浓度达到 $C_u = 55.3\text{kg/m}^3$ 所需浓缩时间 $t_u = 396\text{min} = 6.6\text{h}$ 。

$C_i, V_i, A_i, D_i, w_i, D_i - D_\infty$ 计算表

表 8-7

t_i (min)	H_i (m)	v_i (m/min)	$v_i t_i$ (m)	$H_i + v_i t_i$ (m)	C_i (kg/m ³)	A_i (m ²)	$w_i^{\uparrow}$ (kg/m ³)	$D_i = \frac{w_i}{C_i}$	$D_i - D_\infty^{\circ}$
25	0.542	0.00174	0.0436	0.586	30.9	670	969.1	31.4	19.3
50	0.491	0.00170	0.0850	0.576	31.4	672	968.6	30.8	18.7
75	0.447	0.00145	0.1090	0.556	32.6	703	967.4	29.7	17.6
100	0.411	0.00128	0.1280	0.539	33.5	750	966.5	28.9	16.8
125	0.383	0.00110	0.1320	0.515	35.0	780	965.0	27.6	15.5
150	0.364	0.00900	0.1360	0.500	37.0	812.1	963.0	26.0	13.9
175	0.340	0.00070	0.1250	0.465	38.8	874	961.2	24.8	12.7
200	0.327	0.00062	0.1210	0.448	40.2	882	959.8	23.9	11.8
225	0.317	0.00053	0.1170	0.434	41.8	894	958.2	22.9	10.8
250	0.303	0.00046	0.1140	0.417	43.4	874	956.6	22.0	9.9
275	0.290	0.00038	0.1060	0.396	45.6	794	954.4	20.9	8.8
300	0.285	0.00033	0.0970	0.382	47.4	765	952.6	20.1	8.0
350	0.269	0.00026	0.0890	0.358	50.3	600	949.7	18.9	6.8
400	0.260	0.00015	0.0620	0.322	56.2	0	943.8	16.8	4.7
425	0.258	0.00012	0.0510	0.309	58.4	0	941.6	16.1	4.0
$t_u = 850$	$H_\infty = 0.24$							$D_\infty = 12.1$	

[†] w_i : 每 m³ 污泥中的水重 = 1000 - C_i ;

[°] D_i 为稀释度, D_∞ 为压缩终止时的稀释度。

从肯奇理论的推导过程可知,它是建立在污泥颗粒不可压缩这一基础上的,故严格地说,肯奇理论适用于颗粒不可压缩的污泥。活性污泥颗粒是可压缩的,可用迪克公式(8-24),或柯伊-克里维什公式(8-27)表示。

重力浓缩池的生产运行资料,列于表 8-8,如无试验数据时,可供设计参考。

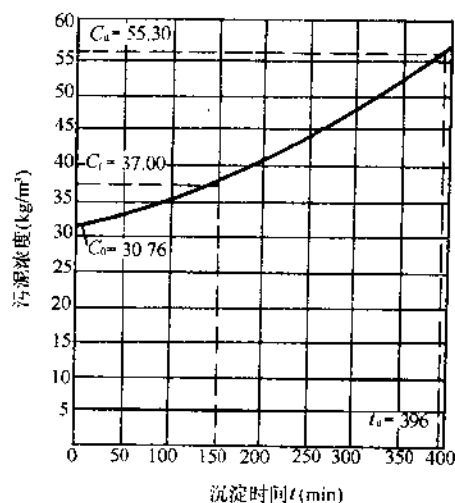


图 8-11 沉淀时间与固体浓度关系曲线

(2) 重力式连续流浓缩池深度的设计

重力式连续流浓缩池工况见图 8-6, 浓缩池总深度由压缩区高度 H_s 、阻滞区与上清液区高度 H_w 、池底坡、超高 4 部分组成。

压缩区高度的计算可采用柯伊-克里维什法

此法认为排泥浓度是浓缩时间的函数, 与污泥层厚度无关为前题, 求浓缩池的污泥层厚度。

人流污泥固体重量 $Q_0 C_0$ (kg/h), 达到排泥浓度所需浓缩时间为 t_u , 则浓缩池内的固体物总重量为 $Q_0 C_0 t_u$, 液体总重量为 $\left(V_s - \frac{Q_0 C_0 t_u}{\rho_s}\right) \rho_w$, 浓缩池内总质量等于固体物总重量加液体总重量:

$$V_s \rho_m = Q_0 C_0 t_u + \left(V_s - \frac{Q_0 C_0 t_u}{\rho_s}\right) \rho_w \quad (8-33)$$

式中 ρ_w ——清液的密度, 取 1000 kg/m^3 ;

ρ_m ——污泥的平均密度, kg/m^3 ;

ρ_s ——污泥中固体物密度, kg/m^3 ;

V_s ——污泥体积, m^3 。

由式(8-33)得:

$$V_s = \frac{Q_0 C_0 t_u (\rho_s - \rho_w)}{\rho_s (\rho_m - \rho_w)} \quad (\text{m}^3) \quad (8-34)$$

污泥平均密度可用下式计算:

$$\rho_m = \frac{\rho_c + \rho_u}{2} \quad (8-35)$$

式中 ρ_c ——压缩点时的污泥密度, kg/m^3 ;

ρ_u ——排泥浓度时的污泥密度, kg/m^3 。

∴ 污泥层厚度为:

重力浓缩池生产运行数据表 表 8-8

(人流污泥浓度 $C_0 = 2 \sim 6 \text{ g/L}$)

污 泥 种 类	污泥固体通量 ($\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$)	浓缩污泥浓度 (g/L)
生活污水污泥	1~2	50~70
初次沉淀污泥	4~6	80~100
改良曝气活性污泥	3~5.1	70~85
活性污泥	0.5~1.0	20~30
腐殖污泥	1.6~2.0	70~90
初沉污泥与活性污泥混合	1.2~2.0	50~80
初沉污泥与改良曝气活性 污泥混合	4.1~5.1	80~120
初沉污泥与腐殖污泥混合	2.0~2.4	70~90
给水污泥	5~10	80~120

$$H_s = \frac{V_s}{A} \quad (\text{m})$$

代入式(8-34)得:

$$H_s = \frac{Q_0 C_0 t_u (\rho_s - \rho_w)}{\rho_s (\rho_m - \rho_w) A} \quad (8-36)$$

【例题 8-5】污泥量为 $Q_0 = 3800 \text{ m}^3/\text{d}$, 污泥浓度 $C_0 = 30.76 \text{ kg/m}^3$, 浓缩试验记录见表 8-7, 要求浓缩污泥浓度达到 $C_u = 55.3 \text{ kg/m}^3$, 浓缩池面积已于例题 8-4 求定, $A = 894 \text{ m}^2$, 求浓缩池污泥层厚度及浓缩池总深度。

【解】应用式(8-36), 需确定 $\rho_s, \rho_w, \rho_m, \rho_c, \rho_u$ 各值。因密度的数值等于比重, 故可用式(8-4)湿污泥比重 $\gamma = \frac{100\gamma_s}{p\gamma_s + (100 - p)}$ 及式(8-7)干污泥比重 $\gamma_s = \frac{250}{100 + 1.5p_v}$ 求。

ρ_s 的求定: 活性污泥有机物含量 $p_v = 60\%$, 故 $\gamma_s = \frac{250}{100 + 1.5 \times 60} = 1.32$, $\therefore \rho_s = 1320 \text{ kg/m}^3$ 。

ρ_w 的求定: 清液的密度取 1000 kg/m^3 。

ρ_c 的求定:

根据式(8-31), 求压缩点的污泥浓度, 式中 $H'_i = 0.470$ (见图 8-10)。 $\therefore C_i = \frac{C_0 H_0}{H'_i} = \frac{30.76 \times 0.6}{0.470} = 39.3 \text{ kg/m}^3$, 故含水率 $\rho_c = 96.07\%$, 应用式 8-4 求污泥比重:

$$\gamma_c = \frac{100\gamma_s}{p_c\gamma_s + (100 - p_c)} = \frac{100 \times 1.32}{96.07 \times 1.32 + (100 - 96.07)} = 1.009$$

即 $\rho_c = 1009 \text{ kg/m}^3$

要求浓缩污泥浓度 $C_u = 55.3 \text{ kg/m}^3$, 即 $p_u = 94.5\%$

$$\therefore \gamma_u = \frac{100\gamma_s}{p_u\gamma_s + (100 - p_u)} = \frac{100 \times 1.32}{94.5 \times 1.32 + (100 - 94.5)} = 1.013$$

$$\therefore \rho_u = 1013 \text{ kg/m}^3$$

$$\therefore \rho_m = \frac{\rho_c + \rho_u}{2} = \frac{1009 + 1013}{2} = 1011 \text{ kg/m}^3$$

已知 $t_u = 396 \text{ min} = 6.6 \text{ h}$

把已知值代入式(8-36)可求得浓缩污泥层厚度:

$$H_s = \frac{Q_0 C_0 t_u (\rho_s - \rho_w)}{\rho_s (\rho_m - \rho_w) A} = \frac{\frac{3800}{24} \times 30.76 \times 6.6 \times (1320 - 1000)}{1320 \times (1011 - 1000) \times 894} = 0.79 \text{ m}$$

设上清液层厚 1.5 m , 超高 0.3 m , 池底坡 $1/20$, 用两座浓缩池, 每池面积 $A_1 = \frac{894}{2} = 447 \text{ m}^2$, 直径 $D_1 = \sqrt{\frac{4 \times 447}{\pi}} = 23.8 \text{ m}$, 取 $D_1 = 24 \text{ m}$, 池底坡降 $12 \times 0.05 = 0.6 \text{ m}$ 。

$\therefore$ 浓缩池总高 $H = 0.3 + 1.5 + 0.79 + 0.6 = 3.19 \text{ m}$ 。

(3) 连续流重力浓缩池的基本构造与形式

连续流重力浓缩池的基本构造见图 8-12。

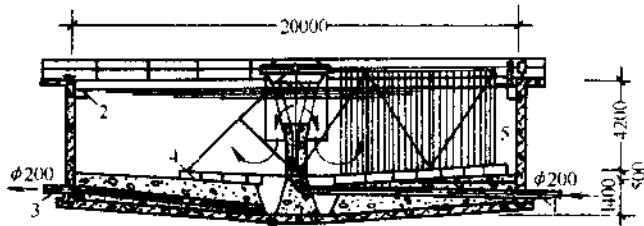


图 8-12 有刮泥机及搅动栅的连续式重力浓缩池

1—中心进泥管；2—上清液溢流堰；3—排泥管；4—刮泥机；5—搅动栅

污泥由中心管 1 连续进泥，上清液由溢流堰 2 出水，浓缩污泥用刮泥机 4 缓缓刮至池中心的污泥斗并从排泥管 3 排除，刮泥机 4 上装有垂直搅动栅 5 随着刮泥机转动，周边线速度为 1~2m/min，每条栅条后面，可形成微小涡流，有助于颗粒之间的絮凝，使颗粒逐渐变大，并可造成空穴，促使污泥颗粒的空隙水与气泡逸出，浓缩效果约可提高 20% 以上。搅动栅可促进浓缩作用，提高浓缩效果见表 8-9。浓缩池的底坡采用 1/100~1/12，一般用 1/20。

搅动栅的浓缩效果

表 8-9

浓 缩 时 间 (h)	浓 缩 污 泥 固 体 浓 度 (%)			
	不 投 加 凝 凝 剂		投 加 凝 凝 剂	
	不 搅 拌	搅 拌	不 搅 拌	搅 拌
0	2.8	2.94	3.26	3.26
5	6.4	13.3	10.3	15.4
9.5	11.9	18.5	12.3	19.6
20.5	15.0	21.7	14.1	23.8
30.8	16.3	23.5	15.4	25.3
46.3	18.2	25.2	17.2	27.4
59.3	20.0	25.8	18.5	27.4
77.5	21.1	26.3	19.6	27.6

连续式重力浓缩池的其他形式有：

图 8-13 所示为多层辐射式浓缩池，适用于土地紧缺的地区。

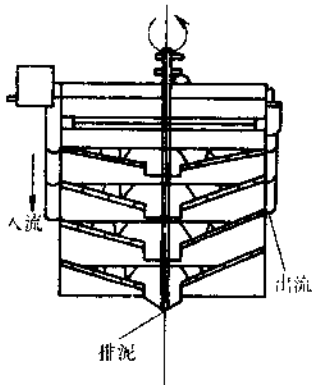


图 8-13 多层辐射式浓缩池

图 8-14 是多斗连续式浓缩池。采用重力排泥，污泥斗锥角大于 55°，故在污泥斗部分，污泥受到三向压缩，有利于压密。污泥由管 1 进入池内，由排泥管从斗底排除，2 为可升降的上清液排除管，可根据上清液的位置随意地升降。

2. 间歇式重力浓缩池

间歇式重力浓缩池的设计原理同连续式。运行时，应先排除浓缩池中的上清液，腾出池容，再投入待浓缩的污泥。为此应在浓缩池深度方向的不同高度设上清液排除管。浓缩时

间一般不宜小于 12h。间歇式重力浓缩池见图 8-15。

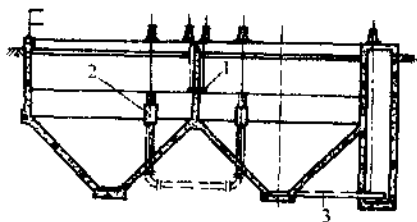


图 8-14 多斗连续式浓缩池

1—进口;2—可升降的污泥排除管;3—排泥管

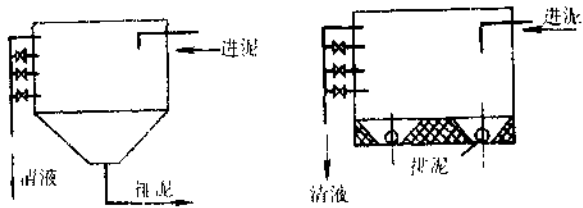


图 8-15 间歇式重力浓缩池

8.2.2 污泥气浮浓缩

1. 气浮浓缩的原理

在一定的温度下,空气在液体中的溶解度与空气受到的压力成正比,即服从亨利定律。当压力恢复到常压后,所溶空气即变成微细气泡从液体中释放出。大量微细气泡附着在污泥颗粒的周围,可使颗粒比重减少而被强制上浮,达到浓缩的目的。因此气浮法较适用于污泥颗粒比重接近于 1 的活性污泥。气浮原理详见本书第三篇第 13 章。气浮浓缩的工艺流程见图 8-16,可分为无回流,用全部污泥加压气浮;有回流水,用回流水加压气浮两种方式运行。

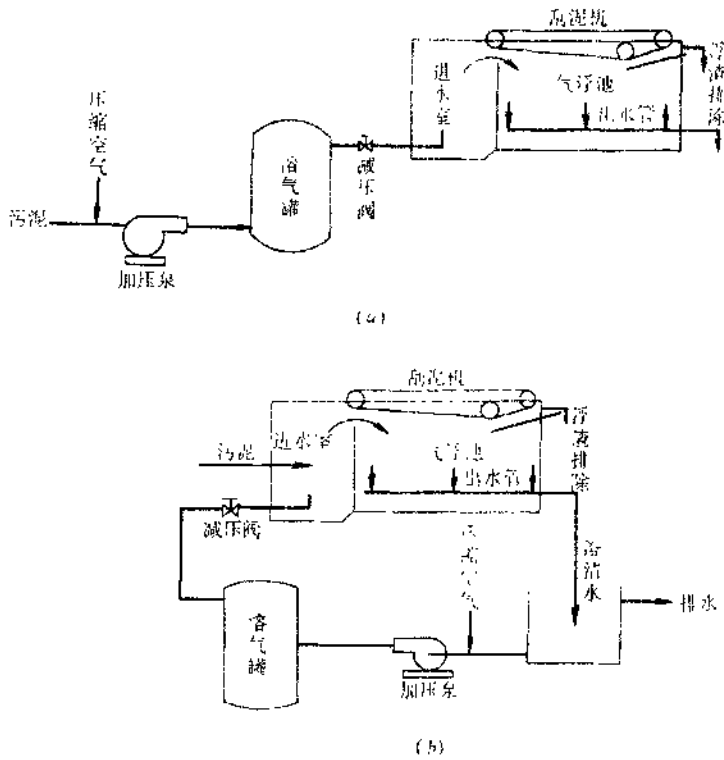


图 8-16 气浮浓缩工艺流程

(a)无回流;(b)有回流

进水室的作用是使减压后的溶气水大量释放出微细气泡,并迅速附着在污泥颗粒上。气浮池的作用是上浮浓缩,在池表面形成浓缩污泥层由刮泥机刮出池外。不能上浮的颗粒沉至池底,随设在池底的清液排水管一起排出。部分清液回流加压,并在溶气罐中压入压缩空气,使空气大量地溶解在水中。减压阀的作用是使加压溶气水减压至常压,进入进水室起气浮作用。

2. 气浮浓缩池的设计

气浮浓缩池的设计内容主要包括气浮浓缩池所需气浮面积、深度、空气量、溶气罐压力等。

(1) 溶气比的确定

气浮时有效空气重量与污泥中固体物重量之比称为溶气比或气固比,用 $\frac{A_a}{S}$ 表示。

无回流时,用全部污泥加压:
$$\frac{A_a}{S} = \frac{S_a(fP-1)}{C_0} \quad (8-37)$$

有回流时,用回流水加压:
$$\frac{A_a}{S} = \frac{S_a R(fP-1)}{C_0} \quad (8-38)$$

式(8-37)式(8-38)的等式右侧分子是空气的重量 mg/L,分母是固体物重量 mg/L,“-1”是由于气浮是在大气压下操作。

式中 $\frac{A_a}{S}$ ——气浮时有效空气总重量与入流污泥中固体物总重量之比,即溶气比。一般为 0.005~0.060 之间,常用 0.03~0.04,或通过气浮浓缩试验确定。 $S = Q_0 C_0$, mg/h;

S_a ——在 0.1MPa(1 大气压)下,空气在水中的饱和溶解度(mg/L),其值等于 0.1MPa 下,空气在水中的溶解度(以容积计,单位为 L/L)与空气容重(mg/L)的乘积。0.1MPa 下空气在不同温度时的溶解度及容重列于表 8-10;

P ——溶气罐的压力,一般用 0.2~0.4MPa,当应用式(8-37)式(8-38)时,以 2~4 kg/cm²代入;

R ——回流比,等于加压溶气水的流量与入流污泥流量 Q_0 之比,一般用 1.0~3.0;

f ——回流加压水的空气饱和度,%,一般为 50%~80%;

Q_0 ——入流污泥量, L/h;

C_0 ——入流污泥固体浓度, mg/L。

空气溶解度及容重表

表 8-10

气温(℃)	溶解度(L/L)	空气容重(mg/L)	气温(℃)	溶解度(L/L)	空气容重(mg/L)
0	0.0292	1252	30	0.0157	1127
10	0.0228	1206	40	0.0142	1092
20	0.0187	1164			

(2) 气浮浓缩池表面水力负荷

气浮浓缩池的表面水力负荷 q 可参考表 8-11 选用。

气浮浓缩池水力负荷、固体负荷表

表 8-11

污泥种类	入流污泥固体浓度 (%)	表面水力负荷 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$		表面固体负荷 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	气浮污泥固体浓度 (%)
		有回流	无回流		
活性污泥 混合液	<0.5	1.0~3.6	0.5~1.8	1.04~3.12	3~6
剩余活性 污 泥	<0.5			2.08~4.17	
纯氧曝气 剩余活性 污 泥	<0.5			2.50~6.25	
初沉污泥 与剩余活 性污泥的 混合污泥	1~3			4.17~8.34	
初次沉淀 污 泥	2~4			<10.8	

(3) 回流比 R 的确定

溶气比 $\frac{A_s}{S}$ 值确定以后,根据式(8-38)可计算出 R 值。无回流时,不必计算 R 。

(4) 气浮浓缩池的表面积:

$$\begin{aligned} \text{无回流时} \quad A &= \frac{Q_0}{q} \\ \text{有回流时} \quad A &= \frac{Q_0(R+1)}{q} \end{aligned} \quad (8-39)$$

式中 A ——气浮浓缩池表面积, m^2 ;

q ——气浮浓缩池的表面水力负荷,参见表 8-11, m^3/d 或 m^3/h ;

Q_0 ——入流污泥量, m^3/d 或 m^3/h 。

表面积 A 求出后,需用固体负荷校核,能否满足。如不能满足,则应采用固体负荷求得的面

积。气浮浓缩可以使污泥含水率从 99% 以上降低到 95%~97%,澄清液的悬浮物浓度不超过 0.1%,可回流到污水处理厂的人流泵房。

【例题 8-6】 某城市污水处理厂,有剩余活性污泥 $Q_0 = 800 \text{ m}^3/\text{d}$,初始浓度 $C_0 = 4000 \text{ mg/L}$,水温以 20°C 计,需气浮浓缩,浓缩污泥浓度要求 4% 以上。

【解】 用全部入流污泥加压气浮工艺(即无回流,见图 8-16a)及回流水加压气浮工艺(见图 8-16b)分别计算。

用全部入流污泥加压溶气气浮工艺

(1) 确定 $\frac{A_s}{S}$

由于 C_0 值较低, 先取 $\frac{A_s}{S} = 0.03$

(2) 溶气罐所需压力的确定

用式(8-37), 因污泥温度为 20°C , 查表 8-11 得

$S_0 = 0.0187 \times 1164 = 21.76 \text{ mg/L}$, 取 $f = 0.8$, 则

$$0.03 = \frac{21.76(0.8P - 1)}{4000}, \therefore P = 8.14 \text{ kg/cm}^2, \text{太大。}$$

再取 $\frac{A_s}{S} = 0.012$

$$0.012 = \frac{21.76(0.8P - 1)}{4000}, \therefore P = 4 \text{ kg/cm}^2, \text{合适。}$$

(3) 气浮浓缩池表面积

取 $q = 0.5 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\therefore A = \frac{Q_0}{q} = \frac{800}{24 \times 0.5} = 66.6 \text{ m}^2$$

(4) 用固体负荷校核

$$\frac{Q_0 C_0}{A} = \frac{800}{24} \times \frac{4000}{66.6} = 2 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) < 2.08 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

符合固体负荷要求 $2.08 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 见表 8-11。

用回流水加压溶气气浮工艺

(1) 确定 $\frac{A_s}{S}$

由于 C_0 较低, 先取 $\frac{A_s}{S} = 0.03$ 。

(2) 确定回流比 R

用式(8-38), 因污泥温度为 20°C , 查表 8-10 得 $S_a = 0.0187 \times 1164 = 21.76 \text{ mg/L}$, 取 $f' = 0.8$ 。由于回流比 R 与溶气罐压力有关, 如取溶气罐压力 $P = 4 \text{ kg/cm}^2$, 代入式(8-38), 求回流比 R :

$$\therefore R = \frac{\frac{A_s}{S} C_0}{S_a(f'P - 1)} = \frac{0.03 \times 4000}{21.76(0.8 \times 4 - 1)} = 2.5$$

(3) 气浮浓缩池表面积

取 $q = 1.8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 即 $43.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 查表 8-11,

$$\therefore A = \frac{Q_0(R + 1)}{q} = \frac{800(2.5 + 1)}{24 \times 1.8} = 64.8 \text{ m}^2, \text{取 } 65 \text{ m}^2$$

(4) 用固体负荷校核

$$\frac{Q_0 C_0}{A} = \frac{800}{24} \times \frac{4000}{65} = 2.04 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) < 2.08 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

符合固体负荷要求。

(5) 池形尺寸

采用矩形池,长:宽 = (3~4):1,长度用 14.5m,宽度用 4.5m。则表面积 $A = 14.5 \times 4.5 = 65.25\text{m}^2$ 。

(6) 气浮池有效水深

气浮浓缩池表面积确定以后,深度决定于气浮停留时间。气浮停留时间与气浮污泥浓度有关,可参见图 8-17。因入流总量等于入流污泥量加回流加压水量,即 $Q_0 + 2.5Q_0 = \frac{800}{24} + 2.5 \times \frac{800}{24} = 116.7\text{m}^3/\text{h}$ 。参考图 8-17,气浮污泥固体浓度要求达到 4%,

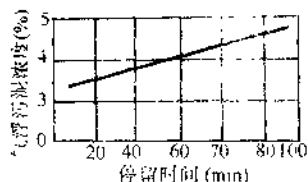


图 8-17 停留时间与气浮污泥浓度的关系

气浮停留时间约为 60min。设计气浮时间可采用 60~120min。考虑安全,停留时间采用 90min,即 1.5h,则气浮池有效水深为:

$$116.7 \times 1.5 = 65.25H, \therefore H = 2.7\text{m}$$

(7) 气浮池的总高度

超高用 0.3m,并考虑安装刮泥机的高度 0.3m,气浮池的总高度为

$$H = 0.3 + 0.3 + 2.7 = 3.3\text{m}。$$

(8) 溶气罐容积

溶气罐的容积决定于停留时间,一般采用 1~3min,若取 3min,因回流量为 $2.5Q_0 = 83.3\text{m}^3/\text{h}$,所以溶气罐的容积

$$V = \frac{83.3}{60} \times 3 = 4.2\text{m}^3$$

溶气罐的直径:高度,常用 1:(2~4),如直径 1.3m,则高度用 3.15m。

3. 气浮浓缩池的基本构造与形式

气浮浓缩池有圆形与矩形两种,见图 8-18 圆形气浮浓缩池的刮浮泥板、刮沉泥板都安装在中心旋转轴上一起旋转。矩形气浮浓缩池的刮浮泥板与刮沉泥板由电机并用链带连动刮泥。

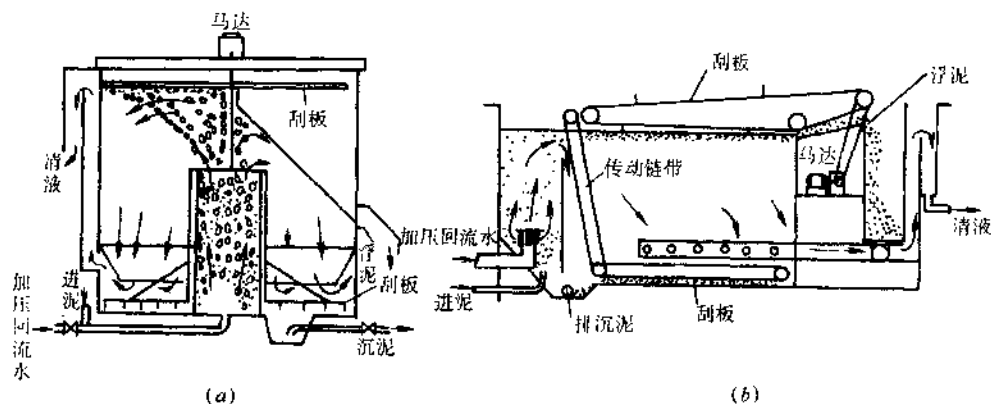


图 8-18 气浮池基本形式
(a)圆形气浮池;(b)矩形气浮池

4. 气浮浓缩混凝剂的应用

气浮浓缩可采用无机混凝剂如铅盐、铁盐、活性二氧化硅等,或有机高分子聚合电解质如聚丙烯酰胺(PAM)等,在水中形成易于吸附或俘获空气泡的表面及构架,改变气泡——

液体界面、固体—液体界面的性质,使其易于互相吸附,提高气浮浓缩的效果。使用何种混凝剂及其剂量,最宜通过试验决定。

当气浮浓缩后的污泥,用以回流曝气池时,则不宜采用混凝剂。因为各种混凝剂都会影响曝气池活性污泥的质量。

8.2.3 污泥的其他浓缩法

1. 离心浓缩法

离心浓缩法的原理是利用污泥中的固体、液体的比重差,在离心力场所受到的离心力的不同而被分离。由于离心力几千倍于重力(见本章第5节),因此离心浓缩法占地而积小,造价低,但运行费用与机械维修费用较高。

用于离心浓缩的离心机有转盘式(Disk)离心机,篮式(Basket)离心机和转鼓离心机等。各种离心浓缩的运行效果见表 8-12。

离心浓缩的运行参数与效果 表 8-12

污泥种类	离心机	Q_0 (L/s)	C_0 (%)	C_u (%)	固体回收率(%)	混凝剂量(kg/t)
剩余活性污泥	转盘式	9.5	0.75~1.0	5.0~5.5	90	不用
剩余活性污泥	转盘式	25.3	—	4.0	80	不用
剩余活性污泥	转盘式	3.2~5.1	0.7	5.0~7.0	93~87	不用
剩余活性污泥	篮式	2.1~4.4	0.7	9.0~10	90~70	不用
剩余活性污泥	转鼓式	0.63~0.76	1.5	9~13	90	—
剩余活性污泥		4.75~6.30	0.44~0.78	5~7	90~80	不用
剩余活性污泥		6.9~10.1	0.5~0.7	5~8	65	不用
					85	少于 2.26
					90	2.26~4.54
	95				4.54~6.8	

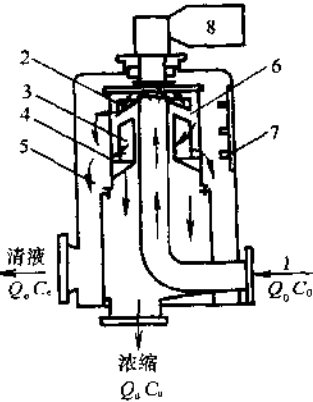


图 8-19 离心筛网浓缩器

- 1—中心分配管;2—进水布水器;3—排出器;4—旋转筛网笼;5—出水集水室;6—调节流量转向器;
7—反冲洗系统;8—电动机

2. 离心筛网浓缩器

离心筛网浓缩器见图 8-19。污泥从中心分配管 1 压入旋转筛网笼 4,压力仅需 0.03MPa,筛网笼低速旋转,使清液通过筛网从出水集水室 5 排出,浓缩污泥从底部排出,筛网定期用反冲洗系统 7 反冲。筛网笼直径为 304mm,总面积 0.192m²。

筛网材料可用金属丝网、涤纶织物或聚酯纤维制成,网孔为 165 目(105μm)~400 目(37μm)。筛网笼转速为 60~350r/min,反冲洗系统的反冲水压 0~1.0MPa。

离心筛网浓缩器主要设计参数:

转速 350r/min,水力负荷约 1755m³/(m²·d),
固体回收率 $\frac{Q_u C_u}{Q_0 C_0}$ 为 54%~79%,浓缩系数 C_u/C_0 为 2.06~7.44。

离心筛网浓缩器可作为曝气池混合液的浓缩用,以减少二次沉淀池的负荷。浓缩后的污泥可直接回流到曝气池。清液中悬浮物含量较高,应流入二次沉淀池沉淀处理。

3. 微孔滤机浓缩法

微孔滤机近来也用于浓缩污泥。污泥应先作混凝调节,可使污泥含水率从 99% 以上浓缩到 95%。微孔滤机的滤网可用金属丝网、涤纶织物或聚酯纤维品制成。见图 8-20。

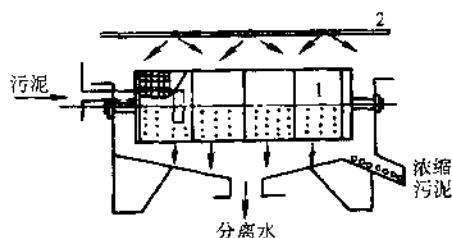


图 8-20 微孔滤机浓缩机
1—微机转鼓;2—反冲洗系统

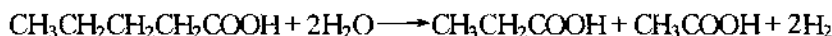
8.3 污泥的厌氧消化

活性污泥法与生物膜法是在有氧的条件下,由好氧微生物降解污水中的有机物,最终产物是水和二氧化碳。污泥中的有机物一般采用厌氧消化法,即在无氧的条件下,由兼性菌及专性厌氧细菌降解有机物,最终产物是二氧化碳和甲烷气(或称污泥气、消化气),使污泥得到稳定。所以污泥厌氧消化过程也称为污泥生物稳定过程。

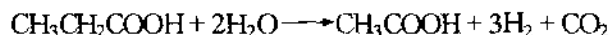
8.3.1 厌氧消化的机理

污泥厌氧消化是一个极其复杂的过程,多年来厌氧消化被概括为两阶段过程,第一阶段是酸性发酵阶段,有机物在产酸细菌的作用下,分解成脂肪酸及其他产物,并合成新细胞;第二阶段是甲烷发酵阶段,脂肪酸在专性厌氧菌——产甲烷菌的作用下转化成 CH_4 和 CO_2 。但是,事实上第一阶段的最终产物不仅仅是酸,发酵所产生的气也并不都是从第二阶段产生的。因此,第一阶段比较恰当的提法是不产甲烷阶段与第二阶段称为产甲烷阶段。随着对厌氧消化微生物研究的不断深入,厌氧消化中不产甲烷细菌和产甲烷细菌之间的相互关系更加明确。1979 年,伯力特(Bryant)等人根据微生物的生理种群,提出了厌氧消化三阶段理论,是当前较为公认的理论模式。三阶段消化突出了产氢产乙酸细菌的作用,并把其独立地划分为一个阶段。三阶段消化的第一阶段,是在水解与发酵细菌作用下,使碳水化合物、蛋白质与脂肪水解与发酵转化成单糖、氨基酸、脂肪酸、甘油及二氧化碳、氢等;第二阶段,是在产氢产乙酸菌的作用下,把第一阶段的产物转化成氢、二氧化碳和乙酸。

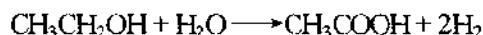
例如戊酸的转化



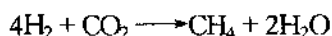
丙酸的转化



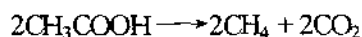
乙醇的转化



第三阶段,是通过两组生理上不同的产甲烷菌的作用,一组把氢和二氧化碳转化成甲烷,即:



另一组是对乙酸脱羧产生甲烷,即:



在厌氧消化的过程中,由乙酸形成的 CH_4 约占总量的 $2/3$,由 CO_2 还原形成的 CH_4 约占总量的 $1/3$ 。

由上述可知,产氢产乙酸细菌在厌氧消化中具有极为重要的作用,它在水解与发酵细菌及产甲烷细菌之间的共生关系,起到了联系作用,且不断地提供出大量的 H_2 ,作为产甲烷细菌的能源,以及还原 CO_2 生成 CH_4 的电子供体。

参与第一阶段的微生物包括细菌、原生动物和真菌,统称水解与发酵细菌,大多数为专性厌氧菌,也有不少兼性厌氧菌。根据其代谢功能可分为以下几类:

(1) 纤维素分解菌,参与对纤维素的分解,纤维素的分解是厌氧消化的重要一步,对消化速度起着制约的作用。这类细菌利用纤维素并将其转化为 CO_2 , H_2 , 乙醇和乙酸。

(2) 碳水化合物分解菌,这类细菌的作用是水解碳水化合物成葡萄糖。以具有内生孢子的杆状菌占优势。丙酮、丁醇梭状芽孢杆菌(*Clostridium acetobutylicum*)能分解碳水化合物产生丙酮、乙醇、乙酸和氢等。

(3) 蛋白质分解菌,这类细菌的作用是水解蛋白质形成氨基酸,进一步分解成为硫醇、氨和硫化氢。以梭菌占优势。非蛋白质的含氮化合物,如嘌呤、嘧啶等物质也能被其分解。

(4) 脂肪分解菌,这类细菌的功能是将脂肪分解成简易脂肪酸。以弧菌占优势。

原生动物主要有鞭毛虫、纤毛虫和变形虫。真菌主要有毛霉(*Mucor*)、根霉(*Rhizopus*)、其头霉(*Syncephalastrum*)、曲霉(*Aspergillus*)等,真菌参与厌氧消化过程,并从中获取生活所需能量,但丝状真菌不能分解糖类和纤维素。

参与厌氧消化第二阶段的微生物是一群极为重要的菌种——产氢产乙酸菌以及同型乙酸菌。国内、外一些学者已从消化污泥中分离出产氢产乙酸菌的菌株,其中有专性厌氧菌和兼性厌氧菌。它们能够在厌氧条件下,将丙酮酸及其他脂肪酸转化为乙酸、 CO_2 , 并放出 H_2 。同型乙酸菌的种属有乙酸杆菌,它们能够将 CO_2 、 H_2 转化成乙酸,也能将甲酸、甲醇转化为乙酸。由于同型乙酸菌的存在,可促进乙酸形成甲烷的进程。

参与厌氧消化第三阶段的菌种是甲烷菌或称为产甲烷菌(*Methanogens*),是甲烷发酵阶段的主要细菌,属于绝对的厌氧菌,主要代谢产物是甲烷。甲烷菌常见的有四类:

- (1) 甲烷杆菌,杆状细胞,连成链或长丝状,或呈短而直的杆状。
- (2) 甲烷球菌,球形细胞呈正圆或椭圆形,排列成对或成链。
- (3) 甲烷八叠球菌,它可繁殖成为有规则的,大小一致的细胞,堆积在一起。
- (4) 甲烷螺旋菌,呈有规则的弯曲杆状和螺旋丝状。

据报道,迄至目前已得到确证的甲烷菌有 14 种 19 个菌株,分属于 3 个目 4 个科 7 个属。

表 8-13 所列是主要几种甲烷菌种属及其分解的底物。

甲烷菌主要种属及其分解的底物

表 8-13

甲 烷 菌 种 属	分 解 的 底 物
马氏甲烷球菌(<i>Methanococcus Mazei</i>)	乙酸盐、甲酸盐
产甲烷球菌(<i>Methanococcus Vanniel</i>)	氨、蚁酸盐
甲烷八叠球菌(<i>Methanosarcina Barkeri</i>)	乙酸盐、甲醇
(<i>Methanosarcina Methanica</i>)	乙酸盐、甲酸盐
甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Formicium</i>)	蚁酸盐、二氧化碳、氨

续表

甲烷菌种属	分解的底物
奥氏甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Omeliansku</i>)	乙醇、氢
甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Propionicum</i>)	丙酸盐
孙氏甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Sohngenu</i>)	乙酸盐、甲酸盐
甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Suboxydans</i>)	乙酸盐、甲酸盐、戊酸盐
甲烷杆菌(<i>Methanobacterium Ruminant um</i>)	乙酸盐

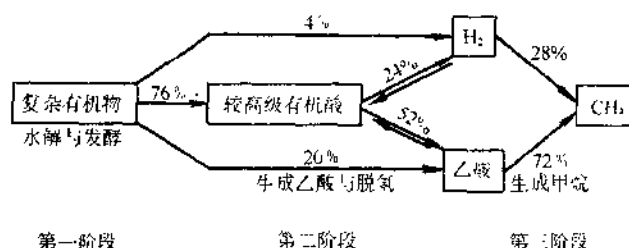
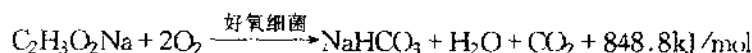


图 8-21 有机物厌氧消化模式图

三阶段消化的模式见图 8-21 所示。

产甲烷阶段产生的能量绝大部分都用于维持细菌生活，只有很少能量用于合成新细菌，故细胞的增殖很少，这可用乙酸钠为例，加以说明：

在好氧消化时：

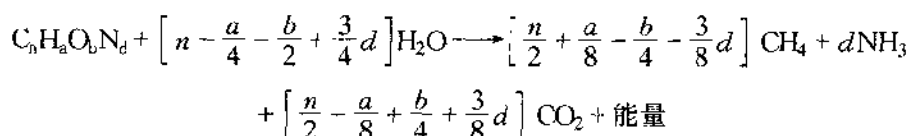


在厌氧消化时：

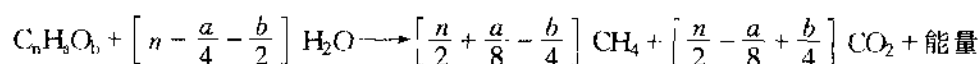


可见，在底物相同的条件下，厌氧消化产生的能量仅是好氧消化的 1/20~1/30。若要使产甲烷菌具有旺盛的生命活动，就需要消耗大量底物，这在厌氧消化系统内，无法满足。

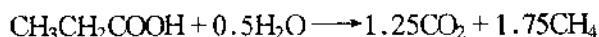
产甲烷阶段最后产生的 CH₄、CO₂ 与 NH₃ 等的反应方程式为：



当 $d=0$ 时，为不含氮有机物的厌氧消化反应通式，即伯兹伟尔 (Buswell) 和莫拉 (Mueller) 通式：



根据上述通式可计算出有机物厌氧消化产生的 CO₂ 和 CH₄ 体积。今以分解 1kg 丙酸为例：



$$\text{CO}_2 \text{ 产量为 } 1:22.4 \times 1.25 = \frac{1000}{74} : x, x = 378\text{L}$$

$$\text{CH}_4 \text{ 产量为 } 1:22.4 \times 1.75 = \frac{1000}{74} : y, y = 529\text{L}$$

式中 22.4 是在标准状态下, 1 克分子有机物的产气体积公升数。

8.3.2 厌氧消化动力学

本书第 4 章对好氧反应动力学作了详细论述。因在厌氧消化条件下, BOD_5 去除也遵循一级反应动力学规律, 故第 4 章的动力学方程式也适用于厌氧反应。由于甲烷发酵阶段是厌氧消化速率的控制因素, 因此, 厌氧消化反应动力学是以该阶段作为基础建立的。

厌氧消化反应动力学方程式:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{kSX}{K_s + S} \quad (8-40)$$

$$\frac{dX}{dt} = Y \left(\frac{dS}{dt} \right) - bX \quad (8-41)$$

式中 $-\frac{dS}{dt}$ ——底物去除速率, 质量/(体积·时间);

k ——单位质量底物的最大利用速率, 质量/细菌质量;

S ——可降解的底物量, 质量/体积;

K_s ——半速度常数, 质量/底物体积, 即在生长速率等于最大生长速率 $\frac{1}{2}$ 时的底物浓度;

X ——细菌浓度, 质量/体积;

$\frac{dX}{dt}$ ——细菌增殖速率, 质量/(体积·时间);

Y ——细菌产率, 细菌质量/底物质量;

b ——细菌衰亡速率系数, d^{-1} 。

式(8-40)代入式(8-41), 并除以 X 得:

$$\frac{\frac{dX}{dt}}{X} = \mu = \frac{YkS}{K_s + S} - b \quad (8-42)$$

式中 μ ——细菌净比增殖速率, d^{-1} 。

用式(8-42)进行物料衡算, 可推导出细菌增殖速率与生物体平均停留时间(θ_c)之间的关系式, 即:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YkS}{K_s + S} - b = \mu \quad (8-43)$$

解式(8-43)得:

$$S = \frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c(Yk - b) - 1} \quad (8-44)$$

底物降解效率 E 按下式计算:

$$E = \frac{S_a - S_e}{S_a} \quad (8-45)$$

式中 S_a ——原污泥可生物降解底物浓度,mg/L;
 S_e ——剩余的可生物降解底物浓度,mg/L;
 θ_c ——生物固体平均停留时间,或称污泥龄,d。

8.3.3 厌氧消化的影响因素

因甲烷发酵阶段是厌氧消化反应的控制因素,因此厌氧反应的各项影响因素也以对甲烷菌的影响因素为准。

1. 温度因素

甲烷菌对于温度的适应性,可分为两类,即中温甲烷菌(适应温度区为 30~36℃);高温甲烷菌(适应温度区为 50~53℃)。两区之间的温度,反应速度反而减退。可见消化反应与温度之间的关系是不连续的。温度与有机物负荷、产气量关系见图 8-22。

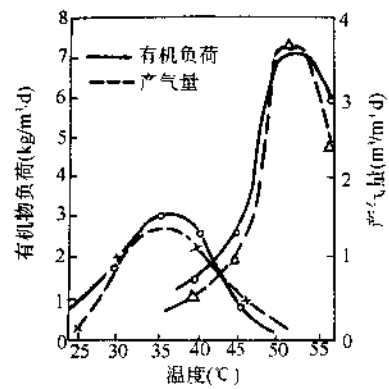


图 8-22 温度与有机物负荷、产气量关系图

利用中温甲烷菌进行厌氧消化处理的系统叫中温消化,利用高温甲烷菌进行消化处理的系统叫高温消化。从图 8-22 可知,中温消化条件下,挥发性有机物负荷为 0.6~1.5kg/(m³·d),产气量约 1~1.3m³/(m³·d);而高温消化条件下,挥发性有机物负荷为 2.0~2.8kg/(m³·d),产气量约 3.0~4.0m³/(m³·d)。

中温或高温厌氧消化允许的温度变动范围为±1.5~2.0℃。当有±3℃的变化时,就会抑制消化速率,有±5℃的急剧变化时,就会突然停止产气,使有机酸大量积累而破坏厌氧消化。

消化温度与消化时间的关系,消化时间是指产气量达到总量的 90% 所需时间。两者关系见图 8-23。

由图 8-23 可见,中温消化的消化时间约为 20d~30d,高温消化约为 10d~15d。

因中温消化的温度与人体温接近,故对寄生虫卵及大肠菌的杀灭率较低;高温消化对寄生虫卵的杀灭率可达 99%,对大肠菌指数可达 10~100,能满足卫生要求(卫生要求对蛔虫卵的杀灭率 95% 以上,大肠菌指数 10~100)。

2. 生物固体停留时间(污泥龄)与负荷

消化池的容积负荷和水力停留时间(即消化时间) t 的关系见图 8-24。厌氧消化效果的好坏与污泥龄有直接关系,泥龄的表达式与定义是:

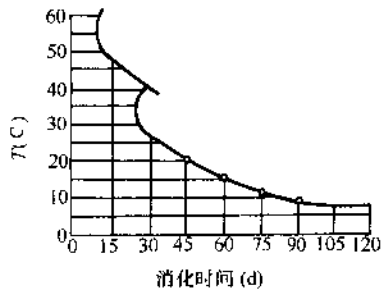


图 8-23 温度与消化时间的关系

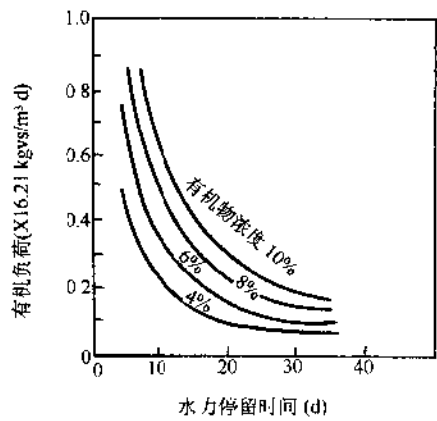


图 8-24 容积负荷和水力停留时间关系

$$\theta_c = \frac{M_r}{\phi_c} \quad (8-46)$$

式中 θ_c ——污泥龄, d, SRT;

M_r ——消化池内的总生物量, kg;

ϕ_c ——消化池每日排出的生物量, $\phi_c = \frac{M_e}{t}$;

M_e ——排出消化池的总生物量(包括上清液带出的), kg;

t ——排泥时间, d。

有机物降解程度是污泥龄的函数,而不是进水有机物的函数。消化池的容积设计应按有机负荷污泥龄或消化时间设计。所以只要提高进泥的有机物浓度,就可以更充分地利用消化池的容积。由于甲烷菌的增殖较慢,对环境条件的变化十分敏感,因此,要获得稳定的处理效果就需要保持较长的污泥龄。

消化池的有效容积:

$$V = \frac{S_v}{S} \quad (8-47)$$

式中 S_v ——新鲜污泥中挥发性有机物重量, kg/d;

S ——挥发性有机物负荷, 中温消化用 $0.6 \sim 1.5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 高温消化用 $2.0 \sim 2.8 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$;

V ——消化池的有效容积, m^3 。

消化池的投配率是每日投加新鲜污泥体积占消化池有效容积的百分数。

投配率是消化池设计的重要参数,投配率过高,消化池内脂肪酸可能积累, pH 下降, 污泥消化不完全, 产气率降低; 投配率过低, 污泥消化较完全, 产气率较高, 消化池容积大, 基建费用增高。根据我国污水处理厂的运行经验, 城市污水处理厂污泥中温消化的投配率以 $5\% \sim 8\%$ 为宜, 相应的消化时间为 $\frac{1}{5\%} = 20\text{d} \sim \frac{1}{8\%} = 12.5\text{d}$ 。

3. 搅拌和混合

厌氧消化是由细菌体的内酶和外酶与底物进行的接触反应。因此必须使两者充分混合。搅拌的方法一般有: 泵加水射器搅拌法; 消化气循环搅拌法和混合搅拌法等。

4. 营养与 C/N 比

厌氧消化池中, 细菌生长所需营养由污泥提供。合成细胞所需的碳(C)源担负着双重任务, 其一是作为反应过程的能源, 其二是合成新细胞。麦卡蒂(McCarty)等提出污泥细胞质(原生质)的分子式是 $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_3$, 即合成细胞的 C/N 约为 5:1。因此要求 C/N 达到 (10~20):1 为宜。如 C/N 太高, 细胞的氮量不足, 消化液的缓冲能力低, pH 值容易降低; C/N 太低, 氮量过多, pH 值可能上升, 铵盐容易积累, 会抑制消化进程。根据勃别尔(Popel)的研究, 各种污泥的 C/N 见表 8-14。

各种污泥底物含量及 C/N

表 8-14

底物名称	污 泥 种 类		
	初次沉淀污泥	活性污泥	混合污泥
碳水化合物(%)	32.0	16.5	26.3
脂肪、脂肪酸(%)	35.0	17.5	28.5

底物名称	污泥种类		
	初次沉淀污泥	活性污泥	混合污泥
蛋白质(%)	39.0	66.0	45.2
C/N	(9.40~10.35):1	(4.60~5.04):1	(6.80~7.50):1

可见,从C/N看,初次沉淀池污泥比较合适,混合污泥次之,而活性污泥不大适宜单独进行厌氧消化处理。

5. 氮的守恒与转化

在厌氧消化池中,氮的平衡是非常重要的因素,尽管消化系统中的硝酸盐都将被还原成氮气存在于消化气中,但仍然存在系统中,由于细胞的增殖很少,故只有很少的氮转化为细胞,大部分可生物降解的氮都转化为消化液中的 NH_3 ,因此消化液中氮的浓度都高于进入消化池的原污泥。

6. 有毒物质

所谓“有毒”是相对的,事实上任何一种物质对甲烷消化都有两方面的作用,即有促进甲烷细菌生长的作用与抑制甲烷细菌生长的作用。关键在于它们的浓度界限,即毒阈浓度。表8-15列举某些物质的毒阈浓度。低于毒阈浓度下限,对甲烷细菌生长有促进作用;在毒阈浓度范围内,有中等抑制作用,如果浓度是逐渐增加,则甲烷细菌可被驯化,超过毒阈浓度上限,对甲烷细菌有强烈的抑制作用。

某些物质的毒阈浓度

表 8-15

物质名称	毒阈浓度界限(mol/L)	物质名称	毒阈浓度界限(mol/L)
碱金属和碱土金属 Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+	$10^{-1} \sim 10^{-6}$	胺类	$10^{-5} \sim 10^0$
重金属 Cu^{2+} , Ni^{2+} , Zn^{2+} , Hg^{2+} , Fe^{2+}	$10^{-5} \sim 10^{-3}$	有机物质	$10^{-6} \sim 10^0$
H^+ 和 OH^-	$10^{-6} \sim 10^{-4}$		

重金属离子对甲烷消化的抑制作用有两个方面:

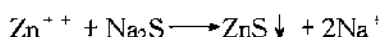
(1) 与酶结合,产生变性物质,使酶的作用消失。如与酶中的巯基 SH 及氨基、羧基、含氮化合物相结合时,使酶系统失去作用:



式中 Me^+ ——重金属离子。

(2) 重金属离子及氢氧化物的絮凝作用,使酶沉淀。

但重金属的毒性,可以用络合法降低,即用硫化物的沉淀,如锌 Zn 的浓度为 1mg/L 时,具有毒时,但加 Na_2S 后,产生 ZnS 的沉淀,毒性可降低:

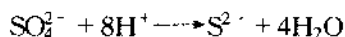


多种金属离子共存时,毒性有互相拮抗作用,允许浓度可提高。如 Na^+ 单独存在时的界限浓度为 7000mg/L ,而与 K^+ 共存时,若 K^+ 的浓度为 3000mg/L ,则 Na^+ 的界限浓度还可提高80%,即达 12600mg/L 。

阴离子的毒害作用:

阴离子的毒害作用,主要是 S^{2-} 。 S^{2-} 的来源有两种:

(1) 由无机硫酸盐还原而来。



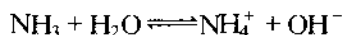
硫酸盐氧化时作为氢受体释出 S^{2-} 。硫酸盐浓度超过 5000mg/L, 即有抑制作用。而且, 从反应方程式可知: 1 份 SO_4^{2-} 还原时用去 8 个 H^+ , 即减少 2 份 CH_4 , 1 份 SO_3^{2-} 还原时用去 6 个 H^+ , 减少 1.5 份 CH_4 。

(2) 由蛋白质分解释放出 S^{2-} 。

硫的有利方面是: 低浓度硫是细菌生长所需要的元素, 可促进消化进程; 硫直接与重金属络合形成硫化物沉淀。硫的有害方面是: 若重金属离子较少, 则消化液中过多的 H_2S 将释放出进入消化气中, 降低消化气的质量并腐蚀金属设备(管道、锅炉等); 降低 CH_4 的产量。

氨的毒害作用:

氨的存在形式有 NH_3 (氨)与 NH_4^+ (铵), 两者的平衡浓度决定于 pH 值:



$$K_1 = \frac{[NH_4^+][OH^-]}{[NH_3]} = 1.85 \times 10^{-5} (35^\circ C)$$

$$K_2 = \frac{[H^+][OH^-]}{[H_2O]} = 2.09 \times 10^{-14} (35^\circ C)$$

上两式相除可得:

$$NH_3 = 1.13 \times 10^{-9} \frac{[NH_4^+]}{[H^+]}$$

有机酸积累, pH 降低, 平衡向右移动, NH_3 离解为 NH_4^+ , 当 NH_4^+ 浓度超过 150mg/L 时, 消化受到抑制。

7. 酸碱度、pH 值和消化液的缓冲作用

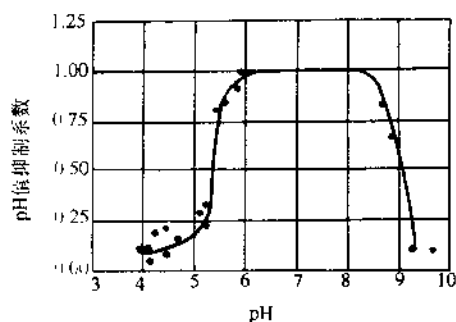
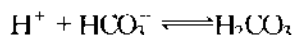


图 8-25 pH 值的抑制系数

水解与发酵菌及产氢产乙酸菌对 pH 的适应范围大致为 5~6.5, 而甲烷菌对 pH 的适应范围为 6.6~7.5 之间, 即只允许在中性附近波动见图 8-25。在消化系统中, 如果水解发酵阶段与产酸阶段的反应速率超过产甲烷阶段, 则 pH 会降低, 影响甲烷菌的生活环境。但是, 在消化系统中, 由于消化液的缓冲作用, 在一定范围内可以避免发生这种情况。缓冲剂是在有机物分解过程中产生的, 即消化液中的 CO_2 (碳酸) 及 NH_3 (以 NH_3 和 NH_4^+ 的形式存在), NH_4^+ 一般是以 NH_4HCO_3 存

在。故重碳酸盐(HCO_3^-)与碳酸 H_2CO_3 组成缓冲溶液。



$$K' = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[H_2CO_3]}$$

取对数得:

$$pH = -\lg K' + \lg \frac{[HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad (8-48)$$

式中 K' ——弱酸电离常数。

可见缓冲溶液的 pH 值是弱酸电离常数的负对数及重碳酸盐浓度与碳酸浓度比例的函数。当溶液中脂肪酸浓度增加时,方程式向右进行,直到平衡条件重新恢复。由于消化液中 HCO_3^- 与 CO_2 的浓度都很高,脂肪酸在一定的范围内变化时,式(8-48)右侧的数值变化不会很大,不足以导致 pH 的变化。因此在消化系统中,应保持碱度在 2000mg/L 以上,使其有足够的缓冲能力,可有效地防止 pH 值的下降。故在消化系统管理时,应经常测定碱度。

消化液中的脂肪酸是甲烷发酵的底物,其浓度也应保持在 2000mg/L 左右。

8.3.4 厌氧消化池池形、构造与设计

1. 池形

消化池的基本池形有圆柱形和蛋形两种。见图 8-26。

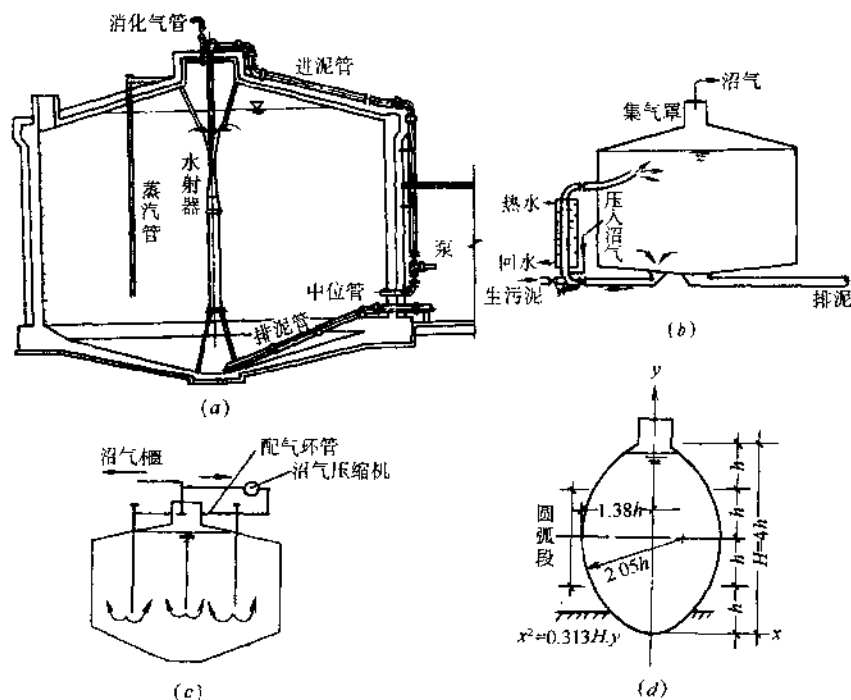


图 8-26 消化池基本池形

(a)、(b)、(c)圆柱形;(d)蛋形

图 8-26(a)、(b)、(c)为圆柱形,池径一般为 6m~35m,视污水厂规模而定,池总高与池径之比取 0.8~1.0,池底、池盖倾角一般取 $15^\circ \sim 20^\circ$,池顶集气罩直径取 2m~5m,高 1m~3m;(d)为蛋形,大型消化池可采用蛋形,容积可做到 $10000m^3$ 以上,蛋形消化池在工艺与结构方面有如下优点:①搅拌充分、均匀,无死角,污泥不会在池底固结;②池内污泥的表面

面积小,即使生成浮渣,也容易清除;③在池容相等的条件下,池子总表面积比圆柱形小,故散热面积小,易于保温;④蛋形的结构与受力条件最好,如采用钢筋混凝土结构,可节省材料;⑤防渗水性能好,聚集沼气效果好。蛋形壳体曲线做法如图 8-26(d)所示。杭州市四堡污水厂,采用蛋形消化池。

2. 构造与设计

消化池的构造主要包括污泥的投配、排泥及溢流系统,沼气排出、收集与贮气设备,搅拌设备及加温设备等。

(1) 投配、排泥与溢流系统

1) 污泥投配:生污泥(包括初沉污泥、腐殖污泥及经浓缩的剩余活性污泥),需先排入消化池的污泥投配池,然后用污泥泵抽送至消化池。污泥投配池一般为矩形,至少设两个,池容根据生污泥量及投配方式确定,常用 12h 的贮泥量设计。投配池应加盖、设排气管及溢流管。如果采用消化池外加热生污泥的方式,则投配池可兼作污泥加热池。

2) 排泥:消化池的排泥管设在池底,依靠消化池内的静水压力将熟污泥排至污泥的后续处理装置。

3) 溢流装置:消化池的投配过量、排泥不及时或沼气产量与用气量不平衡等情况发生时,沼气室内的沼气受压缩,气压增加甚至可能压破池顶盖。因此消化池必须设置溢流装置,及时溢流,以保持沼气室压力恒定。溢流装置必须绝对避免集气罩与大气相通。溢流装置常用形式有倒虹管式、大气压式及水封式等 3 种。

倒虹管式见图 8-27(a),倒虹管的池内端必须插入污泥面,保持淹没状,池外端插入排水槽也需保持淹没状,当池内污泥面上升,沼气受压时,污泥或上清液可从倒虹管排出。

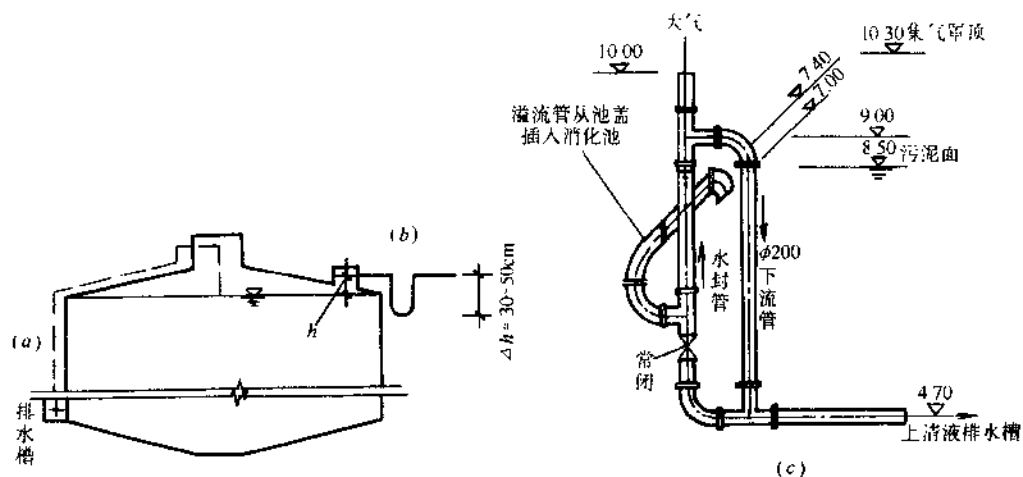


图 8-27 消化池的溢流装置
(a)倒虹管式;(b)大气压式;(c)水封式

大气压式见图 8-27(b),当池内沼气受压,压力超过 Δh (Δh 为“U”形管内水层厚度)时,即产生溢流。

水封式见图 8-27(c),水封式溢流装置由溢流管、水封管与下流管组成。溢流管从消化池盖插入设计污泥面以下,水封管上端与大气相通,下流管的上端水平轴线标高,高于设计

污泥面、下端接入排水槽。当沼气受压时,污泥或上清液通过溢流管经水封管、下流管排入排水槽。

溢流装置的管径一般不小于 200mm。

(2) 沼气的收集与贮存设备

由于产气量与用气量常常不平衡,所以必须设贮气柜进行调节。沼气从集气罩通过沼气管输送到贮气柜。沼气管的管径按日平均产气量计算,管内流速按 $7\sim 15\text{m/s}$ 计,当消化池采用沼气循环搅拌时,则计算管径时应加入搅拌循环所需沼气的量。

贮气柜有低压浮盖式与高压球形罐两种,见图 8-28。贮气柜的容积一般按平均日产气量的 25%~40%,即 6~10h 的平均产气量计算。

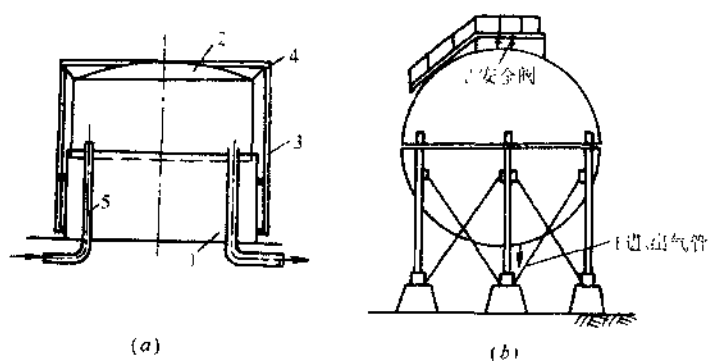


图 8-28 贮气柜

(a) 低压浮盖式, 1—水封柜; 2—浮盖; 3—外轨; 4—滑轮; 5—导气管

(b) 高压球形罐, 1—导气管; 2—安全阀

低压浮盖式的浮盖重量决定于柜内气压,柜内气压一般为 $1177\sim 1961\text{Pa}$ ($120\sim 200\text{mmH}_2\text{O}$ 柱),最高可达 $3432\sim 4904\text{Pa}$ ($350\sim 500\text{mmH}_2\text{O}$)。气压的大小可用盖顶加减铸铁块的数量进行调节。浮盖的直径与高度比一般采用 1.5:1,浮盖插入水封柜以免沼气外泄。

当需要长距离输送沼气时,可采用高压球形罐。

(3) 搅拌设备

搅拌的目的是使池内污泥温度与浓度均匀,防止污泥分层或形成浮渣层,缓冲池内碱度,从而提高污泥分解速度。当消化池内各处污泥浓度相差不超过 10% 时,被认为混合均匀。

消化池的搅拌方法有沼气搅拌,泵加水射器搅拌及联合搅拌等 3 种可用连续搅拌;也可用间歇搅拌,在 5~10h 内将全池污泥搅拌一次。

1) 泵加水射器搅拌

图 8-26(a) 是泵加水射器搅拌示意图。生污泥用污泥泵加压后,射入水射器,水射器顶端浸没在污泥面以下 $0.2\sim 0.3\text{m}$,泵压应大于 0.2MPa ,生污泥量与水射器吸入的污泥量之比为 1:3~5。消化池池径大于 10m 时,可设 2 个或 2 个以上水射器。

根据需要,加压后的污泥也可从中位管压入消化池进行补充搅拌。

2) 联合搅拌法

联合搅拌法的特点是把生污泥加温、沼气搅拌联合在一个装置内完成,见图 8-26(b)。经空气压缩机加压后的沼气以及经污泥泵加压后的生污泥分别从热交换器(兼作生、熟污泥与沼气的混合器)的下端射入,并把消化池内的熟污泥抽吸出来,共同在热交换器中加热混

合,然后从消化池的上部污泥面下喷入,完成加温搅拌过程。

热交换器通过热量计算决定。如池径大于 10m,可设 2 个或 2 个以上热交换器。

这种搅拌方法推荐使用。

3) 沼气搅拌

沼气搅拌的优点是搅拌比较充分,可促进厌氧分解,缩短消化时间。沼气搅拌装置见图 8-26(c)。经空气机压缩后的沼气通过消化池顶盖上面的配气环管,通入每根立管,立管数量根据搅拌气量及立管内的气流速度决定。搅拌气量按每 1000m³ 池容 5~7m³/min 计,气流速度按 7~15m/s 计。立管末端在同一平面上,距池底 1~2m,或在池壁与池底连接面上。

空气压缩机的功率按每 m³ 池容所需功率为 5~8W 计:

$$N = VW$$

式中 N ——空气压缩机功率, W;

V ——消化池有效容积, m³;

W ——单位池容所需功率,一般用 5~8W/m³。

其他搅拌方法如螺栓桨搅拌,现已不常用。

(4) 加温设备及计算

消化池的加温目的在于:维持消化池的消化温度(中温或高温),使消化能有效地进行。加温的方法有两种,用热水或蒸汽直接通入消化池或通入设在消化池内的盘管进行间接加温。这种方法由于存在着一些缺点如使污泥的含水率增加,局部污泥受热过高及在盘管外壁结壳等,故目前很少采用;池外间接加温,即把生污泥加温到足以达到消化温度、补偿消化池壳体及管道的热损失。这种方法的优点在于:可有效地杀灭生污泥中的寄生虫卵。

池外间接加温用套管式泥—水热交换器或图 8-26(b)的热交换器兼混合器完成。计算如下:

1) 所需总耗热量计算

提高生污泥温度所需热量

为把生污泥全日连续加热到需要温度,每小时耗热量为

$$Q_1 = \frac{V'}{24} (T_D - T_s) \times 4186.8 \quad (8-49)$$

式中 Q_1 ——生污泥的温度升高到消化温度的耗热量, kJ/h;

V' ——每日投入消化池的生污泥量, m³/d;

T_D ——消化温度, °C;

T_s ——生污泥原温度, °C, 当用全年平均污水温度时, 计算所得 Q_1 为全年平均耗热量; 当用日平均最低的污水温度时, 计算所得 Q_1 为最大耗热量。

池体耗热量

$$Q_2 = \Sigma FK (T_D - T_A) \times 1.2 \quad (8-50)$$

式中 Q_2 ——池内向外界散发的热量, 即池体耗热量, kJ/h;

F ——池盖、池壁及池底散热面积, m²;

T_A ——池外介质(空气或土壤), 当池外介质为大气时, 计算全年平均耗热量, 须按全年平均气温计算;

K ——池盖、池壁、池底的传热系数, $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (8-51)$$

式中 α_1 ——消化池内壁热转移系数, 污泥传到钢筋混凝土池壁为 $1256 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$; 沼气传到钢筋混凝土池壁为 $31.4 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$;
 α_2 ——消化池外壁热转移系数, 即池壁至介质的热转移系数。如介质为大气则为 $12.6 \sim 33.5 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$; 如为土壤则取 $2.1 \sim 6.3 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$;
 δ ——池体各部结构层、保温层厚度, m ;
 λ ——池体各部结构层、保温层导热系数。混凝土或钢筋混凝土壁为 $5.6 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 其他保温层的 λ 值可查《给水排水设计手册》第5册。

管道、热交换器等热耗量

$$Q_3 = \sum KF(T_m - T_A) \times 1.2 \quad (8-52)$$

式中 Q_3 ——管道、热交换器的散热量, kJ/h ;
 K ——管道、热交换器的传热系数, $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$;
 F ——管道、热交换器的表面积, m^2 ;
 T_m ——锅炉出口和入口的热水温度平均值, 或锅炉出口和池子入口蒸汽温度的平均值, $^\circ\text{C}$ 。

总耗热量

$$Q_{\text{max}} = Q_{1\text{max}} + Q_{2\text{max}} + Q_{3\text{max}} (\text{kJ}/\text{h}) \quad (8-53)$$

2) 热交换器的设计

热交换器的设计包括热交换管的长度, 所需热水量、熟污泥循环量等。池外热交换器见图 8-26(b) 及图 8-29 套管式热交换器。

热交换管总长度

$$L = \frac{Q_{\text{max}}}{\pi DK \Delta T_m} \times 1.2 \quad (8-54)$$

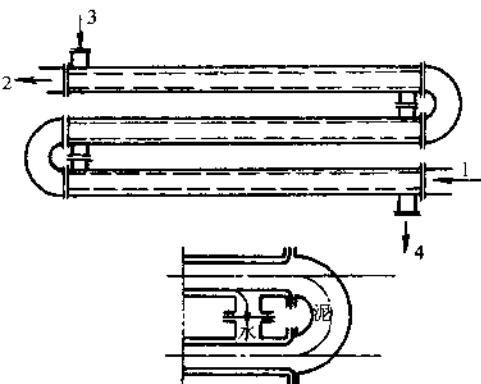


图 8-29 套管式热交换器

1—污泥入口; 2—污泥出口; 3—热媒进口; 4—热媒出口

式中 L ——套管总长度, m ;

D ——内管的外径(m), 一般采用防锈钢管, 流速采用 $1.5 \sim 2.0 \text{m}/\text{s}$, 外管采用铸铁管, 流速采用 $1 \sim 1.5 \text{m}/\text{s}$;

K ——传热系数, 约 $2512.1 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$;

ΔT_m ——平均温差的对数, $^\circ\text{C}$;

Q_{max} ——消化池最大耗热量, kJ/h 。

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (8-55)$$

式中 α_1 ——加热体至管壁的热转移系数,可选用 $12141.7\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$;

α_2 ——管壁至被加热体的热转移系数,可选用 $19678\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$;

δ_1 ——管壁厚度,m;

δ_2 ——水垢厚度,m;

λ_1 ——管子的导热系数, $\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$,钢管为 $163\sim 209$,一般用平均值;

λ_2 ——水垢导热系数, $\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$,一般选用 $8.4\sim 12.6$ 。当新热交换器时 $\frac{\delta_2}{\lambda_2}$ 可不计,而采用计算结果乘 0.6 。

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (8-56)$$

式中 ΔT_1 ——热交换器入口处的污泥温度(T_s)和出口的热水温度(T'_w)之差, $^\circ\text{C}$;

ΔT_2 ——热交换器出口污泥温度(T'_s)和入口热水温度(T_w)之差, $^\circ\text{C}$ 。

如果污泥循环量为 $Q_s(\text{m}^3/\text{h})$,热水循环量为 $Q_w(\text{m}^3/\text{h})$,则 T'_s 与 T'_w 可按下式计算:

$$T'_s = T_s + \frac{Q_{\max}}{Q_s \times 4186.8} \quad (^\circ\text{C}) \quad (8-57)$$

$$T'_w = T_w - \frac{Q_{\max}}{Q_w \times 4186.8} \quad (^\circ\text{C}) \quad (8-58)$$

式中 T_w ——采用 $60\sim 90^\circ\text{C}$ 。

所需热量

当为全日供热时:

$$Q_w = \frac{Q_{\max}}{(T'_w - T_w) \times 4186.8} \quad (8-59)$$

式中 Q_w ——所需热量, m^3/h 。

3) 热水锅炉选择

锅炉的加热面积为

$$F = (1.1 \sim 1.2) \frac{Q_{\max}}{E} \quad (8-60)$$

式中 F ——锅炉的加热面积, m^2 ;

E ——锅炉加热面的发热强度, $\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,根据锅炉样本采用;

$1.1\sim 1.2$ ——热水供应系统的热损失系数。

根据 F 值选择锅炉。

(5) 消化池的容积计算

为了防止检修时全部污泥停止厌氧处理,消化池数量应两座或两座以上。消化池的有效容积计算公式见式(8-47)。

8.3.5 两级厌氧消化

两级消化是根据消化过程沼气产生的规律进行设计。目的是节省污泥加温与搅拌所需的能量。

图 8-30 所示为中温消化的消化时间与产气率的关系,可见,在消化的前 8d,产生的沼气

量约占全部产气量的 80%,若把消化池设计成两级,第一级消化池有加温、搅拌设备,并有集气罩收集沼气,然后把排出的污泥送入第二级消化池。第二级消化池没有加温与搅拌设备,依靠余热继续消化,消化温度约为 20~26℃,产气量约占 20%,可收集或不收集,由于不搅拌,所以第二级消化池有浓缩的功能。

两级消化能节省加温所需的能量可作如下计算说明。若生污泥的温度为 14℃,中温消化的温度及排出的熟污泥温度为 33℃,则排除每 m^3 熟污泥带走的热量可用式(8-59)计算: $(33-14) \times 4186.8 = 79549.2 \text{ kJ/m}^3$ 。如用两级消化,第二级消化温度以平均值 23℃ 计,则从第二级消化池排除每 m^3 熟污泥带走的热量为 $(23-14) \times 4186.8 = 37681.2 \text{ kJ/m}^3$ 。可见,采用两级消化,每 m^3 污泥可被利用的热量为 $79549.2 - 37681.2 = 41868 \text{ kJ/m}^3$ 。

两级消化池的设计:先用式(8-57)计算出总有效容积,然后按容积比为一二级等于 1:1,2:1 或 3:2 常用 2:1。

【例题 8-7】 某城市污水处理厂,初沉污泥量为 $300 \text{ m}^3/\text{d}$,浓缩后的剩余活性污泥 $180 \text{ m}^3/\text{d}$,它们的含水率均为 96%,干污泥比重为 1.01,挥发性有机物占 64%。采用两级中温消化。生污泥年平均温度为 17.3℃,日平均最低温度 12℃。池外介质为大气时,全年平均气温为 11.6℃,冬季室外计算气温,采用历年平均每年不保证 5d 的日平均温为 -9℃。池外介质为土壤时,全年平均温度为 12.6℃,冬季计算温度为 4.2℃。一级消化池进行加温、搅拌,二级消化池不加温、不搅拌,均用固定盖式,试计算消化池。

【解】 (1) 消化池的容积计算

由于剩余活性污泥量较多,故采用挥发性有机物负荷为 $1.3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,消化池总容积用式(8-47)计算:

$$V = \frac{S_v}{S} = \frac{480 \times 0.04 \times 1.01 \times 1000 \times 0.64}{1.3} = 9547 \text{ m}^3, \text{取 } 9600 \text{ m}^3$$

用两级消化,容积比一级:二级 = 2:1,则一级消化池容积为 6400 m^3 ,用 2 个,每个消化池容积 3200 m^3 ,二级消化池一个容积 3200 m^3 。

一级消化池拟用尺寸见图 8-31。

消化池直径 D 用 19m,集气罩直径 $d_1 = 2\text{m}$,高 $h_1 = 2\text{m}$,池底锥底直径 $d_2 = 2\text{m}$,锥角 15° , $h_2 = h_4 = 2.4\text{m}$ 。消化池柱体高度 h_3 应大于 $\frac{D}{2} = 9.5\text{m}$,采用 $h_3 = 10\text{m}$ 。

消化池总高度 $H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 2 + 2.4 + 10 + 2.4 = 16.8\text{m}$ 。

消化池各部容积:

$$\text{集气罩容积 } V_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} h_1 = \frac{3.14 \times 2^2}{4} \times 2 = 6.28 \text{ m}^3。$$

$$\text{上盖容积 } V_2 = \frac{1}{3} \times \frac{\pi D^2}{4} \times h_2 = \frac{1}{3} \times \frac{\pi \times 19^2}{4} \times 2.4 = 226.7 \text{ m}^3。$$

下锥体容积等于上盖容积 $V_4 = 226.7 \text{ m}^3$ 。

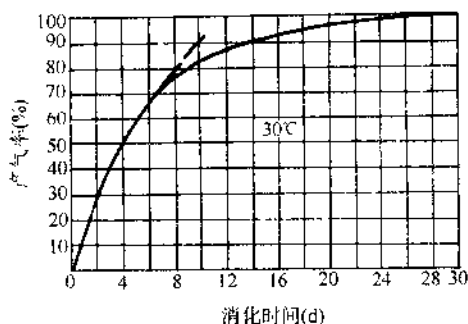


图 8-30 消化时间与产气率关系

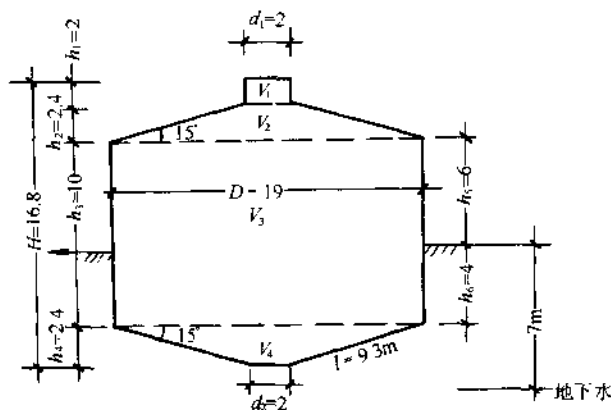


图 8-31 消化池计算尺寸

柱体容积 $V_3 = \frac{\pi D^2}{4} \times h_3 = \frac{3.14 \times 19^2}{4} \times 10 = 2833.8 \text{m}^3$ 。

消化池有效容积 $V_0 = V_2 + V_3 + V_4 = 226.7 + 2833.8 + 226.7 = 3287.2 \text{m}^3 > 3200 \text{m}^3$ (合格)。

二级消化池的尺寸采用一级消化池的尺寸。

(2) 消化池各部分表面积计算

集气罩表面积 $F_1 = \frac{\pi}{4} d_1^2 + \pi d_1 h_1 = \frac{3.14}{4} \times 2^2 + 3.14 \times 2 \times 2 = 15.7 \text{m}^2$ 。

池上盖表面积等于池底表面积即：

$$F_2 = \pi l \left(\frac{D}{2} + \frac{d_1}{2} \right) = 3.14 \times 9.3 \times (9.5 + 1) = 294.9 \text{m}^2 = F_5$$

$$\therefore F_1 + F_2 = 15.7 + 294.9 = 310.6 \text{m}^2$$

池柱体表面积：

地面以上部分 $F_3 = \pi D h_5 = 3.14 \times 19 \times 6 = 358 \text{m}^2$ 。

地面以下部分 $F_4 = \pi D h_6 = 3.14 \times 19 \times 4 = 238.6 \text{m}^2$ 。

(3) 消化池热工计算

提高生污泥温度耗热量

中温消化温度 $T_D = 35^\circ\text{C}$ ，生污泥年平均温度为 $T_s = 17.3^\circ\text{C}$ ，日平均最低温度 $T'_s = 12^\circ\text{C}$ 。

每座一级消化池投配的最大生污泥量，投配率采用 5%：

$$V'' = 3200 \times 5\% = 160 \text{m}^3/\text{d}$$

则全年平均耗热量为 $Q_1 = \frac{V''}{24} (T_D - T_s) \times 4186.8 = 494042 \text{kJ/h}$ 。

最大耗热量为 $Q_{\max} = \frac{160}{24} (35 - 12) \times 4186.8 = 641974 \text{kJ/h}$ 。

消化池池体耗热量

消化池各部传热系数采用：池盖 $K = 2.93 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，池壁：地面以上 $K = 2.5 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，地面以下及池底 $K = 1.9 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

池外介质为大气时,全年平均气温 $T_A = 11.6^{\circ}\text{C}$,冬季室外计算温度 $T_A = -9^{\circ}\text{C}$ 。

池外介质为土壤时,全年平均温度 $T_B = 12.6^{\circ}\text{C}$,冬季计算温度 $T_B = 4.2^{\circ}\text{C}$ 。

池上盖部分全年平均耗热量为:

$$Q_2 = FK(T_D - T_A) \times 1.2 = 310.6 \times 2.93 \times (35 - 11.6) \times 1.2 = 25554.4 \text{ kJ/h}$$

最大耗热量为

$$Q_{2\max} = 310.6 \times 2.93 \times [35 - (-9)] \times 1.2 = 48051.1 \text{ kJ/h}$$

池壁;地面上部分全年平均耗热量:

$$Q_3 = FK(T_D - T_A) \times 1.2 = 358 \times 2.5(35 - 11.6) \times 1.2 = 25131.6 \text{ kJ/h}$$

最大耗热量:

$$Q_{3\max} = 358 \times 2.5[35 - (-9)] \times 1.2 = 47256 \text{ kJ/h}$$

地下部分全年平均耗热量:

$$Q_4 = FK(T_D - T_A) \times 1.2 = 238.6 \times 1.9(35 - 12.6) \times 1.2 = 12185.8 \text{ kJ/h}$$

最大耗热量:

$$Q_{4\max} = 238.6 \times 1.9 \times (35 - 4.2) \times 1.2 = 16755.5 \text{ kJ/h}$$

池底部分全年平均耗热量:

$$Q_5 = FK(T_D - T_B) \times 1.2 = 294.9 \times 1.9 \times (35 - 12.6) \times 1.2 = 15061.1 \text{ kJ/h}$$

最大耗热量:

$$Q_{5\max} = 294.9 \times 1.9 \times (35 - 4.2) \times 1.2 = 20709 \text{ kJ/h}$$

每座消化池池体全年平均耗热量及最大耗热量:

$$Q_0 = 25554.4 + 25131.6 + 12185.8 + 15061.1 = 77932.9 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{\max} = 48051.1 + 47256 + 16755.5 + 20709 = 132771.6 \text{ kJ/h}$$

每座消化池总耗热量

全年平均耗热量:

$$\Sigma Q = 494042 + 77932.9 = 571974.9 \text{ kJ/h}$$

最大耗热量:

$$\Sigma Q_{\max} = 641974 + 132771.6 = 774745.6 \text{ kJ/h}$$

热交换器计算

采用池外套管式泥-水热交换器,全天均匀投配。生污泥进入一级消化池之前,与回流的一级消化污泥先混合再进入热交换器,生污泥:回流污泥为 1:2。

$$\text{生污泥量} \quad Q_{s1} = \frac{160}{24} = 6.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{回流消化污泥量} \quad Q_{s2} = 6.7 \times 2 = 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{进入热交换器的总污泥量} \quad Q_s = Q_{s1} + Q_{s2} = 20.1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{生污泥的日平均最低温度为} \quad T_s = 12^{\circ}\text{C}$$

生污泥与消化污泥混合后的温度为:

$$T_s = \frac{1 \times 12 + 2 \times 35}{3} = 27.33^{\circ}\text{C}$$

热交换器的套管长度用式(8-54)计,其中最大耗热量 $Q_{\max} = 774745.6 \text{ kJ/h}$, 内管管径选用 DN60mm 时,污泥在内管的流速 $v = \frac{20.1}{\frac{\pi}{4} \times 0.06^2 \times 3600} = 1.98 \text{ m/s}$ (合格), 外管径选用 DN100mm,

平均温差 ΔT_m 用式(8-56)计算,当污泥循环量 $Q_s = 20.1 \text{ m}^3/\text{h}$, 由式(8-57)得: $T'_s = T_s + \frac{Q_{\max}}{Q_s \times 4186.8} = 27.33 + \frac{774745.6}{20.1 \times 4186.8} = 36.53^\circ\text{C}$ 。

热交换器入口热水温度采用 $T_w = 85^\circ\text{C}$, $T_w - T'_w = 10^\circ\text{C}$, 则热水循环量用式(8-59)得:

$$Q_w = \frac{Q_{\max}}{(T_w - T'_w) \times 4186.8} = \frac{774745.6}{(85 - 75) \times 4186.8} = 18.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

核算内外管之间的管缝热水流速为

$$v = \frac{18.5}{\left(\frac{\pi}{4} \times 0.1^2 - \frac{\pi}{4} \times 0.06^2\right) \times 3600} = 1.02 \text{ m/s} \text{ (合格)}$$

$\Delta T_1 = -47.67^\circ\text{C}$, $T_s = 27.33^\circ\text{C}$, $T'_s = 36.53^\circ\text{C}$, $T_w = 85^\circ\text{C}$, $T'_w = 75^\circ\text{C}$, $\Delta T_2 = -48.47^\circ\text{C}$

$$\text{由式(8-56), } \Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{-47.67 - (-48.47)}{\ln \frac{47.67}{48.47}} = 48.19^\circ\text{C}$$

$$\therefore L = \frac{Q_{\max}}{\pi DK \Delta T_m} \times 1.2 = \frac{774745.6}{3.14 \times 0.06 \times 2512.1 \times 48.19} \times 1.2 = 40.8 \text{ m}$$

设每根长 4m, 则共有根数为

$$N = \frac{40.8}{4} = 10.2 \text{ 根, 取 11 根。}$$

(4) 沼气混合搅拌计算

一级消化池采用多路曝气管式沼气搅拌(见图 8-26c)

搅拌用气量

单位用气量采用 $6 \text{ m}^3/\text{min} \cdot 1000 \text{ m}^3$, 则用气量:

$$q = 6 \times \frac{3200}{1000} = 19.2 \text{ m}^3/\text{min} = 0.32 \text{ m}^3/\text{s}$$

曝气立管管径

采用管内沼气流速为 12 m/s , 需立管总面积为 $\frac{0.32}{12} = 0.027 \text{ m}^2$, 选用立管直径 DN60mm, 每根断面积为 $A = 0.00283 \text{ m}^2$, 所需立管根数为 $\frac{0.027}{0.00283} = 9.54$, 取立管 10 根。

核算立管的实际流速:

$$v = \frac{0.32}{10 \times 0.00283} = 11.31 \text{ m/s} \text{ (合格)}$$

8.3.6 两相厌氧消化

两相消化是根据消化机理进行设计。目的是使各相消化池具有更适合于消化过程三个阶段各自的菌种群生长繁殖的环境。

前已述及,厌氧消化可分为三个阶段即水解与发酵阶段、产氢产乙酸阶段及产甲烷阶段。各阶段的菌种、消化速度对环境的要求及消化产物等都不相同,造成运行管理方面的诸多不便。如采用两相消化法,即把第一、二阶段与第三阶段分别在两个消化池中进行,使各自都有最佳环境条件。故两相消化具有池容积小,加温与搅拌能耗少,运行管理方便,消化更彻底。

两相消化的设计:第一相消化池的容积用投配率为 100%,即停留时间为 1d,第二相消化池容积采用投配率为 15%~17%,即停留时间 6~6.5d。池型与构造同前。第二相消化池有加温、搅拌设备及集气装置,产气量约为 $1.0\sim 1.3\text{m}^3/\text{m}^3$,每去除 1kg 有机物的产气量约为 $0.9\sim 1.1\text{m}^3/\text{kg}$ 。

8.3.7 消化池的运行与管理

1. 消化污泥的培养与驯化

新建的消化池,需要培养消化污泥。培养方法有两种:

(1) 逐步培养法

将每天排放的初次沉淀污泥和浓缩后的活性污泥投入消化池,然后加热,使每小时温度升高 1°C ,当温度升到消化温度时,维持温度,然后逐日加入新鲜污泥,直至设计泥面,停止加泥,维持消化温度,使有机物水解、液化,约需 30~40d,待污泥成熟、产生沼气后,方可投入正常运行。

(2) 一次培养法

将池塘污泥,经 $2\times 2\text{mm}$ 孔网过滤后投入消化池,投加量占消化池容积 1/10,以后逐日加入新鲜污泥至设计泥面。然后加温,控制升温速度为 $1^\circ\text{C}/\text{h}$,最后达到消化温度,控制池内 pH 值为 6.5~7.5,稳定 3~5d,污泥成熟,产生沼气后,再投加新鲜污泥。如当地已有消化池,则可取消化污泥更为简便。

2. 正常运行的化验指标

正常运行的化验指标有:产气率正常,沼气成分(CO_2 与 CH_4 所占%)正常,投配污泥含水率 94%~96%,有机物含量 60%~70%,有机物分解程度 45%~55%,脂肪酸以醋酸计为 $2000\text{mg}/\text{L}$ 左右,总碱度以重碳酸盐计大于 $2000\text{mg}/\text{L}$,氨氮 $500\sim 1000\text{mg}/\text{L}$ 。

3. 正常运行的控制参数

新鲜污泥投配率、消化温度需严格控制。

搅拌,污泥气循环搅拌可全日工作。采用水力提升器搅拌时,每日搅拌量应为消化池容积的两倍,间歇进行,如搅拌半小时,间歇 1.5~2h。

排泥,有上清液排除装置时,应先排上清液再排泥。否则应采用中、低位管混合排泥或搅拌均匀后排泥,以保持消化池内污泥浓度不低于 $30\text{g}/\text{L}$ 。否则消化很难进行。

沼气气压,消化池正常工作所产生的沼气压在 $1177\sim 1961\text{Pa}$ 之间,最高可达 $3432\sim 4904\text{Pa}$,过高或过低都说明池组工作不正常或输气管网中有故障。

4. 消化池发生异常现象时的管理

消化池异常表现在产气量下降,上清液水质恶化等。

(1) 产气量下降

产气量下降的原因与解决办法主要有:

1) 投加的污泥浓度过低,甲烷菌的底物不足,应设法提高投配污泥浓度。

2) 消化污泥排量过大,使消化池内甲烷菌减少,破坏甲烷菌与营养的平衡。应减少排

泥量。

3) 消化池温度降低,可能是由于投配的污泥过多或加热设备发生故障。解决办法是减少投配量与排泥量,检查加温设备,保持消化温度。

4) 消化池的容积减少

由于池内浮渣与沉砂量增多,使消化池容积减小,应检查池内搅拌效果及沉砂池的沉砂效果,并及时排除浮渣与沉砂。

5) 有机酸积累,碱度不足。解决办法是减少投配量,继续加热,观察池内碱度的变化,如不能改善,则应投加碱度,如石灰, CaCO_3 等。

(2) 上清液水质恶化

上清液水质恶化表现在 BOD_5 和 SS 浓度增加,原因可能是排泥量不够,固体负荷过大,消化程度不够,搅拌过度等。解决办法是分析上列可能原因,分别加以解决。

(3) 沼气的气泡异常

沼气的气泡异常有三种表现形式:①连续喷出像啤酒开盖后出现的气泡,这是消化状态严重恶化的征兆。原因可能是排泥量过大,池内污泥量不足,或有机物负荷过高,或搅拌不充分。解决办法是减少或停止排泥,加强搅拌,减少污泥投配;②大量气泡剧烈喷出,但产气量正常,池内由于浮渣层过厚,沼气在层下集聚,一旦沼气穿过浮渣层,就有大量沼气喷出,对策是破碎浮渣层充分搅拌;③不起泡,可暂时减少或中止投配污泥。

8.3.8 自然消化——双层沉淀池(殷霍夫池)

它是污水沉淀与污泥自然消化在同一构筑物内完成,见图 8-32。可建成双槽单室或双槽双室。管理简单,适合于小型污水厂,如小城镇、生活小区的污水处理。

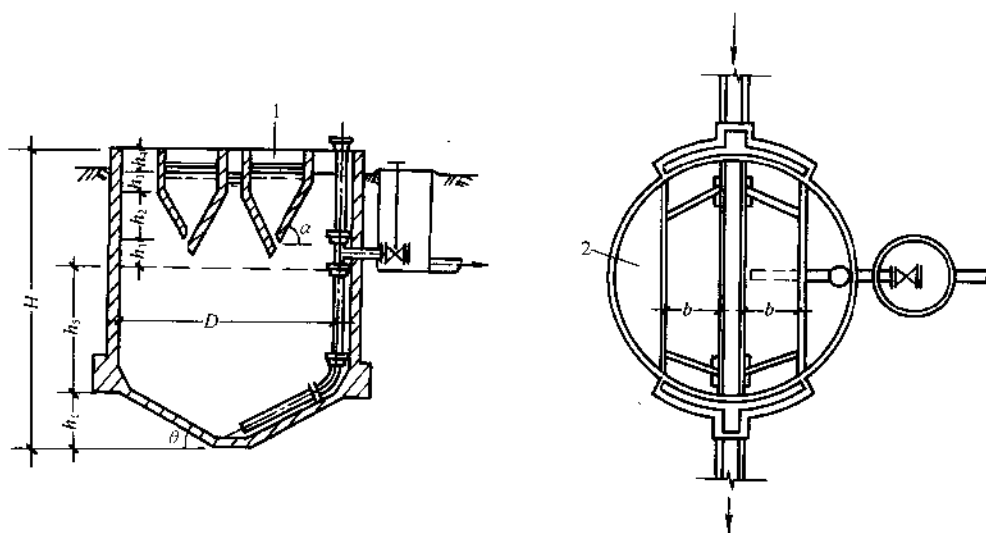


图 8-32 双层沉淀池

1—沉淀槽;2—消化室

污水沉淀槽的设计基本同初次平流沉淀池。沉淀污泥通过槽底狭缝落入下面的消化室,消化室内的污泥是在自然温度下消化,冬季约 6°C ,夏季约 25°C ,所以消化时间长达 210d 到 60d,故消化室的容积很大,池深也大。设计时,沉淀槽与消化室分别进行,可参考

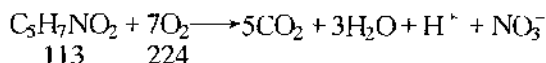
8.4 污泥的好氧消化

污泥厌氧消化运行管理要求高,消化池需密闭、池容大、池数多。因此当污泥量不大时可采用好氧消化,即在不投加底物的条件下,对污泥进行较长时间的曝气,使污泥中微生物处于内源呼吸阶段进行自身氧化。因此微生物机体的可生物降解部分(约占 MLVSS 的 80%)可被氧化去除,消化程度高,剩余消化污泥量少。污泥好氧消化有如下主要优缺点:

优点:①污泥中可生物降解有机物的降解程度高;②上清液 BOD 浓度低;③消化污泥量少,无臭、稳定、易脱水,处置方便;④消化污泥的肥分高,易被植物吸收;⑤好氧消化池运行管理方便简单,构筑物基建费用低。缺点有:①运行能耗多,运行费用高;②不能回收沼气;③因好氧消化不加热,所以污泥有机物分解程度随温度波动大;④消化后的污泥进行重力浓缩时,上清液 SS 浓度高。

8.4.1 好氧消化的机理

污泥好氧消化处于内源呼吸阶段,细胞质反应方程如下:



可见,氧化 1kg 细胞质需氧 $224/113 \approx 2\text{kg}$ 。

在好氧消化中,氨氮被氧化为 NO_3^- , pH 值将降低,故需要有足够的碱度来调节,以便使好氧消化池内的 pH 值维持在 7 左右。池内溶解氧不得低于 2mg/L , 并使污泥保持悬浮状态,因此必须要有充足的搅拌强度,污泥的含水率在 95% 左右,以便于搅拌。

8.4.2 好氧消化池的构造及工艺设计

1. 好氧消化池的构造

好氧消化池的构造与完全混合式活性污泥法曝气池相似,见图 8-33。主要构造包括好氧消化室,进行污泥消化;泥液分离室,使污泥沉淀回流并把上清液排除;消化污泥排除管;曝气系统,由压缩空气管,中心导流筒组成,提供氧气并起搅拌作用。

消化池底坡 i 不小于 0.25,水深决定于鼓风机的风压,一般采用 $3 \sim 4\text{m}$ 。

2. 好氧消化池设计

好氧消化是处在内源呼吸阶段,故属一级反应,即污泥可生物降解的挥发性固体(用 VSS 表示)的分解速度与污泥剩余的挥发性固体浓度的一次方成正比:

$$-\frac{dX}{dt} = K_d X \quad (8-61)$$

式中 $-\frac{dX}{dt}$ ——可生物降解的挥发性固体的分解速率, $\text{g} \cdot \text{VSS}/(\text{L} \cdot \text{d})$;

X ——在 t 时刻的可生物降解的挥发性固体浓度, $\text{g} \cdot \text{VSS}/\text{L}$;

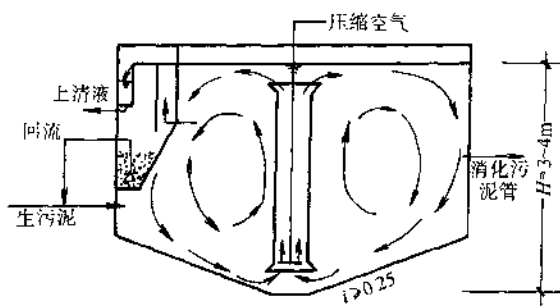


图 8-33 好氧消化池工艺图

K_d ——内源呼吸速率常数, d^{-1} , 和温度 T 有关

$$K_d = (K_d)_{20^\circ C} \times (1.023)^{T-20^\circ C}$$

由式(8-61)积分:

$$\int_{X_0}^X \frac{dX}{X} = \int_0^t -K_d dt, \ln\left(\frac{X}{X_0}\right) = -K_d t$$

$$\text{即} \quad X = X_0 \cdot 10^{-\frac{K_d t}{2.3}} \quad (8-62)$$

式中 X_0 ——污泥中原有生物可降解挥发性固体浓度, $g \cdot VSS/L$;

t ——好氧消化时间, d ;

由式(8-62)可知, 污泥好氧消化后的挥发性固体浓度和消化时间有关。

图 8-34 为好氧消化池计算图, 设污泥流量为 $Q_0 (m^3/d)$, 在反应平衡时, 可列出平衡式:

$$Q_0 X_0 - Q_0 X_e = \left(-\frac{dX_e}{dt}\right)V, \quad Q_0(X_0 - X_e) = K_d X_e V$$

$$\therefore \quad V = Q_0 \theta$$

$$\therefore \quad Q_0(X_0 - X_e) = K_d X_e Q_0 \theta, \quad \theta = \frac{X_0 - X_e}{K_d X_e} \quad (8-63)$$

式中 θ ——水力停留时间即好氧消化时间, d , 在无污泥回流情况下, $\theta = \theta_c$;

θ_c ——微生物停留时间, d ;

X_e ——消化污泥中生物可降解的挥发性固体浓度, $kg \cdot VSS/m^3$;

污泥好氧消化池容积:

$$V = Q_0 \theta \quad \text{或} \quad V = Q_0 \theta_c \quad (8-64)$$

(1) 以 θ 或 θ_c 及 K_d 为参数计算 V ;

对式(8-62)取对数得:

$$\lg\left(\frac{X}{X_0}\right) = -\left(\frac{K_d}{2.3}\right)\theta_c \quad \text{或} \quad \lg X = \lg X_0 - \left(\frac{K_d}{2.3}\right)\theta_c \quad (8-65)$$

上式在半对数坐标纸上为一直线方程式, 直线的斜率即 $-\left(\frac{K_d}{2.3}\right)$, 根据不同的 θ_c 值, 测得 X 值后, 以纵坐标为 $\lg X$, 横坐标 θ_c , 作出的直线的斜率即为 $-\left(\frac{K_d}{2.3}\right)$, 见图 8-35。已知 K_d 值后, 可以根据要求达到的 X_e 值确定 θ_c 与 V 值。

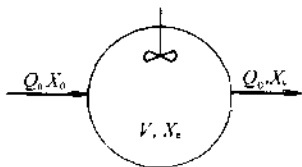


图 8-34 好氧消化池计算图

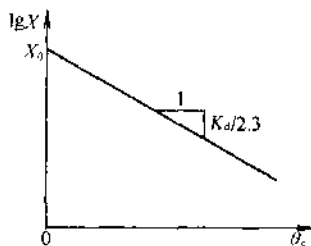


图 8-35 $\lg X - \theta_c$ 关系图

(2) 以有机负荷 S 为参数计算 V

可参考表 8-16 所列有机负荷 S 值, 计算好氧消化池容积 V ;

$$V = \frac{Q_0 X_0}{S} \quad (\text{m}^3) \quad (8-66)$$

式中 Q_0 ——进入好氧消化池生污泥量, m^3/d ;

S ——有机负荷, $\frac{\text{kg} \cdot \text{VSS}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$ 。

好氧消化池设计参数

表 8-16

序 号	设 计 参 数	数 值
1	污泥停留时间(d)	
	活性污泥	10~15
	初沉污泥、初沉污泥与活性污泥混合	15~20
2	有机负荷($\text{kg} \cdot \text{VSS}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	0.38~2.24
3	空气需要量(鼓风曝气 $\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{min})$)	
	活性污泥	0.02~0.04
	初沉污泥、初沉污泥与活性污泥混合	≥ 0.06
4	机械曝气所需功率($\text{kW}/(\text{m}^3 \cdot \text{池})$)	0.02~0.04
5	最低溶解氧(mg/L)	2
6	温度($^{\circ}\text{C}$)	$>15^{\circ}\text{C}$
7	挥发性固体(VSS)去除率(%)	50左右

3. 好氧消化需空气量的计算

好氧消化所需空气量应满足两方面的需要:其一是满足细胞物质自身氧化所需,当活性污泥进行好氧消化时,满足自身氧化需气量为 $0.015 \sim 0.02 \text{m}^3/(\text{min} \cdot \text{m}^3)$,当为初次沉淀污泥与活性污泥混合时,满足自身氧化需气量为 $0.025 \sim 0.03 \text{m}^3/(\text{min} \cdot \text{m}^3)$;其二是满足搅拌混合需气量,当为活性污泥时,需气量为 $0.02 \sim 0.04 \text{m}^3/(\text{min} \cdot \text{m}^3)$,当为混合污泥时,需气量为不少于 $0.06 \text{m}^3/(\text{min} \cdot \text{m}^3)$ 。可见,后者大于前者,故工程设计中,以满足搅拌混合所需空气量计算。

【例题 8-8】 某城市污水处理厂,有剩余活性污泥量 $Q_0 = 50 \text{m}^3/\text{d}$,污泥挥发性固体浓度 $X_0 = 5 \text{g} \cdot \text{VSS}/\text{L}$,污泥温度 20°C 时,求得 $K_d = 0.76 \text{d}^{-1}$,要求好氧消化,去除率达到 90%,试设计好氧消化池。

【解】 1. 根据 θ_c 值计算好氧消化池容积

因要求达到的去除率为 90%, $\therefore X_e = (1 - 0.9) \times 5 = 0.5 \text{g} \cdot \text{VSS}/\text{L}$ 。已知 $K_d = 0.76 \text{d}^{-1}$,由式(8-63)可得:

$$\theta_c = \frac{X_0 - X_e}{K_d X_e} = \frac{5 - 0.5}{0.76 \times 0.5} = 11.8 \quad (\text{d})$$

由式(8-64)计算好氧消化池容积:

$$V = Q_0 \theta_c = 50 \times 11.8 = 590 \text{m}^3$$

采用 2 个池、每池容积为 295m^3 。

2. 根据有机物负荷计算好氧消化池容积

因为活性污泥好氧消化,参考表 8-16,有机物负荷 $0.42\text{kg}\cdot\text{VSS}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,则好氧消化池容积为:

$$V = \frac{Q_0 X_0}{S} = \frac{50 \times 5}{0.42} = 595\text{m}^3$$

取 2 个池,每池容积为 297.5m^3 。

3. 好氧消化池尺寸

若以每池容积 297.5m^3 计,取消化池深度 $H=3.5\text{m}$,则池子直径为:

$$D = \sqrt{\frac{V \times 4}{H \times \pi}} = \sqrt{\frac{297.5 \times 4}{3.5 \times \pi}} = 10.4\text{m}$$

考虑到泥液分离室容积,取 $D=11.0\text{m}$ 。

4. 所需空气量计算

由于是活性污泥,故参考表 8-16,取空气需要量为 $0.03\text{m}^3/(\text{min}\cdot\text{m}^3)$ 。每池空气量为 $297.5 \times 0.03 = 8.925\text{m}^3/\text{min}$,共需空气量为 $2 \times 8.925 = 17.85\text{m}^3/\text{min}$ 。

若采用机械曝气,根据表 8 16,机械曝气所需功率取 $0.03\text{kW}/\text{m}^3$ 池,所需供气功率为:

$$N = 595 \times 0.03 = 17.85\text{kW} \quad \text{取 } 18\text{kW}。$$

8.5 沼 气 利 用

厌氧消化产生的沼气,可称为生物能,是一种无色气体,主要成分 CH_4 , CO_2 , 并含有少量 H_2S , CH_4 的燃烧热值为 $35000 \sim 40000\text{kJ}/\text{m}^3$,沼气的燃烧热值随 CH_4 含量而异。我国城市污水处理厂的污泥中,有机物的成分与居民的食物结构及工业废水性质,关系密切。污泥中有机物种类、含量、厌氧消化产沼气量及其中所含 $\text{CH}_4\%$,可消化程度%,见表 8-17。

我国城市污泥有机物含量、厌氧消化产气量及 CH_4 表 8-17

有 机 物 种 类	碳 水 化 合 物	蛋 白 质	脂 肪
初次沉淀污泥中含量(%)	43~57	14~29	8~20
剩余活性污泥中含量(%)	20~61	36~56	1~24
消化 1g 产沼气量(mL)	790	704	1250
沼 气 中 CH_4 体 积 (mL)	390	500	850
CH_4 所 占 (%)	50	71	68
污泥可消化程度(%)	35~40		

表 8-18 中 CH_4 与 CO_2 的产量,可根据伯兹伟尔-莫拉(Buswell-Mueller)通式计算(见第 8.3 节)。

我国城市污水处理厂沼气成分表 表 8-18

成 分 (%)							
CH_4	CO_2	CO	O_2	N_2	H_2	H_2S	H_2O
53~56	27~30	1.2~2.5	1~3	1~8	1.0~6.9	0.1~0.4	2~4

从表 8-17 可知:①我国城市污水处理厂的污泥属于低脂肪、蛋白质,高碳水化合物类型。国外污泥脂肪约占 20%~50%,蛋白质约占 38%~45%,碳水化合物约占 12%~35%;②消化 1g 有机物的沼气产量以脂肪最多,蛋白质次之,碳水化合物最少,其中 CH₄ 体积排序也相同;③沼气中 CH₄ 所占%以蛋白质最高,脂肪次之,碳水化合物最低。

根据我国现有城市污水处理厂污泥消化产生的沼气中,各种气体所占百分数列于表 8-18。

8.5.1 沼气脱硫

沼气作为能源利用时,要求 H₂S 的浓度低于 0.015% (合 0.188g/m³),否则对输气管道、利用设备(如锅炉、沼气发动机等)有腐蚀作用。我国城市污水处理厂的沼气中含 H₂S 0.1%~0.4% (合 1.25~5g/m³),因此在利用前需作脱硫处理。以保证输气管道及利用设备的安全运行。

沼气脱硫技术有干式脱硫与湿式脱硫两种以及用水喷淋洗脱等方法。

1. 干式脱硫

(1) 干式脱硫的基本原理与装置

干式脱硫的流程见图 8-36。

过滤器的作用是去除悬浮颗粒。

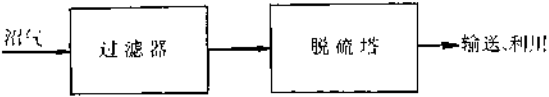
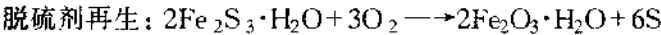
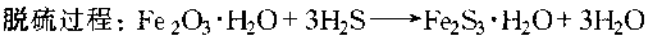


图 8-36 干式脱硫流程图

脱硫塔内装填脱硫剂——氧化铁或氢氧化铁屑,呈条形或螺旋形。常温常压下进行沼气脱硫及脱硫剂再生。化学反应如下:



脱硫塔用不锈钢制作,直径:高度=1:(5~6),脱硫剂填充率为 700~800g/L,孔隙率为 45%~60%,沼气空床流速为 2~3m/min,反应时间为 3.5~4.5min。由于沼气含有一定的水分与氧量,因此脱硫与再生过程同时进行(见反应式)。随着运行时间延长,脱硫剂表面沉积单体 S 而影响脱硫效果时,可停止进沼气而通入空气进行再生。故脱硫塔应设置 2 个,以便交替使用。当脱硫剂脱硫效果降低后宜倒床更换。

(2) 脱硫效果的影响因素与运行条件

影响脱硫及再生效果的因素与运行条件有如下几点。

1) 运行温度

脱硫效果随温度的升高而增加。但当温度超过 40℃ 时,会引起脱硫剂 Fe₂O₃·H₂O 脱水而失去脱硫活性。最佳温度应控制在 25~40℃,脱硫效果可达 90% 以上。

2) 沼气湿度

H₂S 被脱硫剂吸收、催化氧化成单体 S,应在一定的湿度中进行。湿度太高,脱硫剂表面被水膜覆盖,影响与沼气的接触;湿度太低,不利于氧气在水分中溶解与扩散,影响硫化铁 Fe₂S₃ 的氧化与再生及单体 S 的形成。最佳湿度是能使脱硫剂表面形成一层厚度约为 40μ 左右的水膜。从表 8-19 可知,沼气一般含水蒸气约 2%~4%,大致可满足湿度的需要。

3) 沼气含氧量

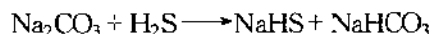
氧的作用是再生脱硫剂,把 Fe₂S₃ 氧化成为 Fe₂O₃,并产生单体 S。沼气中含氧约为 1%~3% (见表 8-19),脱硫剂的吸氧效率稳定在 50% 以上。

4) 运行时间

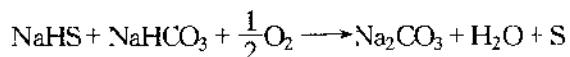
随着运行时间延长,沉积在脱硫剂表面的单体 S 与杂质增加,使脱硫剂互相粘结,阻力增加,脱硫与再生效果降低。可通入空气进行再生,直至倒床更换。

2. 湿式脱硫

湿式脱硫装置由吸收塔与再生塔组成。用浓度为 2%~3% 的碳酸钠溶液作为吸收剂,吸收沼气中的 H_2S 。碳酸钠溶液从吸收塔顶部喷淋向下与沼气进行逆流吸收。反应如下:



再通过再生塔,氧化成单体 S 而得到再生,使碳酸钠溶液反复使用。反应如下:



干式脱硫适用于用地面积小,沼气量较少的污水处理厂。湿式脱硫适用于沼气中 H_2S 含量较高,气量较大的污水处理厂,湿式脱硫同时可去除部分 CO_2 ,以提高沼气中 CH_4 的含量。

3. 用水喷淋洗脱法:

用污水处理厂的处理水,在洗脱塔中进行逆向洗脱,去除沼气中的 H_2S 。在 20℃ 气温,1 大气压的条件下, H_2S 在水中的溶解度为 $2.3\text{m}^3/\text{m}^3$ 。

8.5.2 沼气利用

前已述及,甲烷的燃烧热值约为 $35000\sim40000\text{kJ}/\text{m}^3$,如沼气的甲烷含量为 53%~56%,平均以 54.5% 计,沼气的燃烧热值应为 $19075\sim21800\text{kJ}/\text{m}^3$,约相当于 1kg 无烟煤或 0.7L 汽油。

沼气的主要用途有:①作为家庭生活燃料,每口每人约需 1.5m^3 ;②作为锅炉燃料,加温消化池污泥;③作为化工原料:沼气中 CO_2 可制造干冰, CH_4 可制 CCl_4 或炭黑;④利用沼气发电并利用冷却水与锅炉废气加温污泥。

根据国内外经验,一座一级污水处理厂用沼气发电可满足本厂所需的电能外,尚略有盈余,二级污水处理厂约可满足本厂所需电能的 30%~60%。

1. 用于消化池污泥加温

以沼气为锅炉燃料,加温生污泥,所需沼气的量可根据生污泥量、泥温、当地气候条件,通过计算确定,计算方法参见本书“8.3.4”节。我国东北某二级污水处理厂规模为 40 万 m^3/d ,污泥量为 $34.6\sim57.9\text{t}/\text{d}$ (以下固体计),其中有机物占 65% 为例。当地 11 月至 4 月间气温为 $-12.7\sim12.5^\circ\text{C}$ 、泥温为 $10.5\sim13.5^\circ\text{C}$,5 月至 10 月间气温为 $18\sim26^\circ\text{C}$ 、泥温为 $13.2\sim17^\circ\text{C}$ 。中温消化,消化程度平均为 35°C ,消化每公斤有机物产沼气平均为 0.83m^3 , CH_4 含量为 50.7%,沼气燃烧热值平均为 $18131\text{kJ}/\text{m}^3$,锅炉燃烧热效率为 90%。计算结果为,11 月至 4 月间可满足加温需热量的 86%~97%,应补充的加热量为 3%~14%。5 月至 10 月间除满足加温需热量外,尚富余 6%~32% 的热量可用于沼气发电,拖动发电机容量达 $140\sim365\text{kW}$ 。我国南方地区气温与泥温均高于北方,加温污泥所富余的沼气的量应更多,可用于发电。

2. 沼气发电

沼气发电的技术关键是选用高效的沼气发电机组,锅炉废气以及发电机组冷却水的含热量回收,沼气脱硫技术等 3 项。

(1) 沼气发电机组

沼气发电机组包括沼气发动机与发电机。沼气发动机有两种：

1) 火花点火式燃气发动机

由燃气发动机的活塞把沼气与空气吸入汽缸经压缩后用电火花点火燃烧,再带动发电机。发动机的耗热量为 $10884 \sim 12141 \text{ kJ/kWh}$, 每 m^3 沼气约可发电 $1 \sim 1.5 \text{ kW}$ 。

2) 压缩点火式双燃料发动机

发动机的活塞把沼气和空气吸入汽缸经压缩后用柴油引火,引火用的柴油量约占发动机总燃料量的 $8\% \sim 10\%$ 。如沼气量不足,也可全部用柴油,故称“双燃料”。发动机的耗热量为 $9629 \sim 10884 \text{ kJ/kWh}$, 每 m^3 沼气约可发电 2.1 kW 。

(2) 热量回收

沼气锅炉的废气温度高达 $380 \sim 450^\circ\text{C}$, 沼气发电机组的冷却水温约 $50 \sim 60^\circ\text{C}$, 含热量很高,用于消化池加温,可提高沼气的燃烧热效率,节约能源,故热量回收是沼气发电成败的关键。

1) 沼气发电热量平衡

若沼气燃烧的总热量为 100% 计:约 34% 可转化为发动机的机械能,其中约 32% 带动发电机转换为电能,机械损失约 2% ;另外 66% 的热量含于发电机组的冷却水与燃烧废气中,如用冷却水与废气加温生污泥,则约可回收其中所含热量的 51% ,热损失约 15% 。所以综合热效率可达 $32\% + 51\% = 83\%$,热量损失约 $2\% + 15\% = 17\%$,此为最理想的热效率。但目前能达的综合热效率约为 75% ,热量损失约为 25% 。

2) 热量回收工艺

图 8-37 是利用沼气锅炉的废气与发动机冷却水所含的热量加温生污泥的工艺流程。首先用沼气锅炉的废气,在废热锅炉 1(即废气热交换器)中加热发动机的冷却水,使冷却水的温度再提高 $8 \sim 10^\circ\text{C}$,然后在热交换器 2 中加温已被预热的生污泥。废气的温度可从 $380 \sim 450^\circ\text{C}$ 降低至 $180 \sim 200^\circ\text{C}$ 排放。

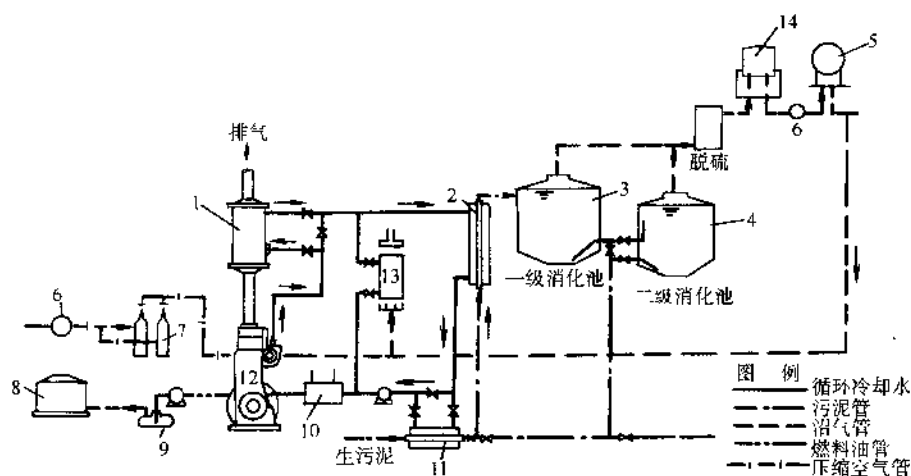


图 8-37 沼气发电热量回收流程

1—废热锅炉;2—热交换器;3、4—一级、二级消化池;5—高压储气罐;6—空压机;7—启动氧气管;8—贮油池;
9—燃油桶;10—润滑油冷却器;11—生污泥加热器;12—沼气发动机;13—沼气锅炉;14—低压储气罐

当沼气的量不足不能发电时,可用沼气锅炉 13 直接加温生污泥。

8.6 污泥的自然干化

污泥经浓缩、消化后,尚有约 95%~97% 含水率,体积仍很大。为了综合利用和最终处置,需对污泥作干化和脱水处理。两者对脱除污泥的水分,具体同等的效果。

污泥的干化与脱水方法,主要有自然干化、机械脱水等。

8.6.1 污泥自然干化场的分类与构造

污泥自然干化的主要构筑物是干化场。

干化场可分为自然滤层干化场与人工滤层干化场两种。前者适用于自然土质渗透性能好,地下水位低的地区。人工滤层干化场的滤层是人工铺设的,又可分为敞开式干化场和有盖式干化场两种。

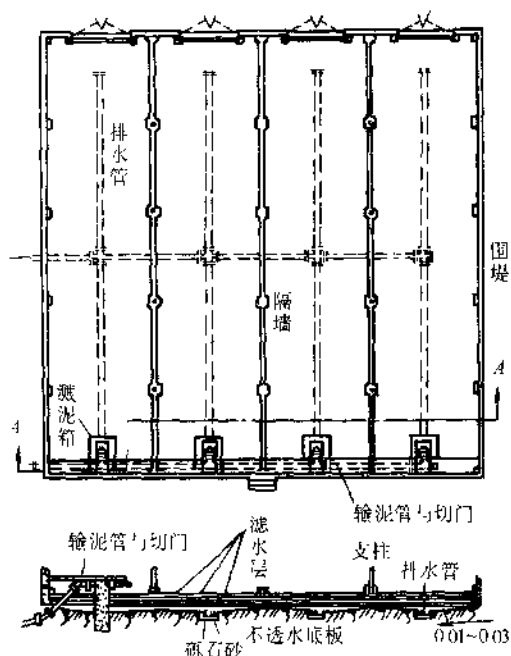


图 8-38 人工滤层干化场

人工滤层干化场的构造示于图 8-38,它由不透水底层、排水系统、滤水层、输泥管、隔墙及围堤等部分组成。有盖式的,设有可移开(晴天)或盖上(雨天)的顶盖,顶盖一般用弓形复有塑料薄膜制成,移、置方便。

滤水层由上层的细矿渣或砂层铺设厚度 200~300mm,下层用粗矿渣或砾石层厚 200~300mm 组成,滤水容易。

排水管道系统用 100~150mm 陶土管或盲沟铺成,管子接头不密封,以便排水。管道之间中心距 4~8m,纵坡 0.002~0.003,排水管起点复土深(至砂层顶面)为 0.6m。

不透水底板由 200~400mm 厚的粘土层或 150~300mm 厚三七灰土夯实而成。也可用 100~150mm 厚的素混凝土铺成。底板有 0.01~0.02 的坡度坡向排水管。

隔墙与围堤,把干化场分隔成若干分块,轮流使用,以便提高干化场利用率。

近来在干燥、蒸发量大的地区,采用由沥青或混凝土铺成的不透水层而无滤水层的干化场,依靠蒸发脱水。这种干化场的优点是泥饼容易铲除。

8.6.2 干化场的脱水特点及影响因素

干化场脱水主要依靠渗透、蒸发与撇除。渗透过程约在污泥排入干化场最初的 2~3d 内完成,可使污泥含水率降低至 85% 左右。此后水分不能再被渗透,只能依靠蒸发脱水,约经 1 周或数周(决定于当地气候条件)后,含水率可降低至 75% 左右。研究表明,水分从污泥中蒸发的数量约等于从清水中直接蒸发量的 75%。降雨量的 57% 左右要被污泥所吸收,因此干化场的蒸发量中必须考虑所吸收的降雨量,但有盖式干化场可不考虑。我国幅员广大,上述各数值应视各地天气条件加以调整或通过试验决定。

影响干化场脱水的因素:

(1) 气候条件:当地的降雨量、蒸发量、相对湿度、风速和年冰冻期。

(2) 污泥性质:如消化污泥在消化池中承受着高于大气压的压力,污泥中含有很多沼气,一旦排到干化场后,压力降低,气体迅速释出,可把污泥颗粒挟带到污泥层的表面,使水的渗透阻力减小,提高了渗透脱水性能;而初次沉淀污泥或经浓缩后的活性污泥,由于比阻(表征脱水性能的指标)较大,水分不易从稠密的污泥层中渗透过去,往往会形成沉淀,分离出上清液,故这类污泥主要依靠蒸发脱水,可在围堤或围墙的一定高度上开设撇水窗,撇除上清液,加速脱水过程。

8.6.3 干化场的设计

干化场设计的主要内容是确定总面积与分块数。

干化场的总面积决定于面积污泥负荷——单位干化场面积每年可接纳的污泥量, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{a})$ 或 m/a 。面积负荷的数值与当地气候及污泥性质有关。干化场的设计用例题说明。

【例题 8-9】 今有初次沉淀污泥和剩余活性污泥的混合污泥。固体浓度为 6% (即含水率为 94%), 用敞开式人工滤层干化场。要求干化后的污泥固体浓度为 30%, 设计干化场。当地降雨量为 1016mm/a; 全年分布较均匀, 蒸发量为 1524mm/a。

【解】 每次排入干化场的污泥层厚度按 250mm 计算。因最初 2~3d, 通过渗透脱水, 污泥固体浓度可提高到约 15%, 此时污泥层厚度(包括水与固体物的厚度)应为 $\frac{0.06}{0.15} \times 250 = 100\text{mm}$ 。由于渗透脱除的水分为 $250 - 100 = 150\text{mm}$ 。此后依靠蒸发脱水至固体浓度约为 30%, 此时的污泥层厚度应为 $\frac{0.06}{0.3} \times 250 = 50\text{mm}$ 。可见由于蒸发脱除的水分为 $100 - 50 = 50\text{mm}$ 。因水分从污泥中蒸发约为从清水中蒸发量的 75%, 所以污泥水分的年蒸发量为 $0.75 \times 1524 = 1143\text{mm}/\text{a}$ 。考虑到雨水量的 57% 左右被污泥吸收, 所以被污泥吸收的雨水量为 $0.57 \times 1016 = 579.1\text{mm}/\text{a}$ 。因此净蒸发量为: $1143 - 579.1 = 563.9\text{mm}/\text{a}$ 。因每次依靠蒸发脱除的水分为 50mm, 理论上干化场每年可充满与铲除污泥的次数约为 $\frac{563.9}{50} = 12$ 次。所以干化场的面积负荷应为 $12 \times 250 = 3000\text{mm}/\text{a} = 3.0\text{m}/\text{a}$ 。若年污泥量为 $Q (\text{m}^3/\text{a})$, 则干化场总面积为 $Q/3.0$ 。考虑安全系数 1.2, $\therefore$ 干化场总面积 $A = \frac{1.2Q}{3} \text{m}^2$ 。

干化场的分块数:为了使每次排入干化场的污泥有足够的干化时间,并能均匀地分布在干化场上以及铲除泥饼的方便,干化场的分块数最好大致等于干化天数,如干化天数为 8d, 则分为 8 块,每次排泥用 1 块。每块干化场的宽度与铲泥饼的机械与方法有关,一般用 6~10m。

8.7 污 泥 消 毒

在污水处理的过程中,大量病原菌、病虫卵及病毒都转移至污泥。在污泥处理时,可能直接或间接接触人体造成感染,故需对污泥进行经常性或季节性的消毒。

各种传染病菌,病虫卵与病毒对温度都较敏感,其致死温度与时间列于表 8-19。可知,绝大多数都能在约 60℃、60 分钟内死亡。但由于受到污泥的包裸,致死温度与时间

要略高于表列数值。因此在污泥处理工艺中，很多具有消毒功能，如高温消化病虫卵的杀灭率达 95%~100%，伤寒与痢疾杆菌杀灭率为 100%，大肠菌指数可达 900 以上。消化前的污泥加温、机械脱水前的热处理、污泥干燥与焚烧、湿式氧化、堆肥等杀灭率均可达 100%。

传染病菌、病虫卵与病毒的致死温度与时间

表 8-19

种 类	致死温度(℃)	所需时间(min)	种 类	致死温度(℃)	所需时间(min)
蝇 蛆	51	1	猪丹毒杆菌	50	15
蛔 虫 卵	50~55	5~10	猪瘟病虫	50~60	迅速
钩 虫 卵	50	3	口蹄疫菌	60	30
蛲 虫 卵	50	1	畜病虫卵与幼虫	50~60	1
痢疾杆菌	60	10~20	二化螟虫	60	1
伤寒杆菌	60	10	谷 象	50	5
霍乱菌	55	30	小豆象虫	60	4
大肠杆菌	55	60	小麦黑穗病菌	54	10
结核杆菌	60	30	稻热病菌	51~54	10
炭疽杆菌	50~55	60	病 毒	70	25

专用的污泥消毒方法有巴氏消毒法、石灰稳定法、加氯消毒法与辐射消毒法等。

8.7.1 巴氏消毒法(即低热消毒法)

巴氏消毒法有两种方式：①直接加温消毒法，即以蒸汽直接通入污泥，使泥温达到 70℃，持续 30~60min。所需蒸汽量根据污泥温度计算确定，计算方法参见本书“8.3.4 节”消化池加温。本法的优点是热效率高，但污泥的含水量将增加，污泥体积将增加 7%~20%；②间接加温法，即用热交换器，使泥温达到 70℃，此法的优点是污泥的体积不会增加，但如果污泥硬度较高，热交换器容易产生结垢。

巴氏消毒法操作比较简单，效果好，但成本较高，热源可用污泥气，消毒后的污泥余热可回收用于预热待消毒的污泥以降低耗热量。本法常与耕作制度相配合，季节性地使用。如在作物播种期、生长期需用污泥作为肥料时采用，而在作物收获后及冬灌季节，以污泥作为底肥时不必采用。

8.7.2 石灰稳定法

投加消石灰调节污泥的 pH 值，使 pH 值达到 11.5，持续 2h 可杀灭传染病菌，并有防腐与抑制气味的产生。此法消毒后的污泥，因 pH 值太高不能灌溉农田，可用作填地或制造建材，详后。

8.7.3 加氯消毒法

污泥加氯可起消毒作用，成本低操作简单。但加氯后，会与污泥中的 H^+ 产生 HCl，使 pH 值急剧降低并可能产生氯胺。HCl 会溶解污泥中的重金属使污泥水的重金属含量增加。因此加氯消毒法的采用应非常慎重。

8.8 污泥的机械脱水

8.8.1 机械脱水前的预处理

1. 预处理目的

预处理的目的在于改善污泥脱水性能,提高机械脱水效果与机械脱水设备的生产能力。

初次沉淀污泥、活性污泥、腐殖污泥、消化污泥均由亲水性带负电荷的胶体颗粒组成,挥发性固体含量高、比阻值大(见表 8-20),脱水困难。特别是活性污泥的有机分散包括平均粒径小于 0.1μ 的胶体颗粒, $1.0\sim 100\mu$ 之间的超胶体颗粒及由胶体颗粒聚集的大颗粒所组成,所以其比阻值最大,脱水更困难。消化污泥的脱水性能与消化的搅拌方法有关:若用水力提升或机械搅拌,污泥受机械剪切絮体被破坏,脱水性能恶化;若采用沼气搅拌脱水性能可改善。

各种污泥的大致比阻值

表 8-20

污 泥 种 类	比 阻 值	
	(S^2/g)	(m/kg) ^①
初次沉淀污泥	$(4.7\sim 6.2)\times 10^9$	$(46.1\sim 60.8)\times 10^{12}$
消化污泥	$(12.6\sim 14.2)\times 10^9$	$(123.6\sim 139.3)\times 10^{12}$
活性污泥	$(16.8\sim 28.8)\times 10^9$	$(164.8\sim 282.5)\times 10^{12}$
腐殖污泥	$(6.1\sim 8.3)\times 10^9$	$(59.8\sim 81.4)\times 10^{12}$

① $S^2/g \times 9.81 \times 10^3 \approx m/kg$

一般认为污泥的比阻值在 $(0.1\sim 0.4)\times 10^9 S^2/g$ 之间时,进行机械脱水较为经济与适宜,但污泥的比阻值均大于此值(见表 8-20),故机械脱水前,必须预处理。预处理的方法主要有化学调节法、热处理法、冷冻法及淘洗法等。

2. 化学调理法

化学调理法是在污泥中加入混凝剂,助凝剂等化学药剂,使污泥颗粒絮凝,比阻降低,改善脱水性能。

(1) 混凝剂

污泥化学调理常用的混凝剂有无机混凝剂及其高分子聚合电解质;有机高分子聚合电解质和微生物混凝剂等 3 类。

1) 无机混凝剂及其高分子聚合电解质

无机混凝剂是一种电解质化合物,主要是铝盐与铁盐及其高分子聚合物两种。

2) 有机高分子聚合电解质

有机高分子聚合电解质按基团带电性质可分为 4 种:基团离解后带正电荷者称阳离子型,带负电荷者称阴离子型,不含可离解基团者为非离子型,既含阳电基团又含负电基团称两性型。污水处理中常用阳离子型,阴离子型和非离子型 3 种。

3) 微生物混凝剂

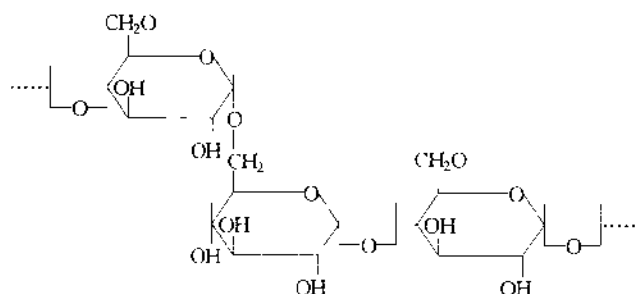
20 世纪 70 年代开始研制微生物混凝剂,主要 3 种:直接用微生物细胞为混凝剂;从微生物细胞提取出的混凝剂;微生物细胞的代谢产物作为混凝剂。由于微生物混凝剂具有无毒,无二

次污染,可生物降解,混凝絮体密实,对环境和人类无害等优点而受到重视与推广应用。

直接用微生物细胞为混凝剂:已发现可直接作为混凝剂的微生物有细菌、霉菌和酵母等。

从微生物细胞提取的混凝剂:真菌、藻类含有葡聚糖、甘露聚糖、N-2 酰葡萄糖胺等在碱性条件下水解生成的带阳电荷的脱乙酰几丁质(壳聚糖),含有活性氨基和羟基等具有混凝作用的基团。

微生物细胞的代谢产物作为混凝剂:微生物细胞代谢产物主要成分为多糖具有混凝作用,如普鲁兰。普鲁兰的单体分子结构为:



(2) 助凝剂

助凝剂一般不起混凝作用。助凝剂的作用是调节污泥的 pH 值;供给污泥以多孔状格网的骨架;改变污泥颗粒结构破坏胶体的稳定性;提高混凝剂的混凝效果;增强絮体强度。

助凝剂主要有硅藻土,珠光体,酸性白土,锯屑,污泥焚烧灰,电厂粉尘,石灰及贝壳粉等。

助凝剂的使用方法有两种,一种方法是直接加入污泥中,投加量一般为 10~100mg/L;另一种方法是配制成 1%~6% 浓度的糊状物,预先粉刷在转鼓真空过滤机的过滤介质上成为预覆助凝层。

2. 热处理法

污泥经热处理可使有机物分解,破坏胶体颗粒稳定性,污泥内部水与吸附水被释放,比阻可降至 $1.0 \times 10^8 \text{ s}^2/\text{g}$,脱水性能大大改善,寄生虫卵、致病菌与病毒等可被杀灭。因此污泥热处理兼有污泥稳定、消毒和除臭等功能。热处理后污泥进行重力浓缩,可使含水率 97%~99% 以上浓缩至 80%~90%,如直接进行机械脱水,泥饼含水率可达 30%~45%。

热处理法适用于初沉污泥,消化污泥,活性污泥,腐殖污泥及它们的混合污泥。可分为高温加压热处理法与低温加压热处理法两种。

(1) 高温加压热处理法

控制条件:温度为 170~200℃,压力为 1.0~1.5MPa,反应时间为 1~2h。热处理流程见图 8-39。

污泥流向为:原污泥→原污泥池 1→破碎机 2(破碎至 6mm 以下,以免堵塞热交换器,破碎后的原污泥约 80% 回流至池 1,防止池内沉淀)→加压泵 3(压力 1.5~1.8MPa)→热交器 4(使泥温上升至约 160℃)→反应釜 5(釜内温度约 170~200℃,压力 1.0~1.5MPa,反应时间 1~2h)→反应釜排出的热处理后污泥(泥温约 170~200℃)→热交换器 4(泥温降至约 65℃)→排热污泥自动阀 9→原污泥池 1(预热原污泥后泥温再降至约 25℃)→浓缩池 10(浓缩至含水率约 80%~90%)→污泥贮池 11→污泥泵 12→脱水机械 13→泥饼利用(含水率约

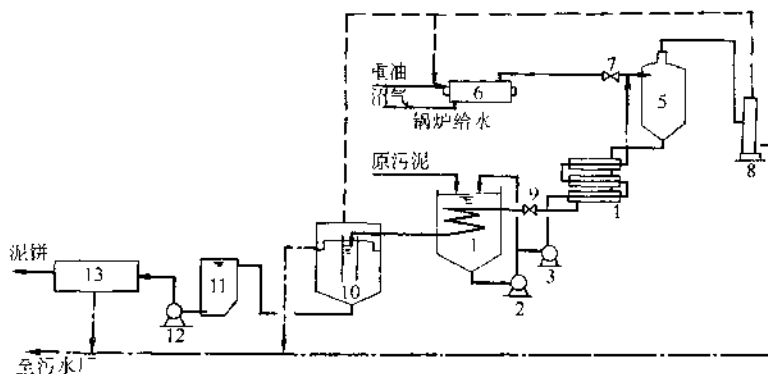


图 8-39 高温加压热处理流程

1—原污泥池;2—破碎机;3—加压泵;4—热交换器;5—反应釜;6—锅炉;7—蒸汽调节阀;8—汽水分离器;9—排热处理污泥自动阀;10—浓缩池;11—污泥贮池;12—污泥泵;13—脱水机

为 30%~45%)。

加温热源为锅炉 6,燃料可用沼气或重油。锅炉蒸汽经蒸汽调节阀 7 把加温后的原污泥吹入反应釜 5。反应釜水蒸气经汽水分离器 8,臭气送至锅炉燃烧脱臭。

汽水分离器 8、浓缩池 10、脱水机械 13 分离出的上清液回流至污水处理厂处理。

高温加压法采用全自动连续运行,各种参数(污泥量,压力,温度,含水率,时间等)自动记录。反应釜内液面用 γ 射线液面计及电极液面计两段控制。运行不正常时可发出警报或停止运行。锅炉,反应釜,热交换器,汽水分离器等每年检修一次,时间约 10~15d。

(2) 低温加压热处理法

控制条件:温度低于 150℃(可在 60~80℃ 时运行),压力为 1.0~1.5MPa,反应时间 1~2h。由于高温加压法能耗较多,反应温度在 175℃ 以上,热交换器与反应釜容易结垢影响热处理效率,故可采用低温加压法,锅炉容量可减少约 30%~40%。处理流程与设备与图 8-39 基本相同。

热处理法的主要缺点是能耗较多;运行费较高;分离液的 BOD_5 、 COD 较高(分别为 4000~5000、2000~3000mg/L);设备易受腐蚀。

3. 冷冻法

污泥冷冻处理的原理可用图 8-40 说明。图 8-40A 是冷冻过程的宏观现象。图中 1 是胶体颗粒开始冷冻的情况,随着冷冻层的发展,颗粒被向上压缩浓集,水分被挤向冷冻界面,

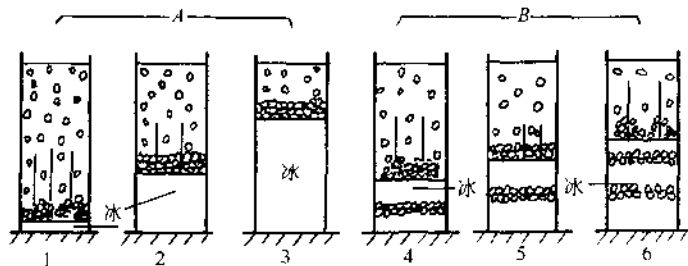


图 8-40 污泥的冷冻处理原理

A—宏观现象;B—微观现象

1—冷冻开始;2—冷冻过程;3—冷冻完成;4—固体夹层;5—冷冻过程;6—冷冻面的飞跃

见图中 2,3。图 8-40B 为冷冻过程的微观现象,由于冷冻层的迅速形成,有部分颗粒妨碍水分的流动,因而在新的冷冻界面重新开始冷冻,使浓集后的颗粒夹在冷冻层之间,见图中 4,5,6。浓集污泥颗粒中的水分被挤出。冷冻—融解使污泥颗粒的结构被彻底破坏,脱水性能大大提高,颗粒沉降与过滤速度可提高几十倍。可直接进行机械脱水。冷冻—融解是不可逆的,即使再用机械或水泵搅拌也不会重新成为胶体。

4. 淘洗法

淘洗法适用于消化污泥的预处理。因消化污泥的碱度超过 2000mg/L,在进行化学调节时所加的混凝剂需先中和掉碱度,才能起混凝作用,因此混凝剂的用量大大增加。淘洗法是以污水处理厂的出水或自来水、河水把消化污泥中的碱度洗掉以便节省混凝剂用量,但需增设淘洗池及搅拌设备。一减一增大体可抵消,加上目前高效混凝剂的不断开发,淘洗法已逐渐被淘汰。

8.8.2 机械脱水的基本原理与比阻

1. 机械脱水的基本原理

污泥机械脱水方法有真空吸滤法、压滤法和离心法等。其基本原理相同。污泥机械脱水

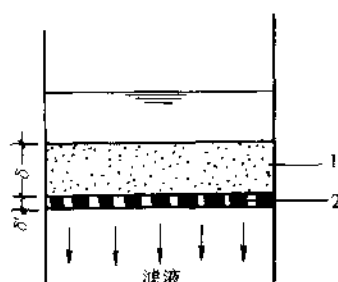


图 8-41 过滤的基本过程
1—滤饼;2—过滤介质

水是以过滤介质两面的压力差作为推动力,使污泥水分被强制通过过滤介质,形成滤液;而固体颗粒被截留在介质上,形成滤饼。从而达到脱水的目的。造成压力差推动力的方法有 4 种:①依靠污泥本身厚度的静压力(如干化场脱水);②在过滤介质的一面造成负压(如真空吸滤脱水);③加压污泥把水分压过介质(如压滤脱水);④造成离心力(如离心脱水)。过滤基本过程见图 8-41。

过滤开始时,滤液仅须克服过滤介质的阻力。当滤饼逐渐形成后,还必须克服滤饼本身的阻力。通过分析可得出著名的卡门(Carman)过滤基本方程式:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu w r}{2PA^2} V + \frac{\mu R_f}{PA} \quad (8-67)$$

式中 V ——滤液体积, m^3 ;

t ——过滤时间, s ;

P ——过滤压力, kg/m^2 ;

A ——过滤面积, m^2 ;

μ ——滤液的动力粘滞度, $kg \cdot s/m^2$;

w ——滤过单位体积的滤液在过滤介质上截留的下固体重量, kg/m^3 ;

r ——比阻, m/kg , 单位过滤面积上, 单位干重滤饼所具有的阻力称比阻;

R_f ——过滤介质的阻抗, $1/m^2$ 。

2. 比阻及固体回收率

根据卡门(Carman)公式知,在压力一定的条件下过滤时, $\frac{t}{V}$ 与 V 成直线关系,直线的斜率与截矩是:

$$b = \frac{\mu w r}{2PA^2} \quad a = \frac{\mu R_f}{PA} \quad (8-68)$$

可见比阻值为：

$$r = \frac{2PA^2}{\mu} \cdot \frac{b}{w} \quad (8-69)$$

比阻与过滤压力、斜率 b 及过滤面积的平方成正比，与滤液的动力粘滞度 μ 及 w 成反比。为求得污泥比阻值，需首先计算出 b 及 w 值。

b 值可通过如图 8-42(b) 装置测得。测定时先在布氏漏斗中放置滤纸，用蒸馏水喷湿，再开动水射器，把量筒中抽成负压，使滤纸紧贴漏斗，然后关闭水射器，把 100mL 化学调节好的泥样倒入漏斗，再次开动水射器，进行污泥脱水试验。记录过滤时间与滤液量。当滤纸上面的泥饼出现龟裂或滤液达到 80mL 时所需的时间，作为衡量污泥脱水性能的参数。

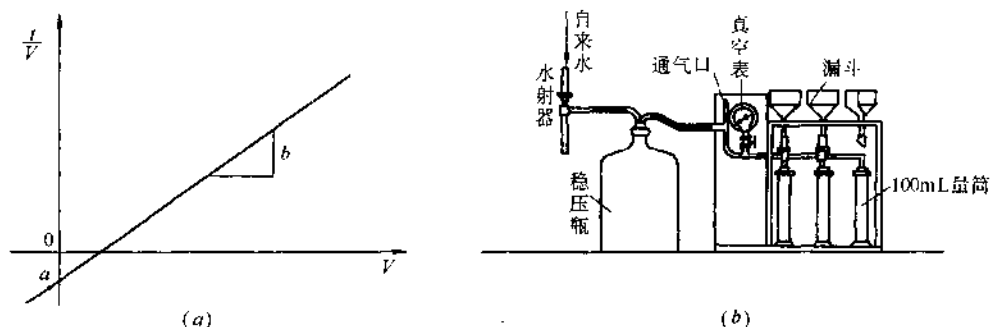


图 8-42 比阻测定装置及 $\frac{t}{V}-V$ 直线图

在直角坐标纸上，以 V 为横坐标， $\frac{t}{V}$ 为纵坐标作直线，斜率即 b 值，截矩即 a 值，见图 8-42(a)。

由 w 的定义可写出下式：

$$w = \frac{(Q_0 - Q_f)C_k}{Q_f} \quad (8-70)$$

式中 Q_0 ——原污泥量，mL；

Q_f ——滤液量，mL；

C_k ——滤饼中固体物质浓度，g/mL。

根据液体平衡关系可写出：

$$Q_0 = Q_f + Q_k \quad (8-71)$$

根据固体物质平衡关系可写出：

$$Q_0 C_0 = Q_f C_f + Q_k C_k \quad (8-72)$$

式中 C_0 ——原污泥中固体物质浓度，g/mL；

C_f ——滤液中固体物质浓度，g/mL；

Q_k ——滤饼量，mL。

由式(8-71)，式(8-72)可得：

$$Q_f = \frac{Q_0(C_0 - C_k)}{C_f - C_k} \quad \text{或} \quad Q_k = \frac{Q_0(C_0 - C_f)}{C_k - C_f} \quad (8-73)$$

将式(8-73)代入式(8-70),并设 $C_f=0$ 可得:

$$w = \frac{C_k \cdot C_0}{C_k - C_0} \quad (8-74)$$

将所得之 b 、 w 值代入式(8-69)可求出比阻值 r_c 。在工程单位制中,比阻的量纲为(m/kg)或(cm/g),在CGS制中比阻的量纲为(S²/g)。量纲的换算见表8-20。

固体回收率

机械脱水的效果既要求过滤产率高,也要求固体回收率高。固体回收率等于滤饼中的固体重量与原污泥中固体重量之比值,用%表示。

$$R = \frac{Q_k C_k}{Q_0 C_0} \times 100$$

将式(8-73)代入上式得

$$R = \frac{C_k(C_0 - C_f)}{C_0(C_k - C_f)} \times 100 \quad (8-75)$$

3. 机械脱水过滤产率的计算

过滤产率的定义:单位时间在单位过滤面积上产生的滤饼干重量,单位为 kg/(m²·s)或 kg/(m²·h)。过滤产率决定于污泥性质、压滤动力、预处理方法、过滤阻力及过滤面积。可用卡门公式计过滤产率。

由式(8-67)若忽略过滤介质的阻抗,即 $R_f=0$,可写成:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu w r}{2PA^2} V \quad \text{或} \quad \left(\frac{V}{A}\right)^2 = \left(\frac{\text{滤液体积}}{\text{过滤面积}}\right)^2 = \frac{2Pt}{\mu w r}$$

设滤饼干重为 W ,则 $W = wV$, $V = \frac{W}{w}$ 代入上式得:

$$\begin{aligned} \left(\frac{W}{wA}\right)^2 &= \frac{2Pt}{\mu w r}, \left(\frac{W}{A}\right)^2 = \frac{2Pt w}{\mu r} \\ \therefore \frac{W}{A} &= \frac{\text{滤饼干重}}{\text{过滤面积}} = \left(\frac{2Pt w}{\mu r}\right)^{1/2} \end{aligned} \quad (8-76)$$

由于式中 t 为过滤时间,设过滤周期为 t_c (包括准备时间,过滤时间 t 及卸滤饼时间),过滤时间与过滤周期之比 $m = \frac{t}{t_c}$,根据过滤产率的定义代入式(8-76),可得过滤产率计算式:

$$L = \frac{W}{At_c} = \left(\frac{2Pt w}{\mu r t_c}\right)^{1/2} = \left(\frac{2Pt w m^2}{\mu r t_c^2}\right)^{1/2} = \left(\frac{2P w m^2}{\mu r t_c}\right)^{1/2} = \left(\frac{2P w m}{\mu r t_c}\right)^{1/2} \quad (8-77)$$

式中 L ——过滤产率,kg/(m²·s);

w ——单位体积滤液产生的滤饼干重,kg/m³;

P ——过滤压力,N/m²;

μ ——滤液动力粘滞度,kg·s/m²;

r ——比阻,m/kg;

t_c ——过滤周期,s。

【例8-10】 活性污泥固体浓度 $C_0 = 2\%$ ($p_0 = 98\%$), 过滤面积为 $A = 67.8\text{cm}^2$ (0.00678m^2), 过滤压力为 $P = 3.45 \times 10^4 \text{N/m}^2$, 滤饼固体浓度 $C_k = 17.1\%$, 滤液温度为 20°C , $\mu = 0.001 \text{N}\cdot\text{s/m}^2$, 比阻试验结果 $r = 46.4 \times 10^{11} \text{m/kg}$, 过滤过期 $t_c = 120\text{s}$, 过滤时间 $t = 36\text{s}$, 求过滤产率。

【解】 用卡门公式计算。因已知 $C_k = 17.1\% = 0.171\text{g/mL}$, $C_0 = 0.02\text{g/mL}$ 代入式(8-74)得 $w = \frac{0.171 \times 0.02}{0.171 - 0.02} = 0.0226\text{g/mL} = 22.6\text{g/L}$

又因已知 $P = 3.45 \times 10^4 \text{N/m}^2$, $m = \frac{t}{t_c} = \frac{36}{120} = 0.3$, $\mu = 0.001 \text{N}\cdot\text{s/m}^2$, $r = 46.4 \times 10^{11} \text{m/kg}$ 代入式(8-77)得:

$$L = \left(\frac{2P\mu m}{\mu r t_c} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{2 \times 3.45 \times 10^4 \times 22.6 \times 0.3}{0.001 \times 46.4 \times 10^{11} \times 120} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.00092\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$= 3.3\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

8.8.3 真空过滤脱水

真空过滤脱水目前应用较少,使用的机械称为真空过滤机,可用于经预处理后的初次沉淀污泥、化学污泥及消化污泥等的脱水。

1. 真空过滤机的构造与脱水过程

真空过滤机脱水的特点是能够连续生产,运行平稳,可自动控制。主要缺点是附属设备较多,工序较复杂,运行费用较高。真空过滤机的构造与工作过程见图 8-43。

覆盖有过滤介质的空心转鼓 I 浸在污泥槽 2 内。转鼓用径向隔板分隔成许多扇形间格 3, 每格有单独的连通管, 管端与分配头 4 相接。分配头由两片紧靠在一起的部件 5 (转动) 与 6 (固定) 组成。6 有缝 7 与真空管路 13 相通, 孔 8 与压缩空气管路 14 相通。转动部件 5 有一列小孔 9, 每孔通过连接管与各扇形间格相连。转鼓旋转时, 由于真空的作用, 将污泥吸附在过滤介质上, 液体通过介质沿管 13 流到气水分离罐。吸附在转鼓上的滤饼转出污泥槽后, 若扇形间隔的连通管 9 在固定部件的缝 7 范围内, 则处于滤饼形成区 I 及吸干区 II 内继续脱水, 当管孔 9 与固定部件的孔 8 相通时, 便进入反吹区 III 与压缩空气相通, 滤饼被反吹松动剥落介质然后由刮刀 10 刮除。经皮带输送机 12 外输。再转过休止区 IV 进入滤饼形成区 I, 周而复始。转鼓真空过滤机脱水的工艺流程见图 8-44。

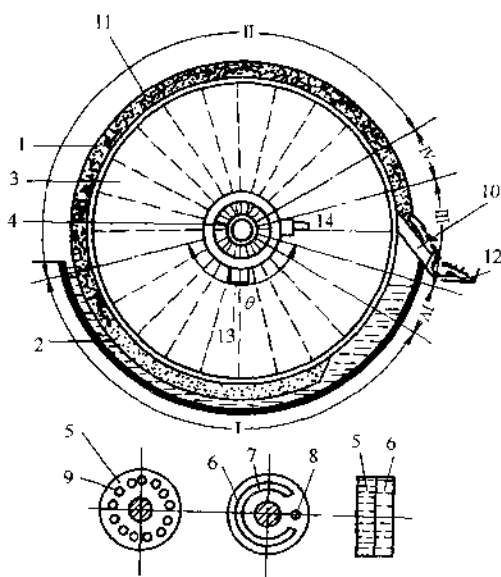


图 8-43 转鼓真空过滤机

I—滤饼形成区; II—吸干区; III—反吹区; IV—休止区;
1—空心转鼓; 2—污泥槽; 3—扇形格; 4—分配头; 5—转动部件; 6—固定部件; 7—与真空泵通的缝; 8—与空压机通的孔; 9—与各扇形格相通的孔; 10—刮刀; 11—泥饼; 12—皮带输送机; 13—真空管路; 14—压缩空气管路

GP 型真空转鼓过滤机的一个主要缺点是过滤介质紧包在转鼓上, 清洗不充分, 易于堵

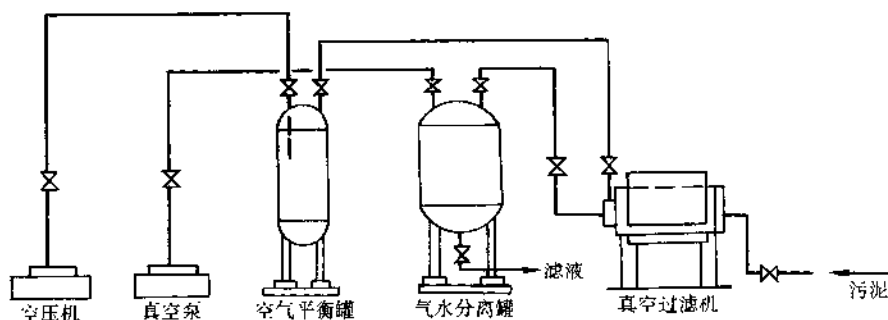


图 8-44 转鼓真空过滤机工艺流程

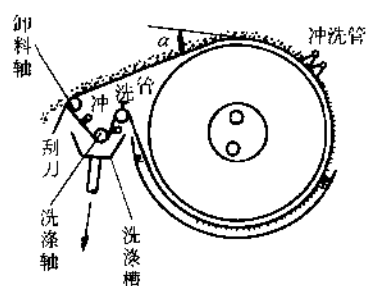


图 8-45 链带式转鼓真空过滤机

塞,影响生产效率。为此可用链带式转鼓真空过滤机,用辊轴把过滤介质转出,既便于卸料又易于介质清洗,见图 8-45。

2. 真空过滤设计

主要是根据原污泥量、过滤产率决定所需过滤面积与过滤机台数。

所需过滤机面积

$$A = \frac{W\alpha f}{L} \quad (8-78)$$

式中 A ——过滤机面积, m^2 ;

W ——原污泥干面体重量, $W = Q_0 C_0$, kg/h ;

Q_0 ——原污泥体积, m^3/h ;

C_0 ——原污泥干固体浓度, kg/m^3 ;

α ——安全系数,考虑污泥不均匀分布及滤布阻塞,常用 $\alpha = 1.15$;

f ——助凝剂与混凝剂的投加量,以占污泥干固体重量百分数计,见例题 8-11;

L ——过滤产率,通过试验或用式(8-77)计算, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

【例题 8-11】今有污泥量为 $Q_0 = 25 \text{m}^3/\text{h}$,用化学调节预处理,助凝剂石灰投加量 10% (占污泥干固体重量),混凝剂铁盐 5% (占污泥干固体重量),设计真空转鼓过滤机。

【解】原污泥浓度 $C_0 = 2\% = 20 \text{kg}/\text{m}^3$, $Q_0 = 25 \text{m}^3/\text{h}$, $\therefore W = 20 \times 25 = 500 \text{kg}/\text{h}$ 。过滤产率 $L = 3.45 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,所加助凝剂与混凝剂分别为 10%, 2%, $\therefore f = 1 + \frac{10}{100} + \frac{5}{100} = 1.15$,由式(8-78)得:

$$\therefore A = \frac{W\alpha f}{L} = \frac{500 \times 1.15 \times 1.15}{3.45} = 192 \text{m}^2$$

若每台真空过滤机的过滤面积为 19m^2 ,则需真空过滤机 $\frac{192}{19} = 10.1$,取 10 台。

3. 真空过滤脱水所需附属设备

真空泵:抽气量为每 m^2 过滤面积 $0.5 \sim 1.0 \text{m}^3/\text{min}$,真空度为 $200 \sim 500 \text{mmHg}$,最大 600mmHg 选择真空泵,所需电机按每 $1 \text{m}^3/\text{min}$ 抽气量配 1.2kW 计算。真空泵不少于 2 台。

空压机:压缩空气量按每 m^2 过滤面积为 $0.1\text{m}^3/\text{min}$, 压力(绝对压力)为 $0.2\sim 0.3\text{MPa}$ 选择空压机。空压机所需电机按空气量每 $1\text{m}^3/\text{min}$ 配 4kW 计算。空压机不少于 2 台。

气水分离罐:容积按 3min 的空气量计算。

8.8.4 压滤脱水

1. 压滤脱水机构造与脱水过程

压滤脱水采用板框压滤机。它的构造较简单, 过滤推动力大, 适用于各种污泥。但不能连续运行。板框压滤机基本构造见图 8-46。板与框相间排列而成, 在滤板的两侧覆有滤布, 用压紧装置把板与框压紧, 即在板与框之间构成压滤室, 在板与框的上端中间相同部位开有小孔, 压紧后成为一条通道, 加压到 $0.2\sim 0.4\text{MPa}$ ($2\sim 4\text{kg}/\text{cm}^2$) 的污泥, 由该通道进入压滤室, 滤板的表面刻有沟槽, 下端钻有供滤液排出的孔道, 滤液在压力下, 通过滤布、沿沟槽与孔道排出滤机, 使污泥脱水。

2. 压滤机的类型

压滤机可分为人工板框压滤机和自动板框压滤机两种。

人工板框压滤机, 需一块一块地卸下, 剥离泥饼并清洗滤布后, 再逐块装上, 劳动强度大, 效率低。自动板框压滤机, 上述过程都是自动的, 效率较高, 劳动强度低。自动板框压滤机有垂直式与水平式两种, 见图 8-47。

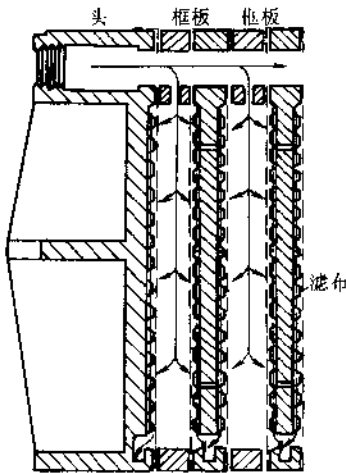


图 8-46 板框压滤机的工作原理

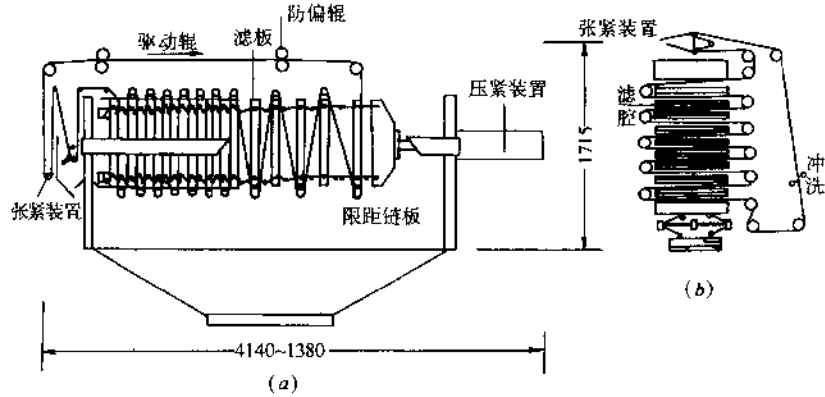


图 8-47 自动板框压滤机

3. 压滤脱水的原理与设计

(1) 平均过滤速度

由卡门公式(8-67), 设过滤介质的阻抗 $R_f=0$, 可写成 $\left(\frac{V}{A}\right)^2 = \frac{2Pt}{\mu\omega r} = k't$, $k' = \frac{2P}{\mu\omega r}$, 式中 t 实际上是压滤时间 t_f , 即 $\left(\frac{V}{A}\right)^2 = k't_f$ 。但压滤脱水的全过程时间包括压滤时间 t_f 及辅助时间 t_a (含反吹、滤饼剥离、滤布清洗及板框组装时间), 因此平均过滤速度——单位时间单位过滤面积的滤液量应为:

$$\frac{\frac{V}{A}}{t_f + t_d} = \frac{\frac{V}{A}}{\frac{1}{k} \left(\frac{V}{A} \right)^2 + t_d} \quad (8-79)$$

式中 V ——滤液体积, m^3 ;
 A ——过滤面积, m^2 ;
 t_f ——压滤时间, min 或 h;
 t_d ——准备时间, min 或 h。

(2) 压滤试验与生产性的关系

压滤脱水与生产运行参数,一般通过实验室小试得出。若实验室试验装置的滤室厚度(即滤饼厚度)为 d' 、过滤面积为 A' 、压滤时间为 t'_f 、滤液体积为 V' 、过滤压力为 P' ;生产用压滤机相应数值为 d 、 A 、 t_f 、 V 、 P 。则有下列比例关系:

$$V = V' \left(\frac{d}{d'} \right), t_f = t'_f \left(\frac{d}{d'} \right)^2 \quad (8-80)$$

由于生产用压滤机的过滤压力为 P ,所以过滤时间还需进行修正,经压力修正后的过滤时间用 t_{f_2} 表示:

$$t_{f_2} = t_f \left(\frac{P'}{P} \right)^{(1-S)} = t'_f \left(\frac{d}{d'} \right)^2 \left(\frac{P'}{P} \right)^{(1-S)} \quad (8-81)$$

式中 t_{f_2} ——经压力修正后的压滤时间, min 或 h;
 S ——污泥的压缩系数,一般用 0.7。

(3) 压滤脱水的设计

压滤脱水的设计,主要是根据污泥量、脱水泥饼浓度、压滤机工作制度、压滤压力等计算过滤产率,所需压滤机面积及台数。设计计算用例题 8-12 说明。

【例题 8-12】 某污水处理厂有消化污泥 7200kg/d,含水率 p_0 为 95%,采用化学调节法预处理,加石灰 20%、铁盐 7%(均以占污泥干固体重量计)。要求泥饼含水率 p_k 为 70%。

实验室试验装置的滤室厚度 d' 为 20mm、过滤面积 A' 为 400 cm^2 、压滤时间 t'_f 为 20min,所用辅助时间 t'_d 为 20min、过滤压力 P' 为 39.24N/ cm^2 、滤液体积 V' 为 2890mL。

生产用压滤机的滤室厚度 d 为 30mm、过滤压力 P 为 98.1N/ cm^2 。请设计所需过滤面积,过滤产率 L 及压滤机台数。

【解】 (1) 求过滤产率 L :

已知 $p_k = 70\%$, $\therefore C_k = 30\% = 0.3\text{g/mL}$; $p_0 = 95\%$, $\therefore C_0 = 5\% = 0.05\text{g/mL}$,由式 (8-74) 得 $w = \frac{0.05 \times 0.3}{0.3 - 0.05} = 0.06\text{g/mL}$ 。

由式 (8-81),因实验所用压力与生产所用压力不同,故需对过滤时间进行压力修正,代入已知数值得 $t_{f_2} = t'_f \left(\frac{d}{d'} \right)^2 \left(\frac{P'}{P} \right)^{(1-S)} = 20 \left(\frac{30}{20} \right)^2 \left(\frac{39.24}{98.1} \right)^{(1-0.7)} = 34.2\text{min}$ 。

由式 (8-80), $V = V' \left(\frac{d}{d'} \right) = 2890 \left(\frac{30}{20} \right) = 4335\text{mL}$,因实验装置面积 A' 为 400 cm^2 ,所以单位面积滤液体积为 $\frac{4335}{400} = 10.8\text{mL/cm}^2$ 。若辅助时间 $t_d = 30\text{min}$,则可求得平均过滤速度

$$V_u = \frac{10.8}{t_{f_2} + t_d} = \frac{10.8}{34.2 + 30} = 0.168 \text{ mL}/(\text{cm}^2 \cdot \text{min})。$$

压滤机的过滤产率可用下式计算：

$$L = wV_u = 0.06 \times 0.168 = 0.01 \text{ g}/(\text{cm}^2 \cdot \text{min}) = 6 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

(2) 求压滤面积与台数

因采用化学调节预处理,投加石灰 20%,铁盐 7%,所以污泥量应增加。用式(8-78),

$$f = 1 + \frac{10}{100} + \frac{7}{100} = 1.17。 \text{ 又因压滤机每天工作 } 8\text{h}, \text{ 所以每小时处理的污泥量为 } W_{af} = \frac{7200}{8} \times 1.15 \times 1.17 = 1211 \text{ kg/h}, \text{ 所以,}$$

$$A = \frac{W_{af}}{L} = \frac{1211}{6} = 202 \text{ m}^2$$

若选用压滤机的压滤面积为 $50 \text{ m}^2/\text{台}$,所以所需压滤机台数 $202/50 = 4.04$,取 4 台。

8.8.5 滚压脱水

用于污泥滚压脱水的设备是带式压滤机。其主要特点是把压力施加在滤布上,用滤布的张力和压力使污泥脱水,而不需要真空或加压设备,动力消耗少,可以连续生产。这种脱水方法,目前应用广泛。带式压滤机基本构造见图 8-48。

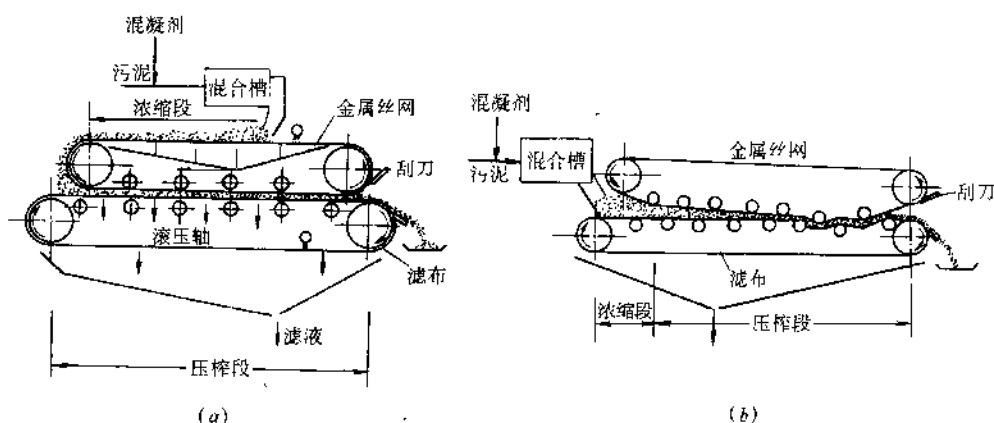


图 8-48 带式压滤机

带式压滤机由滚压轴及滤布带组成。污泥先经过浓缩段(主要依靠重力过滤),使污泥失去流动性,以免在压榨段被挤出滤饼,浓缩段的停留时间 $10 \sim 20 \text{ s}$ 。然后进入压榨段,压榨时间 $1 \sim 5 \text{ min}$ 。90 年代以来,开发出浓缩脱水一体机,可把 p 大于 99% 的污泥,降至 80% 以下。

滚压的方式有两种,一种是滚压轴上下相对,压榨的时间几乎是瞬时,但压力大,见图 8-48(a);另一种是滚压轴上下错开,见图 8-48(b),依靠滚压轴施于滤布的张力压榨污泥,压榨的压力受张力限制,压力较小,压榨时间较长,但在滚压的过程中对污泥有一种剪切力的作用,可促进泥饼的脱水。

我国研制的 DY-3 型带式压滤机的主要技术参数为:对消化污泥进行脱水,聚丙烯酰胺投加量为 $0.19\% \sim 0.23\%$,上滤布张力 0.4 MPa ,下滤布张力 0.1 MPa ,进泥含水率 $96\% \sim 97\%$,泥饼含水率为 $75\% \sim 78\%$,饼厚为 $7 \sim 8 \text{ mm}$,过滤机产率为 $24.6 \sim 29.4 \text{ kg(干)}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (以上滤布长 8.41 m ,宽 3.0 m ,过滤面积为 25.23 m^2 计),成饼率为 $60\% \sim 70\%$ 。

8.8.6 离心脱水

污泥浓缩脱水是依靠污泥颗粒的重力,作为脱水的推动力。推动的对象是污泥的固相。真空过滤或压滤脱水,脱水的推动力是外加的真空度或压力,推动的对象是液相。外加力(真空度或压力)对液相的推动力,远较重力对固相的推动力为大,因此脱水的效果也好。离心脱水,脱水的推动力是离心力,推动的对象是固相,离心力的大小可控制,比重力大几百倍甚至几万倍,因此脱水的效果也比浓缩好。

1. 离心脱水原理与离心机分类

设污泥颗粒质量为 m , 在重力场作用下, 所受到的重力为:

$$G = mg$$

如在离心力场的作用下,所受到的离心力为

$$C = m\omega^2 r = \frac{\omega^2 r}{g} G \quad (8-82)$$

式中 G ——重力, N;

m ——质量, $\text{N} \cdot \text{s}^2/\text{m}$;

g ——重力加速度, 9.81m/s^2 ;

 $\omega^2 r = \varepsilon$ ——离心加速度, m/s^2 ;
$$\omega$$
——旋转角速度, $1/s$, $\omega = \frac{2\pi n}{60}$;

r ——旋转半径, m;

n ——转数, r/min;

C ——离心力, N 。

令离心力与重力的比值称为分离因素,用 α 表示,则

$$\alpha = \frac{C}{G} = \frac{\omega^2 r}{g} = \left(\frac{2\pi n}{60} \right)^2 \frac{r}{g} = \frac{n^2 r}{900} \quad (8-83)$$

以上分析可知,加速 n 或加大 r 都可获得更大的离心力。由于离心力远大于重力,故固液分离效果好,设备小,可连续生产运行,将是污泥脱水的主要设备。

离心机的分类:按分离因数 α 的大小,可分为高速离心机($\alpha > 3000$)、中速离心机($\alpha = 1500 \sim 3000$)、低速离心机($\alpha = 1000 \sim 1500$);按几何形状不同可分为转筒式离心机(包括圆锥形、圆筒形、锥筒形3种)、盘式离心机、板式离心机等。

污泥脱水常用的是低速锥筒式离心机,构造示意图见图 8-49。

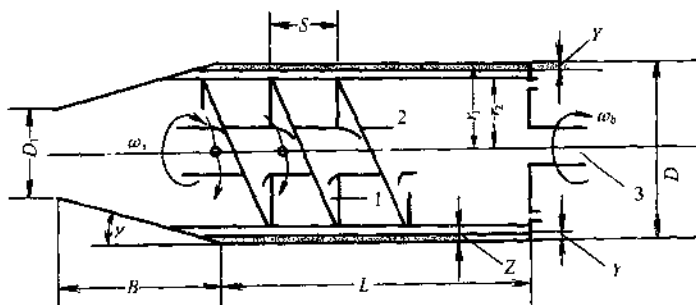


图 8-49 锥筒式离心机构造示意图

L —转筒长度; B —锥长(也称岸区长); Z —水池深度; S —螺矩; γ —锥角; ω_b —转筒旋转角速度; ω_s —螺旋输送机旋转角速度; Y —泥饼厚度; D —转筒直径; r_1 —水池表面半径; r_2 —转筒半径; D_1 —锥口直径

主要组成部分为螺旋输送机 1, 锥筒 2, 空心转轴 3。螺旋输送机固定在空心转轴上。空心转轴与锥筒由驱动装置传动, 同向转动, 但两者之间有速差, 前者稍慢后者稍快。依靠速差将泥饼从锥口推出。速差越大离心机的产率越大, 泥饼在离心机中停留时间也越短、泥饼含水率越高, 固体回收率越低。

如图 8-49 所示, 污泥颗粒在离心机内受到的离心力为:

$$C = \frac{\omega_b^2}{g} \left(\frac{r_1 + r_2}{2} \right) G \tag{8-84}$$

式中 C——离心力, N;
 ω_b ——转筒旋转角速度, 1/s;
 G——重力, N;
 r_1, r_2 ——分别为转筒半径, 水池表面半径, m, 见图 8-49。

低速离心机是 20 世纪 70 年代开发的、专用于污泥脱水。因污泥絮体较轻且疏松, 如采用高速离心机容易被甩碎, 低、高速离心机在构造上的主要差别示于图 8-50。由于转速低, 所以动力消耗、机械磨损、噪声等都较低, 构造简单、脱水效果好。低速离心机是在筒端进泥、锥端出泥饼, 随着泥饼的向前推进不断被离心压密而不会受到进泥的搅动, 此外水池深容积大, 故停留时间较长, 有利于提高水力负荷与固体负荷, 节省混凝剂用量。



图 8-50 低、高速离心机工作原理比较
 A—低速离心机; B—高速离心机

2. 离心脱水的设计

离心脱水的设计, 主要根据污泥量、离心机的水力负荷、固体负荷以及脱水泥饼的含水率及固体回收率选择离心机并确定运行参数(如污泥投配率、离心机转速等)。设计方法一般有 3 种即经验设计法、实验室离心试验法与按比例模拟试验法等。

经验设计法即参考性质类似的污泥, 已有离心脱水的生产性运行经验与参数进行设计, 其他设计方法可参考有关文献。

离心脱水的典型效果列于表 8-21 供参考。

离心脱水典型效果			表 8-21
污 泥 种 类	泥饼含水率 (%)	固 体 回 收 率 (%)	
		未化学调节	经化学调节
生污泥			
初沉污泥	65~75	75~90	>90
初沉污泥与腐殖污泥混合	75~80	60~80	>90
初沉污泥与活性污泥混合	80~88	55~65	>90

续表

污泥种类	泥饼含水率 (%)	固体回收率(%)	
		未化学调节	经化学调节
腐殖污泥	80~90	60~80	>90
活性污泥	85~95	60~80	>90
纯氧曝气活性污泥	80~90	60~80	>90
消化污泥			
初沉污泥	65~75	75~90	>90
初沉污泥与腐殖污泥混合	75~82	60~75	>90
初沉污泥与活性污泥混合	80~85	50~65	>90

8.9 污泥的干燥

污泥脱水、干化后,含水率还很高,体积很大,为了便于进一步的利用与处理,可作干燥处理或焚烧。干燥处理后,污泥含水率可降至约 20% 左右,体积可大大减小,便于运输、利用或最终处理。污泥干燥与焚烧各有专用设备,也可在同一设备中进行。

8.9.1 污泥干燥器分类

1. 根据干燥介质与污泥流动方向分类

干燥介质与污泥在干燥器中流动方向有并流、逆流与错流等 3 种。

(1) 并流干燥器

干燥介质与污泥在干燥器中的流动方向相同称并流干燥器。含水率高温度低的污泥与含湿量低温度高的干燥介质在同端进入干燥器,两者之间的温差大、干燥推动力也大。流至干燥器的另一端时干燥介质的温度降低、含湿量增加;污泥被干燥温度升高。并流干燥器的沿程推动力不断降低,被介质带走的热能少、热损失较少。并流干燥器内污泥与干燥介质的流向及温度变化关系见图 8-51 的实线所示。

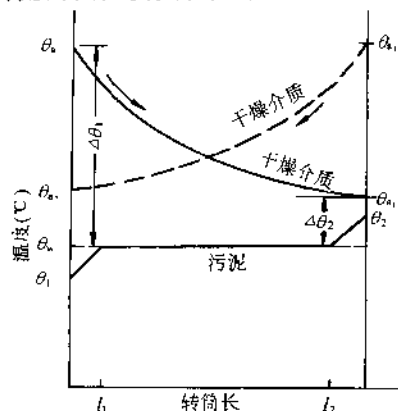


图 8-51 并流、逆流干燥器污泥与干燥介质流向及温度关系图

(2) 逆流干燥器

干燥介质与污泥在干燥器中的流动方向相反称逆流干燥器。沿程干燥推动力较均匀,干燥速度也较均匀,干燥程度高。缺点是由于含水率高温度低的污泥与含湿量高且温度已降低的干燥介质接触,介质所含湿量有可能冷凝而反使污泥含水率提高。此外干燥介质排出时温较高、热损失较大。逆流干燥器内污泥与干燥介质的流向及温度变化关系见图 8-51 的虚线。

(3) 错流干燥器

错流干燥器的干燥筒进口端较大、出口端较小,筒内壁固定有炒板,污泥与干燥介质同端进入后,由于筒体在旋转时,炒板把污泥炒起再掉下与干燥介质流向

成为垂直相交故称“错流”。错流干燥器可克服并流、逆流的缺点,但构造比较复杂,见图8-52。

以上3种可任意选用,最常用的是并流与错流两种。

2. 根据形状分类

根据干燥器形状可分为回转圆筒式(上述并流干燥器、逆流干燥式及错流干燥器均属此类),急骤干燥器以及带式干燥器等3种。

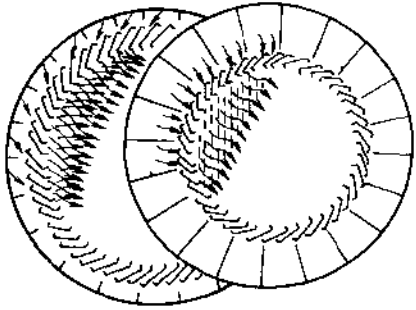


图 8-52 错流干燥器

8.9.2 干燥器的干燥流程

1. 回转圆筒式干燥器

回转圆筒式干燥器的典型干燥流程图见图 8-53。该图所示为并流式,如果污泥与干燥介质逆向流动则可成为逆流式,如果筒体内壁装炒板即成错流式。

脱水污泥经粉碎机 1 与回流的干燥污泥混合预热后进入回转圆筒干燥器 2,干燥后的污泥经卸料室 3,废气经旋风分离器 4,细粉回流预热,气体经除臭燃烧器 5 除臭后排入大气,干燥污泥经分配器 6,一部分回流,一部至贮存池 7,灰池 8 外运利用。

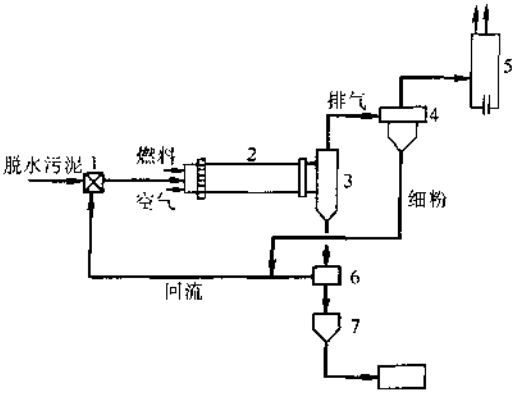


图 8-53 回转圆筒干燥器干燥流程

2. 急骤干燥器

急骤干燥器的构造与干燥工艺流程见图 8-54 所示。急骤干燥器属于升流干燥装置,污

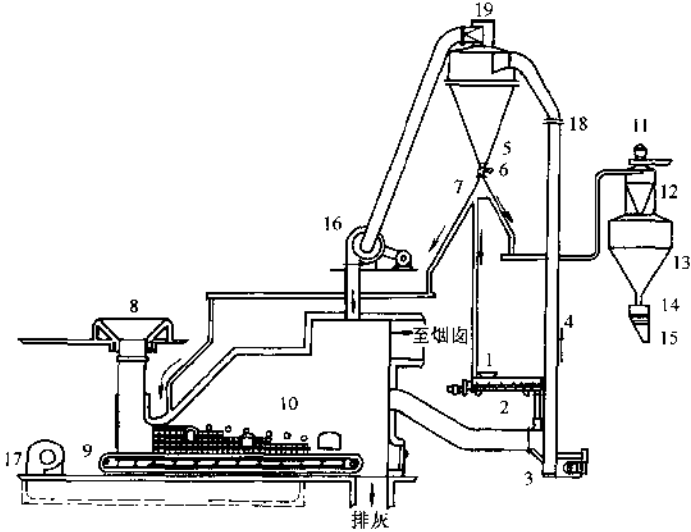


图 8-54 急骤干燥器与焚烧炉

1—进泥斗;2—混合器;3—均热气体导管及笼式磨机;4—急骤干燥管;5—旋风分离器;6—气闸;7—干泥分配器;8—加泥仓;9—链条炉篦加泥机;10—焚烧炉;11—通风炉篦加泥机;12—旋风分离器;13—贮仓;14—滑动闸门;15—装袋秤盘;16—蒸气鼓风机;17—风机;18—伸缩接头;19—安全阀

泥与干燥后的污泥在混合器 2 内混合而被预热,然后送至灼热气体导管及笼式磨机 3,用焚烧炉 10 的灼热气体(气温达 530℃左右)加温并粉碎后,从急骤干燥管 4 的底部喷流而上,上升流速达 20~29m/s,进行急骤干燥,可将污泥的含水率从 80%~90%干燥至 15%~20%。干燥后的污泥经旋风分离器 5 分离,含有水蒸气的灼热气体用蒸气风机 16 鼓至焚烧炉 10 脱臭,干燥污泥由分配器 7 分成 3 分:1 分送至焚烧炉 10 焚烧,使含水率降至 0,1 分至混合器 2 预热湿污泥,1 分至旋风分离器 12,干燥污泥落入贮仓 13 经滑动闸门 14,装料秤盘 15 装料外运,气体由通风机 11 排出。这是一种急骤干燥器焚烧炉联用的装置,优点是热能可充分回收,排气可被焚烧脱臭,占地紧凑,热效率高,干燥强度大。

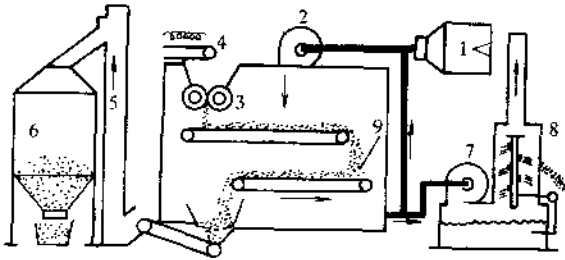


图 8-55 带式干燥器

1—干泥;2—送风机;3—成型器;4—皮带输送机;5—斗式输送机;6—料仓;7—抽风机;8—烟囱;9—网状传送带

3. 带式干燥器

带式干燥器由成型器以及带式干燥器两部分组成,见图 8-55。

在箱形装置内有成型器 3,由两个相对转动的空心圆筒组成,圆筒上有相互吻合的一系列宽 5~10mm,深几毫米的沟槽,圆筒内部通蒸汽,污泥由皮带输送机 4 输入经圆筒压制成长条状并预热后,刮落至网状传送带 9 上,采用热风通气干燥的方法干燥至要求的含水率。热风由蒸气或炉 1 燃烧重油、煤气产生,经送风机 2 送入箱内,温度保持在 160~180℃之间。被蒸发的水蒸气及废气一起排出,一部分作为循环加热用,一部分经水洗脱臭后从烟囱 8 排出。

干燥温度保持在 160~180℃之间的原因是:使污泥保持表面蒸发控制,即恒速干燥阶段,不会产生热分解的臭味,肥分不会降低。故带式干燥器可作为污泥制造肥料的设备。

8.9.3 干燥器的比较与选用

回转圆筒干燥器、急骤干燥器、带式干燥器各项技术指标及选用列于表 8-22。供选用时参考。

各种干燥器比较表 表 8-22

指 标	回转圆筒干燥器	急骤干燥器	带式干燥器
设备定型	有定型设备	无定型设备	无定型设备
灼热气体温度(℃)	120~150	530	160~180
卫生条件	可杀灭病原菌、寄生虫卵	同左	同左
蒸发强度(kg/(m ² ·h))	55~80		
干燥效果,以含水率 p 计	15%~20%	约 10%	10%~15%
运行方式	连续	连续	连续
干燥时间(min)	30~32	不到 1	25~40
热效率	较低	高	较低

续表

指 标	回转圆筒干燥器	急骤干燥器	带式干燥器
传热系数 $K(\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}))$			2500~5860
臭味	低	低	低
排烟中灰分	低	高	低

8.10 污 泥 焚 烧

在下列情况可以考虑采用污泥焚烧工艺:①当污泥不符合卫生要求,有毒物质含量高,不能作为农副业利用;②卫生要求高,用地紧张的大、中城市;③污泥自身的燃烧热值高,可以自燃并利用燃烧热量发电;④与城市垃圾混合焚烧并利用燃烧热量发电。

污泥经焚烧后,含水率可降为 0%,使运输与最后处置大为简化。污泥在焚烧前应有效地脱水干燥。焚烧所需热量依靠污泥自身所含有机物的燃烧热值或辅助燃料。如果采用污泥焚烧工艺时,则前处理不必用污泥消化或其他稳定处理以免由于有机物质减少而降低污泥的燃烧热值。

污泥焚烧可分为两种:完全焚烧;湿式燃烧(即不完全焚烧)。

8.10.1 完全焚烧

污泥所含水分被完全蒸发、有机物质被完全焚烧,焚烧的最终产物是 CO_2 , H_2O , N_2 等气体及焚烧灰称为完全焚烧。

1. 污泥的燃烧热值

由于污泥所含有机物质可燃,其燃烧热值的计算式为:

$$Q = 2.3a \left(\frac{100p_v}{100-G} - b \right) \left(\frac{100-G}{100} \right) \quad (8-85)$$

式中 Q ——污泥的燃烧热值, $\text{kJ}/\text{kg}(\text{干})$;

p_v ——有机物质(即挥发性固体)含量, %;

G ——机械脱水时,所加无机混凝剂量(以占污泥干固体重量%计),当用有机高分子混凝剂或未投加混凝剂时, $G=0$;

a 、 b ——经验系数,与污泥性质有关。新鲜初沉污泥与消化污泥: $a=131$, $b=10$; 新鲜活性污泥: $a=107$, $b=5$ 。

污泥的燃烧热值也可查表 8-23 得。

各种污泥的燃烧热值表

表 8-23

污 泥 种 类	燃 烧 热 值 $\text{kJ}/\text{kg}(\text{干})$	污 泥 种 类	燃 烧 热 值 $\text{kJ}/\text{kg}(\text{干})$
初次沉淀污泥: 新鲜的	15826~18191.6	初次沉淀污泥与活性污泥混合:	
经消化的	7201.3	新鲜的	16956.5
初次沉淀污泥与腐殖污泥混合:		经消化的	7452.5
新鲜的	14905	新鲜活性污泥	14905~15214.8
经消化的	6740.7~8122.4		

【例题 8-13】 污泥的挥发性固体含量 $p_v = 68\%$ ，机械脱水时投加无机混凝剂 $G = 8.3\%$ (占干固体重量%)。试求燃烧热值。

【解】 若为初沉污泥,用式(8-85)计算:

$$Q = 2.3a \left(\frac{100p_v}{100-G} - b \right) \left(\frac{100-G}{100} \right)$$

$$= 2.3 \times 131 \left(\frac{100 \times 68}{100 - 8.3} - 10 \right) \left(\frac{100 - 8.3}{100} \right) = 17738 \text{ kJ/kg}$$

若为新鲜活性污泥,用式(8-85)计算:

$$Q = 2.3 \times 107 \left(\frac{100 \times 68}{100 - 8.3} - 5 \right) \left(\frac{100 - 8.3}{100} \right) = 15616 \text{ kJ/kg}$$

对照表 8-23 的相应数值,基本一致。

2. 完全焚烧设备

完全焚烧设备主要有回转焚烧炉、立式多段炉及流化床焚烧炉。

(1) 回转焚烧炉

回转焚烧炉构造与回转干燥器基本相同,也可分为并流、错流与逆流回转焚烧炉 3 种炉型。主要不同是焚烧炉长度较长,直径与长度之比约为 1:(10~16)。图 8-56 为逆流回转焚烧炉流程图。

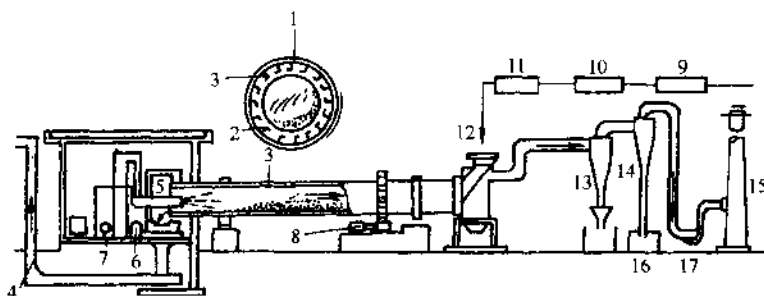


图 8-56 逆流回转焚烧炉

1—炉壳;2—炉膛;3—炒板;4—灰渣输送机;5—燃烧器;6—一次空气鼓风机;7—二次空气鼓风机;8—传动装置;9—沉淀池;10—浓缩池;11—压滤机;12—泥饼;13—二次旋流分离器;14—二次旋流分离器;15—烟囱;16—焚烧灰仓;17—引风机

回转焚烧炉体的前段为干燥带,约占全长的 2/3,污泥被干燥至临界含水率约 10%~30%,污泥的温度和热气体的湿球温度相同约为 160℃,进行恒速蒸发,然后温度开始上升,达到着火点;后段为燃烧带,约占全长的 1/3,经干馏后的污泥,着火燃烧,燃烧受内部扩散控制,燃烧带的温度为 700~900℃。

(2) 立式多段焚烧炉

立式多段焚烧炉见图 8-57。立式多段炉是一个内衬耐火材料的钢制圆筒,一般分 6~12 层。各层都有同轴的旋转齿耙,转速为 1r/min。空气由轴心鼓入,一方面使轴冷却,另一方面预热空气。泥饼从炉的顶部进入炉内,依靠齿耙翻动逐层下落,顶部两层起污泥干燥作用,称干燥层,温度约 480~680℃,使污泥含水率降至 40% 以下。中部几层主要起焚烧作用,称焚烧层,温度达到 760~980℃。下部几层主要起冷却并预热空气的作用,称缓慢冷却层,温度为 260~350℃。单元生产率以单位炉床面积计为 0.65~0.8t(干)/(m²·d),焚烧炉

污泥含水率从 65%~75% 降至 0%。

燃烧热值为 17408.7kJ/kg 的污泥,当含水量与有机物之比为 3.5:1 时,可自燃而不必加辅助燃料,否则应加辅助燃料。辅助燃料有煤气、天然气、沼气、丙烷或重油等。

被预热空气由热空气回流管 14 从炉底层进入焚烧炉助燃,多余空气经浮动风门 3,经 4 排入大气。燃烧废气与水蒸气经旋风喷射洗涤器 7 除尘脱臭后从 5 排入大气,灰浆则从灰浆管 8 落入灰桶 11。在无水除尘时,废气也可从旁通风道 6 直接从 5 排入大气。重油从 13 喷入炉膛作为辅助燃料,在启动或污泥不能自燃时使用。焚烧灰落入灰桶 11,用砂浆泵抽送。

(3) 流化床焚烧炉

流化床的特点是用硅砂作为载热体,被预热的空气从炉底部喷射而上,使硅砂层形成悬浮状态,干燥破碎的污泥从炉顶加入与灼热硅砂激烈混合焚烧,焚烧灰与气体一起从炉顶部经旋风分离器进行气固分离,热气体用于预热空气,热焚烧灰用于预热干燥污泥。以便回收热量。

流化床工艺流程见图 8-58。该图是带式干燥器(见图 8-55)与流化床焚烧炉联合使用的流化床焚烧炉流程。污泥饼加入带式干燥器 5,将泥饼含水率干燥至约 40%,干燥器的热源

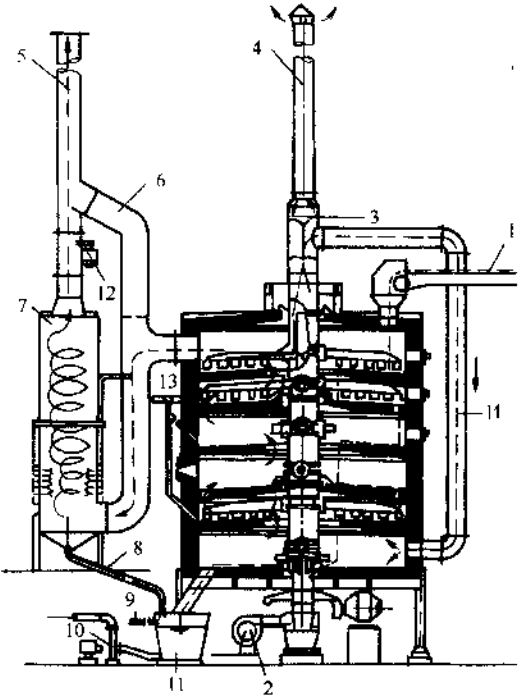


图 8-57 立式多段焚烧炉

- 1—泥饼;2—冷却空气鼓风机;3—浮动风门;4—废冷却气;
5—清洁气体;6—无水时旁通风道;7—旋风喷射洗涤器;
8—灰浆;9—分离水;10—砂浆;11—灰桶;12—感应鼓风机;
13—重油;14—热空气回流管

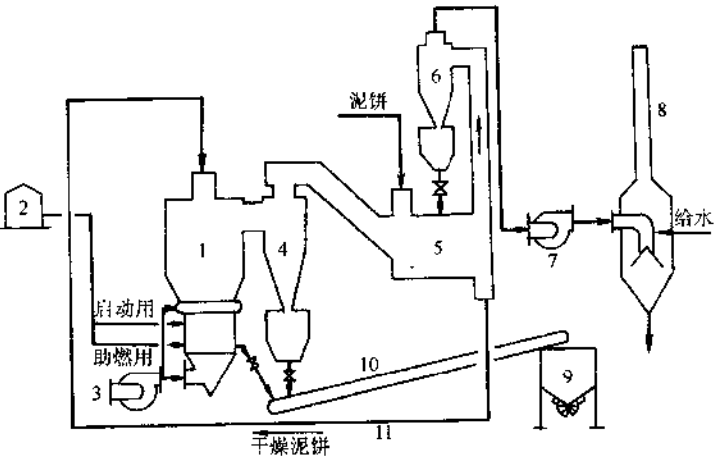


图 8-58 流化床焚烧炉流程

- 1—流化床焚烧炉;2—重油池;3—鼓风机;4—一次旋流分离器;5—快速干燥器;6—二次旋流分离器;7—抽风机;8—除尘器;9—灰斗;10—带式输送机;11—输送带

是流化床焚烧炉排出的烟道气(气温约 800℃),以便回收利用余热,然后经二次旋流分离器 6 分离,泥灰落回干燥器 5.废气经抽风机 7、除尘器 8 后排入大气,排气温度约 150℃。干燥后的污泥由输送带 11 直接送入流化床焚烧炉 1 迅速与硅砂流化床激烈混合泥温可上升到 700℃,焚烧灰随喷射而上的灼热气体一起由一次旋流分离器 4 分离,焚烧灰落入带式输送机 10 送至灰斗 9,灼热气体进入 5 作为热源。重油 2 沿炉壁切向喷入炉内,在流化床上部焚烧污泥、焚烧温度达 850℃。焚烧温度不能再高,否则硅砂会被熔化结块。硫化床层的流化空气用鼓风机 3 鼓入。

流化床焚烧炉的特点是:结构简单,接触高温的金属部件少,故障也少;干燥与焚烧在一起,可除臭;硅砂与污泥粉激烈混合接触面积大,热效率高节省能源;焚烧时间短,炉体小;由于炉子的热容量大,停止运行后,每小时降温不到 5℃,因此在 2d 内重新运行,可不预热载热体,故可连续或间歇运行;操作可用自动仪表控制并实现自动化。缺点是操作较复杂;运行效果不及其他焚烧炉稳定;动力消耗较大;焚烧废气可能含有致癌物质二恶英,故需配备去除二恶英的装置,价格较高。

8.10.2 湿式燃烧——不完全焚烧

1. 基本原理

湿式燃烧——不完全焚烧或称湿式氧化是经浓缩后的污泥(含水率约 96%),在液态下加温加压、并压入压缩空气,使有机物被氧化去除,从而改变污泥结构与成分,脱水性能大大提高。湿式燃烧约有 80%~90%的有机物被氧化,故又称为不完全焚烧。

在 1 大气压下,水的沸点是 100℃,要氧化有机物是不可能的。湿式燃烧必须在高温高压下进行,所用的氧化剂为空气中的氧气或纯氧、富氧。

(1) 氧化度

湿式燃烧对污泥中所含有机物及还原性无机物的去除效果,用氧化度表示:

$$\text{氧化度} = \frac{\text{湿式燃烧前、后 COD 值之差}}{\text{湿式燃烧前的 COD}} (\%) \tag{8-86}$$

(2) 湿式燃烧的反应温度、压力与时间

湿式燃烧是在高温、高压下,以压缩空气作为氧化剂,氧化污泥中的有机物及还原性物质。由于必须保证在液相中进行,温度高则氧化速度快,氧化度也高,但若压力不随之增加,使大量氧化反应热被消耗于蒸发水蒸气,造成液相固化(即水分被全部蒸发)无法保持“湿式”。因此反应温度高,压力也相应要高。反应温度与相应的压力见表 8-24。

湿式燃烧的反应温度与反应压力关系表 表 8-24

反应温度(℃)	反应压力(MPa)	反应温度(℃)	反应压力(MPa)
230	4.5~6.0	300	14.0~16.0
250	7.0~8.5	320	20.0~21.0
280	10.5~12.0		

反应温度低于 200℃时,反应速度缓慢,反应时间再长,氧化度也不会提高。反应温度为 230~374℃时,反应时间约 1h 即可达到氧化平衡,继续沿长反应时间,氧化度几乎不再增加。

2. 湿式燃烧分类

根据湿式燃烧所要求的氧化度,反应温度、压力的不同,湿式燃烧可分为:

(1) 高温高压氧化法

反应温度为 280°C , 压力为 $10.5\sim 12\text{MPa}$, 氧化度为 $70\%\sim 80\%$, 氧化后残渣量很少, 氧化分离液的 BOD_5 约为 $4000\sim 5500\text{mg/L}$, COD 为 $8000\sim 9500\text{mg/L}$, 氨氮为 $1400\sim 2000\text{mg/L}$, 氧化热值高, 可以回收发电, 但设备费用高;

(2) 中温中压氧化法

反应温度为 $230\sim 250^{\circ}\text{C}$, 压力为 $4.5\sim 8.5\text{MPa}$, 氧化度为 $30\%\sim 40\%$, 不需要辅助燃料, 设备费较低, 但氧化分离液的浓度高, BOD_5 为 $7000\sim 8000\text{mg/L}$;

(3) 低温低压氧化法

反应温度为 $200\sim 220^{\circ}\text{C}$, 反应压力为 $1.5\sim 3\text{MPa}$, 氧化度低于 30% , 设备费更低, 需辅助燃料, 残渣量多, 氧化分离液 BOD_5 低。

3. 湿式燃烧的工艺装量

湿式燃烧基本上属于化工装置, 典型工艺流程见图 8-59。

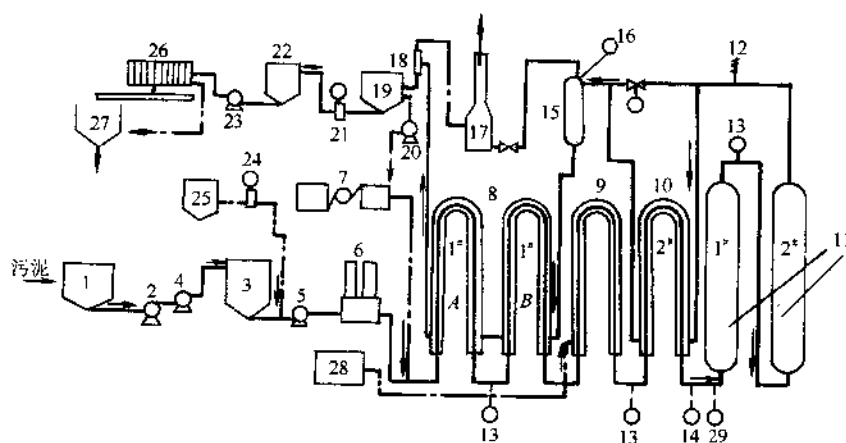


图 8-59 湿式燃烧工艺流程图

1—浓缩池;2—破碎机;3—储泥池;4—浓缩污泥泵;5—污泥泵;6—高压泵;7—空压机;8—1st热交换器;9—蒸汽加热器;10—2nd热交换器;11—1st, 2nd反应塔;12—安全阀;13—温度警报计;14—温度调节计;15—气液分离器;16—压力调节警报器;17—压力调节阀及铂接触燃烧炉;18—旋流分离器;19—固液分离池;20—回流泵;21—灰渣泵;22—灰渣池;23—泥泵;24—苛性钠泵;25—苛性钠池;26—压滤机;27—泥饼斗;28—启动用锅炉;29—温度指示计

污泥经浓缩池 1 浓缩至含水率为 96% 左右, 用破碎机 2 破碎至 9mm 以下, 以免堵塞热交换器。

污泥与空气加压混合: 污泥泵 4 将污泥送至储泥池 3, 再用污泥泵、高压泵 6 加压至 9.5MPa 。氧化污泥的空气用空压机 7 加压至 9.5MPa , 使两者混合后, 压入 1st 套管式热交换器 8 (分 A、B 两座), 蒸汽加热器 9 及 2nd 热交换器 10 的内管中。为了防止热交换器内壁结垢, 可从苛性钠池 25, 用苛性钠泵 24 加入苛性钠溶液, 以降低原污泥硬度, 加入量为每公升污泥 $1.0\sim 2.0\text{g}$ 。

热交换: 在热交换器 8 内, 与氧化分离液 (来自气液分离器 15) 进行逆向交换, 使泥气混

合液升温至 130℃ 左右(系统开始运行时,可用锅炉 28 送蒸汽),然后进入热交换器 10,使温度升至 200~210℃,进入反应塔 11(分 1[#],2[#]两座)反应。

反应:1[#]反应塔的进口温度为 200~210℃,塔内压力为 8.5MPa,污泥中的有机物与还原性无机物被氧化,释放出氧化反应热,使反应温度继续上升,至 2[#]反应塔的出口温度可达 235~250℃。总反应时间约 1h。

气液分离与固液分离:从 2[#]反应塔流出的氧化混合液进入热交换器 10(2[#])的夹层,再到气液分离器 15,依靠旋流及比重差将气体与固、液分离。气体经水清洗后,用压力调节阀及铂接触燃烧炉 17 燃烧(温度达 450℃)脱臭排入大气。固、液体通过热交换器 8 的夹层,进行热交换,使温度降低至 40~45℃,经减压阀降低压力至大气压后流入旋流分离器 18,气体也至燃烧炉 17 脱臭。混合液进入固液分离池 19,沉渣用灰渣泵 21 抽送到灰渣池 22,再用泥泵 23 压入压滤机 26 脱水,泥饼经泥饼斗 27 外运,上清液用回流泵 20 送至初次沉淀池。

4. 湿式燃烧法的应用与优缺点

(1) 湿式燃烧法的应用:

- 1) 污泥与粪便处理;
- 2) 高浓度工业废水—造纸、鞣革与制革,丙烯腈,焦化废水,食品与含硫废水;
- 3) 含危险物,有毒物,爆炸物污水;
- 4) 回收有用物质如混凝剂,碱回收;
- 5) 再生活性碳等。

(2) 主要优缺点:

优点有:①适应性较强,难生物降解有机物可被氧化;②达到完全杀菌;③反应在密闭的容器内进行,无臭,管理自动化;④反应时间短,仅约 1h,好氧与厌氧微生物难以在短时间内降解的物质如吡啶、苯类、纤维、乙烯类、橡胶制品等,都可被碳化;⑤残渣量少,仅为原污泥的 1% 以下,脱水性能好;分离液中氨氮含量高,有利于生物处理。

缺点:①设备需用不锈钢制,造价昂贵,需要专门的高压作业人员管;②高压泵与空压机电耗大,噪音大(约为 70~90 个高音喇叭);③热交换器、反应塔必须经常除垢,前者每个月用 5% 硝酸清洗一次,后者每年清洗一次;④反应塔在高温高压下氧化过程中,产生的有机酸与无机酸,对塔壁有腐蚀作用;⑤需要有一套气体的脱臭装置。

8.11 污泥的最终处置与利用

污泥的最终处置与利用可归纳成图 8-60。

最终处置与利用的主要方法是:作为农肥利用、建筑材料利用、填地与填海造地利用以及排海。从图可知,污泥的最终处置与利用,与污泥处理工艺流程的选择有密切关系,故而要统盘考虑。

8.11.1 农肥利用与土地处理

1. 污泥的农肥利用

本章表 8-1 所列我国城市污水处理厂污泥含有的氮、磷、钾非常丰富,可作为农业肥料,污泥中含有的有机物又可作为土壤改良剂。

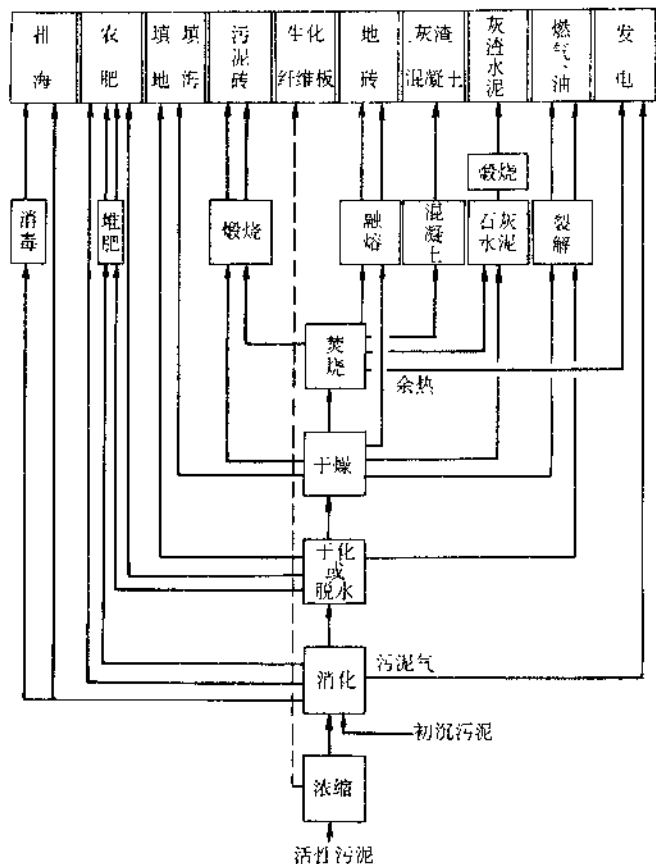


图 8-60 污泥最终处置与利用略图

污泥作为肥料施用时必须符合:①满足卫生学要求,即不得含有病菌、寄生虫卵与病毒,故在施用前应对污泥作消毒处理或季节性施用,在传染病流行时停止施用;②因重金属离子,如 Cd、Hg、Pb、Zn 与 Mn 等最易被植物摄取并在根、茎、叶与果实内积累,故污泥所含重金属离子浓度必须符合我国农林部制定的《农用污泥标准》(GB 4284—84)(见表 8-2);③总氮含量不能太高,氮是作物的主要肥分,但浓度太高会使作物的枝叶疯长而倒伏减产。

污泥作为肥料利用的控制指标是每年每公顷农田施用污泥干重一般为 $2 \sim 70 \text{ t}/(\text{a} \cdot \text{ha})$, 常用 $15 \text{ t}/(\text{a} \cdot \text{ha})$ 。灌溉水果与蔬菜为: $\text{Cd} < 25 \text{ mg}/\text{kg}(\text{干})$, 聚氯联苯(PCB) $< 10 \text{ mg}/\text{kg}(\text{干})$, $\text{Pb} < 1000 \text{ mg}/\text{kg}(\text{干})$ 。

污泥灌溉林场可促进树木生长。由于林场的土壤含有高浓度腐殖质(树叶腐烂所致),可抑制重金属离子的迁移,故林场可以常年施用,施用的主要控制因素是防止地面径流所含硝酸盐对地面水的污染,所以施泥量以树木的需氮量控制,一般 3~5 年施用 10~220 t(干)/ha,常用 40t(干)/ha。施用可把林场划分为若干区,每 3~5 年灌溉一个区,轮流施用。

施肥于草地时,控制因素为: $Cd < 5\text{kg(干)}/(\text{a}\cdot\text{ha})$, $As < 10\text{kg(干)}/(\text{a}\cdot\text{ha})$, $Cr < 1000\text{kg(干)}/(\text{a}\cdot\text{ha})$, $Cu < 560\text{kg(干)}/(\text{a}\cdot\text{ha})$ (当土壤的 $\text{pH} > 7$ 时), $Cu < 280\text{kg(干)}/(\text{a}\cdot\text{ha})$ (当土

壤的 pH<7 时),Hg<2kg(干)/(a·ha),Pb<1000kg(干)/(a·ha)。

2. 土地处理

土地处理有两种方式:改造土壤;污泥的专用处理场。

用污泥改造不毛之地为可耕地,如用污泥投放于废露天矿场、尾矿场、采石场、粉煤灰堆场、戈壁滩与沙漠等地。污泥的投放量每次为 7~450t(干)/ha,根据场地的坡度、地下水位、气候条件及环境决定。连续投放数年。投放期间,应经常测定地下水和地面水的硝酸盐含量作为投放量的控制指标。

专用的污泥处理场,污泥的施用量可达农田施用量的 20 倍以上,一般为 220~900t(干)/(a·ha)。专用场应设截流地面径流沟及渗透水收集管,以免污染地面水与地下水。截流的地面径流与渗透水应进行适当处理,专用场地严禁种植作物。污泥投放量达到额定值后,可作为公园、绿地使用。

8.11.2 污泥堆肥

污泥堆肥是农业利用的有效途径。堆肥方法有污泥单独堆肥,污泥与城市垃圾混合堆肥两种。

1. 基本原理

污泥堆肥一般采用好氧条件下,利用嗜温菌、嗜热菌的作用,分解污泥中有机物质并杀灭传染病菌、寄生虫卵与病毒,提高污泥肥分。

污泥堆肥一般应添加膨胀剂。膨胀剂可用堆熟的污泥、稻草、木屑或城市垃圾等。膨胀剂的作用是增加污泥肥堆的孔隙率,改善通风以及调节污泥含水率与碳氮比。

堆肥可分为两个阶段,即一级堆肥阶段与二级堆肥阶段。

一级堆肥可分为 3 个过程:发热、高温消毒及腐熟。堆肥初期为发热过程:在强制通风条件下,肥堆中有机物开始分解,嗜温菌迅速成长,肥堆温度上升至约 45~55℃;高温消毒过程:有机物分解所释放的能量,一部分合成新细胞,一部分使肥堆的温度继续上升可达 55~70℃,此时嗜温菌受到抑制,嗜热菌繁殖,病原菌、寄生虫卵与病毒被杀灭,由于大部分有机物已被氧化分解,需氧量逐渐减少,温度开始回落;腐熟过程:温度降至 40℃左右,堆肥基本完成。一级堆肥阶段约耗时 7~9d,在堆肥仓内完成。

二级堆肥阶段:一级堆肥完成后,停止强制通风,采用自然堆放方式,使进一步熟化、干燥、成粒。堆肥成熟的标志是物料呈黑褐色,无臭味,手感松散,颗粒均匀,蚊蝇不繁殖,病原菌、寄生虫卵、病毒以及植物种子均被杀灭,氮、磷、钾等肥效增加且易被作物吸收,符合我国卫生部颁布的《高温堆肥的卫生评价标准》(GB 7959—87)(见表 8-25)。

高温堆肥评价标准(GB 7959—87) 表 8-25

项 目	卫生评价标准	项 目	卫生评价标准
堆肥温度(℃)	最高达 50~55℃ 以上,持续 5~7d	大肠菌值	大于 10
蛔虫卵死亡率(%)	95~100	苍蝇	有效地控制苍蝇孳生

2. 污泥单独堆肥

污泥单独堆肥的工艺流程见图 8-61。

污泥干化后,含水率约 70%~80%,加入膨胀剂,调节含水率至 40%~60%,C/N 为 (20~35):1,C/P 为 (75~150):1,颗粒粒度约 2~60mm。

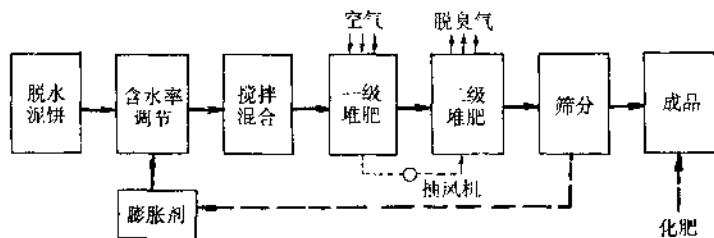


图 8-61 污泥堆肥一般工艺流程图

堆肥过程产生的渗透液 $BOD_5 > 10000\text{mg/L}$, $COD > 20000\text{mg/L}$, 总氮 $> 2000\text{mg/L}$, 液量约占肥堆重量的 2%~4%, 需就地或送至污水处理厂处理。

3. 污泥与城市垃圾混合堆肥

我国城市生活垃圾中有机成分约占 40%~60%, 燃煤气或电的城区为高限, 燃煤城区为低限。因此污泥可与城市生活垃圾混合堆肥, 使污泥与垃圾资源化。

污泥与城市生活垃圾混合堆肥工艺流程见图 8-62。

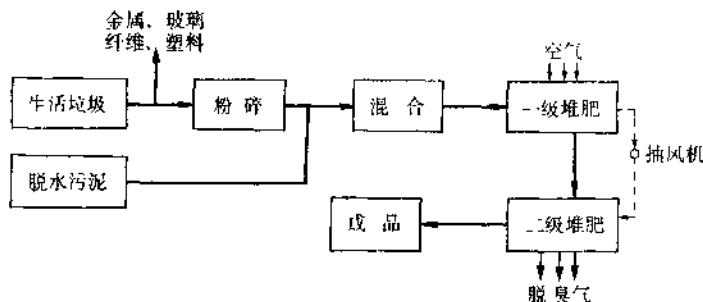


图 8-62 混合堆肥工艺流程示意

城市生活垃圾先经分离去除塑料、金属、玻璃与纤维等不可堆肥成分, 经粉碎后与脱水污泥混合进行一级堆肥, 二级堆肥, 制成肥料。一级堆肥在堆肥仓内完成, 二级堆肥采用自然堆放。城市生活垃圾起膨胀剂的作用。

4. 堆肥仓形式与设计

堆肥仓或称发酵仓型式有倾斜式、筒式等, 见图 8-63。

堆肥仓的容积决定于污泥量、污泥与城市生活垃圾(或膨胀剂)的配比、停留时间等。图 8-63(a)为倾斜仓, 污泥与膨胀剂从顶部投入, 强制通风管铺设于仓底部, 污泥由缓慢转动的桨片搅拌并使下滑, 总停留时间 7~9d。一级堆肥完成的污泥用皮带输送机送至室内作二级堆肥。

一级堆肥所需空气量

$$K = 0.1 \times 10^{0.0028T} \quad (8-87)$$

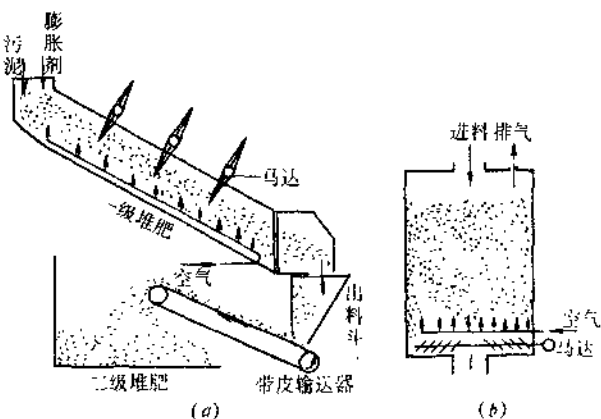


图 8-63 发酵仓(堆肥仓)

(a) 倾斜仓; (b) 筒仓

式中 K ——耗氧速率,单位时间单位重量有机物消耗氧量, $\text{mgO}_2/(\text{g}\cdot\text{h})$;
 T ——发酵温度, $^{\circ}\text{C}$,一般为 $55\sim 70^{\circ}\text{C}$,计算时可按平均温度 60°C 计。

实际需空气量按计算值的 1.2 倍选择鼓风机。

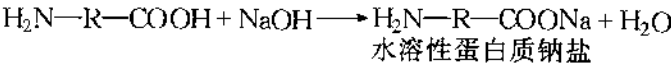
8.11.3 污泥制造建筑材料

1. 制造生化纤维板

(1) 活性污泥树脂的制配

活性污泥中含有丰富的粗蛋白(约含 $30\% \sim 40\%$,重量%)与球蛋白酶,可溶于水、稀酸、稀碱及中性盐溶液。将干化后的活性污泥,在碱性条件下加热加压、干燥会发生蛋白质的变性,制成活性污泥树脂又称蛋白胶。

活性污泥中加入苛性钠,与蛋白质产生反应:



生成的水溶性蛋白质钠盐,并使细胞腔内的核酸溶于水,去除核酸引起的臭味与油脂。然后投加氢氧化钙,生成不溶性易凝胶的蛋白质钙盐,增加活性污泥树脂的耐水性、胶着力与脱水性能:



为了进一步脱臭并提高活性污泥树脂的耐水性能与固化速度,可加少量甲醛(HCHO)。活性污泥树脂制配的配方见表 8-26。

活性污泥树脂配方表 表 8-26

配 方 号	活性污泥 (下重)	苛性钠 (工业级)	石 灰 CaO (70%~80%)	混 凝 剂			水玻璃 35' 波美度	甲 醛 (浓度 40%)
				FeCl_3 (工业级)	聚合氯 化铝	FeSO_4 (工业级)		
I	100	8	36	15		4	10.8	5.2
II	100	8	36		43	4	10.8	5.2
III	100	8	36			23	10.8	5.2

可采用表 8-26 的任一配方。先加苛性钠在反应器内搅拌均匀,然后通入蒸汽加热至 90°C ,反应 20min,再加石灰维持 90°C 反应 40min。主要技术指标为:干物质含量约 22%,蛋白质含量 $19\% \sim 24\%$,pH 值 11 左右,等电点为 10.55(等电点:蛋白质正、负电荷相等时的 pH 值。)

(2) 填料及其预处理

生化纤维板的填料可采用麻纺厂、纺织厂的纤维下脚料。

麻纺厂纤维下脚料需加碱蒸煮去油,去色与柔软化。蒸煮时间 4h,然后粉碎使纤维长短一致。麻:碳酸钠:石灰 = 1:0.05:0.15。

纺织厂的纤维下脚料可不作预处理。

(3) 生化纤维板的制造工艺

生化纤维板的制造工艺流程为搅拌、预压成型、热压、裁边。

搅拌:将活性污泥树脂(干):纤维 = 2.2:1(重量比)混合,搅拌均匀,使含水率约 $75\% \sim 80\%$ 。

预压成型:搅拌料铺料厚度为 25mm,在 1min 内压力增至约 2.0MPa,稳压 4min,含水率约 60%~65%,坯厚约 8.5~9.0mm。

热压:预压成型后,通蒸汽并使预压压力增加至 3.5~4MPa,温度为 160℃,稳压 3~4min,然后逐渐降至约 0.5MPa,让蒸气逸出,反复 2~3 次即成。

裁边:根据规格要求裁边成材。

(4) 生化纤维板的力学性能

生化纤维板的物理力学性能与我国三级硬质纤维板及水泥的比较见表 8-27。

生化纤维板、三级硬质纤维板及水泥的比较

表 8-27

材 料 名 称	容 重 (kg/m ³)	抗折强度 (kg/cm ²)	吸水率 ^① (%)	β 放射性强度 (Ci/kg)
三级硬质纤维板	≤ 800	≤ 200	≥ 35	1.55×10^{-9}
水泥				
生化纤维板	1250	180~220	30	1.43×10^{-9}

① 在水中浸泡 24h。

2. 制灰渣水泥与灰渣混凝土

污泥焚烧灰的矿物质成分与波特兰水泥的成分比较,见表 8-28。

污泥焚烧灰的矿物质成分与波特兰水泥成分比较

表 8-28

	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	P ₂ O ₅	MgO	TiO ₂	SO ₃	BaO	Na ₂ O	K ₂ O	Cl ⁻
污 泥	17~	8~	8~	4.6~	8~	1.3~	0~	0.8~	0~	0~	0.6~	0~
焚烧灰	30	14	20	38	20	3.2	2.9	2.8	0.3	0.5	1.8	0.3
波 特	20.4~	5.7~	2.2~	63.3~	—	1.0~	—	2.1~	—	0~	0~	—
兰水泥	20.9	5.8	4.1	64.9	—	5.2	—	3.7	—	0.2	1.2	—

从表可知,污泥焚烧灰所含成分除 CaO 较波特兰水泥较低外,其余成分均相当。故污泥焚烧灰加石灰或石灰石后,可煅烧制成灰渣水泥,其强度符合 ASTM 圬工水泥规范。

污泥焚烧灰也可作为混凝土的细骨料,代替部分水泥与细砂。

3. 制污泥砖、地砖

(1) 污泥砖

污泥砖的制造有两种方法:一种是用干污泥直接制砖;另一种用污泥焚烧灰制砖。

用于制造砖的粘土成分要求为:SiO₂56.8%~88.7%;Al₂O₃4.0%~20.6%;Fe₂O₃2.0%~6.6%;CaO0.3%~13.1%;MgO0.1%~0.6%。对照表 8-28 可知污泥焚烧灰的成分,除 SiO₂ 偏低外,均可满足。因此在利用干污泥或污泥焚烧灰制砖时,应添加适量的粘土或硅砂,提高 SiO₂ 的含量,然后制砖。一般的配比为干污泥(或焚烧灰):粘土:硅砂=1:1:(0.3~0.4)(重量比)为合适。污泥砖的物理性能见表 8-29。

污泥砖的一般物理性能表

表 8-29

焚烧灰:粘土	平均抗压强度 (kg/cm ²)	平均抗折强度 (kg/cm ²)	成 品 率 (%)	鉴 定 标 号
2:1	82	21	83	75
1:1	106	45	90	75

(2) 污泥制地砖

污泥焚烧灰在 $1200 \sim 1500^{\circ}\text{C}$ 的高温下煅烧, 有机物被完全焚烧, 无机物熔化, 再经冷却后形成玻璃状熔渣, 可生产地砖、釉陶管等。

8.11.4 污泥裂解

污泥经干化、干燥后, 可以用煤裂解的工艺方法, 将污泥裂解制成可燃气、焦油、苯酚、丙酮、甲醇等化工原料。污泥高温干馏裂解的工艺流程见图 8-64。

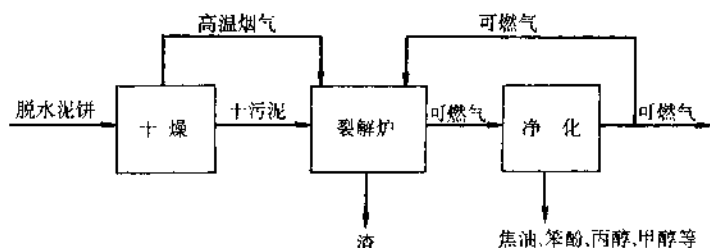


图 8-64 污泥高温干馏裂解工艺流程图

8.11.5 污泥填地与填海造地

不符合利用条件的污泥, 或当地需要时, 可利用干化污泥填地、填海造地。

1. 填地

污泥干化后, 含水率约为 $70\% \sim 80\%$ 。用于填地的含水率以 65% 左右为宜, 可保证填埋体的稳定与有效压实。因此在填地前可添加适量的硬化剂, 一方面调节含水率, 一方面可加速固化。硬化剂用石灰、粉煤灰等。

选择填地场所的主要影响因素是: 当地的水文地质条件, 污泥量与运距, 周边环境以及填地的开发利用。

填地场底部应铺设不透水层及渗出液的收集管, 防止污染地下水与地面水。由于污泥的含水率不高, 故渗出液量有限, 可输送到污水处理厂或就地处理。

不透水层有两种方法: ①用粘土或三合土夯实, 厚度为 0.6m 左右, 渗透系数 $K \leq 10^{-7} \text{cm/s}$; ②化学合成衬垫, 主要材料是聚氯乙烯、氯磺化聚乙烯等。填地场应设置竖向排气导管, 收集与排除污泥可能由于厌氧消化而产生的污泥气, 避免发生爆炸的危险。

填地场的设计年限一般为 10 年以上, 填成后应植被, 先作为公共绿地、运动场地等。污泥稳定后, 再可进一步开发利用。

填地的程序: 宜分层填地, 如污泥填高累计 $0.5 \sim 3.0\text{m}$ 后, 覆盖厚度为 0.5m 的砂土层, 压实, 再填污泥。如用污泥焚烧灰填地, 可不必要分层也不用砂土层。填地过程, 为了防止蚊蝇栖息与繁殖, 并防止臭味外溢, 填堆应覆盖塑料薄膜。

2. 填海造地

浅水海滩、海湾处, 可用污泥填海造地。填海前应先建围堤。污泥填海造地时, 应严格遵守如下要求:

- (1) 必须建围堤, 不得使污泥污染海水, 渗水应收集处理;
- (2) 填海造地的污泥、焚烧灰中, 重金属离子的含量应符合填海造地标准。

8.11.6 投海

沿海地区,可考虑把生污泥、消化污泥、脱水泥饼或焚烧灰投海。污泥投海,在国外有成功的经验也有造成严重污染的教训。

英国的经验,污泥(包括生污泥、消化污泥)投海区应离海岸 10km 以外,深 25m,潮流水量为污泥量的 500~1000 倍。由于海水的自净与稀释作用,可使投海区不受污染。

投海污泥最好是经过消化处理的污泥。投海的方法可用管道输送或船运。前者比较经济,后者的费用约为前者的 6 倍。污泥采用管道输送投海的设计,参见本书第 2 章。

第 9 章 城市污水处理厂的设计

9.1 概 述

9.1.1 城市污水的组成与水质特征

由城市排水系统汇集的污水为城市污水,它是由居民的生活污水和位于城区内的工业企业排放的工业废水以及部分的降水所组成。

生活污水是城市污水的主要组成部分之一,在一般条件下,城市污水都具有生活污水的特征。表 9-1 所列举的是典型的生活污水水质。

典型的生活污水水质

表 9-1

序 号	指 标	浓 度 (mg/L)		
		高	中 常	低
1	总固体(TS)	1200	720	350
2	溶解性总固体	850	500	250
3	非挥发性	525	300	145
4	挥发性	325	200	105
5	悬浮物(SS)	350	220	100
6	非挥发性	75	55	20
7	挥发性	275	165	80
8	可沉降物(mL/L)	20	10	5
9	生化需氧量(BOD ₅)	400	200	100
10	溶解性	200	100	50
11	悬浮性	200	100	50
12	总有机碳(TOC)	200	160	80
13	化学需氧量(COD)	1000	400	250
14	溶解性	400	150	100
15	悬浮性	600	250	150
16	可生物降解部分	750	300	200
17	溶解性	325	150	100
18	悬浮性	325	150	100
19	总氮(N)	85	40	20
20	有机氮	35	15	8
21	游离氮	50	25	12

续表

序 号	指 标	浓 度 (mg/L)		
		高	中 常	低
22	亚硝酸氮	0	0	0
23	硝酸氮	0	0	0
24	总磷(P)	15	8	4
25	有机磷	5	3	1
26	无机磷	10	5	3
27	氯化物(Cl^-)	200	100	60
28	碱度(CaCO_3)	200	100	50
29	油脂	150	100	50

城市排水系统都或多或少地接纳由工业企业排放的工业废水。工业废水的水量、水质,对城市污水的水量与水质的影响较大,由于接纳的工业废水的水量不同,工业废水的水质也千变万化,所以各地的城市污水水量、水质也各不相同。

9.1.2 城市污水处理厂设计水质

根据排水设计规范的规定确定。

(1) 生活污水

生活污水的 BOD_5 和 SS 的设计值可取为:

$$\text{BOD}_5 = 20 \sim 35 \text{g}/(\text{人} \cdot \text{d})$$

$$\text{SS} = 35 \sim 50 \text{g}/(\text{人} \cdot \text{d})$$

(2) 工业废水

工业废水的水质可参照不同类型的工业企业的实测数据或传统数据确定。其 BOD_5 及 SS 值可折合成人口当量计算。

(3) 水质浓度

水质浓度按下式计算:

$$S = \frac{1000a_s}{Q_s} \quad (9-1)$$

式中 S ——某污染物质在污水中的浓度, mg/L ;

a_s ——每人每日对该污染物质排出的克数, g ;

Q_s ——每人每日的排水量,以 L 计。

9.1.3 城市污水处理厂的设计水量

用于城市污水处理厂的设计水量有以下几种:

(1) 平均日流量(m^3/d)

这种流量一般用以表示污水处理厂的公称规模。用以表示处理总水量;计算污水处理厂的年抽升电耗与耗药量;产生并处理的污泥总量。

(2) 设计最大流量(m^3/h)或(L/s)

污水处理厂的进厂水管的设计用此流量。当污水处理厂的进水是用水泵抽升时,则用

组合水泵的工作流量作为设计最大流量,但应与设计流量相吻合。

污水处理厂的各处理构筑物(除另有规定外)及厂内连接各处理构筑物的管渠,都应满足设计最大流量的要求。

(3) 降雨时的设计流量(m^3/d)或(L/s)

这一流量包括旱天流量和截流 n 倍的初期雨水流量。用这一流量校核初沉池前的处理构筑物和设备。

(4) 考虑到最大流量的持续时间较短,当曝气池的设计反应时间在 6h 以上时,可采用时平均流量作为曝气池的设计流量。

(5) 当污水处理厂分期建设时,以相应的各期流量作为设计流量。

9.1.4 正确处理工业废水与城市污水处理的关系

根据世界工业发达国家普遍的实践经验来看,水污染综合防治最有效途径之一是由市政部门建设统一的城市污水处理厂,对生活污水与工业废水进行综合的处理。除离城市较远的工业区和特大型的工业企业,得以自行建设独立的污水处理厂外,其余大量的中、小型的工业企业(包括位于城区的大型工业企业)的废水都排入城市排水系统(必要时在厂内进行以无害化为目的局部处理)。采取这样的技术路线具有一系列的优点,其中主要是:

1. 建设费用与运行费用较低

据统计资料,大型污水处理厂,无论是单位水量的建设投资和运行的处理成本都低于小型污水处理厂。日处理污水量在 10000m^3 以下的污水处理厂,比日处理污水量介于 $10000 \sim 100000\text{m}^3$ 的污水处理厂,造价指标约提高 20%~30%。

此外,一般中、小型的工业企业设置的污水处理厂(站),往往需要增设水量或水质调节池,某些厂家还需要向处理的废水中投加化学药剂,以保证微生物对氮、磷等元素的需要,这样做都将增大污水处理厂的建设投资和运行费用,而城市污水处理厂则无此需要。

2. 占地面积小,不影响环境卫生

工业企业分散地设置独立的污水处理厂(站),往往比集中建造大型污水处理厂,需要占用更多的土地而积,而且还可能给厂区环境带来一些不良影响。而城市污水处理厂,一般都建于远离城市的郊区,而且中间隔以卫生防护带,无碍于城市环境卫生。

3. 便于运行管理,节省管理人员

规模较大的污水处理厂,有条件配备技术水平较高的技术管理人员,有利于发挥处理装置的最大效能。单位污水量配备的管理人员数也大大地低于分散处理。有人对某市所作的调研资料表明,日处理量为 $20000 \sim 60000\text{m}^3$ 的污水处理厂,单位处理水量配备的管理人员数,是日处理量 2000m^3 污水处理站的 $1/3 \sim 1/2$ 。

4. 能够保证污水的处理效果

中、小型工业企业的工业废水,水质、水量往往在一天内就有很大的波动,给污水处理厂的运行管理带来一定的困难,并影响处理效果。城市污水处理厂,在水质、水量上,因城市污水而得到均衡,废水中的某些有毒物质,也因被大量的城市污水稀释,影响减弱,包括氮、磷等物质在内的微生物营养物质,也能够得到保证。以上这些条件都是保证污水处理厂保持一定的处理效果所需要的。

城市污水处理厂,只要维护管理得当,处理效果是完全可以保证的。

工业废水的成分十分复杂,有些工业废水还含有特殊的污染物质,有些工业生产废水所含污染物浓度很高,这些情况可能会对城市污水处理厂的运行管理带来不利影响。为了保证处理厂的正常运行,排入城市排水系统的工业废水必须满足下列要求:

(1) 不得含有能够破坏城市排水管道的成分,如呈酸性及含有可燃和可爆物质的废水不得排入,还不得含有能够堵塞管道的物质和对养护工作人员造成伤害的物质;

(2) 所含污染物质的大部分必须是能为微生物所降解,污水中还不得含有对微生物代谢活动产生抑制作用的物质;

(3) 不得含有在数量上能够影响污泥肥料价值的物质,如重金属等。重金属不能为微生物所降解,而且在达到一定浓度后,还能够抑制微生物的代谢活动;

(4) 污染物质的浓度必须适宜,不至于过分地增加污水处理厂的负荷;

(5) 水温不得高于 40℃;

(6) 对可能含有病原菌的医院、疗养院污水必须进行严格的消毒处理后再行排入。

不符合上述各项条件的工业废水和污水,必须在厂(院)内进行局部处理,在达到上述要求后,方可排入城市排水系统。

城市的市政管理部门,一般都根据本市的具体条件,制定排入城市排水系统的工业废水和污水必须达到的水质标准。

下面所列举的是某市对排入该市城市排水系统的工业废水所规定的水质要求:

(1) 水温	不得超过 45℃;
(2) pH 值	不得低于 5 和高于 9;
(3) BOD 值	不得高于 600mg/L;
(4) SS 值	不得高于 600mg/L;
(5) 正己烷($n\text{C}_6\text{H}_{14}$)提取物:	
1) 矿物性油脂	不得超过 5mg/L;
2) 动植物性油脂	不得超过 30mg/L;
(6) 碘消耗量	在 220mg/L 以上;
(7) 酚类化合物	不得超过 5mg/L;
(8) 氰类化合物	不得超过 1mg/L;
(9) 有机汞	不得检出;
(10) 有机磷	不得超过 1mg/L;
(11) 镉(Cd)	不得超过 0.1mg/L;
(12) 铅(Pb)	不得超过 1mg/L;
(13) 铬(Cr)(6 价)	不得超过 0.5mg/L;
(14) 砷(As)	不得超过 0.5mg/L;
(15) 总汞	不得检出;
(16) 铬(Cr)	不得超过 2.0mg/L;
(17) 铜(Cu)	不得超过 3.0mg/L;
(18) 锌(Zn)	不得超过 5.0mg/L。

附录 13 所列的是我国制定的工业废水排入城市排水系统的水质标准(CJ 18—86)。

9.2 设计步骤

城市污水处理厂的设计步骤,可分为:(1)设计前期工作;(2)初步扩大设计;(3)施工图设计等3个阶段。

9.2.1 设计的前期工作

设计前期工作主要有两项:(1)预可行性研究(项目建议书);(2)可行性研究(设计任务书)。

设计前期工作很重要,要求设计人员具有踏实的专业知识和比较丰富的实际工作经验。要求设计人员充分地掌握与设计有关的原始数据、资料,具有深入地分析、归纳这些数据、资料,并从中得出非常切合实际结论的能力。

1. 预可行性研究

我国规定,投资在3000万元以上的较大的工程项目,应进行预可行性研究,作为建设单位(习惯称甲方)向上级送审的《项目建议书》的技术附件。预可行性研究报告须经专家评审,并提出评审意见。

预可行性研究经上级机关审批后,就可以“立项”,然后就可以进行下一步的可行性研究了。

2. 可行性研究

可行性研究报告(设计任务书)是对与本项工程有关的各个方面进行深入调查研究结果进行综合论证的重要文件,它为本项目的建设提供科学依据,保证所建项目在技术上先进、可行;在经济上合理、有利;并具有良好的社会与环境效益。

可行性研究报告是国家控制投资决策的重要依据。

对城市污水处理厂工程来说,可行性研究报告的主要内容是:

1 概述

1.1 编制依据、原则和范围;

1.2 污水水量、水质。

2 工程方案

2.1 城市排水系统;

2.2 处理厂位置及用地;

2.3 污水处理工艺选择与方案比较、推荐方案;

2.4 人员编制、辅助建筑;

2.5 处理水的出路。

3 工程投资估算及资金筹措

3.1 工程投资估算原则;

3.2 工程投资估算表;

3.3 资金筹措。

4 工程远近期结合问题

5 工程效益分析

6 工程进度安排

7 存在问题及建议

8 附图及附件

9.2.2 扩大初步设计

在原则上,扩大初步设计应当在可行性研究报告批准后进行。扩大初步设计由下列五部分组成:(1)设计说明书;(2)工程量;(3)材料与设备量;(4)工程概算;(5)扩初图纸。

1. 设计说明书

设计说明书应包括下列各项内容

(1) 本设计依据

- 1) 可行性研究报告的批准文件;
- 2) 工程建设单位(甲方)的设计委托书。

(2) 其他有关文件:主要是和与本工程有关的单位,如供电、供水、铁路、运输以及环保等部门签订的协议和批件等。

(3) 城市概况与自然条件资料:

- 1) 城市现状与总体规划资料。
- 2) 自然条件方面的资料。气象特征数据,气温、湿度、雨量、蒸发量资料、土壤冰冻资料和风向玫瑰图等;

水文资料,当地水体一览表,有关河流的水位(最高水位、平均水位、最低水位等)、流速(各特征水位下的平均流速)、流量(平均流量、保证率为95%的水文年的最高月平均流量)资料,潮汐资料,同时还应了解有关水体在城镇给水、渔业和水产养殖、农田灌溉、航运等使用情况和卫生情况的资料;

水文地质资料,在喀斯特发育地区,特别应注意地下水和地面水的相互补给动态和地下水综合利用情况;

地质资料,污水处理厂厂址地区的地质钻孔柱状图,地基的承载能力、地下水位(包括流砂)、地震等级等资料。

3) 有关地形资料

污水处理厂及其附近1:5000的地形图,处理厂厂址和排放口附近1:200~1:1000(一般为1:500)的地形图。

4) 现有的排水工程概况与环境问题。

(4) 工程设计

1) 厂址选择:应着重说明在选定厂址时,如何遵循选址的原则,如何与城市的总体规划相呼应,如何解决防洪与卫生防护问题等。此外还应说明所选厂址的地形、地质条件以及用地面积等;

2) 污水的水质、水量,包括污水水质各项指标的数值,污水的平均流量、高峰流量、现状流量、发展流量等水量资料;

3) 工艺流程的选择与布置,主要说明所选定的工艺流程的合理性、先进性、科学性、优越性和安全性等。

4) 对工艺流程中各处理设备的描述。按流程顺序描述,主要描述内容:处理设备的主要尺寸、构造、材料与特征等;所选用的附加设备的型号、性能、台数。如采用某项新工艺、新技术时,应详细地加以说明。

- 5) 处理后污水和污泥的出路;
- 6) 扼要地对厂内辅助建筑物以及道路等加以说明;
- 7) 污水处理厂的总体布置;
- 8) 对污水处理厂分期建设的说明;
- 9) 存在的问题及对其解决途径的建议。

2. 工程量

需经计算列出本工程所需要的混凝土量、挖土方量、回填土方量等。

3. 材料与设备量

列出本工程所需钢材、水泥、木材的数量和所需各种设备规格的清单。

4. 工程概算书

为了编制工程概算,必须掌握:(1)当地建筑材料与各种设备的供应情况和价格;(2)当地有关施工力量(技术水平、施工设备、劳动力)的资料;(3)编制概算、预算的定额资料;包括地区差价、间接费用定额、运输费等;(4)有关租地、征地、拆迁补偿、青苗补偿等资料。

5. 图纸

扩大初步设计的图纸主要包括:污水处理工艺系统图(1/5000~1/10000)、构筑物图(1/200~1/500)、处理构筑物布置图、污水处理厂总平面布置图等。

9.2.3 施工图设计

施工图设计是以扩大初步设计的图纸和说明书为依据,并在扩大初步设计被批准后进行。

施工图设计的任务是将污水处理厂各处理构筑物的平面位置和高程,精确地表示在图纸上;将各处理构筑物的各个节点的构造、尺寸都用图纸表示出来,每张图纸都应按一定的比例,用标准图例精确绘制,使施工人员能够按照图纸准确施工。

施工图设计的图纸量很大,是设计内容的体现。

9.3 城市污水处理厂厂址的选择

制定城市污水处理系统方案,污水处理厂厂址的选定是重要的环节,它与城市的总体规划、城市排水系统的走向、布置、处理后污水的出路都密切相关。

当污水处理厂的厂址有多种方案可供选择时,应从管道系统、泵站、污水处理厂各处理单元考虑,进行综合的技术、经济比较与最优化分析,并通过有关专家的反复论证后再行确定。

污水处理厂厂址选择,应遵循下列各项原则:

(1) 应与选定的污水处理工艺相适应,如选定稳定塘或土地处理系统为处理工艺时,必须有适当的闲置土地面积。

(2) 无论采用什么处理工艺,都应尽量做到少占农田和不占良田。

(3) 厂址必须位于集中给水水源下游,并应设在城镇、工厂厂区及生活区的下游和夏季主风向的下风向。为保证卫生要求,厂址应与城镇、工厂厂区、生活区及农村居民点保持约300m以上的距离,但也不宜太远,以免增加管道长度,提高造价。

(4) 当处理后的污水或污泥用于农业、工业或市政设施时,厂址应考虑与用户靠近,或

者便于运输。当处理水排放时,则应与受纳水体靠近。

(5) 厂址不宜设在雨季易受水淹的低洼处。靠近水体的处理厂,要考虑不受洪水威胁。厂址尽量设在地质条件较好的地方,以方便施工,降低造价。

(6) 要充分利用地形,应选择有适当坡度的地区,以满足污水处理构筑物高程布置的需要,减少土方工程量。若有可能,宜采用污水不经水泵提升而自流流入处理构筑物的方案,以节省动力费用,降低处理成本。

(7) 根据城市总体发展规划,污水处理厂厂址的选择应考虑远期发展的可能性,有扩建的余地。

污水处理厂占地面积,与处理水量和所采用的处理工艺有关。表 9-2 所列举的是我国某些采用活性污泥法为处理工艺的城市污水处理厂,对各种处理构筑物所采用的用地指标。表中也列举了美国、日本和法国的某些有关资料。表中数据可供在进行城市污水处理厂规划设计时参考。

采用活性污泥法为处理工艺的城市污水处理厂的用地指标

表 9-2

工 艺	处 理 厂 规 模 (m^3/d)	用 地 指 标 ($10^4\text{m}^2/(10000\text{m}^3\cdot\text{d})$)
鼓风曝气(传统法,吸附再生法,有初次沉淀池)	10000 以下	1.0~1.2
	20000~120000	0.6~0.93 ^①
曝气沉淀池(圆形池,无初次沉淀池)	10000 以下	0.6~0.90 ^②
分建式表曝(方形池,有初次沉淀池)	35000~60000	0.70~0.88
深水中层曝气(有初次沉淀池和污泥消化池)	25000	0.64
美:洛杉矶,圣路易斯	670000~1300000	0.45
日:东京都(阶段曝气,有污泥消化池)	520000~1760000	0.23~0.72
大阪府,埼玉县(传统法,阶段曝气)	52000~105000	3.14~4.35
法:阿谢尔污水处理厂(阶段曝气和组合曝气,有污泥消化池)	3000000	2.67

注:1. 如设污泥消化池,面积需增 18%左右。

2. 如设初次沉淀池,面积需增 20%~50%。

9.4 污水处理工艺流程的选定

9.4.1 处理工艺流程选定应考虑的因素

污水处理厂的工艺流程系指在保证处理水达到所要求的处理程度的前提下,所采用的污水处理技术各单元的有机组合。

在选定处理工艺流程的同时,还需要考虑确定各处理技术单元构筑物的型式,两者互为制约,互为影响。

污水处理工艺流程选定,主要以下列各项因素作为依据。

1. 污水的处理程度

这是污水处理工艺流程选定的主要依据,而污水的处理程度又主要取决于处理水的出路、去向。

排放水体,这是对处理水最常采用的途径,也是处理水的“自然归宿”。

当处理水排放水体时,污水处理程度可考虑用以下几种方法进行确定。

(1) 按水体的水质标准确定,即根据当地环境保护部门对该受纳水体规定的水质标准进行确定。

(2) 按城市污水处理厂所能达到的处理程度确定,一般多以二级处理技术所能达到的处理程度作为依据。如美国环保局对二级处理水规定的所谓 30—30 水质标准(即 BOD_5 及 SS 都应达到 30mg/L)(参见表 9-3)。

美国城市污水处理厂二级处理水质标准

表 9-3

指 标	月 平 均	周 平 均	指 标	月 平 均	周 平 均
$BOD_5(\text{mg/L})$	$30^{①②}$	$45^{②}$	pH 值		$6 \sim 9^{④}$
$SS^{③}(\text{mg/L})$	$30^{①②}$	$45^{②}$			

① 任何情况下,不得大于进水浓度的 15%,即处理程度不得低于 85%。

② 属算术平均值。

③ 如设有稳定塘,而且流量小于 $7570\text{m}^3/\text{d}$ 的污水处理厂,可不考虑本条的要求。

④ 连续值,当有工业废水排入时执行此条的规定。

(3) 考虑受纳水体的稀释自净能力,这样可能在一定程度上降低对处理水水质的要求,降低处理程度,但对此应采取审慎态度,取得当地环境保护部门的同意。

处理水回用,在前章已有较深入的阐述。城市污水的处理水有多种回用途径,可用于农田灌溉、浇灌菜田;可作为城市的杂用水,用于冲洗公厕、喷洒绿地、公园;冲洗街道和城市景观水体的补给水等。

无论回用的途径如何,在进行深度处理之前,城市污水必须经过完整的二级处理。

2. 工程造价与运行费用

工程造价和运行费用也是工艺流程选定的重要因素,当然,处理水应当达到的水质标准是前提条件。这样,以原污水的水质、水量及其他自然状况为已知条件,以处理水应达到的水质指标为制约条件,而以处理系统最低的总造价和运行费用为目标函数,建立三者之间的相互关系。

减少占地面积也是降低建设费用的重要措施,从长远考虑,它对污水处理厂的经济效益和社会效益有着重要的影响。

3. 当地的各项条件

当地的地形、气候等自然条件也对污水处理工艺流程的选定具有一定的影响。例如,如当地拥有农业开发利用价值不大的旧河道、洼地、沼泽地等,就可以考虑采用稳定塘、土地处理等污水的自然生物处理系统,在寒冷地区应当采用在采取适当的技术措施后,在低温季节也能够正常运行,并保证取得达标水质的工艺,而且处理构筑物都建在露天,以减少建设与运行费用。

当地的原材料与电力供应等具体问题,也是选定处理工艺应当考虑的因素。

4. 原污水的水量与污水流入工况

除水质外,原污水的水量也是选定处理工艺需要考虑的因素,水质、水量变化较大的原污水,应考虑设调节池或事故贮水池,或选用承受冲击负荷能力较强的处理工艺,如完全混合型曝气池等,某些处理工艺,如塔式滤池和竖流式沉淀池只适用于水量不大的小型污水处理

理厂。

工程施工的难易程度和运行管理需要的技术条件也是选定处理工艺流程需要考虑的因素,地下水位高,地质条件较差的地方,不宜选用深度大、施工难度高的处理构筑物。

总之,污水处理工艺流程的选定是一项比较复杂的系统工程,必须对上述各项因素加以综合考虑,进行多种方案的经济技术比较,必要时应当进行深入的调查研究和试验研究工作,这样才有可能选定技术可行、先进,经济合理的污水处理工艺流程。

9.4.2 城市污水处理工艺的典型流程

本书第二章图 2-25 所示为城市污水处理厂的典型工艺流程。该流程是由完整的二级处理系统和污泥处理系统所组成。

该流程的一级处理是由格栅、沉砂池和初次沉淀池所组成,其作用是去除污水中的固体污染物质,从大块垃圾到颗粒粒径为数 mm 的悬浮物(非溶解性的和溶解性的)。污水的 BOD 值,通过一级处理能够去除 20%~30%。

二级处理系统是城市污水处理厂的核心,它的主要作用是去除污水中呈胶体和溶解状态的有机污染物(以 BOD 或 COD 表示)。通过二级处理,污水的 BOD_5 值可降至 20~30mg/L,一般可达到排放水体和灌溉农田的要求。

各种类型的生物处理技术,如活性污泥法、生物膜法以及自然生物处理技术,只要运行正常,都能够取得良好的处理效果。

污泥是污水处理过程的副产品,也是必然的产物。如从初次沉淀池排出的沉淀污泥,从生物处理系统排出的生物污泥等。这些污泥应加以妥善处置,否则会造成二次污染,在城市污水处理系统中,对污泥的处理多采用由厌氧消化或好氧氧化、脱水、干化等技术组成的系统。处理后的污泥其中含有的细菌和寄生虫卵已得到去除,可作为肥料用于农业。

9.5 污水处理厂的平面布置与高程布置

9.5.1 污水处理厂的平面布置

在污水处理厂厂区内有:各处理单元构筑物;连通各处理构筑物之间的管、渠及其他管线;辅助性建筑物;道路以及绿地等。现就在进行处理厂厂区平面规划、布置时,应考虑的一般原则阐述于下:

1. 各处理单元构筑物的平面布置

处理构筑物是污水处理厂的主体建筑物,在作平面布置时,应根据各构筑物的功能要求和水力要求,结合地形和地质条件,确定它们在厂区内平面的位置,对此,应考虑:

(1) 贯通、连接各处理构筑物之间的管、渠便捷、直通,避免迂回曲折;

(2) 土方量作到基本平衡,并避开劣质土壤地段。

(3) 在处理构筑物之间,应保持一定的间距,以保证敷设连接管、渠的要求,一般的间距可取值 5~10m,某些有特殊要求的构筑物,如污泥消化池、消化气贮罐等,其间距应按有关规定确定;

(4) 各处理构筑物在平面布置上,应考虑适当紧凑。

2. 管、渠的平面布置

(1) 在各处理构筑物之间,设有贯通、连接的管、渠。此外,还应设有能够使各处理构筑

物独立运行的管、渠,当某一处理构筑物因故停止工作时,使其后接处理构筑物,仍能够保持正常的运行。

(2) 应设超越全部处理构筑物,直接排放水体的超越管。

(3) 在厂区内还设有:给水管、空气管、消化气管、蒸汽管以及输配电线路。这些管线有的敷设在地下,但大部都在地上,对它们的安排,既要便于施工和维护管理,但也要紧凑,少占用地,也可以考虑采用架空的方式敷设。

在污水处理厂区内,应有完善的排雨水管道系统,必要时应考虑设防洪沟渠。

3. 辅助建筑物

污水处理厂内的辅助建筑物有:泵房、鼓风机房、办公室、集中控制室、水质分析化验室、变电所、机修、仓库、食堂等。它们是污水处理厂不可缺少的组成部分。其建筑面积大小应按具体情况与条件而定。有可能时,可设立试验车间,以不断研究与改进污水处理技术。辅助建筑物的位置应根据方便、安全等原则确定。如鼓风机房应设于曝气池附近,以节省管道与动力;变电所宜设于耗电量大的构筑物附近等。化验室应远离机器间和污泥干化场,以保证良好的工作条件。办公室、化验室等均应与处理构筑物保持适当距离,并应位于处理构筑物的夏季主风向的上风向处。操作工人的值班室应尽量布置在使工人能够便于观察各处理构筑物运行情况的位置。

在污水处理厂内应合理的修筑道路,方便运输,广为植树绿化美化厂区,改善卫生条件,改变人们对污水处理厂“不卫生”的传统看法。按规定,污水处理厂厂区的绿化面积不得少于 30%。

应当指出:在工艺设计计算时,就应考虑它和平面布置的关系,而在进行平面布置时,也可根据情况调整构筑物的数目,修改工艺设计。

总平面布置图可根据污水厂的规模采用 1:200~1:1000 比例尺的地形图绘制,常用的比例尺为 1:500。

图 9-1 所示为 A 市污水处理厂总平面布置图。该厂主要的处理构筑物有:机械除污物格栅、曝气沉砂池、初次沉淀池与二次沉淀池(均设斜板)、鼓风式深水中层曝气池、消化池等及若干辅助建筑物。

该厂平面布置特点为:流线清楚,布置紧凑。鼓风机房和回流污泥泵房位于曝气池和二次沉淀池一侧,节约了管道与动力费用,便于操作管理。污泥消化系统构筑物靠近四氯化碳制造厂(即在处理厂西侧),使消化气、蒸气输送管较短,节约了建设投资。办公室、生活住房与处理构筑物、鼓风机房、泵房、消化池等保持一定距离,卫生条件与工作条件均较好。在管线布置上,尽量一管多用,如超越管、处理水出厂管都借道雨水管泄入附近水体,而剩余污泥、污泥水、各构筑物放空管等,又都与厂内污水管合并流入泵房集水井。但因受用地限制(厂东西两侧均为河浜),远期发展余地尚感不足。

图 9-2 为 B 市污水处理厂总平面布置图。泵站设于厂外,主要处理构筑物有:格栅、曝气沉砂池、初次沉淀池、曝气池、二次沉淀池等。该厂未设污泥处理系统,污泥(包括初次沉淀池排出的生污泥和二次沉淀池排出的剩余污泥),通过污泥泵房直接送往农田作为肥料使用。

该厂平面布置的特点是:布置整齐、紧凑。两期工程各自成独立系统,对设计与运行相互干扰较少。办公室等建筑物均位于常年主风向的上风向,且与处理构筑物有一定距离,卫生、工作条件较好。在污水流入初次沉淀池、曝气池与二次沉淀池时,先后经三次计量,为分析构筑物的运行情况创造了条件。利用构筑物本身的管渠设立超越管线,既节省了管道,运

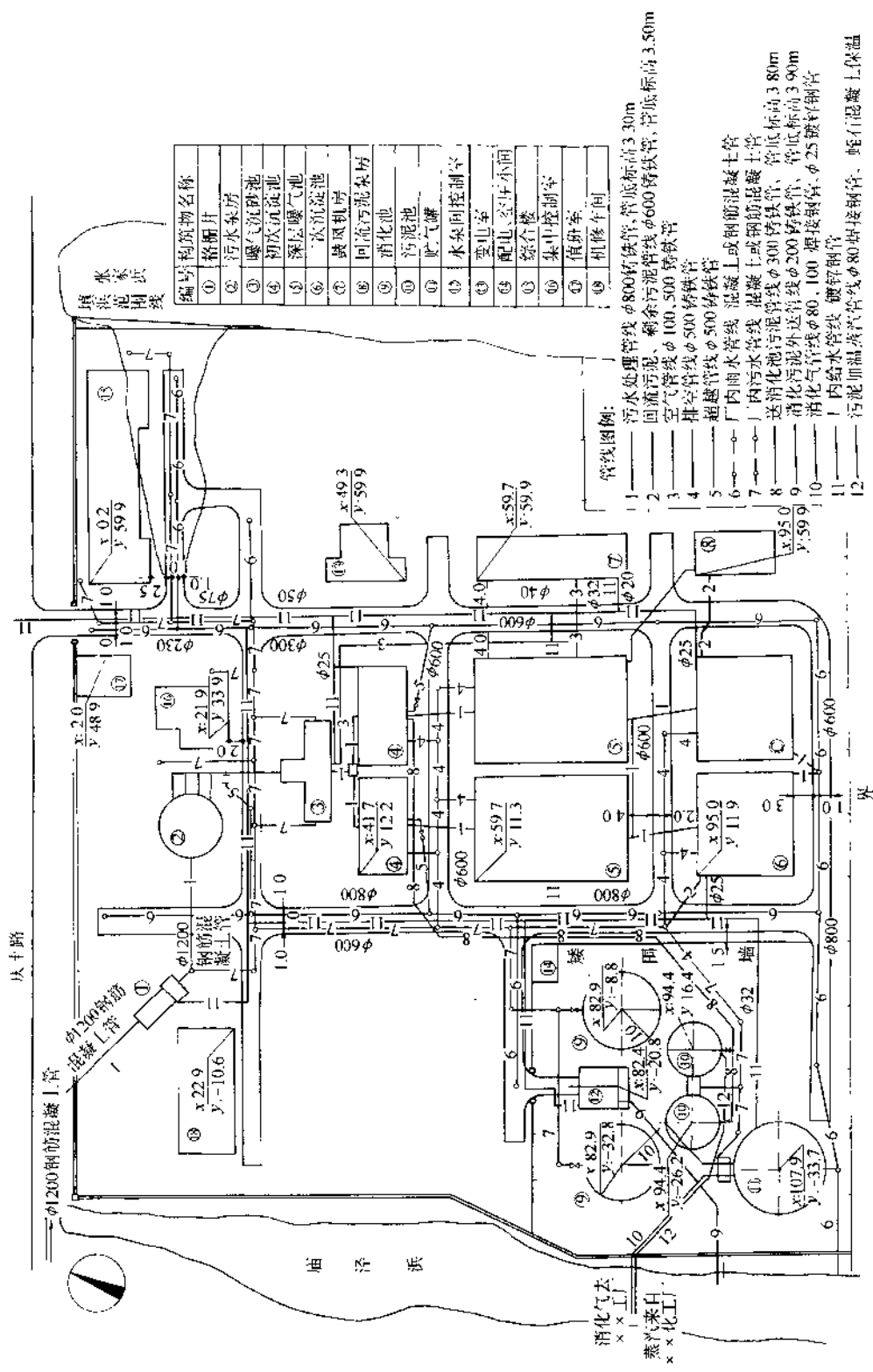


图 9-1 A 市污水处理厂总平面布置

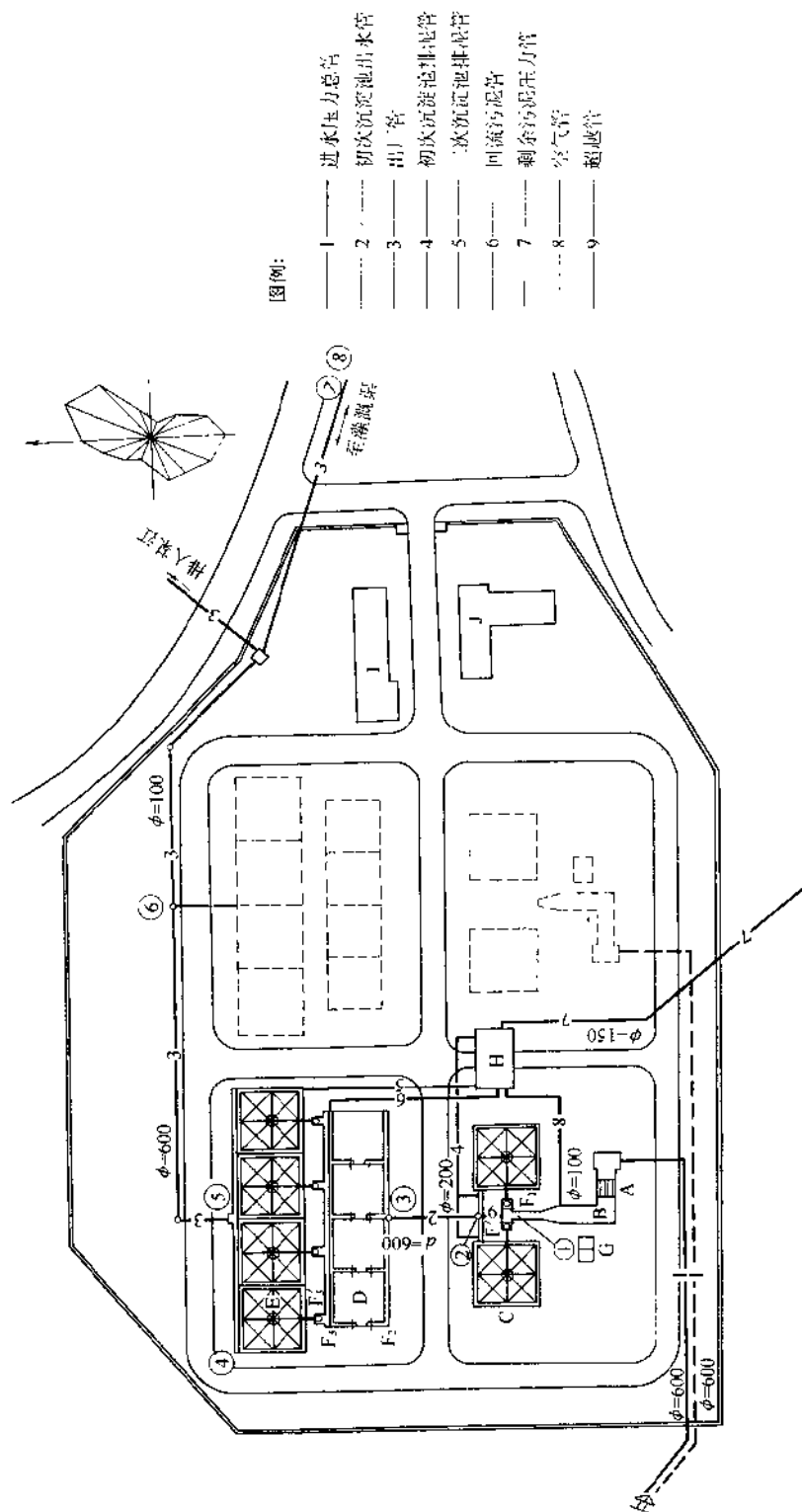


图 9-2 B 市污水处理厂总平面布置

A 格栅, B 曝气沉砂池, C 初次沉淀池, D 曝气池, E 二次沉淀池, F, F₁, F₂ 计电柜,
G 除渣池, H 污泥泵房, I 机修车间, J 办公及化验室等

行又较灵活。

第二期工程预留地设在一期工程与厂前区之间,若二期工程改用不同的工艺流程或另选池型时,在平面布置上将受到一定的限制。泵站与湿污泥池均设于厂外,管理不甚方便。此外,三次计量增加了水头损失。

9.5.2 污水处理厂的高程布置

污水处理厂污水处理流程高程布置的主要任务是:确定各处理构筑物 and 泵房的标高,确定处理构筑物之间连接管渠的尺寸及其标高,通过计算确定各部位的水面标高,从而能够使污水沿处理流程在处理构筑物之间通畅地流动,保证污水处理厂的正常运行。

为了降低运行费用和便于维护管理,污水在处理构筑物之间的流动,以按重力流考虑为宜(污泥流动不在此例)。为此,必须精确地计算污水流动中的水头损失,水头损失包括:

(1) 污水流经各处理构筑物的水头损失。在作初步设计时,可按表 9-4 所列数据估算。但应当认识到,污水流经处理构筑物的水头损失,主要产生在进口和出口和需要的跌水(多在出口处),而流经处理构筑物本体的水头损失则较小。

污水流经各处理构筑物的水头损失 表 9-4

构筑物名称	水头损失 (cm)	构筑物名称	水头损失 (cm)
格 栅	10~25	生物滤池(工作高度为 2m 时):	
沉砂池	10~25	1) 装有旋转式布水器	270~280
沉淀池:平 流	20~40	2) 装有固定喷洒布水器	450~475
竖 流	40~50	混合池或接触池	10~30
辐 流	50~60	污泥干化场	200~350
双层沉淀池	10~20		
曝气池:污水潜流入池	25~50		
污水跌水入池	50~150		

(2) 污水流经连接前后两处理构筑物管渠(包括配水设备)的水头损失。包括沿程与局部水头损失。

(3) 污水流经量水设备的水头损失。

在对污水处理厂污水处理流程的高程布置时,应考虑下列事项:

(1) 选择一条距离最长,水头损失最大的流程进行水力计算。并应适当留有余地,以保证在任何情况下,处理系统都能够运行正常。

(2) 计算水头损失时,一般应以近期最大流量(或泵的最大出水量)作为构筑物和管渠的设计流量;计算涉及远期流量的管渠和设备时,应以远期最大流量为设计流量,并酌加扩建时的备用水头。

(3) 设置终点泵站的污水处理厂,水力计算常以接纳处理后污水水体的最高水位作为起点,逆污水处理流程向上倒推计算,以使处理后污水在洪水季节也能自流排出,而水泵需要的扬程则较小,运行费用也较低。但同时应考虑到构筑物的挖土深度不宜过大,以免土建设投资过大和增加施工上的困难。还应考虑到因维修等原因需将池水放空而在高程上提出的要求。

(4) 在作高程布置时还应注意污水流程与污泥流程的配合,尽量减少需抽升的污泥量。在决定污泥干化场、污泥浓缩池(湿污泥池)、消化池等构筑物的高程时,应注意它们的污泥水能自动排入污水入流干管或其他构筑物的可能。

在绘制总平面图的同时,应绘制污水与污泥的纵断面图或工艺流程图。绘制纵断面图时采用的比例尺:横向与总平面图同,纵向为 1:50~1:100。

现以图 9-2 所示 B 市污水处理厂为例,说明污水处理厂污水处理流程高程计算过程。

该厂初次沉淀池和二次沉淀池均为方形,周边均匀出水。曝气池为 4 座方形池,完全混合式,用表面机械曝气器充氧与搅拌。曝气池,如 4 池串连,则可按推流式运行,也可按阶段曝气法运行。这种系统兼具推流与完全混合两种运行方式的优点。

在初沉池、曝气池和二次沉池之前,分别各设薄壁计量堰(F_1 为梯形堰,底宽 0.5m, F_2 、 F_3 为矩形堰,堰宽 0.7m)。

该厂设计流量为:

$$\text{近期 } Q_{avg}=174\text{L/s}$$

$$Q_{max}=300\text{L/s}$$

$$\text{远期 } Q_{avg}=348\text{L/s}$$

$$Q_{max}=600\text{L/s}$$

回流污泥量按污水量的 100% 计算。

各处理构筑物间连接管渠的水力计算见表 9-5。

处理构筑物之间连接管渠水力计算表 表 9-5

设计点 编 号	管 渠 名 称	设计流量 (L/s)	管 渠 设 计 参 数					
			尺 寸 $D(\text{mm})$ 或 $B\times H(\text{m})$	$\frac{h}{D}$	水 深 h (m)	i	流 速 v (m/s)	长 度 l (m)
1	2	3	4	5	6	7	8	9
⑧~⑦	出厂管入灌溉渠	600	1000	0.8	0.8			
⑦~⑥	出 厂 管	600	1000	0.8	0.8	0.001	1.01	390
⑥~⑤	出 厂 管	300	600	0.75	0.45	0.0035	1.37	100
⑤~④	沉淀池出水总渠	150	0.6×1.0		0.35~0.25 ^④			28
④~E	沉淀池集水槽	75/2	0.30×0.53 ^③		0.38 ^③			28
E~ F_3	沉淀池入流管	150 ^①	450			0.0028	0.94	10
F_3 ~ F_3	计 量 堰	150						
F_3 ~D	曝气池出水总渠	600	0.84×1.0		0.64~0.42			48
	曝气池集水槽	150	0.6×0.55		0.26 ^⑤			
D~ F_2	计 量 堰	300						
F_2 ~③	曝气池配水渠	300 ^②	0.84×0.85		0.62~0.54			
③~②	往曝气池配水渠	300	600			0.0024	1.07	27
②~C	沉淀池出水总渠	150	0.6×1.0		0.35~0.25			5
	沉淀池集水槽	150/2	0.35×0.53		0.44			28

续表

设计点 编 号	管 渠 名 称	设计流量 (L/s)	管 渠 设 计 参 数					
			尺 寸 $D(\text{mm})$ 或 $B \times H(\text{m})$	$\frac{h}{D}$	水 深 h (m)	t	流速 v (m/s)	长度 l (m)
1	2	3	4	5	6	7	8	9
C-F ₁	沉淀池入流管	150	450			0.0028	0.94	11
F ₁ -F ₁	计量渠	150						
F ₁ -①	沉淀池配水渠	150	0.8×1.5		0.48~0.46			3

- ① 包括回流污泥量在内。
② 按最不利条件,即推流式运行时,污水集中从一端入池计算。
③ 按式(8-1)、(8-2)计算: $B=0.9\left(1.2\frac{0.075}{2}\right)^{0.4}=0.27\text{m}$,取 0.3m ; $h_{11}=1.25\times 0.3=0.38\text{m}$
④ 出口处水深: $h_k=\sqrt[3]{(0.15\times 1.5)^2/9.8\times 0.6^2}=0.25\text{m}$ (1.5为安全系数),起端水深可按巴克梅切夫的水力指数公式用试算法决定,得 $h_0=0.35\text{m}$ 。
⑤ 曝气池集水槽采用潜孔出流,此处 h 为孔口至槽度高度(亦为损失了的水头)。

处理后的污水排入农田灌溉渠道以供农田灌溉,农田不需水时排入某江。由于某江水位远低于渠道水位,故构筑物高程受灌溉渠水位控制,计算时,以灌溉渠水位作为起点,逆流程向上推算各水面标高。考虑到二次沉淀池挖土太深时不利于施工,故排水总管的管底标高与灌溉渠中的设计水位平接(跌水0.8m)。

污水处理厂的设计地面高程为50.00m。

高程计算中,沟管的沿程水头损失按所定的坡度计算,局部水头损失按流速水头的倍数计算。堰上水头按有关堰流公式计算,沉淀池、曝气池集水槽系平底,且为均匀集水,自由跌水出流,故按下列公式计算:

$$B=0.9Q^{0.4} \tag{9-2}$$

$$h_0=1.25B \tag{9-3}$$

式中 Q ——集水槽设计流量,为确保安全,对设计流量再乘以1.2~1.5的安全系数,
 m^3/s ;
 B ——集水槽宽,m;
 h_0 ——集水槽起端水深,m。

高程计算如下:

	高程 m
灌溉渠道(点8)水位	49.25
排水总管(点7)水位	
跌水0.8m	50.05
窖井6后水位	
沿程损失 $=0.001\times 390=0.39\text{m}$	50.44
窖井6前水位	
管顶平接,两端水位差0.05m	50.49
二次沉淀池出水井水位	

沿程损失	$=0.0035 \times 100 = 0.35\text{m}$	50.84
二次沉淀池出水总渠起端水位		
沿程损失	$=0.35 - 0.25 = 0.10\text{m}$	50.94
二次沉淀池中水位		
集水槽起端水深	$=0.38\text{m}$	
自由跌落	$=0.10\text{m}$	
堰上水头(计算或查表)	$=0.02\text{m}$	
合计	0.50m	51.44
堰 F ₃ 后水位		
沿程损失	$=0.0028 \times 10 = 0.03\text{m}$	
局部损失	$=6.0 \frac{0.94^2}{2g} = 0.28\text{m}$	
合计	0.31m	51.75
堰 F ₃ 前水位		
堰上水头	$=0.26\text{m}$	
自由跌落	$=0.15\text{m}$	
合计	0.41m	52.16
曝气池出水总渠起端水位		
沿程损失	$=0.64 - 0.42 = 0.22\text{m}$	52.38
曝气池中水位		
集水槽中水位	$=0.26\text{m}$	52.64
堰 F ₂ 前水位		
堰上水头	$=0.38\text{m}$	
自由跌落	$=0.20\text{m}$	
合计	0.58m	53.22
点 3 水位		
沿程损失	$=0.62 - 0.54 = 0.08\text{m}$	
局部损失	$=5.85 \times \frac{0.69^2}{2g} = 0.14\text{m}$	
合计	0.22m	53.44
初次沉淀池出水井(点 2)水位		
沿程损失	$=0.0024 \times 27 = 0.07\text{m}$	
局部损失	$=2.46 \times \frac{1.07^2}{2g} = 0.15\text{m}$	
合计	0.22m	53.66
初次沉淀池中水位		
出水总渠沿程损失	$=0.35 - 0.25 = 0.10\text{m}$	
集水槽起端水深	$=0.44\text{m}$	
自由跌落	$=0.10\text{m}$	
堰上水头	$=0.03\text{m}$	

合计	0.67m	54.33
堰 F_1 后水位		
沿程损失 $= 0.0028 \times 11 = 0.04\text{m}$		
局部损失 $= 6.0 \times \frac{0.94^2}{2g} = 0.28\text{m}$		
合计	0.32m	54.65
堰 F_1 前水位		
堰上水头 $= 0.30\text{m}$		
自由跌落 $= 0.15\text{m}$		
合计	0.45m	55.10
沉砂池起端水位		
沿程损失 $= 0.48 - 0.46 = 0.02\text{m}$		
沉砂池出口局部损失 $= 0.05\text{m}$		
沉砂池中水头损失 $= 0.20\text{m}$		
合计	0.27m	55.37
格栅前(A点)水位		
过栅水头损失 0.15m		55.52m
总水头损失 6.27m		

上述计算中,沉淀池集水槽中的水头损失由堰上水头、自由跌落和槽起端水深 3 部分组成,见图 9-3。计算结果表明:终点泵站应将污水提升至标高 55.52m 处才能满足流程的水力要求。根据计算结果绘制了流程图,见图 9-4。

从图 9-4 及上述高程计算结果可见,整个污水处理流程,从栅前水位 55.52m 开始到排放点(灌溉渠水位)49.25m,全部水头损失为 6.27m,这是比较高的。应考虑降低其水头损失。从另一方面看,这一处理系统,在降低水头损失,节省能量方面,是有潜力可挖的。

该系统所采用的初次沉淀池、二次沉淀池,在形式上都是不带刮泥设备的多斗辐流式沉淀池,而且都是用配水井进行配水。曝气池采用的是 4 座完全混合型曝气池,而且污水由初次沉淀池采用的是水头损失较大的倒虹管进入曝气池。

初次沉淀池进水处的水位标高为 54.33m,二次沉淀池出水处的标高为 50.84,这一区段的水头损失为 3.49m,为整个系统水头损失的 56%。

如将初次沉淀池和二次沉淀池都改用平流式,曝气池也改为廊道式的推流式。而且将初次沉淀池——曝气池——二次沉淀池这一区段直接串联联接,中间不用配水井,采用相同的宽度,这一措施将大大地降低水头损失。

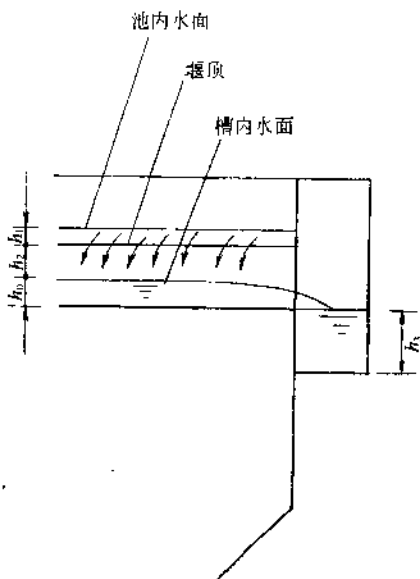


图 9-3 沉淀池集水槽水头损失计算图
 h_1 —堰上水头; h_2 —自由跌落; h_0 —集水槽起端水深; h_3 —总渠起端水深

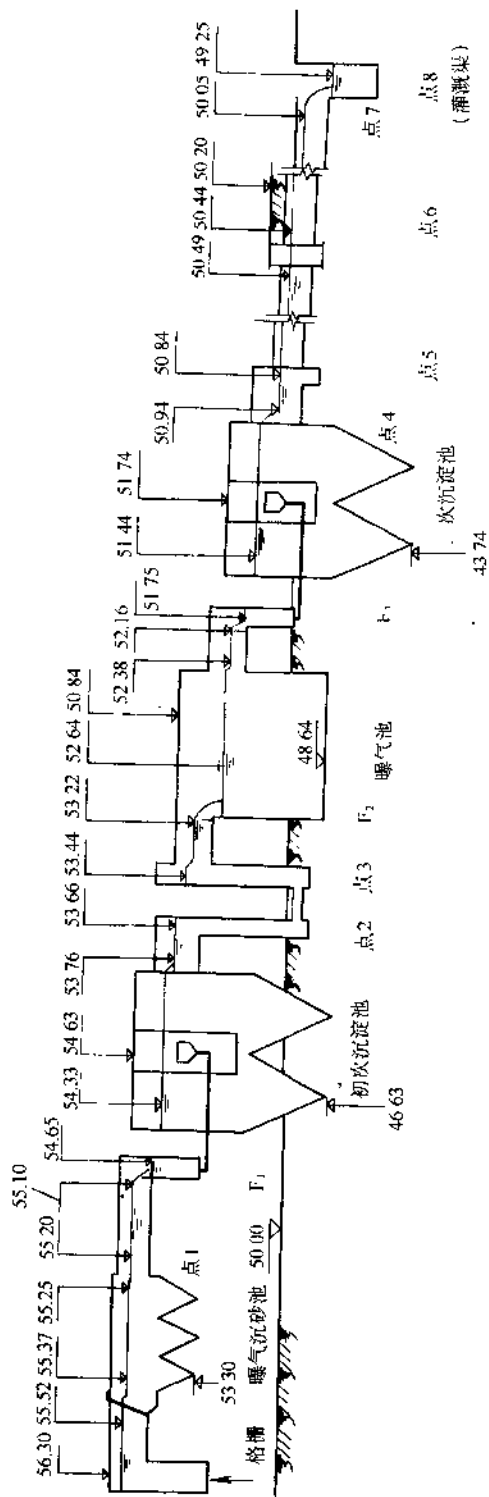
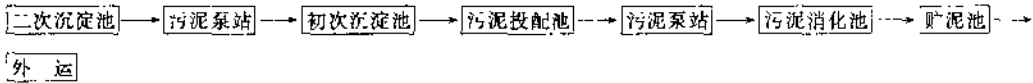


图 9-4 B市污水处理厂 污水处理流程高程布置图

经粗略估算,这一区段的水头损失可降至 1.4m 左右,可将水头损失降低 2.09m,这样,整个系统的水头损失能够降至 4.18m,这样能够显著地节省能量,降低运行成本,这是完全可行的。

以图 9-1 所示的 A 市污水处理厂的污泥处理流程为例,作污泥处理流程的高程计算。

该厂污泥处理流程为:



同污水处理流程,高程计算从控制点标高开始。

A 市污水处理厂厂址地面标高为 4.2m,初次沉淀池水面高点为 6.7m,二次沉淀池剩余污泥重力流排入污泥泵站。剩余污泥由污泥泵站打入初次沉淀池,在初次沉淀池起到生物凝聚作用,提高初次沉淀池的沉淀效果,并与初次沉淀池的沉淀污泥一道排入污泥投配池。

污泥处理流程的高程计算从初次沉淀池开始。

初次沉淀池排出的污泥,其含水率为 97%,污泥消化后,经静沉,含水率降至 96%。初次沉淀池至污泥投配池的管道用铸铁管,长 150m,管径 300mm。污泥在管内呈重力流,流速为 1.5m/s,按下式求得其水头损失为:

$$h_f = 2.49 \left(\frac{150}{0.3^{1.17}} \right) \left(\frac{1.5}{71} \right)^{1.85} = 1.2 \text{m}$$

自由水头 1.5m,则管道中心标高为:

$$6.7 - (1.20 + 1.50) = 4.0 \text{m}$$

流入污泥投配池的管底标高为:

$$4.0 - 0.15 = 3.85 \text{m}$$

污泥投配池的标高可据此确定,投配池及标高见图 9-5。

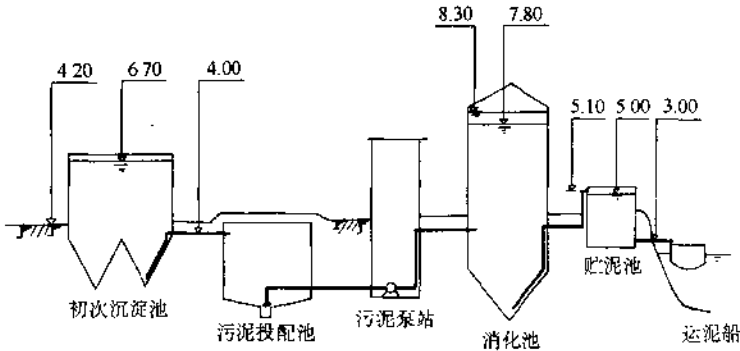


图 9-5 污泥处理流程高程图

消化池至贮泥池的各点标高受河水位的影响(即受河中运泥船高程的影响),故以此向上推算。设要求贮泥池排泥管管中心标高至少应为 3.0m 才能向运泥船排尽池中污泥,贮泥池有效深 2.0m。已知消化池至贮泥池的铸铁管管径为 200mm,管长 70m,并设管内流速为 1.5m/s,则根据上式已求得水头损失为 1.20m,自由水头设为 1.5m。又,消化池采用间歇式排泥运行方式,根据排泥量计算,一次排泥后池内泥面下降 0.5m 则排泥结束时消化池内泥面标高至少应为:

$$3.0+2.0+0.1+1.2-1.5=7.8\text{m}$$

开始排泥时的泥面标高:

$$7.8+0.5=8.3\text{m}$$

式中 0.1 为管道半径,即贮泥池中泥面与入流管管底平。

应当注意的是:当采用在消化池内撇去上清液的运行方式时,此标高是撇去上清液后的泥面标高,而不是消化池正常运行时的池内泥面标高。

当需排除消化池中底部的污泥时,则需用排泥泵排除。

根据以上的计算结果,绘制污泥处理流程的高程图(见图 9-5)。

9.6 污水处理厂的配水与计量

9.6.1 处理构筑物之间连接管渠的设计

从便于维修和清刷的要求考虑,连接污水处理构筑物之间的管渠,以矩形明渠为宜,明渠多由钢筋混凝土制成,也可采用砖砌,必要时或在必要部位,也可以采用钢筋混凝土管或铸铁管。在寒冷地区,为了防止冬季污水在明渠内冻结,在明渠上加设盖板。

为了防止污水中的悬浮物在管渠内沉淀,污水在明渠内必须保持一定的流速。在最大流量时,流速可介于 $1.0\sim 1.5\text{m/s}$ 之间,在最低流量时,流速不得小于 $0.4\sim 0.6\text{m/s}$ (特殊构造的渠道,流速可减至 $0.2\sim 0.3\text{m/s}$),在管道中的流速应大于在明渠中的流速,并尽可能大于 1m/s ,因为如在管道中产生沉淀难于清淤,增加维修工作量。

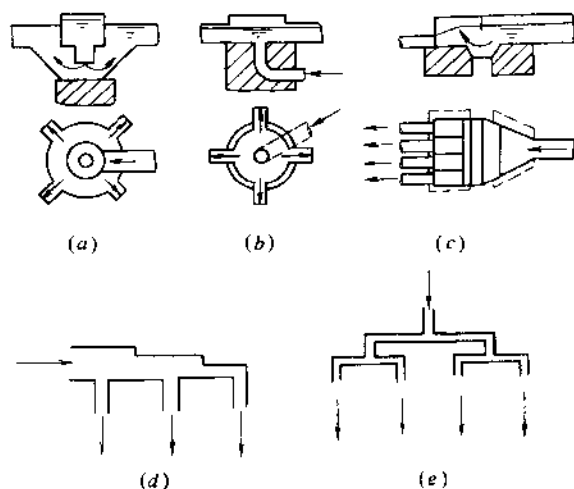


图 9-6 各种类型的配水设备

9.6.2 配水设备

污水处理厂中,同类型、同尺寸的处理构筑物一般都设有两座或两座以上,向它们均匀配水是污水处理厂设计的重要内容之一。若配水不均匀,各池负担不一样,一些构筑物可能出现超负荷,而另一些构筑物则又没有充分发挥作用。为了实现均匀配水,要设置合适的配水设备。图 9-6 所示为各种形式的配水设备,可按具体条件选用。图中(a)为中管式配水井,(b)为倒虹管式配水井,它们常用于 2 座或 4 座为一组的圆形处理构筑物的配水,因为对称性好,配水效果较好;(c)为挡板式配水槽,可用于更多同

类型的处理构筑物;(d)为一简单形式的配水槽,易修建,造价低,但配水的均匀性较差,(e)是它的改进形式,用于同类型构筑物多时的情况,配水效果较好,但构造稍复杂。

9.6.3 污水计量设备

准确地掌握污水处理厂的污水量,并对水量资料和其他运行资料进行综合分析,对提高污水处理厂的运行管理水平是十分必要的。为此,应在污水处理系统上设置计量设备。

对污水计量设备的要求是精度高、操作简单,不沉积杂物,并且能够配用自动记录仪表。

污水处理厂总处理水量的计量是必要的,总水量的计量设备,一般安装在沉砂池与初次沉淀池之间的渠道上或厂的总出水管渠上。如有可能,在每座主要处理构筑物上都应安装计量设备,但这样会使水头损失提高。

现在污水处理厂常用的水量计量设备是计量槽和薄壁堰,这两种设备基本上都能符合上述要求。

1. 计量槽

又称巴氏槽,构造见图 9-7 所示。

这种计量设备的精确度达 95%~98%,其优点是水头损失小,底部洗刷力大,不易沉积杂物。但对施工技术要求高,施工质量不好会影响量测精度。为保证施工质量,国外有的预制好一搪瓷衬里,而在现场埋置于钢筋混凝土槽内即可,效果良好。计量槽颈部有一较大坡底的底($i=0.375$),颈部后的扩大部分则具有较大的反坡。当水流至颈部时产生临界水深的急流,而当流至后面的扩大部分时,便产生水跃。因此,在所有其他条件相同时,水深仅随流量而变化。量得水深后,便可按有关公式求得其流量。

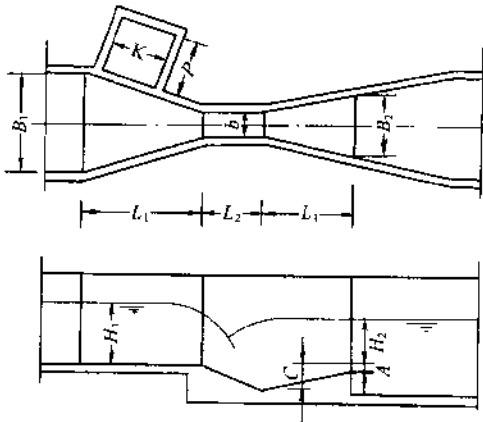


图 9-7 巴氏计量槽

巴氏计量槽主要部位尺寸为:

$$L_1=0.5b+1.2(\text{m})$$

$$L_2=0.6(\text{m})$$

$$L_3=0.9(\text{m})$$

$$B_1=1.2b+0.48(\text{m})$$

$$B_2=b+0.3(\text{m})$$

在自由流条件下,计量槽的流量,按下列公式计算

$$Q=0.372b(3.28H_1)^{1.569b^{0.026}} \tag{9-4}$$

式中 b ——喉宽,m;

H_1 ——上游水深,m。

不同喉宽(b 值)的流量计算公式列于下表。

不同喉宽 b 的流量计算公式				表 9-6
喉宽 b (m)	计算公式 (m^3/s)	喉宽 b (m)	计算公式 (m^3/s)	
0.15	$Q=0.329H_1^{1.494}$	0.60	$Q=1.406H_1^{1.549}$	
0.20	$Q=0.445H_1^{1.505}$	0.75	$Q=1.777H_1^{1.558}$	
0.25	$Q=0.562H_1^{1.514}$	0.90	$Q=2.152H_1^{1.566}$	
0.30	$Q=0.680H_1^{1.522}$	1.00	$Q=2.402H_1^{1.570}$	
0.40	$Q=0.920H_1^{1.533}$	1.25	$Q=3.036H_1^{1.579}$	
0.50	$Q=1.162H_1^{1.542}$	1.50	$Q=3.676H_1^{1.587}$	

2. 薄壁堰计量设备

这种计量设备比较稳定可靠,为了防止堰前渠底积泥,只宜设在处理系统之后。常用的薄壁堰有矩形堰、梯形堰和三角堰,后者的水头损失较大,适于量测小于 100L/s 的小流量。图 9-8 所示为矩形堰和三角堰。

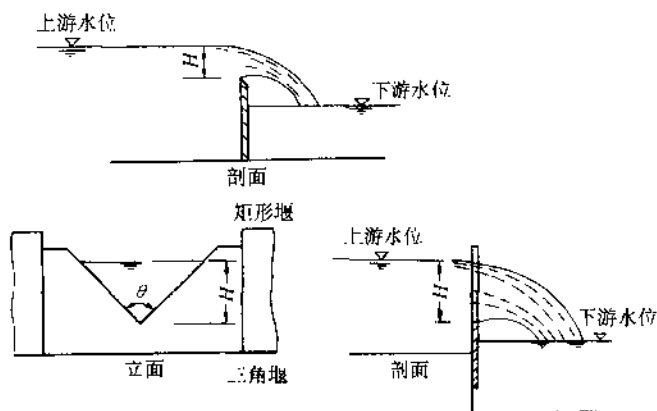


图 9-8 薄壁堰计量设备

过堰流量按水力学公式计算。

矩形堰的流量公式为:

$$Q = m_0 b H \sqrt{2gH} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (9-5)$$

式中 H ——堰顶水深, m;

b ——堰宽, m。

三角堰的流量公式为

当 $\theta = 90^\circ$ 时

$$Q = 1.43 H^{5/2} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (9-6)$$

当 $\theta = 60^\circ$ 时

$$Q = 0.826 H^{5/2} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (9-7)$$

3. 电磁流量计

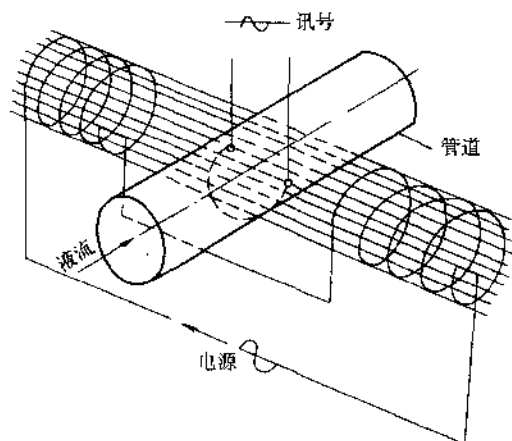


图 9-9 电磁流量计变送器作用原理

这是根据法拉第电磁感应原理量测流量的仪表,由电磁流量变送器和电磁流量转换器组成。前者安装于需量测的管道上(见图 9-9),当导电液体流过变送器时,切割磁力线而产生感应电势,并以电讯号输至较换器进行放大、输出。由于感应电势的大小仅与流体的平均流速有关,因而可测得管中的流量。电磁流量计可与其他仪表配套,进行记录、指示、积算、调节控制等。其优点为:(1)变送器结构简单可靠,内部无活动部件,维护清洗方便;(2)压力损失小,不易堵塞;(3)量测精度不受被测污水各项物理参数的影响;(4)无机

械惯性,反应灵敏,可量测脉动流量;(5)安装方便,无严格的前置直管段的要求。

这种计量设备在目前价格昂贵,需精心保养,难于维修。安装时要求变送器附近不应有电动机、变压器等强磁场或强电场,以免产生干扰,同时,要求在变送器内必须充满污水,否则可能产生误差。

近年来,国内还开发了几种测定管道中流量的设备,如插入式液体涡轮流量计、超声波流量计等。

9.7 污水处理厂的验收、运行管理、水质监测与自动控制

9.7.1 污水处理构筑物的验收

对竣工后的污水处理构筑物,应由运行管理单位组织有关人员认真而全面地进行验收。验收工作应包括:土建工程方面的验收和安装工程方面的验收。

验收时,应查对竣工构筑物是否和施工图纸相符合,核对其尺寸,检查其管道、孔洞位置,注意其施工质量(如混凝土池壁等是否有蜂窝或其他隐患),将构筑物注满清水,以检查其是否漏水,沉淀池的堰口是否水平、光洁等。应注意各构筑物的细部,重力流管渠等的相对标高是否符合要求,可使水沿各构筑物流动。还应有地下管线和其他隐蔽工程的竣工图和验收合格证明。

对安装工程的验收,除一般的管道及设备安装质量检查外,对压力容器(如压缩空气罐、消化气罐等)应作压力试验;对各种运动机械设备及所有仪表,均应检查其是否能正常运行。

9.7.2 污水处理厂的调试

验收工作结束后,即可进行污水处理构筑物的调试。调试对采用生物处理法的污水厂是必不可少的阶段,其主要工作:一是对某些设备的性能进行测定工作,二是驯化活性污泥(对活性污泥法)或进行所谓“挂膜”工作(对生物膜法)。就此已述于有关章节,不再重复。

在有条件时,最好能对污水处理厂的主要构筑物及其设备的性能进行测定。设备(如曝气叶轮、布气器等)的充氧能力或氧的利用率等的测定,是近年来各处理厂投产前常进行的测定项目。

在单池调试基础上,应进行全厂性联动调试。

9.7.3 污水处理厂的运行管理

必须认真做好污水处理厂的运行管理工作。污水处理厂的设计即使是非常合理,但如运行管理不善,也不能使整个处理厂运行正常和充分发挥其净化功能。

不断地提高污水处理厂操作工人的污水处理基本知识和技能,是提高技术管理水平的基本条件。

对污水处理厂的运行,要切实做好控制、观察、记录与水质分析监测工作,是提高技术管理水平的重要而又必需的手段,对提高我国污水处理厂的设计、运行水平也有积极的现实意义。控制与观察记录的内容主要为:

- (1) 处理的污水量;
- (2) 污泥产量或污泥处理量及消化气产量;
- (3) 空气、蒸汽(或热水)、药剂耗用量;
- (4) 生产耗电量;

(5) 各处理构筑物及整个污水处理厂的处理效果。必须对进水和出水定期地作水质分析或自动连续记录,分析项目要能反映处理效果和水质对运行的影响。

每一处理构筑物都必须备有值班记录本,逐日记录其运行情况、处理效果、事故、设备的检修等事项。

上述运行记录、水质监测分析数据,处理厂应设立技术档案妥善保管、备查。

定时对处理系统进行巡视和做好处理构筑物的清洁保养工作,是提高技术管理水平的一个重要措施。应与操作工人一起订出合理的切实可行的巡视路线,定时巡视观察,以便能及时发现运行中的不正常情况而采取相应措施。并应每天都认真做好处理构筑物的清洁保养工作。

9.7.4 污水处理厂的水质监测

水质监测是每座污水处理厂每日例行的工作。污水处理厂必须设有设备齐备的水质监测中心。每日对每座处理构筑物的水温、pH值、电导率、溶解氧、COD、BOD、TOD、TOC、氨氮以及曝气池内混合液浓度(MLSS)等参数进行测定,并行记录。由于在城市污水中工业废水多占有一定的比例,工业废水往往含有有毒有害物质,如重金属等,这些物质在城市污水中多是微量的或超微量的,对这些物质的监测只能使用仪器才能取得较为精确的结果。因此,有条件的污水处理厂还应当设置能够监测这些物质的仪器如:气象色谱仪、原子吸收仪等。

现在在国外比较普遍,在国内也业已开始,在污水处理厂设置水质综合自动监测系统装置,在各处理构筑物内的适当位置安设相应的传感装置,能够连续地将处理构筑物的水质状况传给中心控制室,使监测人员及时地掌握水质的变化动态。如水质出现异常状态,发出报警信号,使监测人员及时采取必要的技术措施。

近年来,一些发达国家的污水处理厂的水质监测正在发展红外、紫外、激光、微波等技术,使水质监测仪器向自动化、多参数监测和遥测、遥控的方向发展。这也是我国污水处理厂的发展方向。

9.7.5 污水处理厂的自动控制

对污水处理厂的运行采用自动监测、自动记录、自动操作、调节及集中控制等技术,是提高技术管理水平的重要途径与发展方向。采用电视设备对水泵机组等运转机械实行集中显示。图9-10所示是将电视机的摄像管安装于泵房内,摄像管将运行情况反映到集中控制室

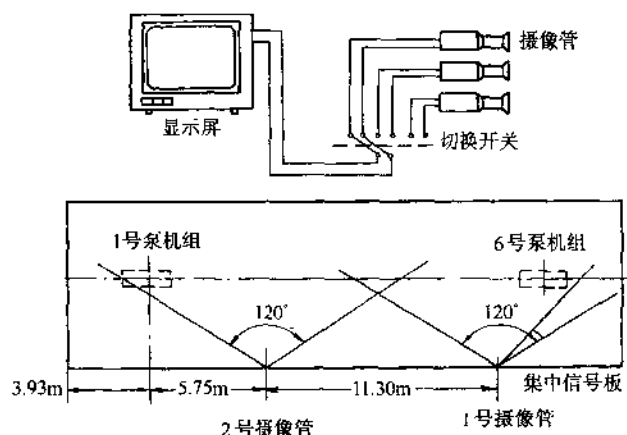


图 9-10 某厂集中显示、摄像管安装示意图

的显示屏上。近年来由于电子计算机的采用,最优化生产过程的控制与调节已有所实践。如曝气池的空气量最优调节系统,与水质、水量、回流污泥的质与量、溶解氧含量等参数有关,可以根据污水处理厂的运行数据与理论推导建立数学模式,输入计算机主存贮器,然后由计算机实现调节。

图 9-11 所示为某污水处理厂的推流式活性污泥处理流程图与自动控制调节示意图。图中表明:二次沉淀池的污泥液面计(2)和污泥调节池的液面计(3),都与自动阀(1)联动,以实现二次沉淀池排泥的调节,剩余污泥量 Q_w 则由溢流槽溢出。在曝气池入口口处,溶解氧的不足量用 DO 自动测定仪测定,该测定值与曝气池的运行参数及回流污泥浓度反映至电子计算机,以实现回流污泥量及风量的自动调节,从而使活性污泥系统的运行经常处于最优的工况状态,并节约了动力费用。

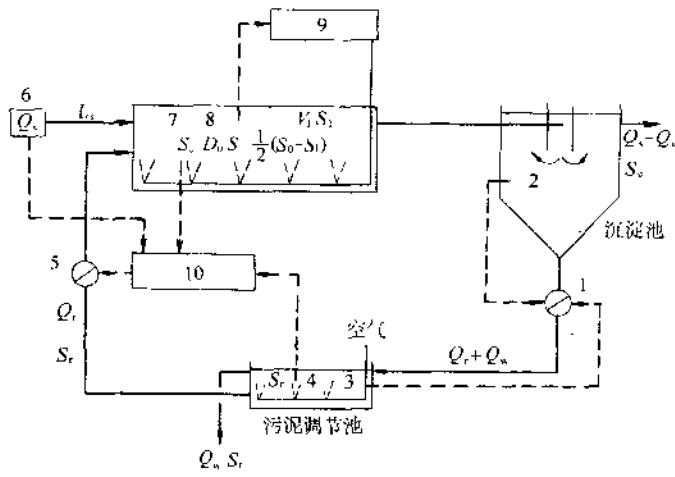


图 9-11 某污水处理厂推流式曝气池处理流程与自动控制调节图
 1—自动阀;2—污泥液面控制;3—液面控制;4— S_r 连续自动测定;5—回流污泥量控制;6— Q_r 连续自动测定;7— S_0 连续自动测定;8—DO 连续自动测定;
 9—鼓风机;10—电子计算机

9.8 城市污水处理厂的国内实例

我国“七五”、“八五”期间,在一些城市相继建设了污水处理厂,筹建污水处理厂的城市则更多。在这个时期建设的城市污水处理厂具有下列的特点:

- (1) 规模较大,一般都在 $50000\text{m}^3/\text{d}$ 以上,北京建成我国最大的污水处理厂,处理能力为 $50 \sim 100 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。
- (2) 比较广泛地采用引进的新技术、新工艺,不再仅限于传统的活性污泥法,例如,在昆明建成投产了以氧化沟为中心处理技术,包括同步脱氮除磷功能在内的深度处理系统的兰花沟污水处理厂;在邯郸建成了日处理水量达 $55000\text{m}^3/\text{d}$ 以三沟式氧化沟为主要处理构筑物的东污水处理厂;在山东泰安、青岛建成规模分别为 50000 及 $80000\text{m}^3/\text{d}$ 的 AB 法活性污泥处理系统的污水处理厂。此外,深井曝气法、间歇式活性污泥法系统、一体化氧化沟等新工艺在我国都得到了应用。

由我国自行开发生产的高效低耗的空气扩散装置,如各种类型的微孔空气扩散装置已在我国一些污水处理厂应用。

当前,在我国水环境保护。水污染防治已深入人心,受到了国家各级领导的高度重视,可以预见,随着我国经济实力的增强,城市污水处理厂的建设事业将得到长足的发展。

本章将对天津纪庄子污水处理厂及邯郸东污水处理厂作简要介绍。

9.8.1 天津纪庄子污水处理厂

天津市纪庄子污水处理厂是我国目前已建成、运行的规模较大的污水处理厂之一。日处理污水量 $26 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

该厂位于天津市区西南部,占地 350000 m^2 (525 亩),当量人口 127 万,单位 4412 个。由中国市政工程华北设计院设计,1981 年开始筹建,1984 年建成投产,在当时是我国已建成的规模最大的城市污水处理厂。

该厂的水质指标:

进水 $\text{BOD}_5 200 \text{ mg/L}$; $\text{SS } 250 \text{ mg/L}$

处理水 $\text{BOD}_5 25 \text{ mg/L}$; $\text{SS } 60 \text{ mg/L}$

10 多年的运行结果证实,该厂的处理水质均完全达到设计要求,并完全符合我国农业部规定的农灌标准。部分处理水现已用于灌溉农田。

该厂设有污水处理研究所,研究方向是污水处理净化新工艺、新技术、新材料和污水回用技术,以及污泥处理综合利用技术的开发等。

纪庄子污水处理厂采用渐减曝气式活性污泥法处理工艺。污泥采用中温厌氧二级消化处理,消化后污泥通过机械脱水后,运往农村充作肥料。消化过程产生的消化气则用于本厂发电和生活区生活用气。发电产生的余热用于污泥消化的加热。

该厂的污水与污泥处理工艺流程和总平面布置分别示于图 9-12 及图 9-13。而表 9-7 所列举的则是该厂主要处理构筑物的各项技术参数。

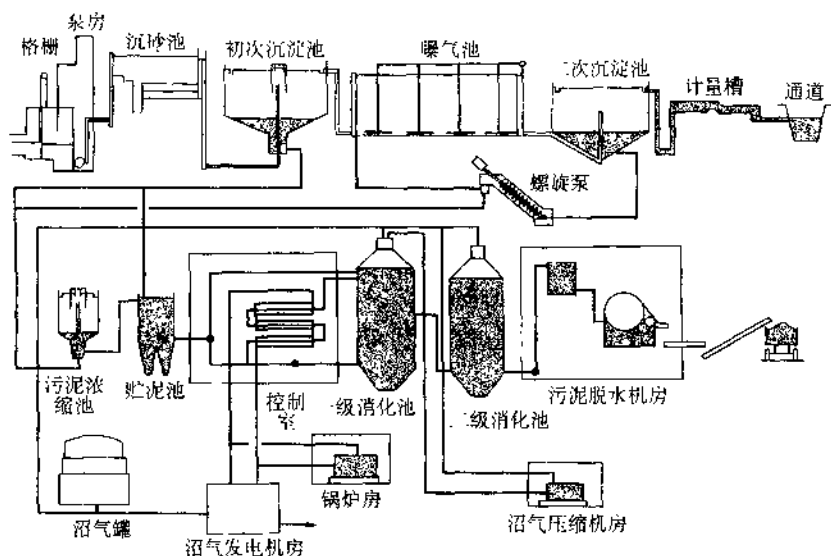


图 9-12 天津纪庄子污水处理厂污水污泥处理工艺流程

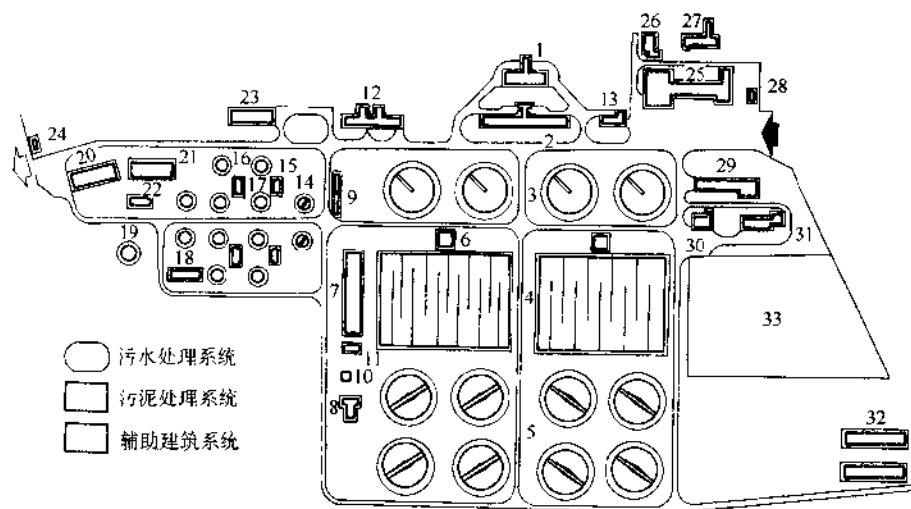


图 9-13 天津纪庄子污水处理厂平面布置图

1—污水泵房;2—沉砂池;3—初次沉淀池;4—曝气池;5—二次沉淀池;6—回流污泥泵房;7—鼓风机房;8—加氯间;9—计量槽;10—深井泵房;11—循环水池;12—总变电站;13—仪表间;14—污泥浓缩池;15—贮泥池;16—消化池;17—控制室;18—沼气压缩机房;19—沼气罐;20—污泥脱水机房;21—沼气发电机房;22—变电所;23—锅炉房;24—传达室;25—办公化验楼;26—浴室锅炉房;27—幼儿园;28—传达室;29—机修车间;30—汽车库;31—仓库;32—宿舍;33—试验厂

天津纪庄子污水处理厂主要处理构筑物各项技术参数

表 9-7

序 号	处理构筑物名称	有效容积 (m^3)	长 $\times$ 宽 $\times$ 高 (m)	座 数	停留时间	液面高度
1	曝气沉砂池	325.5	$30.6 \times 3.6 \times 3.2$	4	5min	8.13
2	初次沉淀池	5010	$\phi 45 \times 3.15$	4	2h	7.00
3	曝 气 池	21840	$560 \times 7.5 \times 5.2$	4	8h	5.70
4	二次沉淀池	3340	$\phi 45 \times 2.1$	8	2.5h	4.50
5	污泥浓缩池	916	$\phi 18 \times 3.6$	2	12h	4.20
6	贮 泥 池	181	$7 \times 7 \times 3.7$	4	12h	2.40
7	一级污泥消化池	2800	$\phi 18 \times 19.2$	8	14d	13.90
8	二级污泥消化池	2800	$\phi 18 \times 19.2$	2	3.5d	12.90
9	贮 气 罐	5000	$\phi 22 \times 23.55$	1	12h	

该厂曝气池采用的是五廊道推流式渐减曝气,空气扩散装置引进了英国霍克,西德利公司生产的微孔曝气装置和与其配套的鼓风机组和仪表。提高了氧的转移率,降低了电耗。收到了良好的效果。

该厂初次沉淀池和二次沉淀池都采用辐流式,二次沉淀池采用自动吸刮泥方式排泥。

该厂引进了法国得利满公司生产的 763-D 型折带式污泥脱水机。

纪庄子污水处理厂在一些单位的积极支持下,还开展污水回用工作,二级处理水现已应用于某煤厂制煤、道路喷洒、厂区绿化和农田灌溉。为了扩大二级处理水的回用范围,厂内

建设面积达 7700m² 的稳定塘,出水效果良好,除磷、脱氮也有一定的效果。

该厂拥有先进的监测手段,其中包括 80 年代高精度的仪器设备。

9.8.2 邯郸市东污水处理厂

邯郸市东污水处理厂是我国首次采用三沟式氧化沟处理城市污水的污水处理厂。总设计规模为 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$, 第一期工程规模为 $6.6 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。1989 年动工,1990 年 11 月建成,1991 年 3 月投入运行。

该厂位于邯郸市东部,占地面积 50003m²(75 亩),服务面积 26km²,服务人口 35 万,总占地面积 75 亩(按 $10 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 考虑)。

该厂平面布置图如图 9-14 所示,工艺流程则示之于图 9-15。

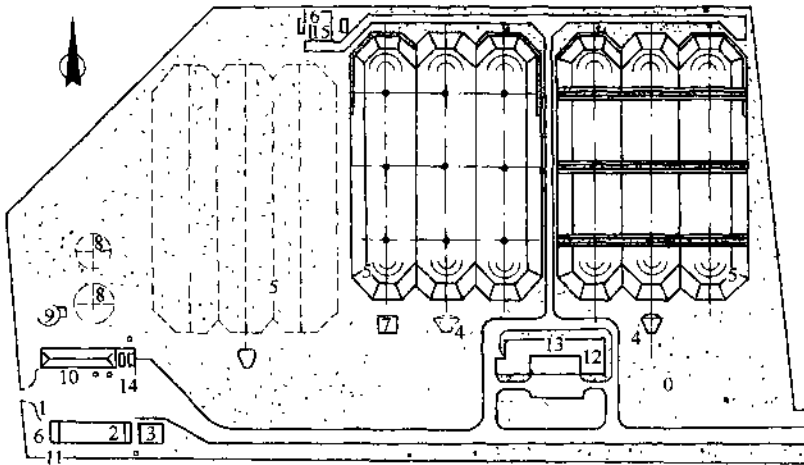


图 9-14 邯郸市东污水处理厂总平面布置

- 1—格栅间;2—曝气沉砂池;3—计量室;4—分配井;5—氧化沟;6—鼓风机房;7—污泥泵站;8—污泥浓缩池;9—均质池;10—污泥脱水机房;11—废水泵房;12—变压器/配电室;13—管理室;14—容器;15—反冲洗泵站;16—处理水泵站

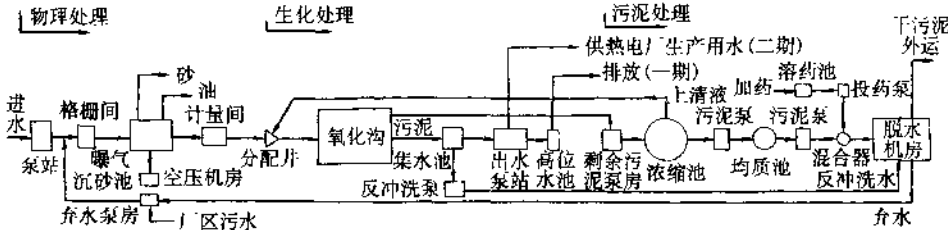


图 9-15 邯郸市东污水处理厂处理流程

由图可见,该厂工艺流程由 3 部分组成,第一部分是由格栅及曝气沉砂池组成的物理处理系统,第二部分则是以三沟式氧化沟为处理构筑物的生物处理,第三部分为污泥处理系统,氧化沟内的混合液经污泥泵站抽送至浓缩池然后经均质池送入脱水间,经带式压滤机脱水后外运。

由上述可见,该厂工艺流程比较简单,无需设初沉池与二沉池以及污泥回流装置,又由于污泥龄较长,污泥多已趋稳定,勿需另设污泥消化池。

三沟式氧化沟(T 型),共两组,每组平面尺寸为 $98 \times 73\text{m}$,水深 3.5m,两组总容积

39900m³,共按装有直径 1m、长 9m 的曝气转刷 28 台(转速 72r/min、功率 45kW、充氧能力 74kgO₂/h)其中 12 台是可变速的,低速运行时仅维持污泥处于悬浮状态并推动混合液前进,无充氧功能,使混合液处于缺氧状态。中间氧化沟连续充作曝气池,而两侧的氧化沟则交替作为曝气池和二次沉淀池。氧化沟共设 6 个进水点,分别设在每座氧化沟的进水端的每条沟底部,在两侧沟的另一端共设有 5m 长的可调式溢流堰 32 座,用以控制出水和转刷的淹没深度。

该厂有比较先进的维护管理手段,设有中心控制室,各处理构筑物和设备的运行状况能够在中心控制室的模拟盘上显示出来,如设于氧化沟中的 6 个溶解氧测定仪的数据显示并连续记录。并可以根据预先设定的硝化和反硝化运行程序和溶解氧浓度,自动控制转刷的运行,取得硝化与反硝化的效应和脱氮的效果。

该厂在污泥处理系统拥有 2 台 HP-2000 型带式压滤机,带宽 2000mm,单台能力 12~15m³/h,功率 2.5kW,原污泥固体含率为 2%~4%,经压滤机处理后上升到 20%,含水率为 80%。

该厂投产后,运行一直正常、稳定,各项指标均达到设计要求(参见表 9-8)。

邯郸市东污水处理厂进水及处理水水质 表 9-8

类 别	BOD (mg/L)	COD (mg/L)	SS (mg/L)	NH ₃ -N (mg/L)	FN (mg/L)	TP (mg/L)
原污水	90~130	178~225	70~150	14.5~22.3	38.5~50.4	6.9~13.3
范围						
平均	105.8	194.8	95.5	17.4	43.8	8.3
处理水	2.5~17.1	19.5~35.8	5.5~11.8	0.65~4.1	8.9~17.9	1.8~5.3
范围						
平均	6.8	26.6	7.7	2.5	11.7	3.1
设计值	134	—	100	22.0	—	—
原污水						
处理水	15	—	10	2~3	6~12	—

第3篇 工业废水处理

第10章 工业废水处理概论

10.1 概 述

10.1.1 工业废水的分类

工业企业各行业中生产过程中排出的废水,统称工业废水,其中包括生产污水、冷却水和生活污水3种。

为了区分工业废水的种类,了解其性质,认识其危害,研究其处理措施,通常进行废水的分类,一般有3种分类方法。

(1) 按行业的产品加工对象分类。如冶金废水、造纸废水、炼焦煤气废水、金属酸洗废水、纺织印染废水、制革废水、农药废水、化学肥料废水等。

(2) 按工业废水中所含主要污染物的性质分类。含无机污染物为主的称为无机废水,含有机污染物为主的称为有机废水。例如,电镀和矿物加工过程的废水是无机废水,食品或石油加工过程的废水是有机废水。这种分类方法比较简单,对考虑处理方法有利。如对易生物降解的有机废水一般采用生物处理法,对无机废水一般采用物理、化学和物理化学法处理。不过,在工业生产过程中,一种废水往往既含无机物,也含有机物。

(3) 按废水中所含污染物的主要成分分类。如酸性废水、碱性废水、含酚废水、含镉废水、含铬废水、含锌废水、含汞废水、含氟废水、含有机磷废水、含放射性废水等。这种分类方法的优点是突出了废水的主要污染成分,可有针对性地考虑处理方法或进行回收利用。

除上述分类方法外,还可以根据工业废水处理的难易程度和废水的危害性,将废水中的主要污染物分为3类。

(1) 易处理、危害性小的废水。如生产过程中产生的热排水或冷却水,对其稍加处理,即可排放或回用。

(2) 易生物降解无明显毒性的废水。可采用生物处理法。

(3) 难生物降解又有毒性的废水。如含重金属废水,含多氯联苯和有机氯农药废水等。

上述废水的分类方法只能作为了解污染源时的参考。实际上,一种工业可能排出几种不同性质的废水,而一种废水又可能含有多种不同的污染物。例如染料工业,既排出酸性废水,又排出碱性废水。纺织印染废水由于织物和染料的不同,其中的污染物和浓度往往有很大差别。

10.1.2 工业废水对环境的污染

水污染是我国面临的主要环境问题之一。随着我国工业的发展,工业废水的排放量日益增加,达不到排放标准的工业废水排入水体后,会污染地表水和地下水。水体一旦受到污染,要想在短时间内恢复到原来的状态是不容易的。水体受到污染后,不仅会使其水质不符合饮用水、渔业用水的标准,还会使地下水中的化学有害物质和硬度增加,影响地下水的利用。我国的水资源并不丰富,若按人口平均占有径流量计算,只相当于世界人均值的四分之一。而地表水和地下水的污染,将进一步使可供利用的水资源数量日益减少,势必影响工农渔业生产,直接或间接地给人民生活 and 身体健康带来危害。

几乎所有的物质,排入水体后都有产生污染的可能性。各种物质的污染程度虽有差别,但超过某一浓度后会产生危害。

(1) 含无毒物质的有机废水和无机废水的污染。有些污染物质本身虽无毒性,但由于量大或浓度高而对水体有害。例如排入水体的有机物,超过允许量时,水体会出现厌氧腐败现象;大量的无机物流入时,会使水体内盐类浓度增高,造成渗透压改变,对生物(动植物和微生物)造成不良的影响。

(2) 含有毒物质的有机废水和无机废水的污染。例如含氰、酚等急性有毒物质、重金属等慢性有毒物质及致癌物质等造成的污染。致毒方式有接触中毒(主要是神经中毒)、食物中毒、糜烂性毒害等。

(3) 含有大量不溶性悬浮物废水的污染。例如,纸浆、纤维工业等的纤维素,选煤、选矿等排放的微细粉尘,陶瓷、采石工业排出的灰砂等。这些物质沉积水底有的形成“毒泥”,发生毒害事件的例子很多。如果是有机物,则会发生腐败,使水体呈厌氧状态。这些物质在水中还会阻塞鱼类的鳃,导致呼吸困难,并破坏产卵场所。

(4) 含油废水产生的污染。油漂浮在水面既损美观,又会散出令人厌恶的气味。燃点低的油类还有引起火灾的危险。动植物油脂具有腐败性,消耗水体中的溶解氧。

(5) 含高浊度和高色度废水产生的污染。引起光通量不足,影响生物的生长繁殖。

(6) 酸性和碱性废水产生的污染。除对生物有危害作用外,还会损坏设备和器材。

(7) 含有多种污染物质废水产生的污染。各种物质之间会产生化学反应,或在自然光和氧的作用下产生化学反应并生成有害物质。例如,硫化钠和硫酸产生硫化氢,亚铁氰盐经光分解产生氰等。

(8) 含有氮、磷等工业废水产生的污染。对湖泊等封闭性水域,由于含氮、磷物质的废水流入,会使藻类及其他水生生物异常繁殖,使水体产生富营养化。

10.2 工业废水污染源调查

10.2.1 控制工业废水污染源的基本途径

控制工业废水污染源的基本途径是减少废水排出量和降低废水中污染物浓度,现分述如下:

1. 减少废水排出量

减少废水排出量是减小处理装置规模的前提,必须充分注意,可采取以下措施:

(1) 废水进行分流。将工厂所有废水混合后再进行处理往往不是好方法,一般都必须进

行分流。对已采用混合系统的老厂来说,无疑是困难的,但对新建工厂,必须考虑废水的分流问题。

(2) 节约用水。每生产单位产品或取得单位产值排出的废水量称为单位废水量。即使在同一行业中,各工厂的单位废水量也相差很大,合理用水的工厂,其单位废水量低。常见这样的例子,许多工厂在枯水季节,工业用水限制为原用水量的 50% 时,生产能力并未下降,但用水限制解除后,又恢复到原有水平,这说明有些工厂节水的潜力是很大的。

(3) 改革生产工艺。改革生产工艺是减少废水排放量的重要手段。措施有更换和改善原材料、改进装置的结构和性能,提高工艺的控制水平、加强装置设备的维修管理等。若能使某一工段的废水不经处理就用于其他工段,就能有效地降低废水量。

(4) 避免间断排出工业废水。例如电镀工厂更换电镀废液时,常间断地排出大量高浓度废水,若改为少量均匀排出,或先放入贮液池内再连续均匀排出,能减少处理装置的规模。

2. 降低废水污染物的浓度

通常,生产某一产品产生的污染物量是一定的,若减少排水量,就会提高废水污染物的浓度,但采取各种措施也可以降低废水的浓度。废水中污染物来源有二:一是本应成为产品的成分,由于某种原因而进入废水中,如制糖厂的糖分等;二是从原料到产品的生产过程中产生的杂质,如纸浆废水中含有的木质素等。后者是应废弃的成分,即使减少废水量,污染物质的总量也不会减少,因此废水中污染物浓度会增加。对于前者,若能改革工艺和设备性能,减少产品的流失,废水的浓度便会降低。可采取以下措施降低废水污染物的浓度:

(1) 改革生产工艺,尽量采用不产生污染物的工艺。例如,纺织厂棉纺的上浆,传统都采用淀粉作浆料,这些淀粉在织成棉布后,由于退浆而变为废水的成分,因此纺织厂废水中总 BOD₅ 的 30%~50% 来自淀粉。最好采用不产生 BOD 的浆料,如羧甲基纤维素(CMC)的效果很好,目前已有厂家使用。但在采用此项新工艺时,还必须从毒性等方面研究它对环境的影响。其他例子很多,例如电镀工厂镀锌、镀铜时避免使用氰的方法,已在生产上采用。

(2) 改进装置的结构和性能。废水中的污染物质是由产品的成分组成时,可通过改进装置的结构和性能,来提高产品的收率,可降低废水的浓度。以电镀厂为例,可在电镀槽与水洗槽之间设回收槽,减少镀液的排出量,使废水的浓度大大降低。又如炼油厂,可在各工段设集油槽,防止油类排出,以减少废水的浓度。

(3) 废水进行分流。在通常情况下,避免少量高浓度废水与大量低浓度的废水互相混合,分流后分别处理往往是经济合理的。例如电镀厂含重金属废水,可先将重金属变成氢氧化物或硫化物等不溶性物质与水分离后再排出。电镀厂有含氰废水和含铬废水时,通常分别进行处理。适于生物处理的有机废水应避免有毒物质和 pH 值过高或过低的废水混入。应该指出的是,不是在任何情况下高浓度废水或有害废水分开处理都是有利的。

(4) 废水进行均和。废水的水量 and 水质都随时间而变动,可设调节池进行均质。虽然不能降低污染物总量,但可均和浓度。在某种情况下,经均质后的废水可达到排放标准。

(5) 回收有用物质。这是降低废水污染物浓度的最好方法。例如从电镀废水中回收铬酸,从纸浆蒸煮废液中回收药品等。

(6) 排出系统的控制。当废水的浓度超过规定值时,能立即停止污染物发生源工序的生产或预先发出警报。

10.2.2 污染源调查

1. 现场调查,内容如下:

(1) 查明工厂在正常和高负荷操作条件下的水平衡状况;(2) 记下所有用水工序,并编制每个工序的水平衡明细表;(3) 从各排水工序和总排水口取水样进行水质分析;(4) 确定排放标准。

2. 资料分析,应明确下列事项:

(1) 能否通过改进工艺或设备减少废水量和降低浓度;(2) 有无回收有用物质的可能性;(3) 有无可能将需处理废水和不需处理就可排放或利用的废水进行分流。

10.3 废水的排放标准

10.3.1 国家标准《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)

《污水综合排放标准》见附录 11。该标准按污水排放去向,分年限规定了 69 种污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量。该标准适用于现有单位水污染物的排放管理,以及建设项目的环评评价、建设项目环境保护设施设计、竣工验收及其投产后的排放管理。

该标准将排放的污染物按其性质及控制方式分为两类。

第一类污染物是指总汞、烷基汞、总镉、总铬、六价铬、总砷、总铅、总镍、苯并(a)芘、总铍、总银、总 α 放射性和 β 放射性等毒性大、影响长远的有毒物质。含有此类污染物的废水,不分行业和污水排放方式,也不分受纳水体的功能类别,一律在车间或车间处理设施排放口采样,其最高允许排放浓度必须达到本标准要求(采矿行业的尾矿坝出水口不得视为车间排放口)。第一类污染物最高允许排放浓度见标准中表 1。

第二类污染物,指 pH 值、色度、悬浮物、BOD₅、COD、石油类等。这类污染物的排放标准,按污水排放去向分别执行一、二、三级标准,这样就使该排放标准与《地面水环境质量标准》(GB 3838—88)和《海水水质标准》(GB 3097—82)有机地联系起来。

该标准按年限规定了第一类污染物和第二类污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量。1997 年 12 月 31 日之前建设(包括改、扩建)的单位,水污染物的排放必须同时执行标准中表 1、表 2 和表 3 的规定;1998 年 1 月 1 日起建设(包括改、扩建)的单位,水污染物的排放必须同时执行表 1、表 4 和表 5 的规定。

10.3.2 部级标准《污水排入城市下水道水质标准》(CJ 18—86)

该标准见附录 13。为了保护城市下水道设施不受破坏,保护城市污水处理厂的正常运行,保障养护管理人员的人身安全,保护环境,防止污染,充分发挥设施的社会效益、经济效益、环境效益,制定了本标准。

标准规定如下:

(1) 严禁排入腐蚀下水道的污水

(2) 严禁向城市下水道倾倒垃圾、积雪、粪便、工业废渣和排放易于凝集堵塞下水道的物质。

(3) 严禁向城市下水道排放剧毒物质(氰化钠、氰化钾)、易燃、易爆物质(汽油、煤油、重油、润滑油、煤焦油、苯系物、醚类及其他有机溶剂)和有害气体。

(4) 医疗卫生、生物制品、科学研究、肉类加工等含有病原体的污水,必须经过严格消毒处理,除遵守本标准外,还必须按有关专业标准执行。

(5) 放射性污水向城市下水道排放,除遵守本标准外,还必须按《放射防护规定》[GBJ 8—74(内部试行)]执行。

(6) 水质超过本标准的污水,不得用稀释法降低其浓度,排入城市下水道。

10.3.3 国家标准《农田灌溉水质标准》(GB 5084—92)

该标准见附录 12。为了防止土壤、地下水和农产品污染,保障人体健康,维护生态平衡,促进经济发展,制定了本标准。该标准规定了农田灌溉水质要求,标准实施办法和采样监测方法。标准适用于全国以地面水、地下水和处理后的城市污水及与城市污水水质相近的工业废水作为水源的农田灌溉用水,不适用于医药、生物制品、化学试剂、农药、石油炼制、焦化和有机化工等处理后的废水进行灌溉。严禁使用污水浇灌生食的蔬菜和瓜果。向农田灌溉渠道排放处理后的工业废水和城市污水,应保证其下游最近灌溉取水点的水质符合本标准。

废水排向渔业水体或海洋时应符合《渔业水质标准》(试行 1979—03 发布)及《海水水质标准》(GB 3097—83)。

我国有关部门规定,各地方可根据当地情况制定地方标准,但原则上应严格执行国家、部和行业标准。

10.4 工业废水处理方法概述

10.4.1 废水处理方法

废水处理过程是将废水中所含有的各种污染物与水分离或加以分解,使其净化的过程。废水处理法大体可分为:物理处理法、化学处理法、物理化学处理法和生物处理法。

1. 物理处理法

物理处理法又可分为调节、离心分离、沉淀、除油、过滤等。

2. 化学处理法

化学处理法又可分为中和、化学沉淀、氧化还原等。

3. 物理化学处理法

又可分为混凝、气浮、吸附、离子交换、膜分离等方法。

4. 生物处理法

又可分为好氧生物处理法、厌氧生物处理法。

10.4.2 废水处理方法的选择

1. 污染物在废水中存在状态

选择废水处理方法前,必须了解废水中污染物的形态。一般污染物在废水中处于悬浮、胶体和溶解 3 种形态。通常根据它们粒径的大小来划分。悬浮物粒径为 $1\sim 100\mu\text{m}$,胶体粒径为 $1\text{nm}\sim 1\mu\text{m}$,溶解物粒径小于 1nm 。一般来说,易处理的污染物是悬浮物,而胶体和溶解物则较难处理。悬浮物可通过沉淀、过滤等与水分离,而胶体和溶解物则必须利用特殊的物质使之凝聚或通过化学反应使其粒径增大到悬浮物的程度,或利用微生物或特殊的膜等将其分解或分离。

2. 废水处理方法的确定

可参考已有的相同工厂的工艺流程确定。如无资料可参考时,可通过试验确定,简述如下:

(1) 有机废水

1) 含悬浮物时,用滤纸过滤,测定滤液的 BOD_5 、 COD 。若滤液中的 BOD_5 、 COD 均在要求值以下,这种废水可采取物理处理方法,在悬浮物的去除同时,也能将 BOD_5 、 COD 一道去除。

2) 若滤液中的 BOD_5 、 COD 高于要求值,则需考虑采用生物处理方法。进行生物处理试验时,确定能否将 BOD 与 COD 同时去除。

好氧生物处理法去除废水中的 BOD_5 和 COD ,由于工艺成熟,效率高且稳定,所以获得十分广泛的应用,但由于需供氧,故耗电较高。为了节能并回收沼气,常采用厌氧法去除 BOD 和 COD ,特别是处理高浓度 BOD_5 和 COD 废水比较适用($BOD_5 > 1000\text{mg/L}$),现在将厌氧法用于低 BOD 、 COD 废水的处理,亦获得成功。但是,从去除效率看, BOD_5 去除率不一定高,而 COD 去除率反而高些。这是由于难降解的 COD ,经厌氧处理后转化为容易生物降解的 COD ,使高分子有机物转化为低分子有机物。对于某些工业废水也存在此种现象。如仅用好氧生物处理法处理焦化厂含酚废水,出水 COD 往往保持在 $400 \sim 500\text{mg/L}$,很难继续降低。如果采用厌氧作为第一级,再串以第二级好氧法,就可使出水 COD 下降到 $100 \sim 150\text{mg/L}$ 。因此,厌氧法常常用于含难降解 COD 工业废水的处理。

3) 若经生物处理后 COD 不能降低到排放标准时,就要考虑采用深度处理。

(2) 无机废水

1) 含悬浮物时,需进行沉淀试验,若在常规的静置时间内达到排放标准时,这种废水可采用自然沉淀法处理。

2) 若在规定的静置时间内达不到要求值时,则需进行混凝沉淀试验。

3) 当悬浮物去除后,废水中仍含有有害物质时,可考虑采用调节 pH 值、化学沉淀、氧化还原等化学方法。

4) 对上述方法仍不能去除的溶解性物质,为了进一步去除,可考虑采用吸附、离子交换等深度处理方法。

(3) 含油废水

首先做静置上浮试验分离浮油,再进行分离乳化油的试验。

第 11 章 工业废水的物理处理

11.1 调 节 池

从工业企业和居民区排出的废水,其水量和水质都是随时间而变化的,工业废水的变化幅度一般比城市污水大。为了保证后续处理构筑物或设备的正常运行,需对废水的水量和水质进行调节。调节水量和水质的构筑物称为调节池。

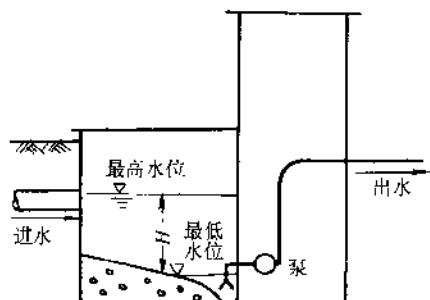


图 11-1 水量调节池

11.1.1 水量调节池

常用的水量调节池,如图 11-1 所示。进水为重力流,出水用泵抽升,池中最高水位不高于进水管的设计水位,有效水深一般为 2~3m。最低水位为死水位。

调节池的容积可用图解法计算。例如某工厂的废水在生产周期(T)内的废水流量变化曲线,如图 11-2 所示。曲线下在 T 小时内所围的面积,等于废水

总量 $W_T(\text{m}^3)$ 。

$$W_T = \sum_{i=0}^T q_i t_i \quad (11-1)$$

式中 q_i ——在 t 时段内废水的平均流量, m^3/h ;

t_i ——时段, h 。

在周期 T 内废水平均流量 $Q, \text{m}^3/\text{h}$ 为:

$$Q = \frac{W_T}{T} = \frac{\sum_{i=0}^T q_i t_i}{T} \quad (11-2)$$

根据废水量变化曲线,可绘制如图 11-3 所示的废水流量累积曲线。流量累积曲线与周期 T (本例为 24h)的交点 A 读数为 $W_T(1464\text{m}^3)$,联接 OA 直线,其斜率为 $Q(61\text{m}^3/\text{h})$ 。假设一台水泵工作,该线即为泵抽水量的累积水量。

对废水量累积曲线,作平行于 OA 的两条切线 ab, cd ,切点为 B 和 C ,通过 B 和 C ,作平行于纵坐标的直线 BD 和 CE ,此二直线与出水累积曲线分别相交于 D 和 E 点。从纵坐标可得到 BD 和 CE 的水量分别为 220m^3 和 90m^3 ,两者相加即为所需调节池的容积为 310m^3 。图中虚线为调节池内水量变化曲线。

11.1.2 水质调节池

1. 普通水质调节池

对调节池可写出物料平衡方程:

$$C_1 QT + C_0 V = C_2 QT + C_2 V \quad (11-3)$$

式中 Q ——取样间隔时间内的平均流量;

C_1 ——取样间隔时间内进入调节池污物的浓度;

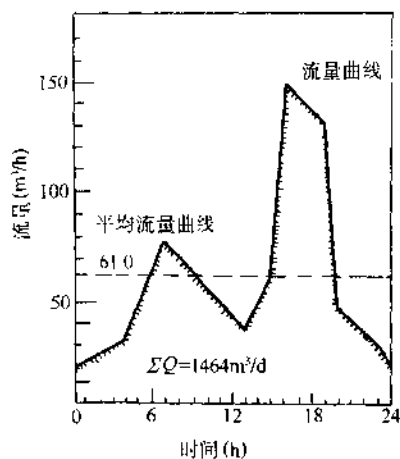


图 11-2 某厂废水流量曲线

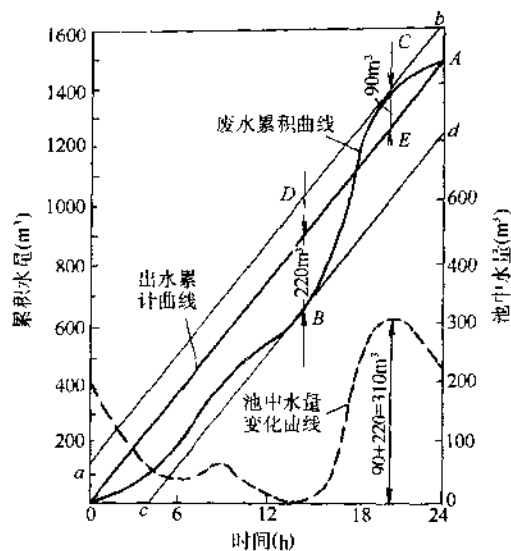


图 11-3 某厂废水流量累积曲线

T ——取样间隔时间；

C_0 ——取样间隔开始时调节池内污物的浓度；

V ——调节池容积；

C_2 ——取样间隔时间终了时调节池出水污物的浓度。

假设在一个取样间隔时间内出水浓度不变,将上式变化后,每一个取样间隔后的出水浓度为

$$C_2 = \frac{C_1 T + C_0 V / Q}{T + V / Q} \quad (11-4)$$

当调节池容积已知时,利用上式可求出各间隔时间的出水污物浓度。

【例题 11-1】

某工厂生产周期为 8h,废水水量和 BOD 浓度变化如表 11-1 所示。取样间隔时间为 1h。求调节池停留时间为 8h 和 4h 出水 BOD 的浓度。

流量和进出水 BOD 浓度

表 11-1

时 段	流 量 (m³/min)	进 水 浓 度 (mg/L)	出 水 浓 度 (mg/L)	
			$t = 8h$	$t = 4h$
1	6.1	245	187	198
2	0.8	64	185	193
3	3.8	54	173	169
4	4.5	167	172	169
5	6.0	329	194	208
6	7.6	48	169	162
7	4.5	55	157	141
8	3.8	395	179	181
平 均	4.63	178	178	178
P	—	—	1.09	1.17

【解】

从表 11-1 查得平均流量为 4.63 m³/min,停留时间为 8h,调节池的容积为

$$V = Qt = 4.63 \times 8 \times 60 = 2223 \text{m}^3$$

第一时间间隔后的出水浓度为

$$C_2 = \frac{C_1 T + C_0 V / Q}{T + V / Q} = \frac{245 \times 1 + 179 \times 2223 / (6.1 \times 60)}{1 + 2223 / (6.1 \times 60)} = 187 \text{mg/L}$$

其他时间间隔后的出水浓度列于表 11-1 中。

调节池进水最大浓度与最小浓度比 P 为

$$P = \frac{395}{48} = 8.2$$

调节池出水最大浓度与平均浓度比 P 为

$$P = \frac{194}{178} = 1.09$$

同样,可算出停留时间为 4h,调节池的容积、各时间间隔后的出水浓度及出水的 P 值。

调节池出水的 P 值应小 1.2。实际调节池采用 4h。

2. 穿孔导流槽式水质调节池

调节池如图 11-4 所示。同时进入调节池的废水,由于流程长短不同,使前后进入调节池的废水相混合,以此来均和水质。

这种调节池的容积可按式计算:

$$W_T = \sum_{i=1}^t \frac{q_i}{2} \quad (11-5)$$

考虑到废水在池内流动可能出现短路等因素,一般引入 $\eta = 0.7$ 的容积加大系数。则上式应为:

$$W_T = \sum_{i=1}^t \frac{q_i}{2\eta} \quad (11-6)$$

水质调节池的型式除上述矩形的调节池外还有方形和圆形的调节池。圆形调节池如图 11-5 所示。

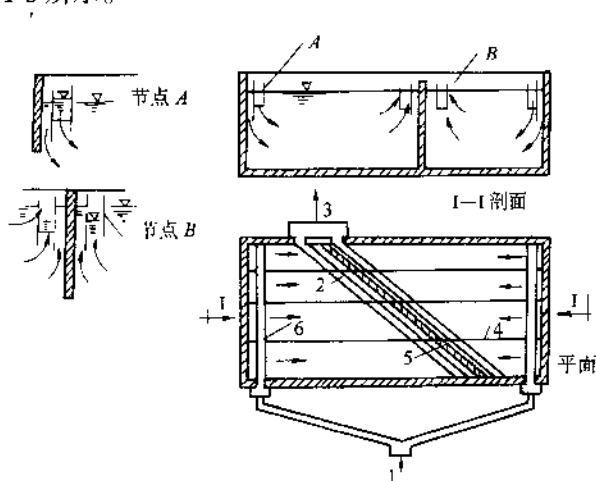


图 11-4 穿孔导流槽式调节池

1—进水;2—集水;3—出水;4—纵向隔板;5—斜向隔板;6—配水槽

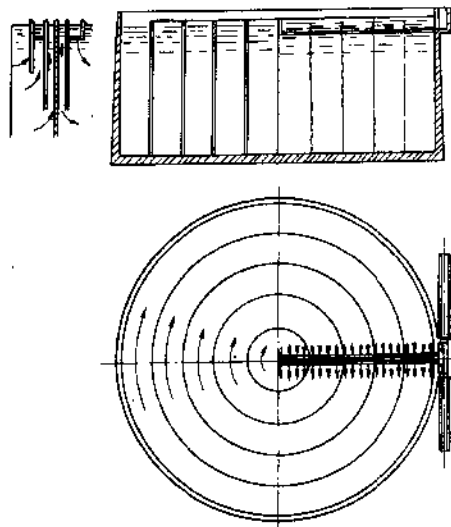


图 11-5 同心圆型调节池

【例题 11-2】

已知某化工厂的酸性废水的平均日流量为 $1000\text{m}^3/\text{d}$, 废水流量及盐酸浓度列于表 11-2 中, 求 6h 的平均浓度和调节池的容积。

【解】

1. 将表 11-2 中的数据绘制成水质和水量变化曲线图, 见图 11-6。

某化工厂酸性废水浓度与流量的变化

表 11-2

时 间(h)	流 量(m^3/h)	浓 度(mg/L)	时 间(h)	流 量(m^3/h)	浓 度(mg/L)
0—1	50	3000	12—13	37	5700
1—2	29	2700	13—14	68	4700
2—3	40	3800	14—15	40	3000
3—4	53	4400	15—16	64	3500
4—5	58	2300	16—17	40	5300
5—6	36	1800	17—18	40	4200
6—7	38	2800	18—19	25	2600
7—8	31	3900	19—20	25	4400
8—9	48	2400	20—21	33	4000
9—10	38	3100	21—22	36	2900
10—11	40	4200	22—23	40	3700
11—12	45	3800	23—24	50	3100

2. 从图 11-6 可以看出, 废水流量和浓度较高的时段为 12~18h。此 6h 废水的平均浓度为:

$$\begin{aligned} &= \frac{5700 \times 37 + 4700 \times 68 + 3000 \times 40 + 3500 \times 64 + 5300 \times 40 + 4200 \times 40}{37 + 68 + 40 + 64 + 40 + 40} \\ &= 4350\text{mg/L} \end{aligned}$$

3. 调节池容积 选用矩形平面对角线出水调节池, 其容积为:

$$W_T = \frac{\sum_{i=1}^t q}{2\eta} = \frac{284}{2 \times 0.7} = 206 (\text{m}^3)$$

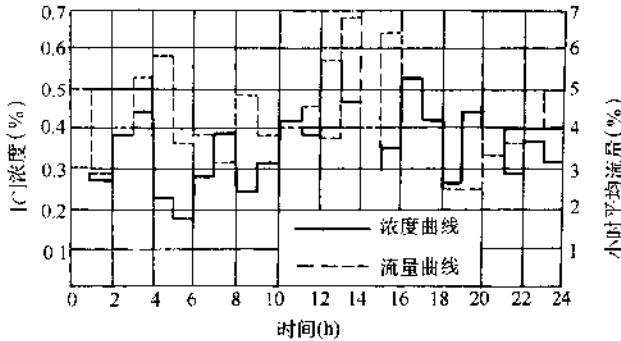


图 11-6 某化工厂酸性废水浓度和流量变化曲线

4. 调节池尺寸 有效水深取 1.5m, 池面积为 137m^2 , 池宽取 6m, 池长为 23m。纵向隔

板间距采用 1.5m,将池宽分为 4 格。沿调节池长度方向设 3 个污泥斗,沿宽度方向设 2 个污泥斗,污泥斗坡取 50° ,如图 11-7 所示。

11.1.3 分流贮水池

对于某些工业,如有偶然泄漏或周期性冲击负荷发生时,宜设分流贮水池。当废水浓度超过某一设定值时,将废水放进分流贮水池,如图 11-8 所示。

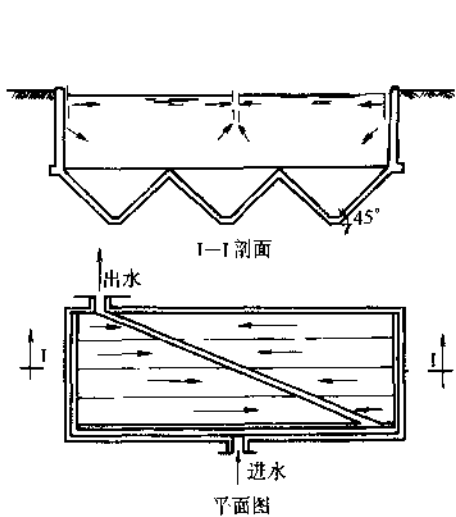


图 11-7 矩形平面对角线出水调节池

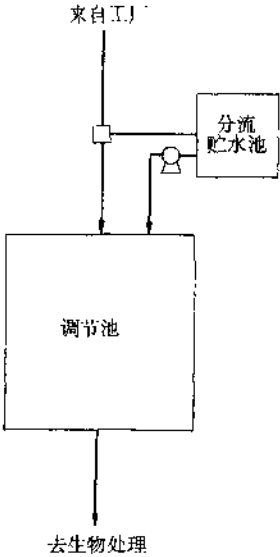


图 11-8 分流贮水池

11.1.4 调节池的搅拌

为使废水充分混合和避免悬浮物沉淀,调节池需安装搅拌设备进行搅拌。

1. 水泵强制循环搅拌 如图 11-9 所示。这种方式,在调节池底设穿孔管,穿孔管与水泵压水管相连,用压力水进行搅拌。优点是简单易行,但动力消耗较多。

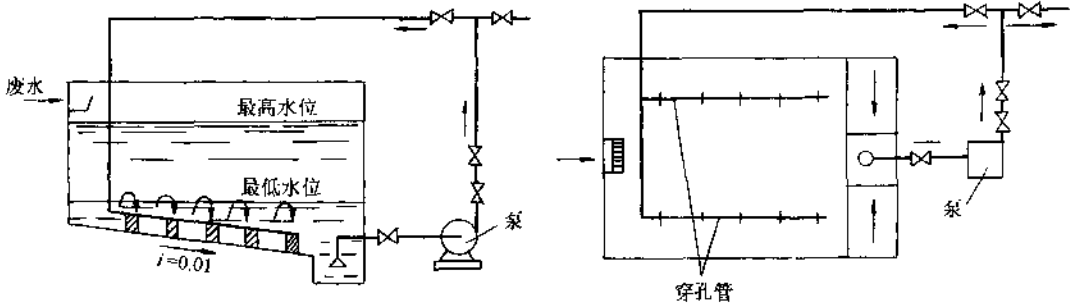


图 11-9 水泵强制循环搅拌

2. 空气搅拌 在池底多设穿孔管,穿孔管与鼓风机空气管相连,用压缩空气进行搅拌。空气用量,采用穿孔管曝气时可取 $2 \sim 3 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{m}(\text{管长}))$ 或 $5 \sim 6 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2(\text{池面积}))$ 。此方式,搅拌效果好,还可起预曝气的作用,但运行费用也较高。

3. 机械搅拌 在池内安装机械搅拌设备。机械搅拌设备有多种形式,如桨式、推进式、涡流式等。此方法搅拌效果好,但设备常年浸于水中,易受腐蚀,运行费用也较高。

11.2 离 心 分 离

11.2.1 离心分离原理

物体高速旋转时会产生离心力场。利用离心力分离废水中杂质的处理方法称为离心分离法。

废水作高速旋转时,由于悬浮固体和水的质量不同,所受的离心力也不相同,质量大的悬浮固体被抛向外侧,质量小的水被推向内层,这样悬浮固体和水从各自出口排除,从而使废水得到处理。

废水高速旋转时,悬浮固体颗粒同时受到两种径向力的作用,即离心力和水对颗粒的向心推力。设颗粒和同体积水的质量分别为 m 、 m_0 (kg), 旋转半径为 r (m), 角速度为 ω (rad/s), 颗粒受到的离心力分别为 $m\omega^2 r$ (N) 和 $m_0\omega^2 r$ (N)。此时颗粒受到净离心力 F_c (N) 为两者之差, 即

$$F_c = (m - m_0)\omega^2 r \quad (11-7)$$

该颗粒在水中的净重力为 $F_g = (m - m_0)g$ 。若以 n 表示转速 (r/min), 并将 $\omega = \frac{2\pi n}{60}$ 代入上式, 用 α 表示颗粒所受离心力与重力之比, 则

$$\alpha = \frac{F_c}{F_g} = \frac{\omega^2 r}{g} \approx \frac{rn^2}{900} \quad (11-8)$$

α 称为离心设备的分离因素, 式 (11-9) 是衡量离心设备分离性能的基本参数。当旋转半径 r 一定时, α 值随转速 n 的平方急剧增大。例如, 当 $r = 0.1\text{m}$, $n = 500\text{r/min}$ 时, $\alpha = 28$, 而当 $n = 1800\text{r/min}$ 时, 则 $\alpha = 110$ 。可见在分离过程中, 离心力对悬浮颗粒的作用远远超过了重力, 因此极大地强化了分离过程。

另外, 根据颗粒随水旋转时所受的向心力与水的反向阻力平衡原理, 可导出粒径为 d (m) 的颗粒的分离速度 u_c (m/s) 为

$$u_c = \frac{\omega^2 r (\rho - \rho_0) d^2}{18\mu} \quad (11-9)$$

式中 ρ, ρ_0 ——分别为颗粒和水的密度, kg/m^3 ;

μ ——水的动力粘度, $0.1\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

当 $\rho > \rho_0$ 时, u_c 为正值, 颗粒被抛向周边; 当 $\rho < \rho_0$ 时, 颗粒被推向中心。这说明, 废水高速旋转时, 密度大于水的悬浮颗粒, 被沉降在离心分离设备的最外侧, 而密度小于水的悬浮颗粒 (如乳化油) 被“浮上”在离心设备最里面, 所以离心分离设备能进行离心沉降和离心浮上两种操作。从上式可知, 悬浮颗粒的粒径 d 越小, 密度 ρ 同水的密度 ρ_0 越接近, 水的动力粘度 μ 越大, 则颗粒的分离速度 u_c 越小, 越难分离; 反之, 则较易于分离。

11.2.2 离心分离设备

按产生离心力的方式不同, 离心分离设备可分为离心机和水力旋流器两类。

1. 离心机

离心机是依靠一个可随传动轴旋转的转鼓, 在外界传动设备的驱动下高速旋转, 转鼓带动需进行分离的废水一起旋转, 利用废水中不同密度的悬浮颗粒所受离心力不同进行分离

的一种分离设备。

离心机的种类和形式有多种。按分离因素大小可分为高速离心机($\alpha > 3000$)、中速离心机($\alpha = 1000 \sim 3000$)和低速离心机($\alpha < 1000$)。中、低速离心机通称为常速离心机。按转鼓的几何形状不同,可分为转筒式、管式、盘式和板式离心机;按操作过程可分为间歇式和连续式离心机;按转鼓的安装角度可分为立式和卧式离心机。

(1) 常速离心机 多用于与水有较大密度差的悬浮物的分离。分离效果主要取决于离心机的转速及悬浮物的密度和粒径的大小。国内某些厂家生产的转筒式连续离心机在回收废水中的纤维物质时,回收率可达 60%~70%;进行污泥脱水时,泥饼的含水率可降低到 80%左右。

(2) 高速离心机 多用于乳化油和蛋白质等密度较小的微细悬浮物的分离。如从洗毛废水中回收羊毛脂,从淀粉麸质水中回收玉米蛋白质等。

图 11-10 为盘式离心机的构造示意图。在转鼓中有十几到几十个锥形金属盘片,盘片的间距为 0.4~1.5mm,斜面与垂线的夹角为 30~50°。这些盘片,缩短了悬浮物分离时所需移动的距离,减少涡流的形成,从而提高了分离效率。离心机运行时,乳浊液沿中心管自上而下进入下部的转鼓空腔,并由此进入锥形盘分离区,在 5000r/min 以上的高速离心力的作用下,乳浊液的重组分(水)被抛向器壁,汇集于重液出口排出,轻组分(油)则沿盘间锥形环状窄缝上升,汇集于轻液出口排出。

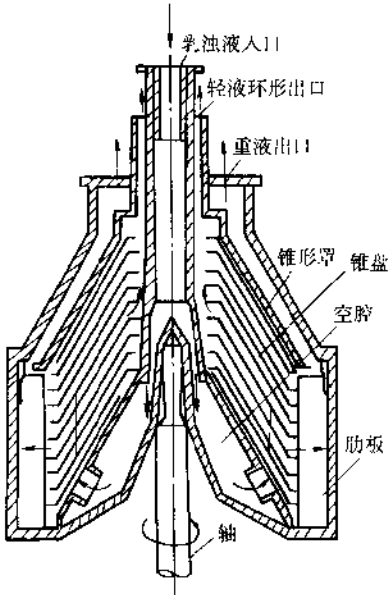


图 11-10 盘式离心机的转筒结构

2. 水力旋流器

水力旋流器有压力式和重力式两种。

(1) 压力式水力旋流器 其构造如图 11-11 所示。水力旋流器用钢板或其他耐磨材料制造,其上部是直径为 D 的圆筒,下部是锥角为 θ 的截头圆锥体。进水管以逐渐收缩的形式与圆筒以切向连接。废水通过加压后以切线方式进入器内,进口处的流速可达 6~10 m/s。废水在器内沿器壁向下作螺旋运动的一次涡流,废水中粒径及密度较大的悬浮颗粒被抛向器壁,并在下旋水推动和重力作用下沿器壁下滑,在锥底形成浓缩液连续排出。锥底部水流在越来越窄的锥壁反向压力作用下改变方向,由锥底向上作螺旋运动,形成二次涡流,经溢流管进入溢流筒后,从出水管排出。在水力旋流中心,形成一束绕轴线分布的自下而上的空气涡流柱。流体在器内的流动状态如图 11-12 所示。

水力旋流分离器的计算,一般首先确定分离器的尺寸,然后计算处理水量和极限截留颗粒直径,最后确定分离器台数。

1) 各部结构尺寸 各部的相关尺寸对分离效果有很大影响,经验得到的最佳尺寸如下:

圆筒直径

D

圆筒高度

$$H_0 = 1.7D$$

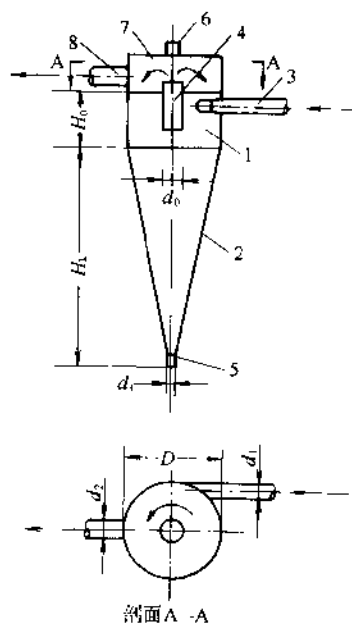


图 11-11 水力旋流器的构造

1—圆筒；2—圆锥体；3—进水管；4—溢流管；5—排渣口；
6—通气管；7—溢流筒；8—出水管

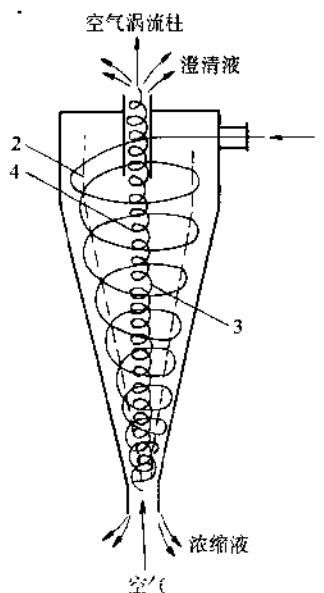


图 11-12 物料在水力旋流器内的流动情况

1—入流；2—一次涡流；3—二次涡流；4—空气涡流柱

锥体高度

$$H_k = 3H_0$$

锥体角度

$$\theta = 10 \sim 15^\circ$$

中心溢流管直径

$$d_0 = (0.25 \sim 0.3)D$$

进水管直径

$$d_1 = (0.25 \sim 0.4)D$$

出水管直径

$$d_2 = (0.25 \sim 0.5)D$$

锥底直径

$$d_3 = (0.5 \sim 0.8)d_0$$

因离心力与旋转半径成反比，所以旋流器直径不宜过大，一般在 500mm 以内。如果处理水量较大，可选多台，并联使用。

进水口应紧贴器壁，做成高宽比为 1.5~2.5 的矩形，出口流速一般采用 6~10m/s。为加强水流的向下旋流，进水管应向下倾斜 3~5°。溢流管下端与进水管轴线的距离以 $H_0/2$ 为宜。为保持空气柱内稳定的真空度，出水管不能满管工作，因此需 $d_2 > d_0$ 。器顶设通气管，以平衡器内的压力。

2) 处理水量 按下式计算：

$$Q = KDd_0 \sqrt{g\Delta P} \quad (11-10)$$

式中 Q ——处理水量，L/min；

K ——流量系数， $K = 5.5 \frac{d_1}{D}$ ；

ΔP ——进出口压差，MPa， $\Delta P = P_1 - P_2$ ，一般取 0.1~0.2MPa；

g ——重力加速度(m/s²)。

3) 被分离颗粒的极限直径 水力旋流器的分离效率与结构尺寸、被分离颗粒的性质等因素有关，一般通过试验确定。某种废水的颗粒直径与分离效率的试验曲线如图 11-13 所

示。从图可知,曲线呈 S 形。分离效率为 50% 的颗粒,其直径称为极限直径。它是判断水力旋流分离器分离效果的重要指标之一。极限直径越小,分离效果越好。极限直径也可按经验公式确定。

$$d_c = 0.75 \frac{d_1^2}{\phi} \sqrt{\frac{\pi \mu}{Qh(\rho - \rho_0)}} \quad (11-11)$$

式中 d_c ——极限直径,cm;

μ ——水的动力粘度,Pa·s;

ϕ ——环流速度的变化系数,与分离器的构造有关, ϕ 约为 $0.1D/d$;

h ——中心流速高度,cm,其值约为锥体高度的 $2/3$,即 $h = (D - d_3)/3\text{tg}\theta$;

Q ——处理水量, cm^3/s ;

ρ, ρ_0 ——分别为颗粒和水的密度, g/cm^3 。

旋流分离器具有体积小,单位容积处理能力高的优点。例如用旋流分离器用于轧钢废水处理时,氧化铁皮的去除效果接近于沉淀池,但沉淀池的表面负荷仅为 $1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,而旋流器则高达 $950\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。此外,旋流分离器还具有易于安装、便于维护等优点,因此,较广泛地用于轧钢废水处理以及高浊度河水的预处理等。

旋流分离器的缺点是器壁易受磨损和电能消耗较大等。

器壁宜用铸铁或铬锰合金钢等耐磨材料制造,或内衬橡胶,并应力求光滑。

(2) 重力式旋流分离器

重力式旋流分离器又称水力旋流沉淀池。废水也以切线方向进入器内,借进出水的水头差在器内呈旋转流动。与压力式旋流器相比较,这种设备的容积大,电能消耗低。图 11-14 是重力式旋流分离器的示意图。

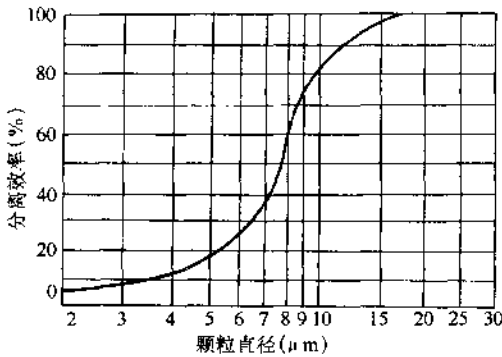


图 11-13 颗粒直径与分离效率的关系

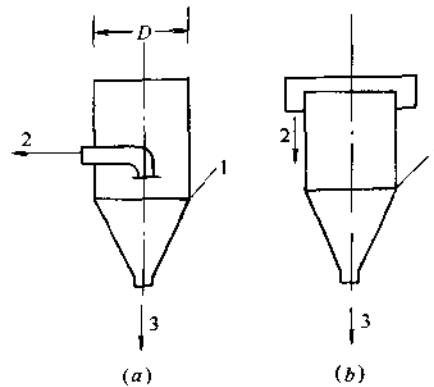


图 11-14 重力式旋流分离器示意

(a) 淹没式进出水;(b) 表面出水

1—进水;2—出水;3—排渣

重力式旋流分离器的表面负荷大大地低于压力式,一般为 $25 \sim 30\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 。废水在器内停留 $15 \sim 20\text{min}$,从进水口到出水溢流堰的有效深度 $H_0 = 1.2D$,进水口到渣斗上缘应有 $0.8 \sim 1.0\text{m}$ 的保护高,以免将沉渣冲起;废水在进水口的流速 $v = 0.9 \sim 1.1\text{m}/\text{s}$ 。水头差则可按下列公式计算:

$$h = \alpha \frac{v^2}{2g} + 1.1 \left(\sum \xi \frac{v_i^2}{2g} + l_i \right) (\text{m}) \quad (11-12)$$

式中 α ——系数,通过试验确定,采用 4.5;

ξ ——局部阻力系数;

v_1 ——进口处流速, m/s;

l ——进水管长度, m;

i ——进水管单位长度的沿程损失。

11.3 除 油

11.3.1 含油废水的来源及污染特征

含油废水主要来源于石油、石油化工、钢铁、焦化、煤气发生站、机械加工等工业企业。

含油废水的含油量及其特征,随工业种类不同而异,同一种工业也因生产工艺流程、设备和操作条件等不同而相差较大。

废水中所含油类,除重焦油的比重可达 1.1 以上外,其余的比重都小于 1。本节重点介绍含油比重小于 1 的含油废水处理。

油类在水中的存在形式可分为浮油、分散油、乳化油和溶解油 4 类。

(1) 浮油 这种油珠粒径较大,一般大于 $100\mu\text{m}$ 。易浮于水面,形成油膜或油层。

(2) 分散油 油珠粒径一般为 $10\sim 100\mu\text{m}$,以微小油珠悬浮于水中,不稳定,静置一定时间后往往形成浮油。

(3) 乳化油 油珠粒径小于 $10\mu\text{m}$,一般为 $0.1\sim 2\mu\text{m}$ 。往往因水中含有表面活性剂使油珠成为稳定的乳化液。

(4) 溶解油 油珠粒径比乳化油还小,有的可小到几 nm,是溶于水的油微粒。

油类对环境的污染主要表现在对生态系统及自然环境(土壤、水体)的严重影响。流到水体中的可浮油,形成油膜后会阻碍大气复氧,断绝水体氧的来源;而水中的乳化油和溶解油,由于需氧微生物的作用,在分解过程中消耗水中溶解氧(生成 CO_2 和 H_2O),使水体形成缺氧状态,水体中二氧化碳浓度增高,使水体 pH 值降低到正常范围以下,以致鱼类和水生生物不能生存。含油废水流到土壤,由于土层对油污的吸附和过滤作用,也会在土壤形成油膜,使空气难于透入,阻碍土壤微生物的增殖,破坏土层团粒结构。含油废水排入城市排水管道,对排水设备和城市污水处理厂都会造成影响,流入到生物处理构筑物混合污水的含油浓度,通常不能大于 $30\sim 50\text{mg/L}$,否则将影响活性污泥和生物膜的正常代谢过程。

生产装置排出的含油废水,应按其所含的污染物性质和数量分类汇集处理。除油方法宜采用重力分离法除浮油和重油,采用气浮法、电解法、混凝沉淀法除去乳化油。本节只介绍浮油的处理方法和除油装置。

11.3.2 除油装置

1. 隔油池

目前常用的有平流隔油池和斜板隔油池。

(1) 平流隔油池

图 11-15 为传统的平流式隔油池,在我国使用较为广泛。

废水从池的一端流入池内,从另一端流出。在隔油池中,由于流速降低,比重小于 1.0 而粒径较大的油珠上浮到水面上,比重大于 1.0 的杂质沉于池底。在出水一侧的水面上设

集油管。集油管一般用直径为 200~300mm 的钢管制成,沿其长度在管壁的一侧开有切口,集油管可以绕轴线转动。平时切口在水面上,当水面浮油达到一定厚度时,转动集油管,使切口浸入水面油层之下,油进入管内,再流到池外。

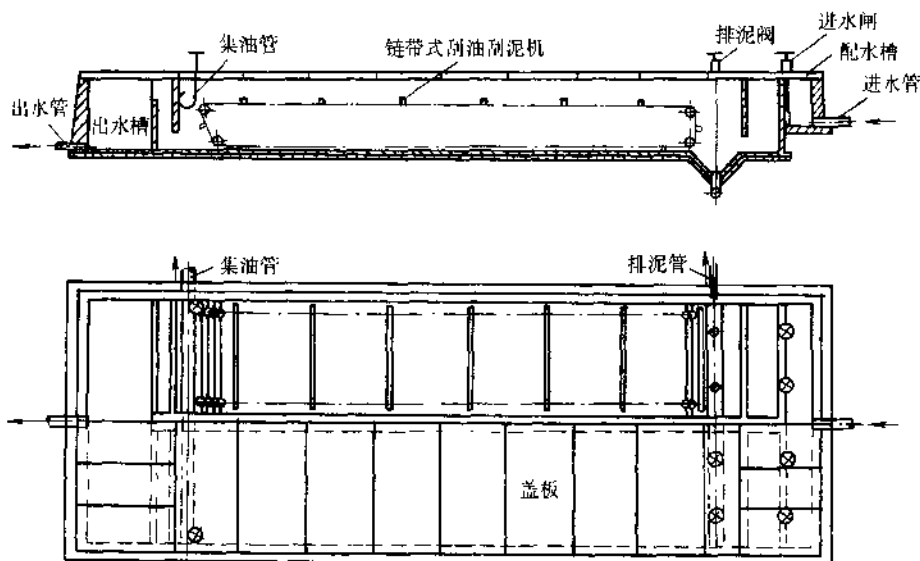


图 11-15 平流隔油池

刮油刮泥机由钢丝绳或链条牵引,移动速度不大于 2m/min。刮集到池前部污泥斗中的沉渣通过排泥管适时排出。排泥管直径不小于 200mm,管端可接压力水管进行冲洗。池底应有坡向污泥斗的 0.01~0.02 的坡度,污泥斗倾角为 45°。

隔油池宜设由非燃料材料制成的盖板,为了防火、防雨和保温。在寒冷地区集油管及油层内宜设加热设施。隔油池每个格间的宽度,由于刮泥刮油机跨度规格的限制,一般为 2.0m、2.5m、3.0m、4.5m 和 6m。采用人工清除浮油时,每个格间的宽度不宜超过 6.0m。

这种隔油池的优点是构造简单,便于运行管理,除油效果稳定。缺点是池体大,占地面积多。

根据国内外的运行资料,这种隔油池,可能去除的最小油珠粒径,一般为 100~150 μ m。此时油珠的最大上浮速度不高于 0.9mm/s。

某炼油厂废水处理站使用这种类型的隔油池,停留时间为 90~120min,原废水中的含油量 400~1000mg/L,出水在 150mg/L 以下,除油效果达 70% 以上。

隔油池的计算,一般常用的有两种方法。

1) 按油粒上浮速度计算法

计算所用的基本数据为油粒的上浮速度,按下列公式求隔油池表面积:

$$A = \alpha \frac{Q}{u} \quad (11-13)$$

式中 A ——隔油池表面积, m^2 ;

Q ——废水设计流量, m^3/h ;

u ——油珠的设计上浮速度, m/h ;

α ——对隔油池表面积的修正系数,该值与池容积利用率和水流紊动状况有关。

表 11-3 所列举的是 α 值与速度比 $\frac{v}{u}$ 的关系数值(v 为水流流速)。

α 值与速度比 $\left(\frac{v}{u}\right)$ 的关系

表 11-3

v/u	20	15	10	6	3
α	1.74	1.64	1.44	1.37	1.28

设计上浮速度 u 值,通过废水静浮试验确定。按试验数据绘制油水分离效率与上浮速度之间的关系曲线,然后再根据应达到的效率选定设计 u 值。

此外,也可以根据修正的斯笃克斯公式求定:

$$u = \frac{\beta g}{18\mu\varphi} (\rho_w - \rho_0) d^2 \quad (11-14)$$

式中 u ——静止水中,直径为 d 的油珠的上浮速度,cm/s;

ρ_w, ρ_0 ——分别为水与油珠的密度, g/cm³;

d ——可上浮最小油珠的粒径,cm;

μ ——水的绝对粘滞性系数,Pa·s;

g ——重力加速度,cm/s²;

β ——考虑废水悬浮物引起的颗粒碰撞的阻力系数,其值可按下式计算

$$\beta = \frac{4 \times 10^4 + 0.8S^2}{4 \times 10^4 + S^2} \quad (11-15)$$

式中之 S 为废水中悬浮物浓度。 β 值可取 0.95。

φ ——废水油珠非圆形的修正系数,一般取 $\varphi \approx 1.0$ 。

隔油池的过水断面面积应为:

$$A_c = \frac{Q}{v} \quad (11-16)$$

式中 A_c ——隔油池的过水断面面积,m²;

v ——废水在隔油池中的水平流速,m/h,一般取 $v \leq 15u$,但不宜大于 15mm/s(一般取 2~5mm/s)。

隔油池每个格间的有效水深和油宽比 $\left(\frac{h}{b}\right)$,宜取为 0.3~0.4。有效水深一般为 1.5~2.0m。

隔油池的长度 L 应为:

$$L = \alpha \left(\frac{v}{u} \right) h \quad (11-17)$$

隔油池每个格间的长宽比 $\left(\frac{L}{b}\right)$,不宜小于 4.0。

2) 按废水的停留时间计算法

这是最简单的一种计算法。

除油池的总容积 W 为:

$$W = Qt \quad (11-18)$$

式中 Q ——隔油池设计流量,m³/h;

t ——废水在隔油池内的设计停留时间, h, 一般采用 1.5~2.0h。

隔油池的过水断面 A_c 为:

$$A_c = \frac{Q}{3.6v} \quad (11-19)$$

式中 v ——废水在隔油池中的水平流速(mm/s)。

隔油池格间数 n 为:

$$n = \frac{A_c}{b \cdot h} \quad (11-20)$$

式中 b ——隔油池每个格间的宽度(m);

h ——隔油池工作水深(m)。

按规定, 隔油池的格间数不得少于 2。

隔油池的有效长度 L 为:

$$L = 3.6vt \quad (11-21)$$

式中代表符号意义同前。

隔油池建筑高度 H 为:

$$H = h + h' \quad (11-22)$$

式中 h' ——池水面以上的池壁超高 m, 一般不小于 0.4m。

(2) 斜板隔油池

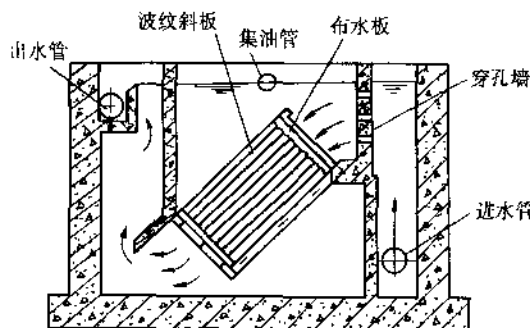


图 11-16 斜板隔油池

其构造如图 11-16 所示。这种隔油池采用波纹形斜板, 板间距宜采用 40mm, 倾角不应小于 45°。废水沿板面向下流动, 从出水堰排出。水中油珠沿板的下表面向上流动, 然后经集油管收集排出。水中悬浮物沉降到斜板上表面, 滑下落入池底部经排泥管排出。实践表明, 这种隔油池油水分离效率高, 可除去粒径不小于 80 μ m 的油珠, 表面水力负荷宜为 0.6~0.8m³/(m²·h), 停留时间短, 一般不大于 30min, 占地面积小。目前我国的一些

新建含油废水处理站, 多采用这种形式的隔油池, 斜板材料应耐腐蚀、不沾油和光洁度好, 一般由聚酯玻璃钢制成。池内应设清洗斜板的设施。

(3) 小型隔油池

用于处理小水量的含油废水, 有多种池型, 图 11-17 和图 11-18 所示为常见的两种。前者用于公共食堂、汽车库及其他含有少量油脂的废水处理。这种形式已有标准图(S217—8—6)。池内水流流速一般为 0.002~0.01m/s, 食用油废水一般不大于 0.005m/s, 停留时间为 0.5~1.0min。废油和沉淀物定期人工清除。后者用于处理含汽油、柴油、煤油等废水。废水经隔油后, 再经焦炭过滤器进一步除油。池内设有浮子撇油器排除废油, 浮子撇油器如图 11-19 所示。池内水平流速 0.002~0.01m/s, 停留时间 2~10min, 排油周期一般 5~7d。

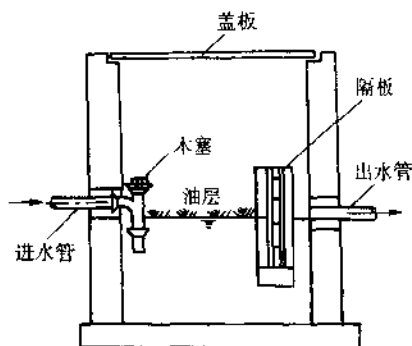


图 11-17 小型隔油池(一)

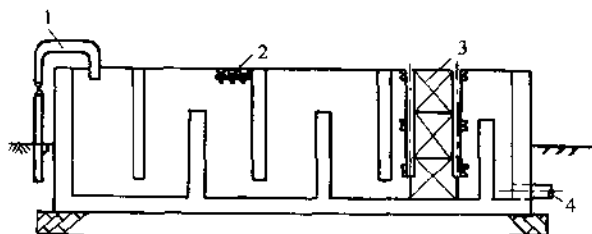


图 11-18 小型隔油池(二)

1—进水管;2—浮子撇油器;3—焦炭过滤器;4—排水管

2. 除油罐

除油罐为油田废水处理的主要除油装置。它可除去浮油和分散油,其构造如图 11-20 所示。含油废水通过进水管配水室的配水支管和配水头流入除油罐内,在罐内废水自上而下缓慢流动,靠油水的比重差进行油水分离,分离出的废油浮至水面,然后流入集油槽,经过出油管流出。废水则经集水头、集水干管、中心柱管和出水总管流出罐外。

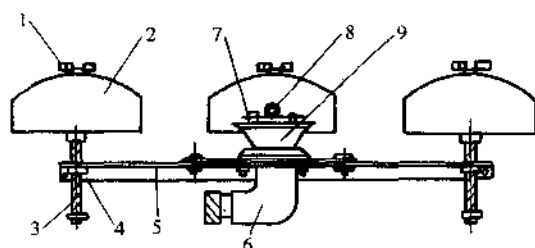


图 11-19 浮子撇油器

1—调整装置;2—浮子;3—调节螺栓;4—管座;5—浮子臂;6—排油管;7—盖;8—柄;9—吸油口

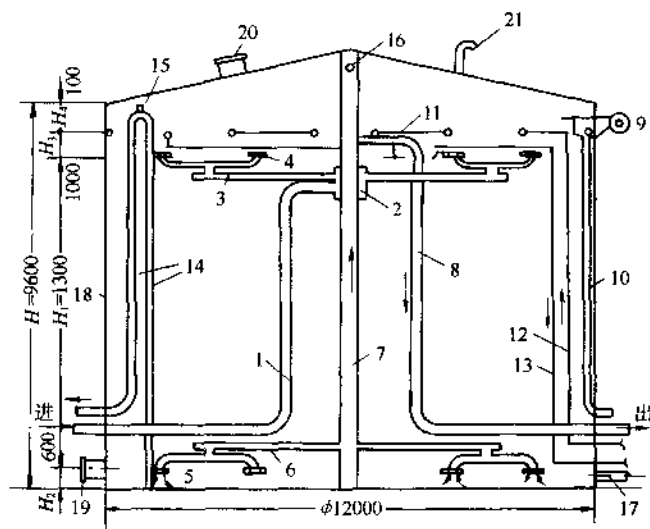


图 11-20 一次立式除油罐结构图

1—进水管;2—配水室;3—配水管;4—配水头;5—集水头;6—集水管;
7—中心柱管;8—出水管;9—集油槽;10—出油管;11—盘管;12—蒸汽
管;13—回水管;14—溢流管;15—通气管;16—通气孔;17—排污;18—
罐体;19—人孔;20—透光孔;21—通气孔

为防止油层温度过低发生凝固现象,在油层部位及集油槽内均设有加热盘管,热源可用蒸汽或热水,见图 11-21。在罐内还设有 U 形溢流管,防止废水溢罐。为防止发生虹吸作

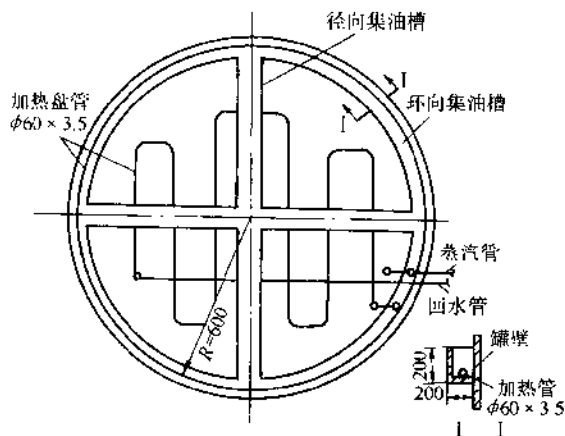


图 11-21 集油槽和加热盘管图

用,在 U 形管顶和中心柱上部开个小孔。

(1) 配水和集水系统

为配水和集水均匀,常用以下两种方式:

1) 穿孔管式 它是根据罐体的大小设若干条配水管和集水管。这种方式,孔眼易堵塞,造成短流,使废水在罐中的停留时间缩短,降低除油效果。

2) 梅花点式 将配水或集水的喇叭口设计成梅花形。配水喇叭口朝上,集水喇叭口朝下,集水管与配水管错开布置,夹角呈 45°。这种方式(见图 11-22)不仅配水或集水比较均匀,而且不易堵塞,目前在油田广泛采用。

(2) 出水方式

为控制出水的水质,出水系统常采用以下两种出水方式。

1) 管式 如图 11-20 所示。为控制液面,出水经中心柱向上,至一定高度后,由出水管引至下部排出。按这种方式出水,出水管内水面至集油槽上沿的距离,按下式计算:

$$h = \left(1 - \frac{\gamma_0}{\gamma_w}\right) h_1 + \Delta h \quad (11-23)$$

式中 h ——出水管内水面至集油槽上沿的距离, m;

γ_0 ——污油的比重;

γ_w ——水的比重;

h_1 ——油层厚度, m, 一般取 1~1.5 m;

Δh ——出水管系统水头损失, m。

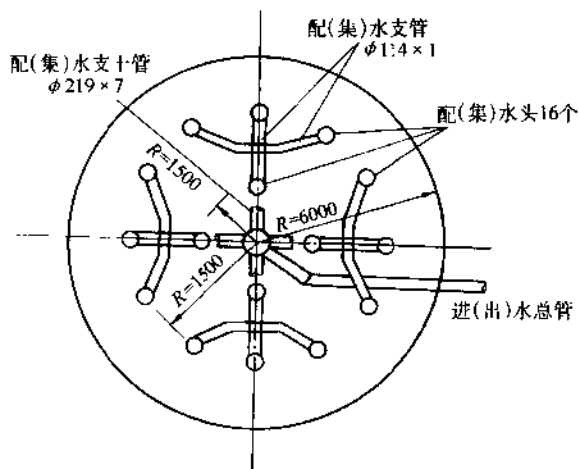


图 11-22 梅花点式(集)水系统图

2) 槽式 如图 11-23 所示。出水水位可根据现场情况用可调堰进行调节,从而保证了油层的高度,目前各油

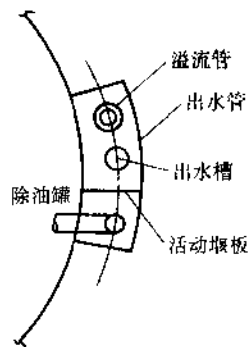


图 11-23 槽式出水方式示意图

田广泛采用。

除油罐内可加斜板或斜管,来提高分离效率,图 11-24 所示为斜板除油罐的示意图。罐容积 5000m^3 的除油罐,加斜板后,日处理废水量由原 20000m^3 提高到 40000m^3 。

11.3.3 污油的脱水

隔油池内的撇油装置,将浮油收集到集油坑内,一般含油率为 $40\% \sim 50\%$ 。为提高污油的浓度,便于回收利用,可用带式除油机或脱水罐进一步进行油水分离。

1. 带式除油机 按安装方式有立式、卧式和倾斜式 3 种。

(1) 立式胶带除油机的构造,如图 11-25 所示。

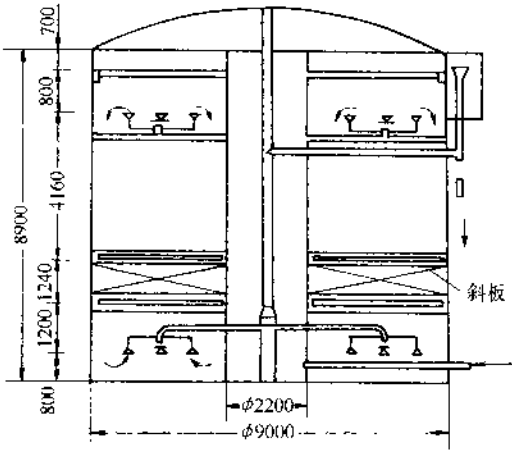


图 11-24 立式斜板除油罐示意图

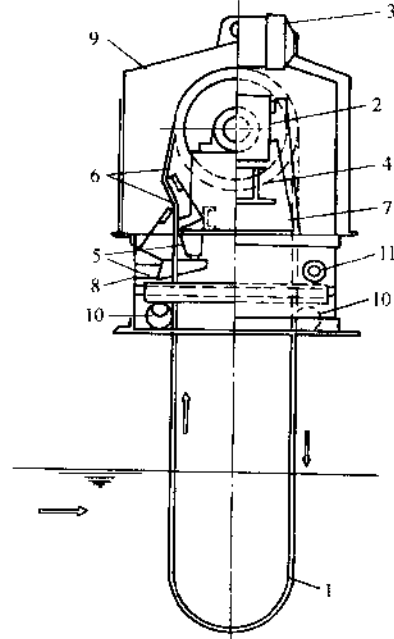


图 11-25 立式胶带除油机

1—吸油带;2—减速机;3—电机;4—滑轮;5—槽;6—刮板;
7—支架;8—下部壳;9—罩;10—导向轮;11—油出口

这类除油机用类似氯丁橡胶制造的胶带,其除油原理,因胶带材料具有疏水亲油性质,胶带运转时,将浮油带出水面后,经内、外刮板将油刮入集油槽内。污油浓度高,则除油率高,出口污油含油率为 $60\% \sim 80\%$ 。

(2) 倾斜式钢带除油机的构造,如图 11-26 所示。该机浸入污油深度为 100mm ,最大倾角为 40° 。

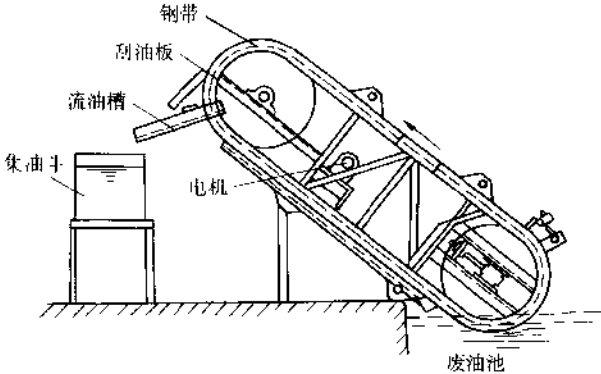


图 11-26 倾斜式钢带除油机

2. 脱水罐 有卧式和立式两种,常用立式罐。罐底设蒸汽盘管加热废水进行脱水,加热温度以 70~80℃ 为宜。温度加热到 80~90℃ 以上时,油的氧化速度加快,易使油变质。含油率为 40%~50% 的污油,经数日脱水后,污油含油率可达 90% 以上。

11.4 过 滤

过滤是利用过滤材料分离废水中杂质的一种技术。根据过滤材料不同,过滤可分为颗粒材料过滤和多孔材料过滤两大类。

11.4.1 颗粒材料过滤

在废水处理中,颗粒材料过滤主要用于经混凝或生物处理后低浓度悬浮物的去除。

由于废水的水质复杂,悬浮物浓度高、粘度大、易堵塞,选择滤料时应注意以下几点:

(1) 滤料粒径应大些。采用石英砂为滤料时,砂粒直径可取为 0.5~2.0mm,相应的滤池冲洗强度亦大,可达 18~20L/(m²·s)。

(2) 滤料耐腐蚀性应强些。滤料耐腐蚀的尺度,可用浓度为 1% 的 Na₂SO₄ 水溶液,将恒重后滤料浸泡 28d,重量减少值以不大于 1% 为宜。

(3) 滤料的机械强度好,成本低。

滤料可采用石英砂、无烟煤、陶粒、大理石、白云石、石榴石、铁矿石等颗粒材料及近年来开发的纤维球、聚氯乙烯或聚丙烯球等。

由于废水悬浮物浓度高,为了延长过滤周期,提高滤池的截污量可采用上向流、粗滤料、

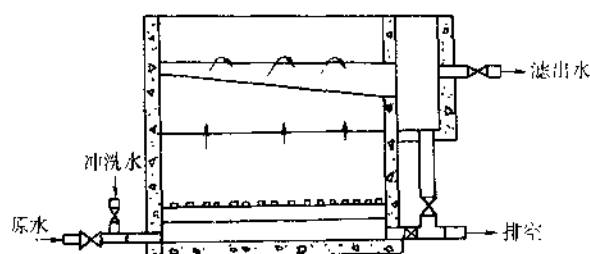


图 11-27 上向流滤池

双层和三层多层滤料滤池;为了延长过滤周期,适应滤池频繁冲洗的要求可采用连续流过滤池和脉冲过滤滤池;对含悬浮物浓度低的废水可采用给水处理中常用的压力滤池、移动冲洗罩滤池、无(单)阀滤池等。

1. 上向流滤池

上向流滤池,如图 11-27 所示。废水自滤池下部流入,向上流经滤层,从上部流出。滤料通常采用石英砂,粒径根据进水水质确定,尽量使整个滤层都能发挥截污作用,并使水头损失缓慢上升。废水处理厂滤料的级配列于表 11-4。

上向流滤池的滤料级配

表 11-4

滤料层及承托层	粒径(mm)	厚度(mm)	滤料层及承托层	粒径(mm)	厚度(mm)
上部细砂层	1~2	1500	下部粗砂层	10~16	250
中部砂层	2~3	300	承托层	30~40	100

由于上向流滤池过滤和冲洗时的水流方向相同,要求不同流量时能均匀布水,为此,在滤池下部设有按装了许多配水喷嘴的配水室。为防止气泡进入滤层引起气阻,需将进水中

的气体分离出来,经排气阀排到池外。

上向流滤池的特点:

- (1) 滤池的截污能力强,水头损失小。污水先通过粗粒的滤层,再通过细滤层,这样能较充分地发挥滤层的作用,可延长滤池的运行周期。
- (2) 配水均匀、易于观察出水水质。
- (3) 污物被截留在滤池下部,滤料不易冲洗下净。

2. 多层滤料滤池

多层滤料滤池,常用的有双层滤料滤池和三层滤料滤池,如图 11-28 所示。双层滤料滤池的滤料可采用上层为无烟煤,下层为石英砂。由于无烟煤的密度(1.4~1.6)比石英砂的密度(2.6)小,无烟煤的粒径可选择大一些。因此,上层的孔隙率大,可截留较多的污物,下层的孔隙率较小,可进一步截留污物,污物可穿透滤池的深处,能较好地发挥整个滤层的过滤作用。水头损失也增加的较慢。同样,在双层滤料的下面再加一层密度更大更细的石榴石(密度为 4.2)便构成三层滤料滤池。我国石榴石来源不足,可用磁铁矿石(密度 4.7~4.8)作为重滤料。

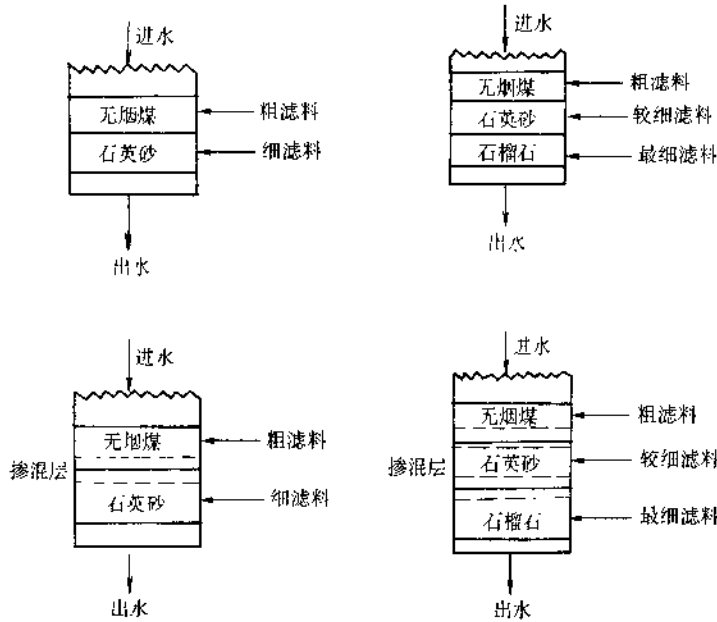


图 11-28 混层和不混层的双层滤料与三层滤料滤池

多层滤料滤池主要用于饮用水处理,现已推广到废水的深度处理中。双层滤料滤池,无烟煤粒径要求在其滤层高度内,将 75%~90% 的悬浮物去除。例如,要求滤池悬浮物的去除率为 90% 时,则悬浮物的 60%~80% 应由煤层去除,其余的由砂层去除。多层滤料的粒径和厚度见表 11-5。

多层滤料粒径和厚度

表 11-5

层数	材料	粒径(mm)	厚度(cm)	层数	材料	粒径(mm)	厚度(cm)
双层滤料	无烟煤	1.0~1.1	50.8~76.2	双层滤料	石英砂	0.45~0.60	25.4~30.5

续表

层数	材料	粒径(mm)	厚度(cm)	层数	材料	粒径(mm)	厚度(cm)
三层滤料	无烟煤	1.0~1.1	45.7~61.0	三层滤料	石榴石	0.25~0.4	5.1~10.2
	石英砂	0.45~0.55	20.4~30.5				

多层滤料滤池,根据滤料层界面处允许混层与否可分为混层滤池和非混层滤池。经验表明,无烟煤滤料的最小粒径与石英砂最大粒径之比为3~4时,无明显混层现象。不混层时,双层滤料和三层滤料滤池进水悬浮的最大允许浓度分别为100mg/L和200mg/L。

3. 压力滤池

压力滤池有立式和卧式两类,如图11-29所示。立式压力滤池,因横断面面积受限制,多为小型的过滤设备。规模较大的废水处理厂宜采用卧式压力滤池,如国外污水三级处理中采用直径为3m,长11.5m的卧式压力滤池。

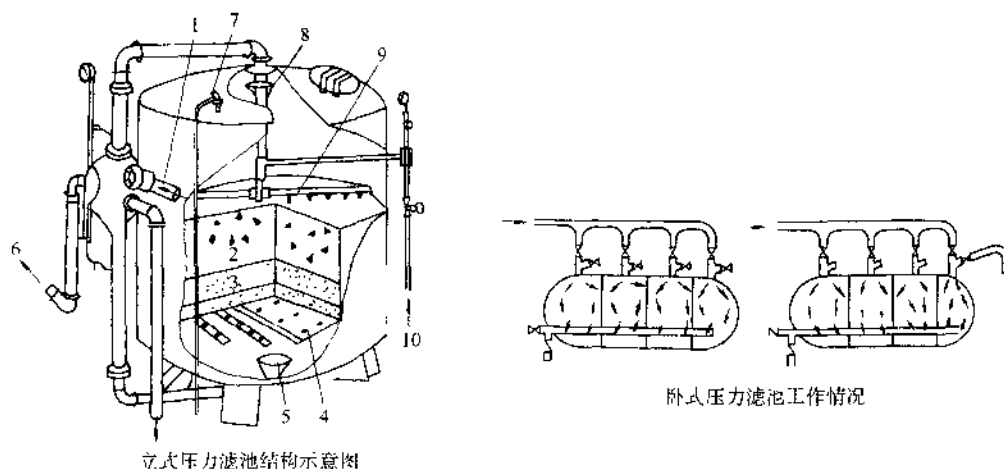


图 11-29 压力滤池的构造和工作情况

1—进水管;2—无烟煤滤层;3—砂滤层;4—滤头;5—下部配水盘;6—出水口;7—排气管;
8—上部配水盘;9—旋转式表面冲洗装置;10—表面冲洗高压水进口

压力滤池的特点如下:

(1) 由于废水中悬浮物浓度较高,过滤时水头损失增加较快,所以滤池的允许水头损失也较高,重力式滤池允许水头损失一般为2m,而压力滤池可达6~7m。

(2) 在废水深度处理中,过滤常作为活性炭吸附或臭氧氧化法的预处理,压力滤池的出水水头能满足后处理的要求,不必再次提升。

(3) 压力滤池是密闭式的,可防止有害气体从废水中逸出。

(4) 压力滤池采用多个并联时,各滤池的出水管可连接起来,当其中一个滤池进行反冲洗时,冲洗水可由其他几个滤池的出水供给,这样可省去反冲洗水罐和水泵。

压力滤池滤层的组成,采用下向流时,多采用无烟煤和石英砂双层滤料。日本为去除二级出水中的悬浮物,无烟煤有效粒径采用1.6~2.0mm,无烟煤的有效粒径为石英砂的2.7倍以下,无烟煤和砂组成的滤层厚度为600~1000mm,砂层厚度为无烟煤厚度的60%以下。最大滤速采用12.5m/h。为加强冲洗,采用表面水冲洗和空气混合冲洗方法。

油田含油废水多采用压力滤池进行处理,如图 11-30 所示。过滤时,废水由进水管经喇叭口进入池中,自上而下地通过滤层,废水中的微小油珠以及经絮凝预处理后没有沉淀的微小悬浮物被去除。油田一般使用石英砂滤料,有效粒径为 $0.5\sim 0.6\text{mm}$,各种粒径所占的百分比为 $d=0.25\sim 0.5\text{mm}$ 占 $10\%\sim 15\%$; $d=0.5\sim 0.8\text{mm}$ 占 $70\%\sim 75\%$, $d=0.8\sim 1.2\text{mm}$ 占 $15\%\sim 20\%$,石英砂滤料的厚度为 $0.7\sim 0.8\text{m}$ 。垫层主要起支承滤料作用,同时使反冲洗时布水均匀。垫层可用卵石或砾石,它的厚度和分层铺设情况,因采用的配水系统不同而异。

目前油田所采用多为大阻力配水系统,其垫层多采用如下分层:垫层自上而下 $d=2\sim 4\text{mm}$,厚度 100mm , $d=4\sim 8\text{mm}$, 100mm , $d=8\sim 16\text{mm}$, 100mm , $d=16\sim 32\text{mm}$,厚度 150mm , $d=32\sim 64\text{mm}$,厚度 250mm ,共厚 700mm 。压力滤池工作周期为 $12\sim 24\text{h}$,反冲洗强度为 $12\sim 15\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$,反冲洗时间为 $10\sim 15\text{min}$ 。

4. 新型滤料滤池

近年来,国内外都在研究采用塑料或纤维球等轻质材料作为滤料的滤池,这种滤池具有滤速高、水头损失小、过滤周期长、冲洗水耗量低等优点。

(1) 塑料、石英砂双层滤料滤池 上层采用圆柱形塑料滤料,直径为 3mm ,滤层高 1000mm ,下层为石英砂滤料,粒径为 0.6mm ,层高 500mm ,支撑层高 350mm ,滤速为 $30\text{m}/\text{h}$ 。因塑料比无烟煤粒径大,而且均匀、空隙率大,所以,悬浮物截留量大。又因塑料的密度小,反冲时采用同样的反冲强度时,塑料的膨胀率大、清洗效果好,可缩短反洗时间,节省冲洗水量。另外塑料的磨损率也小。

(2) 纤维球滤料滤池 采用耐酸、耐碱、耐磨的合成纤维球作滤料,用直径为 $20\sim 50\mu\text{m}$ 的纤维丝制成直径为 $10\sim 30\text{mm}$ 的纤维球。纤维可用聚酯等合成纤维。滤速为 $30\sim 70\text{m}/\text{h}$,生物处理后出水经过滤处理后,悬浮物浓度由 $14\sim 28\text{mg}/\text{L}$ 降到 $2\text{mg}/\text{L}$ 。采用空气搅动,冲洗水量只占 $1\%\sim 2\%$ 。

5. 聚结过滤池

聚结过滤法又称为粗粒化法,用于含油废水处理。含油废水通过装有粗粒化滤料的滤池,使废水中的微小油珠聚结成大颗粒,然后进行油水分离。本法用于处理含油废水中的分散油和乳化油。粗粒化滤料,具有亲油疏水性质。当含油废水通过时,微小油珠便附聚在其表面形成油膜,达到一定的厚度后,在浮力和水流剪力的作用下,脱离滤料表面,形成颗粒大的油珠浮升到水面。粗粒化滤料有无机和有机两类,无烟煤、石英砂、陶粒、蛇纹石及聚丙烯塑料等。外形有粒状、纤维状、管状等。

目前国产的 SCF、CYF、YSF 系列油水分离器,可用于处理船舶舱底含油废水及工业企业少量含有各种油类(石油、轻柴油、重油、润滑油)的废水,或用于废油浓缩。但不适用于含

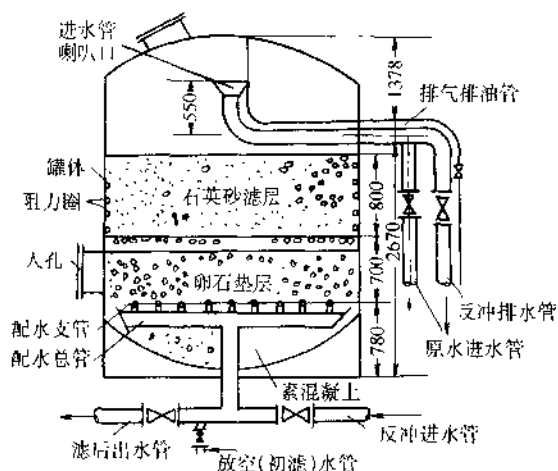


图 11-30 压力式过滤罐图

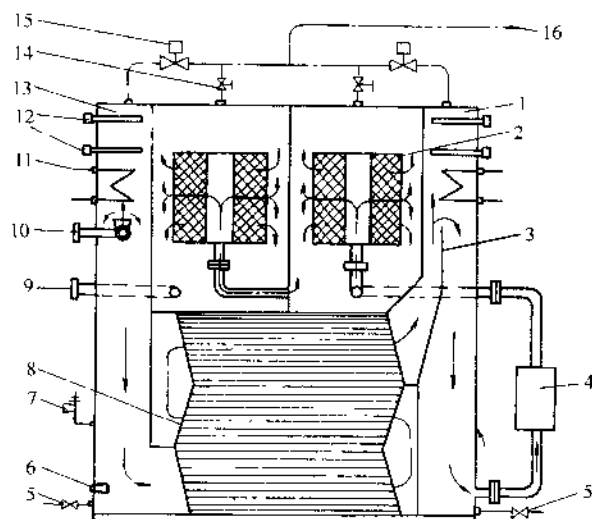


图 11-31 油水分离器工作原理图

1—集油室(右);2—粗粒化装置;3—隔板;4—过滤器;5—放空阀;6—蒸汽冲洗喷嘴;7—安全阀;8—多层波纹板组;9—清水排放口;10—含油废水进口;11—加热器;12—油位检测器;13—集油室(左);14—手动排油阀;15—自动排油阀;16—废油排出

工作。这类悬浮物可用筛网或捞毛机去除。筛网或捞毛机可有效地去除和回收废水中的羊毛、化学纤维、造纸废水中的纸浆等纤维杂质。它具有简单、高效、不加化学药剂、运行费低、占地面积小及维修方便等优点。

(1) 筛网 通常用金属丝或化学纤维编制而成。其形式有转鼓式、转盘式、振动式、回转帘带式 and 固定式倾斜筛多种。筛孔尺寸可根据需要,一般为 $0.15 \sim 1.0 \text{mm}$ 。

1) 水力回转筛网 如图 11-32 所示。它由锥筒回转筛和固定筛组成。锥筒回转筛呈截头圆锥形,中心轴水平。废水从圆锥体的小端流入,在从小端流到大端的过程中,纤维状杂物被筛网截留,废水从筛孔流入集水装置。被截留的杂物沿筛网的斜面落到固定筛上,进一步脱水。旋转筛网的小端用不透水的材料制成,内壁有固定的导水叶片,当进水射向导水叶片时,便推动锥筒旋转。一般进水管应有一定的压力,压力大小与筛网大小和废水水质有关。

2) 固定式傾斜篩 如图 11-33 所示。篩網用 20~40 目尼龍絲網或銅絲網張緊在金屬框架上,以

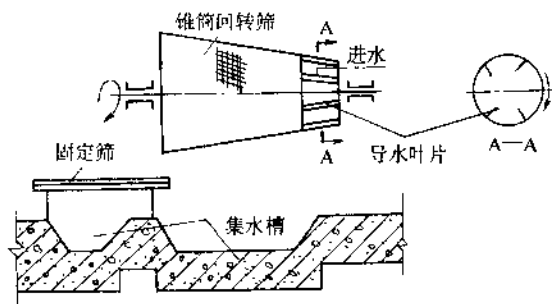
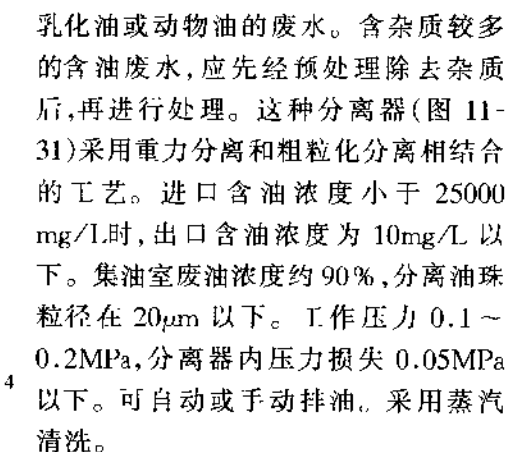


图 11-32 水力回转筛结构示意图



11.4.2 多孔材料过滤

1. 筛网及捞毛机

毛纺、化纤、造纸等工业废水中含有大量的长约1~200mm的纤维类杂物。这种呈悬浮状的细纤维,不能通过格栅去除。如不清除,则可能堵塞排水管道和缠绕水泵叶轮破坏水泵的正常

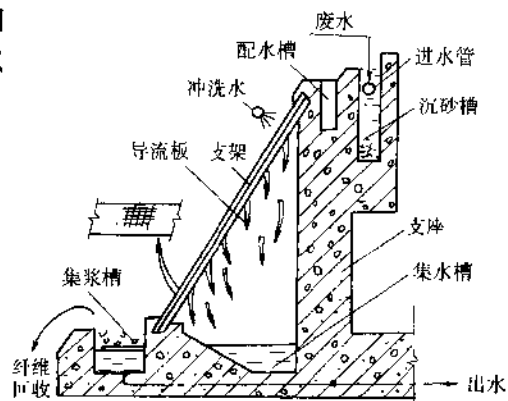


图 11-33 固定式傾斜篩

60~75°的斜角架在支架上。一般用它回收白水中的纸浆。制纸白水经沉砂池除去沉砂后,由配水槽经溢流堰均匀地沿筛面流下,纸浆纤维被截留并沿筛面落入集浆槽后回收利用。废水穿过筛孔到集水槽后,进一步处理。筛面用人工或机械定期清洗。

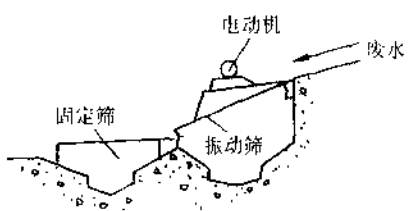


图 11-34 振动式筛网

3) 振动式筛网 如图 11-34 所示。废水由渠道流入倾斜的筛网上,利用机械振动,将截留在筛网上的纤维杂质卸下送到固定筛,进一步进行脱水,废水流入下部的集水槽中。

4) 电动回转筛网 如图 11-35 所示。筛孔一般为 170 μ m(约 80 目)到 5mm。网眼小,截留悬浮物多,但易堵塞,增加清洗次数。国外采用电动回转筛对二级出水进一步处理后,回用作废水处理厂的曝气池的消泡水。采用孔眼 500 μ m(30 目左右)的网。回转筛网一般接在水泵的压水管上,利用泵的压力进行过滤。孔眼堵塞时,利用水泵供水进行反冲洗,筛网的反冲洗压力在 0.15MPa 以上。

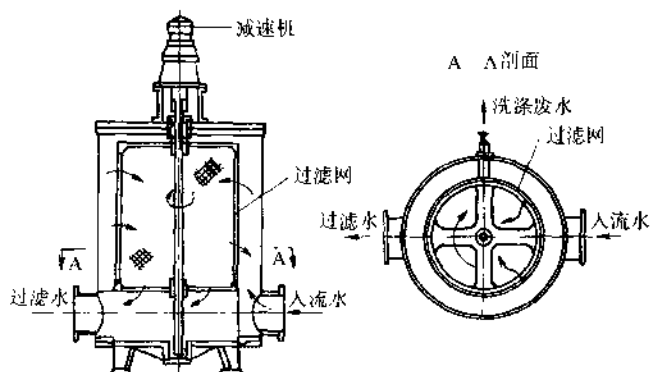


图 11-35 回转滤网

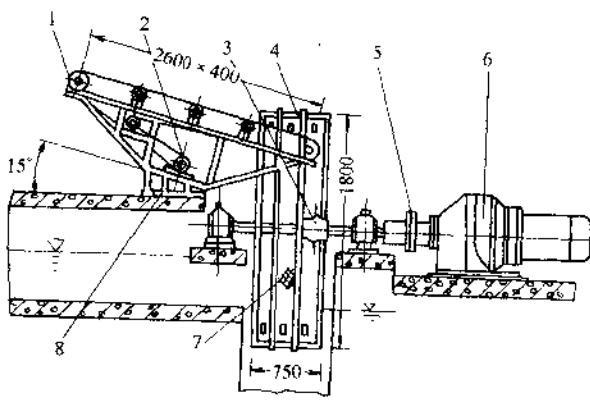


图 11-36 圆筒形捞毛机

1—皮带运输机构;2—筒形筛网轴承座;3—连接轮毂;4—筒形筛网框架;5—联轴器;6—行星摆线针轮减速机;7—筛网;8—皮带运输机行星摆线针轮减速机

(2) 捞毛机 目前国内使用的捞毛机有圆筒形和链板框式两种。圆筒形捞毛机,如图 11-36 所示。

圆筒形捞毛机安装在废水渠道的出口处。含有纤维杂质的废水进入筛网后,纤维被截留在筛网上。筛网旋转时,被截留的纤维杂质转到筛网顶部,在这里安装一排压力喷水口,纤维杂质被从喷水口流出的冲洗水冲洗后,送到安装在筒形筛网中心的输送皮带上,最后落入小车或地上,再由人工送出。目前常用的一种筛网圆筒直径为 2200mm,筛网宽度为 800mm。孔眼为 9.5 目/cm。筛网转速为 2.5r/min。圆

筒形捞毛机适用于进水渠水深不大于 1.5m 的情况下。如水深增加,则筒径增大,耗能增大。

2. 微滤机

微滤机是一个绕水平轴转旋转的转鼓,其表面张有不锈钢筛网,如图 11-37 所示。废水从转鼓的敞口端进入,通过筛网进行过滤。被截留下来的固体留在筛网的内表面。固体随转鼓的旋转被带至转鼓内顶部并被冲掉。冲洗水用泵加压送到转鼓顶部经一排喷嘴喷出。转鼓水头损失小于 $0.3\sim 0.46\text{m}$ 。反冲洗水量占总滤出水量 46%。转鼓边缘的线速度可高达 $30.5\text{m}/\text{min}$,其相应的水力负荷为 $0.1\sim 0.4\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{min})$ 。转鼓应定期清洗,以控制粘结,避免筛网堵塞。

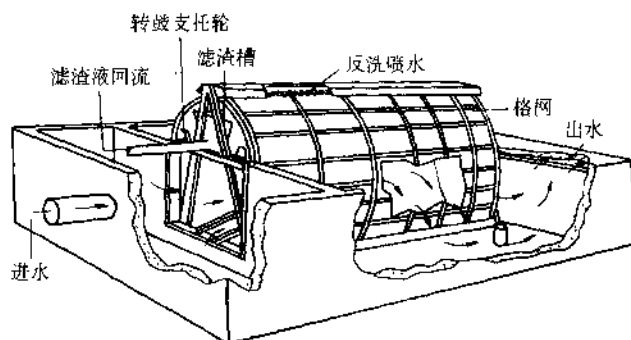


图 11-37 微滤机

对二级处理出水,据报导,最大固体负荷为 $4.3\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,水力负荷为 $0.27\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{min})$ 。对活性污泥法出水,BOD 和 SS 浓度都为 $20\text{mg}/\text{L}$,以 $0.14\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{min})$ 的水力负荷,经微滤机处理后,出水悬浮物和 BOD 浓度分别为 $6\sim 8\text{mg}/\text{L}$ 和 $3.5\sim 5\text{mg}/\text{L}$ 。

第 12 章 工业废水的化学处理

12.1 中和

12.1.1 概述

1. 酸碱废水的来源及其危害

酸性工业废水和碱性工业废水来源广泛,如化工厂、化纤厂、电镀厂、煤加工厂及金属酸洗车间等都排出酸性废水。有的废水含无机酸,有的含有机酸,有的同时含有机酸和无机酸。含酸废水浓度差别很大,从小于 1% 到 10% 以上。印染厂、金属加工厂、炼油厂、造纸厂等排出碱性废水。其中有有机碱,也有无机碱。浓度可高达百分之几。废水中除含酸或碱外,还可能含有酸式盐、碱式盐,以及其他的无机和有机等物质。

酸具有腐蚀性,能够腐蚀钢管、混凝土、纺织品、烧灼皮肤;还能改变环境介质的 pH 值。碱所造成的危害程度较小。将酸和碱随意排放不仅会造成污染、腐蚀管道、毁坏农作物,危害渔业生产,破坏生物处理系统的正常运行,而且也是极大的浪费。因此,对酸或碱废水首先应当考虑回收和综合利用。当必须排放时,需要进行无害化处理。

当酸或碱废水的浓度很高时,例如在 3% ~ 5% 以上,应考虑回用和综合利用的可能性,例如用其制造硫酸亚铁、硫酸铁、石膏、化肥,也可以考虑供其他工厂使用等。当浓度不高(例如小于 3%),回收或综合利用经济意义不大时,才考虑中和处理。

在工业废水处理中,中和处理常用于以下几种情况:

(1) 废水排入水体之前,因为水生生物对 pH 值的变化非常敏感,即使 pH 值与 7 略有偏离,也会产生不良影响。

(2) 废水排入城市排水管道之前,因为酸或碱会对排水管道产生腐蚀作用,废水的 pH 值应符合排放标准。

(3) 化学处理或生物处理前,因为有的化学处理法(例如混凝)要求废水的 pH 值升高或降低到某一个最佳值,生物处理要求废水的 pH 值应在某一范围内。

用化学法去除废水中的酸或碱,使其 pH 值达到中性左右的过程称为中和。处理含酸废水以碱为中和剂,处理碱性废水以酸作中和剂。被处理的酸与碱主要是无机酸或无机碱。

2. 中和方法

酸性废水的中和方法可分为酸性废水与碱性废水互相中和、药剂中和及过滤中和 3 种方法。碱性废水的中和方法可分为碱性废水与酸性废水互相中和、药剂中和等。

选择中和方法时应考虑下列因素:

(1) 含酸或含碱废水所含酸类或碱类的性质、浓度、水量及其变化规律。

(2) 首先应寻找能就地取材的酸性或碱性废料,并尽可能加以利用。

(3) 本地区中和药剂和滤料(如石灰石、白云石等)的供应情况。

(4) 接纳废水水体性质、城市下水道能容纳废水的条件,后续处理(如生物处理)对 pH 值的要求等。

3. 中和剂

酸性废水中和处理采用的中和剂有石灰、石灰石、白云石、苏打、苛性钠等。碱性废水中和处理则通常采用盐酸和硫酸。

苏打(Na_2CO_3)和苛性钠(NaOH)具有组成均匀、易于贮存和投加、反应迅速、易溶于水而且溶解度较高的优点,但是由于价格较贵,通常很少采用。

石灰来源广泛,价格便宜,所以采用较广。但是它具有以下缺点:(1) 石灰粉末极易飘扬,劳动卫生条件差;(2) 装卸、搬运劳动量较大;(3) 成分不纯,含杂质较多;(4) 沉渣量较多,不易脱水;(5) 制配石灰溶液和投加需要较多的机械设备等。

石灰石、白云石($\text{MgCO}_3 \cdot \text{CaCO}_3$)系石料,在产地使用是便宜的。除了劳动卫生条件比石灰较好外,其他情况和石灰相同。

12.1.2 酸碱废水互相中和法

1. 酸性或碱性废水需要量

利用酸性废水和碱性废水互相中和时,应进行中和能力的计算。中和时两种废水的酸和碱的当量数应相等,即按当量定律来计算,公式如下:

$$Q_1 C_1 = Q_2 C_2 \quad (12-1)$$

式中 Q_1 ——酸性废水流量, L/h;

C_1 ——酸性废水酸的当量浓度, 克当量/L;

Q_2 ——碱性废水流量, L/h;

C_2 ——碱性废水碱的当量浓度, 克当量/L。

在中和过程中,酸碱双方的当量恰好相等时称为中和反应的等当点。强酸强碱互相中和时,由于生成的强酸强碱盐不发生水解,因此等当点即中性点,溶液的 pH 值等于 7.0。但中和的一方若为弱酸或弱碱时,由于中和过程中所生成的盐的水解,尽管达到等当点,但溶液并非中性, pH 值大小取决于所生成盐的水解度。

2. 中和设备

中和设备可根据酸碱废水排放规律及水质变化来确定。

(1) 当水质水量变化较小或后续处理对 pH 要求较宽时,可在集水井(或管道、混合槽)内进行连续混合反应。

(2) 当水质水量变化不大或后续处理对 pH 值要求高时,可设连续流中和池。中和时间 t 视水质水量变化情况确定,一般采用 1~2h。有效容积按下式计算:

$$V = (Q_1 + Q_2) t \quad (12-2)$$

式中 V ——中和池有效容积, m^3 ;

Q_1 ——酸性废水设计流量, m^3/h ;

Q_2 ——碱性废水设计流量, m^3/h ;

t ——中和时间, h。

(3) 当水质水量变化较大,且水量较小时,连续流无法保证出水 pH 要求,或出水中还含有其他杂质或重金属离子时,多采用间歇式中和池。池有效容积可按污水排放周期(如一班

或一昼夜)中的废水量计算。中和池至少两座(格)交替使用。在间歇式中和池内完成混合、反应、沉淀、排泥等工序。

【例题 12-1】

某厂 A 车间排出含 NaOH 浓度为 1.4% 的碱性废水 $8\text{m}^3/\text{h}$, B 车间排出含 HCl 浓度为 0.639% 的酸性废水 $16.3\text{m}^3/\text{h}$, 计算其中和处理结果。

【解】

(1) 将百分比浓度换算成当量浓度

$$\text{含 HCl 废水的当量浓度} = \frac{1000 \times 0.629}{36.5} = 0.1723\text{geq/L}$$

$$\text{含 NaOH 废水的当量浓度} = \frac{1000 \times 1.4\%}{40.01} = 0.3499\text{geq/L}$$

(2) 每小时两种废水各流出的总克当量数

$$\text{HCl 的克当量数} = 0.1723 \times 16.3 \times 1000 = 2808.49$$

$$\text{NaOH 的克当量数} = 0.3499 \times 8.0 \times 1000 = 2799.20$$

HCl 的总克当量数略大于 NaOH 的克当量数, 按等当量反应, 混合后的废水中尚有 $2808.49 - 2799.20 = 9.29\text{geq}$ 的 HCl。

(3) 混合后废水的当量浓度

$$\text{混合后的当量浓度} = \frac{9.29}{100(8+16.3)} = 0.38 \times 10^{-3}\text{geq/L}$$

(4) 混合后废水的 pH 值

因为 HCl 在水中全部电离, 且其当量浓度与体积摩尔浓度相等, 所以混合后废水的氢离子的体积摩尔浓度与其当量浓度等值, 即 $[\text{H}^+] = 0.38 \times 10^{-3}\text{mol/L}$, 可以直接查得或由计算求得 pH 值。

$$\text{pH} = -\lg[\text{H}^+] = -\lg 0.38 \times 10^{-3} = 3.42$$

由上述计算可知, 中和处理后废水的 pH 值偏酸性, 可向混合后的废水中投加碱性中和剂加以中和。

(5) 中和池有效容积

中和反应时间取 2h, 中和池有效容积 W

$$W = (8 + 16.3) \times 2 = 48.6\text{m}^3 \approx 50\text{m}^3$$

12.1.3 药剂中和法

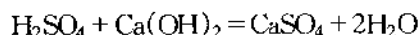
1. 酸性废水的药剂中和处理

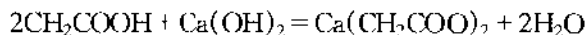
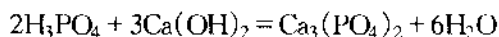
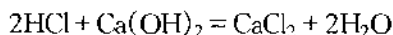
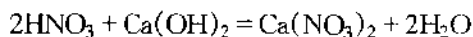
(1) 中和剂

酸性废水中和剂有石灰、石灰石、大理石、白云石、碳酸钠、苛性钠、氧化镁等。常用者为石灰。当投加石灰乳时, 氢氧化钙对废水中杂质有凝聚作用, 因此适用于处理杂质多浓度高的酸性废水。在选择中和剂时, 还应尽可能使用一些工业废渣, 如化学软水站排出的废渣(白垩), 其主要成分为碳酸钙; 有机化工厂或乙炔发生站排放的电石废渣, 其主要成分为氢氧化钙; 钢厂或电石厂筛下的废石灰; 热电厂的炉灰渣或硼酸厂的硼泥。

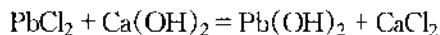
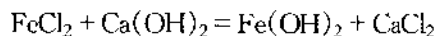
(2) 中和反应

石灰可以中和不同浓度的酸性废水, 在采用石灰乳时, 中和反应方程式如下:

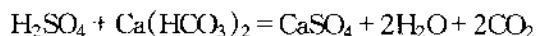
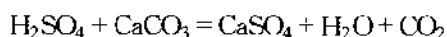
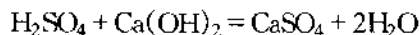




废水中含有其他金属盐类,如铁、铅、锌、铜、镍等也消耗石灰乳的用量,反应如下:



最常遇到的是硫酸废水的中和,根据使用的药剂不同,中和反应方程式如下:



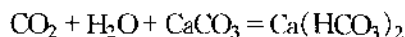
中和后生成的硫酸钙 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 在水中的溶解度见表 12-1。从表可知,硫酸钙在水中的溶解度很小,此盐不仅形成沉淀,而且当硫酸浓度很高时,在药剂表面会产生硫酸钙的覆盖层,影响和阻止中和反应的继续进行。所以当采用石灰石,白垩或白云石做中和剂时,药剂颗粒应在 0.5mm 以下。

各种盐类溶解度表

表 12-1

盐 类 名 称	不同温度(℃)下在水中的溶解度(g/L)			
	0	10	20	30
Na_2SO_4 水化物	50	90	194	408
NaNO_3	730	800	880	960
Na_2CO_3 水化物	70	125	215	388
NaCl	357	358	360	360
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	1.76	1.93	2.03	2.10
$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ 水化物	1021	1153	1293	1526
CaCl_2	595	650	745	1020
CaCO_3	当 $t = 25^\circ\text{C}$ 时,溶解度为 0.0145g/L			
MgCO_3	难溶于水			
MgCO_3 水化物	—	309	355	408
MgCl_2	528	535	542.5	553
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$	639	—	705	—
NaH_2PO_4	577	699	852	1064
Na_2HPO_4	16.3	39	76.6	242
NaHCO_3	68.9	82.0	95.7	110.9

碳酸盐中和强酸时,生成的二氧化碳与水中过剩的碳酸钙作用生成重碳酸盐:



但此反应进行的较慢,因此在强酸被完全中和的时间内,只有极少量的二氧化碳进行反应。同样,其他一些弱酸与碳酸盐的中和反应也是很慢的,因此都不用它做中和剂。

(3) 中和剂用量

中和酸性废水所需的药剂的理论比耗量可根据中和反应方程式来计算。见表 12-2。

中和各种酸所需碱、盐的理论比耗量(g/g)

表 12-2

酸的名称	分子量	NaOH	Ca(OH) ₂	CaO	CaCO ₃	MgCO ₃	Na ₂ CO ₃	CaMg(CO ₃) ₂
		40	74	56	100	84	106	
HNO ₃	63	0.635	0.59	0.445	0.795	0.668	0.84	0.732
HCl	36.5	1.10	1.01	0.77	1.37	1.15	1.45	1.29
H ₂ SO ₄	98	0.816	0.755	0.57	1.02	0.86	1.08	0.94
H ₂ SO ₃	82	0.975	0.90	0.68	—	—	1.29	1.122
CO ₂	44	1.82	1.63	(1.27)	(2.27)	(1.91)	—	2.09
C ₂ H ₄ O ₂	60	0.666	0.616	(0.466)	(0.83)	(0.695)	0.88	1.53
CuSO ₄	159.5	0.251	0.465	0.352	0.628	0.525	0.667	0.576
FeSO ₄	151.9	0.264	0.485	0.37	0.66	0.553	0.700	0.605
H ₂ SiF ₆		0.556	0.51	0.38	0.69		0.73	0.63
FeCl ₂		0.63	0.58	0.44	0.79		0.835	0.725
H ₃ PO ₄		1.22	1.13	0.86	1.53		1.62	1.41

注：1. 在碱、盐的分子式下面的数值为该碱、盐的分子量；

2. 括弧中记入的药剂量，表示不建议采用的药剂，因其反应很慢。

由于药剂中常含有不参与中和反应的惰性杂质(如砂土、粘土)，因此药剂的实际耗量应比表 12-2 理论比耗量要大些。以 α 表示药剂的纯度(%), α 应根据药剂分析资料确定。当没有分析资料时，可参考下列数据采用：生石灰含 60%~80% 有效 CaO，熟石灰含 65%~75% Ca(OH)₂；电石渣及废石灰含 60%~70% 有效 CaO；石灰石含 90%~95% CaCO₃；白云石含 45%~50% CaCO₃。

由于酸性废水中含有影响中和反应的杂质(如金属离子等)及中和反应混合不均匀，因此中和剂的实际耗量应比理论耗量为高，用不均匀系数 K 来表示。如无试验资料时，用石灰乳中和硫酸时， K 采用 1.05~1.10，以干投或石灰浆投加时， K 值采用 1.4~1.5；中和硝酸、盐酸时， K 值采用 1.05。

因此，药剂总耗量可按下式计算：

$$G_s = \frac{KQ(C_1a_1 + C_2a_2)}{\alpha} \quad (12-3)$$

式中 G_s ——药剂总耗量，kg/d；

Q ——酸性废水量，m³/d；

C_1 ——废水含酸浓度，kg/m³；

C_2 ——废水中需中和的酸性盐浓度，kg/m³；

a_1 ——中和剂理论比耗量，即中和 1kg 酸所需的碱量，kg/kg，见表 12-2；

a_2 ——中和 1kg 酸性盐类所需碱性药剂量，kg/kg，见表 12-2；

K ——不均匀系数；

α ——中和剂的纯度，%。

中和反应产生的盐类及药剂中惰性杂质以及原废水中的悬浮物一般用沉淀法去除。沉

渣量可根据试验确定,也可按下式计算:

$$G = G_a(B + e) + Q(S - c - d) \tag{12-4}$$

式中 G ——沉渣量,kg/d;
 G_a ——药剂总耗量,kg/d;
 Q ——酸性废水量,m³/d;
 B ——消耗单位药剂所产生的盐量,kg/kg,见表 12-3;
 e ——单位药剂中杂质含量,kg/kg;
 S ——原水悬浮物浓度,kg/m³;
 c ——中和后溶于废水中的盐量,kg/m³;
 d ——中和后出水悬浮物浓度,kg/m³。

消耗单位药剂所产生的盐和二氧化碳量 表 12-3

酸	盐和 CO ₂	用下列药剂中和 1g 酸生成的盐和 CO ₂ (克数)				
		Ca(OH) ₂	NaOH	CaCO ₃	HCO ₃ ⁻	CaMg(CO ₃) ₂
硫 酸	CaSO ₄	1.39	—	1.39	—	0.695
	Na ₂ SO ₄	—	1.45	—	—	—
	MgSO ₄	—	—	—	—	0.612
	CO ₂	—	—	0.45	0.9	0.45
盐 酸	CaCl ₂	1.53	—	1.53	—	0.775
	NaCl	—	1.61	—	—	—
	MgCl ₂	—	—	—	—	0.662
	CO ₂	—	—	0.61	1.22	0.61
硝 酸	Ca(NO ₃) ₂	1.3	—	1.3	—	0.65
	NaNO ₃	—	1.25	—	—	—
	Mg(NO ₃) ₂	—	—	—	—	0.588
	CO ₂	—	—	0.35	0.7	0.35

(4) 药剂中和处理工艺流程

废水量少时(每小时几吨到十几吨)宜采用间歇处理,两、三池(格)交替工作。废水量大时宜采用连续式处理。为获得稳定可靠的中和处理效果宜采用多级式自动控制系统。目前多采用二级或三级,分为粗调和终调或粗调、中调和终调。投药量由设在池出口的 pH 值检测仪控制。一般初调可将 pH 值调至 4~5。药剂中和处理工艺流程如图 12-1 所示。

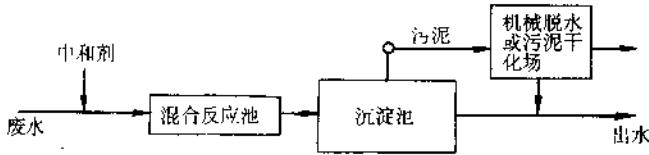


图 12-1 药剂中和处理工艺流程

1) 投药装置

采用石灰作中和剂时,药剂投配方法分干投和湿投。一般采用湿法投配。

石灰用量在 1t/d 以内时,可用人工方法在消解槽内进行搅拌和消解。一般在消解槽内制成 40%~50%的乳浊液。消解槽的有效容积可按下式计算:

$$V_1 = KV_0 \quad (12-5)$$

式中 V_1 ——消解槽的有效容积, m^3 ;

V_0 ——一次配制的药剂剂量, m^3 ;

K ——容积系数, 一般采用 2~5。

石灰用量超过 1t/d 时, 应采用机械方法进行消解。消解机有立式和卧式两种。立式消解机适用于石灰耗量在 4~8t/d 时, 但排渣比较麻烦; 卧式消解机适用于石灰用量在 8t/d 以上时。可根据石灰用量, 按设备产品样本进行选择。设计时应有防止粉尘飞扬的措施。

经消解后的石灰乳排至溶液槽。溶液槽的有效容积可按式计算:

$$V_2 = \frac{G_a \times 100}{\gamma C n} \quad (12-6)$$

式中 V_2 ——溶液槽的有效容积, m^3 ;

G_a ——石灰消耗量, t/d;

γ ——石灰的容重, 一般采用 $0.9 \sim 1.1 \text{ t/m}^3$;

C ——石灰乳的浓度, 一般采用 5%~10% (含有效氧化钙);

n ——每天搅拌的次数, 用人工搅拌时按 3 次, 用机械搅拌按 6 次计算。

溶液槽最少采用 2 个, 轮换使用。为防止石灰的沉积, 应设搅拌装置。采用机械搅拌时, 搅拌机的转速一般为 $20 \sim 40 \text{ r/min}$; 如用压缩空气搅拌, 其强度采用 $8 \sim 10 \text{ L/(s} \cdot \text{m}^2)$, 亦可用水泵搅拌。

投药量大时, 可设单独的投配器, 如图 12-2 所示。一般情况下由溶液槽直接用管道投药。如有条件可设自动酸度计, 将调节阀安装在投药管上, 由浸在处理后废水中的酸度发送器进行控制, 以保证处理效果和提高管理工作水平。

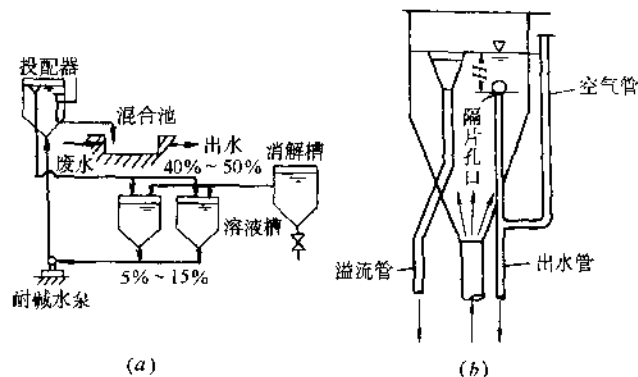


图 12-2 石灰乳投配装置

(a) 投配系统; (b) 投配器

2) 混合反应装置

用石灰中和酸性废水时, 混合反应时间一般采用 2~5min, 但废水含金属盐类或其他毒物时, 还应考虑除金属及毒物的要求。采用其他中和剂时, 混合反应时间采用 5~20min。

当废水量较少和浓度较低且不产生大量沉渣时, 可不设混合反应池, 中和剂可直接投加在水泵吸水井中, 在管道中进行反应。但必须满足混合反应时间的要求。当废水量大时, 一般须设混合反应池, 混合反应可在同一池内进行, 石灰乳在池前投入。图 12-3 为 4 室隔板

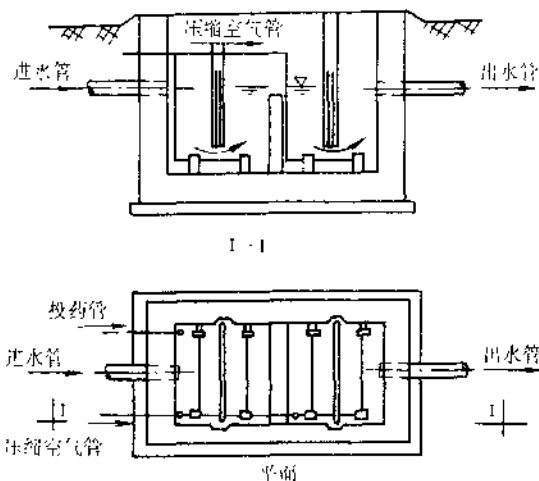


图 12-3 四室隔板混合反应

混合反应池,池内用压缩空气或机械进行搅拌。

3) 沉淀池

当沉渣量少,且重力排渣时,可采用竖流式沉淀池;当沉渣量大,重力排泥困难时,可采用平流式沉淀池,沉渣用污泥泵排出。以石灰中和含硫酸废水为例,一般沉淀时间为 1~2h,沉渣体积约为废水体积的 10%~15%,含水率约为 95%。

4) 沉渣脱水装置

可采用机械脱水或干化场脱水。

2. 碱性废水的药剂中和处理

(1) 中和剂

碱性废水中和剂有硫酸、盐酸、硝酸等。常用的药剂为工业硫酸,工业废酸更经济。有条件时,也可以采取向碱性废水中通入烟道气(含 CO_2 、 SO_2 等)的办法加以中和。

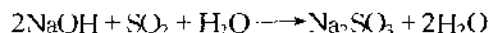
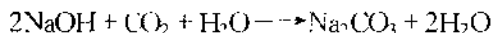
(2) 中和反应

以含氢氧化钠和氢氧化铵碱性废水为例,中和剂用工业硫酸,其化学反应如下:



如果硫酸铵的浓度足够,可考虑回收利用。

以含氢氧化钠碱性废水为例,用烟道气中和,其化学反应如下:



烟道气一般含 CO_2 量可达 24%,有的还含有少量的 SO_2 和 H_2S 。烟道气如果用湿法除水膜除尘器,可用碱性废水做为除尘水进行喷淋。废水从接触塔顶淋下,或沿塔内壁流下,烟道气和废水逆流接触,进行中和反应。据某厂的经验,出水的 pH 值可由 10~12 降至中性。此法的优点是以废治废、投资省、运行费用低、节水且尚可回收烟灰及煤,把废水处理与消烟除尘结合起来,但出水的硫化物、色度、耗氧量、水温等指标都升高,还需进一步处理。

中和各种碱性废水所需各种不同浓度(%)酸的比耗量见表 12-4。

中和各种碱所需酸的理论比耗量

表 12-4

碱的名称	中和 1 克碱需酸的克数(g/g)							CO ₂	SO ₂
	H ₂ SO ₄		HCl		HNO ₃				
	100%	98%	100%	36%	100%	65%			
NaOH	1.22	1.24	0.91	2.53	1.57	2.42	0.55	0.80	
KOH	0.88	0.90	0.65	1.80	1.13	1.74	0.39	0.57	
Ca(OH) ₂	1.32	1.34	0.99	2.74	1.70	2.62	0.59	0.86	
NH ₃	2.88	2.93	2.12	5.90	3.71	5.70	1.29	1.88	

实际上,由于工业废水中含有的成分复杂,因此,药剂投加量不能只按化学计算得到,应留有一定余量,最好作中和曲线后再进行估算。

12.1.4 过滤中和法

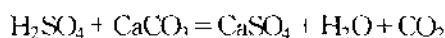
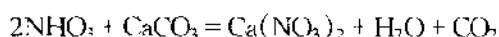
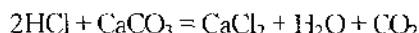
过滤中和法仅用于酸性废水的中和处理。酸性废水流过碱性滤料时与滤料进行中和反应的方法称为过滤中和法。碱性滤料主要有石灰石、大理石、白云石等。中和滤池分3类:普通中和滤池、升流式膨胀中和滤池和滚筒中和滤池。现分述如下:

1. 普通中和滤池

(1) 适用范围

过滤中和法较石灰药剂法具有操作方便,运行费用低及劳动条件好等优点。但不适于中和浓度高的酸性废水。对硫酸废水,因中和过程中生成的硫酸钙在水中溶解度很小,易在滤料表面形成覆盖层,阻碍滤料和酸的接触反应。因此极限浓度应根据试验决定,如无试验资料时,用石灰石时为 2g/L ,白云石为 5g/L 。对硝酸及盐酸废水,因浓度过高,滤料消耗快,给处理造成一定的困难,因此极限浓度可采用 20g/L 。另外,废水中铁盐、泥砂及惰性物质的含量亦不能过高,否则会使滤池堵塞。中和酸性废水常用的滤料有石灰石、白云石及白垩等。

采用石灰石作滤料时,其中和反应方程式如下:



为避免在滤料表面形成硫酸钙覆盖层,当硫酸的浓度在 $2\sim 5\text{g/L}$ 范围内,可用白云石作滤料,因中和时产生的硫酸镁易溶于水。反应速度较石灰石慢,反应式为:



(2) 普通中和滤池的形式

普通中和滤池为固定床。滤池按水流方向分为平流式和竖流式两种,目前多用竖流式。竖流式又可分为升流式和降流式两种,见图12-4。

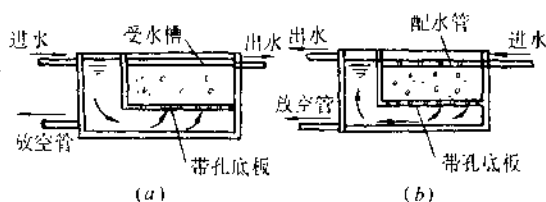


图12-4 普通中和滤池

(a)升流式;(b)降流式

普通中和滤池的滤料粒径不宜过大,一般为 $30\sim 50\text{mm}$,不得混有粉料杂质。

当废水含有可能堵塞滤料的杂质时,应进行预处理。过滤速度一般为 $1\sim 1.5\text{m/h}$,不大于 5m/h ,接触时间不少于 10min ,滤床厚度一般为 $1\sim 1.5\text{m}$ 。

(3) 中和滤池的计算:

1) 平流式中和滤池

中和滤池的长度按下式计算:

$$L = vt \quad (12-7)$$

式中 L ——滤池长度, m ;

v ——滤速,一般采用 $0.01\sim 0.03\text{m/s}$;

t ——废水同滤料的接触时间, s 。可按如下的经验公式计算:

$$t = \frac{6Kd^{1.5}}{\sqrt{v}} (3 + \lg C) \quad (12-8)$$

式中 d ——滤料的平均粒径, cm;
 C ——酸的浓度, geq/L;
 v ——滤速, m/s;
 K ——滤料系数, 取决于滤料的浓度, 应通过试验求得。

滤池的横断面积按下式计算:

$$f = \frac{Q}{v} \quad (12-9)$$

式中 f ——滤池的横断面积, m^2 ;
 Q ——废水流量, m^3/s ;
 v ——滤速, m/s。

滤池的水头损失按下式计算:

$$h = iL \quad (12-10)$$

式中 h ——滤池的水头损失, m;
 L ——滤池的长度, m;
 i ——滤池的坡降, 可按下式计算:

$$i = \frac{v^2}{dS^2P_0^2} \quad (12-11)$$

式中 v ——滤速, cm/s;
 d ——滤料的平均粒径, cm;
 P_0 ——滤料的孔隙率, 可采用 0.35~0.45;
 S ——系数, 与滤料平均粒径有关, $S = 20 - \frac{14}{d}$ 。

2) 竖流式中和滤池

计算方法与平流式相同, 但滤床最小厚度按如下的经验公式计算:

$$H = Kd^n(3 + \lg C)\sqrt{v} \quad (12-12)$$

式中 H ——滤料层高度, cm;
 d ——滤料的粒径, mm;
 C ——酸的浓度, geq/L;
 v ——滤速, m/h, 一般采用 4~8 m/h;
 K ——滤料特征系数, 应根据试验求得。太原产白云石 $K = 0.35$, 辽宁大石桥的白云石 $K = 0.6$, 大连甘井子白云石 $K = 0.43$;
 n ——经验系数, 与滤料类别有关, 应根据试验求得, 一般采用 1.47。

上式只适用于中和硫酸。

3) 滤料的消耗及滤池的工作周期

滤料的消耗量按下式计算:

$$G = KQaC \quad (12-13)$$

式中 G ——滤料消耗量, kg/d;
 Q ——废水流量, m^3/d ;
 C ——酸的浓度, kg/m^3 ;

a ——药剂比耗量,见表 12-2;

K ——系数,采用 1.5。

滤池的理论工作周期按下式计算:

$$T = \frac{P}{G} \quad (12-14)$$

式中 T ——滤池的理论工作周期, d;

P ——滤料装载量, kg;

G ——滤料消耗量, kg/d。

2. 升流式膨胀中和滤池

升流式膨胀中和滤池,废水从滤池的底部进入,从池顶流出,使滤料处于膨胀状态。升流式膨胀中和滤池又可分为恒滤速和变滤速两种。恒滤速升流式膨胀中和滤池如图 12-5 所示。进水装置可采用大阻力或小阻力布水系统。采用大阻力穿孔管布水系统时,滤池底部装有栅状配管,干管上部和支管下部开有孔眼,孔径为 9~12mm,孔距和孔数可根据计算确定。卵石承托层厚度一般为 0.15~0.2m,粒径为 20~40mm。滤料粒径为 0.5~3mm,滤层高度应根据酸性废水浓度、滤料粒径、中和反应时间等条件确定。新的或全部更新后的滤料层高度一般为 1.0~1.2m。当滤料层高度因惰性物质的积累达到 2.0m 时应更新全部滤料。运行初期采用 1m,最终换料时一般不小于 2m。中和滤池的高度一般为 3~3.5m。为使滤料处于膨胀状态并互相摩擦,不结垢,垢屑随水流出,避免滤床堵塞,流速一般采用 60~80m/h,膨胀率保持在 50% 左右。上部清水区高度为 0.5m。中和滤池至少有一池备用,以供倒床换料。

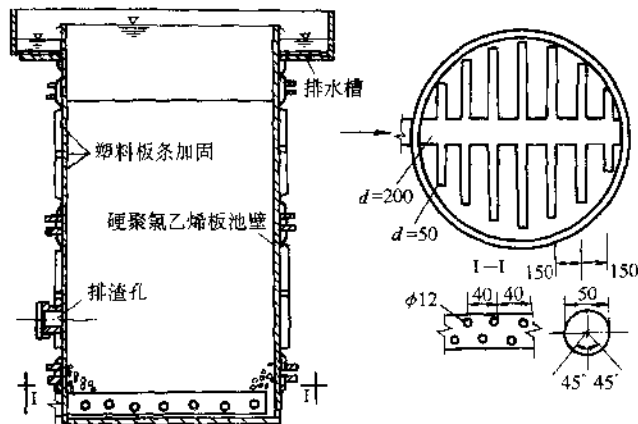


图 12-5 恒滤速升流膨胀中和滤池示意

当废水硫酸浓度小于 2200mg/L 时,经中和处理后,出水的 pH 值可达 4.2~5。若将出水再经脱气池,除去其中 CO_2 气体后,废水的 pH 值可提高到 6~6.5。

膨胀中和滤池一般每班加料 2~4 次。当出水的 $\text{pH} \leq 4.2$ 时,须倒床换料。滤料量大时,加料和倒床须考虑机械化,以减轻劳动强度。

变速膨胀中和滤池如图 12-6 所示。滤池下部横截面积小,上部大。滤速下部为 130~150m/h,上部为 40~60m/h,使滤层全部都能膨胀,上部出水可少带料,克服了恒速膨胀滤池下部膨胀不起来,上部带出小颗粒滤料的缺点。滤池出水中的 CO_2 用除气塔除去。

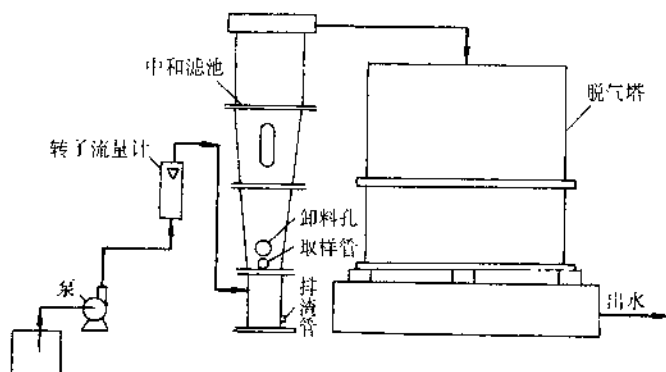


图 12-6 变速中和滤池——除气塔布置流程示意

过滤中和法的优点是操作简单,出水 pH 值比较稳定,沉渣量少(与石灰法比较)。缺点是废水的硫酸浓度不能太高,需定期倒床,劳动强度较高。

升流式膨胀中和滤池应用实例

(1) 某维尼纶厂处理含硫酸工业废水。废水量为 $250\text{m}^3/\text{h}$, 硫酸浓度为 $1500 \sim 2300\text{mg/L}$, pH 值为 $1 \sim 2$, 还含其他杂质。该厂采用聚氯乙烯板制成的恒速升流式膨胀中和滤池。石灰石滤料粒径为 $0.5 \sim 3.0\text{mm}$, 平均粒径为 1.5mm , 滤层高 1.2m , 膨胀后达 $1.4 \sim 1.6\text{m}$, 上部清水区高 0.5m , 总高度 2.9m , 直径 1.2m , 共 6 座。经中和后, 出水 pH 值达 $4.2 \sim 5.0$ 。经吹脱池处理后, 废水的 pH 值可提高到 6 以上。处理每吨硫酸消耗石灰石 1.2t , 每隔 3h 左右需补加新料, 半个月左右需倒床一次。

(2) 某钢铁厂采用变速升流式膨胀中和滤池处理含酸废水。白云石滤料粒径为 $0.5 \sim 3\text{mm}$, 平均粒径为 1.2mm 。滤池总高度 3.15m , 下部圆筒直径 400mm , 滤速为 $16.7 \sim 19.4\text{mm/s}$, 上部圆筒直径为 800mm , 滤速为 $4.17 \sim 4.86\text{mm/s}$ 。进水硫酸浓度达 4000mg/L , 出水 pH 值高于 4.2 , 滤料膨胀率为 $12\% \sim 20\%$, 处理每吨水需白云石 1.2t 左右。中和滤池的尺寸如图 12-7 所示。

3. 过滤中和滚筒

过滤中和滚筒如图 12-8 所示。滚筒用钢板制成, 内衬防腐层。筒为卧式, 直径 1m 以

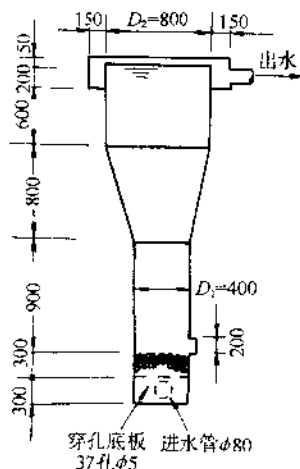


图 12-7 变速膨胀式中和滤池

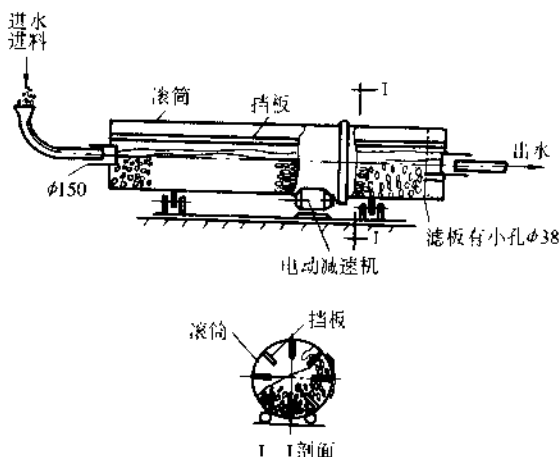


图 12-8 卧式过滤中和滚筒示意

上,长度为直径的6~7倍。滚筒线速度采用0.3~0.5m/s,转速为10~20r/min。筒和旋转轴向出水方向倾斜0.5~1°。滤料粒径可达十几毫米,装料体积占筒体体积的一半。筒内壁焊数条纵向挡板,带动滤料不断翻滚。为避免滤料被水带出,在滚筒出水端设穿孔滤板。出水也需脱CO₂。这种装置的优点是进水硫酸浓度可超过极限值数倍,滤料不必破碎到很小粒径,但构造复杂,动力费用高,运行时设备噪音较大。

12.2 化 学 沉 淀

12.2.1 概述

向工业废水中投加某种化学物质,使它和其中某些溶解物质产生反应,生成难溶盐沉淀下来,这种方法称为化学沉淀法,它一般用以处理含金属离子的工业废水。

从普通化学得知,水中的难溶盐服从溶度积原则,即在一定温度下,在含有难溶盐M_mN_n(固体)的饱和溶液中,各种离子浓度的乘积为一常数,称为溶度积常数,记为L_{M_mN_n}:



式中 Mⁿ⁺表示金属阳离子,N^{m-}表示阴离子,[]表示摩尔浓度(mol/L)。

上式对各种难溶盐都应成立的。而当[Mⁿ⁺]^m[N^{m-}]ⁿ>L_{M_mN_n}时,溶液过饱和,超过饱和那部分将析出沉淀,直到符合式(12-15)时为止。如果[Mⁿ⁺]^m[N^{m-}]ⁿ<L_{M_mN_n},溶液不饱和,难溶盐将溶解,也直到符合式(12-15)时为止。

这是简化了的理想情况,实际上由于许多因素的影响,情况要复杂的多,但它仍然有实际的指导意义。

根据这种原理,可用它来去除废水中的金属离子Mⁿ⁺。为了去除废水中的Mⁿ⁺离子,向其中投加具有N^{m-}离子的某种化合物,使[Mⁿ⁺]^m[N^{m-}]ⁿ>L_{M_mN_n},形成M_mN_n沉淀,从而降低废水中的Mⁿ⁺离子的浓度。通常称具有这种作用的化学物质为沉淀剂。

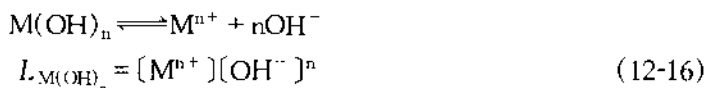
从式(12-15)可以看出,为了最大限度地使[Mⁿ⁺]^m值降低,也就是使Mⁿ⁺离子更完全地被去除,可以考虑增大[N^{m-}]ⁿ值,也就是增大沉淀剂的用量,但是沉淀剂的用量也不宜加的过多,否则会导致相反的作用,一般不超过理论用量的20%~50%。

根据使用的沉淀剂的不同,化学沉淀法可分为石灰法、氢氧化物法、硫化物法、钡盐法等。

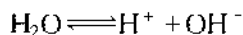
12.2.2 氢氧化物沉淀法

1. 原理

工业废水中的许多金属离子可以生成氢氧化物沉淀而得以去除。氢氧化物的沉淀与pH值有很大关系。如以M(OH)_n表示金属氢氧化物,则有:



同时发生水的解离:



水的离子积为:

$$K_{H_2O} = [H^+][OH^-] = 1 \times 10^{-14} (25^\circ C) \quad (12-17)$$

代入式(12-16),则有:

$$[M^{n+}] = \frac{L_{M(OH)_n}}{\left\{ \frac{K_{H_2O}}{[H^+]} \right\}^n}$$

将上式两边取对数,则得到:

$$\begin{aligned} \lg[M^{n+}] &= \lg L_{M(OH)_n} - \{n \lg K_{H_2O} - n \lg[H^+]\} \\ &= -pL_{M(OH)_n} + npK_{H_2O} - npH \\ &= x - npH \end{aligned} \quad (12-18)$$

式中, $-\lg L_{M(OH)_n} = pL_{M(OH)_n}$; $-\lg K_{H_2O} = pK_{H_2O}$; $x = -pL_{M(OH)_n} + npK_{H_2O}$, 对一定的氢氧化物为一常数,见表(12-5)。

金属氢氧化物的溶解度与 pH 值的关系

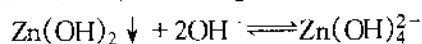
表 12-5

金属氢氧化物	$pL_{M(OH)_n}$	$\lg[M^{n+}] = x - npH$	金属氢氧化物	$pL_{M(OH)_n}$	$\lg[M^{n+}] = x - npH$
$Cu(OH)_2$	20	$\lg[Cu^{2+}] = 8.0 - 2pH$	$Cd(OH)_2$	14.2	$\lg[Cd^{2+}] = 13.8 - 2pH$
$Zn(OH)_2$	17	$\lg[Zn^{2+}] = 11.0 - 2pH$	$Mn(OH)_2$	12.8	$\lg[Mn^{2+}] = 15.2 - 2pH$
$Ni(OH)_2$	18.1	$\lg[Ni^{2+}] = 9.9 - 2pH$	$Fe(OH)_3$	38	$\lg[Fe^{3+}] = 4.0 - 3pH$
$Pb(OH)_2$	15.3	$\lg[Pb^{2+}] = 12.7 - 2pH$	$Al(OH)_3$	33	$\lg[Al^{3+}] = 9.0 - 3pH$
$Fe(OH)_2$	15.2	$\lg[Fe^{2+}] = 12.8 - 2pH$	$Cr(OH)_3$	10	$\lg[Cr^{3+}] = 12.0 - 3pH$

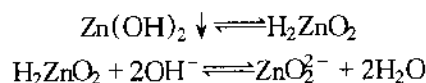
式(12-18)为一直线方程,直线的斜率为 $-n$ 。由此可知,对于同一价数的金属氢氧化物,它们的斜率相等为平行线。对于不同价数的金属氢氧化物,价数愈高,直线愈陡,它表明 M^{n+} 离子浓度随 pH 值的变化差异比价数低的大,这些情况可参见图 12-9。

由于废水的水质比较复杂,实际上氢氧化物在废水中的溶解度与 pH 值关系和上述理论计算值有出入,因此控制条件必须通过试验来确定。尽管如此,上述理论计算值仍然有一定的参考价值。

应当指出,有些金属氢氧化物沉淀(例如 Zn、Pb、Cr、Sn、Al 等)具有两性,即它们既具有酸性,又具有碱性,既能和酸作用,又能和碱作用。以 Zn 为例,在 pH 值等于 9 时, Zn 几乎全部以 $Zn(OH)_2$ 的形式沉淀。但是当碱加到某一数量,使 $pH > 11$ 时,生成的 $Zn(OH)_2$ 又能和碱起作用,溶于碱中,生成 $Zn(OH)_4^{2-}$ 或 ZnO_2^{2-} 离子,反应如下:



或



在平衡时有:

$$\begin{aligned} \frac{[ZnO_2^{2-}][H_2O]^2}{[H_2ZnO_2][OH^-]^2} &= K \\ \frac{[ZnO_2^{2-}][H^+]^2[H_2O]^2}{[H_2ZnO_2]K_{H_2O}^2} &= K \end{aligned}$$

$$[\text{ZnO}_2^{2-}] = \frac{K \cdot [\text{H}_2\text{ZnO}_2] \cdot K_{\text{H}_2\text{O}}^2}{[\text{H}^+]^2 [\text{H}_2\text{O}]^2} = \frac{K'}{[\text{H}^+]^2}$$

式中 $K_{\text{H}_2\text{O}}$ 、 $[\text{H}_2\text{O}]$ 、 $[\text{H}_2\text{ZnO}_2]$ 均为常数，与 K 合并为 K' ($K' = \frac{K [\text{H}_2\text{ZnO}_2] \cdot K_{\text{H}_2\text{O}}^2}{[\text{H}_2\text{O}]^2}$)。

将上式两边取对数：

$$\lg[\text{ZnO}_2^{2-}] = \lg K' + 2\text{pH} = 2\text{pH} - \text{p}K' \quad (12-19)$$

式(12-19)亦是一条直线，它指出随着 pH 的增大， ZnO_2^{2-} 离子浓度成直线的增加。此直线的斜率为 2，见图 12-9 右边虚线所示。

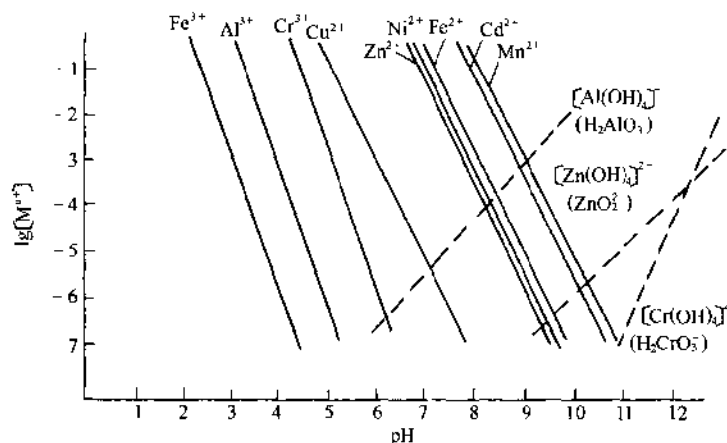


图 12-9 重金属离子溶解度与 pH 值的关系

综上所述，用氢氧化物法分离废水中的重金属时，废水的 pH 值是操作的一个重要条件。例如处理含锌废水时，投加石灰控制 pH 值在 9~11 范围内，使其生成氢氧化锌沉淀。据资料介绍，当原水不含其他金属时，经此法处理后，出水中锌的浓度为 2~2.5mg/L；当原水中含有铁、铜等金属时，出水中锌的浓度在 1mg/L 以下。

2. 氢氧化物沉淀法在废水处理中的应用

(1) 矿山废水处理

某矿山废水含铜 83.4mg/L，总铁 1260mg/L，二价铁 10mg/L，pH 值为 2.23，沉淀剂采用石灰乳，其工艺流程如图 12-10 所示。一级化学沉淀控制 pH 值 3.47，使铁先沉淀，铁渣含铁 32.84%，含铜 0.148%。第二级化学沉淀控制 pH 在 7.5~8.5 范围，使铜沉淀，铜渣含铜 3.06%，含铁 1.38%。废水经二级化学沉淀后，出水可达到排放标准，铁渣和铜渣可回收利用。

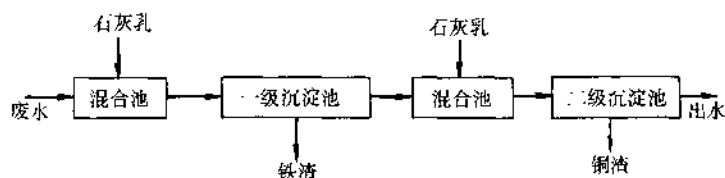


图 12-10 矿山废水处理工艺流程

(2) 铅锌冶炼厂废水处理

某厂在铅锌冶炼过程中排出大量的含铅、锌、镉、汞、砷、氰等多种有害物质的废水。采用石灰乳为沉淀剂去除金属离子,采用漂白粉氧化法除氰。废水量 400m³/h,其工艺流程如图 12-11 所示。废水经泵提升送入第一沉淀池,初步分离悬浮固体后,进入反应池,向反应池投加石灰乳和漂白粉溶液,反应池控制 pH 在 9.5~10.5 范围内,然后送到第二沉淀池进行沉淀,上清液再送到第三沉淀池进一步沉淀,出水基本达到排放标准,水质见表 12-6。各沉淀池沉渣送烧结系统利用。每年可从废水中回收铅锌约 384t,回收价值基本与废水处理费用持平。

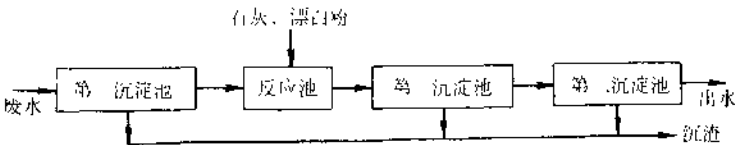


图 12-11 铅锌冶炼废水处理工艺流程

铅锌冶炼厂废水处理水质						表 12-6
水质 取样点	Pb	Zn	Cd	As	CN	pH
处理前(mg/L)	1.06 19.68	83.48~2.02	1.68~10.23	0.55	0.73~2.20	6.4~7.8
处理后(mg/L)	<0.6	1.79	<0.09	<0.1	<0.022	9.9~11.0

12.2.3 硫化物沉淀法

许多金属能形成硫化物沉淀。由于大多数金属硫化物的溶解度一般比其氢氧化物的要小很多,采用硫化物可使金属得到更完全地去除。

在金属硫化物沉淀的饱和溶液中,有:

$$MS \rightleftharpoons M^{2+} + S^{2-}$$

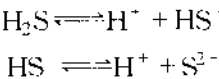
$$[M^{2+}] = \frac{L_{MS}}{[S^{2-}]} \tag{12-20}$$

各种金属硫化物的溶度积 L_{MS} 见表 12-7。

离 子	电 离 反 应	pL _{MS}	离 子	电 离 反 应	pL _{MS}
Mn ²⁺	MnS = Mn ²⁺ + S ²⁻	16	Cd ²⁺	CdS = Cd ²⁺ + S ²⁻	28
Fe ²⁺	FeS = Fe ²⁺ + S ²⁻	18.8	Cu ²⁺	CuS = Cu ²⁺ + S ²⁻	36.3
Ni ²⁺	NiS = Ni ²⁺ + S ²⁻	21	Hg ⁺	Hg ₂ S = 2Hg ⁺ + S ²⁻	45
Zn ²⁺	ZnS = Zn ²⁺ + S ²⁻	24	Hg ²⁺	HgS = Hg ²⁺ + S ²⁻	52.6
Pb ²⁺	PbS = Pb ²⁺ + S ²⁻	27.8	Ag ⁺	Ag ₂ S = 2Ag ⁺ + S ²⁻	49

硫化物沉淀法常用的沉淀剂有硫化氢、硫化钠、硫化钾等。

以硫化氢为沉淀剂时,硫化氢在水中分两步离解:



离解常数分别为:

$$K_1 = \frac{[H^+][HS^-]}{[H_2S]} = 9.1 \times 10^{-8}$$

$$K_2 = \frac{[H^+][S^{2-}]}{[HS^-]} = 1.2 \times 10^{-15} \text{ 将以上两式相乘, 得到:}$$

$$\frac{[H^+][S^{2-}]}{[H_2S]} = 1.1 \times 10^{-22}$$

$$[S^{2-}] = \frac{1.1 \times 10^{-22} [H_2S]}{[H^+]^2}$$

将上式代入式(12-20), 得到:

$$[M^{2+}] = \frac{\frac{L_{MS}}{1.1 \times 10^{-22} [H_2S]}}{[H^+]^2} = \frac{L_{MS} [H^+]^2}{1.1 \times 10^{-22} [H_2S]} \quad (12-21)$$

在 0.1MPa 压力和 25℃ 条件下, 硫化氢在水中的饱和浓度约为 0.1mol (pH ≤ 6), 把 $[H_2S] = 1 \times 10^{-1}$ 代入式(12-21), 得到:

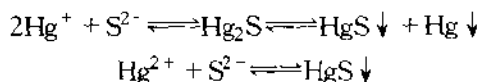
$$[M^{2+}] = \frac{L_{MS} [H^+]^2}{1.1 \times 10^{-23}} \quad (12-22)$$

从式(12-22)可以看出, 金属离子的浓度和 pH 有关, 随着 pH 值增加而降低。

虽然硫化物法比氢氧化物法能更完全地去除金属离子, 但是由于它的处理费用较高, 硫化物沉淀困难, 常需要投加凝聚剂以加强去除效果。因此, 采用的并不广泛, 有时作为氢氧化物沉淀法的补充法。

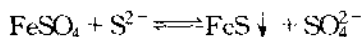
下面以含汞废水为例, 介绍硫化物沉淀法在工业废水处理中的应用。

在碱性条件下 (pH 值为 8~10), 向废水中投加硫化钠, 使其与废水中的汞离子或亚汞离子进行反应:



Hg_2S 不稳定, 易分解为 HgS 和 Hg 。

用此法处理低浓度含汞废水时, 由于生成的硫化汞颗粒很小, 沉淀物分离困难, 为了提高除汞效果, 常投加适量的凝聚剂 (如 $FeSO_4$ 等), 进行共沉。这种方法称为硫化物共沉法。操作时, 先投加稍微过量的硫化钠, 待其与废水中的汞离子反应生成 HgS 和 Hg 沉淀后, 再投加适量的硫酸亚铁, 反应如下:



部分 Fe^{2+} 离子也能生成 $Fe(OH)_2$ 沉淀。

上述反应生成的 FeS 和 $Fe(OH)_2$ 可作为 HgS 的载体。细小的 HgS 吸附在载体表面上, 与载体共同沉淀。

为了更好地去除汞离子, 在工艺上要求先生成 HgS 沉淀, 然后再生成 FeS 沉淀。

某化工厂采用硫化钠共沉法处理乙醛车间排出的含汞废水。废水量为 $200m^3/d$, 汞浓度为 $5mg/L$, pH 值为 2~4。原水用石灰将 pH 值调至 8~10 后, 投硫化钠 $30mg/L$, 硫酸亚铁 $60mg/L$, 处理后废水含汞浓度为 $0.2mg/L$ 。处理后生成的硫化汞本身虽然毒性不大, 但通过缓慢的甲基化作用, 仍会污染环境, 因此必须对含汞污泥进行处理, 处理方法有电解法等。

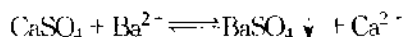
12.2.4 钡盐沉淀法

这种方法主要用于处理含六价铬的废水,采用的沉淀剂有碳酸钡、氯化钡、硝酸钡、氢氧化钡等。以碳酸钡为例,它与废水中的铬酸根进行反应,生成难溶盐铬酸钡沉淀:



碳酸钡也是一种难溶盐,它的溶度积($L_{\text{BaCO}_3} = 8.0 \times 10^{-9}$)比铬酸钡的溶度积($L_{\text{BaCrO}_4} = 2.3 \times 10^{-10}$)要大。在碳酸钡的饱和溶液中,钡离子的浓度比铬酸钡饱和溶液中的钡离子的浓度约大6倍。这就说,对于 BaCO_3 为饱和溶液的钡离子浓度对于 BaCrO_4 溶液已成为过饱和了。因此,向含有 CrO_4^{2-} 离子的废水中投加 BaCO_3 , Ba^{2+} 就会和 CrO_4^{2-} 生成 BaCrO_4 沉淀,从而使 $[\text{Ba}^{2+}]$ 和 $[\text{CrO}_4^{2-}]$ 下降, BaCO_3 溶液未被饱和, BaCO_3 就会逐渐溶解,这样直到 CrO_4^{2-} 离子完全沉淀。这种由一种沉淀转化为另一种沉淀的过程称为沉淀的转化。

为了提高除铬效果,应投加过量的碳酸钡,反应时间应保持25~30min。投加过量的碳酸钡会使出水中含有一定数量的残钡。在把这种水回用前,需要去除其中的残钡。残钡可用石膏法去除:



12.3 药剂氧化还原

利用溶解于废水中的有毒有害物质,在氧化还原反应中能被氧化或还原的性质,把它转化为无毒无害的新物质,这种方法称为氧化还原法。

在氧化还原反应中,参加化学反应的原子或离子有电子得失,因而引起化合价的升高或降低。失去电子的过程叫氧化,得到电子的过程叫还原。在任何氧化还原反应中,若有得到电子的物质就必然有失去电子的物质,因而氧化还原必定同时发生。把得到电子的物质称氧化剂,因为它使另一物质失去电子受到氧化。把失去电子的物质称还原剂,因为它使另一物质得到电子受到还原。

根据有毒有害物质在氧化还原反应中能被氧化或还原的不同,废水的氧化还原法又可分为氧化法和还原法两大类。在废水处理中常用的氧化剂有:空气中的氧、纯氧、臭氧、氯气、漂白粉、次氯酸钠、三氯化铁等;常用的还原剂有硫酸亚铁、亚硫酸盐、氯化亚铁、铁屑、锌粉、二氧化硫、硼氢化钠等。

电解时阳极也是一种氧化剂,阴极是一种还原剂,这部分的内容将在第五节介绍。

12.3.1 药剂氧化法

向废水中投加氧化剂,氧化废水中的有毒有害物质,使其转变为无毒无害的或毒性小的新物质的方法称为氧化法。

本节只介绍氯氧化法在废水处理中的应用。

在废水处理中氯氧化法主要用于氰化物、硫化物、酚、醇、醛、油类的氧化去除及脱色、脱臭、杀菌、防腐等。下边重点介绍氯氧化法在含氰废水处理中的应用。

含氰废水多来源于电镀车间和某些化工厂。废水中含有氰基($\text{C}\equiv\text{N}$)的氰化物,如氰化钠、氰化钾、氰化铵等简单氰盐易溶于水,离解为氰离子 CN^- 。氰的络盐溶于水,以氰的

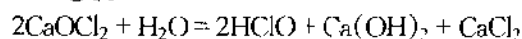
络合离子形式存在,如 $\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-}$ 、 $\text{Ag}(\text{CN})_2^-$ 、 $\text{Fe}(\text{CN})_6^{4-}$ 、 $\text{Fe}(\text{CN})_6^{3-}$ 等。一般所谓游离氰是指 CN^- 而言。氰化物的毒性与氰基的形态有关。络合牢固的铁氰化物和亚铁氰化物,由于不易析出 CN^- ,所以表现为低毒性,而氰化钠、氰化钾等易析出 CN^- ,表现为剧毒性。

低浓度含氰废水的处理方法有硫酸亚铁石灰法、电解法、吹脱法、生化法、碱性氯化法等。其中碱性氯化法在国内外已有较成熟的经验,采用的比较广。

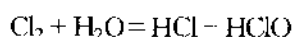
1. 碱性氯化法基本原理

碱性氯化法是在碱性条件下,采用次氯酸钠、漂白粉、液氯等氯系氧化剂将氰化物氧化的方法。无论采用什么氯系氧化剂,其基本原理都是利用次氯酸根的氧化作用。

漂白粉的结构式为 $\text{Ca} \begin{array}{c} \diagup \text{Cl} \\ \diagdown \text{OCl} \end{array}$, 在水中的反应为:



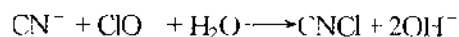
氯气与水接触发生如下歧化反应:



常用的碱性氯化法有局部氧化法和完全氧化法两种工艺。前者称一级处理,后者称二级处理。

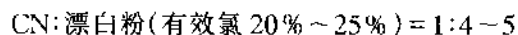
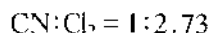
(1) 局部氧化法

氰化物在碱性条件下被氯氧化成氰酸盐的过程,常称为局部氧化法,其反应如下:

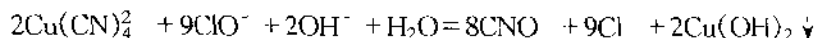


上述第一个反应,pH 值为任何值,反应速度都很快,第二个反应,pH 值越高,反应速度越快。

电镀含氰废水通常除游离氰外,还有重金属与氰的络离子,因此氯系氧化剂的用量应按废水中总氰计算。破坏游离氰所需氧化剂的理论用量为:



破坏络离子时,如铜氰络离子,按下列反应计算:



理论用量为 $\text{CN}:\text{NaOCl} = 1:3.22$ 。

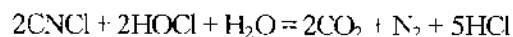
考虑到电镀废水中常含有其他还原物质如 Fe^{2+} ,有机添加剂等,实际上氧化剂的用量,以 NaOCl 计为含氰量的 5~8 倍。

(2) 完全氧化法

局部氧化法生成的氰酸盐虽然毒性低,仅为氰的千分之一。但 CNO^- 易水解生成 NH_3 。完全氧化法是继局部氧化法后,再将生成的氰酸根 CNO^- 进一步氧化成 N_2 和 CO_2 ,消除氰酸盐对环境的污染。



如果经局部氧化后有残余的氯化氰,也能被进一步氧化:



完全氧化工艺的关键在于控制反应的 pH 值。pH 大于 12, 则反应停止, pH 值也不能太低, 否则氰酸根会水解生成氨并与次氯酸生成有毒的氯胺。

氧化剂的用量一般为局部氧化法的 1.1~1.2 倍。完全氧化法处理含氰废水必须在局部氧化法的基础上才能进行, 药剂应分两次投加, 以保证有效地破坏氰酸盐。适当的搅拌可加速反应进行。

2. 碱性氯化法处理含氰废水的工艺流程

碱性氯化法宜用于处理电镀生产过程中所产生的各种含氰废水。废水中氰离子含量不宜大于 50mg/L。应避免铁、镍离子混入含氰废水处理系统。

碱性氯化法处理含氰废水, 一般情况下可采用一级氧化处理, 有特殊要求时可采用两级氧化处理。

采用一级氧化处理含氰废水时, 可采用图 12-12 所示基本工艺流程。

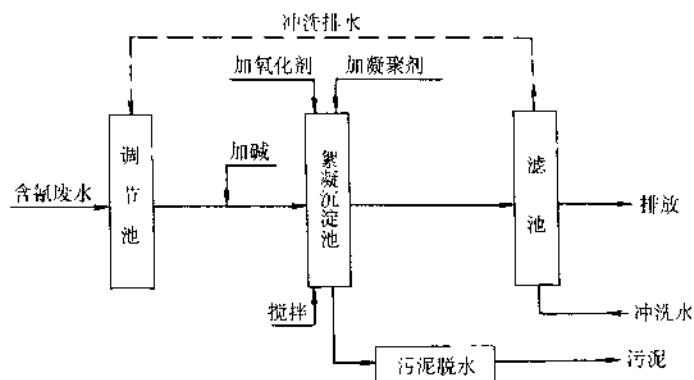


图 12-12 一级氧化处理含氰废水基本工艺流程

采用两级氧化处理含氰废水时, 可采用图 12-13 所示的基本工艺流程。第一级氧化和第二级氯化所需氧化剂必须分级投加。

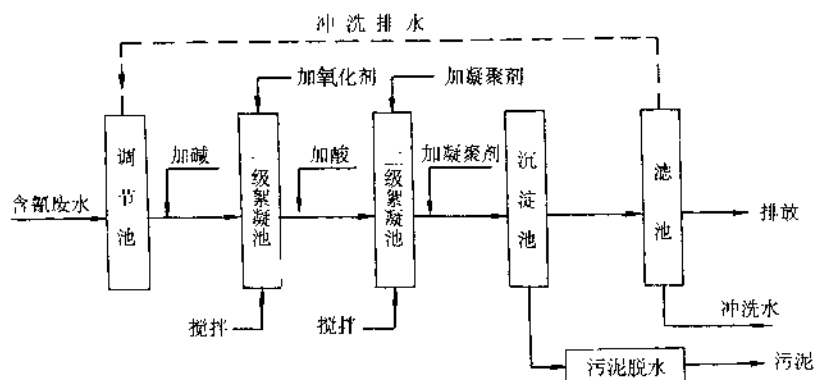


图 12-13 两级氧化处理含氰废水基本工艺流程

碱性氯化法处理含氰电镀废水, 应设置调节池。调节池宜设计成两格, 其总有效容积可按 2~4h 平均废水量计算, 并应设置除油、清除沉淀物等设施。当采用间歇式处理, 并设有两格絮凝沉淀池交替使用时, 可不设调节池。

废水与投加的化学药剂混合、反应时应进行搅拌,可采用机械搅拌或水力搅拌。氧化剂可采用次氯酸钠、漂白粉、漂粉精和液氯,其投药量宜通过试验确定。当无条件试验时,其投药量应按氰离子与活性氯的重量比计算确定。其重量比一级氧化处理时为 1:3~1:4,两级处理时宜为 1:7~1:8。当采用次氯酸钠、漂白粉、漂粉精进行一级氧化处理时,反应时废水的 pH 值应控制在 10~11;当采用液氯作氧化剂时,pH 值应控制在 11~11.5,反应时间宜为 30min。当采用两级氧化处理时,一级氧化废水 pH 值应控制在 10~11,反应时间宜为 10~15min;二级氧化的 pH 值应控制在 6.5~7.0,反应时间宜为 10~15min。

含氰废水经氧化处理后,应进行沉淀和过滤处理。间歇式处理时,沉淀方式宜采用静止沉淀;连续式处理时,宜采用斜板沉淀池等设施。滤池可采用重力式滤池,也可采用压力式滤池。滤池的冲洗排水应排入调节池或沉淀池,不得直接排放。

采用连续式处理工艺流程时,宜设置废水水质的自动检测装置和投药的自动控制装置。为防止有害气体的逸出,反应器应采取封闭或通风措施。

3. 应用实例

在我国,碱性氯化法处理电镀含氰废水大多数采用一级氧化处理。处理工艺流程有连续处理和间歇处理,图 12-14 为一级氧化连续处理流程图。

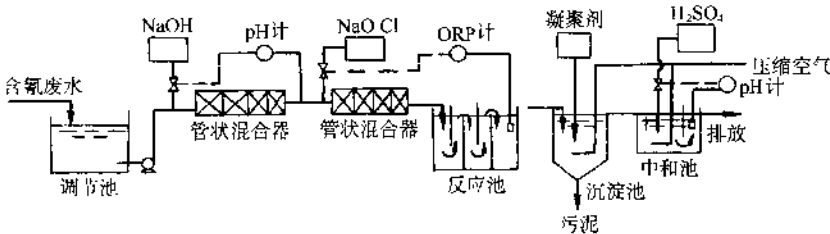


图 12-14 一级连续氧化处理含氰废水流程图

含氰废水用泵从调节池经两个串联管状混合器送入翻腾式反应池。在第一个混合器前投加碱液,其投量由 pH 计自动控制,使废水的 pH 值控制在 10~11 之间。在第二个混合器前投加次氯酸钠溶液,投加量由 ORP 计自动控制,一般控制 ORP 值为 +300mV。废水在反应池停留一定时间反应后进入沉淀池并投加高分子絮凝剂,加速重金属氢氧化物的沉淀。沉淀池间歇排泥。沉淀池出水 pH 值很高,需经中和池将 pH 值调至 6.5~8.5 后再排放或利用。pH 值也由 pH 计自动控制。如将沉淀池改用气浮池进行固液分离,效果良好。

图 12-15 为某厂氰化镀铜—锡合金废水连续完全氧化处理流程。含氰废水总氰浓度为 90~100mg/L,氢氧化钠和次氯酸钠在泵前投入,pH 控制在 10 以上。 $\text{Cl}:\text{CN}=2$ 。废水经

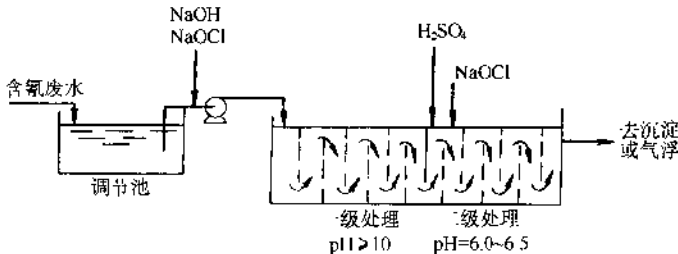


图 12-15 连续式完全氧化工艺流程图

泵混合后送入第一隔板翻腾式反应池,反应时间约 20min,然后进入第二隔板翻腾式反应池,投加硫酸和次氯酸钠,控制 pH 为 6.0~6.5,次氯酸钠投加量(以氯计)为一级的 1.2 倍,反应时间为 10min。出水余氯量以 6mg/L 为宜,可用沉淀法或气浮法进行固液分离,出水排放,污泥脱水后进行处置或利用。

12.3.2 药剂还原法

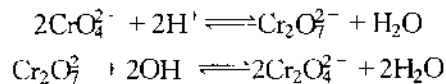
向废水中投加还原剂,使废水中的有毒有害物质转变为无毒的或毒性小的新物质的方法称为还原法。

本节以含铬废水为例介绍药剂还原法在废水处理中的应用。

1. 药剂还原法处理含铬废水基本原理

含铬废水多来源于电镀厂、制革厂和某些化工厂。电镀含铬废水主要来自镀铬漂洗水、各种铬钝化漂洗水、塑料电镀粗化工工艺漂洗水等。含六价铬废水的药剂还原法的基本原理是在酸性条件下,利用化学还原剂将六价铬还原成三价铬,然后用碱使三价铬成为氢氧化铬沉淀而去除。

电镀废水中的六价铬主要以铬酸根 CrO_4^{2-} 和重铬酸根 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 两种形式存在,随着废水 pH 值的不同,两种形式之间存在着转换平衡:



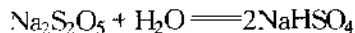
从上式可以看出,在酸性条件下,六价铬主要以 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 形式存在,在碱性条件下,则主要以 CrO_4^{2-} 形式存在。电镀含铬漂洗废水 Cr^{6+} 的浓度一般为 20~100mg/L,废水的 pH 值一般在 5 以上。

在酸性条件下六价铬的还原反应很快,一般要求 $\text{pH}<3$ 。

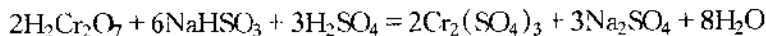
常用的还原剂有:亚硫酸钠、亚硫酸氢钠、焦亚硫酸钠、硫代硫酸钠、硫酸亚铁、二氧化硫、水合肼、铁屑、铁粉等。

2. 亚硫酸盐还原法

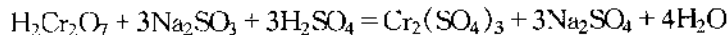
目前常用亚硫酸钠和亚硫酸氢钠为还原剂,也有用焦亚硫酸钠的。实际上,焦亚硫酸钠溶于水后,便水解为亚硫酸氢钠,反应如下:



六价铬与亚硫酸氢钠的反应:

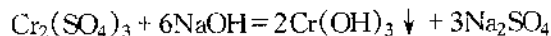


六价铬与亚硫酸钠的反应:



还原后的 Cr^{3+} ,以 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉淀的最佳 pH 值为 7~9。所以铬还原后,废水应进行中和。常用的中和剂有 NaOH、石灰。

还原后用 NaOH 中和至 $\text{pH}=7\sim 8$,使 Cr^{3+} 生成 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 沉淀,然后过滤回收铬污泥。



采用 NaOH 中和生成的 $\text{Cr}(\text{OH})_3$ 纯度较高,可以综合利用。也可用石灰进行中和沉淀,费用较低,但操作不便,增加化石灰工序,反应速度慢,生成的污泥量大,且难于综合利用。

亚硫酸盐还原法的工艺设计参数如下:

- (1) 废水六价铬浓度一般控制在 100~1000mg/L 范围内;
- (2) 废水 pH 为 2.5~3, 如果 CrO_3 浓度大于 0.5g/L, 还原要求 pH=1, 还原反应后要求 pH 保持在 3 左右;

(3) 还原剂用量与 Cr^{6+} 浓度和还原剂种类有关。电镀废水在通常的 Cr^{6+} 的浓度范围内, 还原剂理论用量(重量比)六价铬为 1 时, 亚硫酸氢钠、亚硫酸钠、焦亚硫酸钠分别为 4、4.3、投量不宜过大, 否则既浪费药剂, 又能生成 $[\text{Cr}_2(\text{OH})_2\text{SO}_3]^{2-}$, 沉淀不下来;

(4) 还原反应时间约 30min;

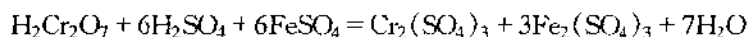
(5) 氢氧化铬沉淀 pH 值控制在 7~8 范围内;

(6) 沉淀剂可用 NaOH、石灰、碳酸钠, 根据实际情况选用。一般常用 20% 浓度的 NaOH。

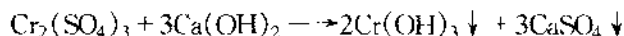
3. 硫酸亚铁还原法

硫酸亚铁还原法处理含铬废水是一种成熟的方法。由于药剂来源容易, 若用钢铁酸洗废液的硫酸亚铁时, 成本较低, 除铬效果也较好, 至今有些小企业还在采用。

在硫酸亚铁中主要是亚铁离子起还原作用。在酸性条件下, pH=2~3, 此时废水中六价铬主要以重铬酸根离子形式存在。其还原反应为:



用硫酸亚铁还原六价铬, 最终废水中同时有 Cr^{3+} 和 Fe^{3+} , 所以中和沉淀时 Cr^{3+} 与 Fe^{3+} 一起沉淀, 沉淀的污泥是铬氢氧化物和铁氢氧化物的混合物。若用石灰乳进行中和沉淀, 污泥中还有 CaSO_4 沉淀:



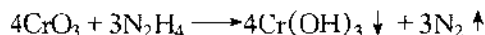
此法又称为硫酸亚铁石灰法。生成的污泥量比亚硫酸盐还原法大 3 倍以上, 基本上没有回收利用价值, 需要妥善处理, 以防止二次污染, 这是本法的最大缺点。

硫酸亚铁石灰法的主要工艺设计参数为:

- (1) 废水六价铬浓度 50~100mg/L;
- (2) 还原时废水 pH=1~3;
- (3) 还原剂用量 $\text{Cr}^{6+}:\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}=1:25\sim30$;
- (4) 反应时间不小于 30min;
- (5) 中和沉淀 pH=7~9。

4. 水合肼还原法

水合肼 $\text{N}_2\text{H}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 在中性或微碱性条件下, 能迅速地还原六价铬并生成氢氧化铬沉淀, 反应为:



这种方法可处理镀铬生产线第二回收槽带出的含铬废水, 也可处理铬酸盐钝化工艺中产生的含铬漂洗水。

12.4 臭 氧 氧 化

12.4.1 臭氧的物理化学性质

臭氧是氧的同素异形体,它的分子由3个氧原子组成。臭氧在室温下为无色气体,具有一种特殊的臭味。在标准状态下,容重为2.144g/L,其主要物理化学性质如下。

(1) 氧化能力

臭氧是一种强氧化剂,其氧化能力仅次于氟,比氧、氯及高锰酸盐等常用的氧化剂都高。

(2) 在水中的溶解度

生产中多以空气为原料制备臭氧化空气(含臭氧的空气)。臭氧在水中的溶解度符合亨利定律:

$$C = K_H P \quad (12-23)$$

式中 C ——臭氧在水中的溶解度,mg/L;

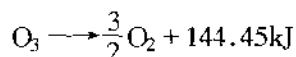
P ——臭氧化空气中臭氧的分压,kPa;

K_H ——亨利常数,mg/(L·kPa)。

臭氧化空气中,臭氧只占0.6%~1.2%(体积比),根据气态方程和道尔顿定律,臭氧的分压也只有臭氧化空气压力的0.6%~1.2%,因此,当水温为25℃时,将臭氧化空气注入水中,臭氧的溶解度只有3~7mg/L。

(3) 臭氧的分解

臭氧在空气中会自行分解为氧气,其反应为:



由于分解时放出大量热量,当浓度在25%以上时,很易爆炸,但一般臭氧化空气中臭氧的浓度不超过10%,因此不会发生爆炸。臭氧在空气中的分解速度,随温度升高而加快。浓度为1%以下的臭氧,在常温常压下,其半衰期为16h左右,所以臭氧不易贮存,需边生产边用。臭氧在纯水中的分解速度比在空气中快的多。水中臭氧浓度为3mg/L,在常温常压下,其半衰期仅5~30min。

臭氧在水中的分解速度随pH值的提高而加快,一般在碱性条件下分解速度快,在酸性条件下比较慢。

(4) 臭氧的毒性和腐蚀性

臭氧是有毒气体。空气中臭氧浓度为0.1mg/L时,眼、鼻、喉会感到刺激;浓度为1~10mg/L时,会感到头痛,出现呼吸器官局部麻痹等症;浓度为15~20mg/L时,可能致死。其毒性还和接触时间有关。一般从事臭氧处理工作人员所在的环境中,臭氧浓度的允许值定为0.1mg/L。

臭氧具有强的氧化能力,除金和铂外,臭氧化空气几乎对所有金属都有腐蚀作用。不含碳的铬铁合金,基本上不受臭氧腐蚀,所以生产上常采用含25%Cr的铬铁合金(不锈钢)来制造臭氧发生设备、加注设备及臭氧直接接触的部件。

臭氧对非金属材料也有强烈的腐蚀作用。例如聚氯乙烯塑料板等。不能用普通橡胶作密封材料,应采用耐腐蚀能力强的硅橡胶或耐酸橡胶。

12.4.2 臭氧的制备

目前臭氧的制备方法有:无声放电法、放射法、紫外线辐射法、等离子射流法和电解法等。无声放电法又有气相中放电和液相中放电两种。在水处理中多采用气相中无声放电法,故本节只介绍这种方法。

1. 无声放电法生产臭氧的原理

无声放电法生产臭氧的原理如图 12-16 所示。在玻璃管②外,套一个不锈钢管①,使两者之间形成放电间隙。玻璃管内壁涂石墨③作为一个电极。交流电源⑤通过变压器④升压后,将高压交流电加在石墨层和不锈钢管之间,使放电间隙产生高速电子流。玻璃管作为介电体防止两电极之间产生火花放电。将干燥的空气或氧气从一端通入放电间隙,受到高速电子流的轰击,从另一端流出时就成为臭氧化空气或臭氧化氧气。

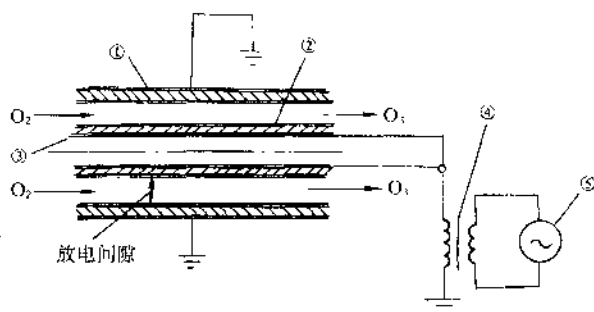


图 12-16 无声放电法示意图

利用氧气制备臭氧,要使氧气转变为臭氧需要有很高的能量才能分解成氧原子。无声放电法是利用高速电子轰击氧气,其反应如下:



分离后的氧原子有些合成为臭氧,反应如下:

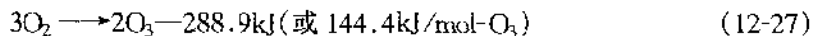


有些重新合成为氧气,如式(12-24)的逆反应。有些则和氧气合成为臭氧,反应如下:



从式(12-25)和(12-26)的逆反应可知,生成的臭氧会分解为氧原子和氧气。当臭氧发生器的散热不良时,分解更迅速。因此,通过放电区域的氧,只有一部分能生成臭氧。当空气通过放电区域时,生成的臭氧只占空气的 0.6~1.2%(体积比)。因此,产生的臭氧通常含有一定浓度的空气,称为臭氧化空气。若以纯氧气通过放电区域,其产量仅比空气为原料增加一倍。

氧气生产臭氧的总反应式如下:



即每生产 1kg 臭氧需要消耗能量 0.836kWh,相当于单位电耗的生产率为 1.2kgO₃/kWh。由于 95%左右的电能变成光能和热能被消耗掉,故用空气生产每 kg 臭氧实际耗能量为 15~20kWh。

从式(12-27)可知,在放电间隙将产生大量热量,它会使臭氧加速分解而影响产量,因此,应采用适当的冷却,及时排出这些热量,是提高产量、臭氧浓度、降低电耗的有效措施。

2. 臭氧发生器

工业上利用无声放电法制备臭氧的臭氧发生器,按其电极构造可分为板式和管式两大类。管式的又有立管式和卧管式两种,板式的有奥托板式和劳泽板式两种。臭氧发生过程中,电能大部分转化为热能,所以必须冷却电极。通常采用水冷和空气冷却两种方式,管式

发生器常用水冷, 劳泽板式发生器常用空气冷却。我国生产的臭氧发生器系列产品主要是管式。本节只介绍卧管式臭氧发生器。

卧管式臭氧发生器的构造如图 12-17 所示。

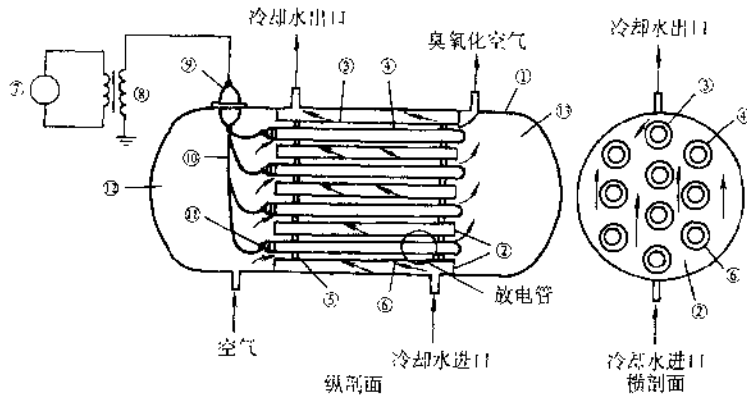


图 12-17 卧管式臭氧发生器的构造

在金属圆筒①内的两端各焊有一块孔板②, 每孔焊上一根不锈钢管③, 不锈钢管内安装内涂石墨的玻璃管④, 并用定位环⑤使玻璃管外壁与不锈钢管内壁保持一定的放电间隙⑥。整个金属圆筒内形成两个通道: 两块孔板和不锈钢外壁之间为冷却水通道; 两块孔板与圆筒端盖的空间, 一作为进气分配室⑫, 另一作臭氧化空气收集室⑬, 并通放电间隙。交流电源⑦经变压器⑧升压后, 高压端通过绝缘瓷瓶⑨, 导线⑩, 接线柱⑪及熔丝等电器元件接到玻璃管壁内的石墨层上, 低压端, 通过金属圆筒外壳、孔板和不锈钢管联接。当石墨层和不锈钢管间加上高压电流时, 从进气分配室进入放电间隙的空气在高速电子流轰击下形成臭氧化空气, 经臭氧化空气收集室送出。同时冷却水带走放电过程中产生的热量。

据研究, 臭氧的产量与电压的二次方成正比, 增加电压可提高臭氧的产量, 但电压高, 耗电量大, 介电体容易被击穿, 元件的绝缘性要求也高, 一般采用 $10 \sim 15\text{kV}$ 左右电压。提高交流电的频率, 可增加放电次数, 从而可提高臭氧的产量, 但需增加调频设备, 国内目前仍采用 $50 \sim 60\text{Hz}$ 的电源。

放电间隙越小, 越容易放电, 产生无声放电所需的电压越小, 耗电量越小, 但间隙过小, 介电体或电极表面要求越高, 管式(水冷)一般采用 $2 \sim 3.5\text{mm}$ 。

理想的介电体应具有良好的绝缘和导热性能。玻璃、云母和塑料具有良好的绝缘性能, 为了取得良好的散热性能, 尽可能减少介电体的厚度。据研究, 玻璃管的厚度增加 1mm , 臭氧产量将减少一半左右。但过薄易被高压电击穿, 生产上管式臭氧发生器硼硅玻璃管厚度常采用 $2.1 \sim 3\text{mm}$ 。

12.4.3 空气的净化

进入臭氧发生器的空气, 也须经过净化, 除去空气中的杂质和水分。图 12-18 为空气净化流程及设备。为了防止润滑油污染空气, 堵塞干燥剂, 宜采用无油润滑的空压机。从空压机出来的空气, 经 CaCl_2 盐水冷冻液预冷, 使空气温度降至 $5 \sim 10^\circ\text{C}$, 减少含湿量, 然后经旋风分离器除去大颗粒杂质及一部分水分, 再经瓷环过滤器去除细小杂质和水分, 然后经硅胶干燥器及分子筛干燥器, 进一步去除水分, 达到一定的干燥度。由于硅胶和分子筛会产生一定的粉尘, 空气经过干燥后, 需再次进行过滤。空气过滤器的填料, 除瓷环和脱脂棉外, 也

可以采用纱布、毛毡、活性炭和泡沫塑料等。干燥剂还可用活性氧化铝等。

干燥剂吸湿饱和后,必须活化再生,将吸附的水分解吸,图 12-18 所示,在硅胶和分子筛干燥器旁设有电炉加热器,这是以往常用的电加热活化再生法。再生时,把从过滤器出来的已经除尘的空气通过电炉加热,经加热后送入待再生的干燥器内,在器内热空气将吸附在干燥剂上的水分解吸带出器外放掉。再生完毕后,再用已经净化和干燥的冷空气冷却。硅胶干燥器一般运行 120h 需再生一次,每次需 6h,进气温度为 150℃,出气温度为 130℃ 左右。分子筛干燥器一般 160h 再生一次,每次需 6h,进气温度 400℃,出气温度 350℃。此法设备复杂、操作麻烦、能耗大、干燥剂受热易老化,但再生效果好,适用于大型的水处理站。

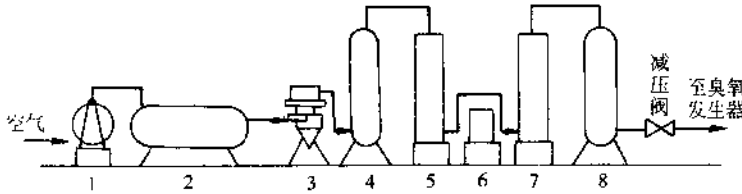


图 12-18 空气净化流程图

1—无油润滑空压机;2—空气冷凝器;3—旋风分离器;4—瓷环过滤器;
5—硅胶干燥器;6—加热器;7—分子筛干燥器;8—脱脂棉过滤器

对小型水处理站,干燥剂的再生可采用吸附再生法。这种方法是使湿空气中的水分在一定压力下被干燥剂吸附,吸附饱和后减压(常压或负压),使干燥剂解吸再生。解吸过程所需的热量,由吸附剂本身保持的吸附热和再生冲洗气解吸下来的水分散发出来的热量供给,不需外加热量,所以又称无热再生法。无热再生法一般多用于一级干燥,设备布置成双塔式,其工艺流程如图 12-19 所示。两个干燥塔交替工作和再生。当 A 塔工作时(如图所示),经该塔干燥后 70% 的空气经止回阀送到后道过滤器进行过滤,另外 30% 的干燥空气经孔板或阀门 C 减压后送到 B 塔,用于再生 B 塔,最后由塔底排出。A 塔吸附饱和后,将四通阀旋转 90°,B 塔开始工作,A 塔进行再生。四通阀可采用电磁阀自动控制。此法的优点是,设备和管道布置简单,操作管理方便,容易实现自动化,干燥剂在常温下工作不易受热老化。缺点是,由于干燥剂承受的压力经常改变容易破损,使干燥空气中的粉尘增多;再生后吸附容量小,吸附周期短,一般为 5~10min,因此再生空气用量大;另外四通阀动作频繁,易损坏。

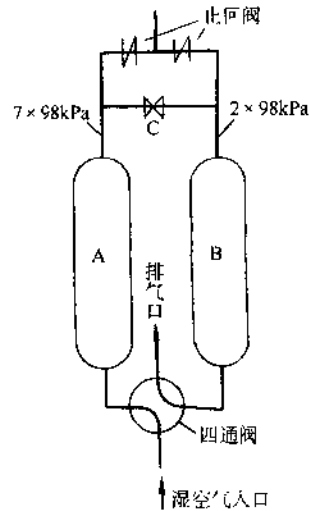


图 12-19 无热再生法工艺流程

12.4.4 臭氧接触反应设备

设计时,应根据臭氧分子在水中的扩散速度和与污染物的反应速度来选择接触反应设备的型式。臭氧加入水中后,水为吸收剂,臭氧为吸收质,在气液两相间进行传质,同时臭氧与水中的杂质进行氧化反应,因此属于化学吸收,它不仅和相间的传质速率有关,还和化学反应速度有关。臭氧与水中杂质的化学反应有快有慢。水中的杂质,如酚、氰、亲水性染料、细菌、铁、锰、硫化氢、亚硝酸盐等与臭氧的化学反应很快,这时吸收速率受传质速率控制;水

中杂质,如 COD、BOD、饱和脂肪族化合物、合成表面活性剂(ABS)、氨氮等与臭氧的反应很慢,则其吸收速率受化学反应速率控制,因此,应根据臭氧处理的对象,选用不同的接触反应设备。

臭氧接触反应设备,根据臭氧化空气与水的接触方式可分为气泡式、水膜式和水滴式 3 类。

1. 气泡式臭氧接触反应器

气泡式反应器,是一种用于受化学反应控制的气-液接触反应设备,是我国目前水处理中应用最多的一种。实践表明,气泡越小,气-液的接触面积越大,但对液体的搅动越小。因此,应通过试验确定最佳的气泡尺寸。

根据在气泡式反应器内安装的产生气泡装置的不同,气泡式反应器可分为多孔扩散式、机械表面曝气式及塔板式 3 种。

(1) 多孔扩散式反应器

臭氧化空气通过设在反应器底部的多孔扩散装置分散成微小气泡后进入水中。多孔扩散装置有穿孔管、穿孔板和微孔滤板等。根据气和水的流动方向不同又可分为同向流和异向流两种。

同向流反应器如图 12-20 所示,是最早应用的一种反应器。其缺点是底部臭氧浓度大,原水杂质的浓度也大,大部分臭氧被易于氧化的杂质消耗掉,而上部臭氧浓度小,此处的杂质较难氧化,低浓度的臭氧往往对它无能为力。因此,臭氧利用率较低,一般为 75%。当臭氧用于消毒时,宜采用同向流反应器,这样可使大量臭氧早与细菌接触,以免大部分臭氧氧化其他杂质而影响消毒效果。

图 12-21 为异向流反应器,使低浓度的臭氧与杂质浓度大的水相接触,臭氧的利用率可达 80%。目前我国多采用这种反应器。

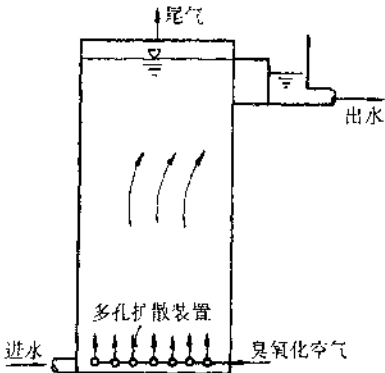


图 12-20 同向流反应器

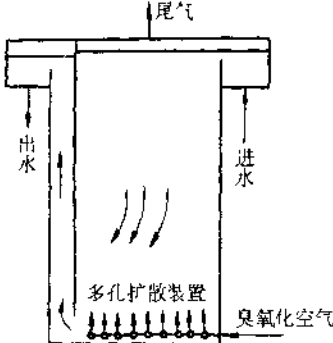


图 12-21 异向流反应器

上述两种反应器,均可设多隔串联,以提高臭氧的利用率。

图 12-22 为承压式异向流反应器。反应器增设了降流和升流管,反应器底部压力增大,可提高臭氧在水中的溶解度,从而提高臭氧的利用率。反应器第一隔设布气管,第二隔不设布气管,利用从第一隔出水中的臭氧进行反应。和水充分接触后的剩余溶解臭氧聚集在两隔互相连通空间的水面上,达到一定压力后引到降流管中,对原水进行预处理,进一步提高臭氧的利用率。降流管的有效水深为 10~12m,流速应小于 150mm/s。各隔有效水深为

2m,流速为 13mm/s,接触时间为 2.5min,臭氧的利用率可达 90% 以上。

(2) 表面曝气式反应器

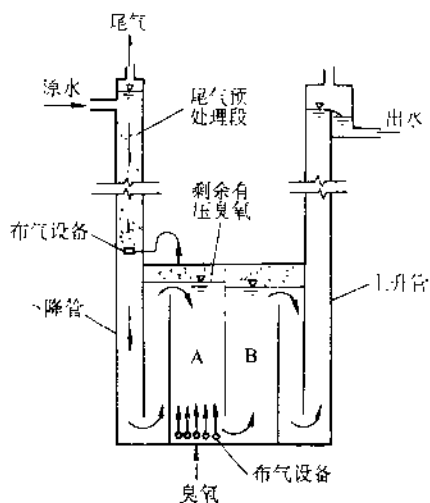


图 12-22 承压式异向流臭氧接触器

在反应器内安装曝气叶轮,如图 12-23 所示。臭氧化空气沿液面流动,高速旋转的叶轮,在其周围形成水跃,使水剧烈搅动,卷入臭氧化空气,气液界面不断更新,使臭氧溶于水。这种反应器适用于臭氧投量低的场合。此法缺点为能耗大。

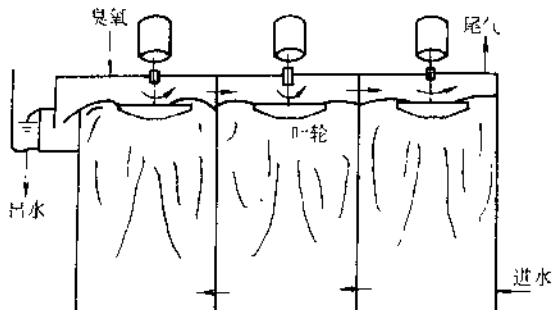


图 12-23 表面曝气式反应器

(3) 塔板式反应器

塔板式反应器有筛板塔和泡罩塔,如图 12-24 所示。塔内设多层塔板,每层塔板上设溢流堰和降液管,水在塔板上翻过溢流堰,经降液管流到下层塔板。在塔板上开许多筛孔的称筛板塔。上升的气流通过筛孔,被分散成细小的股流,在板上的水层中形成的气泡与水接触后逸出液面,然后再与上层液体接触。板上的溢流堰使板上的水层维持一定深度,将降液管出口淹没在液层中形成水封,防止气流沿降液管上升。运行时应维持一定的气流压力,以阻

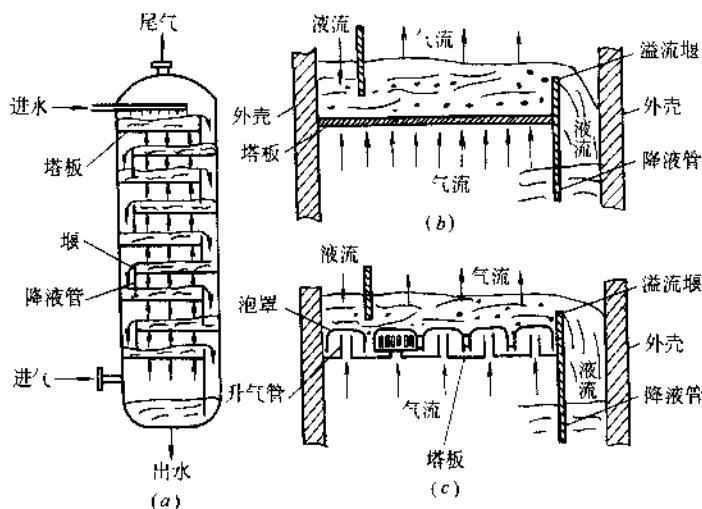


图 12-24 筛板塔和泡罩塔

(a) 板式吸收塔; (b) 筛板; (c) 泡罩

止废水经筛板下漏。泡罩塔内装有多层水平板。板上有若干个供气通过的升气管,其上各覆盖底缘有齿缝和小槽的泡罩。工作时,气流经升气管进入泡罩,然后通过泡罩上的缝或

孔,分散成细小的气泡进入液层。运行时应控制气流压力,使泡罩形成水封,防止气流从泡罩下沿逸出。泡罩塔不易发生液漏现象,气液负荷变化大时,也能保持稳定的吸收效率,但构造复杂、造价高。

2. 水膜式臭氧接触反应器

填料塔是一种常用的水膜式反应器,如图 12-25 所示。塔内装拉西环或鞍状填料。废水经配水装置分布到填料上,形成水膜沿填料表面向下流动,上升气流从填料间通过和废水逆向接触。这种反应器主要用于受传质控制的反应。填料塔不论处理规模大小以及反应快慢都能适应,但废水悬浮物高时易堵塞。

3. 水滴式臭氧接触反应器

喷雾塔是水滴式反应器的一种,如图 12-26 所示。废水由喷雾头分散成细小水珠,水珠在下落过程中,同上升的臭氧化空气接触,在塔底聚集流出,尾气从塔顶排出。这种设备简单,造价低,但对臭氧的吸收能力也低,另外喷头易堵塞,预处理要求高,适用于受传质速率控制的反应。

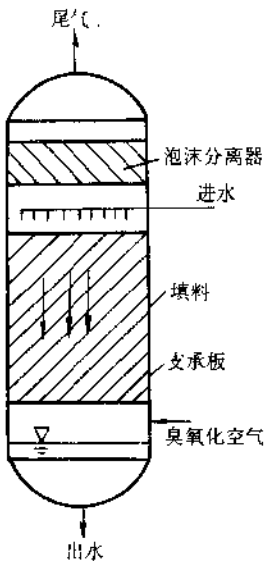


图 12-25 填料塔

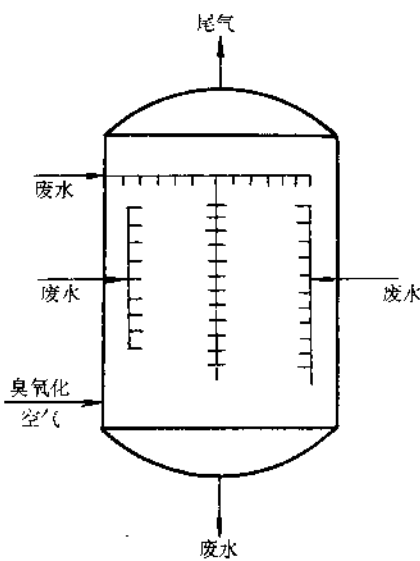


图 12-26 喷雾塔

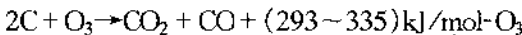
除上述反应器外,还有机械搅拌式、喷射式等多种,请参考有关资料,不再介绍。

12.4.5 尾气处理

如前所述,臭氧是有毒气体,吸入人体后将健康产生不同程度的影响。当臭氧浓度大于 0.1ppm 时,人们就能嗅到异常的臭味,浓度超过 1ppm 就无法忍受了。而从臭氧接触反应器排出的尾气浓度一般为 500~3000ppm。因此尾气直接排放将对周围环境造成污染,不仅危害人民健康,还会影响植物生长,甚至使树木和庄稼枯萎。尾气处理方法有:活性炭法、药剂法和燃烧法。

1. 活性炭法

活性炭能吸附臭氧并和臭氧进行反应,使臭氧分解,反应如下:



活性炭对臭氧的吸附容量为 $4 \sim 6 \text{gO}_2/\text{gC}$ ，一般设计时采用 $2 \text{gO}_2/\text{gC}$ 。本法设备简单，比较经济。但在反应过程中产生大量的热，易使塑料制的尾气塔变形。另外，使用周期短，活性炭吸附饱和后需要更换或再生。

2. 药剂法

药剂法分为还原法和分解法，前者使臭氧还原，后者使臭氧分解。还原法可采用亚铁盐、亚硫酸钠、硫代硫酸钠等。分解法可采用氢氧化钠等。药剂法比较简单，但费用较高。

3. 燃烧法

燃烧法一般是将尾气送入燃烧炉内燃烧。臭氧在 3000°C 以上的高温下会立即分解，因此此法比其他方法经济。

12.4.6 废水臭氧处理系统的设计

1. 臭氧发生器

臭氧需要量可按下式计算：

$$Q_{\text{O}_3} = 1.06QC \quad (12-28)$$

式中 Q_{O_3} ——臭氧需要量， g/h ；

Q ——处理废水量， m^3/h ；

C ——臭氧投量， mgO_3/L 。影响臭氧氧化的主要因素是废水中杂质的性质、浓度、pH 值、温度、臭氧的浓度、臭氧的反应器类型和水力停留时间等。臭氧投量应通过试验确定；

1.06——安全系数。

臭氧化(干燥)空气量按下式计算：

$$Q_{\text{F}} = \frac{Q_{\text{O}_3}}{C_{\text{O}_3}} \quad (12-29)$$

式中 Q_{F} ——臭氧化干燥空气量， m^3/h ；

C_{O_3} ——臭氧化空气浓度， g/m^3 ，一般取 $10 \sim 14 \text{g}/\text{m}^3$ 。

臭氧发生器的气压可根据接触反应器的形式确定，对多孔扩散式反应器，按下式计算：

$$H > h_1 + h_2 + h_3 \quad (12-30)$$

式中 H ——臭氧发生器的工作压力， m ；

h_1 ——臭氧接触反应器的水深， m ，一般采用 $4 \sim 5.5 \text{m}$ ；

h_2 ——臭氧接触反应器扩散装置的水头损失， m ，一般取 $10 \sim 15 \text{m}$ ；

h_3 ——输气管道的水头损失， m 。

求出 Q_{O_3} 、 Q_{F} 和 H 后，可根据产品样本，选择臭氧发生器型号及台数，并设 50% 的备用台数。

2. 臭氧接触反应器

根据臭氧和水中杂质反应的类型选择适宜的臭氧反应器。

臭氧反应器的容积按下式计算：

$$V = \frac{Qt}{60} \quad (12-31)$$

式中 V ——臭氧反应器的容积， m^3 ；

t ——水力停留时间， min ，根据试验确定。一般为 $5 \sim 10 \text{min}$ 。

3. 气源冷却和除尘设备

气源冷却设备可按空压机出口空气的夏季含热量和冷却到 $5\sim 10^{\circ}\text{C}$ 后的空气含热量进行热力计算,选择定型的冷凝器。旋风分离器、瓷环过滤器及毛毡过滤器的直径一般取 300mm,径高比 $1:3\sim 1:5$,空塔气体流速取 1m/s 。

4. 干燥器

进入干燥器的湿空气量按下式计算:

$$Q_{\text{湿}} = Q_{\text{干}} \frac{P_{\text{干}} T_{\text{湿}}}{P_{\text{湿}} T_{\text{干}}} (1.2 \sim 1.5) K \quad (12-32)$$

式中 $Q_{\text{湿}}$ ——进入干燥器的湿空气量, m^3/h ;

$P_{\text{湿}}$ ——进入干燥器湿空气的气压, kPa, 加热再生 $P_{\text{湿}}$ 采用 $196\sim 245\text{kPa}$, 变压无热再生可采用 $684\sim 748\text{kPa}$;

$T_{\text{湿}}$ ——进入干燥器湿空气的绝对温度, K, $T_{\text{湿}} = 273 + (5\sim 10)(\text{K})$;

$Q_{\text{干}}$ ——进入臭氧发生器的干燥空气量, m^3/h ;

$P_{\text{干}}$ ——进入臭氧发生器干空气的气压, kPa, $P_{\text{干}} = H(\text{kPa})$;

$T_{\text{干}}$ ——进入臭氧发生器干空气的绝对温度, K, $T_{\text{干}} = 273 + (15\sim 20)(\text{K})$;

K ——干燥器再生耗气系数, 采用加热再生 $K=1$, 采用变压再生 $K=1.25$;

$(1.2\sim 1.5)$ ——安全系数。

干燥剂的吸湿量按下式计算:

$$G_{\text{水}} = Q_{\text{湿}} t_{\text{干}} (B_1 - B_2) \quad (12-33)$$

式中 $G_{\text{水}}$ ——干燥剂的吸湿量, kg;

$Q_{\text{湿}}$ ——湿空气量, m^3/h ;

B_1 ——湿空气的饱和含湿量, kg/m^3 , 气温 5°C 时, $B_1 = 6.91\text{g}/\text{m}^3$, 10°C 时 $B_1 = 9.73\text{g}/\text{m}^3$;

B_2 ——干燥空气的饱和含湿量, 进入臭氧发生器空气的温度要求达到露点 $-40\sim -50^{\circ}\text{C}$, $B_2 = 0.03\text{g}/\text{m}^3$;

$t_{\text{干}}$ ——干燥器的工作周期(h), 加热再生 $t_1 = 5\sim 10\text{d}$, 变压无热再生 $t_1 = 5\text{min}$ 。

干燥剂的重量按下式计算:

$$G_{\text{剂}} = \frac{G_{\text{水}}}{a_{\text{剂}}} \quad (12-34)$$

式中 $G_{\text{剂}}$ ——干燥剂的重量, kg;

$a_{\text{剂}}$ ——干燥剂的吸附容量(kg 水/ kg 干燥剂), 变压无热再生时为 $0.2\%\sim 0.5\%$, 加热再生时, 硅胶为 $5\%\sim 8\%$, 分子筛为 $10\%\sim 12\%$ 。

干燥器的容积按下式计算:

$$V_{\text{剂}} = \frac{G_{\text{剂}}}{\gamma_{\text{剂}}} \quad (12-35)$$

式中 $V_{\text{剂}}$ ——干燥器的容积 m^3 ;

$\gamma_{\text{剂}}$ ——干燥剂的容重 kg/m^3 , 可取 $700\text{kg}/\text{m}^3$ 。

干燥器的直径一般采用 $300\sim 500\text{mm}$, 径高比为 $1:5$ 左右, 空塔气体流速不大于 0.5

m/s。干燥器应有 100% 备用,以便一组工作,另一组再生。

5. 尾气处理设备

采用活性炭法时,活性炭用量可按式计算:

$$G_{\text{炭}} = \frac{Q + C_{\text{尾}} \times 10^{-3} \times 24 t_{\text{炭}}}{a_{\text{炭}}} \quad (12-36)$$

式中 $G_{\text{炭}}$ ——活性炭用量,kg;

$C_{\text{尾}}$ ——尾气臭氧浓度,g/m³,可取 $C_{\text{尾}} = 0.1 C_{\text{O}_3}$;

$a_{\text{炭}}$ ——活性炭吸附容量,gO₃/g 炭,取 5g/g;

$t_{\text{炭}}$ ——活性炭吸附工作周期,d,取 30d 左右。

活性炭吸附柱有效容积,按下式计算:

$$V_{\text{炭}} = \frac{G_{\text{炭}}}{\gamma_{\text{炭}}} \quad (12-37)$$

式中 $V_{\text{炭}}$ ——活性炭吸附柱的有效容积,m³;

$\gamma_{\text{炭}}$ ——活性炭的容量,kg/m³,可取 450kg/m³。

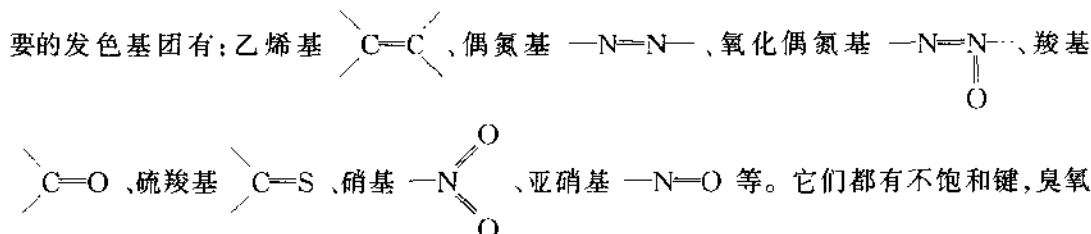
活性炭吸附柱的高度一般取 1.2m,直径 200~500mm,活性炭吸附柱应有 100% 备用,以便轮流工作或再生。

12.4.7 臭氧氧化法在废水处理中的应用

臭氧氧化法在废水处理中主要是使污染物氧化分解,用于降低 BOD、COD,脱色、除臭、除味,杀菌、杀藻,除铁、锰、氰、酚等,现举例如下。

1. 印染废水处理

臭氧氧化法处理印染废水,主要用来脱色。一般认为,染料的颜色是由于染料分子中有不饱和原子团存在,能吸收一部分可见光的缘故。这些不饱和的原子团称为发色基团。重要的发色基团有:乙烯基 $\text{C}=\text{C}$ 、偶氮基 $\text{—N}=\text{N—}$ 、氧化偶氮基 $\text{—N}=\text{N—}$ 、羧基



能将不饱和键打开,最后生成有机酸和醛类等分子较小的物质,使之失去显色能力。采用臭氧氧化法脱色,能将含活性染料、阳离子染料、酸性染料、直接染料等水溶性染料的废水几乎完全脱色,对不溶于水的分散染料也能获得良好的脱色效果,但对硫化、还原、涂料等不溶于水的染料,脱色效果差。

某印染厂废水处理工艺流程如图 12-27 所示。

该厂使用的染料主要是活性、分散、还原、可溶性还原和涂料。其中,活性染料占 40%,分散染料占 15%。废水主要来源于退浆、煮炼、染色、印花和整理工段。废水经生物处理后进行臭氧氧化法脱色处理。脱色处理水量为 600m³/d。

臭氧发生器选三台,臭氧总产量 2kg/h,电压 15kV,变压器容量 50kVA。反应塔两座,填聚丙烯波纹板,填料层高 5m,底部进气,顶部进水,水力停留时间 20min,臭氧投加量 50g/m³水,塔径 $\phi 1.5\text{m}$,高 6.2m,采用硬聚氯乙烯板制成。尾气吸收塔两座, $\phi 1.0\text{m}$,高

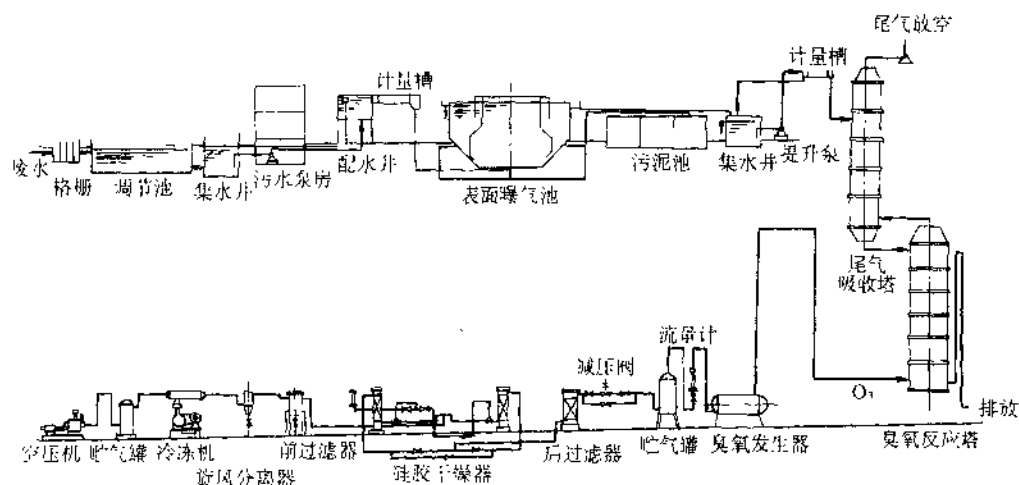
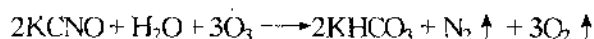
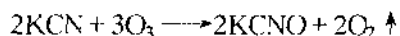


图 12-27 某印染厂废水处理工艺流程

6.8m,硬聚氯乙烯板制,内装聚丙烯波纹板填料,层高 4m,活性炭层高 1m。进水 pH6.9, COD201.5mg/L,色度 66.2(倍)、悬浮物 157.9mg/L,经臭氧氧化处理后 COD、色度、悬浮物的去除率分别为 13.6、80.9 和 33.9%。印染废水的色度,特别是水溶性染料,用一般方法难于脱色,采用臭氧氧化法可得到较高的脱色率,设备虽复杂,但废水处理后没有二次有害物质产生。

2. 含氰废水处理

在电镀铜、锌、镉过程中会排出含氰废水。氰与臭氧的反应为:



按上述反应,处理到第一阶段,每去除 1mgCN 需臭氧 1.84mg,生成的 CNO⁻ 的毒性为 CN⁻ 的 1%。

氧化到第二阶段的无害状态时,每去除 1mgCN 需臭氧 4.61g。应用臭氧、活性炭同时处理含氰废水,活性炭能催化臭氧的氧化,可降低臭氧消耗量。向废水中投加微量的铜离子,也能促进氰的分解。臭氧处理含氰废水工艺流程,如图 12-28 所示。在前处理装置内把废水中的六价铬还原成三价铬而除去,第一氧化塔用过的臭氧化空气继续送入第二氧化塔进行反应。

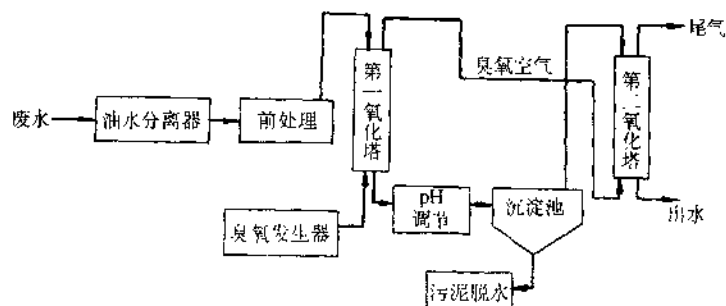
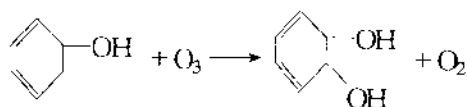


图 12-28 臭氧氧化法处理含氰废水工艺流程

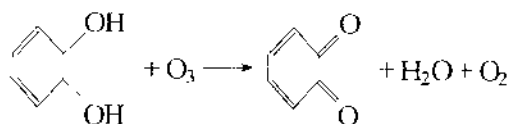
臭氧用于含酚废水处理,不加入其他化学物质,所以处理后的水质好,操作简单,但由于臭氧发生器电耗较高,设备投资较大等原因,目前应用很少。但有人认为,从总体的综合经济效益上讲,臭氧氧化法优于碱性氯化法。

3. 含酚废水处理

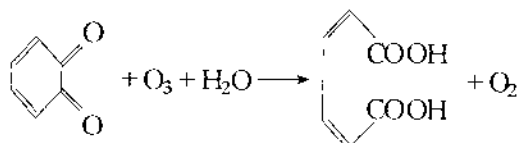
臭氧对酚的氧化作用与氯和二氧化氯相同,但臭氧的氧化能力为氯的两倍,且不产生氯酚。苯酚易被臭氧氧化分,其反应过程如下:



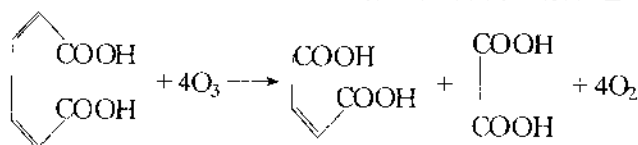
然后继续氧化为邻苯醌:



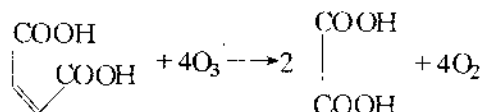
在强烈氧化条件下,邻苯醌的苯环断裂,成为己二酸:



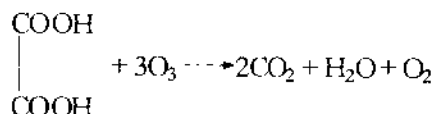
己二酸的双键因大量臭氧的强烈氧化而断裂,分解成丁烯二酸和乙二酸(草酸):



丁烯二酸的双键继续断裂成为乙二酸:



乙二酸可以继续氧化成二氧化碳:



将酚完全氧化为二氧化碳是不经济的,通常只氧化到邻苯醌为止。将水中的酚和邻苯二酚氧化到邻苯醌时,氧化 1mol 酚理论需臭氧为 2mol,即酚与臭氧的重量比为 94:96=1:1。实际上,处理含酚废水所需的臭氧量随工厂种类不同而有很大差别,一般为 1:1.5~2.0。在化工和石油炼制工厂,一般为 1:1~1.4。臭氧处理含酚废水 pH 值为 12 最适宜,pH 值越高,臭氧消耗量越少。

12.4.8 臭氧氧化法的优缺点

1. 优点

- (1) 氧化能力强,对除臭、脱色、杀菌、去除有机物和无机物都有显著的效果;
- (2) 处理后废水中的臭氧易分解,不产生二次污染;

(3) 制备臭氧用的空气和电不必贮存和运输,操作管理也较方便;

(4) 处理过程中一般不产生污泥。

2. 缺点

(1) 造价高;

(2) 处理成本高。

12.5 电 解

12.5.1 概述

电解质溶液在电流的作用下,发生电化学反应的过程称为电解。与电源负极相连的电极从电源接受电子,称为电解槽的阴极,与电源正极相连的电极把电子转给电源,称为电解槽的阳极。在电解过程中,阴极放出电子,使废水中某些阳离子因得到电子而被还原,阴极起还原剂的作用;阳极得到电子,使废水中某些阴离子因失去电子而被氧化,阳极起氧化剂的作用。废水进行电解反应时,废水中的有毒物质在阳极和阴极分别进行氧化还原反应,结果产生新物质。这些新物质在电解过程中或沉积于电极表面或沉淀下来或生成气体从水中逸出,从而降低了废水中有毒物质的浓度。像这样利用电解的原理来处理废水中有毒物质的方法称为电解法。

1. 法拉第电解定律

电解过程的耗电量可用法拉第电解定律计算。实验表明,电解时在电极上析出的或溶解的物质质量与通过的电量成正比,并且每通过 96487C 的电量,在电极上发生任一电极反应而变化的物质质量均为 1mol,这一定律称为法拉第电解定律,可用下式表示:

$$G = \frac{1}{F}EQ \quad \text{或}$$
$$G = \frac{1}{F}EIt \quad (12-38)$$

式中 G ——析出的或溶解的物质质量, g;

E ——物质的化学当量, g/mol;

Q ——通过的电量, C;

I ——电流强度, A;

t ——电解时间, s;

F ——法拉第常数, $F = 96487 \text{ C/mol}$ 。

在实际电解过程中,由于发生某些副反应,所以实际消耗的电量往往比理论值大得多。

2. 分解电压

电解过程中所需要s的最小外加电压与很多因素有关。通常,通过逐渐增加两极的外加电压来研究电流的变化。当外加电压很小时,几乎没有电流通过。电压继续增加,电流略有增加。当电压增到某一数值时,电流随电压的增加几乎呈直线关系急剧上升。这时在两极上才明显地有物质析出。能使电解正常进行时所需的最小外加电压称为分解电压。

产生分解电压的原因。有以下几方面首先电解槽本身就是某种原电池。由原电池产生的电动势同外加电压的方向正好相反,称为反电动势。那么是否外加电压超过反电动势就

开始电解呢？实际上分解电压常大于原电池的电动势。这种分解电压超过原电池电动势的现象称为极化现象。电极的极化作用主要有：

(1) 浓差极化

由于电解时离子的扩散运动不能立即完成，靠近电极表面溶液薄层内的离子浓度与溶液内部的离子浓度不同，结果产生一种浓差电池，其电位差也同外加电压方向相反。这种现象称为浓差极化。浓差极化可以采用加强搅拌的方法使之减少。但由于存在电极表面扩散层，不可能完全把它消除。

(2) 化学极化

由于在进行电解时两极析出的产物构成了原电池，此电池电位差也和此外加电压方向相反。这种现象称为化学极化。

另外，当通电进行电解时，因电解液中离子运动受到一定的阻碍，所以需一定的外加电压加以克服。其值为 IR ， I 为通过的电流， R 为电解液的电阻。

实际上，分解电压还与电极的性质、废水性质、电流密度（单位电极面积上流过的电流， A/cm^2 ）及温度等因素有关。

12.5.2 电解槽的结构形式和极板电路

电解槽的形式多采用矩形。按水流方式可分为回流式和翻腾式两种，如图 12-29 所示。回流式电解槽内水流的路程长，离子能充分地向水中扩散，电解槽容积利用率高，但施工和检修困难。翻腾式的极板采取悬挂方式固定，防止极板与池壁接触，可减少漏电现象，更换极板较回流式方便，也便于施工维修。

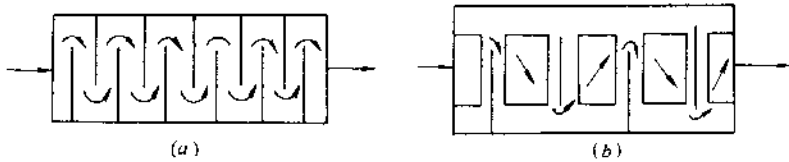


图 12-29 电解槽
(a)回流式(平面图);(b)翻腾式(纵剖面图)

极板间距对电耗有一定的影响。极板间距越大，则电压就越高，电耗也就越高，但极板间距过小，不仅安装不便，材料用量也大，而且给施工带来困难，所以极板间距应综合考虑各种因素后确定。

电解法采用直流电源。电源的整流设备应根据电解所需的总电流和总电压进行选择。

目前国内采用的电解槽，根据电路分单极性电解槽和双极性电解槽两种，如图 12-30 所

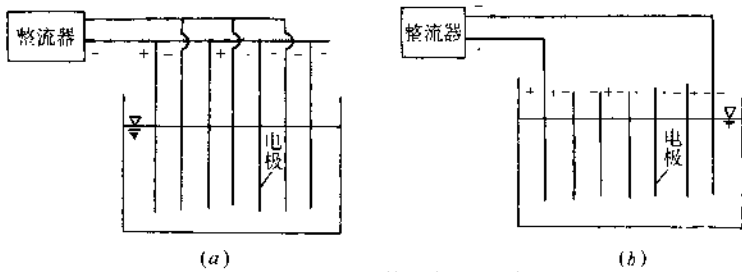


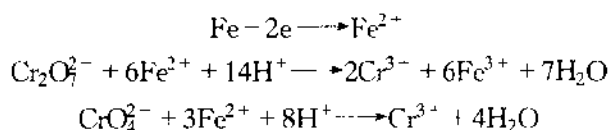
图 12-30 电解槽的极板电路
(a)单极性电解槽;(b)双极性电解槽

示。双极性电解槽较单极性电解槽投资少。另外在单极性电解槽中,有可能由于极板腐蚀不均匀等原因造成相邻两块极板碰撞,会引起短路而发生严重安全事故。而在双极电解槽中极板腐蚀较均匀,相邻两块极板碰撞机会少,即使碰撞也不会发生短路现象。因此采用双极性电极电路便于缩小极距,提高极板的有效利用率,降低造价和节省运行费用。由于双极性电解槽具有这些优点,所以国内采用的比较普遍。

12.5.3 电解法处理含铬废水

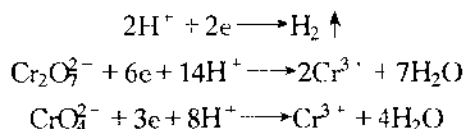
1. 基本原理

在电解槽中一般放置铁电极,在电解过程中铁板阳极溶解产生亚铁离子。亚铁离子是强还原剂,在酸性条件下,可将废水中的六价铬还原为三价铬,其离子反应方程如下:

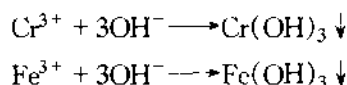


从以上反应式可知,还原一个六价铬离子需要三个亚铁离子,阳极铁板的消耗,理论上应是被处理六价铬离子的3.22倍(重量比)。若忽略电解过程中副反应消耗的电量和阴极的直接还原作用,从理论上可算出,1安培小时的电量可还原0.3235g铬。

在阴极除氢离子获得电子生成氢外,废水中的六价铬直接还原为三价铬。离子反应方程式为:

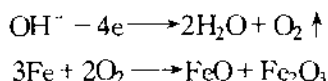


从上述反应可知,随着电解过程的进行,废水中的氢离子浓度将逐渐减少,结果使废水碱性增强。在碱性条件下,可将上述反应得到的三价铬和三价铁以氢氧化铬和氢氧化铁的形式沉淀下来,其反应方程为:

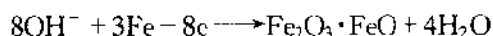


实验证明,电解时阳极溶解产生的亚铁离子是六价铬还原为三价铬的主要因素,而阴极直接将六价铬还原为三价铬是次要的。这可从铁阳极腐蚀严重的现象中得到证明。因此,为了提高电解效率,采用铁阳极并在酸性条件下进行电解是有利的。

应该指出的是,铁阳极在产生亚铁离子的同时,由于阳极区氢氧子的消耗和氢氧根离子浓度的增加,引起氢氧根离子在铁阳极上放出电子,结果生成铁的氧化物,其反应式如下:



将上述两个反应相加得:

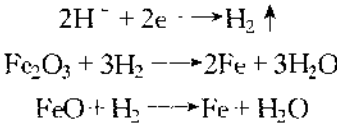


随着 $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{FeO}$ 的生成,使铁板阳极表面生成一层不溶性的钝化膜。这种钝化膜具有吸附能力,往往使阳极表面粘附着一层棕褐色的吸附物(主要是氢氧化铁)。这种物质阻碍亚铁离子进入废水中去,从而影响处理效果。为了保证阳极的正常工作,应尽量减少阳极的钝

化。减少阳极钝化的方法大致有 3 种：

(1) 定期用钢丝刷清洗极板。这种方法劳动强度大。

(2) 定期将阴、阳极交换使用。利用电解时阴极上产生氢气的撕裂和还原作用,将极板上的钝化膜除掉,其反应为:



电极换向时间与废水含铬浓度有关,一般由试验确定。

(3) 投加食盐电解质。由 NaCl 生成的氯离子能起活化剂的作用。因为氯离子容易吸附在已钝化的电极表面,接着氯离子取代膜中的氧离子,结果生成可溶性铁的氯化物而导致钝化膜的溶解。投加食盐不仅为了除去钝化膜,也可增加废水的导电能力,减少电能的消耗。食盐的投加量与废水中铬的浓度等因素有关,可用试验确定。

2. 工艺流程

电解法宜用于处理生产过程中所产生的各种含铬废水。用电解法处理的含铬废水,六价铬离子含量不宜大于 100mg/L, pH 值宜为 4.0~6.5。

电解法除铬的工艺有间歇式和连续式两种。一般多采用连续式工艺,其工艺流程如图 12-31 所示。从车间排出的含铬废水汇集于调节池内,然后送入电解槽,经电解处理后流入沉淀池,沉淀后的废水再经滤池处理,符合排放标准后可重复使用或直接排放。

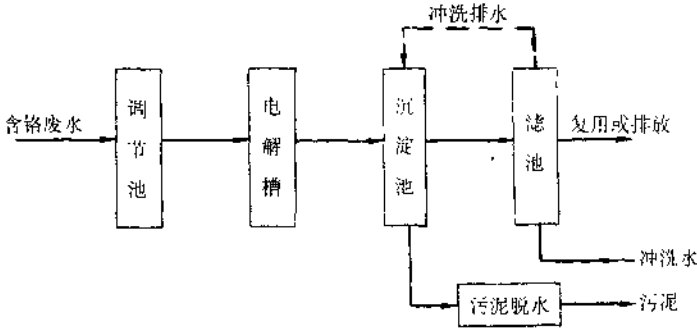


图 12-31 含铬废水处理工艺流程

调节池的作用是调节含铬废水的水量和浓度,使进入电解槽的废水量和浓度比较均匀,以保证电解处理效果。调节池设计成两格,容积应根据水量和浓度的变化情况确定,如无资料时可按 2~4h 平均流量设计。

沉淀池的作用是使在电解过程中生成的氢氧化铬和氢氧化铁从水中分离出来。当废水中六价铬离子含量为 50~100mg/L 时,沉淀时间宜为 2h,污泥体积可按处理废水体积的 5%~10% 估算。当废水中六价铬离子含量为 100mg/L 时,处理每 m^3 废水所产生的污泥干重可按 $1\text{kg}/\text{m}^3$ 计算。在沉淀池沉淀下来的污泥送入污泥脱水设备,经脱水后运走进行处置。

滤池的作用是去除未被沉淀池除去的氢氧化铬和氢氧化铁。滤池可采用重力式或压力式滤池。滤池反冲洗水排入沉淀池处理。

3. 电解槽的工艺计算

(1) 电解槽有效容积

电解槽有效容积可按下式计算,并应满足极板安装所需的空间。

$$W = \frac{Qt}{60} \quad (12-39)$$

式中 W ——电解槽有效容积, m^3 ;

t ——电解历时,当废水中六价铬离子含量小于 $50mg/L$ 时, t 值宜为 $5 \sim 10min$,当含量为 $50 \sim 100mg/L$ 时, t 值宜为 $10 \sim 20min$ 。

(2) 电流强度

电流强度可按下式计算:

$$I = \frac{K_{Cr}QC}{n} \quad (12-40)$$

式中 I ——计算电流, A ;

K_{Cr} —— $1g$ 六价铬离子还原为三价铬离子所需的电量,宜通过试验确定,当无试验条件时,可采用 $4 \sim 5(A \cdot h/gCr)$;

Q ——废水设计流量, m^3/h ;

C ——废水中六价铬离子含量, g/m^3 ;

n ——电极串联次数, n 值应为串联极板数减 1。

(3) 极板面积

极板面积可按下式计算,电解槽宜采用双极性电极、竖流式,并应采取防腐和绝缘措施。极板的材料可采用普通碳素钢板,厚度宜为 $3 \sim 5mm$,极板间的净距离宜为 $10mm$ 左右。还原 $1g$ 六价铬离子的极板消耗量,可按 $4 \sim 5g$ 计算。电解槽的电极电路,应按换向设计。

$$F = \frac{I}{\alpha m_1 m_2 i_F} \quad (12-41)$$

式中 F ——单块极板面积, dm^2 ;

α ——极板面积减少系数,可采用 0.8 ;

m_1 ——并联极板组数(若干段为一组);

m_2 ——并联极板段数(每一串联极板单元为一段);

i_F ——极板电流密度,可采用 $0.15 \sim 0.3A/dm^2$ 。

(4) 电压

电解槽采用的最高直流电压,应符合国家现行的有关直流安全电压标准、规范的规定。计算电压可按下式计算:

$$U = nU_1 + U_2 \quad (12-42)$$

式中 U ——计算电压, V ;

U_1 ——极板间电压降,一般宜在 $3 \sim 5V$ 范围内;

U_2 ——导线电压降, V 。

(5) 极板间电压降

极板间电压降可按下式计算:

$$U_1 = a + bi_F \quad (12-43)$$

式中 a ——电极表面分解电压,宜通过试验确定,当无试验资料时, a 值可采用 $1V$ 左右;

b ——板间电压计算系数, Vdm^2/A , b 值宜通过试验确定, 当无试验资料时, 可按表 12-8 采用。

极间电压计算系数 b

表 12-8

投加食盐含量(g/L)	温度(℃)	极距(mm)	电导率($\mu\Omega^{-1}\cdot cm^{-1}$)	b 值
0.5	10~15	5		8.0
		10		10.5
		15		12.5
		20		15.7
不投加食盐	13~15	5	400	8.5
			600	6.2
			800	4.8
		10	400	14.7
			600	11.2
			800	8.3

(6) 电能消耗

电能消耗可按下式计算:

$$N = \frac{IU}{1000Q\eta} \quad (12-44)$$

式中 N ——电能消耗, kWh/m^3 ;

η ——整流器效率, 当无实测数值时, 可采用 0.8。

选择电解槽的整流器时, 应根据计算的总电流和总电压值增加 30%~50% 的备用量。

12.5.4 脉冲电解法处理含银废水

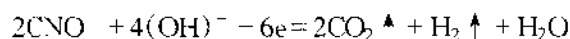
含银废水多采用脉冲电解法处理, 比普通直流电解法相比, 可减少浓差极化, 提高电流效率 20%~30%, 电解时间缩短 30%~40%, 节省电能 30%~40%, 提高银回收纯度。

1. 脉冲电解法减少浓差极化的原理

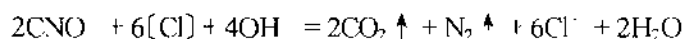
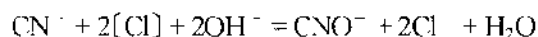
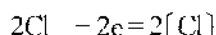
传统电解法采用直流电源, 由于镀银废水中所含银离子浓度低而且杂质多, 回收银的纯度达不到回用镀银的要求, 而且电流效率较低因此开发了脉冲电解法。普通直流电解法主要存在浓差极化问题。脉冲电解法减少浓差极化的原理是使用直流电, 时而接通, 时而关断, 而且脉冲电源的频率很高。在关断的时间间隔内, 由于浓度差, 使电解槽内废水中的金属离子向阴极扩散, 可减少浓差极化, 降低槽电压, 提高了电流效率, 缩短了电解时间。电源关断时, 因废水中的杂质和氢从阴极向废水中扩散, 不容易在阴极沉积, 所以可提高回收银的纯度。另外, 由于脉冲峰值电流大大高于平均电流可促使金属晶体加速形成, 而在电源关断的时间内又阻碍晶体的长大, 结果晶种形成速度远远大于晶体长大速度, 这样在阴极沉积的金属结晶细化, 排列紧密, 孔隙减少, 电阻率下降。

脉冲电源参数主要有 3 个:

- (1) 通电时间(又称脉冲宽度或脉宽时间) $t_{通}$ 可采用 $350 \times 10^{-6}s$;
- (2) 断电时间(又称间断时间) $t_{断}$ 可采用 $350 \times 10^{-6} \sim 600 \times 10^{-6}s$;
- (3) 峰值电流 $A_{峰}$ 可采用平均电流 $A_{平}$ 的 2.0~2.7 倍。



当电解槽投加食盐后, Cl^- 在阳极放出电子成为游离氯 $[\text{Cl}]$, 并促进阳极附近的 CN^- 氧化分解, 而后又形成 Cl_2 , 继续放出电子再去氧化其他 CN^- , 其反应式如下:



2. 设计时应注意的问题

- (1) 含氰废水在电解过程中会产生一些如 HCN 有毒气体, 应考虑通风措施。
- (2) 极板一般采用石墨做阳极。
- (3) 极板间距为 $30 \sim 50\text{mm}$ 。
- (4) 为便于扩散, 用压缩空气或其他方法搅拌。

12.5.6 电解氧化法处理含酚废水

电解除酚时, 一般以石墨做阳极, 电极附近的反应十分复杂。既有阳极的直接氧化作用, 使酚氧化为邻苯二酚、邻苯二醌, 进而氧化为顺丁烯二酸, 也有间接的氧化作用, 即阳极产物 OCl^- 与酚反应, 开始有氯代酚生成, 接着使酚氧化分解。

为强化氧化反应和降低电耗, 通常都投加食盐, 食盐的投量为 20g/L 。

电流密度采用 $1.5 \sim 6\text{A/dm}^2$, 经 $6 \sim 38\text{min}$ 的电解处理后, 废水酚浓度可从 $250 \sim 600\text{mg/L}$ 降到 $0.8 \sim 4.3\text{mg/L}$ 。

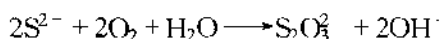
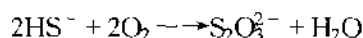
12.6 其他氧化还原法

12.6.1 空气氧化法

空气氧化法是以空气中的氧做氧化剂来氧化分解废水中有毒有害物质的一种方法。目前在石油化工行业的废水处理中, 常采用空气氧化法处理低含硫(硫化物 $< 800 \sim 1000\text{mg/L}$)废水。本节介绍空气氧化法在含硫废水处理中的应用。

1. 氧化反应过程

石油炼厂含硫废水中的硫化物, 一般以钠盐 (NaHS 或 Na_2S) 或铵盐 (NH_4HS 或 $(\text{NH}_4)_2\text{S}$) 的形式存在。废水中的硫化物与空气中的氧发生的氧化反应如下:



从上述反应可知, 在处理过程中, 废水中有毒的硫化物和硫氢化物被氧化为无毒的硫代硫酸盐和硫酸盐。上述第三个反应进行的比较缓慢。当反应温度为 $80 \sim 90^\circ\text{C}$, 接触时间为 1.5h 时, 废水中的 HS^- 和 S^{2-} 约有 90% 被氧化为 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, 其中约有 10% 的 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 能进一步被氧化为 SO_4^{2-} 。如果向废水中投加少量的氯化铜或氯化钴作催化剂, 则几乎全部的 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 被氧化为 SO_4^{2-} 。

氧化 1kg 负二价硫理论上需 1kg 氧, 约需 4m^3 空气, 实际上空气用量为理论值的 $2 \sim 3$ 倍。

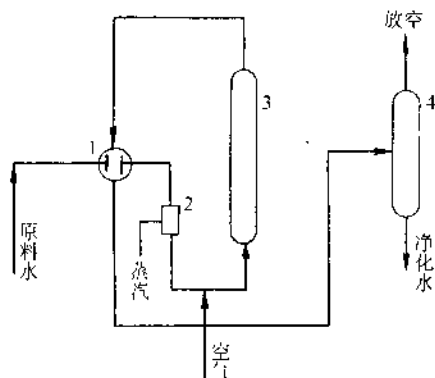


图 12-33 空气氧化法工艺流程
1—换热器;2—混合器;3—脱硫塔;
4—气液分离罐

2. 工艺流程

空气氧化法处理含硫废水工艺流程如图 12-33 所示。含硫废水与脱硫塔出水换热后,用蒸汽直接加热至 80~90℃ 进入脱硫塔,从塔底通入空气,使废水中的硫化物与空气中的氧接触,进行氧化还原反应,从塔顶排出的水与塔进水换热后,进入气液分离器,废气排入大气,废水排入含油废水管网。

3. 操作条件及处理效果

蒸汽压力	0.35~0.4MPa
空气压力	0.3~0.4MPa
塔温	80~90℃
反应时间	2h
空气流量与废水流量之比	8~15

蒸汽单耗	有换热流程	80kg/t 废水
	无换热流程	150kg/t 废水

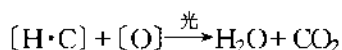
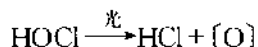
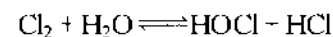
硫化物去除率 70%~90%

12.6.2 光氧化法

1. 光氧化法原理

光氧化法是利用光和氧化剂产生很强的氧化作用来氧化分解废水中有机物或无机物的方法。氧化剂有臭氧、氯、次氯酸盐、过氧化氢及空气加催化剂等,其中常用的为氯气。在一般情况下,光源多为紫外光,但它对不同的污染物有一定的差异,有时某些特定波长的光对某些物质比较有效。光对污染物的氧化分解起催化剂的作用。下边介绍以氯为氧化剂的光氧化法处理有机废水。

氯和水作用生成的次氯酸吸收紫外光后,被分解产生初生态氧 $[O]$,这种初生态氧很不稳定且具有很强的氧化能力。初生态氧在光的照射下,能把含碳有机物氧化成二氧化碳和水。简化后反应过程如下:



式中 $[H \cdot C]$ 代表含碳有机物。

2. 处理工艺流程

光氧化法工艺处理流程如图 12-34 所示。废水经过滤器去除悬浮物后进入光氧化池。废水在反应池内的停留时间与水质有关,一般为 0.5~2.0h。

光氧化的氧化能力比只用氯氧化高 10 倍以上,处理过程一般不产生沉淀物,不仅可处理有机废水,也可处理

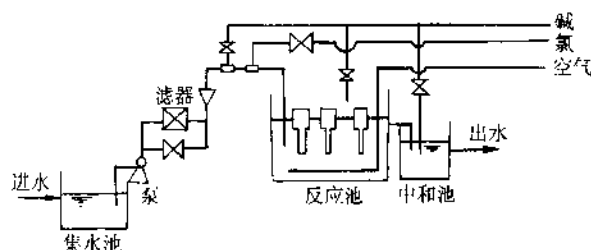


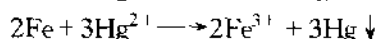
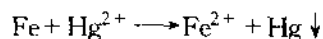
图 12-34 光氧化二工艺流程

能被氧化的无机物。此法作为废水深度处理时,COD、BOD可接近于零。光氧化法除对分散染料的一小部分外,其脱色率可达90%以上。

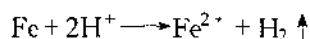
12.6.3 金属还原法

本节介绍金属还原法处理含汞废水。

含汞废水与还原剂金属相接触时,废水中的汞离子被还原为金属汞而析出,金属本身被氧化为离子而进入水中。可以用来还原汞的金属有铁、锌、铋、锡、锰、镁、铜、镉等。现以铁屑为例,发生的化学反应如下:



铁屑还原的效果与废水的 pH 值有关,当 pH 值低时,由于铁的电极电位比氢的电极电位低,则废水中的氢离子也将被还原为氢气而逸出,其反应如下:



反应过程中消耗铁屑,同时有氢气生成。

铁屑还原除汞的处理装置如图 12-35 所示。池中填充铁屑,废水以一定的流速自下而上通过滤池,与铁屑接触一定时间后从池顶排出。铁屑还原产生的铁汞沉渣可定期排放,可回收利用。

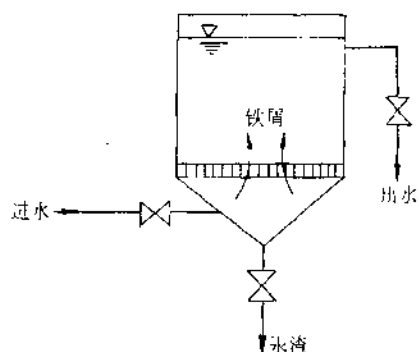


图 12-35 铁屑过滤池

第 13 章 工业废水的物理化学处理

13.1 混 凝

13.1.1 概述

混凝是水处理的一个重要方法,用以去除水中细小的悬浮物和胶体污染物质。

混凝法可用于各种工业废水(如造纸、钢铁、纺织、煤炭、选矿、化工、食品等工业废水)的预处理、中间处理或最终处理及城市污水的三级处理和污泥处理。它除用于去除废水中的悬浮物和胶体物质外,还用于除油和脱色。

各种废水都是以液体为分散介质的分散系。按分散相粒度的大小,可将废水分为:粗分散系(浊液),分散相粒度大于 100nm ;胶体分散系(胶体溶液),分散相粒度 $1\sim 100\text{nm}$;分子—离子分散系(真溶液),分散相粒度为 $0.1\sim 1\text{nm}$ 。粒度在 $100\mu\text{m}$ 以上的浊液可采用自然重力沉淀或过滤处理,粒度 $0.1\sim 1\text{nm}$ 的真溶液可采用吸附法处理, $1\text{nm}\sim 100\mu\text{m}$ 的部分浊液和胶体可采用混凝处理法。

废水中的胶体物质可能是憎水的或亲水的。憎水性胶体物质(如粘土等)对液体介质没有亲和力,在有电解质存在时缺乏稳定性,对混凝很敏感。亲水性胶体物质(如蛋白质等)对水有明显的亲和力,吸收上去的水会阻止絮凝,一般需作特殊处理才能有效地产生混凝反应。

胶体颗粒带有电性,能产生斥力避免集结和沉淀。胶体物质内部的固定层带有电荷,其性质随所吸附的离子的价数和数目不同而异。稳定离子被紧紧吸附其上,该层之外是靠静电力吸引相反离子而形成的外部扩散层。胶体界面与溶液之间的电位叫做 ψ 电位,滑动表面与溶液之间的电位叫作 ζ 电位。 ζ 电位与颗粒电荷及双电层厚度有关。因为胶体颗粒的稳定主要由于静电力的作用,所以为了产生絮凝和沉降,就必须中和这种电荷。 ψ 电位不能量度,但 ζ 电位却可以测定,测定 ζ 电位可确定电荷大小以及稳定程度。 ζ 电位是用显微镜观察胶体颗粒穿过测试小室的迁移率来测定的,市场上有多种类型的仪器可供选用。水和废水的 ζ 电位大小平均为 -16 至 -22mV ,变化范围在 -12 至 -40mV 之间。 pH 值为 $5.5\sim 9.5$ 时, ζ 电位不受 pH 值影响。

当 ζ 电位为零时,凝聚效果最佳,称作等电点。一般 ζ 电位在 $\pm 0.5\text{mV}$ 的范围内,都能有效地发生凝聚反应。 ζ 电位可以通过下列途径降低:

- (1) 降低决定电位的粒子浓度;
- (2) 投加相反电荷的离子;
- (3) 增加溶液中离子浓度,压缩双电层中的扩散层。

由于工业废水中的胶体物质颗粒大多数都带有负电荷,所以加入高价阳离子可以降低 ζ 电位并导致产生凝聚作用。

凝聚是两种基本机制的结果:一是异向凝聚或叫做电动凝聚,即通过投加相反电荷的离

子或胶体使 ζ 电位降至小于范德华引力的程度;二是同向凝聚,即胶态分子集结成团而聚合成胶体颗粒。投加高价阳离子可以减小颗粒电荷和双电层的有效距离,因此可以降低 ζ 电位。混凝剂溶解后,其中的阳离子就与胶体颗粒带有的负电荷中和。这一过程发生在可见的絮凝体形成之前。这时候快速搅拌,对去除胶体外之包裹物很有效。接着就形成无数微小絮凝体。若在酸性介质中,这些微小絮凝体就吸附 H^+ ,从而带有正电荷,它也能中和并包裹胶体粒子。同向凝聚往往又简称絮凝。絮凝是使絮状胶体集结起来的过程。在这个阶段,表面吸附也起作用,起初未被吸附的胶体物质,此时被裹挟入絮团中。

13.1.2 混凝的影响因素和操作程序

1. 混凝的影响因素

(1) 废水性质的影响

废水的胶体杂质浓度、pH值、水温及共存杂质等都会不同程度地影响混凝效果。

1) 胶体杂质浓度 过高或过低都不利于混凝。用无机金属盐作混凝剂时,胶体浓度不同,所需脱稳的 Al^{3+} 和 Fe^{3+} 的用量亦不同。

2) pH值 pH值也是影响混凝的重要因素。采用某种混凝剂对任一废水的混凝,都有一个相对最佳pH值存在,使混凝反应速度最快,絮体溶解度最小,混凝作用最大。一般通过试验得到最佳的pH值。往往需要加酸或碱来调整pH值,通常加碱的较多。

3) 水温 水温的高低对混凝也有一定的影响。水温高时,粘度降低,布朗运动加快,碰撞的机会增多,从而提高混凝效果,缩短混凝沉淀时间。但温度过高,超过 $90^{\circ}C$ 时,易使高分子絮凝剂老化生成不溶性物质,反而降低絮凝效果。

4) 共存杂质的种类和浓度

(A) 有利于絮凝的物质 除硫、磷化合物以外的各种无机金属盐,它们均能压缩胶体粒子的扩散层厚度,促进胶体粒子凝聚。离子浓度越高,促进能力越强,并可使混凝范围扩大。二价金属离子 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 等对阴离子型高分子絮凝剂凝聚带负电的胶体粒子有很大促进作用,表现在能压缩胶体粒子的扩散层,降低微粒间的排斥力,并能降低絮凝剂和微粒间的斥力,使它们表面彼此接触。

(B) 不利于混凝的物质 磷酸离子、亚硫酸离子、高级有机酸离子等阻碍高分子絮凝作用。另外,氯、螯合物、水溶性高分子物质和表面活性物质都不利于混凝。

(2) 混凝剂的影响

1) 无机金属盐混凝剂 无机金属盐水解产物的分子形态、荷电性质和荷电量等对混凝效果均有影响。

2) 高分子絮凝剂 其分子结构形式和分子量均直接影响混凝效果。一般线状结构较支链结构的絮凝剂为优,分子量较大的单个链状分子的吸附架桥作用比小分子的好,但水溶性较差,不易稀释搅拌。分子量较小时,链状分子短,吸附架桥作用差,但水溶性好,易于稀释搅拌。因此,分子量应适当,不能过高或过低,一般以 $300 \times 10^4 \sim 500 \times 10^4$ 左右为宜。此外还要求沿链状分子分布有发挥吸附架桥作用的足够官能基团。高分子絮凝剂链状分子上所带电荷量越大,电荷密度越高,链状分子越能充分伸展,吸附架桥的空间作用范围也就越大,絮凝作用就越好。

2. 混凝的操作程序

里特迪克(Riddick)制定出一套行之有效的混凝操作程序。必要时,应先提高碱度(投

加重碳酸盐具有增加碱度和不提高 pH 值的优点),其次投加铝盐或高铁盐, Al^{3+} 或 Fe^{3+} 包围胶体粒子,使微小絮凝体带有正电荷。最后投加活化硅酸和聚合电解质之类的助凝剂,以便增大絮凝体并控制 ζ 电位。在投加碱和混凝剂后建议快速搅拌 1~3min,随后投加助凝剂搅拌 20~30min,以促进絮凝。也可以投加阳离子聚合物实现脱稳,它可使达到等电点而不使 pH 值发生变化。虽然聚合物混凝剂的效力相当于铝盐的 10 至 15 倍,但价格很贵。混凝过程示意图如图 13-1 所示。

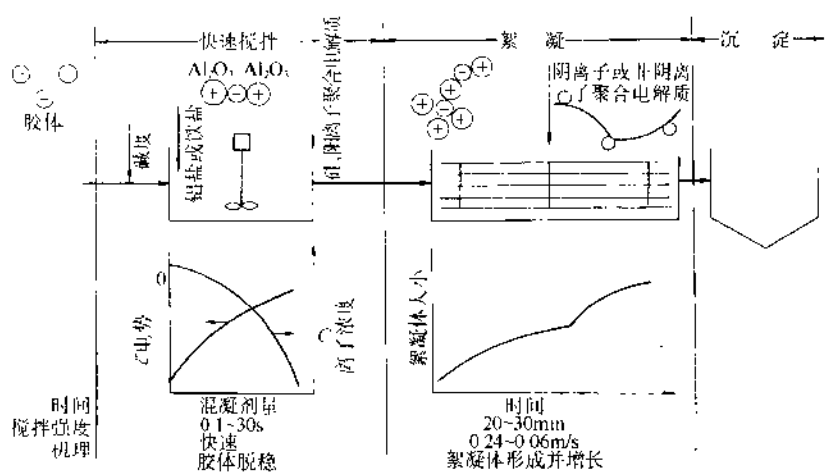
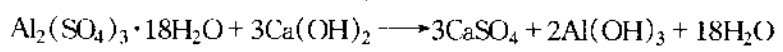


图 13-1 混凝过程

13.1.3 废水处理中常用的混凝剂和助凝剂

1. 混凝剂

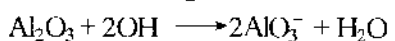
废水处理中应用最广的是硫酸铝 $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$ 。它可以是固体,也可以是液体。当废水的碱度足够时,铝盐投入水中后发生如下反应:



氢氧化铝实际上以 $Al_2O_3 \cdot xH_2O$ 的形式存在,它是两性化合物,它既具有酸性,又具有碱性,既能和酸作用,又能和碱作用。在酸性条件下,

$$[Al^{3+}][OH^-]^3 = 1.9 \times 10^{-33}$$

在 pH=4.0 时,溶液中 Al^{3+} 的浓度为 51.3mg/L。在碱性条件下,水合氧化铝分解:

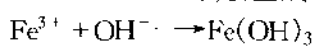


$$[AlO_2^-][H^+] = 4 \times 10^{-13}$$

当 pH=9 时,溶液中含铝 10.8mg/L。

当 pH 接近 7.0 时,铝絮凝体溶解的可能性最小。pH<7.6 时,铝絮凝体带正电, pH>8.2 时,带负电。pH 在 7.6~8.2 时,铝絮凝体电荷混杂。

铁盐也常作为混凝剂。当 pH=3.0~13.0 时,会生成水合氧化铁:



$$[Fe^{3+}][OH^-]^3 = 10^{-36}$$

铁絮凝体在酸性环境中带正电、在碱性环境中带负电, pH=6.5~8.0 时,带有混杂电荷。

废水中的阴离子会改变有效絮凝的 pH 值范围。例如,硫酸根离子会增大酸性范围,减小碱性范围,氯离子对酸性和碱性范围都略有增加。

石灰不是一种真正的混凝剂,但能与重碳酸盐碱度起反应生成碳酸钙沉淀。

2. 助凝剂

为了提高混凝效果向废水投加助凝剂促进絮凝体增大,加快沉淀。

活化硅酸是一种常用的助凝剂,它是一种短链的聚合物,它可将微小的水合铝颗粒联结在一起。由于硅的负电性,加量过大反而会抑制絮凝体的形成。通常的剂量为5~10mg/L。

聚合电解质也是一种常用的助凝剂。它含有吸附基团,并能在颗粒或带电絮凝体之间起架桥作用。当以铝盐或氯化铁作混凝剂时,投加少量(1~5mg/L)的聚合电解质,就会形成较大(0.3~1mm)的絮凝体。聚合电解质基本上不受pH值影响,也可单独用作混凝剂。

由于混凝反应过程复杂,因此,为了得到废水混凝法的最佳pH值和最佳混凝剂投加量,需进行实验室试验。

13.1.4 混凝设备

工业废水的凝聚、絮凝与沉淀可选用的设备有两种类型:一种类型是前面有一个快速搅拌池,后接慢速搅拌的絮凝池,最后进入沉淀池;另一种类型为澄清池,搅拌、絮凝和沉淀在一个池子中进行。

图13-2为一种澄清池。这种澄清池,尽管对胶体粒子的脱稳效果比第一种类型差,但能将已生成的絮体进行回流,这是突出的优点。回流可减少混凝剂投加量和形成絮凝体所需的时间。

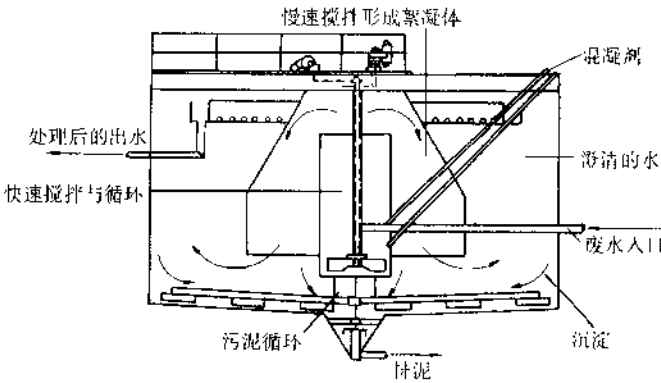


图 13-2 澄清池

13.1.5 应用举例

1. 造纸和纸板废水

几座造纸和纸板厂排出的废水采用混凝法处理运行结果列于表13-1中。加入少量的硫酸铝即可有效地混凝。硅酸和聚合电解质有助于絮凝体增大。

纸和纸板废水混凝处理

表 13-1

废 水	进水(mg/L)		出水(mg/L)			混凝剂(mg/L)			停留时间 (h)	污泥含水率 (%)
	BOD	SS	BOD	SS	pH	铝	硅	其他		
纸 板		350~450		15~60		3	5		1.7	92~96
纸 板		140~420		10~40		1		胶 10	0.3	98
纸 板	127	593	68	44	6.7	10~12	10		1.3	98
纸 巾	140	720	36	10~15		2	4			
纸 巾	208		33		6.6		4			

2. 滚珠轴承制造厂含乳化油废水

废水含有清洗液用的肥皂和洗涤剂、水溶性研磨油、切削油、磷酸清洗剂以及溶剂等。乳化油是由水和微小的油珠组成,油球大小约 $0.01\mu\text{m}$,被所吸附的离子所稳定化。乳化剂包括肥皂和阴离子活性剂等。乳化可通过加入 CaCl_2 等盐类予以破除,也可通过降低废水的 pH 值予以破除。破乳后进行混凝处理。该厂原水 pH 10.3、悬浮物 544mg/L 、油脂 302mg/L 、Fe 17.9mg/L 、 PO_4 222mg/L 。投加 800mg/L 的硫酸铝, 450mg/L 的 H_2SO_4 和 45mg/L 的聚合电解质,可得到有效的处理。出水 pH 7.1,悬浮物为 40mg/L 、油脂为 28mg/L 、Fe 为 1.6mg/L 、 PO_4 为 8.5mg/L 。

13.2 气 浮

13.2.1 气浮的基本原理

气浮法是固液分离或液液分离的一种技术。它是通过某种方法产生大量的微气泡,使其与废水中密度接近于水的固体或液体污染物微粒粘附,形成密度小于水的气浮体,在浮力的作用下,上浮至水面形成浮渣,进行固液或液液分离。气浮法用于从废水中去除比重小于 1 的悬浮物、油类和脂肪,并用于污泥的浓缩。

为了探讨颗粒向气泡粘附条件和它们之间的内在规律,应研究三相混合系的表面张力和体系界面自由能,颗粒表面疏水性和润湿接触角;混凝剂与表面活性剂在气浮分离中的作用与影响。

1. 水中颗粒与气泡粘附条件

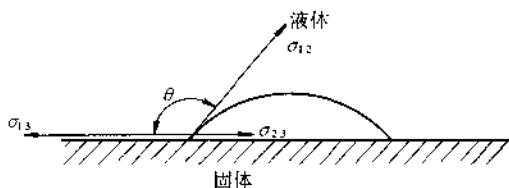


图 13-3 三相间的吸附界面

(1) 界面张力、接触角和体系界面自由能

在水、气、粒三相混合系中,不同介质的相表面上都因受力不平衡而存在界面张力(σ)。气泡与颗粒一旦接触,由于界面张力会产生表面吸附作用。三相间的吸附界面构成的交界线称为润湿周边,如图 13-3 所示。为了便于讨论,现将水、气、粒三相分别以 1,2,3 表示。

通过润湿周边(即相界面交界线)作水、粒界面张力($\sigma_{1,3}$)作用线和水、气界面张力($\sigma_{1,2}$)作用线,二作用线的交角为润湿接触角(θ)。水中具有不同表面性质的颗粒,其润湿接触角大小不同。通常将 $\theta > 90^\circ$ 的称为疏水表面,易于为气泡粘附,而 $\theta < 90^\circ$ 的称为亲水表面,不易为气泡所粘附。

从物理化学热力学得知,由水、气泡和颗粒构成的三相混合液中,存在着体系界面自由能(W)。体系界面自由能(W)存在着力图减至最小的趋势,使分散相总表面积减小。

已知,界面能(W)等于:

$$W = \sigma \times S \quad (13-1)$$

式中 S ——界面面积, cm^2 。

当颗粒与气泡粘附前,颗粒和气泡单位面积($S=1$)的界面能,分别为 $\sigma_{1,3} \times 1$ 及 $\sigma_{1,2} \times 1$,这时单位面积上的界面能之和为:

$$W_1 = \sigma_{1,3} + \sigma_{1,2} (\text{N/m}) \quad (13-2)$$

当颗粒与气泡粘附后,界面能减少了(见图 13-4)。此时粘附面上单位面积的界面能为:

$$W_2 = \sigma_{2,3} (\text{N/m}) \quad (13-3)$$

因此,界面能的减少值(ΔW)为:

$$\Delta W = W_1 - W_2 = \sigma_{1,3} + \sigma_{1,2} - \sigma_{2,3} \quad (13-4)$$

ΔW 值越大,推动力越大,易于气浮处理;反之,则相反。

(2) 气-粒气浮体的亲水吸附和疏水吸附

如图 13-4 所示,由于水中颗粒表面性质的不同,所构成的气-粒气浮体的粘附情况也不同。亲水性颗粒润湿接触角(θ)小,气粒两相接触面积小,气浮体结合不牢易脱落,此为亲水吸附。疏水性颗粒的接触角(θ)大,气浮体结合牢固不易脱落,为疏水吸附。

平衡状态时,三相界面张力之间关系式为:

$$\sigma_{1,3} = \sigma_{1,2} \times \cos(180^\circ - \theta) + \sigma_{2,3} \quad (13-5)$$

将上式代入式(13-4)并加以整理可得:

$$\Delta W = \sigma_{1,2}(1 - \cos\theta) \quad (13-6)$$

从公式(13-6)可知,当 $\theta \rightarrow 0^\circ$, $\cos\theta \rightarrow 1$, 则 $(1 - \cos\theta) \rightarrow 0$, 这种物质不易与气泡粘附,不能用气浮法去除。当 $\theta \rightarrow 180^\circ$, $\cos\theta \rightarrow -1$, 则 $(1 - \cos\theta) \rightarrow 2$, 这种物质易于与气泡粘附,宜于用气浮法去除。

接触角 $\theta < 90^\circ$ (见图 13-4) 时,由式(13-5)

$$\sigma_{1,2} \cdot \cos\theta = \sigma_{2,3} - \sigma_{1,3}$$

或

$$\cos\theta = \frac{\sigma_{2,3} - \sigma_{1,3}}{\sigma_{1,2}} \quad (13-7)$$

上式表明,水中颗粒的润湿接触角(θ)是随水的表面张力($\sigma_{1,2}$)的不同而改变的。增大水的表面张力($\sigma_{1,2}$),可以使接触角增加,有利于气粒结合。反之,则有利于气粒结合,不能形成牢固结合的气粒气浮体。

以石油废水与含焦油的煤气洗涤废水为例,石油废水中表面活性物质含量少, $\sigma_{1,2}$ 较大($5.34 \times 10^{-3} \sim 5.78 \times 10^{-3} \text{J}$),乳化油粒的疏水性强,其本身比重又小于 1.0,可以直接用气浮法分离。在向废水中通入空气后,油珠即粘附在气泡上,油珠的上浮速度将大大提高。例如 $d = 1.5 \mu\text{m}$ 的油珠单独上浮时,根据斯笃克斯公式计算,上浮速度 $< 0.001 \text{mm/s}$ 。当粘附到气泡上以后,气泡的平均上浮速度可达 0.9mm/s ,就是说,油珠的上浮速度提高 900 倍。而煤气洗涤废水中的乳化焦油,因水中含大量杂酚和脂肪酸盐,而且表面活性物质也较多,水的表面张力小($4.9 \times 10^{-3} \sim 5.39 \times 10^{-3} \text{J}$),使接触角(θ)降低,油在气泡上富集不好。

2. 泡沫的稳定性

洁净的气泡本身具有自动降低表面自由能的倾向,即所谓气泡合并作用。由于这一作用的存在,表面张力大的洁净水中的气泡粒径常常不能达到气浮操作要求的极细分散度。

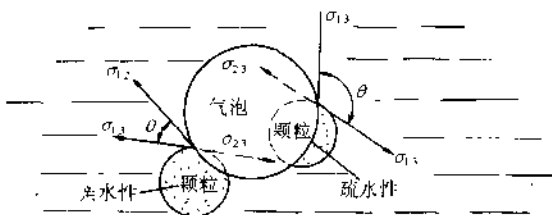


图 13-4 亲水性和疏水性物质的接触角

此外,如果水中表面活性物质很少,则气泡壁表面由于缺少两亲分子吸附层的包裹,泡壁变薄,气泡浮升到水面以后,水分子很快蒸发,因而极易使气泡破灭,以致在水面上得不到稳定的气浮泡沫层。这样,即使气粒结合体(气浮体)在露出水面之前就已形成,而且也能够浮升到水面,但由于所形成的泡沫不够稳定,使已浮起的水中污染物重又脱落回到水中,从而使气浮效果降低。为了防止产生这些现象,当水中缺少表面活性物质时,需向水中投加起泡剂,以保证气浮操作中泡沫的稳定性。所谓起泡剂,大多数是由极性-非极性分子组成的表面活性剂。表面活性剂的分子结构符号一般用 $\odot$ 表示,圆头端表示极性基,易溶于水,伸向水中(因为水是强极性分子);尾端表示非极性基,为疏水基,伸入气泡。由于同号电荷的相斥作用可防止气泡的兼并和破灭,因而增强了泡沫稳定性,多数表面活性剂也是起泡剂(见图13-5)。

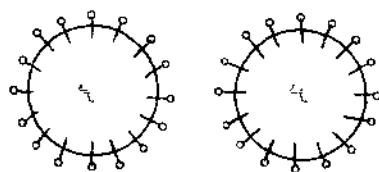


图 13-5 表面活性物质与气泡粘附的电荷相斥作用

有机污染物含量不多的废水进行气浮法处理时,泡沫的稳定性可能成为影响气浮效果的主要因素。在这种情况下,水中存在适量的表面活性物质是适宜的,有时是必须的。但是当其浓度超过一定限度后,由于表面活性物质增多,会使水的表面张力减小,水中污染粒子严重乳化,表面 ζ -电位增高,此时水中含有与污染粒子相同荷电性的表面活性物质的作用则转向反面,这时尽管起泡现象强烈,泡沫形成稳定,但气-粒粘附不好,气浮效果变坏。因此,如何掌握好水中表面活性物质的最佳含量,成为气浮处理需要探讨的重要课题之一。

对含有表面活性物质和不含此物质的石油废水进行气浮分离试验表明:气浮泡沫中的含油量,前者只有 3000mg/L,而后者则达 400g/L。煤气站焦油废水中酚类、脂肪酸类化合物构成的表面活性物质含量高,气浮效果就不好(不高于 50%)。

3. 界面电现象和混凝剂脱稳

废水中的污染粒子的疏水性,在许多情况下并不好。以乳化石油为例,就其表面性质来说是完全疏水的,而且比重小于水,按道理是应该能够互相附聚,兼并成较大油珠,并且借比重差自行上浮到水面,但由于水中含有由两亲分子组成的表面活性物质,表面活性物质的非极性端吸附在油粒内,极性端则伸向水中,在水中的极性端进一步电离,从而导致油珠界面被包围了一层负电荷。例如,在水中与油珠结合的皂类和酚类物质,它们的极性端羧基 COOH 和羟基 OH 伸入水中电离后的情况就是这样(见图 13-6)。由此产生双电层现象,提高了粒子的表面电位。增大了的 ζ -电位值不仅阻碍细小油珠的相互兼并,而且影响油珠向气泡表面的粘附。使乳化油水成为稳定体系。

废水中含有的亲水性固体粉末,如粉砂、粘土等。其润湿角 $0^\circ < \theta < 90^\circ$,因此它表面的一小部分为油所粘附,大部分为水润湿(见图 13-7)。油珠为这些固体粉末所包围覆盖,从而阻碍其兼并,形成稳定的乳化油水体系。这种固体粉末称为固化乳化剂,增大了油珠 ζ -电位值。

从废水处理角度看,水中细分散杂质的 ζ -电位高是不利的,它不仅促进乳化,而且影响气-粒结合体(气浮体)的形成。为此,水中荷电污染粒子在气浮前最好采取脱稳、破乳措施。有效的方法是投加混凝剂,使水中增加相反电荷胶体,以压缩双电层,降低 ζ -电位值,使其达到电中和。例如投加硫酸铝,聚合氯化铝,三氯化亚铁,三氯化铁等(废水中硫化物含量多时,不宜采用铁盐,否则生成稳定的硫化铁胶体),既可压缩油珠的双电层,又能够吸附废水中的固体,使其凝聚。混凝剂的投量要视废水的性质不同而异,应根据试验确定。

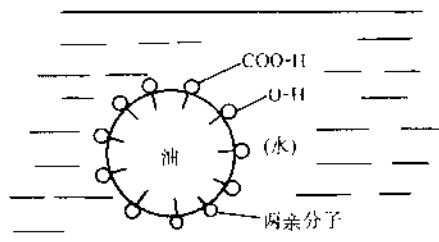


图 13-6 表面活性物质在水中与油珠的粘附

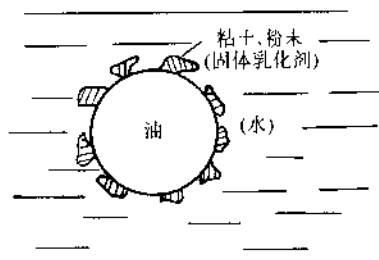


图 13-7 固体粉末在水中与油珠的粘附

对含有细分散亲水性颗粒杂质(例如纸浆,煤泥等)的工业废水,采用气浮法处理时,除应用前述的投加电解质混凝剂进行电中和方法外,向水中投加(或水中存在)浮选剂,也可使颗粒的亲水性表面改变为疏水性,并能够与气泡粘附。例如图 13-8 所示,当浮选剂(亦属两亲分子组成的表面活性物)的极性端被吸附在亲水性颗粒表面后,其非极性端则朝向水中,物质表面与气泡结合力的强弱,取决于其非极性端碳链的长短。

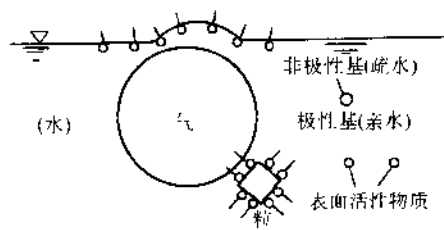


图 13-8 亲水性物质与气泡的粘附状况

分离洗煤废水中煤粉时所采用的浮选剂为脱酚轻油,中油,柴油,煤油或松油等。采用柴油时,投量取 1.4g/L,松油投量为 0.09g/L 时,可取得良好分离效果。分离造纸废水中的纸浆,则以动物胶(投量 3.5mg/L),松香,铝矾土,甲醛(各 0.3mg/L),氢氧化钠(0.1mg/L)等为浮选剂为宜。

13.2.2 电解气浮法

1. 电解气浮装置

电解气浮法是在直流电的作用下,用不溶性阳极和阴极直接电解废水,正负两极产生的氢和氧的微气泡,将废水中呈颗粒状的污染物带至水面以进行固液分离的一种技术。

电解法产生的气泡尺寸远小于溶气法和散气法。电解气浮法除用于固液分离外,还有降低 BOD、氧化、脱色和杀菌作用,对废水负荷变化适应性强,生成污泥量少,占地少,不产生噪声。

电解气浮装置可分为竖流式和平流式两种如图 13-9 和图 13-10 所示。

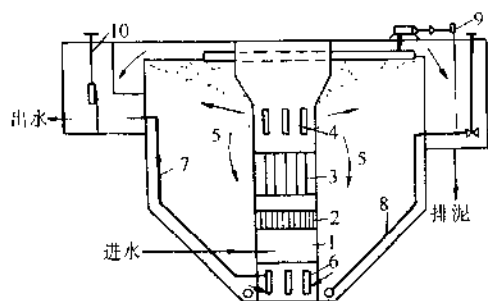


图 13-9 竖流式电解气浮池
1—入流室;2—整流栅;3—电极组;4—出流孔;5—分离室;6—集水孔;7—出水管;8—排泥管;9—刮泥机;10—水位调节器

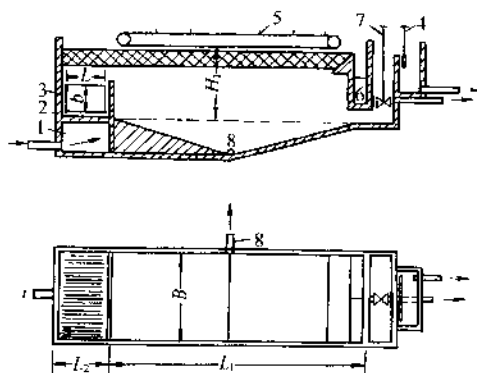


图 13-10 双室平流式电解气浮池
1—入流室;2—整流栅;3—电极组;4—出口水位调节器;5—刮泥机;6—浮渣室;7—排渣阀;8—污泥排除口

2. 平流式电解气浮装置的工艺计算

以双室平流电解气浮池为例。这类气浮池的设计包括确定装置总容积、电极室容积、气浮分离室容积、结构尺寸及电气参数。

对不同处理能力的装置,池宽与刮渣板宽度可按表 13-2 选用。

池宽和刮渣板宽度

表 13-2

处理废水量 (m ³ /h)	宽 度 (mm)	
	单 池	刮 渣 板
<90	2000	1975
90 ~ 120	2500	2475
120 ~ 130	3000	2975

电极板块数按下式计算:

$$n = \frac{B - 2l + e}{\delta + e} \quad (13-8)$$

式中 B ——电解池的宽度,mm;

l ——极板面与池壁的净距,取值 100mm;

e ——极板净距,mm; $e = 15 \sim 20$ mm;

δ ——极板厚度,mm; $\delta = 6 \sim 10$ mm。

电极作用表面积 S 按下式计算:

$$S = \frac{EQ}{i} \quad (13-9)$$

式中 S ——电极作用表面积,m²;

Q ——废水设计流量,m³/h;

E ——比电流,A·h/m³;

i ——电极电流密度,A/m²。

通常, E 、 i 值应通过试验确定,也可按表 13-3 取值。

不同废水的 E 、 i 值

表 13-3

废 水 种 类		E (A·h/m ³)	i (A/m ²)
皮革废水	铬鞣剂	300 ~ 500	50 ~ 100
	混合鞣剂	300 ~ 600	50 ~ 100
毛皮废水		100 ~ 300	50 ~ 100
肉类加工废水		100 ~ 270	100 ~ 200
人造革废水		15 ~ 20	40 ~ 80

极板面积按下式计算:

$$A = \frac{S}{n - 1} \quad (13-10)$$

式中 A ——极板面积(m²)。

极板高度 b 可取气浮分离室澄清层高度 h_1 , 极板长度 $L_1 = A/b(\text{m})$ 。

电极室长度为 $L = L_1 + 2l \quad (\text{m}) \quad (13-11)$

电极室的总高度 H 为:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 \quad (13-12)$$

式中 H ——电极室的总高度, m;

h_1 ——澄清层高度 m, 取 1.0~1.5m;

h_2 ——浮渣层高度 m, 取 0.4~0.5m;

h_3 ——保护高度 m, 取 0.3~0.5m。

电极室容积 $V_1 = BHL \text{ (m}^3\text{)}$ 。气浮分离时间 t 由试验确定, 一般为 0.3~0.75h。分离室容积 $V_2 = Qt$, 电解气浮池容积 $V = V_1 + V_2 \text{ (m}^3\text{)}$ 。

3. 电解气浮法在工业废水处理中的应用

电解气浮法具有去除污染物范围广、泥渣量少、工艺简单、设备小等优点, 但耗电大, 如采用脉冲电解气浮法可降低耗电。电解气浮法多用于去除细分散悬浮固体和乳化油。如某轧钢厂废水中悬浮固体(主要为铁粉)含量 150~350mg/L, 橄榄油含量 300~600mg/L, 废水流量为 75m³/h。采用 25m³ 的电解气浮池进行电解气浮处理。电极材料为镀铂的钛, 极板面积为 25m², 电流密度 6A/dm², 槽电压 8V, 耗电为 0.275kWh/m³, 出水悬浮固体浓度小于 30mg/L, 油浓度小于 40mg/L。浮渣可回收铁粉和油。

13.2.3 散气气浮法

目前应用的有扩散板曝气气浮法和叶轮气浮法两种。

1. 扩散板曝气气浮法

压缩空气通过具有微细孔隙的扩散装置或微孔管, 使空气以微小气泡的形式进入水中, 进行气浮。其装置如图 13-11 所示。

这种方法的优点是简单易行, 但缺点较多, 其中主要的是空气扩散装置的微孔易于堵塞, 气泡较大, 气浮效果不高等。

2. 叶轮气浮

(1) 叶轮气浮设备构造

叶轮气浮设备示于图 13-12。在气浮池的底部置有叶轮叶片, 由转轴与池上部的电机相连接, 并由后者驱动叶轮转动, 在叶轮的上部装设有带有导向叶片的固定盖板, 叶片与直径成 60°角, 盖板与叶轮间有 10mm 的间距, 而导向叶片与叶轮之间有 5~8mm 的间距, 在盖板上开有孔径为 20~30mm 的孔洞 12~18 个, 在盖板外侧的底部空间装设有整流板。

叶轮在电机的驱动下高速旋转, 在盖板下形成负压, 从空气管吸入空气, 废水由盖板上开的小孔进入。在叶轮的搅动下, 空气被粉碎成细小的气泡, 并与水充分混合成水气混合物, 出导向叶片之外, 导向叶片使水流阻力减小。又经整流板稳流后, 在池体内平稳地垂直上

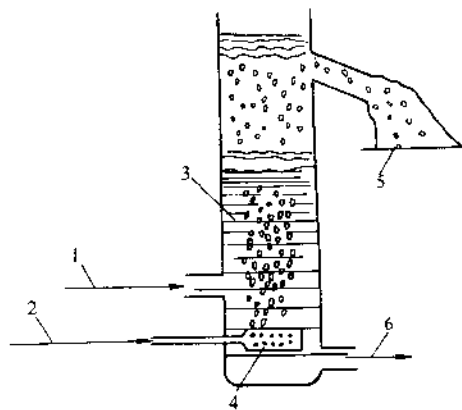


图 13-11 扩散板曝气气浮法
1—入流液; 2—空气进入; 3—分离柱; 4—微孔陶瓷
扩散板; 5—浮渣; 6—出流液

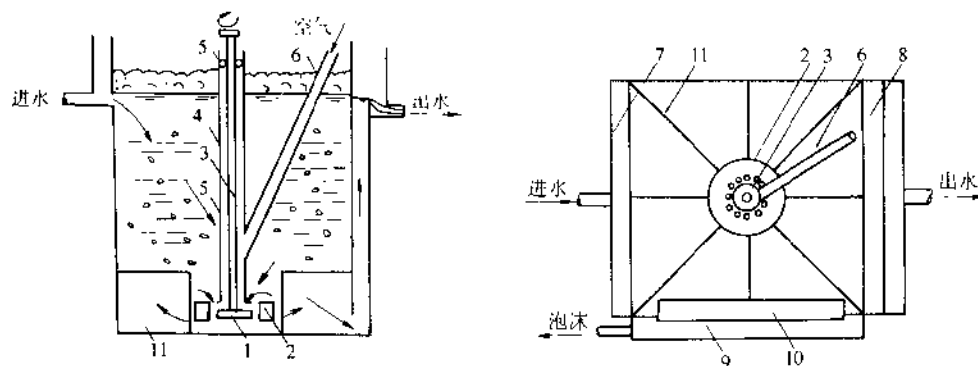


图 13-12 叶轮气浮设备构造示意

1—叶轮;2—盖板;3—转轴;4—轴套;5—轴承;6—进气管;7—进水槽;8—出水槽;
9—泡沫槽;10—刮沫板;11—整流板

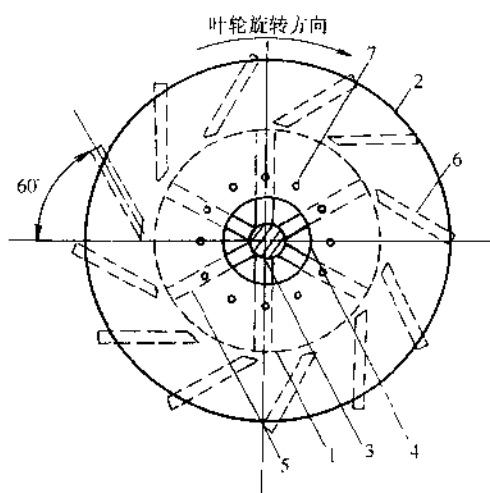


图 13-13 叶轮盖板构造

1—叶轮;2—盖板;3—转轴;4—轴套;5—叶轮叶片;6—导向叶片;7—循环进水孔

升,进行气浮。形成的泡沫不断地被缓慢转动的刮板刮出槽外(图 13-13)。

叶轮直径一般多为 200~400mm,最大不超过 600~700mm,叶轮的转速多采用 900~1500r/min,圆周线速度则为 10~15m/s,气浮池充水深度与吸气量有关,一般为 1.5~2.0m 而不超过 3m。叶轮与导向叶片间的间距也能够影响吸气量的大小,实践证明,此间距超过 8mm 将使进气量大大降低。

这种气浮设备适用于处理水量不大,而污染物质浓度高的废水。除油效果一般可达 80% 左右。

(2) 叶轮气浮池的计算

气浮池总容积(W)为:

$$W = \alpha Q t \quad (\text{m}^3) \quad (13-13)$$

式中 Q ——处理废水量, m^3/min ;

t ——气浮延续时间,一般为 16~20min;

α ——系数,一般为 1.1~1.4,多取后者。

气浮池的总面积(F)为:

$$F = \frac{W}{h}$$

式中 h ——气浮池的工作水深(m),此值用下列公式求定之:

$$h = \frac{H}{\rho} \quad (\text{m})$$

式中 H ——气浮池中的静水压力,可用下面公式计算:

$$H = \varphi \frac{u^2}{2g} \quad (\text{m})$$

式中 φ 为压力系数, 其值等于 $0.2 \sim 0.3$, u 为叶轮的圆周线速度。

ρ ——气水混合体的容重, 一般为 0.67 kg/L 。

气浮池多采用正方形, 边长不宜超过叶轮直径的 6 倍, 即边长为 $l = 6D$ (D ——叶轮直径)。因此, 每台气浮池的表面积 $f = 36D^2$ 。

平行工作的气浮池数日(或叶轮数)(m')

$$m' = \frac{F}{f} \quad (13-14)$$

一个叶轮能够吸入的水气混合体量(q)为:

$$q = \frac{Q \times 1000}{60m'(1-\alpha)} \quad (\text{L/s}) \quad (13-15)$$

式中 α ——曝气系数, 根据试验确定, 一般可取 0.35 。

叶轮转速(n)

$$n = \frac{60u}{\pi D} \quad (\text{r/min}) \quad (13-16)$$

叶轮所需功率

$$N = \frac{\rho H q}{102 \eta} \quad (\text{kW}) \quad (13-17)$$

式中 η ——叶轮效率, 等于 $0.2 \sim 0.3$;

H 单位为 m , q 为 L/s 。

电机功率可取 $1.2N$ 。

13.2.4 溶气气浮法

根据气泡析出时所处压力的不同, 溶气气浮又可分为: 加压溶气气浮和溶气真空气浮两种类型。前者, 空气在加压条件下溶入水中, 而在常压下析出; 后者是空气在常压或加压条件下溶入水中, 而在负压条件下析出。加压溶气气浮是国内外最常用的气浮法。

1. 溶气真空气浮

溶气真空气浮的主要特点是, 气浮池是在负压(真空)状态下运行的。至于空气的溶解, 可在常压下进行, 也可以在加压下进行。溶气真空气浮池如图 13-14 所示。

由于在负压(真空)条件下运行, 因此, 溶解在水中的空气, 易于呈过饱和状态, 从而大量地以气泡形式从水中析出, 进行气浮。析出的空气数量, 取决于水中溶解空气量和真空度。

溶气真空气浮的主要优点是: 空气溶解所需压力比压力溶气为低, 动力设备和电能消耗较少。但是, 这种气浮方法的最大缺点是: 气浮在负压条件下运行, 一切设备部件, 如除泡沫的设备, 都要密封在气浮池内, 这就使气浮池的构造复杂, 给维护运行和维修都带来很大困难。此外, 这种方法只适用于处理污染物浓度不高的废水, 因此在生产中使用的不多。

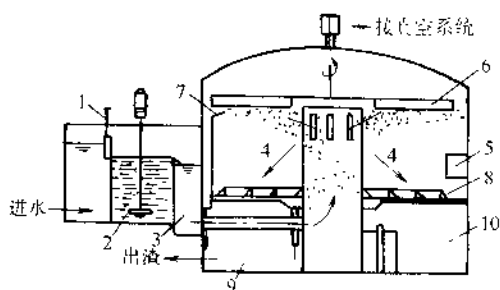


图 13-14 真空气浮设备示意图

1—入流调节器; 2—曝气器; 3—消气井; 4—分离区;
5—环形出水槽; 6—刮渣板; 7—集渣槽; 8—池底刮泥板; 9—出渣室; 10—操作室(包括抽真空设备)

溶气真空气浮池,平面多为圆形,池面压力多取 29.9~39.9kPa,废水在池内的停留时间为 5~20min。

2. 加压溶气气浮

加压溶气气浮法是日前应用最广泛的一种气浮方法。空气在加压条件下溶于水,再使压力降至常压,把溶解的过饱和空气以微气泡的形式释放出来。

(1) 加压溶气气浮法工艺流程

加压溶气气浮工艺由空气饱和设备、空气释放设备和气浮池等组成。其基本工艺流程有全溶气流程、部分溶气流程和回流加压溶气流程 3 种。

1) 全溶气流程 该流程如图 13-15 所示,是将全部废水进行加压溶气,再经减压释放装置进入气浮池进行固液分离。与其他两流程相比,其电耗高,但因不另加溶气水,所以气浮池容积小。至于泵前投混凝剂形成的絮凝体是否会在加压及减压释放过程中产生不利影响,目前尚无定论。从分离效果来看并无明显区别,其原因是气浮法对混凝反应的要求与沉淀法不一样,气浮并不要求将絮体结大,只要求混凝剂与水充分混合。

2) 部分溶气流程 如图 13-16 所示。该流程是将部分废水进行加压溶气,其余废水直接送入气浮池。该流程比全溶气流程省电,另外因部分废水经溶气罐,所以溶气罐的容积比较小。但因部分废水加压溶气所能提供的空气量较少,因此,若想提供同样的空气量,必须加大溶气罐的压力。

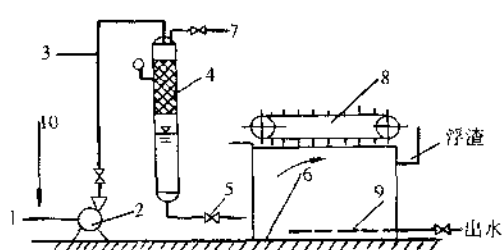


图 13-15 全溶气方式加压溶气浮上法流程

1—原水进入;2—加压泵;3—空气加入;4—压力溶气罐(含填料层);5—减压阀;6—气浮池;7—放气阀;8—刮渣机;9—集水系统;10—化学药剂

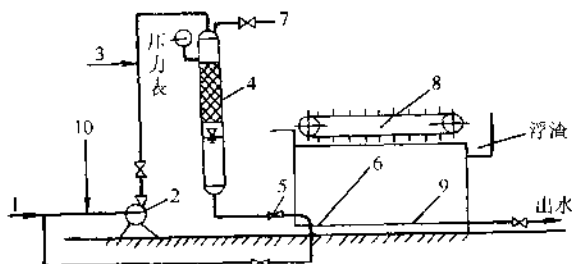


图 13-16 部分溶气方式浮上法流程

1—原水进入;2—加压泵;3—空气进入;4—压力溶气罐(含填料层);5—减压阀;6—气浮池;7—放气阀;8—刮渣机;9—集水系统;10—化学药剂

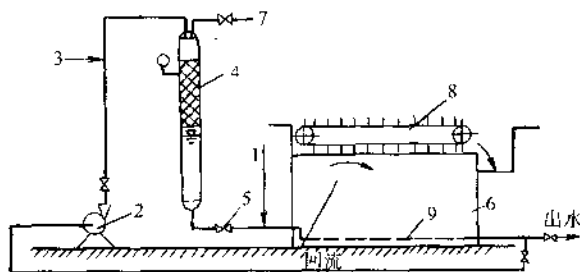


图 13-17 回流加压溶气方式流程示意图

1—原水进入;2—加压泵;3—空气进入;4—压力溶气罐(含填料层);5—减压阀;6—气浮池;7—放气阀;8—刮渣机;9—集水管及回流清水管

3) 回流加压溶气流程 如图 13-17 所示。该流程将部分出水进行回流加压,废水直接送入气浮池。该法适用于含悬浮物浓度高的废水的固液分离,但气浮池的容积较前两者大。

(2) 加压溶气气浮法的特点

加压溶气气浮法与电解气浮法和散气气浮法相比具有以下的特点:

1) 水中的空气溶解度大,能提供足够的微气泡,可满足不同要求的固液分离,确保去除效果。

2) 经减压释放后产生的气泡粒径小($20\sim 100\mu\text{m}$)、粒径均匀、微气泡在气浮池中上升速度很慢、对池扰动较小,特别适用于絮凝体松散、细小的固体分离。

3) 设备和流程都比较简单,维护管理方便。

(3) 加压溶气气浮系统的设计

1) 溶气方式的选择

溶气方式可分为水泵吸水管吸气溶气方式、水泵压水管射流溶气方式和水泵—空压机溶气方式。

A. 水泵吸水管吸气溶气方式 可分为两种形式 一种是利用水泵吸水管内的负压作用,在吸水管上开一小孔,空气经气量调节和计量设备被吸入,并在水泵叶轮高速搅动形成气水混合物后送入溶气罐,如图 13-18a 所示。另一种型式是在水泵压水管上接一支管,支管上安装一射流器,支管中的压力水通过射流器时把空气吸入并送入吸水管,再经水泵送入溶气罐,如图 13-16b 所示。这种方式,设备简单,不需空压机,没有因空压机带来的噪声。当吸气量控制适当(一般只为饱和溶解量的 50% 左右)。以及压力不太高时,尽管水泵压力降低约 10%~15%,但运行尚稳定可靠。当吸气量过大,超过水泵流量的 7%~8% (体积比)时,会造成水泵工作不正常并产生振动,同时水泵压力下降约 25%~30%。长期运行还会发生水泵气蚀。

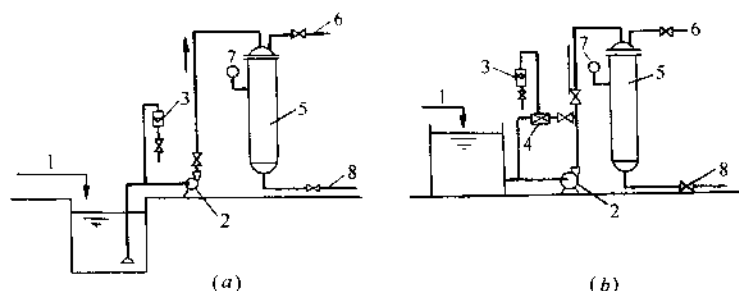


图 13-18 水泵吸水管吸气、溶气方式

1—回流水;2—加压泵;3—气量计;4—射流器;5—溶气罐;6—放气管;7—压力表;8—减压释放设备

B. 水泵压水管射流溶气方式 如图 13-19 所示。这种方式是利用在水泵压水管上安装的射流器抽吸空气。缺点是射流器本身能量损失大,一般约 30%,当所需溶气水压力为 0.3MPa 时,则水泵出口处压力约需 0.5MPa。为了克服能耗高的缺点,开发出内循环式射流加压溶气方式,如图 13-20 所示。它采用了空气内循环和水流内循环,除保留射流溶气方式的特点,即不需空压机外,由于采用内循环方式,还可大大降低能耗,达到水泵—空压机溶气方式的能耗水平。

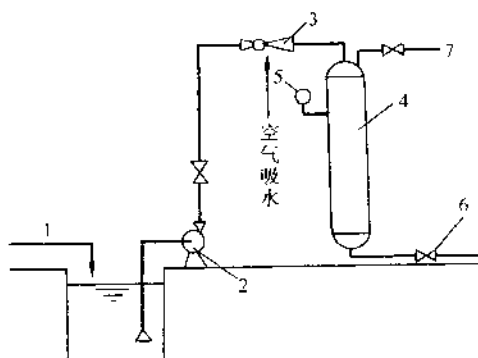


图 13-19 水泵压水管射流溶气方式

内循环式射流加压溶气的工作原理 处 1—回流水;2—加压泵;3—射流器;4—溶气罐;5—压力表;6—减压释放设备;7—放气阀
理工艺要求溶气水压力为 P , 流量为 Q , 工作

泵压力为 P_1 时,射流器 I 在 $\Delta P_1 = P_1 - P$ 压差的作用下,把溶气罐内剩余的空气吸进,并与加压水混合送入溶气罐,这时溶气罐内压力逐渐上升,达到 P 值时,打开减压装置,溶气水进入气浮池。在 ΔP_1 的作用下,溶气罐内的空气不断被吸出,罐中空气不断减少,水位逐渐上升,当水位上升到某一指定高度时,水位自动控制装置就指令循环泵开始工作。循环泵的压力为 P_2 ,从溶气罐抽出循环水量,在压差 $\Delta P_2 = P_2 - P$ 的作用下,射流器 II 吸入空气,随循环水送入溶气罐。随着空气的不断吸入,罐中水位不断下降,当降到某一指定水位时,水位自控装置就指令循环水泵停止工作。如此循环工作。

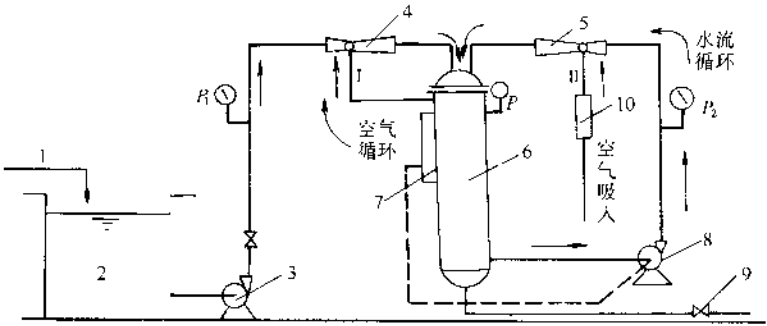


图 13-20 内循环式射流加压溶气方式

1—回流水;2—清水池;3—加压泵;4—射流器 I;5—射流器 II;6—溶气罐;7—水位自控设备;8—循环泵;9—减压释放设备;10—真空进气阀

【例题 13-1】

某造纸厂的纸机白水量为 $3000\text{m}^3/\text{d}$,SS(纤维)浓度为 $500\sim 800\text{mg}/\text{L}$,拟采用内循环式射流加压溶气方式供气的气浮池处理,试计算溶气装置。

【解】

设计采用溶气水压力 $P=0.3\text{MPa}$,气固比 $a=2\%$ 。

选用某给定射流器,其 $\Delta P \sim Q_R$ 关系曲线如图 13-21 所示。SS 为 $500\text{mg}/\text{L}$,需溶气水量 Q_R 为 $22.7\text{m}^3/\text{h}$,已知 Q_R ,由图可得 $\Delta P_1=0.012\text{MPa}$,工作射流泵压力 $P_1=P+\Delta P_1=0.3+$

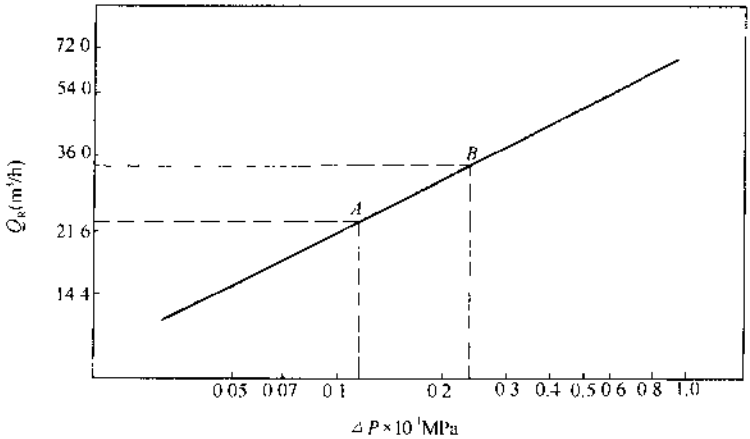


图 13-21 某给定工作射流器的 $\Delta P \sim Q_R$ 关系图

0.012=0.312MPa。当 $SS=800\text{mg/L}$, $Q'_R=33.1\text{m}^3/\text{h}$, $\Delta P'_1=0.025\text{MPa}$, 则 $P'_1=0.325\text{MPa}$ 。选工作泵 IS-80-60-160 型单级单吸离心式清水泵, P_1 和 P'_1 时都在泵有效范围内。

循环泵的工作时间很短, 泵压力比工作泵低, 如溶气水压力为 0.3MPa 时, 循环泵压力可采用 $0.16\sim0.2\text{MPa}$ 即可满足自动进气的要求, 其电耗约为工作泵的 10% 左右。本设计采用 IS-65-50-160 型单级单吸离心式清水泵。

C. 水泵-空压机溶气方式 如图 13-22 所示。是目前常用的一种溶气方法。该方式溶解的空气由空压机供给, 压力水可以分别进入溶气罐, 也有将压缩空气管接在水泵压水泵上一起进入溶气罐的。为防止因操作不当, 使压缩空气或压力水倒流入水泵或空压机, 目前常采用自上而下的同向流进入溶气罐。由于在一定压力下需空气量较少, 因此空压机的功率较小, 该法的能耗较前两种方式少。但该法的缺点是, 除产生噪声与油污外, 操作也比较复杂, 特别是要控制好水泵与空压机压力, 并使其达到平衡状态。

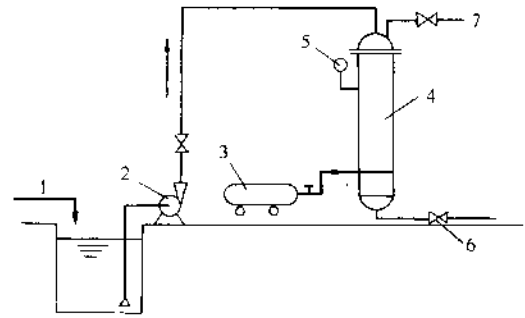


图 13-22 水泵-空压机式溶气方式

1—回流水; 2—加压泵; 3—空压机; 4—溶气罐; 5—压力表; 6—减压释放设备; 7—放气阀

2) 空气饱和设备的选择

该设备的作用是在一定压力下将空气溶解于水中以提供废水处理所要求的溶气水。

空气饱和设备一般由加压水泵、溶气罐、空气供给设备及液位自动控制设备等组成。

A. 加压泵 用来供给一定压力的水量。加压泵压力过高时, 由于单位体积溶解的空气量增加, 经减压后能析出大量的空气, 会促进微气泡的并聚, 对气浮分离不利。另外, 由于高压下所需的溶气水量减少, 不利于溶气水与原废水的充分混合。反之, 加压泵压力过低, 势必需增加溶气水量, 从而增加了气浮池的容积。目前国产的离心泵, 其压力为 $0.25\sim0.35\text{MPa}$, 流量则在 $10\sim200\text{m}^3/\text{h}$ 范围内, 可满足不同处理的要求。加压泵的选择, 除满足溶气水的压力外, 还应考虑管路系统的水头损失。

按亨利定律, 空气在水中的溶解度与所受压力成正比, 因此, 溶进的空气量 (V) 为:

$$V = K_T P \quad (\text{L}/\text{m}^3 \text{ 水})$$

式中 P ——空气所受的绝对压力, (Pa);

K_T ——溶解常数, 不同温度下的 K_T 值列举于下表 13-4 中。

不同温度下的 K_T 值

表 13-4

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

设计空气量应按 25% 的过量考虑, 留有余地, 保证气浮效果。

气浮操作中空气的实际用量, 可取处理水量的 1%~5% (体积比), 或气泡浮出固物量

的 0.5%~1% (重量比)。空气溶解量与加压时间关系见图 13-23。回流量一般为进水的 25%~50%。

B. 溶气罐 溶气罐的作用是实施水和空气的充分接触,加速空气的溶解。目前常用的压力溶气罐有多种形式。其中填充式溶气罐效率高,故一般都采用。其构造如图 13-24 所示。填充式溶气罐,因装有填料可加剧紊动程度,提高液相的分散程度,不断更新液相与气相的界面,从而提高了溶气效率。填料有各种型式,研究表明,阶梯环的溶气效率最高,可达 90% 以上,拉西环次之,波纹片卷最低,这是由于填料的几何特性不同造成的。波纹片卷的溶气效率比空罐高 25% 左右。填料层的厚度超过 0.8m 时,可达到饱和状态。溶气罐的表面负荷一般为 $300\sim 2500\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

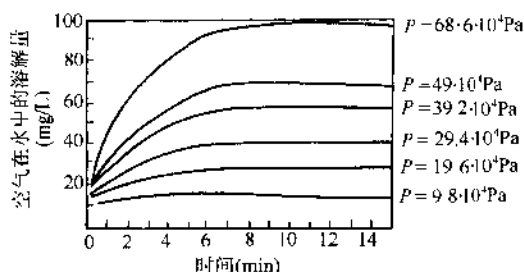


图 13-23 空气在水中的溶解量与加压时间的关系(水温 = 40℃)

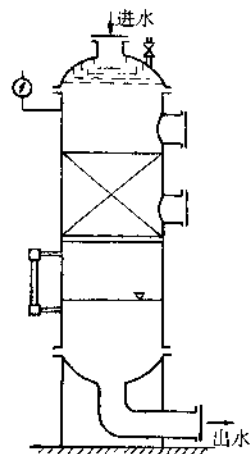


图 13-24 填充式溶气罐

关于溶气罐中填料堵塞问题,按表面负荷来说,远远超过生物滤池的表面负荷 $10\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,似乎不会发生堵塞。但对于较大的溶气罐,由于布水不均匀,在某些部位可能发生堵塞,特别是对含悬浮物浓度高的废水,应考虑堵塞问题。关于空气和水在填料内的流向问题,研究结果表明,应取从溶气罐顶部进气和进水为佳。由于空气从罐顶进入,可防止因操作不慎,可能使压力水倒流入空压机,以及排出的溶气水中夹带较大气泡的可能性。为防止从溶气水中夹带出不溶的气泡进入气浮池,其供气部分的最低位置应在溶气罐中有效水深 1.0m 以上。

3) 溶气水的减压释放设备

其作用是将压力溶气水减压后迅速将溶于水中的空气以极为细小的气泡形式释放出来,要求微气泡的直径在 $20\sim 100\mu\text{m}$ 。微气泡的直径大小和数量对气浮效果有很大影响。目前生产中采用的减压释放设备分两类:一种是减压阀,一种是释放器。

A. 减压阀 利用现成的截止阀,其缺点是:多个阀门相互间的开启度不一致,其最佳开启度难于调节控制,因而从每个阀门的出流量各异,且释放出的气泡尺寸大小不一致;阀门安装在气浮池外,减压后经过一段管道才送入气浮池,如果此段管道较长,则气泡合并现象严重,从而影响气浮效果;另外,在压力溶气水昼夜冲击下,阀芯与阀杆螺栓易松动,造成流量改变,使运行不稳定。

B. 专用释放器 根据溶气释放规律制造。在国外,有英国水研究中心的 WRC 喷嘴、针形阀等。在国内有 TS 型、TJ 型和 TV 型等,如图 13-25 所示。

目前国产的 TS 型、TJ 型和 TV 型的特点是(1) 在 0.15MPa 以上时,即能释放溶气量的 99% 左右,释气完成;(2) 能在 0.2MPa 以上的低压下工作,即能取得良好的净水效果,节

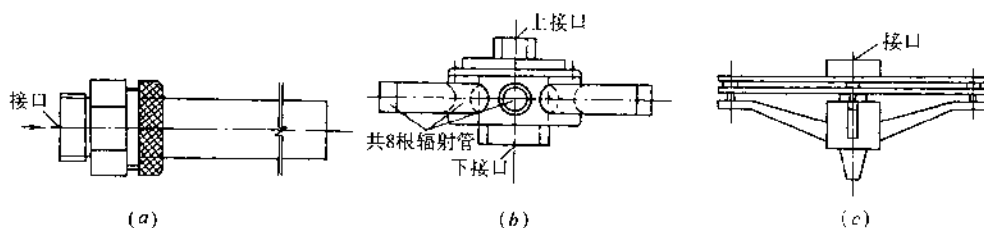


图 13-25 溶气释放器
(a)TS型;(b)TJ型;(c)TV型

约能耗;(3) 释放出的气泡微细,平均直径为 $20 \sim 40 \mu\text{m}$,气泡密集,附着性能好。

TS 型溶气释放器的工作原理如图 13-26

所示。当压力溶气水通过孔盒时,溶气水反复经过收缩、扩散、撞击、返流、挤压、辐射、旋涡等流态,在 0.1 秒内,就使压力损失 95% 左右,溶解的空气迅速释放出来。TJ 型溶气释放器是根据 TS 型的原理,为了扩大单个释放器出流量及作用范围,以及克服 TS 型易被水中杂质堵塞而设计的。该释放器堵塞时,可以通过从上接口抽真空,提起器内的舌簧,以清除杂质。TV 型溶气释放器是为了克服上面两种释放器布水不均匀及需要用水射器才能使舌簧提起等缺点而设计的。堵塞时,接通压缩空气即可使下盘下移,增大水流通通道,使堵塞物排出。

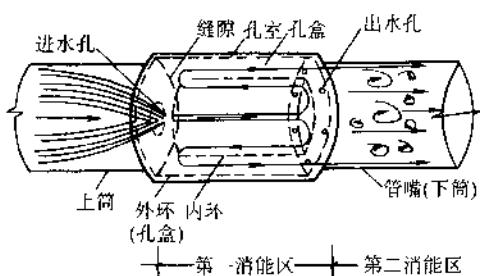


图 13-26 TS 型溶气释放器工作原理

4) 气浮池

根据废水的水质、处理程度及其他具体情况,目前已开发了各种形式的气浮池。应用比较广泛的有平流式气浮池和竖流式气浮池两种,如图 13-27 和图 13-28 所示。平流式气浮池是目前应用最多的一种。废水从池下部进入气浮接触区,保证气泡与废水有一定的接触时间,废水经隔板进入气浮分离区进行分离后,从池底集水管排出。浮在水面上的浮渣用刮渣设备刮入集渣槽后排出。这种形式的优点是池

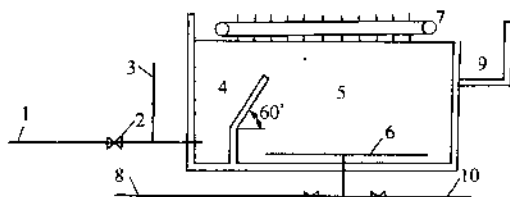


图 13-27 有回流的平流式气浮池
1—溶气水管;2—减压释放及混合设备;3—原水管;4—接触区;5—分离区;6—集水管;7—刮渣设备;8—回流管;9—集渣槽;10—出水管

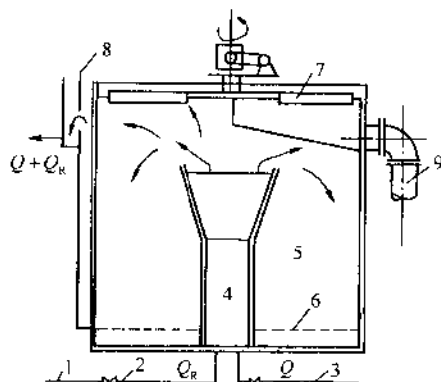


图 13-28 竖流式气浮池
1—溶气水管;2—减压释放器;3—原水管;4—接触区;5—分离区;6—集水管;7—刮渣机;8—水位调节器;9—排渣管

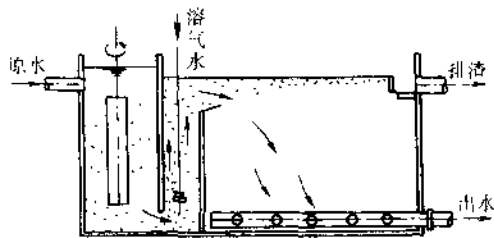


图 13-29 平流式气浮池(反应—气浮)

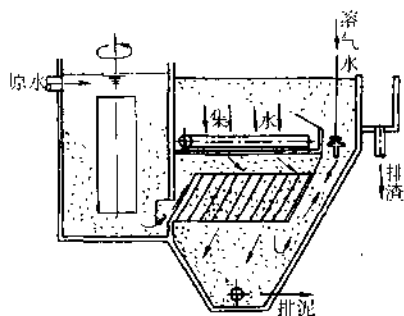


图 13-30 组合一体化气浮池
(反应—气浮—沉淀)

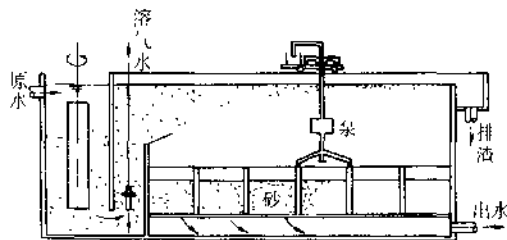


图 13-31 组合式一体化气浮池
(反应—气浮—过滤)

身浅,造价低、构造简单,管理方便。缺点是分离区容积利用率不高。竖流式气浮池也是一种常用的一种形式。这种形式的优点是接触区在池中央,水流向四周扩散,水力条件比平流式好。缺点是构造比较复杂。

除上述两种基本形式外,还有各种组合式一体化气浮池。组合式气浮池有反应—气浮、反应—气浮—沉淀和反应—气浮—过滤一体化气浮设备,如图 13-29、图 13-30 和图 13-31 所示。

5) 平流式矩形气浮池的设计

平流式矩形气浮池的设计参数的选定

A. 气浮池的有效水深,一般取 2.0~2.5m,长宽比一般为 1:1~1:1.5。气浮池的表面负荷率常取 $5 \sim 10 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (取决于原水的水质),水力停留时间一般为 10~20min。

B. 接触区下端水流上升流速,一般取 20mm/s 左右,上端水流的上升流速为 5~10mm/s,水力停留时间不小于 2min。接触区容积不能过大,否则会影响分离区的容积。隔板的作用是使已粘附气泡的颗粒向池表面产生上升运动,隔板角度一般为 60° ,隔板下端可以有一直段,其高度一般取 300~500mm,隔板顶部和气浮池水面之间应留有约 300mm 的高度,以防止干扰分离区的浮渣层。

C. 分离区水流向下流速,一般取 1~3mm/s(包括溶气回流量)。

分离区的作用是使粘附于气泡的悬浮颗粒与水分离并浮至水面。如前所述,悬浮颗粒粘附气泡后,其比重比水轻,在静止状态下颗粒上升速度为 $v_{\uparrow}$ 。粘附气泡的颗粒在气浮池中,由于清水从池底部排出,水流在分离区下降流速为 $v_{\downarrow}$ 。面分离区,颗粒的上浮或下沉取决于 $v_{\downarrow}$ 的大小。当 $v_{\uparrow} > v_{\downarrow}$ 时,则颗粒上浮;当 $v_{\uparrow} < v_{\downarrow}$ 时,则颗粒下沉。 $v_{\uparrow}$ 不是一个定值,它与原水的水质、温度、微气泡的质量等因素有关,一般通过试验确定。而 $v_{\downarrow}$ 与集水装置的集水均匀程度有关。在给水处理中,原水浊度在 100 度以下时, $v_{\downarrow}$ 一般取 2~3mm/s(包括溶气回流水);废水处理时,当悬浮物浓度较高时(包括投加化学混凝剂的固体量) $v_{\downarrow}$ 可取 1.0~3.0mm/s。

D. 集水管,宜于在分离区的底部设置集水均匀的树枝状或环状的集水管。

E. 浮渣层的厚度与浮渣的性质及刮泥周期有关,应通过试验确定,以决定合理的刮渣周期。

F. 浮渣一般都用机械方法刮除。刮渣机的行车速度宜控制在 5m/min 以内。为防止刮渣时浮渣再次下落,刮渣方向应与水流流向相反,使可能下落的浮渣落在接触区,这时仍可由接触区上升的带气泡絮凝体再次将其托起,而不致影响出水水质。

G. 当原水中含有比重较大的颗粒时,可能产生沉淀,沉淀污泥可用刮泥机刮至污泥斗后排出。

H. 气固比 在设计加压溶气系统时,最基本的参数是溶解空气量(A)与原水中悬浮固体含量(S)的比值 A/S,称为气固比。即

$$a = \frac{A}{S} = \frac{\text{经减压释放的溶解空气总量}}{\text{原水带入的悬浮固体总量}} \quad (13-18)$$

根据被处理废水中污染物的不同,气固比 a 有两种不同的表示方法:当分离乳化油等比重小于水的液态悬浮物时, a 常用体积比计算;当分离比重大于水的固态悬浮物时, a 常采用质量比计算。当 a 用质量比计算时,其计算如下:经减压后理论上释放的空气量 A 为

$$A = \gamma C_s (fP - 1) R \cdot \frac{1}{1000} \quad (13-19)$$

式中 A ——减压至一个大气压时释放的空气量,kg/d;

γ ——空气容重,g/L,见表(13-4);

C_s ——在一定温度下,一个大气压时的空气溶解度,mg/L,见表(13-5);

P ——溶气压力,绝对压力;

f ——加压溶气系统的溶气效率,为实际空气溶解度与理论空气溶解度之比,与溶气罐等因素有关;

R ——压力水回流量或加压溶气水量,m³/d。

空气在水中的溶解度等

表 13-5

温 度 (℃)	空气容重 γ (mg/L)	溶解度 C_s (mg/L)	空气在水中的溶解常数
0	1252	29.2	0.038
10	1206	22.8	0.029
20	1164	18.7	0.024
30	1127	15.7	0.021
40	1092	14.2	0.018

气浮的悬浮固体干重 S 为:

$$S = QS_a \quad (13-20)$$

式中 S ——悬浮固体干重,kg/d;

Q ——进行气浮处理的废水量,m³/d;

S_a ——废水中悬浮颗粒浓度,kg/m³。

因此气固比可写成:

$$a = \frac{A}{S} = \frac{\gamma C_s (fP - 1) R}{QS_a \times 1000} \quad (\text{kg/kg}) \tag{13-21}$$

如已知气固比 a , 由上式可求得 R

$$R = \frac{QS_a \left(\frac{A}{S} \right) 1000}{\gamma C_s (fP - 1)} \tag{13-22}$$

参数 a 的选用涉及到出水水质、设备、动力等因素。从节省能耗考虑并达到理想的气浮分离效果, 应对所处理的废水进行气浮试验来确定气固比。如无资料或无试验数据时, a 一般可选用 0.005~0.006, 废水悬浮固体含量高时, 可选用上限, 低时可采用下限。剩余污泥气浮浓缩时气固比一般采用 0.03~0.04。

1. 水中悬浮固体总量应包括: 废水中原有的呈悬浮状的质量 S_1 , 因投加化学药剂后使原水中呈乳化状物质、溶解性的物质或胶体状物质转化为絮状物的增加量 S_2 , 以及因加入的化学药剂所带人的悬浮物量 S_3 , 因此, 废水中的总固体量为:

$$S = S_1 + S_2 + S_3 \tag{13-23}$$

13.2.5 气浮法在废水处理中的应用

1. 炼油厂含油废水处理

某厂经平流式隔油池处理后的含油废水量为 250m³/h, 主要污染物含量: 石油类 80mg/L、硫化物 5.45mg/L、挥发酚 21.9mg/L、COD400mg/L、pH 值 7.9, 废水处理采用回流加压溶气流程, 如图 13-32 所示。

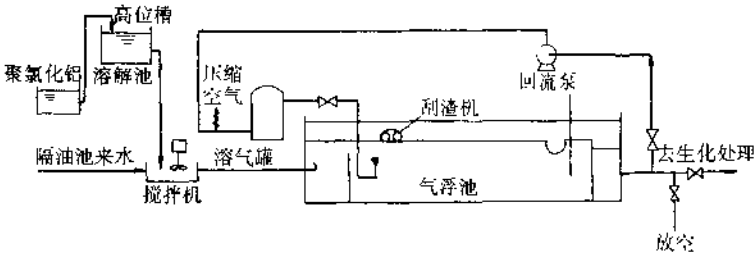


图 13-32 回流加压溶气工艺流程

含油废水经平流式隔油池处理后, 在进水管线上加入 20mg/L 的聚氯化铝, 搅拌混合后流入气浮池。气浮处理出水, 部分送入生物处理构筑物进一步处理, 部分用泵进行加压溶气后送入溶气罐, 进罐前加入 5% 的压缩空气, 在 0.3MPa 压力下使空气溶于水中, 从顶部减压后从释放器进入气浮池。浮在池面的浮渣用刮渣机刮至排渣槽。

主要构筑物的设计参数和实际运转参数见表(13-6)。

设计 & 运转参数 表 13-6

设 备	设 计 参 数			实 际 运 转 参 数		
	流 速 (m/min)	停留时间 (min)	回 流 量 (%)	流 速 (m/min)	停留时间 (min)	回 流 量 (%)
气浮池	0.55	53	100	0.21	148	80
溶气罐	—	3.2	—	—	9.6	—

出水水质:石油类 17mg/L、硫化物 2.54mg/L、酚 18.4mg/L、COD250mg/L、pH7.5。
主要构筑物和设备,见表 13-7。

构筑物和设备一览表 表 13-7

名 称	尺寸、规格或型号	数 量	名 称	尺寸、规格或型号	数 量
气浮池	31×4.5×3m	4 座	空气压缩机	3L—10/8	2 台
溶气罐	φ1.6×4.76m	4 个	释放器		4 个
回流泵	6SH—9A	2 台	刮泥机		4 台
搅拌机	C60—368	1 台			

2. 造纸厂白水处理

造纸工业是耗用水量最大的行业之一,生产每吨文化用纸需耗用 300m³ 水,而造纸机白水占整个造纸过程排水量的 45% 左右。这部分白水中,含有大量的纤维、填料、松香胶状物等。因此,搞好造纸机白水封闭循环,对提高资源利用率、节约水资源、压缩废水排放量、减轻对水体的污染、保护环境等都有重要意义。

造纸机白水封闭循环技术,国内外已有许多成功的经验,目前广泛采用的有气浮法、沉淀法和过滤法 3 种方法。

(1) 气浮法的优点

气浮法与其他方法比较有下列的优点

- 1) 气浮时间短,一般只需 15min 左右。去除率高,用于处理造纸机白水时,悬浮物去除率为 90% 以上,COD 去除率为 80% 左右,浮渣浓度在 5% 以上。处理后的白水不经过滤,即可直接送到造纸机循环使用。
- 2) 对去除废水中纤维物质特别有效,有利于提高资源利用率,效益好。
- 3) 工艺流程和设备结构比较简单,运行管理方便。占地少、投资省。
- 4) 应用范围广。适用于牛皮纸、水泥袋纸、凸版纸、书写纸、卷烟纸、电容器纸、板纸及油毡原纸等品种的白水处理,而且去除效果都很显著。

(2) 工艺流程

目前国内采用的气浮法有 3 种典型工艺流程:采用空气压缩机、射流器和泵前插管的工艺流程。图 13-33 为某造纸厂处理白水量为 3000m³/d,采用射流气浮法白水回收工艺流程。

(3) 气浮法的关键技术及工艺参数

1) 关键技术

(a) 加压溶气产生大量符合气浮要求的微气泡,气泡直径为 50~100μm。

(b) 投加絮凝剂,改变悬浮物的亲水性质,使细小的悬浮物结成大颗粒,并粘附大量的微气泡。

2) 工艺参数

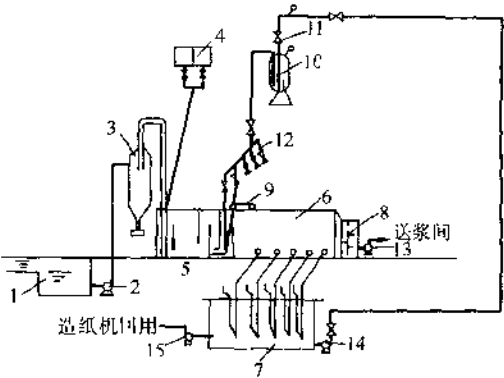


图 13-33 射流气浮法白水回收工艺流程图

- 1—白水池;2—白水泵;3—低压除渣器;4—凝聚剂贮槽;
5—反应池;6—气浮池;7—清水池;8—贮浆池;9—刮板机;
10—溶气罐;11—射流器;12—释放系统;13—浆泵;14—射
流泵;15—清水泵

- (a) pH 值 6.8~7.0;
- (b) 溶气罐压力 0.23~0.26MPa;
- (c) 溶气水量为处理废水量的 30%;
- (d) 气浮停留时间 15~20min;
- (e) 化学反应时间 15min;
- (f) 进溶气罐前的压力 0.4~0.5MPa;
- (g) 气浮池表面负荷率一般为 $4.5 \sim 6.5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

3. 染色废水处理

气浮法处理染色废水中的合成洗涤剂和比重较小难于沉淀的絮凝体效果较好。处理水量在 $1000 \text{ m}^3/\text{d}$ 以上时可采用部分加压溶气气浮法。水量小于 $1000 \text{ m}^3/\text{d}$ 时,为操作管理方便,多采用全部进水加压溶气法。部分回流气浮池的回流量一般为 25%~50%。

设计参数:溶气罐溶气水停留时间 3~5min,反应室停留时间 5~10min(包括回流水),分离室停留时间 30~160min(包括回流水),气固比 30~40L/kg,矩形气浮池水平流速 1~2mm/s,表面负荷率 $3 \sim 5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,矩形气浮池有效水深 1.5~2m,保护高度 0.4~0.5m。

13.3 吸 附

许多工业废水含有难降解的有机物,这些有机物很难或根本不能用常规的生物法去除,例如 ABS 和某些杂环化合物。这些物质可用吸附法加以去除。

13.3.1 吸附的类型

在相界面上,物质的浓度自动发生累积或浓集的现象称为吸附。吸附作用虽然可发生在各种不同的相界面上,但在废水处理中,主要利用固体物质表面对废水中物质的吸附作用。本节只讨论固体表面的吸附作用。

吸附法就是利用多孔性的固体物质,使废水中的一种或多种物质被吸附在固体表面而去除的方法。具有吸附能力的多孔性固体物质称为吸附剂,而废水中被吸附的物质则称为吸附质。

根据固体表面吸附力的不同,吸附可分为物理吸附和化学吸附两种类型。

1. 物理吸附

吸附剂和吸附质之间通过分子间力产生的吸附称为物理吸附。物理吸附是一种常见的吸附现象。由于吸附是由分子力引起的,所以吸附热较小,一般在 41.9 kJ/mol 以内。物理吸附因不发生化学作用,所以低温时就能进行。被吸附的分子由于热运动还会离开吸附剂表面,这种现象称为解吸,它是吸附的逆过程。物理吸附可形成单分子吸附层或多分子吸附层。由于分子间力是普遍存在的,所以一种吸附剂可吸附多种吸附质。但由于吸附剂和吸附质的极性强弱不同,某一种吸附剂对各种吸附质的吸附量是不同的。

2. 化学吸附

化学吸附是吸附剂和吸附质之间发生的化学作用,是由于化学键力引起的。化学吸附一般在较高温度下进行,吸附热较大,相当于化学反应热,一般为 $83.7 \sim 418.7 \text{ kJ/mol}$ 。一种吸附剂只能对某种或几种吸附质发生化学吸附,因此化学吸附具有选择性。由于化学吸附是靠吸附剂和吸附质之间的化学键力进行的,所以吸附只能形成单分子吸附层。当化学

键力大时,化学吸附是不可逆的。

物理吸附和化学吸附并不是孤立的,往往相伴发生。在水处理中,大部分的吸附往往是几种吸附综合作用的结果。由于吸附质、吸附剂及其他因素的影响,可能某种吸附是主要的。例如有的吸附在低温时主要是物理吸附,在高温时主要是化学吸附。

13.3.2 吸附剂

从广义而言,一切固体表面都有吸附作用,但实际上,只有多孔物质或磨的很细的物质,由于具有很大的表面积,所以才有明显的吸附能力。废水处理中常用的吸附剂有活性炭、磺化煤、活化煤、沸石、活性白土、硅藻土、腐殖质酸、焦炭、木炭、木屑等。本节着重介绍在水处理中应用较广的活性炭。

1. 活性炭的制造

活性炭是用含炭为主的物质(如木材、煤)作原料,经高温炭化和活化而制成的疏水性吸附剂,外观呈黑色。炭化是把原料热解成炭渣,生成类似石墨的多环芳香系物质,活化是把热解的炭渣成为多孔结构。活化方法有药剂法和气体法两种。药剂活化法常用的活化剂有氯化锌、硫酸、磷酸等。粉状活性炭多用氯化锌为活化剂,活化炉用转炉。气体活化法一般用水蒸气、二氧化碳、空气作活化剂。粒状炭多采用水蒸气活化法,以立式炉或管式炉为活化炉。

2. 活性炭的细孔构造和分布

活性炭在制造过程中,晶格间生成的空隙形成各种形状和大小的细孔。吸附作用主要发生在细孔的表面上。每克吸附剂所具有的表面积称为比表面积。活性炭的比表面积可达 $500\sim 1700\text{m}^2/\text{g}$ 。其吸附量并不一定相同,因为吸附量不仅与比表面积有关,而且还与细孔的构造和细孔的分布情况有关。

活性炭的细孔构造主要和活化方法及活化条件有关。活性炭的细孔有效半径一般为 $1\sim 10000\text{nm}$ 。小孔半径在 2nm 以下,过渡孔半径为 $2\sim 100\text{nm}$,大孔半径为 $100\sim 10000\text{nm}$ 。活性炭的小孔容积一般为 $0.15\sim 0.90\text{mL/g}$,表面积占比表面积的95%以上。过渡孔容积一般为 $0.02\sim 0.10\text{mL/g}$,其表面积占比表面积的5%以下。用特殊的方法,例如延长活化时间,减慢升温速度或用药剂活化时,可得到过渡孔特别发达的活性炭。大孔容积一般为 $0.2\sim 0.5\text{mL/g}$,表面积只有 $0.5\sim 2\text{m}^2/\text{g}$ 。

细孔大小不同,它在吸附过程中所引起的主要作用也就不同。对液相吸附来说,吸附质虽可被吸附在大孔表面,但由于活性炭大孔表面积所占的比例较小,故对吸附量影响不大。它主要为吸附质的扩散提供通道,使吸附质通过此通道扩散到过渡孔和小孔中去,因此吸附质的扩散速度受大孔影响。活性炭的过渡孔除为吸附质的扩散提供通道使吸附质通过它扩散到小孔中去而影响吸附质的扩散速度外,当吸附质的分子直径较大时,这时小孔几乎不起作用,活性炭对吸附质的吸附主要靠过渡孔来完成。活性炭小孔的表面积占比表面积的95%以上,所以吸附量主要受小孔支配。由于活性炭的原料和制造方法不同,细孔的分布情况相差很大,所以应根据吸附质的直径和活性炭的细孔分布情况选择合适的活性炭。

3. 活性炭的表面化学性质

活性炭的吸附特性不仅与细孔构造和分布情况有关,而且还与活性炭的表面化学性质有关。活性炭是由形状扁平的石墨型微晶体构成的。处于微晶体边缘的炭原子,由于共价键不饱和而易与其他元素如氧、氢等结合形成各种含氧官能团,使活性炭具有一些极性。目

前对活性炭含氧官能团(又称表面氧化物)的研究还不够充分,但已证实的有—OH基、—COOH基等。

13.3.3 吸附等温线

1. 吸附平衡

如果吸附过程是可逆的,当废水与吸附剂充分接触后,一方面吸附质被吸附剂吸附,另一方面,一部分已被吸附的吸附质,由于热运动的结果,能够脱离吸附剂的表面,又回到液相中去。前者称为吸附过程,后者称为解吸过程。当吸附速度和解吸速度相等时,即单位时间内吸附的数量等于解吸的数量时,则吸附质在溶液中的浓度和吸附剂表面上的浓度都不再改变而达到平衡。此时吸附质在溶液中的浓度称为平衡浓度。

吸附剂吸附能力的大小以吸附量 $q(\text{g/g})$ 表示。所谓吸附量是指单位重量的吸附剂(g)所吸附的吸附质的重量(g)。取一定容积 $V(\text{L})$,含吸附质浓度为 $C_0(\text{g/L})$ 的水样,向其中投加活性炭的重量为 $W(\text{g})$ 。当达到吸附平衡时,废水中剩余的吸附质浓度为 $C(\text{g/L})$,则吸附量 q 可用下式计算:

$$q = \frac{V(C_0 - C)}{W} \quad (\text{g/g}) \quad (13-24)$$

式中 V ——废水容积, L ;

W ——活性炭投量, g ;

C_0 ——原水吸附质浓度, g/L ;

C ——吸附平衡时水中剩余的吸附质浓度, g/L 。

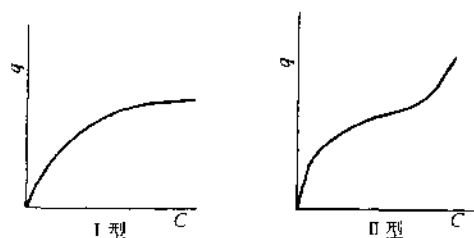


图 13-34 吸附等温线形式

在温度一定的条件下,吸附量随吸附质平衡浓度的提高而增加。把吸附量随平衡浓度而变化的曲线称为吸附等温线。常见的吸附等温线有两种类型,如图 13-34 所示。

2. 吸附等温式

由于液相吸附很复杂,至今还没有统一的吸附理论,因此液相吸附的吸附等温式一直沿用气相吸附等温式。表示 I 型吸附等温式有朗缪尔公式和费兰德利希公式,表示 II 型吸附等温式有 BET 公式,现分述如下。

(1) 朗缪尔公式

朗缪尔公式是从动力学观点出发,通过一些假设条件而推导出来的单分子吸附公式。

$$q = \frac{abC}{1 + aC} \quad (13-25)$$

式中 a, b ——常数。

为计算方便,可将上式改为倒数式,即:

$$\frac{1}{q} = \frac{1}{ab} \cdot \frac{1}{C} + \frac{1}{b} \quad (13-26)$$

从上式可看出, $\frac{1}{q}$ 与 $\frac{1}{C}$ 成直线关系,利用这种关系可求 a, b 的值。

(2) BET 公式

BET^① 公式是表示吸附剂上有多层溶质分子被吸附的吸附模式,各层的吸附符合朗谬尔单分子吸附公式。公式为:

$$q = \frac{BCq_0}{(C_s - C) \left[1 + (B - 1) \frac{C}{C_s} \right]} \quad (13-27)$$

式中 q_0 ——单分子吸附层的饱和吸附量, g/g;

C_s ——吸附质的饱和浓度, g/L;

B ——常数。

为计算方便,可将上式改为倒数式,即:

$$\frac{C}{(C_s - C)q} = \frac{1}{Bq_0} + \frac{B-1}{Bq_0} \cdot \frac{C}{C_s} \quad (13-28)$$

从上式可看出, $\frac{C}{(C_s - C)q}$ 与 $\frac{C}{C_s}$ 呈直线关系,利用这个关系可求 q_0 、 B 值。

(3) 费兰德利希经验公式

$$q = KC^{\frac{1}{n}} \quad (13-29)$$

式中 q ——吸附量;

C ——吸附质平衡浓度 g/L;

K 、 n ——常数。

将上式改写为对数式:

$$\lg q = \lg K + \frac{1}{n} \lg C \quad (13-30)$$

把 C 和与其对应的 q 点绘在双对数坐标纸上,便得到一条近似的直线。这条直线的截距为 K ,斜率为 $\frac{1}{n}$ 。 $\frac{1}{n}$ 越小,吸附性能越好。一般认为 $\frac{1}{n} = 0.1 \sim 0.5$ 时,容易吸附; $\frac{1}{n}$ 大于 2 时,则难于吸附。当 $\frac{1}{n}$ 较大时,即吸附质平衡浓度越高,则吸附量越大,吸附能力发挥的也越充分,这种情况最好采用连续式吸附操作。当 $\frac{1}{n}$ 较小时,多采用间歇式吸附操作。

吸附量是选择吸附剂和设计吸附设备的重要数据。吸附量的大小,决定吸附剂再生周期的长短。吸附量越大,再生周期就越长,从而再生剂的用量及再生费用就越小。

市场上供应的吸附剂,在产品样本中附有各种吸附量的指标,如对碘、亚甲蓝、糖蜜液、苯、酚等的吸附量。这些指标虽然表示吸附剂对该吸附质的吸附能力,但这些指标与对废水中吸附质的吸附能力不一定相符,因此应通过试验确定吸附量和选择合适的吸附剂。

测定吸附等温线时,吸附剂的颗粒越大,则达到吸附平衡所需的时间就越长。因此,为了在短时间内得到试验结果,往往将吸附剂破碎为较小的颗粒后再进行试验。由颗粒变小所增加的表面积虽然是有限的,但由于能够打开吸附剂原来封闭的细孔,使吸附量有所增加,此外,对实际吸附设备运行效果的影响因素很多,因此,由吸附等温线得到的吸附量与实际的吸附量并不完全一致。但是,通过吸附等温线所得吸附量的方法简便易行,为选择吸附剂提供了可比较的数据,对吸附设备的设计有一定的参考价值。

① BET 为三个人名 Brunauer, Emmett 和 Jeller 的第一个字母。

13.3.4 吸附速度

吸附剂对吸附质的吸附效果,一般用吸附容量和吸附速度来衡量。所谓吸附速度是指单位重量的吸附剂在单位时间内所吸附的物质质量。吸附速度决定了废水和吸附剂的接触时间。吸附速度越快,接触时间就越短,所需的吸附设备容积也就越小。吸附速度决定于吸附剂对吸附质的吸附过程。水中多孔的吸附剂对吸附质的吸附过程可分为3个阶段。

第一阶段称为颗粒外部扩散(又称膜扩散)阶段。在吸附剂颗粒周围存在着—层固定的溶剂薄膜。当溶液与吸附剂作相对运动时,这层溶剂薄膜不随溶液一同移动,吸附质首先通过这个薄膜才能到达吸附剂的外表面,所以吸附速度与液膜扩散速度有关。

第二阶段称为颗粒内部扩散阶段。经液膜扩散到吸附剂表面的吸附质向细孔深处扩散。

第三阶段称为吸附反应阶段。在此阶段,吸附质被吸在细孔内表面上。

吸附速度与上述3个阶段进行的快慢有关。在一般情况下,由于第三阶段进行的吸附反应速度很快,因此,吸附速度主要由液膜扩散速度和颗粒内部扩散速度来控制。

根据试验得知,颗粒外部扩散速度与溶液浓度成正比,溶液浓度越高,吸附速度越快。对一定重量的吸附剂,外部扩散速度还与吸附剂的外表面积(即膜表面积)的大小成正比。因表面积与颗粒直径成反比,所以颗粒直径越小,扩散速度就越大。另外,外部扩散速度还与搅动程度有关。增加溶液和颗粒之间的相对速度,会使液膜变薄,可提高外部扩散速度。颗粒内部扩散比较复杂。扩散速度与吸附剂细孔的大小、构造、吸附质颗粒大小、构造等因素有关。颗粒大小对内部扩散的影响比外部扩散要大些。可见吸附剂颗粒的大小对内部扩散和外部扩散都有很大影响、颗粒越小,吸附速度就越快。因此,从提高吸附速度来看,颗粒直径越小越好。采用粉状吸附剂比粒状炭吸附剂有利,它不需要很长的接触时间,因此吸附设备的容积小。对连续式粒状吸附剂的吸附设备,如外部扩散控制吸附速度,则通过提高流速,增加颗粒周围液体的搅动程度,可提高吸附速度。也就是说,在保证同样出水水质的前提下,采用较高的流速,缩短接触时间可减小吸附设备的容积。

不少人根据不同的假设,推导出种种吸附速度公式。因吸附速度公式较复杂,又与实际情况相差较大,所以吸附速度多通过试验来确定。

13.3.5 影响吸附的因素

了解影响吸附因素的目的是为了选择合适的吸附剂和控制合适的操作条件。影响吸附的因素很多,其中主要有吸附剂的性质、吸附质的性质和吸附过程的操作条件等。

1. 吸附剂的性质

由于吸附现象是发生在吸附剂表面上,所以吸附剂的比表面积越大,吸附能力就越强。

吸附剂的种类不同,吸附效果也就不同。一般是极性分子(或离子)型的吸附剂易吸附极性分子(或离子)型的吸附质,非极性分子型的吸附剂易于吸附非极性的吸附质。

另外,吸附剂的颗粒大小,细孔的构造和分布情况以及表面化学性质等对吸附也有很大影响。

2. 吸附质的性质

(1) 溶解度

吸附质在废水中的溶解度对吸附有较大的影响。一般吸附质的溶解度越低,越容易被

吸附。

(2) 表面自由能

能够使液体表面自由能降低的越多的吸附质,也越容易被吸附。例如活性炭自水溶液中吸附脂肪酸,由于含炭越多的脂肪酸分子可使炭液界面自由能降低的越多,所以吸附量也越大。

(3) 极性

如上所述,极性的吸附剂易吸附极性的吸附质,非极性的吸附剂则易于吸附非极性的吸附质。例如活性炭是一种非极性的吸附剂或称疏水性吸附剂,可从溶液中有选择地吸附非极性或极性很低的物质。硅胶和活性氧化铝为极性吸附剂或称亲水性吸附剂,它们可从溶液中有选择地吸附极性分子(包括水分子)。例如填充硅胶的吸附柱先向吸附柱通苯达到吸附饱和后再向吸附柱通苯和水的混合液,则原先被吸附的苯逐渐为水所置换而被解吸出来,这是因为硅胶为极性吸附剂,它对极性的水分子的吸附能力比非极性的苯分子为大,故优先吸附水。又如填充活性炭的吸附柱先通水使之达到吸附饱和,再通苯和水的混合液,则原先被活性炭吸附的水逐渐为苯所置换而解吸出来,这是因为活性炭为非极性吸附剂,它对非极性的苯的吸附能力比对极性的水为大,故优先吸附苯。

(4) 吸附质分子的大小和不饱和度

吸附质分子的大小和不饱和度对吸附也有影响。例如活性炭与沸石相比,前者易吸附分子直径较大的饱和化合物。而合成沸石易吸附分子直径小的不饱和的($>C=C<$, $-C\equiv C-$)化合物。应该指出的是活性炭对同族有机化合物的吸附能力,虽然随有机化合物的分子量的增大而增加,但分子量过大,会影响扩散速度。所以当有机物分子量超过一千时,需进行预处理,将其分解为小分子量后再用活性炭进行处理。

其他吸附剂对吸附质的选择性见图 13-35。

(5) 吸附质的浓度

吸附质的浓度对吸附也有影响。浓度比较低时,由于吸附剂表面大部分是空着的,因此提高吸附质浓度会增加吸附量,但浓度提高到一定程度后,再行提高浓度时,吸附量虽仍有增加,但速度减慢。这说明吸附表面已大部分被吸附质所占据。当全部吸附表面被吸附质占据时,吸附量就达到极限状态,以后吸附量就不再随吸附质的浓度的提高而增加了。

	非极性 ← 极性	
	饱和 ← 不饱和	
大 ↑ (分子大小) ↓ 小	炭素吸附剂	二氧化硅 氧化铝
	活性炭	硅胶 氧化铝胶 活性白土
	分子筛	合成沸石

图 13-35 吸附剂的选择性

3. 废水的 pH 值

废水的 pH 值对吸附剂及吸附质的性质有关。活性炭一般在酸性溶液中比在碱性溶液中有较高的吸附率。

另外, pH 值对吸附质在水中存在的状态(分子、离子、络合物等)及溶解度有时也有影响,从而对吸附效果也有影响。

4. 共存物质

物理吸附,吸附剂可吸附多种吸附质。一般共存多种吸附质时,吸附剂对某种吸附质的吸附能力比只含该种吸附质时的吸附能力差。

5. 温度

因为物理吸附过程是放热过程,温度升高吸附量减少,反之吸附量增加。温度对气相吸

影响较大,但对液相吸附影响较小。

6. 接触时间

在进行吸附时,应保证吸附质与吸附剂有一定的接触时间,使吸附接近平衡,充分利用吸附能力。吸附平衡所需时间取决于吸附速度。吸附速度越快,达到吸附平衡所需的时间就越短。

13.3.6 吸附操作方式

在废水处理中,吸附操作分静态和动态两种。

1. 静态吸附

在废水不流动的条件下,进行的吸附操作称为静态吸附操作。静态吸附操作的工艺过程是,把一定数量的吸附剂投入加入预处理的废水中,不断地进行搅拌,达到吸附平衡后,再用沉淀或过滤的方法使废水和吸附剂分开。如经一次吸附后,出水的水质达不到要求时,往往采取多次静态吸附操作。多次吸附由于操作麻烦,所以在废水处理中采用较少。静态吸附常用的处理设备有水池和桶等。

2. 动态吸附

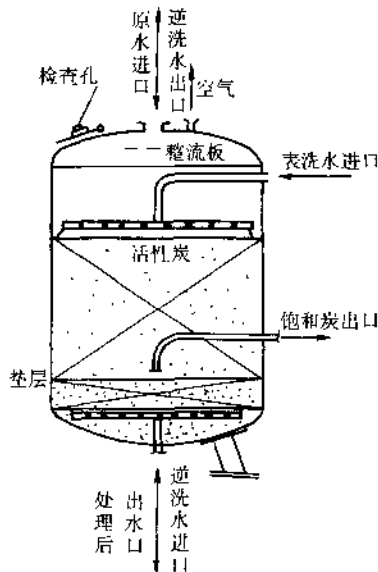
动态吸附是在废水流动条件下进行的吸附操作。

(1) 吸附设备

废水处理常用的动态吸附设备有固定床、移动床和流化床。

1) 固定床

这是水处理工艺中最常用的一种方式。当废水连续通过填充吸附剂的吸附设备(吸附塔或吸附池)时,废水中的吸附质便被吸附剂吸附。若吸附剂数量足够时,从吸附设备流出的废水中吸附质的浓度可以降低到零。吸附剂使用一段时间后,出水中的吸附质的浓度逐渐增加,当增加到某一数值时,应停止通水,将吸附剂进行再生,吸附和再生可在同一设备内交替进行,也可将失效的吸附剂卸出,送到再生设备进行再生。因为这种动态吸附设备中吸附剂在操作中是固定的,所以叫固定床。



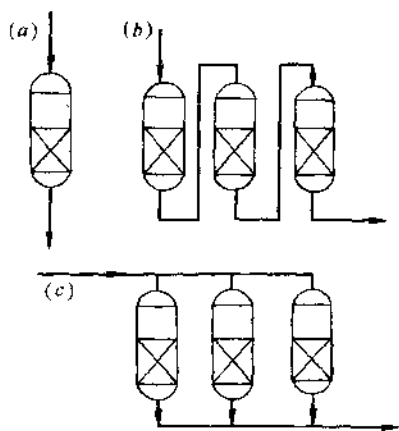
固定床根据水流方向又分为升流式和降流式两种形式。降流式固定床如图 13-36 所示。降流式固定床的出水水质较好,但经过吸附层的水头损失较大,特别是处理含悬浮物较高的废水时,为了防止悬浮物堵塞吸附层,需定期进行反冲洗。有时需要在吸附层上部设反冲洗设备。在升流式固定床中,当发现水头损失增大,可适当提高水流流速,使填充层稍有膨胀(上下层不能互相混合)就可以达到自清的目的。这种方式由于层内水头损失增加较慢,所以运行时间较长为其优点,但对废水入口处(底层)吸附层的冲洗难于降流式。另外由于流量变动或操作一时失误就会使吸附剂流失,为其主要缺点。

图 13-36 降流式固定床型吸附塔构造示意图

废水处理采用的固定床吸附设备的大小和操作条件,根据实际设备的运行资料建议采用下列数据:

塔径	1~3.5m
吸附塔高度	3~10m
填充层与塔径比	1:1~4:1
吸附剂粒径	0.5~2mm(活性炭)
接触时间	10~50min
容积速度	2m ³ /h·m ³ 以下(固定床) 5m ³ /h·m ³ 以下(移动床)
线速度	2~10m/h(固定床) 10~30m ³ /h(移动床)

移动床的运行操作方式如下(见图 13-38):原水从吸附塔底部流入和吸附剂进行逆流接触,处理后的水从塔顶流出,再生后的吸附剂从塔顶加入,接近吸附饱和的吸附剂从塔底间歇地排出。这种方式较固定床能充分利用吸附剂的吸附容量,并且水头损失小。由于采用升流式,废水从塔底流入,从塔顶流出,被截留的悬浮物随饱和的吸附剂间歇地从塔底排出,所以不需要反冲洗设备。但这种操作方式要求塔内吸附剂上下层不能互相混合,操作管理要求高。



(a)单床式;(b)多床串联式;(c)多床并联式

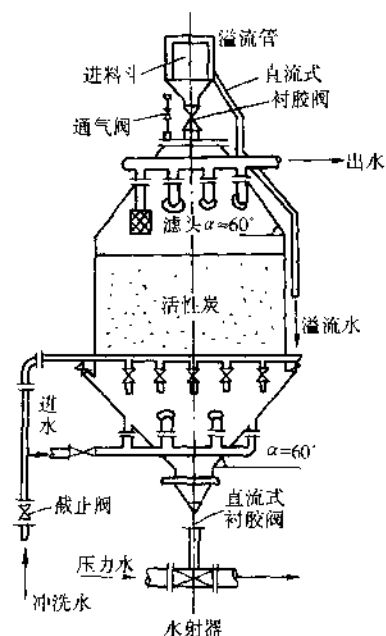


图 13-38 移动床吸附塔构造示意图

移动床一次卸出的炭量一般为总填充量的 5%~20%，在卸料的同时投加等量的再生炭或新炭。卸炭和投炭的频率与处理的水量和水质有关，从数小时到一周。移动床进水的悬浮物浓度不大于 30mg/L。移动床高度可达 5~10m。移动床占地面积小，设备简单，操作管理方便，出水水质好，目前较大规模的废水处理多采用。

3) 流化床

这种操作方式与固定床和移动床不同的地方在于吸附剂在塔内处于膨胀状态或流化状态。被处理的废水与活性炭基本上也是逆流接触。由于活性炭在水中处于膨胀状态,与水的接触面积大,因此用少量的炭可处理较多的废水,基建费用低。这种操作适于处理含悬浮物较多的废水,不需要进行反冲。流化床一般连续卸炭和投炭,空塔速度要求上下不混层,保持炭层成层状向下移动,所以运行操作要求严格。为克服这个缺点开发出多层流化床。这种床每层的活性炭可以相混,新炭从塔顶投入,依次下移,移到底部时达到饱和状态和卸出。

(2) 穿透曲线和吸附容量的利用

当缺乏设计资料时,应先做吸附剂的选择试验。通过吸附等温线试验得到的静态吸附量可粗略地估计处理每 m^3 废水所需吸附剂的数量。由于在动态吸附装置中废水处于流动状态,所以还应通过动态吸附试验确定设计参数。

1) 穿透曲线

向降流式固定床连续地通入待处理的废水,研究填充层的吸附情况,发现有的填充层呈现明显的吸附带,有的则无。所谓吸附带是指正在发生吸附作用的那段填充层。在这段下部的填充层几乎没有发生吸附作用,在其上部的填充层由于已达到饱和状态,所以也不再起吸附作用。

当有明显的吸附带时,吸附带随废水的不断流入将缓缓地向下移动。吸附带的移动速度比废水在填充层内流动的线速度要小的多。当吸附带下缘移到填充层下端时,从装置中流出的废水中便开始出现吸附质。以后继续通水,出水中吸附质的浓度将迅速增加,直到等于原水的浓度 C_0 时为止。我们以通水时间 t (或出水量 Q) 为横坐标,以出水中吸附质浓度 C 为纵坐标作图 13-39 所示的曲线。这条曲线称穿透曲线。图中 a 点称穿透点, b 点为吸附终点。在从 a 到 b 这段时间 Δt 内,吸附带所移动的距离即为吸附带长度。一般 C_b 取 $(0.9 \sim 0.95)C_0$, C_a 取 $(0.05 \sim 0.1)C_0$ 或根据排放要求确定。

一般采用多柱串联试验绘制穿透曲线。一般采用 4~6 根吸附柱,将它们串联起来(图 13-40)。填充层高度一般采用 3~9m。在填充层不同高度处设取样口。通水后每隔一定

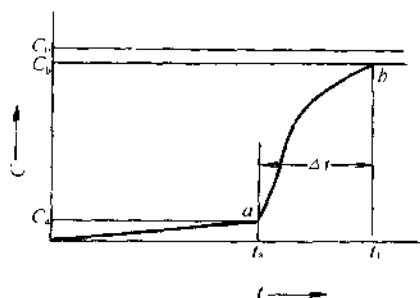


图 13-39 穿透曲线

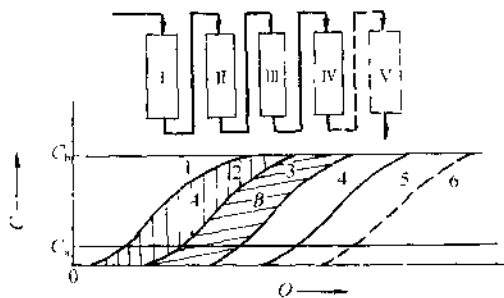


图 13-40 多柱串联试验

时间测定各取样口的吸附质浓度。如果最后一个吸附柱的出水水质达不到试验要求,应适当增加吸附柱的个数。吸附柱的个数确定后进行正式通水试验。当第一个吸附柱出水吸附质浓度为进水浓度的 90%~95% 时,停止向第一个吸附柱通水,进行再生。将备用的装有了新的或再生过的吸附柱串联在最后。接着向第二个吸附柱通水,直到第二个吸附柱出水中

吸附质浓度为进水浓度的 90%~95% 时,停止进水,再将再生后的吸附柱串联在最后。如此试验下去,一直达到稳定状态为止。以出水量 $Q(\text{m}^3)$ 为横坐标,以各柱出水浓度 $C(\text{kg}/\text{m}^3)$ 为纵坐标,作如图 13-40 所示的各柱穿透曲线。所谓达到稳定状态是指各柱的吸附量相等时的运行状态。例如图中第一条和第二条曲线所包围的面积 A 为第二个吸附柱的吸附总量(kg)。第二条和第三条曲线所包围的面积 B 为第三个吸附柱的吸附总量(kg)。当 $A = B$ 时,吸附操作便达到稳定状态。

2) 吸附容量的利用

从穿透曲线可知,吸附柱出水浓度达到 C_0 时,吸附带并未完全饱和。如继续通水,尽管出水浓度不断增加,但仍能吸附相当数量的吸附质,直到出水浓度等于原水浓度 C_0 为止。这部分吸附容量的利用问题,特别是吸附带比较长或不明显时,是设计时必须考虑的重要问题之一。这部分吸附容量的利用,一般有以下两个途径。

A. 采用多床串联操作

假如采用如图 13-41 所示的三柱串联操作。开始时按 I 柱→II 柱→III 柱的顺序通水,当 III 柱出水水质达到穿透浓度时,I 柱中的填充层已接近饱和,再生 I 柱,将备用的 IV 柱串联在 III 柱后面。以后按 II 柱→III 柱→IV 柱的顺序通水,当 IV 柱出水浓度达到穿透浓度时,II 柱已接近饱和,将 II 柱进行再生,把再生后的 I 柱串联在 IV 柱后面。这样进行再生的吸附柱中的吸附剂都是接近饱和的。

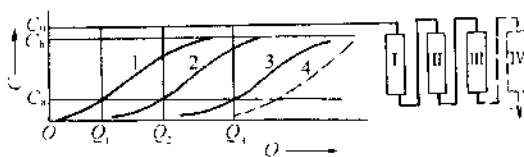


图 13-41 三柱串联操作

B. 采用升流式移动床操作 废水自下而上流过填充层,最底层的吸附剂先饱和。如果每隔一定时间从底部卸出一部分饱和的吸附剂,同时在顶部加入等量的新的或再生后的吸附剂,这样从底部排出的吸附剂都是接近饱和的,从而能够充分地利用吸附剂的吸附容量。

13.3.7 吸附剂的再生

吸附饱和的吸附剂,经再生后可重复使用。所谓再生,就是在吸附剂本身结构不发生或极少发生变化的情况下,用某种方法将被吸附的物质,从吸附剂的细孔中除去,以达到能够重复使用的目的。

活性炭的再生主要有以下几种方法。

1. 加热再生法

加热再生法分低温和高温两种方法。前者适于吸附浓度较高的简单低分子量的碳氢化合物和芳香族有机物的活性炭的再生。由于沸点较低,一般加热到 200℃ 即可脱附。多采用水蒸气再生,再生可直接在塔内进行。被吸附有机物脱附后可利用。后者适于水处理粒状炭的再生。高温加热再生过程分 5 步进行:

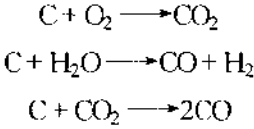
(1) 脱水 使活性炭和输送液体进行分离。

(2) 干燥 加温到 100~150℃,将吸附在活性炭细孔中的水分蒸发出来,同时部分低沸点的有机物也能够挥发出来。

(3) 炭化 加热到 300~700℃,高沸点的有机物由于热分解,一部分成为低沸点的有机物进行挥发;另一部分被炭化,留在活性炭的细孔中。

(4) 活化 将炭化留在活性炭细孔中的残留炭,用活化气体(如水蒸气、二氧化碳及氧)

进行气化,达到重新造孔的目的。活化温度一般为 700~1000℃。炭化的物质与活化气体的反应如下:



(5) 冷却 活化后的活性炭用水急剧冷却,防止氧化。

活性炭高温加热再生系统由再生炉、活性炭贮罐、活性炭输送及脱水装置等组成。如图 13-42 所示。

高温加热再生法的优点:①几乎所有有机物都可采用此法;②再生炭质量均匀,再生性能恢复率高,一般在 95% 以上;③再生时间短,粉状炭需几秒钟,粒状炭 30~60min;④不产生有机再生废液。缺点有:①再生损失率高,再生一次活性炭损失率达 3%~10%;②在高温

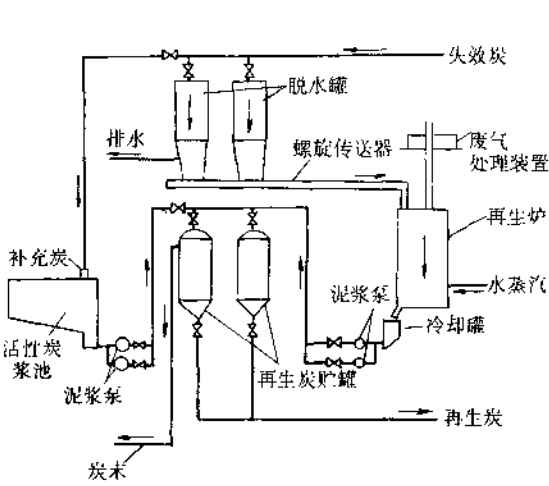


图 13-42 干式加热再生系统

下进行,再生炉内内衬材料的耗量大;③需严格控制温度和气体条件;④再生设备造价高。

活性炭再生炉形式有:立式多段炉、转炉、盘式炉、立式移动床炉、流化床炉及电加热炉等。

1) 立式多段炉

饱和炭的干燥、炭化及活化 3 个步骤在炉内完成。

炉外壳用钢板焊成圆筒型,内衬耐火砖,炉膛分多段(层),一般为 4~9 层。如图 13-43 所示。

炉腔中心装有竖轴,由电机及减速装置带动旋转,从竖轴向每层炉腔伸出搅拌耙臂 2~4 条,臂上带有多个耙齿。在活化段的几层分别设火嘴和蒸汽注入口,再生炭由炉顶进料斗进入第一层,单数层炉盘的落下孔在盘中央,双数层炉盘的落下孔在炉盘边缘,用耙齿将再生炭耙到下层,由最底层的出料口卸出。六段再生炉第一、二段用于干燥,第三、四段用于炭化,第五、六段为活化。为防止尾气对大气的污染,

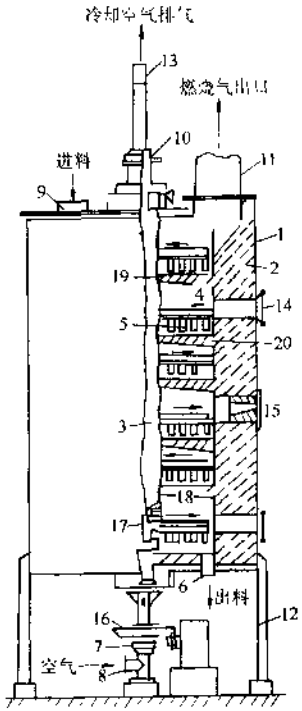


图 13-43 立式多层再生炉

1—炉外壳;2—耐火材料;3—竖轴;4—耙齿;5—耙齿;6—出料口;7—轴承;8—冷却空气;9—进料口;10—轴承;11—烟气出口;12—支架;13—冷却空气出口;14—炉门;15—火嘴;16—减速齿轮;17—竖轴内通道;18—耙臂内层;19—单层炉盘落下孔;20—双层炉盘落下孔

将其送入燃烧器燃烧后,再进入水洗塔除尘及除去有臭味物质。

2) 转炉

转炉有内热式、外热式和内外联合式 3 种形式。

我国某炼油厂用如图 13-44 所示的外热式转炉再生炼油废水深度处理的饱和炭。转炉为一卧式转筒,炉体略有倾斜,炭在炉内停留时间靠倾斜度及炉体转速来控制。在炉体活化段设蒸汽入口,炉体进料端设有燃料烟道气排出口。炉管直径 700mm,长 15.7m,炉体用不锈钢板卷焊制成,炉体转速 1~2r/min。活化温度 750℃,停留时间 20~30min,再生能力 100kg/h,再生炭性能恢复率在 95% 以上。

转炉具有设备简单,操作容易等优点,但占地面积大,热效率低,适用于小规模再生使用。

3) 移动床炉

外热式移动床炉如图 13-45 所示。燃烧室为圆筒形,再生套筒由两层不锈钢制成。活性炭由内筒与外筒中间从上向下移动,进行干燥、炭化和活化,产生的气体经外筒上的通气孔送入燃烧室作燃料,活化的空气从内筒供应,再生后的活性炭从底部卸出,卸炭量由出料盘的转速控制。

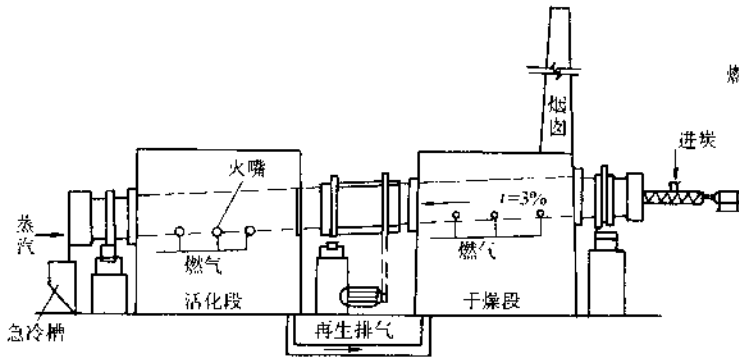


图 13-44 外热式转炉构造示意图

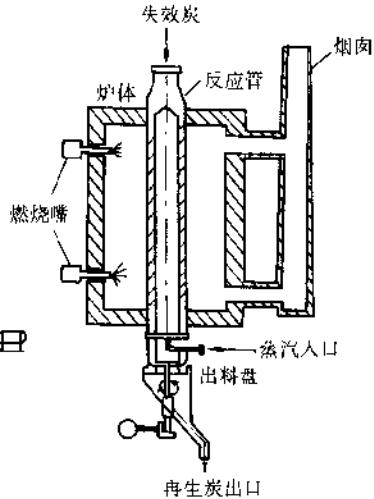


图 13-45 外热式移动床再生炉

这种炉,由于间接加热,所以再生活性炭的损失率较低,约为 3%~4%。再生过程产生的尾气送到燃烧室减少污染,操作管理较简单,占地面积小,适用于小规模再生时采用。

2. 药剂再生法

药剂再生法又可分为无机药剂再生法和有机溶剂再生法两类。

(1) 无机药剂再生法

用无机酸(H_2SO_4 、 HCl)或碱($NaOH$)等无机药剂使吸附在活性炭上的污染物脱附。例如,吸附高浓度酚的饱和炭,用 $NaOH$ 再生,脱附下来的酚为酚钠盐,可回收利用。

(2) 有机溶剂再生法

用苯、丙酮及甲醇等有机溶剂萃取吸附在活性炭上的有机物。例如吸附含二硝基氯苯的染料废水饱和活性炭,用有机溶剂氯苯脱附后,再用热蒸汽吹扫氯苯,脱附率可达 93%。

药剂再生可在吸附塔内进行,设备和操作管理简单,但药剂再生,一般随再生次数的增加,吸附性能明显降低,需要补充新炭,废弃一部分饱和炭。

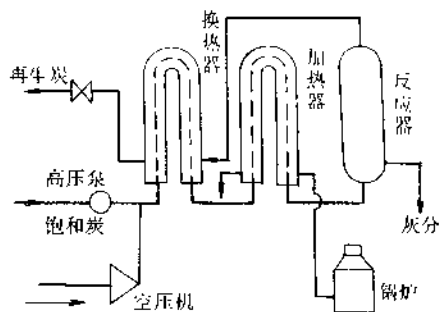


图 13-46 湿式氧化再生流程

3. 化学氧化法

属于化学氧化法的有下列几种方法：

(1) 湿式氧化法 近来为了提高曝气池的处理能力,向曝气池投加粉状炭。吸附饱和的粉状炭可采用湿式氧化法进行再生。其工艺流程如图 13-46 所示。饱和炭用高压泵经换热器和水蒸气加热器送入氧化反应塔。在塔内被活性炭吸附的有机物与空气中的氧反应,进行氧化分解,使活性炭得到再生。再生后的炭经热交换器冷却后,再送入再生贮槽。在反应器底积集的无机物(灰分)定期排出。本法用于粒状炭的再生,目前尚处于试验阶段。

(2) 电解氧化法 将碳作阳极,进行水的电解,在活性炭表面产生的氧气把吸附质氧化分解。

(3) 臭氧氧化法 利用强氧化剂臭氧,将吸附在活性炭上的有机物加以分解。

4. 生物法

利用微生物的作用,将被活性炭吸附的有机物加以氧化分解。这种方法目前还处于试验阶段。

13.3.8 吸附塔的设计

吸附塔的设计方法有多种,这里介绍以博哈特(Bohart)和亚当斯(Adams)所推荐的方程式为依据的设计方法和通水倍数法。

1. 博哈特-亚当斯计算法

(1) 博哈特和亚当斯方程式

动态吸附活性炭层的性能可用博哈特和亚当斯提出的方程式表示。

$$\ln \left[\frac{C_0}{C_e} - 1 \right] - \ln \left[\exp \left(\frac{KN_0 h}{V} \right) - 1 \right] - KC_0 t \quad (13-31)$$

式中 t ——工作时间, h;

V ——线速度,即空塔速度, m/h;

h ——炭层高度, m;

C_0 ——进水吸附质浓度, kg/m³;

C_e ——出水吸附质允许浓度, kg/m³;

K ——速率系数, m³/(kg·h);

N_0 ——吸附容量,即达到饱和时吸附剂的吸附量, kg/m³。

因 $\exp \left(\frac{KN_0 h}{V} \right) \gg 1$, 上式等号右边括号内的 1 可忽略不计, 则工作时间 t 由上式可得:

$$t = \frac{N_0}{C_0 V} h - \frac{1}{C_0 K} \ln \left(\frac{C_0}{C_e} - 1 \right) \quad (13-32)$$

工作时间为零时, 保证出水吸附质浓度不超过允许浓度 C_e 的炭层理论高度称为临界高度 h_0 , 可由下式求得:

$$h_0 = \frac{V}{KN_0} \ln \left(\frac{C_0}{C_e} - 1 \right) \quad (13-33)$$

(2) 模型试验

如无成熟的设计参数时,可通过模型试验求得。可采用如图 13-47 所示的试验装置。吸附柱一般采用 3 根,炭层高度分别为 h_1, h_2, h_3 。

吸附质浓度为 $C_0(\text{mg/L})$ 的废水,以一定的线速度 $V(\text{m/h})$ 连续通过 3 个吸附柱,3 个取样口吸附质浓度达到允许浓度 C_e 的时间分别为 t_1, t_2 和 t_3 。从公式(13-32)可知, t 对 h 的图形为如图 13-48 所示的一条直线。其斜率为 $\frac{N_0}{C_0 V}$, 截距为 $\ln\left(\frac{C_0}{C_e} - 1\right)/KC$ 。已知斜率和截距的大小,从而可以求得该线速度时的 N_0 和 K 值。已知 N_0 和 K 值,由式(13-33)可求得 h_0 的值。

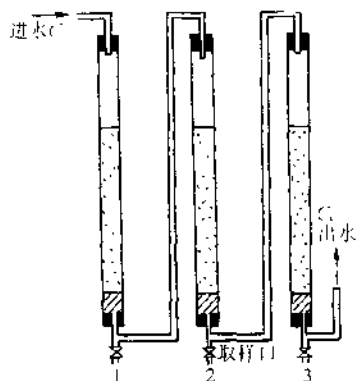


图 13-47 活性炭炭柱(模型试验)

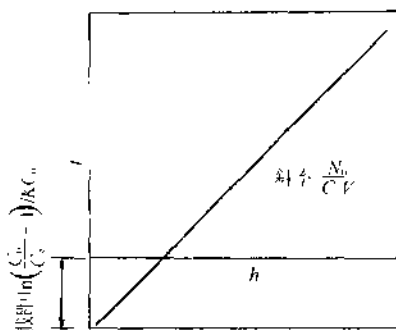


图 13-48 t 对 h 的图解

改变线速度 V 可求得不同的 N_0, K 和 h_0 。一般至少应当用三种不同的线速度进行试验。将所得的不同线速度 V 时的 N_0, K 和 h_0 作图如图 13-49 所示。供实际吸附塔设计时应用。

(3) 吸附塔的设计

根据模型试验得到的设计参数进行生产规模吸附塔的设计。已知废水设计流量为 $Q(\text{m}^3/\text{h})$, 原水吸附质的浓度为 $C_0(\text{mg/L})$, 出水吸附质允许浓度为 $C_e(\text{mg/L})$ 设计吸附塔的直径为 $D(\text{m})$, 炭层高度为 $h(\text{m})$ 。计算步骤如下:

1) 工作时间 t

线速度 $V = \frac{4Q}{\pi D^2} (\text{m/h})$, 已知 V 由图 13-49 可查得 N_0, K 和 h_0 值后, 由公式(13-32)可求得工作时间 $t(\text{h})$ 。

2) 活性炭每年更换次数 n

$$n = 365 \times 24 / t \quad (\text{次/a}) \quad (13-34)$$

3) 活性炭年消耗量 W

$$W = \frac{n\pi D^2 h}{4} \quad (\text{m}^3/\text{a}) \quad (13-35)$$

4) 吸附质年去除量 G

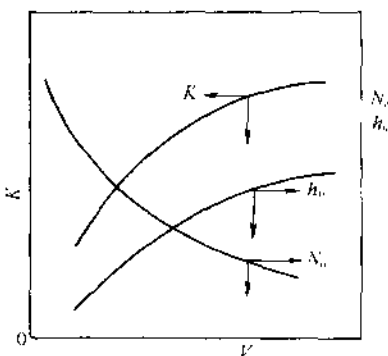


图 13-49 K, N_0, h_0 对 V 的图解

$$G = \frac{nQt(C_0 - C_c)}{1000} \quad (\text{kg/a}) \quad (13-36)$$

5) 吸附效率 E

$$E = \frac{G}{G_0} \times 100 \quad (\%) \quad (13-37)$$

式中

$$G_0 = \frac{N_0 \pi D^2 h n}{4}$$

或

$$E = \frac{h - h_0}{h} \times 100 \quad (\%) \quad (13-38)$$

2. 通水倍数法

设计步骤见以下例题

【例题 13-2】

某炼油厂拟采用活性炭吸附法进行炼油废水深度处理。处理水量 Q 为 $600\text{m}^3/\text{h}$, 废水 COD 平均为 90mg/L , 出水 COD 要求小于 30mg/L , 试计算吸附塔的主要尺寸。

根据动态吸附试验结果, 决定采用间歇式移动床活性炭吸附塔, 主要设计参数如下:

- (1) 空塔速度 $v_L = 10\text{m/h}$;
- (2) 接触时间 $T = 30\text{min}$;
- (3) 通水倍数 $n = 6.0\text{m}^3/\text{kg}$;
- (4) 活性炭填充密度 $\rho = 0.5\text{t}/\text{m}^3$ 。

【解】

(1) 吸附塔总面积 F

$$F = \frac{Q}{v_L} = \frac{600}{10} = 60 \quad (\text{m}^2)$$

(2) 吸附塔个数 N 采用 4 塔并联, $N = 4$

(3) 每个吸附塔的过水面积 f

$$f = \frac{F}{N} = \frac{60}{4} = 15 \quad (\text{m}^2)$$

(4) 吸附塔的直径 D

$$D = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 15}{\pi}} = 4.5\text{m}, \text{采用 } 4.5\text{m}$$

(5) 吸附塔的炭层高度 h

$$h = v_L T = 10 \times 0.5 = 5 \quad (\text{m})$$

(6) 每个吸附塔填充活性炭的体积 V

$$V = fh = 15 \times 5 = 75\text{m}^3$$

(7) 每个吸附塔填充活性炭的重量 G

$$G = V\rho = 75 \times 0.5 = 37.5\text{t}$$

(8) 每天需再生的活性炭重量 W

$$W = \frac{24Q}{n} = \frac{24 \times 600}{6} = 2.4\text{t}$$

13.3.9 吸附法在废水处理中的应用

1. 概述

(1) 活性炭对有机物的吸附

活性炭吸附法多用于去除用生物或物理、化学法不能去除的微量呈溶解状态的有机物。废水中微量的有机物一般用 COD 表示。由于 COD 可由多种有机物组成,在采用活性炭处理时,有些有机物容易被吸附,有些有机物却难以被吸附,所以,要预测这些有机物的吸附性的比较困难的,某种有机废水能否采用活性炭吸附法,应通过吸附试验来决定。

废水中的有机物能否易被活性炭吸附,如 13.3.5 所述取决于多种因素,很难一概而论,但可按以下几种因素进行分析。

1) 分子结构 芳香族化合物一般比脂肪族化合物容易被吸附。如苯酚的吸附量约为丁醛的 2 倍,安息酸的吸附量约为醋酸的 5 倍。

2) 界面张力(界面活性) 溶于水时,使溶液表面张力显著减少的物质称为界面活性物质。当饱和脂肪酸或乙醇溶于水时,水溶液的界面张力将随添加物碳量的增加,呈几何级数增加。根据吉布斯(Gibbs)的吸附理论,越使溶液界面张力减少的物质越易被吸附。因此,如醇类的吸附量按甲醇<乙醇<丙醇<丁醇的顺序增加,脂肪酸类的吸附量则按甲酸<乙酸<丙酸<丁酸的顺序增加。

3) 溶解度 活性炭是疏水性物质,因此,吸附物质的疏水性越强越易被吸附。脂肪酸的烷基越长,越具疏水性,越难溶于水,吸附性也随之增强。另外,将烷基碳数相等的直链型醇、脂肪酸、酯等物质加以比较也可以发现,溶解度越低则越容易被吸附。

4) 离子性和极性 在有机酸和胺类中,有的溶于水后呈弱酸性或弱碱性。这类弱电解质的有机物,在处于非离解的分子状态时要比离子化状态时的吸附量大。另外,对于葡萄糖、蔗糖等分子内具有羟基而使极性增大的物质,吸附量要少。

5) 分子大小 吸附量与分子量也有关系。分子量越大,吸附性越强。但分子量过大时,在细孔内的扩散速度将会减慢。采用活性炭吸附处理时,分子量在 1500 以上的物质吸附速度显著变慢,因此,可采用臭氧氧化或生物分解方法,使分子量降到某种程度之后,再进行吸附处理,效果会变好。

6) pH 值 将废水的 pH 值降低到 2~3,再进行吸附,通常能增加有机物的去除率,这是因为 pH 值低时,废水中的有机酸形成离子的比例较小,故吸附量大。

7) 浓度 一般废水中有机物浓度增加,吸附量即呈指数函数而增加,但烷基苯磺酸的吸附量与浓度无关。

8) 温度 一般的水处理,温度的影响已小到可以忽略的程度。

9) 共存物质 有机物的吸附不会受天然水中所含无机离子共存的影响。但有些金属离子如汞、铬酸、铁等在活性炭表面将发生氧化还原反应,生成物沉淀在颗粒内,结果会妨碍有机向颗粒内的扩散。

活性炭吸附法的优点:

1) 处理程度高,据有关资料介绍,城市污水用活性炭进行深度处理后,BOD 可降低 99%,TOC 可降到 1~3mg/L。

2) 应用范围广,对废水中绝大多数有机物都有效,包括微生物难于降解的有机物。

3) 适应性强,对水量及有机物负荷的变动具有较强的适应性能,可得到稳定的处理效果。

4) 粒状炭可进行再生重复使用,被吸附的有机物在再生过程中被烧掉,不产生污泥。

5) 可回收有用物质,例如用活性炭处理含酚废水,用碱再生吸附饱和的活性炭,可以回

收酚钠盐。

6) 设备紧凑、管理方便。

最近判明,活性炭对有机物的去除,除了吸附作用外,还存在着生物化学的降解作用。

(2) 活性炭对无机物的吸附

活性炭对无机物的吸附虽然研究的还比较少,但实践已证实,它对某些金属及其化合物有很强的吸附能力。据报导,活性炭对锑、铋、锡、汞、钴、铅、镍、六价铬等都有良好的吸附能力。

最近研究证明,废水中的六价铬,在酸性条件下,以 HCrO_4^- 及 CrO_4^{2-} 形式被活性炭吸附。在碱性条件下,被还原为三价铬。被活性炭吸附的六价铬可用碱或酸进行再生。前者经再生被解脱下来的是三价铬,后者是六价铬。关于活性炭对六价铬的去除机理尚在探讨中。

活性炭对汞也有很好的吸附能力。例如分别对含氯化汞、硫酸汞、氯化甲基汞浓度各为 4mg/L 的水溶液投加粉状炭进行吸附等温试验表明,用弗兰德利希公式整理得到的吸附等温式的 $1/n$ 值都在 $0.1 \sim 0.5$ 范围内,说明汞是易为活性炭吸附的。

2. 废水吸附法处理实例

(1) 染料化工废水处理

某染料厂在二硝基氯苯生产过程中,排出含有二硝基氯苯洗涤废水。废水量为 $320\text{m}^3/\text{d}$,二硝基氯苯浓度为 $1000 \sim 1200\text{mg/L}$,含酸(以硫酸计) 0.5% 。废水处理工艺流程如图 13-50 所示。吸附塔工艺参数:空塔流速 $u = 14 \sim 15\text{m/h}$,停留时间 $t = 0.25\text{h}$,采用 2 塔串联,1 塔备用。每塔直径 900mm ,高 5000mm ,每塔装活性炭 2.0m^3 ,重 1.09t ,装炭高度 3.2m 。废水经冷却、沉淀处理后,进入吸附塔的废水中二硝基氯苯浓度为 700mg/L ,吸附塔出水为 5mg/L , pH 值大于 6,出水达到标准。

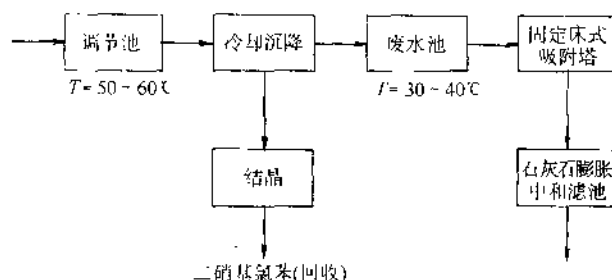


图 13-50 二硝基氯苯废水处理工艺流程

该厂饱和活性炭采用氯苯脱附,蒸汽吹扫的化学和物理再生法,其再生工艺流程如图 13-51 所示。再生工艺参数:氯苯与活性炭重量比为 $10:1$,氯苯流量为 $2\text{m}^3/\text{h}$,氯苯预热温度 $90 \sim 95^\circ\text{C}$,吹扫蒸汽流量 500kg/h ,蒸汽温度 250°C ,蒸汽与活性炭重量比 $5:1$,吹扫时间 10h 。实践表明,活性炭使用一段时间后,吸附性能下降,需更换,可送出进行热再生,降低处理成本。

(2) 铁路货车洗刷废水处理

由于铁路货车运输的货物品种繁多,例如牲畜、化肥、食品、农药及化学药品等等,货车洗刷废水的水质复杂。某车站采用混凝沉淀、过滤和活性炭吸附法处理货车洗刷废水的工艺流程如图 13-52 所示。废水量 $120\text{m}^3/\text{d}$,废水经混凝沉淀和砂滤后,COD、悬浮物、浊度、硫化物及挥发酚等都可大部分被去除,但有机磷等处理效果不显著,经活性炭吸附处理后,

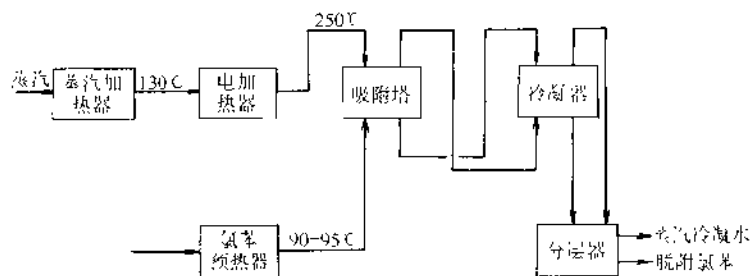


图 13-51 活性炭再生工艺流程

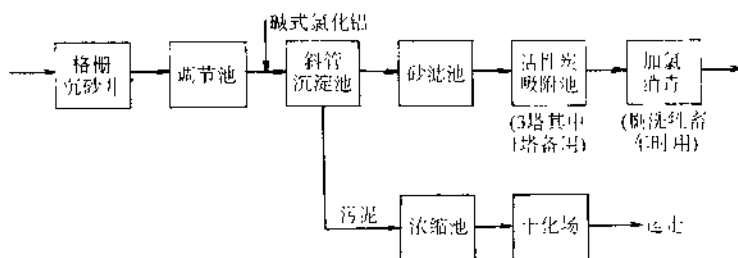


图 13-52 某铁路货车洗刷废水处理工艺流程

各项指标都达到排放标准,处理效果见表 13-8。饱和炭尚未考虑再生。

货车洗刷废水处理效果

表 13-8

项 目 水 样	pH 值	CO _D (mg/L)	悬浮物 (mg/L)	挥发酸 (mg/L)	油 度 (°)	有机磷 (mg/L)	砷 (mg/L)	氯化物 (mg/L)	硫化物 (mg/L)
原水	8.5	552	556	0.152	160	0.16	0.09	0.011	2.95
吸附塔进水	7.4	73.8	47	0.046	15	0.12	0.02	0.003	0
吸附塔出水	7.9	23.6	24	0.002	2	0	0	0	0

(3) 火药(TNT)化工废水处理

在火药化工生产过程中排出多种硝基化合物的废水。三硝基苯(TNT)酸性废水,主要含三硝基苯、三硝基苯甲酸、TNT 的各种异构体、脂肪族硝基化合物及酚类的多硝基化合物,废水 pH 值小于 2,呈黄色。

某厂 TNT 酸性废水量为 250m³/d,处理流程为:先经沉淀池将大部分呈悬浮状态的硝基化合物沉淀下来,再经过滤器进行过滤,然后废水进入升流式固定床活性炭吸附塔进行吸附,吸附塔出水再进行中和。

三个吸附塔,采用两塔串联,一塔备用的方式运行。吸附塔直径 1.0m,塔高 4.6m,每塔内填充太原 5[#] 筛余炭 1.1T,空塔速度 10.2m/h,吸附容量 0.32kgTNT/kg,每 m 炭层的阻力损失 1.3kPa。原水硝基化合物浓度 130~150mg/L 时,出水浓度小于 0.5mg/L,每公斤活性炭可处理 1.8~2.7m³TNT 废水。

饱和炭采用低温烘干、高温热分解、活化 3 个主要工序组成的再生系统进行连续再生。烘干后的饱和炭在 450~600℃ 的温度下,使硝基化合物分解。然后在盘式活化炉进行活化。活化时间约 75min,活化温度 800℃,吸附性能恢复率 80%~90%,再生损失约 8%。

13.4 离子交换

13.4.1 概述

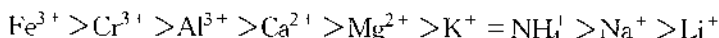
离子交换法的基本内容已在《给水工程》第四版中详细地讲授,本节只简要地介绍此法在废水处理中的应用。离子交换法可用来去除废水中不希望有的阴离子和阳离子。

1. 离子交换树脂的选择性

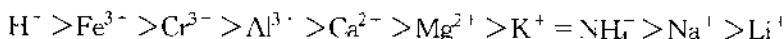
废水处理中使用的离子交换剂分无机离子交换剂和有机离子交换剂两大类。无机离子交换剂有天然沸石和合成沸石等。有机离子交换树脂的种类繁多,主要有强酸阳离子交换树脂、弱酸阳离子交换树脂、强碱阴离子交换树脂、弱碱阴离子交换树脂、螯合树脂和有机吸附树脂等。其中,螯合树脂是为了吸附水中微量金属而研制的,有机物吸附树脂的交换容量比普通的离子交换树脂小,但它对有机物有较高的吸附能力。由于在废水处理中离子交换树脂比无机离子交换剂采用的较为广泛,故本节只介绍离子交换树脂在废水处理中的应用。

采用离子交换法处理废水时必须考虑树脂的选择性。树脂对各种离子的交换能力是不同的。交换能力的大小主要取决于各种离子对该种树脂亲和力(又称选择性)的大小。在常温下,低浓度时,各种树脂对各种离子亲和力的大小可归纳如下几个规律。

(1) 强酸阳树脂的选择性顺序为:



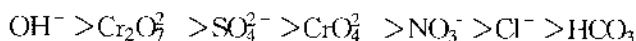
(2) 弱酸阳树脂的选择性顺序为:



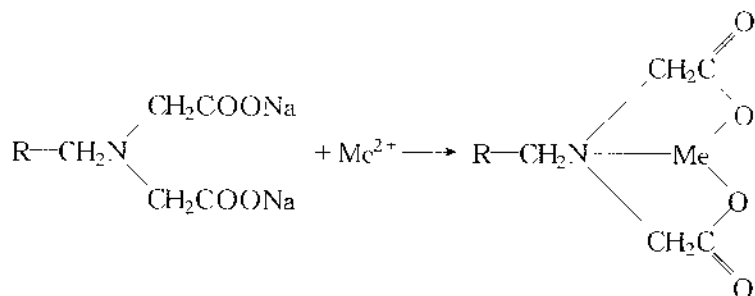
(3) 强碱阴树脂的选择性顺序为:



(4) 弱碱阴树脂的选择性顺序为:



(5) 螯合树脂的选择性顺序与树脂的种类有关。螯合树脂在化学性质方面与弱酸阳树脂相似,但比弱酸树脂对重金属的选择性高。螯合树脂通常为 Na 型、树脂内金属离子与树脂的活性基团相螯合。典型的螯合树脂为亚氨基醋酸型,它与金属反应如下:



式中 Me^{2+} —— 重金属离子。

亚氨基醋酸型螯合树脂的选择性顺序为:



位于顺序前列的离子可以取代位于顺序后列的离子。

应该指出的是,上面介绍的选择性顺序均指常温低浓度而言。在高温高浓度时,处于顺序后列的离子可以取代位于顺序前列的离子,这是树脂再生的依据之一。

2. 废水水质对离子交换树脂交换能力的影响

(1) 悬浮物和油脂 废水中的悬浮物会堵塞树脂孔隙,油脂会包住树脂颗粒,它们都会使交换能力下降,因此这些物质含量较多时应进行预处理。预处理方法有沉淀、过滤、吸附等。

(2) 有机物 废水中某些高分子有机物与树脂活性基团的固定离子结合力很强,一旦结合就很难再生,结果降低树脂的再生率和交换能力。例如高分子有机酸与强碱性季胺基团的结合力就很大,难于洗脱。为了减少树脂的有机污染,可选用低交联度的树脂或者废水进行交换处理前的预处理。

(3) 高价金属离子 废水中 Fe^{3+} 、 Al^{3+} 、 Cr^{3+} 等高价金属离子可能导致树脂中毒。当树脂受铁离子中毒时,会使树脂的颜色变深。从前述阳树脂的选择性可看出,高价金属离子易为树脂吸附,再生时难于把它洗脱下来,结果会降低树脂的交换能力。为了恢复树脂的交换能力可用高浓度酸液长时间浸泡。

(4) pH 值 离子交换树脂是由网状结构的高分子固体与附在母体上许多活性基团构成的不溶性高分子电解质。强酸和强碱树脂的活性基团的电离能力很强,交换能力基本上与 pH 值无关,但弱酸树脂在低 pH 值时不电离或部分电离,因此在碱性条件下,才能得到较大的交换能力。弱碱性树脂在酸性溶液中才能得到较大的交换能力。螯合树脂对金属的结合与 pH 值有很大关系,对每种金属都有适宜的 pH 值。

另外,有的杂质在废水中存在的状态与 pH 值有关。例如含铬废水中, $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 与 CrO_4^{2-} 两种离子的比例与 pH 值有关。用阴离子树脂去除废水中的六价铬,其交换能力在酸性条件下比在碱性条件下为高,因为同样交换一个二价阴离子 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 比 CrO_4^{2-} 多一个铬。

(5) 水温 水温虽可加速离子交换的扩散,但各种离子交换树脂都有一定的允许使用温度范围。如国产 732^正 阳树脂允许使用温度小于 110℃,而 717^正 阴树脂小于 60℃。水温超过允许温度时,会使树脂交换基团被分解破坏,从而降低树脂的交换能力,所以温度太高时,应进行降温处理。

(6) 氧化剂 废水中如果含有氧化剂(如 Cl_2 、 O_2 、 $\text{H}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ 等)时,会使树脂氧化分解。强碱阴树脂容易被氧化剂氧化,使交换基团变成非碱性物质,可能完全丧失交换能力。氧化作用也会影响交换树脂的母体,使树脂加速老化,结果交换能力下降。为了减轻氧化剂对树脂的影响,可选用交联度大的树脂或加入适当的还原剂。

另外,用离子交换树脂处理高浓度电解质废水时,由于渗透压的作用也会使树脂发生破碎现象,处理这种废水,一般可选交联度大的树脂。

13.4.2 离子交换法在废水处理中的应用

采用离子交换法处理含铬废水、含镍废水、含铜废水及含金废水在电镀行业得到广泛应用。本节以电镀废水处理为例,介绍离子交换法在废水处理中的应用。

1. 概述

(1) 一般规定

采用离子交换法处理某一种清洗废水时,不应混入其他镀种或地面散水等废水。当离子交换树脂的洗脱回收液要求回用于镀槽时,则虽属同一镀种,但镀液配方不同的清洗废水也不应混入。进入离子交换柱的电镀清洗废水的悬浮物含量不应超过 15mg/L,当超过时

应进行预处理。清洗废水的调节池和循环水池的设置,可根据电镀生产情况、废水处理流程和现场条件等具体情况确定。其有效容积可按 2~4 小时平均废水量计算。

(2) 离子交换柱的计算

1) 单柱体积

$$V = \frac{Q}{u} 1000 \tag{13-39}$$

式中 V——阴(阳)离子交换树脂单柱体积,L;

Q——废水设计流量,m³/h;

u——空间流速,L/(L(R)·h)。

2) 空间流速

$$u = \frac{E}{C_0 T} 1000 \tag{13-40}$$

式中 E——树脂饱和工作交换容量,g/L(R);

C₀——废水中金属离子浓度,mg/L;

T——树脂饱和工作周期,h。

3) 流速

$$v = uH \tag{13-41}$$

式中 H——树脂层高度,m。

4) 交换柱直径

$$D = 2\sqrt{\frac{Q}{\pi v}} \tag{13-42}$$

式中 D——交换柱直径,m。

(3) 废水通过树脂层的阻力损失

按表 13-9 确定。

废水通过树脂层的阻力计算公式			表 13-9
废水性质	适用的树脂型号	采用公式	备 注
含铬废水	710,370,732,小白球	$\Delta p = 7 \frac{vH}{d_p^2}$	Δp ——树脂层的水头损失,m; v——废水通过树脂层流速,m/h; H——树脂层高度,m; d _p ——树脂的平均直径,mm; v——水最低温度时的运动粘滞系数,cm ² /s。
含镍废水	732(Ni 型)	$\Delta p = 7 \frac{vH}{d_p^2}$	
	110(Ni 型)	$\Delta p = 9 \frac{vH}{d_p^2}$	
含铜废水	732(Cu 型)	$\Delta p = 7 \frac{vH}{d_p^2}$	
	110(Cu 型)	$\Delta p = 9 \frac{vH}{d_p^2}$	

2. 离子交换法处理含铬废水

(1) 一般规定

用离子交换法处理的镀铬清洗废水,六价铬离子浓度不宜大于 200mg/L。废水处理后必须做到水的循环利用和铬酸的回收利用,并宜做到铬酸回用于镀槽。离子交换法不宜用于处理镀黑铬和镀含氟铬的清洗废水

(2) 含铬废水处理基本工艺流程

用离子交换法处理镀铬清洗废水,宜采用三阴柱串联、全饱和及除盐水循环的基本工艺流程,见图 13-53。

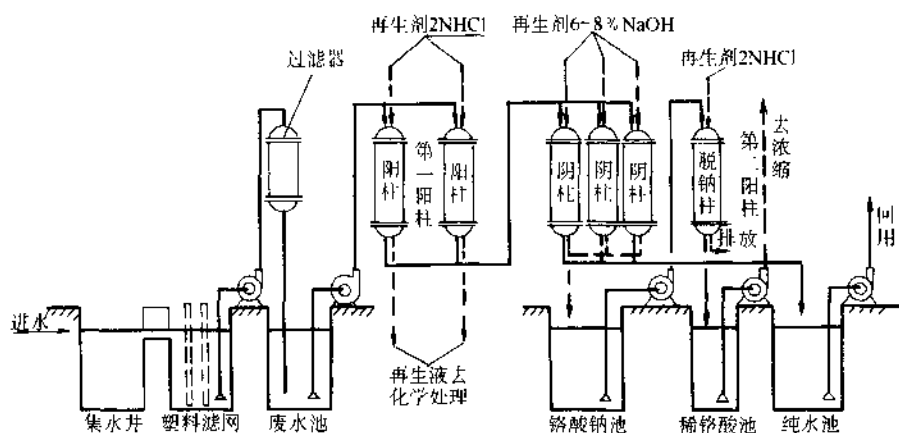


图 13-53 镀铬漂洗水三阴柱全饱和流程示意图

含铬废水主要含有以铬酸根离子(CrO_4^{2-})和重铬酸根离子($\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$)形式存在的六价铬。废水经过滤柱预处理后,经阳柱去除废水中的阳离子(M^{n+}),其反应如下:



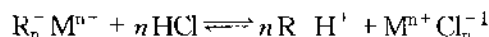
经上述反应后,废水呈酸性,使 pH 值下降。当 pH 值降到 5 以下时,废水中的六价铬大部分以 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 的形式存在。接着废水进入阴柱去除铬酸根离子和重铬酸根离子,其反应如下:



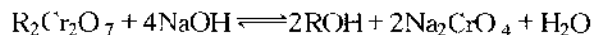
当 I 阴柱出水六价铬达到规定浓度时,此时树脂层内树脂带有的 OH^- 基本上为废水中的 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 、 CrO_4^{2-} 、 SO_4^{2-} 与 Cl^- 所取代。树脂层中的阴离子按它们选择性的大小,从上到下分层,显然下层没有完全为 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 所饱和,如果此时进行再生,则洗脱液中 SO_4^{2-} 及 Cl^- 的浓度较高,铬酸浓度较低。为了提高铬酸的浓度和纯度,将 II 柱串联在 I 柱后,这时继续向 I 柱通水,则 I 柱内 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 含量逐渐增加,而 SO_4^{2-} 及 Cl^- 含量逐渐下降,最后当 I 柱出水中六价铬浓度与进水中的几乎全部为 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 所饱和时,才使 I 柱停止工作进行再生。这种流程称为双阴柱全酸性全饱和流程。

经阳柱和阴柱后,原水中金属阳离子和六价铬转到树脂上,树脂上的 H^+ 和 OH^- 被置换下来结合成水,所以可得到纯度较高的水。

阳柱树脂失效后,可用一定浓度的 HCl 溶液进行再生,其反应如下:

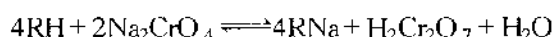


阴柱树脂失效后用较高浓度的 NaOH 进行再生,得到含六价铬浓度较高的 Na_2CrO_4 再生洗脱液,反应如下:

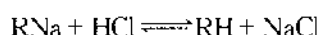


为了回收铬酸,可把再生阴树脂得到的再生洗脱液,通过氢型阳树脂进行脱钠可得到

$\text{H}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$, 反应如下:



脱钠柱树脂失效后用 HCl 再生, 反应如下:



离子交换树脂再生时的淋溶水, 含六价铬离子部分应返回调节池; 含酸、碱和重金属离子部分应经处理达到符合排放标准后排放。

(3) 含铬废水离子交换法处理的设计

1) 树脂的选择

含铬废水的 pH 值一般小于 6, 含有强氧化剂 H_2CrO_4 和 $\text{H}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$, 进入阴柱废水的 pH 值要求在 5 以下, 因此应选择具有较高抗氧化能力和高机械强度的阳、阴两种树脂。阳柱树脂根据原水 pH 值较低, 出水要求酸性, 宜选用强酸性阳离子交换树脂。阴柱树脂宜选用大孔型弱碱性阴离子交换树脂。当大孔型弱碱性阴离子交换树脂的供应等有困难时, 可选用凝胶型强碱性阴离子交换树脂。阴、阳离子交换树脂运行中受到污染时, 应及时进行活化处理。

2) 除铬阴柱的设计参数

A. 树脂饱和和工作交换容量(E)

大孔型弱碱性阴离子交换剂(如型号为 710、D370、D301 树脂) E 为 $60 \sim 70 \text{gCr}^{6+}/\text{L}$ (R); 凝胶型强碱性阴离子交换树脂(如型号为 717、201 树脂) E 为 $40 \sim 45 \text{gCr}^{6+}/\text{L}(R)$ 。

B. 树脂饱和和工作周期(T)

根据废水含六价铬离子浓度确定。浓度为 $100 \sim 200 \text{mg/L}$ 时, T 宜为 36h, 其树脂层高度宜采用上限; 浓度为 $50 \sim 100 \text{mg/L}$ 时, T 宜为 36~48h; 浓度小于 50mg/L 时, 应取 u 值为 $30 \text{L/L}(R)\text{h}$, 计算 T 值, 其树脂层高度宜采用下限。

C. 树脂层高度(H)应为 $0.6 \sim 1.0 \text{m}$

D. 流速(v)不宜大于 20m/h

E. 除铬阴柱的再生和淋洗

再生剂宜用含氯离子低的工业用氢氧化钠。再生液浓度, 当采用大孔型弱碱性阴离子交换树脂时, 宜为 $2.0 \sim 2.5 \text{mol/L}$; 当采用凝胶型强碱性阴离子交换树脂时宜为 $2.5 \sim 3.0 \text{mol/L}$ 。再生液应采用除盐水配制。再生液用量宜为树脂体积的 2 倍, 再生液应重复使用, 先用 $0.5 \sim 1.0$ 倍上周期后期的再生洗脱液, 再用 $1.5 \sim 1.0$ 倍的新配再生液。再生液流速宜为 $0.6 \sim 1.0 \text{m/h}$ 。

淋洗水质应采用除盐水。淋洗水量, 当采用大孔型弱碱性阴离子交换树脂时宜为树脂体积的 6~9 倍; 当采用凝胶型强碱性阴离子交换树脂时宜为树脂体积的 4~5 倍。淋洗流速开始应与再生流速相等, 逐渐增大到运行流速。淋洗终点 pH 值应为 8~10。反冲洗时树脂层膨胀率宜为 50%。

3) 阳柱的设计参数

A. 强酸性阳离子交换树脂的工作交换容量, 可采用 $60 \sim 65 \text{g}(\text{以 } \text{CaCO}_3 \text{ 计})/\text{L}(R)$ 。交换终点, 必须按出水的 pH 值为 $3.0 \sim 3.5$ 进行控制。

B. 酸性阳柱的直径和树脂层高度宜与除铬阴柱相同。

C. 阳离子交换树脂的再生和淋洗

再生剂宜采用工业用盐酸。再生液浓度宜为 $1.5 \sim 2.0 \text{mol/L}$, 可采用生活饮用水配制。

再生液用量宜为树脂体积的 2 倍。再生液流速宜为 1.2~4.0m/h。

淋洗水质可采用生活饮用水。淋洗水量宜为树脂体积的 4~5 倍。淋洗流速开始时与再生流速相等,逐渐增大到运行时流速,淋洗终点 pH 值为 2~3。反冲时树脂层膨胀率宜为 30%~50%。

阳离子交换树脂的淋洗水和洗脱液中含有各种金属离子及酸,应经处理符合排放标准后排放。

4) 脱钠阳柱的设计参数

A. 树脂体积可按下式计算:

$$V_{Na} = \frac{Q_{Cr}}{E_{Na}n} \quad (13-43)$$

式中 V_{Na} ——阳离子交换树脂体积, L;

Q_{Cr} ——每周期回收的饱和除铬阴柱洗脱液量, L, 可为阴离子交换树脂体积的 1.0~1.5 倍;

E_{Na} ——每 L 阳离子交换树脂每次可回收的稀铬酸量, 当回收的稀铬酸浓度(以 CrO_3 计)为 40~60g/L 时, 可采用 0.7~0.9L;

n ——每周期脱钠柱的操作次数, 可采用 1~2 次。

B. 树脂层高度(H)宜为 0.8~1.2m。

C. 流速(v)宜为 2.4~4.0m/h。

D. 脱钠阳柱的再生和淋洗。

再生剂宜采用工业盐酸。再生液浓度宜为 1.0~1.5mol/L, 应采用除盐水配制。再生液用量宜为树脂体积的 2 倍。再生液流速宜为 1.2~4.0m/h。

淋洗水质应采用除盐水。淋洗水量宜为树脂体积的 10 倍。淋洗流速开始时宜与再生流速相等, 逐渐增大到运行时流速。淋洗终点应以出水中基本上无氯离子为准进行控制。

E. 回收的稀铬酸中含氯离子浓度过高而影响回用时, 可采用无隔膜电解法或其他方法脱氯。当回收的稀铬酸量超过镀铬槽所需的补给量时, 可采取浓缩措施后回用。

(4) 设备材料

由于铬酸和重铬酸是强氧化剂, 因此应考虑交换柱、管道、阀门的腐蚀问题。交换柱用有机玻璃制作, 虽有较强的抗腐能力, 但在树脂突然膨胀时, 往往由于强度不够而破裂。使用钢材交换柱时, 不能用一般的橡胶衬里。管道和闸阀可用硬聚氯乙烯材料, 水泵应选用耐酸泵。

3. 离子交换法处理含镍废水

(1) 一般规定

本节规定适于处理镀液成分以硫酸镍、氯化镍为主的镀镍和镀光亮镍等的清洗废水。用离子交换法处理的镀镍清洗废水中的镍离子浓度不宜大于 200mg/L。废水处理后必须做到水的循环利用, 回收的硫酸镍应回用于镀槽。循环水宜定期更换新水或连续补充部分新水, 更换或补充的新水均应用除盐水。

(2) 含镍废水处理基本工艺流程

用离子交换法处理镀镍清洗废水, 宜采用双阳柱串联、全饱和及除盐水循环的工艺流程, 见图 13-54。

(3) 含镍废水离子交换法处理的设计

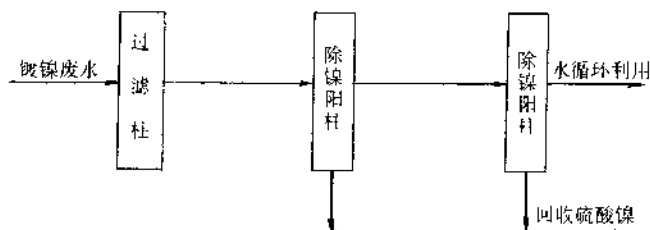


图 13-54 镀镍废水处理工艺流程

1) 树脂选择

阳离子交换剂宜采用凝胶型强酸性阳离子交换树脂、大孔型弱酸性阳离子交换树脂或凝胶型弱酸性阳离子交换树脂,均以钠型投入运行。

2) 除镍阳柱的设计

A. 树脂饱和和工作交换容量(E),宜通过试验确定。当无条件试验时,可按表 13-10 采用。

阳离子交换树脂的饱和和工作交换容量

表 13-10

树 脂 型 号	饱和和工作交换容量(钠型) $\text{g}(\text{Ni}^{2+})/\text{L}(\text{R})$
732 凝胶型强酸性阳离子交换树脂	30~35
116B 凝胶型弱酸性阳离子交换树脂	37~42
111×22 凝胶型弱酸性阳离子交换树脂	35~42
DK110 大孔型弱酸性阳离子交换树脂	30~35

B. 树脂饱和和工作周期(T),可按表 13-11 采用。

树脂饱和和工作周期(T)

表 13-11

树 脂 种 类	废水中镍离子含量 (mg/L)	饱和工作周期 (h)	树脂层高度
强酸性阳离子交换树脂	200~100	24	宜采用上限
	100~20	24~48	
	<20	宜取 $U=50\text{L}/\text{L}(\text{R})\cdot\text{h}$ 计算 T 值	宜采用下限
弱酸性阳离子交换树脂	200~100	24	宜采用上限
	100~30	24~48	
	<30	宜取 $U=30\text{L}/\text{L}(\text{R})\cdot\text{h}$ 计算 T 值	宜采用下限

C. 树脂层高度(H),可采用下列数据:

强酸性阳离子交换树脂(钠型)为 0.5~1.0m;弱酸性阳离子交换树脂(钠型)为 0.5~1.2m。

D. 流速(v)可采用下列数据:

强酸性阳离子交换树脂流速,宜小于或等于 25m/h;弱酸性阳离子交换树脂流速,宜小于或等于 15m/h。

E. 除镍阳柱的再生和淋洗应符合下列要求:

强酸性阳离子交换树脂采用工业无水硫酸钠做再生剂。再生液用量为树脂体积的 2 倍,控制再生液流出时的温度不宜低于 20℃。再生液流速宜为 0.3~0.5m/h。淋洗水质应

采用除盐水,淋洗水量宜为树脂体积的 4~6 倍,淋洗流速开始时宜与再生液流速相等,逐渐增大到运行时流速,反冲时树脂层膨胀率以 30%~50% 为宜。

弱酸性阳离子交换树脂应采用化学纯硫酸做再生剂。再生液浓度为 1.0~1.5mol/L,并应采用除盐水配制,再生液用量宜为树脂体积的 2 倍。再生流速:顺流再生时宜为 0.3~0.5m/h,循环的顺流再生时宜为 4~5m/h,循环时间宜为 20~30min。淋洗终点 pH 值为 4~5。转型剂以采用工业用氢氧化钠为宜,转型液浓度为 1.0~1.5mol/L,并应用除盐水配制,转型液用量宜为树脂体积的 2 倍,转型液流速为 0.3~0.5m/h。淋洗终点 pH 值为 8~9。反冲时树脂层膨胀率宜为 50% 左右。淋洗的其他要求与强酸性阳离子交换树脂相同。

再生时的前期淋洗水应经处理符合排放标准后排放,后期洗淋水可用以作为循环水的补充水。

13.5 电 渗 析

13.5.1 膜分离法概述

利用隔膜使溶剂(通常是水)同溶质或微粒分离的方法称为膜分离法。用隔膜分离溶液时,使溶质通过膜的方法称为渗析,使溶剂通过膜的方法称为渗透。

根据溶质或溶剂透过膜的推动力不同,膜分离法可分为 3 类:(1)以电动势为推动力的方法有:电渗析和电渗透;(2)以浓度差为推动力的方法有:扩散渗析和自然渗透;(3)以压力差为推动力的方法有:压渗析和反渗透、超滤、微孔过滤。其中常用的是电渗析、反渗透和超滤,其次是扩散渗析和微孔过滤。

膜分离法的特点是:

- (1) 在膜分离过程中,不发生相变化,能量的转化效率高。
- (2) 一般不需要投加其他物质,这可节省原材料和化学药品。
- (3) 膜分离过程中,分离和浓缩同时进行,这样能回收有价值的物质。
- (4) 根据膜的选择透过性和膜孔径的大小,可将不同粒径的物质分开,这使物质得到纯化而又不改变其原有的属性。
- (5) 膜分离过程,不会破坏对热敏感和对热不稳定的物质,可在常温下得到分离。
- (6) 膜分离法适应性强,操作及维护方便,易于实现自动化控制。

13.5.2 电渗析

关于电渗析的原理、电渗析器的部件、构造、设备组装、运行管理以及设计计算等已在《给水工程》第四版中详述,本节从略。

1. 电渗析在废水处理中的应用特点

用电渗析法处理工业废水和城市污水,由于处理目的和要求不同,与给水处理相比较,有以下特点:

(1) 在给水处理中,电渗析用于水的淡化,要求获得淡水,排掉浓水。在废水处理中,根据废水组成和处理目的的不同,需要的是淡水或浓水,或者浓、淡水都需要。例如用电渗析处理含镍废水,浓水回用于镀槽,淡水回用于清洗镀件;处理放射性废水,浓水进行掩埋处理,淡水排放等。

(2) 在给水处理中,膜室采用 3 室布置,即浓缩-淡化-浓缩,进入浓、淡室的是同一原水。

在工业废水处理中,电渗析除3室外,还可以按2室和4室布置,进入各室的水流可以是同—原水,也可以不是。2室布置利用的是电极反应(见后),4室布置可用于复分解反应。

(3) 电渗析的关键部件是离子交换膜,它的性能对电渗析效果影响很大。工业废水的成分相当复杂,所含有的酸、碱、氧化物等物质对膜都有侵害作用,所以膜应当具有能够抵抗这种作用的性能。例如处理含铬废水的膜应当能够抵抗 Cr^{6+} 离子的氧化,而回收酸、碱的膜则应能耐强酸、强碱的腐蚀等。

到目前为止,电渗析法在废水处理中的应用尚不广泛,其原因之一是还没有开发出性能非常适宜的离子交换膜。

(4) 工业废水及城市污水通常含有大量悬浮物、有机物、胶体等杂质。这些杂质能够影响电渗析器的工作和膜的功能,必须将其除去。在废水处理中,电渗析多用于深度处理。经过生化处理的废水进入电渗析设备前需要通过过滤和活性炭吸附处理,以除去其中残留的悬浮物和有机物。

(5) 膜的组合,在给水处理中只采用阳膜和阴膜。在废水处理中,针对不同的目的和要求,还可以采用其他的组合方式。例如以2张阳膜、1张阴膜和1张中性膜的组合形式可以用于亚硫酸盐法制浆废水的处理,阳膜和中性膜的组合形式(称为迁移枯竭法)主要用于解决阴膜受有机污染问题;阴膜和复合膜(膜的一面为阳膜、另一面为阴膜)的组合系统可以用于回收酸等。

(6) 给水处理中,电渗析主要注重在膜室中进行反应,电极反应不是主要的,通常不予考虑。但是在废水处理中,在某些情况下常常是利用电极反应来达到废水处理和回收有用物质的目的。因此,一般常采用的是单膜(阳膜或阴膜)的两室布置或双膜(阳、阴膜、双阳膜或双阴膜)的3室布置。

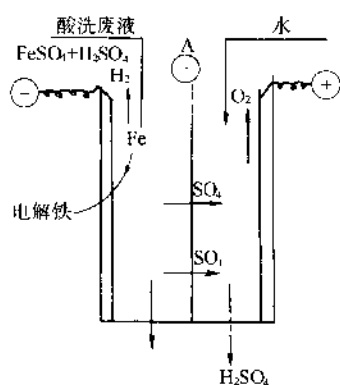
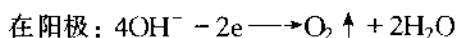
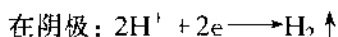


图 13-55 利用电极反应回收酸的单膜装置

这种装置与隔膜电解相似,通常用以制造酸、碱或其他特殊用途。图 13-55 的示例是采用单阴膜的隔膜电解,用以回收酸和铁。酸洗废液(含有 H_2SO_4 和 FeSO_4)进入阴极室中,阳极室通入水。当电流通过时, SO_4^{2-} 阴离子通过阴膜进入阳极室中。同时在阳极和阴极各自发生电极反应:



由此从阳极室得到硫酸。

2. 电渗析的极化

极化是电渗析器运行中极不希望出现的一种现象,因为它能够导致产生许多不良后果。极限电流可以作为表征极化现象出现与否的重要指标。一般地说,低于极限电流运行就不会产生极化现象,而高于极限电流运行就可能产生。在相同情况下,极限电流可以用来评定设备性能的好坏,同时也是设计计算的一个基本数据。由实验得出的极限电流密度公式如下:

$$i_{\text{lim}} = \frac{E}{M} k v^n C_p^m \quad (13-44)$$

式中 i_{lim} ——极限电流密度, mA/cm^2 ;
 v ——淡室中的水流平均速度, cm/s ;
 C_p ——淡室对数平均浓度, mol/L ;
 k ——常数, 和设备构造、水温、膜污染与否等因素有关;
 m ——浓度指数, 其值接近于 1;
 n ——流速指数, 其值一般为 0.5~0.9;
 E ——物质的当量;
 M ——物质的分子量。

如果 $m = 1$, 则上式化简为:

$$i_{\text{lim}} = \frac{E}{M} k v^n C_p \quad (13-45)$$

式(13-44)基本上反映了电渗析电流变化的规律, 是电渗析的基本公式之一。

3. 电渗析在废水处理中的应用

日前, 用电渗析法处理废水的实例还很少, 主要用于去除废水中的盐分。对非水溶性电解质的胶体物质和有机物等不能去除。对铁、锰或高分子有机酸等物质, 即使为离子状态, 但由于易沉积在膜上, 造成膜性能的劣化, 因此, 需要进行预处理, 将它去除。下边以镀镍废水为例介绍电渗析法在废水处理中的应用。

用电渗析处理镀镍废液回收镍的流程示于图 13-56。废液进入电渗析设备前须经过过

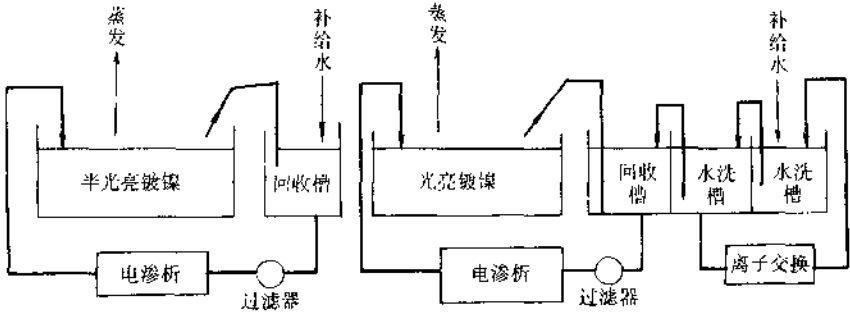


图 13-56 电渗析法回收含镍废水的工艺流程

滤等预处理, 以去除其中的悬浮杂质及有机物, 然后分别进入电渗析器。经电渗析处理后, 浓水中镍的浓度增高, 可以返回镀槽重复使用。淡水中镍浓度减少, 可以返回水洗槽用作清洗水的补充水。用这种方法可以达到废水密闭循环的目的。

用电渗析法回收镍的原理示于图 13-57。

以硫酸钠溶液作为电极液, 进行循环。加入硫酸钠是为了减轻铅电极的腐

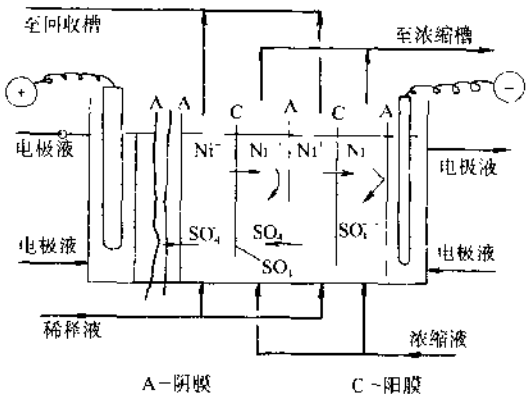


图 13-57 含镍废水电渗析原理

蚀。经电渗析处理后,浓液浓度可以达到 100g/L $\text{NiSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 左右,除镍率达 90% 以上。

我国某单位进行的除镍试验结果见表 13-12。国外的生产实践结果见表 13-13。

除镍试验结果 表 13-12

电 压 (V)	电流密度 (mA/cm ²)	浓水 $\text{NiSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (g/L)		淡水 $\text{NiSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (g/L)		除镍率 (%)	耗 电 量	
		起 始	终 了	起 始	终 了		(kWh/m ³)	(kWh/kg)
28.8~32.2	2~4	20~103	41~108	5.8	0.48	91.75	2.19	0.44

镍镍污水电渗析浓缩结果 表 13-13

项 目	电流密度 1.0(mA/cm ²)		电流密度 1.5(mA/cm ²)	
	原 污 水	浓 液	原 污 水	浓 液
$\text{NiSO}_4(\text{g/L})$	13.63	115.0	12.47	133.4
$\text{NiCl}_2(\text{g/L})$	1.94	29.9	1.81	29.7
$\text{H}_3\text{PO}_4(\text{g/L})$	3.15	35.8	3.18	32.9

13.6 扩 散 渗 析

13.6.1 扩散渗析原理

扩散渗析是使高浓度溶液中的溶质透过薄膜向低浓度溶液中迁移的过程。其推动力是膜两侧溶液的浓度差。

最早扩散渗析使用的薄膜是惰性膜,大多数用于高分子物质的提纯。利用离子交换膜的选择透过性的扩散渗析,用于分离电解质。离子交换膜扩散渗析器,除没有电极外,其他构造与电渗析器基本相同。

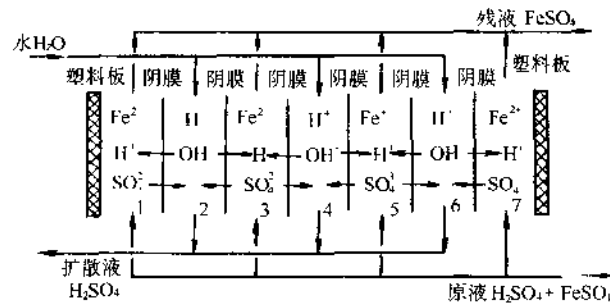


图 13-58 扩散渗析原理

今以酸洗钢铁废水回收硫酸为例介绍扩散渗析的原理。扩散渗析器中的薄膜全部为阴离子交换膜,如图 13-58 所示。含硫酸废水自下而上地进入第 1、3、5、7 原液室,水自上而下地进入 2、4、6 回收室。原液室中含酸废水的 Fe^{2+} 、 H^{+} 、 SO_4^{2-} 离子浓度比回收室浓度高,虽然三种离子都有向两侧回收室的水中扩散的趋势,但由于阴离子交换膜的选择透过性,硫酸

根离子易通过阴膜,而氢离子和亚铁离子难于通过。又由于回收室中 OH^{-} 离子浓度比原液室中的高,回收室中的 OH^{-} 离子通过阴膜而进入原液室,与原液室中的 H^{+} 离子结合成水,结果从回收室下端流出的为硫酸,从原液室上端排出的主要是 FeSO_4 残液。

扩散渗析的渗析速度与膜两侧溶液的浓度差成正比。为了提高两侧的浓度差,水与原液在阴膜两侧的流动为逆向流。渗析器用耐酸的阴离子交换膜,阴膜间设隔板,将多块隔板叠放,紧固成一个整体。

用扩散渗析法回收硫酸,只有原废水硫酸浓度大于 10%时,才有实用价值。

13.6.2 扩散渗析法的应用实例

某五金厂采用扩散渗析法从酸洗钢材废液中回收硫酸的工艺流程如图 13-59 所示。全部设备投资在两年内由回收硫酸和硫酸亚铁的收入偿还。扩散渗析器尺寸与运行参数如表 13-14 所示。

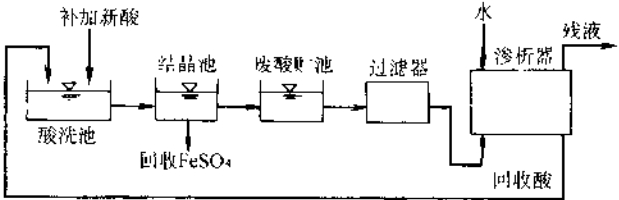


图 13-59 扩散渗析回收硫酸的工艺流程

扩散渗析器的设备与运行数据

表 13-14

项 目	单 位	数 据
隔板尺寸(宽×长×厚)	mm	400×800×1.4
隔板流程长度	mm	670
隔板流水道宽度	mm	360
膜的有效面积	cm ²	2412
阴离子交换膜		S-302 磺酸膜与 818-6 多乙烯多胺膜
隔板数量	个	204(废酸室 102,回收室 102)
废酸处理量	L/h·台	16
废酸液组成	g/L	含硫酸 60~80,含硫酸亚铁 150~200
残渣排出量	L/(h·台)	20.3
水加入量	L/(h·台)	23.2
回收酸量	L/(h·台)	18.9
回收酸液组成	g/L	含硫酸 42~56,含硫酸亚铁<15
酸回收率	%	70(在液量平衡条件下)

13.7 反 渗 透

关于反渗透的原理、反渗透器的部件、构造及计算等已在《给水工程》第四版中详述,本节从略。

13.7.1 反渗透处理工艺

反渗透处理工艺包括被处理废水的预处理工艺、膜分离工艺、膜的清洗工艺。

1. 预处理工艺

(1) 确定膜组件进水水质指标

近年来,建立了以污染指数 FI 作为衡量反渗透进水的综合指标。用有效直径 42.7mm,平均孔径 $0.45\mu\text{m}$ 的微孔滤膜,在 0.21MPa 压力下,测定最初 500mL 的进料液的过滤时间(t_1),在加压 15min 后,再次测定 500mL 进料液过滤时间(t_2),按下式计算 FI 值:

$$FI = \frac{t_2 - t_1}{15t_2} \times 100\% \tag{13-46}$$

不同膜组件要求进水有不同的 FI 值。中空纤维式组件要求 FI 值在 3 左右,卷式组件 FI 为 5 左右,管式组件 FI 值为 15 左右。

(2) 预处理方法

1) 根据反渗透膜允许使用的温度和 pH 值范围,调整和控制 pH 值及进水温度。

2) 用混凝沉淀和精密过滤相结合工艺,去除水中 $0.3 \sim 1\mu\text{m}$ 以上的悬浮固体及胶体。用 $5 \sim 25\mu\text{m}$ 过滤介质,去除水中悬浮固体。

3) 采用氯或次氯酸钠氧化可有效地去除可溶性、胶体状和悬浮性有机物,也可根据有机物种类采用活性炭去除。

4) 在反渗透分离过程中,可溶性无机物同时被浓缩。当可溶性无机物的浓度超出了它们的溶解度范围后,就会在水中沉淀并被截留在膜表面形成硬垢,因此,要控制水的回收率。同时可将进水 pH 值调整在 $5 \sim 6$,以控制水中碳酸钙及磷酸钙的形成。亦可采用石灰法去除水中的钙盐,可借助投加六偏磷酸钠防止硫酸钙沉淀。

5) 细菌、藻类、微生物易使膜表面产生软垢,可采用消毒法抑制其生长。

6) 超滤也可作为反渗透的预处理法以去除水中的油、胶体、微生物等物质。

2. 膜分离工艺组件的组合方式

在膜分离工艺中可采用组件的多种组合方式以满足不同水处理对象对溶液分离技术的要求。组件的组合方式有一级和多级(一般为二级)。在各个级别中又分为一段和多段。一级是指一次加压的膜分离过程,多级是指进料必须经过多次加压的分离过程。反渗透常用如下图 13-60 所示的组合方式。

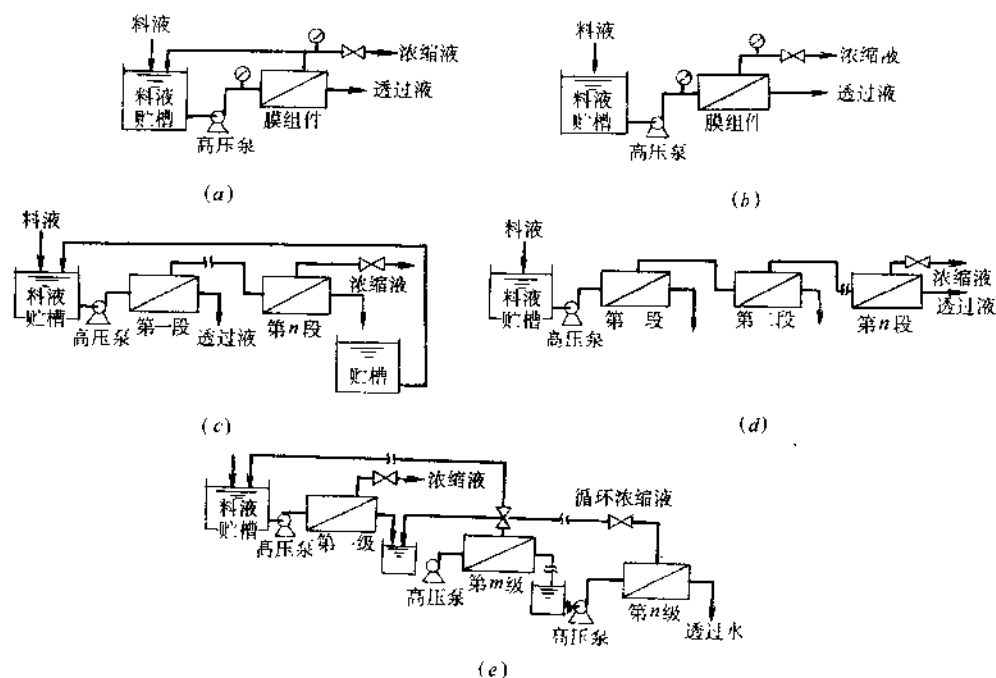


图 13-60 反渗透工艺组合方式

(a) 一级一段循环式; (b) 一级一段连续式; (c) 一级多段循环式; (d) 一级多段连续式; (e) 多级多段循环式

厂废水等。本节以豆腐加工厂废水处理为例。在豆腐制作过程中,凝固沉淀形成豆腐时产生的大量上清液,用反渗透法处理后,结果如表 13-15 所示。

反渗透处理豆腐加工废水					表 13-15
水 样	TOD (mg/L)	DO (mg/L)	BOD (mg/L)	电导率 ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	pH (经调整后)
原 液	13100	6.3	8230	3955	4.1
透过液	218~560	8.1~8.4	127~360	237~470	3.4~3.7
浓缩液	75300	—	15823	7175	4.0

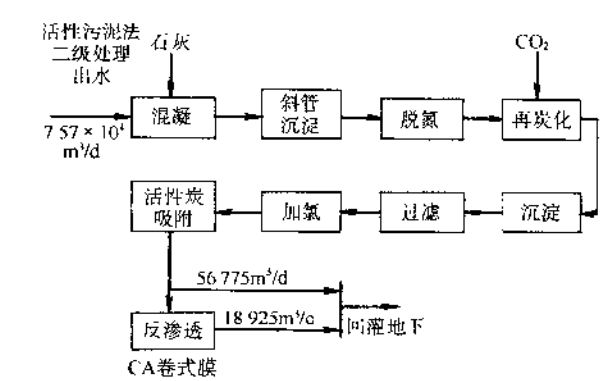


图 13-62 城市污水反渗透法深度处理工艺流程

反渗透将原液浓缩 5 倍后,浓缩液可经离心喷雾干燥得到有用物质。

3. 城市污水深度处理

国外某污水处理厂采用反渗透法处理二级出水,进行深度处理。处理污水量为 18925m³/d,该厂的处理流程如图 13-62 所示。

反渗透设备采用 ROGA 型螺旋式,6 列,每列 35 根,每根直径 20.3cm,长 6.9m。工作压力为 4.12MPa。来水的含盐量为 1000

mg/L。水的回收率为 85%,脱盐率为 90%。反渗透设备的去除效果见表 13-16。

反渗透水处理厂的典型性能			表 13-16
项 目	入流水水质(活性炭后)	淡水水质	混合注水水质
钠 (mg/L)	210	11.0	108.0
总硬度 (mg/L)	300	痕迹	—
SO ₄ (mg/L)	280	0.8	121.0
Cl (mg/L)	240	16.0	103.0
NH ₄ -N (mg/L)	45	痕迹	0.86
COD (mg/L)	15	1.5	10.0
电导率 ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	1460	70.0	784.0

该厂的出水用注水泵注入地下,作为防止海水入侵到地下水的隔水层及部分用于补充地下水用。

13.8 超 滤

13.8.1 超滤工作原理概述

超滤又称超过滤,用于去除废水中大分子物质和微粒。超滤之所以能够截留大分子物质和微粒,其机理是:膜表面孔径机械筛分作用,膜孔阻塞、阻滞作用和膜表面及膜孔对杂质

的吸附作用。而一般认为主要是筛分作用。

超滤工作原理如图 13-63 所示。在外力的作用下,被分离的溶液以一定的流速沿着超滤膜表面流动,溶液中的溶剂和低分子量物质、无机离子,从高压侧透过超滤膜进入低压侧,并作为滤液而排出;而溶液中高分子物质、胶体微粒及微生物等被超滤膜截留,溶液被浓缩并以浓缩液形式排出。由于它的分离机理主要是借机械筛分作用,膜的化学性质对膜的分离特性影响不大,因此可用微孔模型表示超滤的传质过程。

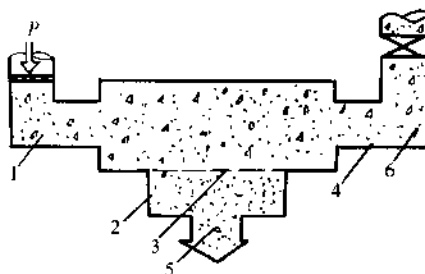


图 13-63 超过滤的原理

1—超过滤进口溶液;2—超过滤透过膜的溶液;
3—超过滤膜;4—超过滤出口溶液;5—透过超过滤膜的物质;6—被超过滤膜截留下的物质

13.8.2 超滤膜和膜组件

1. 超滤膜

一般用于制备反渗透膜的材料也可用于制备超滤膜,只是制膜液的组分配比和成膜工艺不同。超滤膜有多种,最常用的是:二醋酸纤维素膜和聚砜膜。

(1) 醋酸纤维素膜 它可以根据截留的分子量不同而成为一个膜系列。膜孔径大小与制膜组分间的配比与成膜条件有关。例如截留分子量为 10000 左右的膜,它的制膜组分在二醋酸纤维素、丙酮、甲酰胺之间的重量百分比分别为 16.3%、44.5%、39.2%。其成膜工艺与反渗透膜相似,它在凝胶成型后,不需再进行热处理。

(2) 聚砜膜 它具有良好的化学稳定性和热稳定性。这种膜也有多种孔径。该膜的制膜液由聚砜树脂、二甲基甲酰胺和乙二醇甲醚所组成。

2. 超滤的膜组件

超滤的膜组件和反渗透组件一样,可分为板式、管式(包括内压管式和外压管式)、卷式和中空纤维组件等,这些组件我国均有产品。

13.8.3 超滤膜表面的浓差极化现象

溶液在膜的高压侧,由于溶剂和低分子物质不断透过超滤膜,结果在膜表面溶质(或大分子物质)的浓度不断上升,产生膜表面浓度与主体流浓度的浓度差,这种现象称为膜的浓差极化。膜表面有一层高浓度区称为浓差极化层。由于超滤的水通量比反渗透大,因此更容易产生浓差极化现象。发生浓差极化时,由于高分子物质和胶体物质在膜表面截留会形成一个凝胶层。有凝胶层时,超滤的阻力增加,因为除了膜阻力外,又有凝胶层的阻力,在给定的压力下,凝胶层势必影响水透过超滤膜的通量。当产生凝胶层时,膜的透过通量可用下式表示:

$$J_v = \frac{J_w}{1 + R_g/R_m} \quad (13-47)$$

式中 J_v ——水透过超滤膜的通量, $\text{cm}^3/(\text{cm}^2 \cdot \text{s})$;

J_w ——纯水透过超滤膜的通量, $\text{cm}^3/(\text{cm}^2 \cdot \text{s})$;

R_g ——凝胶层的阻力, N;

R_m ——膜的阻力, N。

减缓浓差极化现象可采取以下两种措施:一是提高料液的流速,控制料液的流动状态,使其处于紊流状态,让膜面处的液体与主流更好地混合;二是对膜面不断地进行清洗,消除

已形成的凝胶层。

13.8.4 超滤的影响因素

超滤的操作压力为 0.1~0.6MPa,温度为 60℃时,超滤透过通量为 1~500L/(m²·h),一般为 1~100L/(m²·h)。低于 1L/(m²·h)时,实用价值不大。

超滤透过通量的影响因素如下:

(1) 料液流速 提高料液流速虽然对减缓浓差极化,提高透过通量有利,但需提高料液压力,增加能耗。一般紊流体系中流速控制在 1~3m/s。

(2) 操作压力 超滤膜透过通量与操作压力的关系取决于膜和凝胶层的性质。超滤过程中,往往由凝胶层控制透过通量。我们知道渗透压模型,膜透过通量与压力成正比。而凝胶化模型,膜透过通量与压力无关,这时的通量称为临界透过通量。实际超滤操作应在极限通量附近进行,此时操作压力约为 0.5~0.6MPa。除了用于克服通过膜和凝胶层的阻力外,还要克服液流的沿程和局部的水头损失。

(3) 温度 操作温度主要取决于所处理的物料的化学、物理性质。由于高温可降低料液的粘度 μ ,增加传质效率,提高透过通量,因此应在允许的最高温度下进行操作。温度 T 与扩散系数 D 的关系可用下式表示:

$$\frac{\mu D}{T} = \text{常数} \tag{13-48}$$

由上式可见,温度 T 越高,粘度变小,而扩散系数 D 则增大。例如,酶最高温度为 25℃,电泳涂料为 30℃,蛋白质为 55℃,制奶工业为 50~55℃,纺织工业脱浆废水回收 PVA 时为 85℃。

(4) 运行周期 随着超滤过程的进行,在膜表面逐渐形成凝胶层,使透过通量逐步下降,当通量达到某一最低数值时,就需要进行清洗,这段时间称为一个运行周期。运行周期的变化与清洗情况有关。

(5) 进料浓度 随着超滤过程的进行,主体液流的浓度逐渐增高,此时粘度变大,使凝胶层厚度增大,从而影响透过通量。因此对主体液流应定出最高允许浓度。不同料液超滤的最高允许浓度列举于表 13-17 中。

不同料液的最高允许浓度 表 13-17

料 液 名 称	最高允许浓度(%)	料 液 名 称	最高允许浓度(%)
颜料和分散染料	30~50	植物、动物细胞	5~10
油水乳化液	50~70	蛋白和缩多氨酸	10~20
聚合物乳胶和分散体	30~60	多糖和多聚糖	1~10
胶体、非金属、氧化物、盐	不定	多元酚类	5~10
固体、泥土、尘泥	10~50	合成水溶性聚合物	5~15
低分子有机物	1~5		

(6) 料液的预处理 为了提高膜的透过通量,保证超滤膜的正常稳定运行,根据需要应对料液进行预处理。通常采用的预处理方法有:沉淀、混凝、过滤、吸附等。

(7) 膜的清洗 膜必须进行定期清洗,以保持一定的透过通量,并能延长膜的使用寿命

命。清洗方法一般根据膜的性质和被处理料液的性质来确定。一般先以水力清洗,然后再根据情况采用不同的化学洗涤剂进行清洗。例如对电涂材料可选用含离子的增溶剂,对水溶性有机涂料可用“桥键”型溶剂清洗。食品工业中蛋白质沉淀可用胰酶溶剂或磷酸盐、硅酸盐为基础的碱性去垢剂。膜表面由无机盐形成的沉淀可用 EDTA 之类的螯合剂或酸、碱加以溶解。对不同的膜组件,可以采用不同的清洗方法。例如,管式组件可用海绵球进行机械清洗,中空纤维式组件可用反向冲洗等。

膜的寿命是根据生产厂提供的膜在正常使用条件下可以保证使用的最短时间。一般在规定的料液和压力下,在允许的 pH 值范围内,温度不超过 60℃ 时,超滤膜可使用 12~18 个月。如膜清洗不佳,会使膜的寿命缩短。

13.8.5 超滤在废水处理中的应用

1. 还原性染料废水处理

在染色工艺中,从轧染机还原箱底部溢流出的废水中含有浓度较高的染料,用超滤法处理这种废水,不仅可进行脱色减轻废水的污染,而且还能回收染料,有明显的经济效益。某印染厂采用的超滤工艺流程如图 13-64 所示。

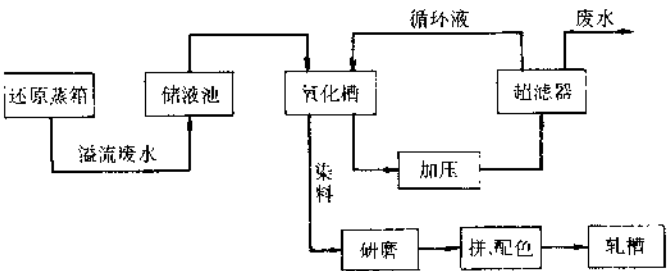
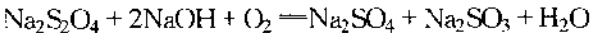


图 13-64 染料废水处理工艺流程

从还原蒸箱溢流出的废水,染料以隐色体溶于水,以醇式钠盐状态存在。要想回收染料,必须先将呈分子状态溶解的染料,氧化成为悬浮的微小颗粒。废水除含染料外,还含有大量的保险粉($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$)和碱(NaOH)。苛性钠不影响染料的絮凝,因此主要设法破坏废水中的保险粉,使保险粉失去还原作用。染料可进行凝聚成微小颗粒,然后再用超滤法将水、 NaOH 、 Na_2SO_3 、 Na_2SO_4 等小分子与染料微粒进行分离。上述小分子透过超滤膜,而染料微粒被超滤膜截留,如此循环浓缩,直到循环液浓度达到生产需要的染料浓度后,即可回用。

(1) 氧化 以隐色体溶于水呈醇式钠盐状态的染料,采用空气氧化法,即向废水通空气充氧,消除保险粉的还原作用,在碱性介质中发生的化学反应如下:



保险粉失去还原作用后,废水中的染料就可凝聚成 0.5~2μm 的悬浮颗粒。

该厂氧化槽容积为 1m³,内装废水 0.7m³,废水 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 浓度为 5g/L,废水中共有 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 3500g,按上述反应式需 634g 氧气,空气压缩机供气量为 0.184m³/min,充分约 20~25min。

(2) 外压管式超滤器设计

1) 滤膜 选用聚砜为基质,二甲基甲酰胺为溶剂,乙二醇甲醚为添加剂,应用 Loeb-Sourirajan 法制膜,制成不对称多孔膜。膜表层为致密层,极薄,主要起分离作用,底层孔隙较大,附着在支撑体上起承托作用,称承托层,膜外径为 8mm,长 850mm。

2) 支撑体 利用聚氯乙烯树脂,烧结成管状多孔体,外径为 8mm,内径为 3mm,壁厚为 2.5mm,长 900~950mm,这种多孔体要求有一定的强度和较高的透水量。

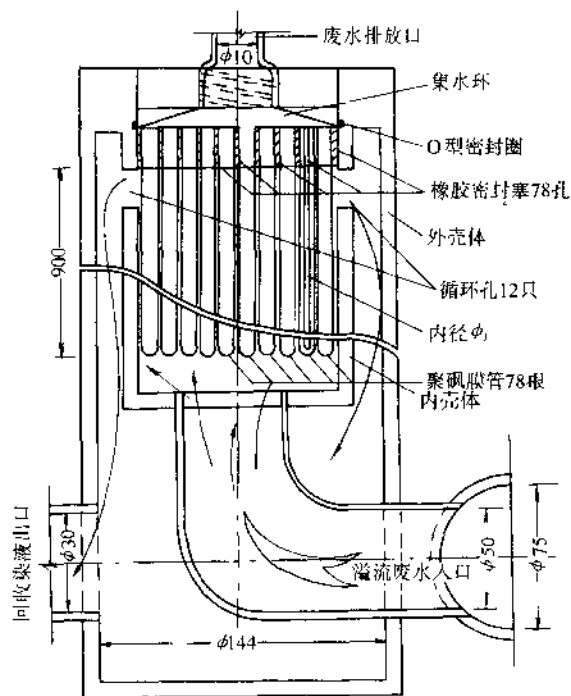


图 13-65 超滤组件结构示意图

B. 循环液浓度与透过通量、截留率的关系 随着循环液浓度的增高,透过量降低,截留率稍有提高。

C. 工作压力与透过通量、截留率的关系 随着工作压力的提高,透过通量提高,截留率稍有下降,见图 13-66。

D. 聚砜膜孔径和孔隙率与透过通量、截留率的关系 根据截留染料颗粒的大小,在保证高截留率的同时,尽量提高透过通量,选用聚砜孔径为 $0.05 \sim 0.075 \mu\text{m}$,孔隙率为 $75\% \sim 85\%$ 。孔隙率过大虽可增加透过通量,但影响膜的强度。

根据试验得到的主要技术参数列于表 13-18 中。

主要技术参数

表 13-18

项	目	单 位	设计参数
工作 压力	进 压	MPa	0.3 ~ 0.4
	出 压	MPa	0.15 ~ 0.25
料 液 流 速		m/s	1.5 ~ 2.0
染料截留率		%	>95

3) 超滤组件 结构示意图见图 13-65。组件外壳体采用外径 160mm 的聚氯乙烯硬管,壁厚为 8mm。组件内壳体采用 $\phi 112\text{mm}$ 的聚氯乙烯硬管,壁厚为 7mm。内装 78 根聚砜膜管,上端插入橡胶密封塞的锥孔中,橡胶密封塞与集水环的 O 型密封圈共同组成组件的密封系统,外边以弹性长环紧固。

组件内壳循环孔径采用 20mm 共 12 个。每个组件内有效膜面积为 $8\pi \times 850 \times 78 = 1.67\text{m}^2$ 。

4) 试验参数

A. 温度与透过通量、截留率的关系 随着水温升高,透过通量相应增加,截留率基本不变,但由于受壳体及管件材料(聚氯乙烯)限制,工作温度采用 45°C 为宜。

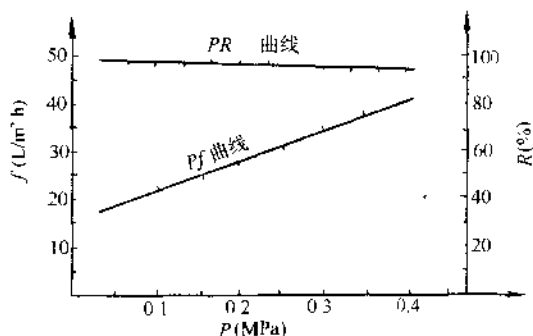


图 13-66 工作压力(P)与超滤量(f)、截留率(R)的关系曲线。 $T = 25^\circ\text{C}$

续表

项 目		单 位	设计参数
平均透过通量 (0.2MPa 压力下)	H ₂ O	L/m ² ·h	>100
	染料废水	L/m ² ·h	>30
最佳工作温度		℃	40~45
允许介质 pH 值			1~13
PVC 支撑管	耐 压	kg/cm ²	6
	透 水 量	L/m ² ·h	>1000
聚 砜 膜	孔 径	μm	0.05~0.075
	孔 隙 率	%	75~85
	膜 厚 度	mm	0.1~0.2

5) 整机工艺设计

一台轧染机蒸箱溢流废水量为 $2\text{m}^3/8\text{h}$, 聚砜膜透过通量采用 $30\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, 则整机膜总面积 10m^2 为宜。这样整体应由 6 个组件构成, 整机膜面积为 $6 \times 1.67 = 10.02\text{m}^2$ 。整机外形尺长 2100mm , 高 1710mm , 宽 460mm , 自重为 250kg 。

6) 超滤染料的使用方法 通过超滤回收的染料, 基本上能保持原染料的有效成分, 但因通过超滤把染料分子凝聚成悬浮微粒, 因此使用前必须研磨, 再经拼色配色后送入轧染机蒸箱。

7) 经济效益和环境效益 每台轧染机还原蒸箱溢流废水量以 $2\text{m}^3/\text{班}$ 计, 则每天可从废水中回收染料 12kg , 一年为 3672kg 。还原蒸箱溢流废水 COD 为 17800mg/L 左右, 色度 4096 倍, 经超滤将染料回收后, 排放废水 COD 去除率为 82% 左右, 色度去除率为 94%, 具有很好的环境效益。

2. 电泳涂漆废水处理

电泳涂漆是把要涂漆的金属制品作为阳极、漆料作为阴极, 加直流电后, 带负电的漆料在金属制品表面放电, 并在其表面沉积一层非水溶性的树脂膜。电涂后的物件从槽内取出后, 须把物件上附着的多余涂料用水洗掉, 这部分漆料约占所用漆料的 15%~50%, 随水排放, 既浪费大量漆料, 又造成环境污染, 采用超滤法几乎可全部回收废水中的漆料。此外, 物件在电泳过程中, 会把无机盐带入电泳槽, 使比电阻下降。当下降到 $500(\Omega\cdot\text{cm})$ 以下时, 槽液无法使用。若不加处理排放, 将会造成更严重的环境污染和浪费。超滤可净化电泳漆的槽液, 使漆液中的无机盐透过超滤膜, 把漆料截留下来, 返回电泳槽重新使用。

超滤法处理电泳涂漆废水和净化电泳漆槽液的工艺, 被国内外许多工厂采用。我国某汽车厂采用的工艺流程, 如图 13-67 所示。设计参数如下: 电泳漆品种 7703 型, 槽液电泳漆固体物含量 10%~12%, 电泳漆槽容积 75m^3 , 工件线速度 0.5m/s , 工件表面积 $17\text{m}^2/\text{件}$, 工件带出漆量 $0.1\text{kg}/\text{件}$, 带出漆液量 $19.13\text{L}/\text{h}$, 处理前废水量为 $200\text{m}^3/\text{d}$, 补入去离子水量为 $200\text{m}^3/\text{d}$, 超滤组件采用孔径约为 $50\mu\text{m}$ 的二醋酸纤

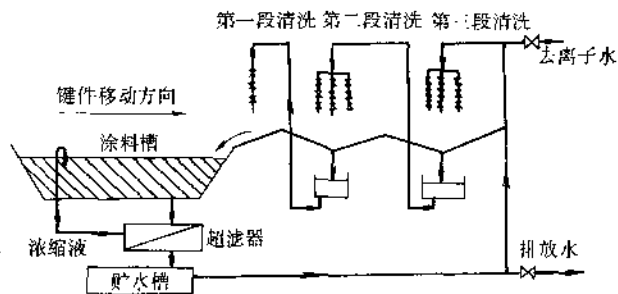


图 13-67 超过滤处理电泳漆

纤维素膜外压管式,膜面积 22m^2 (分两组,一组清洗、一组使用),透过通量为 $30\sim 40\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,操作压力为 0.3MPa ,液体在超滤器内的流速 $2.5\sim 3\text{m}/\text{s}$ 。经超滤处理后,漆液的比电阻超过 $500\Omega\cdot\text{cm}$,电泳漆槽固体物含量 $10\%\sim 12\%$,一循环槽漆液含固量为 0.1% ,二循环槽漆液含固量为 0.035% ,超滤液的固体含量为 0.3% ,漆的截留率为 $97\%\sim 98\%$,每日补入去离子水为 5m^3 ,因此排出超滤液量也为 $5\text{m}^3/\text{d}$ 。因超滤液可返回再作喷淋水加以利用,为避免清洗水中盐分或其他杂质升高,必须排出,用去离子水补充。该工艺达到了回收电泳漆和节省去离子水的目的,设备投资费在 $1\sim 2$ 年内可全部收回。

3. 含乳化油废水处理

石油炼制、金属加工、纤维处理过程产生的含油废水,采用超滤法去除其中的乳化油得到广泛应用。废水中的油分常以浮油、分散油和乳化油 3 种状态存在。乳化油由于油被一些有机物或表面活性剂乳化成乳化液,一般是先破乳后再除油,而超滤法处理乳化油废水不需要破乳就能直接分离浓缩,并可回收利用。同时,透过膜的水中含有低分子量物质,可直接循环再利用或用反渗透进行深度处理后再利用。图 13-68 为用超滤法和反渗透法处理含油废水的工艺流程图。

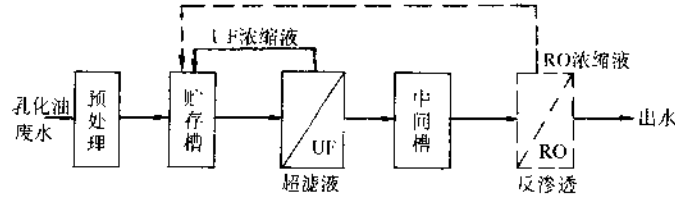


图 13-68 超过滤(或与反渗透联合)处理乳化油废水工艺

乳化油废水在超滤前需进行预处理,例如从金属加工过程排出的废水中还含有大量的金属和其他杂质,为防止这些杂质对膜的损害和污染,需进行预处理。常用的方法有离心分离、混凝沉淀、过滤等,视具体水质而定。超滤分离浓缩乳化油的过程中,随着浓度的提高,废水中油粒相互碰撞的机会增大,使油粒粗粒化,在贮存槽表面形成浮油得到回收。超滤法可将含乳化油 $0.8\%\sim 1.0\%$ 的废水的含油量浓缩到 10% ,必要时可浓缩到 $50\%\sim 60\%$ 。大规模使用的膜组件有管式、毛细管式和板框式,膜有醋酸纤维素膜、聚酰胺膜、聚砜膜等。

4. 生活污水处理

超滤可作为建筑生活污水处理的一种方法,处理后可作为中水重复使用。例如某大楼建筑面积为 5477m^2 ,杂排水量(洗浴污水)为 $11.5\text{m}^3/\text{d}$,采用超滤法进行处理,回收水量可达 $8\text{m}^3/\text{d}$,回用作厕所冲洗水。该处理工艺流程如图 13-69 所示。超滤器采用聚丙烯经系列管式膜组件,每台膜面积 10.8m^2 ,工作压力 0.4MPa ,以 $1.0\sim 1.5\text{m}/\text{s}$ 的流速通过膜表面,水的回收率为 20% ,超滤 BOD 去除率为 $50\%\sim 90\%$, COD_{Mn} 为 $40\%\sim 80\%$,阴离子表面活性剂为 $5\%\sim 50\%$ 。

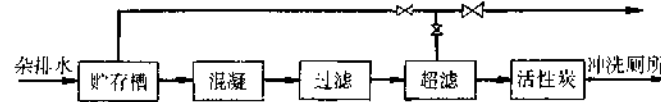


图 13-69 超滤法中水处理工艺流程

第 14 章 工业废水的生物处理

14.1 工业废水的可生化性

14.1.1 工业废水可生化性的评价方法

从理论上讲,几乎所有的有机污染物都能被微生物所降解,但从废水生物处理角度来看,根据微生物对有机物的降解能力和有机物对微生物的毒害或抑制作用,可把有机物分为 4 大类:第Ⅰ类,易降解的有机物,且无毒害或抑制作用;第Ⅱ类,可降解有机物,但有毒害或抑制作用;第Ⅲ类,难降解有机物,但无毒害或抑制作用;第Ⅳ类,难降解有机物,并有毒害或抑制作用。评价废水中有机物的生物降解性和毒害或抑制性的方法有多种,常用的几种方法,简述如下:

1. 水质标准法

以废水中有机物的某些综合水质指标评价其可生化性。长期以来,人们习惯采用 BOD_5 与 COD 作为废水有机污染的综合指标,两者都反映废水中有机物在氧化分解时所耗用的氧量。 BOD_5 是有机物在微生物作用下氧化分解所需的氧量,它代表废水中可生物降解的那部分有机物;COD 是有机物在化学氧化剂作用下氧化分解所需的氧量,它代表废水中可被化学氧化剂分解的有机物,当采用重铬酸钾为氧化剂时,一般可近似认为 COD 测定值代表了废水中的全部有机物。

工业废水的生物处理,通常以 COD 为设计和运行的水质指标,这是因为 COD 测定方法简便,并能迅速判断废水的水质。但由于 COD 值包括可生物降解的和不可降解的有机物,因此,根据废水的 COD 值,还不能判断能否采用生物处理法进行处理。采用 BOD_5/COD 比值的方法评价废水中有机物的可生化性是简单易行的。一般认为 BOD_5/COD 比值大于 0.45 时,该废水适于生物处理,如比值在 0.2 左右,说明这种废水中含有大量难降解的有机物,这种废水可否采用生物处理法处理,尚需看微生物驯化后,能否提高此比值才能判定,此比值接近于零时,采用生物处理法是比较困难的。

2. 微生物耗氧速度法

根据微生物与有机物接触后耗氧速度的变化的特征,评价有机物的降解和微生物被抑制或毒害的规律。表示耗氧速度随时间变化的曲线称为耗氧曲线。测定耗氧速度的仪器有瓦勃氏呼吸仪及溶解氧测定仪。处于内源呼吸期的活性污泥的耗氧曲线称为内源呼吸耗氧曲线,投加有机物后的耗氧曲线称为底物(有机物)耗氧曲线。一般用底物耗氧速度与内源呼吸速度的比值来评价有机物的可生化性。

应该指出的是,用耗氧速度法评价有机物的可生化性时,必须对生物污泥(微生物)的来源、浓度、驯化、有机物浓度、反应温度等条件作严格规定。

3. 脱氢酶活性法

活性污泥或生物膜中微生物所产生的各种酶,能够催化废水中的各种有机物进行氧化

还原反应。其中脱氢酶类能使被氧化有机物的氢原子活化并传递给特定的受氢体,单位时间内脱氢酶活化氢的能力表现为它的活性。可以通过测定微生物的脱氢酶活性来评价废水中有机物的可生化性。

如果脱氢酶活化的氢原子被人为受氢体所接受,就可在实验条件下利用人为受氢体直接测定脱氢酶活性。人为受氢体通常选用受氢后能够变色的物质,例如甲烯蓝受氢后变成无色的还原性甲烯蓝,无色的氯化三苯基四氮唑(TTC)受氢后变成红色的三苯基甲腈(TF),然后利用比色法做定量分析。

4. 有机化合物分子结构评价法

有机物的生物降解性与其分子结构有关,目前研究还不够充分,初步归纳有以下的规律,可用来判断有机物的可生化性。

(1) 含有羧基($R-COOH$)、酯类($R-COO-R$)或羟基($R-OH$)的非毒性脂肪族化合物属易生物降解有机物,而含有二羧基($HOOC-R-COOH$)的化合物需要比单羧基化合物更长的驯化时间。

(2) 含有羰基($R-CO-R$)或双键($-C=C-$)的化合物属中等程度可生物降解的化合物,且需很长驯化时间。

(3) 含有氨基($R-NH_2$)或羟基($R-OH$)化合物的生物降解性取决于与基团连接的碳原子饱和程度,并遵循如下的顺序:

伯碳原子 > 仲碳原子 > 叔碳原子

(4) 卤代($R-X$)化合物的生物降解性随卤素取代程度的提高而下降。

14.1.2 可生化性评价试验应注意的问题

1. 生物处理方法

上述方法都是用来评价好氧微生物对有机物的可生化性。某种有机物对好氧菌来说是难降解的,但对厌氧菌来说,就不一定是难降解的。即使对好氧活性污泥法来说,各种方法由于停留时间不同,例如普通活性污泥法不能降解的某些有机物,延时曝气法和稳定塘法可得到一定程度的降解。

2. 微生物来源及浓度

进行可生化试验时,由于微生物来源不同,测定结果可能有较大差异。众所周知,当微生物与原来不能被其降解的有机物长时间接触后,会提高其降解能力。例如难降解的聚乙烯醇,微生物经驯化后,能显著地提高对其降解能力。又如苯,经 20d 以上驯化后的活性污泥,苯可被微生物降解,但未经驯化的活性污泥,耗氧量几乎测不出。由于微生物被驯化与否,对生化性影响显著,所以在评价时应说明微生物是否经驯化以及驯化的程度。微生物获得降解有机物的能力,有人认为不是由于细胞中的 DNA 遗传因子,可能是由于核外细胞质中具有自身增殖的 DNA 遗传因子(胞外遗传体)引起的。微生物对某种有机物具有降解能力时,对与该有机物的化学结构相似的有机物,一般也有降解能力。例如经某种醇驯化过的微生物,它不仅可分解与该醇相似的醛或有机酸,而且与它的分子量相似的醇、醛或有机酸也能加以降解。利用这一规律可缩短驯化时间。在驯化初期,微生物对易降解有机物的降解能力强,以后对较难降解有机物逐渐增强其降解能力。驯化成功与否与许多因素有关,到目前为止已找到了多种过去认为难降解有机物的微生物,这为采用生物处理法处理难降解有机物开辟了广阔的前景。例如聚乙烯醇(PVA)主要用于纤维工业,微生物未被 PVA 驯

化时,经 30d 仍不能降解,有人从土壤中分离出能降解 PVA 的假单胞菌属细菌,并用活性污泥法处理,经一个半月充分驯化,PVA 降解率可达 90% 以上。

进行可生化性试验时,必须考虑微生物浓度。如果微生物浓度过低,则培养时间就会很长。反之,浓度过高,由于微生物的吸附能力较大,会因吸附作用使溶液中有机的浓度降低,难于正确计算有机的降解率。根据试验时采用的微生物浓度大小,可生化性评价法可分为两类,一类是高浓度微生物,从每升数百到数千毫克,接近于实际生物处理构筑物中的微生物浓度;另一类是低浓度微生物,接近自然环境中的微生物浓度,这对评价在好氧条件下环境的自净能力是有效的。因此应根据评价的目的确定微生物浓度,尽可能与实际浓度相同。

有机物浓度、营养物质、pH 值、水温、共存物质有机物浓度对可生化性的影响,有的影响很大,例如酚,在低浓度时可被生物降解,但浓度超过允许值时,会对微生物有毒害作用或抑制作用。其他如营养盐、pH 值、水温、共存物质等都会对可生化性产生影响。

综上所述,废水中有机的可生化性,最好通过所采用的处理装置,对该废水进行试验确定。

14.2 工业废水好氧生物处理

14.2.1 活性污泥法

1. 营养和混合液温度对活性污泥处理工艺的影响

关于对活性污泥反应的各种影响因素,已在第 4 章做了介绍,本节只详细地阐述其中对工业废水生物处理影响常见的两项因素。

(1) 营养

在废水生物处理过程中,为了有效地去除有机物,微生物除了需要氮和磷外,还需要有微量的其他营养物,以保证形成良好的污泥絮体。微生物对痕量营养的需求如表 14-1 所示。以自来水为水源的工业废水,一般都含有足够的上述微量营养物。只有少部分高浓度有机废水或由去离子水产成的工业废水,才需要投加少量的铁或其他微量金属元素,以保证活性污泥法的正常运行。

生物氧化过程所需要的痕量营养物

表 14-1

营 养 物	需要量, mg/mgBOD	营 养 物	需要量, mg/mgBOD	营 养 物	需要量, mg/mgBOD	营 养 物	需要量, mg/mgBOD
Mn	10×10^{-5}	Mo	43×10^{-5}	Co	13×10^{-5}	K	45×10^{-4}
Cu	14.6×10^{-5}	Se	14×10^{-10}	Ca	62×10^{-4}	Fe	12×10^{-3}
Zn	16×10^{-5}	Mg	30×10^{-4}	Na	5×10^{-5}	CO ₂	27×10^{-4}

当废水中氮源不足时,去除单位质量有机物合成的细胞物质质量会有所增加,增加的原因是由于在细胞内发生多糖类的积累。当积累超过一定限度时,会影响有机的去除率,还会刺激丝状微生物生长。易被微生物利用的氮源形式为铵(NH₄⁺)或硝酸根(NO₃⁻)。废水中以蛋白质或氨基酸形式存在的有机氮化合物,必须先通过微生物水解产生铵,才能被微生物利用。所以,对以有机氮为主要氮源的工业废水,必须通过试验来确定有机氮被微生物利用的有效性,因为某些芳香族氨基化合物或脂肪族叔氨基化合物不易被水解为铵。

废水中的磷必须以溶解性正磷酸盐的形式才能被微生物利用,所以含磷无机物和有机物必须先被微生物水解为正磷酸盐。

活性污泥法对氮和磷的需要量与被处理废水 BOD 浓度有关,一般 BOD:N:P 为 100:5:1。氮和磷不足时,会造成 BOD 去除率下降,并促进丝状菌的生长。

(2) 混合液温度

温度对活性污泥处理反应速度的影响与废水中有机物特性和所处的状态(即悬浮状态、胶体或溶解状态)有关。混合液温度在 4~31℃ 范围内,反应速度常数 K 与混合液温度 T 的关系可用下式表示:

$$K_T = K_{20} \theta^{(T - 20)} \tag{14-1}$$

式中 T ——混合液温度,℃;

K_{20} ——混合液温度为 20℃ 时的反应速度常数, d^{-1} ;

K_T ——混合液温度为 T ℃ 时的反应速度常数, d^{-1} ;

θ ——温度修正系数。

生活污水的 θ 值为 1.015, K 值受温度影响较小。工业废水的 K 值一般受温度影响较大。对浓度较高的溶解性有机废水, θ 为 1.03~1.1。对工业废水的 θ 值应通过试验确定。

混合液的温度对出水水质也有影响。当温度超过 35℃ 时,生物絮体的质量会有所下降,这似乎与废水的特性有关。例如,处理制浆及造纸废水,温度为 41℃ 时污泥絮体即开始解体并失去沉降性能,而对农药废水,35℃ 时就会有同样现象发生。图 14-1 为活性污泥法处理制浆和造纸废水时混合液温度对污泥成层沉淀速度的影响。从图可知,温度高于 35℃ 时,混合液的成层沉淀速度随温度升高而下降。实践表明,温度为 36℃ 时,絮凝体尺寸大且有原生动物存在,可是当温度为 43℃ 时,污泥絮体发生解体且未发现原生动物和丝状微生物存在。图 14-2 为温度对人造合成燃料废水出水水质的影响。

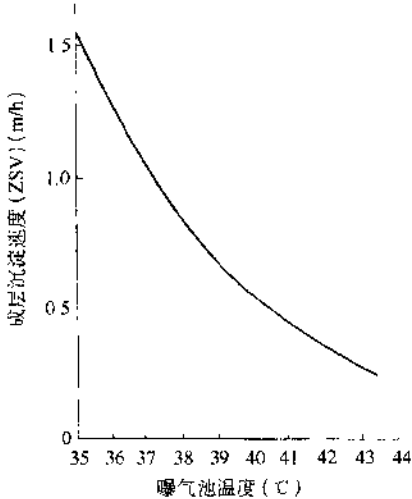


图 14-1 曝气池温度对活性污泥沉降的影响

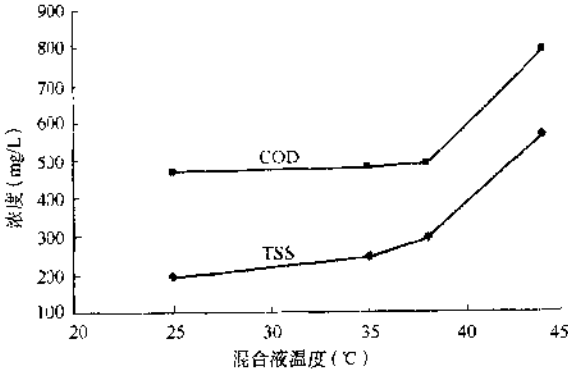


图 14-2 混合液温度对合成燃料废水处理出水水质的影响

应该指出的是对一些工业废水,混合液温度从 25℃ 下降到 5~8℃ 时,出水悬浮物浓度

可能会上升,悬浮物一般具有高度分散的性质,不能被普通二沉池去除。例如,某有机化学试剂工厂的有机废水,在夏季混合液平均温度为 28°C 时,出水悬浮物平均浓度为 42mg/L ,可是在冬季混合液平均温度为 15°C 时,出水悬浮物平均浓度上升到 104mg/L 。

目前活性污泥法都是在中温范围($4\sim 38^{\circ}\text{C}$)内设计和运行的,温度超过上述范围时需进行加热或降温。

2. 活性污泥法的选择

关于活性污泥法的运行方式,已在第 4 章做了详细的论述。对工业废水处理可概括为三种运行方式。如图 14-3 所示。

(1) 推流式活性污泥法

在曝气池进水端有机物浓度高,在流向池末端的过程中,由于生物降解有机物浓度逐渐减少,所以有机物变化梯度大,这有利于菌胶团细菌生长,而不利丝状微生物的生长。结果活性污泥絮凝性能好,易沉淀。

推流式曝气池本身的稀释能力小。当废水中所含的毒性或抑制性有机物等超过允许值时,废水进入曝气池前,须将其除去或进行水质调节。推流式活性污泥法适于处理易降解的工业废水和生活污水。

(2) 完全混合活性污泥法

该法对废水流量和水质变化抵抗能力强,适于难降解有机废水的处理。不适于易降解有机废水的处理,因为在完全混合条件下,丝状菌易于生长繁殖而导致活性污泥膨胀。

完全混合活性污泥法最大的特点是具有中和、调节和稀释能力。活性污泥法的最佳 pH 值范围为 $6.5\sim 8.5$,超过这个范围时,对推流式活性污泥法,废水进入曝气池前需进行中和处理,但对完全混合活性污泥法来说是否需要进行中和处理应根据该废水的水质确定。例如, pH 值大于 10 的较高浓度的纺织废水,经完全混合活性污泥法处理后, pH 值可降至 8.0 左右,这样的废水在进入曝气池前则不需进行中和处理。这是因为废水中的氢氧根离子(OH^-)与生物降解过程中产生的二氧化碳发生反应生成具有缓冲作用的重碳酸根离子(HCO_3^-)。去除每 kgBOD 能够中和 0.5kg 氢氧根离子碱度(以 CaCO_3 计)。又如,合成纤维和有机化工厂排出含乙酸废水,其 pH 值低于 4.0。对这种废水采用完全混合活性污泥法处理也不需要中和预处理。废水中的有机酸在生物处理过程被氧化为 CO_2 , CO_2 能够通过曝气而从水中被吹脱出去,结果使水中 CO_2 处于平衡状态。

(3) 生物选择器——完全混合式活性污泥法

对易生物降解的有机废水,如采用完全混合活性污泥法可在完全混合曝气池前设生物选择器以抑制丝状菌生长。根据运行条件,生物选择器可分为好氧、缺氧和厌氧三种。目前对后者研究较少,常用的是好氧生物选择器。

在好氧生物选择器中,废水中溶解性有机物大部被菌胶团细菌吸附而去除,丝状菌缺乏

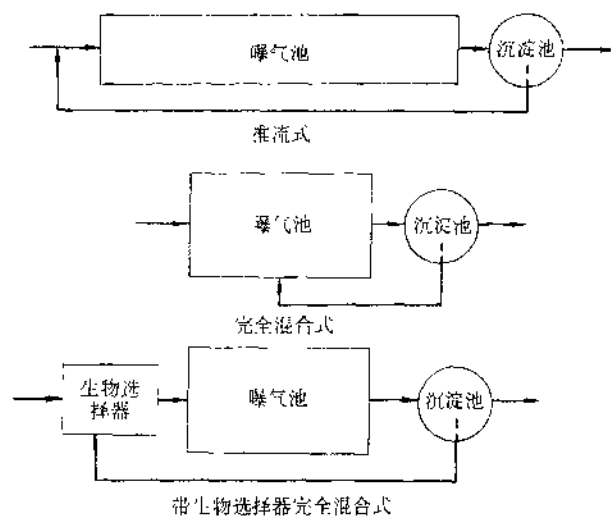


图 14-3 活性污泥法工艺构型

吸附能力,结果在选择器菌胶团细菌生长速度超过丝状菌,菌胶团细菌成为优势细菌。当废水从生物选择器流出进入完全混合曝气池时,溶解性有机物的浓度已经相当低,虽然都可被丝状菌和菌胶团细菌所利用,但丝状菌在混合液中并不占优势,另外菌胶团细菌在生物选择器中吸附的有机物贮存于细胞内,在完全混合曝气池中被利用,结果在完全混合曝气池中,菌胶团细菌仍成为优势细菌。

好氧生物选择器应保证废水与活性污泥有一定的接触时间。如果接触时间太短,则进入曝气池的废水可降解有机物浓度太高,池中丝状菌就会占优势,会产生污泥膨胀。反之,

如果接触时间太长,则进入曝气池的废水可降解有机物浓度就会太低,池中丝状菌很少,结果活性污泥缺少丝状菌作骨架,使出水悬浮物增高。因此,废水与活性污泥的接触时间应通过试验确定,一般可采用15min左右。

3. 出水悬浮物的控制

用活性污泥法处理城市污水时,出水悬浮物可低于20mg/L。用该法处理工业废水时,由于以下原因出水悬浮物浓度往往很高。

(1) 废水总溶解固体(TDS)浓度高,导致污泥絮体分散,使出水悬浮物增高。尽管目前关于TDS使絮体分散的机理尚不十分清楚,但TDS增高一般会使不可沉降的悬浮物增多。TDS高也会增大液体的相对密度,降低污泥的沉降速度。例如对农用化学药剂废水的生物降解研究表明,废水TDS浓度为1%~1.6%时,对活性污泥法有机物的去除几乎没有影响,TDS浓度高于2%时,二沉池出水悬浮物浓度显著增高。图14-4所示为几种石油化工废水

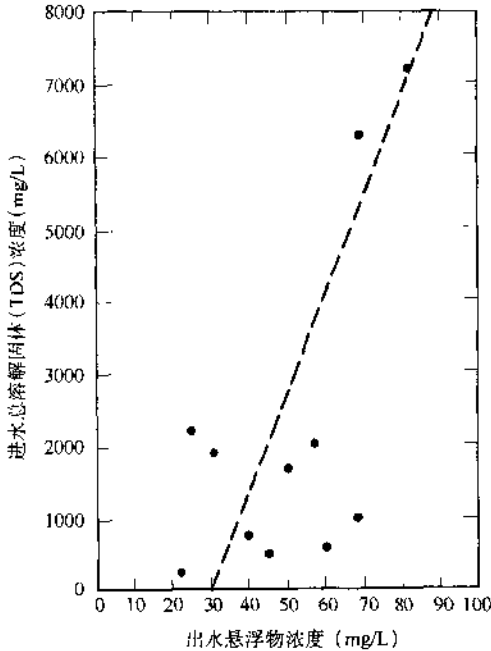


图 14-4 石油化工废水总溶解固体含量对出水悬浮物浓度的影响

TDS对活性污泥系统二沉池出水悬浮物的影响。因悬浮物不易沉降,一般多采用混凝沉淀法进行固液分离。

(2) 曝气池混合液温度变化,会造成絮体分散。例如某有机化工厂采用活性污泥法处理有机废水,混合液的温度变化如图14-5所示。该厂夏季运行时,出水悬浮物浓度为42mg/L,冬季为104mg/L,都超过排放标准40mg/L的要求,需投加混凝剂以满足排放的要求。图14-5还表示了混合液温度季节性变化对混凝剂投加量的影响。混合液温度越低,出水悬浮

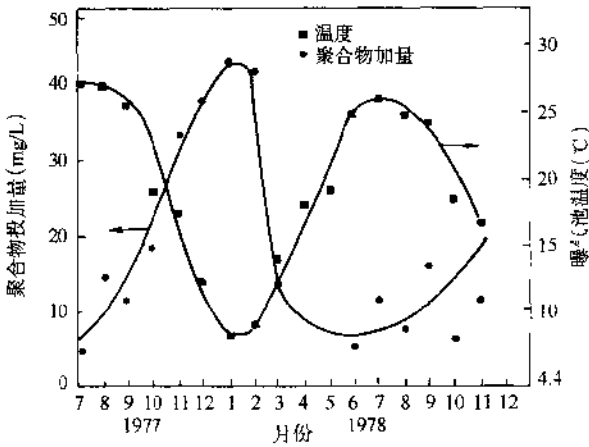


图 14-5 混凝剂投加量对出水悬浮物的影响

物浓度越高,混凝剂投加量越大。混合液温度 24h 内迅速变化,同样会造成絮体分散,使出水悬浮物浓度增高,但其影响是暂时的,当温度稳定时,混合液的沉降性能会得到恢复。

(3) 污泥负荷过低或过高,都会使活性污泥的絮凝性能变差。例如用活性污泥法处理有机化学试剂废水,当污泥负荷为 $0.08 \sim 0.36 \text{ d}^{-1}$ 时,絮凝性能良好;污泥负荷为 0.04 d^{-1} 时,由于过度的内源呼吸作用,使絮体絮凝性能恶化,在高污泥负荷(0.7 d^{-1})时,絮凝性能也很差。

(4) 废水含有机分散剂过高,会使出水悬浮物浓度随表面张力的提高而有所上升。例如某油墨厂废水采用活性污泥法处理,出水悬浮物浓度与该厂表面活性剂的使用情况有关。

此外,造成二沉池出水悬浮物浓度高的原因还有多种。例如,由于泵型或机械表面曝气装置产生的剧烈混合搅拌,造成对絮体的剪切破碎,使出水悬浮物浓度增高。另外,可能因二沉池设计不当导致出水悬浮物浓度超标。例如表面水力负荷和出水堰负荷过大等。

为降低出水中的悬浮物,可在二沉池前投加混凝剂。为了保证有足够的反应时间,可在曝气池和二沉池之间设反应池或在沉淀池内设反应室如图 14-6 所示。

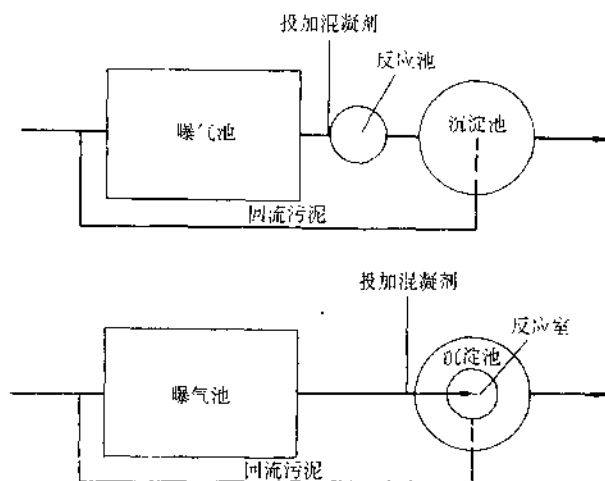


图 14-6 加入混凝剂以控制悬浮固体

4. 应用举例

(1) 推流式活性污泥法处理炼油及石油化工废水

废水来自石油炼制,石油化工生产装置。废水量 $28920 \text{ m}^3/\text{d}$, $\text{BOD}_5 250 \text{ mg/L}$, $\text{COD} 330 \text{ mg/L}$, 酚 100 mg/L , 油 100 mg/L (隔油池出水), pH 值 6~8。处理工艺流程如图 14-7 所示。

含油、含酚废水经沉砂池、隔油池,再经两级气浮池进入推流式曝气池、沉淀池。沉淀池出水经砂滤池后一部分排放,一部分经活性炭吸附塔处理后回用于砂滤池反冲洗、活性炭水力输送及工业上沥青成型水、工业循环水的补充水、沼气柜的水封用水等。由隔油池撇出的污泥入污油罐,经脱水后作燃料。气浮池浮渣用刮渣机刮入渣池,隔油池底泥、剩余污泥也排入渣池。“三渣”用泵提升至浓缩池,然后用泵送至污泥调配池,投加铝盐 2% 和消石灰 2%~4% (以干污泥重量计),然后经污泥真空脱水,泥饼送到焚烧炉焚烧。

隔油池停留时间 2~3h, 水平流速 2 mm/s ; 气浮池采用全溶气气浮,溶气罐停留时间 2.5min, 溶气压力 $0.3 \sim 0.45 \text{ MPa}$ 。一级气浮铝盐投加量 40 mg/L , 二级气浮铝盐投加量为 20 mg/L 。分离池进水释放器为帽罩式,分离池停留时间 65min (反应段 15min, 分离段 50min)。推流式曝气池污泥负荷 $0.4 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 污泥浓度 2.4 g/L , 容积负荷 $1.0 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 停留时间 4.5h, 回流比 0.4, 空气量 $99 \text{ m}^3/\text{kgBOD}_5$ 或 $17.3 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 废水。二沉池表面负荷 $2.5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 停留时间 1.08h。处理效果,活性炭塔出口油 $0.3 \sim$

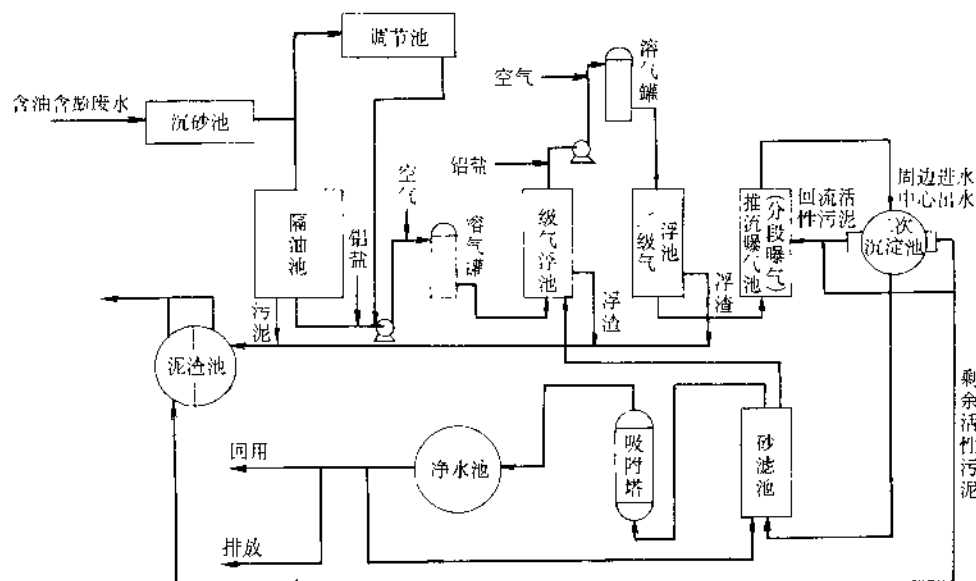


图 14-7 炼油及石油化工废水处理流程

4.0mg/L, COD<30mg/L, BOD₅<5mg/L, 酚 0.05mg/L。

(2) 完全混合活性污泥法处理聚酯和三纶废水

废水来自以石脑油为原料,生产聚酯、尼龙 66 盐、聚乙烯、聚丙烯、涤纶、锦纶纤维的常压蒸馏、催化重整、蒸汽裂解、芳烃抽取制氢、汽油加氢等装置。废水量 27600m³/d, 含油废水 BOD₅370mg/L, COD450mg/L, 油 100~600mg/L, SS50~500mg/L, 油渣 500mg/L; 不含油废水 BOD₅520mg/L, COD650mg/L, SS50mg/L, pH4~13; 酸碱清净水 BOD₅40mg/L, COD60mg/L, SS30mg/L, pH2~10。进入曝气池废水 BOD₅400mg/L, COD500mg/L, pH6.5~8.5。废水处理工艺流程如图 14-8 所示。

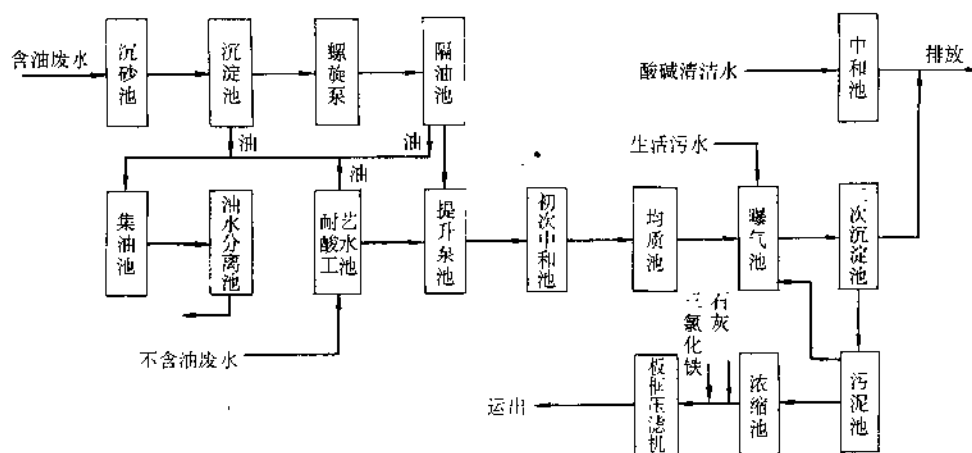


图 14-8 聚酯、三纶废水处理流程

曝气池容积负荷 $0.24\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 污泥负荷 $0.08\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$, 停留时间 40.5h , 曝气机用倒伞型叶轮 $D=1.65\text{m}$, 转速 $35\sim 53\text{r/min}$, 动力效率 $2\text{kgO}_2/\text{kWh}$, 污泥浓度 $2.5\sim 3.5\text{g/L}$, 营养比 $\text{BOD}_5:\text{N}:\text{P}=100:5:1$, $\text{pH}6.5\sim 8.5$ 。

处理效果, 出水 $\text{BOD}_5 40\text{mg/L}$, $\text{COD} 20\text{mg/L}$, $\text{SS} 40\text{mg/L}$, $\text{pH}6.5\sim 8.5$ 。

14.2.2 生物膜法

1. 生物接触氧化法

(1) 生物接触氧化法的特点

生物接触氧化法是目前工业废水生物处理采用广泛的一种方法, 它具有以下特点:

1) 具有较高的处理效率。这种处理方法一方面具有活性污泥法和生物膜法的特点, 另一方面, 单位体积生物量比活性污泥法多, 因而有机负荷较高, 接触停留时间短, 处理效率高, 有利于缩小处理构筑物容积, 减少占地面积, 节省基建投资。

2) 污泥不需回流, 不会发生污泥膨胀, 运行管理简便。

3) 耐冲击负荷能力强。这种方法由于在填料上生长着大量生物膜, 对负荷的变化适应性强。在间歇运行条件下, 也有一定的处理效果, 因此, 对于排水不均匀或生产不稳定的工厂以及电力供应不足的地区更有实用意义。

4) 挂膜培菌简单。一般 $2\sim 3\text{d}$ 就可挂膜, 再经 20d 左右驯化便可投入运行。

(2) 生物接触氧化法的设计

1) 生物接触氧化法的处理流程的选择

如前所述, 生物接触氧化法有多种处理流程, 应根据废水类型、处理程度、管理水平、基建投资和地方条件等因素来确定。在处理工业废水时, 一般处理水量小, 要求操作管理简便、运行稳定成为重要因素。由于一段法比二段法或多段法简单, 因此在工业废水处理中常采用。但是为了适应在不同负荷下的微生物生长, 提高总的处理效率, 多采用推流式成多格的一段法, 这样在高负荷和低负荷各格的填料密度和曝气强度等不一定相同, 使装置的设计更加合理。在处理城市污水时, 由于处理污水量大, 因此停留时间的长短是选择处理流程的重要因素。若停留时间短, 则构筑物容积小, 一次投资省。在达到相同处理程度下, 二段法或多段法的接触时间比一段小, 因此处理城市污水常采用二段法流程。

2) 填料的选择

它不仅关系到处理效果, 而且影响着建设投资。填料的比表面积、生物附着性、是否易于堵塞无疑是重要条件, 而经济性也是重要因素。由于填料在氧化池的投资中占的比重比较大, 所以选填料时, 往往首先考虑价格问题, 不宜单纯追求技术上的高性能。例如有的填料的技术性能稍差, 但价格便宜, 可适当增加接触时间等, 在设计时予以弥补。

3) 接触停留时间的确定

接触停留时间越长, 处理效果越好, 但所需池容积和填料量多; 反之, 接触时间短, 则对难降解物质来说, 氧化不完全会影响处理效果。接触停留时间应根据水质、处理程度要求、填料的种类, 通过试验或同类工厂的运行资料来确定。当处理生活污水或与其水质类似的工业废水时, 由于污水浓度低, 可生化性高, 可采用较短的接触停留时间, 一般为 $0.8\sim 1.2\text{h}$ 。而处理工业废水, 由于废水成分复杂, 浓度差异大, 可生化性不一, 应采用不同的接触停留时间。处理一般浓度 (COD 为 500mg/L 左右) 的工业废水时, 例如印染废水、含酚废水, 接触停留时间一般采用 $3\sim 4\text{h}$ 。处理浓度较高 (COD 为 1000mg/L 左右) 工业废水, 例如

绢纺废水、石油化工废水等,接触停留时间宜取 10~14h。

4) 气水比的确定

确定气水比时应留有余地。特别是处理 BOD 浓度较高的工业废水时,一方面由于 BOD 负荷高,生物膜数量多,耗氧速率高;另一方面由于进水不均匀,有机负荷变化大,以及鼓风机使用年限和电力供应等因素的影响,气水比应留有适当余地,增加运行上的灵活性。

5) 防止填料堵塞的措施

A. 选择填料时要同被处理废水相适应。在处理较高浓度有机废水时,可选用不易堵塞的填料,如软性纤维填料、半软性填料,例如印染、啤酒、石化、农药废水处理中多选用这种填料。实践表明,这些填料一般不会发生堵塞。城市污水 BOD 浓度低,可选用蜂窝填料或不规则的粒状填料(炉渣填料等)。

B. 定期反冲洗。在一个生产班次中,定期加大气量反冲洗填料,每次反冲 5~10min。这对于填料上衰老生物膜的脱落,防止填料堵塞是有效的。

C. 填料分层设置。设计时如采用蜂窝填料时,每层填料厚度为 0.8~1.0m,层间留有 0.25~0.3m 的空隙,以防止堵塞,层间空隙又有重新整流作用。

(3) 应用举例(处理啤酒废水)

啤酒生产工艺一般由浸麦、糖化、发酵、冷库及洗瓶罐装等工序组成,需处理的废水包括浸麦废水、糖化、发酵车间的洗罐水、洗滤料废水,罐装车间的洗瓶水、灭菌水、破瓶损耗的啤酒和地面冲洗水等。某厂的废水处理装置主要用于浸麦废水的处理。这部分废水的颜色深为黄褐色,呈酸性,pH 为 6,含有戊糖、蔗糖、葡萄糖、果胶、矿物质等麦粒的水溶物和纤维素、单宁、蛋白质、矿物质等谷皮浸出物,COD 为 450~600mg/L,BOD₅300~450mg/L,处理水量为 1000m³/d。

废水处理工艺流程如图 14-9 所示。浸麦废水经浮麦槽格栅、沉淀井预处理后,流入调节池进行水量和水质调节,而后用泵提升进入沉淀池,再进入生物接触氧化池进行生物处理。然后氧化池出水再流入气浮池进行泥水分离,最后经氯化处理和过滤处理。处理水一部分作为本厂空调冷却水,另一部分供某印染厂杂用水。沉淀池和气浮池排出的污泥采用转鼓辊压机械脱水,泥饼掺入煤渣制砖。

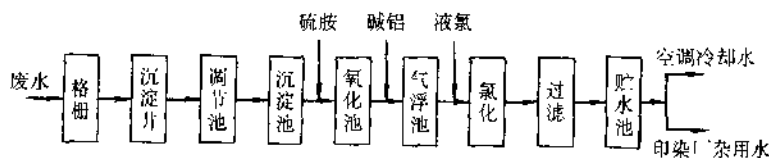


图 14-9 啤酒废水处理工艺流程

生物接触氧化池采用推流三格一段式,接触停留时间 3~4h,各格停留时间比为 2:1:1。第一格采用半软性填料,第二、三格为软性纤维填料,气水比 27:1,散流式曝气器。

气浮池采用部分回流溶气气浮,回流比为 0.3~0.4,投加碱式氯化铝混凝剂,进行固液分离,同时能去除大部分色度,脱色效果好。投量 60~80mg/L(含 Al₂O₃30%)。

氯化池停留时间 0.5h,控制余氯量 0.3~0.5mg/L。

滤池采用双层滤料(无烟煤—石英砂)重力无阀滤池。

多年运行表明,处理效果在原废水 COD 为 500mg/L, BOD₅ 为 350mg/L 左右的条件下,处理出水 COD 为 80~100mg/L, BOD₅ 为 20mg/L 以下, COD 去除率达 80%, BOD₅ 去除率 90% 以上。处理水质达到国家排放标准,可回用为生产杂用水。运转还表明,活性污泥增长率约为 0.5kg 干污泥/kgBOD₅,经转鼓辊压脱水后,泥饼含水率为 85%~87%。

2. 生物转盘

(1) 生物转盘的设计

生物转盘是由装在水槽横轴上的许多塑料圆盘组成。盘转动较慢,约有 40% 的面积浸在水下。盘上生长有 1~4mm 厚的生物膜。随着盘的旋转,盘上附着水层通过空气时,由空气供氧。转盘上附着的生物膜上生长有大量毛发状的短丝状菌,对有机物进行降解。盘转动时产生的剪切力使过厚的生物膜从盘面剥落,脱落的生物膜由沉淀池去除。

目前转盘的盘片材料主要有聚乙烯、聚苯乙烯、聚丙烯、硬聚氯乙烯和纤维增强塑料等。盘片直径 2.0~5.0m,从运输上考虑工厂制作最大为 3.6m,轴长 1.5~8.5m,其中 4.0~7.5m 用得最多,轴断面为圆形或正方形;盘片间距为 10~45mm,高密度型为 10~15mm,标准型为 20~30mm;盘片厚度为 0.6~2.0mm 及 7.0mm;每轴盘总面积 500~15000m²;接触反应槽与盘片总面积参比一般为 5~9L/m²。

影响处理性能的主要参数有转速、废水停留时间、反应槽的级数、盘浸没深度和温度等。

对 BOD 不超过 300mg/L 的低浓度废水,转速在 18m/min 以内时,处理性能随转速增大而提高,超过 18m/min 后,转速再快也不会有进一步改善。对 BOD 浓度较高的废水,增加转速就等于增加了接触、曝气和搅拌,因而能提高效率。但是,转速的提高,使能耗急剧增大,所以应对增加能耗与增大面积两者作充分经济比较。

在许多情况下,从两级改成四级会显著改善处理效率,但大于四级后效果不大。从动力学考虑,最好是推流式或多级运行。当废水组分较多时,不同级上的微生物可能专对某种组分有降解能力,较后的 n 级 BOD 浓度较低,盘片上繁育硝化菌,有可能产生硝化作用。对 BOD 浓度较高或反应速度慢的工业废水,也许需采用四级以上。对高浓度废水为保持好氧条件可以将第一级扩大。如果有大量固体产生,可以采用中间沉淀池,避免接触反应池出现厌氧状态。

(2) 应用举例(草浆造纸中段废水处理)

以稻、麦、草、废麻为原料,采用碱法蒸煮工艺生产化学浆,废水主要是洗涤浆料的中段排放水。废水量 2400m³/d, COD 1000~1500mg/L, BOD₅ 300~500mg/L, SS 800~1500mg/L。

工艺流程如图 14-10 所示。废水经泵提升依次进入初沉池、生物转盘、二沉池,出水排入河流。

生物转盘面积负荷 0.08m³/(m²·d),停留时间 3h,转盘转速 20m/min,转盘直径 3m,单轴 200 片,盘片面积 2500m²/台,盘片间隙 20mm,每台电机 3kW,每组 4 台串联。

出水 COD 406mg/L, BOD₅ 48mg/L, SS 104mg/L。

3. 生物滤池

(1) 设计注意事项

生物滤池常用塑料填料,有效高度可达 12m,水力负荷可达 230m³/(m²·d)。对某些工业废水,根据水力负荷及填料深度的不同, BOD 去除率可达 90%。为避免滤池蝇的滋生,要求最小水力负荷为 29m³/(m²·d)。为避免滤池堵塞,当处理含碳废水时,建议填料比表面积

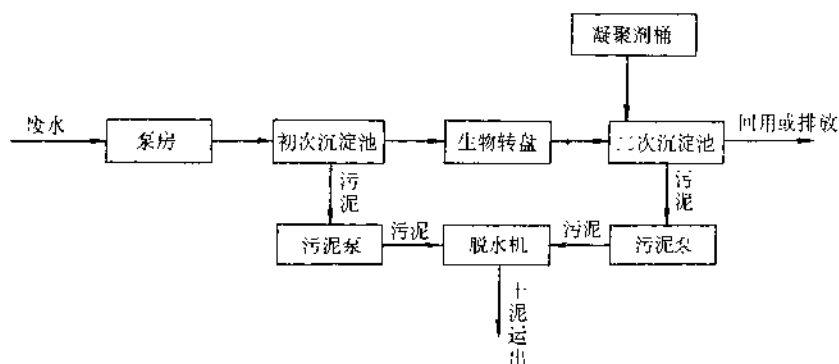


图 14-10 草浆中段废水处理流程

最大为 $100\text{m}^2/\text{m}^3$ 。比表面积大于 $320\text{m}^2/\text{m}^3$ 的滤料可用于硝化,此时污泥产率低。在多数情况下,由于溶解性工业废水的反应速度比较低,因此,对这类废水进行高去除率的处理,选用生物滤池在经济上是不可行的。但塑料填料滤池已用于高浓度废水的预处理。例如水力负荷为 $230\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,有机负荷大于 $8.0\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,BOD 去除率为 50% 左右。

(2) 应用举例,几种废水用高负荷生物滤池处理的情况列举于表 14-2。

高负荷生物滤池的性能

表 14-2

废 水	水力负荷 m ³ /(m ² ·d)	深 度 (m)	原 水 BOD (mg/L)	回 流 比	经二沉后 BOD去除率 (%)	温 度 (℃)	BOD 负荷 kg/(m ³ ·d)
生活污水	118	6.6	145	3	88		0.86
	236		131	3	82		1.76
	236		175	1	70		4.00
	59		173	0	78		1.52
	118	3.3	152	0	76		1.07
	177		166	0	45		8.80
	118		165	0	57		6.24
	89		185	0	51		4.86
柑 橘	67	6.6	542	3	69		3.18
	177		464	2	42		9.79
柑橘和污水	177	6.6	328	2	53		6.14
牛 皮 纸	341	5.5	250	0	10	34	
	173	5.5	250	0	24	36	
	187	6.6	250	0	23	40	
	84	6.6	250	0	31	33	
黑 液	44	5.5	400	0	73	24	3.20
	89	5.5	400	0	58	29	6.08
	177	5.5	400	0	58	35	12.48

14.3 工业废水厌氧生物处理

14.3.1 概述

厌氧生物处理法最早用于处理城市污水处理厂的沉淀污泥,后来用于处理高浓度有机废水,采用的是普通厌氧生物处理法。普通厌氧生物处理法的主要缺点是水力停留时间长,沉淀污泥中温消化时,一般需 20~30d。因为水力停留时间长,所以消化池的容积大,基本建设费用和运行管理费用都较高。这个缺点长期限制了厌氧生物处理法在各种有机废水处理中的应用。

60 年代以后,由于能源危机导致能源价格猛涨,厌氧发酵技术日益受到人们的重视,对这一技术在废水处理领域的应用开展了广泛、深入的科学研究工作,开发了一系列效率高的厌氧生物处理反应器,如厌氧接触法、厌氧生物滤池、升流式厌氧污泥床、厌氧膨胀床和厌氧流化床、厌氧生物转盘、厌氧挡板式反应器等。

现在,厌氧生物处理技术不仅用于处理有机污泥、高浓度有机废水,而且还能够有效的处理诸如城市污水这样的低浓度污水。与好氧生物处理技术相比较,厌氧生物处理技术具有一系列明显的优点,具有十分广阔的发展与应用前景。

厌氧生物处理法与好氧生物处理法相较具有下列优点:

(1) 有机物负荷高,容积负荷:好氧法为 $0.7 \sim 1.2 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或 $0.4 \sim 1.0 \text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 厌氧法为 $10 \sim 60 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或 $7 \sim 45 \text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。污泥负荷:好氧法为 $0.1 \sim 0.25 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 或 $0.05 \sim 0.15 \text{kgBOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$; 厌氧法为 $0.5 \sim 1.5 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 或 $0.3 \sim 1.2 \text{kgBOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 。

(2) 污泥产量低,污泥产率:好氧法为 $0.3 \sim 0.45 \text{kgVSS}/\text{kgCOD}$ 去或 $0.4 \sim 0.5 \text{kgVSS}/\text{kgBOD}$ 去; 厌氧法为 $0.04 \sim 0.15 \text{kgVSS}/\text{kgCOD}$ 去或 $0.07 \sim 0.25 \text{kgVSS}/\text{kgBOD}$ 去。

(3) 能耗低,好氧法混合液溶解氧浓度一般为 $0.5 \sim 3 \text{mg/L}$ 时,比能耗为 $0.7 \sim 1.3 \text{kW} \cdot \text{h}/\text{kgCOD}$ 去或 $1.2 \sim 2.5 \text{kWh}/\text{kgBOD}$ 去; 厌氧法,酸性发酵时混合液溶解氧浓度一般为 $0 \sim 0.5 \text{mg/L}$,甲烷发酵时溶解氧浓度为零,另外产生的沼气可作为能源,去除每 kgCOD 一般可产生 0.35m^3 的沼气,沼气的发热量为 $21 \sim 23 \text{MJ}/\text{m}^3$ 。

(4) 营养物需要量少,好氧法需要量为 $\text{COD}:\text{N}:\text{P} = 100:3:0.5$ 或 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P} = 100:5:1$,厌氧法需要量为 $\text{COD}:\text{N}:\text{P} = 100:1:0.1$ 或 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P} = 100:2:0.3$ 。

(5) 应用范围广,好氧法适于处理低浓度有机废水,对高浓度有机废水需用大量水稀释后才能进行处理,而厌氧法可用来处理高浓度有机废水,也可处理低浓度有机废水。有些有机物好氧微生物对其是难降解的,而厌氧微生物对其却是可降解的。

(6) 对水温的适宜范围较广,好氧生物处理一般认为水温在 $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 时效果最好, 35°C 以上和 10°C 以下净化效果降低,因此对高温工业废水需采取降温措施。厌氧生物处理根据产甲烷菌的最宜生存条件可分为 3 类:低温菌生长温度范围 $10 \sim 30^\circ\text{C}$,最宜 20°C 左右;中温菌范围为 $30 \sim 40^\circ\text{C}$,最宜 $35 \sim 38^\circ\text{C}$;高温菌为 $50 \sim 60^\circ\text{C}$;最宜为 $51 \sim 53^\circ\text{C}$ 。尽管产甲烷菌分为 3 类,但大多数产甲烷菌的最适温度在 $35 \sim 40^\circ\text{C}$ 之间。厌氧生物处理应尽量不采取加热的措施,但在常温时处理复杂的非溶解性有机物是困难的,高温更有利于对纤维素的分解和寄生虫卵的杀灭。

厌氧处理法的缺点有：

(1) 厌氧处理设备启动时间长,因为厌氧微生物增殖缓慢,启动时经接种、培养、驯化达到设计污泥浓度的时间比好氧生物处理长,一般需要 8~12 周。

(2) 处理后出水水质差,往往需进一步处理才能达到排放标准。一般在厌氧处理后串联好氧生物处理。

14.3.2 厌氧生物处理设备

近几十年来,开发出一系列用于处理废水的厌氧生物处理设备。本书分别地加以阐述。

1. 厌氧接触法

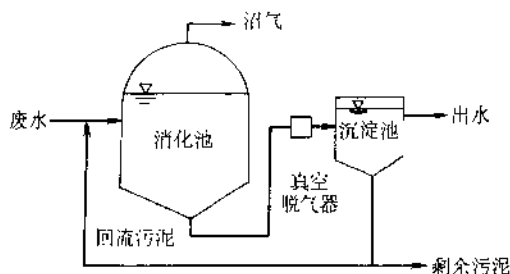


图 14-11 厌氧接触法的工艺流程

(1) 厌氧接触法工艺流程

厌氧接触法是在普通污泥消化池的基础上,并受活性污泥系统的启示而开发的。其流程如图 14-11 所示。

厌氧接触法的主要特征是在厌氧反应器后设沉淀池,污泥进行回流,结果使厌氧反应器内能维持较高的污泥浓度,可大大降低水力停留时间。

根据生物固体平均停留时间,可得下式:

$$\theta_c = \frac{VX}{QX_e + Q_w X_w} \quad (14-2)$$

式中 θ_c ——生物固体平均停留时间,d;

X ——反应器中微生物浓度, g/m^3 ;

V ——反应器容积, m^3 ;

X_e ——出水微生物浓度, g/m^3 ;

Q ——处理废水流量, m^3/d ;

X_w ——剩余污泥微生物浓度, g/m^3 ;

Q_w ——剩余污泥排放量, m^3/d 。

假设系统的剩余污泥很少,甚至可做到不从系统排放剩余污泥,则 $Q_w = 0$,上式可改写为:

$$\theta_c = \frac{VX}{QX_e} = \frac{tX}{X_e} \quad (14-3)$$

式中 $t = V/Q$ 为水力停留时间,d。

对无污泥回流的完全混合式普通厌氧法来说,因为出水微生物浓度 X_e 等于消化池中微生物浓度 X ,所以水力停留时间 t 等于生物固体停留时间 θ_c 。众所周知,对中温污泥消化,为了满足甲烷菌的生长繁殖条件,生物固体停留时间一般需要 20~30d,因此普通厌氧法的水力停留时间要求 20~30d 以上。

对于有污泥回流的完全混合式厌氧接触法,因池内混合液微生物浓度 X 大于沉淀池出水微生物浓度 X_e ,所以水力停留时间 t 小于生物固体停留时间 θ_c 。混合液微生物浓度越高和出水微生物浓度越小,则水力停留时间越短。与普通厌氧法相比较,该工艺主要特点是提

高了混合液的微生物浓度和减少出水微生物浓度。这也是各种新型厌氧法所具有的共同特点。

厌氧接触法存在的问题是,从厌氧反应器排出的混合液中的污泥由于附着大量气泡,在沉淀池中易于上浮到水面而被出水带走。此外进入沉淀池的污泥仍有产甲烷菌在活动,并产生沼气,使已沉下的污泥上翻,结果固液分离效果不佳,出水中 SS、COD、BOD 等各项指标均行增高,另外回流污泥浓度却因此而降低,影响到反应器内污泥浓度的提高。对此可采取下列技术措施:

1) 在反应器与沉淀池之间设脱气器,维持约 4900Pa 的真空度,尽可能地将混合液中的沼气脱除。但这种措施不能抑制产甲烷菌在沉淀池内继续产气。

2) 在反应器与沉淀池之间设冷却器,使混合液的温度由 35℃ 降至 15℃,以抑制产甲烷菌在沉淀池内活动,将冷却器与脱气器联用能够比较有效地防止产生污泥上浮现象。冷却器实际上是热交换器,可以利用它加热进入反应器的废水。

3) 投加混凝剂,提高沉淀效果。

(2) 厌氧接触法的工艺设计

厌氧接触法主要由消化池和沉淀池组成,设计时可参考消化池和沉淀池有关设计数据。消化池和沉淀池的主要设计参数应通过试验或参考同种废水处理的资料确定。如无资料时,对 COD 浓度为 1000mg/L 以上的废水,可参考下列设计参数进行设计。

容积负荷	$6\text{kgCOD}_{\text{cr}}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 以下
污泥负荷	$0.6\text{kgCOD}/\text{kgVSS}\cdot\text{d}$ 以下
混合液污泥浓度	$10\text{kgVSS}/\text{m}^3$ 左右
污泥回流比	0.8~1.0
搅拌功率	沼气搅拌 $5\sim10\text{W}/\text{m}^3$ 机械搅拌 $2\sim5\text{W}/\text{m}^3$
沉淀池表面水力负荷	沉淀性能良好 $0.2\sim0.25\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 沉淀性能较差 $0.1\sim0.15\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$

(3) 厌氧接触法在废水处理中的应用

厌氧接触法用于高浓度有机废水处理,目前在一些国家已有不少生产装置,在我国也已用于处理某些工业废水。现举其中数例。

1) 酒精厂废水处理

我国某酒精厂采用厌氧接触法处理酒精废水。2 座厌氧消化池的容积为 20m^3 ,用水泵水射器回流消化液搅拌。原废水 COD 浓度为 $50000\sim54000\text{mg/L}$, BOD_5 浓度为 $26000\sim34000\text{mg/L}$ 。反应温度采用 $53\sim55^\circ\text{C}$,反应器内污泥浓度为 20%~30%。COD 容积负荷为 $9.11\sim11.7\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, COD 去除率为 80%, BOD_5 去除率为 87%,水力停留时间为 4~4.5d。

2) 国外某屠宰厂废水处理

该厂废水处理工艺流程,如图 14-12 所示。

各处理单元运行参数:

调节池 水力停留时间 24h;

厌氧反应器 容积负荷 $2.5\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,水力停留时间 12~13h,反应温度 27~

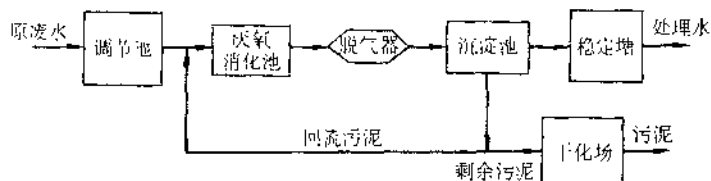


图 14-12 某屠宰厂废水处理流程

31℃, 污泥浓度 7000~12000mg/L, 生物固体平均停留时间 3.6~6d;

脱气器 真空度 $666 \times 10^2 \text{ Pa}$;

沉淀池 水力停留时间 1~2h, 表面负荷 $14.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 回流比 3:1;

稳定塘 水深 0.91~1.22m。

该处理系统对废水处理效果列举于表 14-3 中。

运行结果还表明, 当 BOD_5 容积负荷从 2.56 上升到 $3.2 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时, BOD_5 去除率由 90.6% 下降到 83%, 产气量由 $0.4 \text{ m}^3/\text{kgBOD}_5$ 下降到 $0.29 \text{ m}^3/\text{kgBOD}_5$ 。

某屠宰厂废水厌氧接触法处理数据

表 14-3

指 标	原 废 水 (mg/L)	沉淀池出水 (mg/L)	稳定塘出水 (mg/L)	厌氧反应去除率 (%)	稳定塘去除率 (%)	总 去 除 率 (%)
BOD_5	1381	129	26	90.6	79.8	98.1
SS	688	198	23	71.8	88.4	96.7

2. 厌氧生物滤池

(1) 厌氧生物滤池的构造和形式

1) 厌氧生物滤池的构造

厌氧生物滤池是装填滤料的厌氧反应器。厌氧微生物以生物膜的形态生长在滤料表面, 废水淹没地通过滤料, 在生物膜的吸附作用和微生物的代谢作用以及滤料的截留作用下, 废水中有机污染物被去除。产生的沼气则聚集于池顶部罩内, 并从顶部引出。处理水则由旁侧流出。为了分离处理水挟出的生物膜, 一般在滤池后需设沉淀池。

滤料是厌氧生物滤池的主体部分, 滤料应具备下列各项条件: 比表面积大, 孔隙率高, 表面粗糙, 生物膜易于附着, 化学及生物学的稳定性强, 机械强度高。常用的滤料有碎石、卵石、焦炭和各种形式的塑料滤料。碎石、卵石滤料的比表面积较小 ($40 \sim 50 \text{ m}^2/\text{m}^3$)、孔隙率较低 (50%~60%), 产生的生物膜较少, 生物固体的浓度不高, 有机负荷较低 (仅为 $3 \sim 6 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$), 运行中容易发生堵塞现象与短流现象。塑料滤料的比表面积和孔隙率都比较大, 如波纹板滤料的比表面积达 $100 \sim 200 \text{ m}^2/\text{m}^3$, 孔隙率达 80%~90%, 因此, 有机负荷大为提高, 在中温条件下, 可达 $5 \sim 15 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 这样的滤池不易堵塞。

2) 厌氧生物滤池的形式

根据水流方向, 厌氧生物滤池可分为升流式和降流式两种形式 (参见图 14-13)。

升流式厌氧生物滤池, 废水由底部进入, 向上流动通过滤料层, 处理水从滤池顶部旁侧

流出。沼气则通过设于滤池顶部最上端的收集管排出滤池。

在升流式厌氧生物滤池中,生物量大部分以生物膜的形式附在滤料表面,少部分以厌氧活性污泥的形式存在于滤料的间隙中,它的生物总量比降流式厌氧生物滤池高,因此效率高,这是它的主要优点。普通升流式厌氧生物滤池的主要缺点有:①底部易于堵塞;②污泥浓度沿深度分布不均匀,上部滤料不能充分利用。为克服这些缺点可采取处理出水回流的措施。

采取处理水回流措施的目的:①降低原废水悬浮固体与有机物的浓度,提高水力负荷,提高池内水流的上升速度,减少滤料空隙间的悬浮物,减轻堵塞的可能性;②可使滤料层中的生物膜量趋于均匀分布,充分发挥滤池作用,提高净化功能。

降流式厌氧生物滤池,处理水由滤池底部排出,沼气收集管仍设于池顶部上端,堵塞问题不如升流式厌氧生物滤池那样严重。

厌氧生物滤池的滤料层厚度取决于采用的滤料。碎石、卵石等块状滤料,滤料层厚度以不超过 1.2m 为宜;塑料滤料,则可采用 5m 以上的滤料层。

厌氧生物滤池的特点:①生物量浓度较高,因此,有机负荷率较高;②能够承受水量或水质的冲击负荷;③无需污泥回流;④设备简单、能耗低、运行管理方便,费用低;⑤无污泥流失之虞,处理水挟带污泥较少。

此外,厌氧生物滤池适宜用于溶解性有机废水的处理;升流式滤池的底部易于堵塞,因此,进水悬浮物含量不应超过 200mg/L。

(2) 厌氧生物滤池的工艺设计

厌氧生物滤池的工艺设计参数应通过试验或参考同类废水的运行资料确定。如无资料,当废水 COD 浓度在 3000mg/L 以上、反应温度为 30℃ 时,可参考下列设计参数设计升流式厌氧生物滤池。

滤料 填充高度 2m 以上,比表面积 100m²/m³(滤料)以上,填充率在 2/3 以上。

滤池高度 3m 以上

容积负荷 12kgCOD/(m³·d)以下

配水系统每个喷嘴服务面积 1~4m²/个

排泥系统每根排泥管服务面积 9m²/根

回流比 根据进水 COD 浓度和 pH 值确定。当进水 COD 浓度为 8000~12000mg/L 以上,pH 值较低时,需将处理水进行回流。

剩余污泥含水率 为防止滤料堵塞和水流短路,宜控制排除的剩余污泥的含水率在 95% 以下。

(3) 厌氧生物滤池在工业废水处理中的应用

以淀粉厂工业废水处理为例。

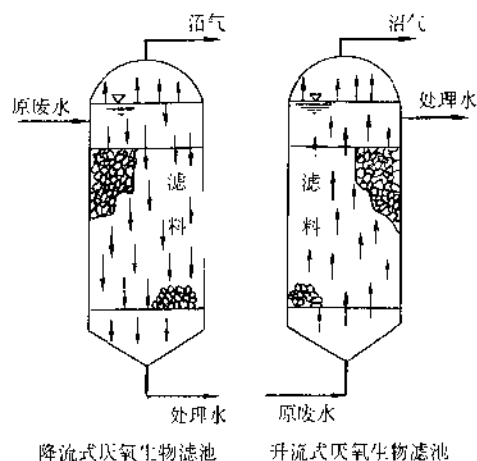


图 14-13 厌氧生物滤池

国外某淀粉厂以小麦为原料生产淀粉和谷蛋白。废水量为 $400 \sim 600 \text{ m}^3/\text{d}$ (平均 $550 \text{ m}^3/\text{d}$)，含 $\text{COD} 15000 \sim 20000 \text{ mg/L}$ ，水温为 $10 \sim 20^\circ\text{C}$ 。废水处理采用厌氧—好氧法，其工艺流程如图 14-14 所示。

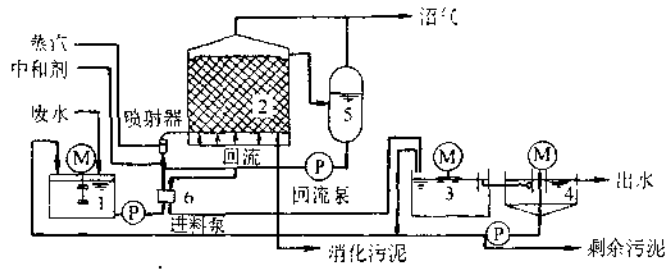


图 14-14 淀粉废水厌氧处理工艺流程图

1—调节池；2—厌氧生物滤池；3—曝气池；4—沉淀池；5—调压罐；6—热交换器

原废水与回流水混合后，投加中和剂调整 pH 值。并用蒸汽加热后经设在厌氧生物滤池底部的布水系统进入滤池，反应温度为 36°C 。为了减少蒸汽用量，充分利用回流水的余热，废水先经热交换器预热后，再根据需要加入蒸汽进行加热。废水经厌氧生物滤池处理后再进行好氧处理后排放。

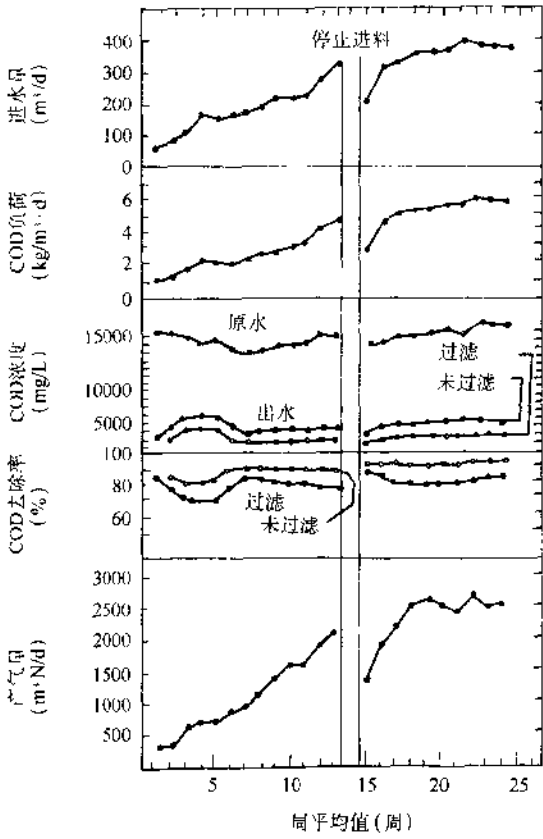


图 14-15 厌氧生物滤池处理淀粉废水的运行结果
(1984.10~1985.3)

厌氧生物滤池采用塑料滤料，COD 容积负荷率采用 $10 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，平均水力停留时间为 48h，反应温度为 36°C ，厌氧生物滤池容积为 1000 m^3 ，COD 去除率为 80%。沼气产量为 $3200 \text{ m}^3/\text{d}$ ，沼气组成： $\text{CH}_4 70\%$ ， $\text{CO}_2 30\%$ ，沼气柜容积 1500 m^3 。由于产生的沼气中含硫化氢 0.2%，故需先脱硫后再进入沼气柜贮存。沼气作为工厂干燥淀粉与锅炉燃料。

淀粉废水厌氧生物处理运行结果如图 14-15 所示。在启动初期，产气量随进水量的增加而增加，但不久 COD 去除率下降，产气也出现停滞状态，因有机酸大量积累，使甲烷菌受到抑制。以后中止进水 10d，其恶化状态缓解。再启动很快达到稳定状态。启动用了 3 个月时间。

3. 升流式厌氧污泥床

(1) 升流式厌氧污泥床的构造

升流式厌氧污泥床在构造上的特点是集生物反应与沉淀于一体，是一种结

构紧凑的厌氧反应器(参见图 14-16)。

反应器主要由下列几部分组成

1) 进水配水系统,其主要功能 是:① 将进入反应器的原废水均匀地 分配到反应器整个横断面,并均匀上 升;② 起到水力搅拌的作用。这都是 反应器高效运行的关键环节。

2) 反应区,是升流式厌氧污泥床 的主要部位,包括颗粒污泥区和悬浮 污泥区。在反应区内存留大量厌氧污 泥,具有良好凝聚和沉淀性能的污泥 在池底部形成颗粒污泥层。废水从厌

氧污泥床底部流入,与颗粒污泥层中 的污泥进行混合接触,污泥中的微生物分解有机物,同时产生的微小沼气气泡不断地放出。微小气泡在上升过程中,不断合并,逐渐形成较大的气泡。在颗粒污泥层上部,由于沼气的搅动,形成一个污泥浓度较小的悬浮污泥层。

3) 三相分离器,由沉淀区、回流缝和气封组成,其功能是将气体(沼气)、固体(污泥)和 液体(废水)等三相进行分离。沼气进入气室,污泥在沉淀区进行沉淀,并经回流缝回流到反应区。经沉淀澄清后的废水作为处理水排出反应器。

三相分离器的分离效果将直接影响反应器的处理效果。

4) 气室,也称集气罩,其功能是收集产生的沼气,并将其导出气室送往沼气柜。

5) 处理水排出系统,功能是将沉淀区水面上的处理水,均匀地加以收集,并将其排出反 应器。

此外,在反应器内根据需要还要设置排泥系统和浮渣清除系统。

(2) 升流式厌氧污泥床的特点

与其他类型的厌氧反应器相较,升流式厌氧污泥床具有一系列的优点,其中包括:

- 1) 污泥床内生物量多,折合浓度计算可达 $20 \sim 30 \text{g/L}$;
- 2) 容积负荷率高,在中温发酵条件下,一般可达 $10 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右,甚至能够高达 $15 \sim 40 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,废水在反应器内的水力停留时间较短,因此所需池容大大缩小。
- 3) 设备简单,运行方便,勿需设沉淀池和污泥回流装置,不需充填填料,也不需在反应区内设机械搅拌装置,造价相对较低,便于管理,而且不存在堵塞问题。

(3) 颗粒污泥形成机理

G. Lettinga 在研究中发现,随着污泥床运行时间的增长,在床底部的污泥逐渐形成颗粒状,成为颗粒污泥。所谓污泥颗粒化是指床中的污泥形态发生了变化,由絮状污泥变为密实、边缘圆滑的颗粒。颗粒污泥的粒径一般为 $0.5 \sim 4 \text{mm}$ 。这样污泥床内可维持很高的污泥浓度。

关于颗粒污泥形成的机理目前还处于研究阶段。提出了种种假说,大多数是根据观察颗粒污泥在培养过程中所出现的现象提出的,以下列举有代表性的几种假说。

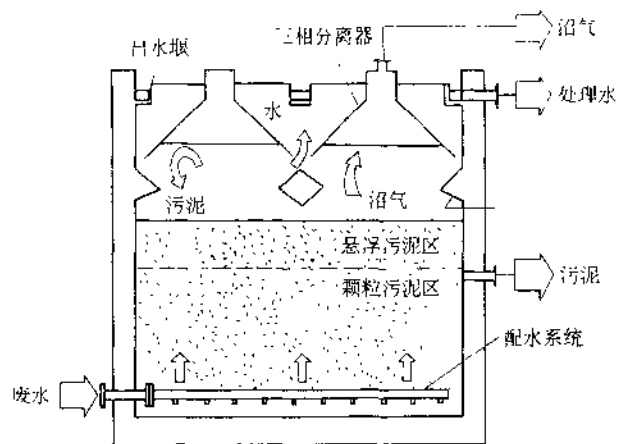


图 14-16 升流式厌氧污泥床

1) Lettinga 等提出了晶核假说。他们认为颗粒污泥的形成类似于结晶过程,在晶核的基础上,颗粒不断发育,直到最后形成成熟的颗粒污泥。晶核来源于接种污泥或在运行过程中产生的无机盐,如 CaCO_3 等颗粒物质。此假说为一些试验所证实。例如测得一些成熟颗粒污泥中确有 CaCO_3 颗粒存在,以及在颗粒污泥的培养过程中投加颗粒物质能促进颗粒污泥形成等。

2) 不少研究结果表明,在多数成熟的颗粒污泥中难找到晶核。颗粒污泥的形成可不以晶核为基础而成长,而是完全靠微生物本身形成的,又有以下的观点:

A. 电中和作用,在研究酵母细胞的凝聚过程中发现, Ca^{2+} 能中和细菌细胞表面的负电荷,能减弱细胞间的电荷斥力作用,并通过盐桥作用而促进细胞的凝聚反应。Mahoney 等人研究表明,在厌氧污泥颗粒化过程中, Ca^{2+} 也有类似的作用,因此提出了电荷中和作用来解释污泥的颗粒化过程。

B. 胞外多聚物架桥作用,这是目前比较流行的假说。在胞外多聚物中主要是胞外多糖。这一假说认为,颗粒污泥是由于微生物(细菌)分泌的胞外多糖把细胞粘结起来而形成的。Samson 等人提出,有的产甲烷菌能分泌胞外多糖,而胞外多糖是形成颗粒污泥的关键。但有关胞外多聚物在颗粒污泥形成过程中的变化及其在颗粒污泥中的分布的研究还很少。

Guiot 根据颗粒污泥的粒径大小,把颗粒污泥分为四级:一级粒径小于 0.8mm,二级为 0.8~2.0mm,三级为 2~3mm,四级粒径大于 3mm。

颗粒污泥的培养和形成的过程,许多因素对其都有影响。其中主要有:① 温度,以中温或高温为宜;② 接种污泥的质量与数量,可以以絮状的消化污泥或活性污泥作为种泥,如有条件采用已培养成的颗粒污泥作为种污泥,可大大地缩短培养时间;③ 碱度,进水碱度应保持在 750~1000mg/L 之间;④ 废水性质,易于形成颗粒污泥是含碳水化合物较多的废水和 C/N 比较高的废水;⑤ 水力负荷和有机负荷,启动时有机负荷不宜过高,一般以 0.1~0.3kgCOD/(kgVSS·d) 为宜。随着颗粒污泥的逐渐形成,有机负荷可以逐步提高。

在反应区下部的污泥床中,颗粒污泥浓度可达 40~80gVSS/L,反应区上部的污泥悬浮层中,污泥浓度约为 10~30gVSS/L,整个反应区污泥的平均浓度约为 20~40gVSS/L。

(4) 升流式厌氧污泥床的设计

升流式厌氧污泥床设计的主要内容有:① 选定池型,确定主要尺寸;② 设计进水、配水和出水系统;③ 选定三相分离器的型式。升流式厌氧污泥床的设计参数应通过试验确定,当无条件试验时可参考下列参数进行设计。

1) 容积负荷

当反应器内平均污泥浓度为 25kgVSS/m³ 时,容积负荷应根据水质和反应温度,参考表 14-4 确定。

UASB 允许容积负荷 表 14-4

反 应 温 度 (℃)	容 积 负 荷 kgCOD/(m ³ ·d)		
	VFA 废水 ^①	非 VFA 废水	SS 占 COD 总量 COD30% 的废水
15	2~4	1.5~3	1.5~2
20	4~6	2~4	2~3
25	6~12	4~8	3~6

续表

反 应 温 度 (℃)	容 积 负 荷 kgCOD/(m ³ ·d)		
	VFA 废 水 ^①	非 VFA 废 水	SS 占 COD 总量 COD30% 的 废 水
30	10~18	8~12	6~9
35	15~24	12~18	9~14
40	20~32	15~24	14~18

① VFA: 挥发性脂肪酸

2) 水力停留时间

对低浓度有机废水(COD 浓度在 1000mg/L 以下)不加热时,由于有机物分解速度是限制因素,因此,反应器的容积应根据水力停留时间确定。最小水力停留时间可参考表 14-5 确定。

升流式厌氧污泥床处理生活污水最小水力停留时间^① 表 14-5

温 度 (℃)	水 力 停 留 时 间 (h)		
	日 平 均	日 最 大	高 峰 时
16~19	10~14	7~9	3~5
22~26	7~9	5~7	3
26 以上	6	4	2.5

① 反应器高度为 4m 时。

3) 沉淀区表面水力负荷

对主要含溶解性有机物的废水,沉淀区表面水力负荷采用 3m³/(m²·h) 以下,对含悬浮物较多的有机废水表面水力负荷可采用 1~1.5m³/(m²·h) 以下。

4) 配水系统每个喷嘴服务面积

高负荷采用 2~5m²/个,低负荷可采用 0.5~2m²/个。

5) 三相分离器

目前,三相分离器的构造有多种形式,生产上采用的三相分离器多为专利。图 14-17 为三相分离器的一种形式。该三相分离器要求通过沉淀槽底缝隙的流速不大于 2m/h,沉淀槽斜底与水平面的交角不应小于 50°,以使沉淀在斜底上的污泥不发生沉积,尽快落入反应区内。

6) 反应器高度

对低浓度(COD 浓度在 1000mg/L 以下)有机废水反应器的高度可采用 3~5m; 对中浓度(COD 浓度为 2000~3000mg/L)有机废水可采用 5~7m,最大不超过 10m。

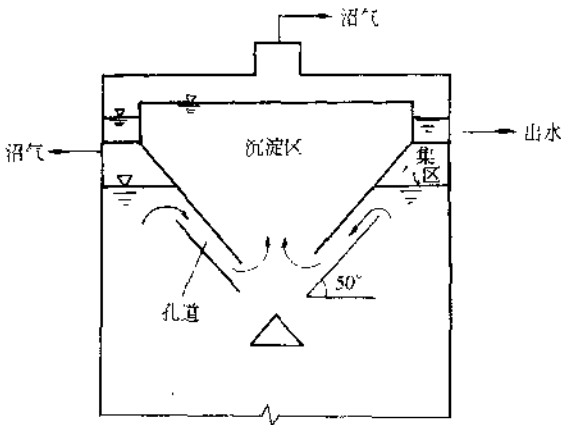


图 14-17 三相分离器

7) 回流循环水量

升流式厌氧污泥床进水 COD 浓度超过 10000~15000mg/L 时,需进行回流以降低进水 COD 浓度。

8) 预处理

进水悬浮物最高允许浓度为 6000~8000mg/L,达到此值时处理效果明显恶化,超过此值,则反应器难于运行。

(5) 升流式厌氧污泥床在废水处理中的应用

1) 甜菜制糖废水处理

这种废水季节性强,水质变化大。外国甜菜制糖废水成分如表 14-6 所示。

甜菜制糖废水的成分(平均值) 表 14-6

COD (mg/L)	BOD ₅ (mg/L)	乙酸 (%)	丙酸 (%)	丁酸 (%)	凯氏氮 (mg/L)	磷 (mg/L)	SS (mg/L)	pH	碱度 (mgH)
1000~4000	500~2500	40	45	4	20~55	0~5	0.1~1.0	6.8~7.8	10~40

注:乙、丙、丁酸的百分含量指它们各占有机酸的百分数

三座糖厂废水处理站的运行结果列于表 14-7 中。

UASB 装置运行结果 表 14-7

项 目	糖 厂			项 目	糖 厂		
	糖厂 I	糖厂 II	糖厂 III		糖厂 I	糖厂 II	糖厂 III
废水量(m ³ /h)	200	275	250	COD 容积负荷(kg/(m ³ ·d))	12	12	16.5
反应器容积(m ³)	800	1300	1425	COD 去除率(%)	70	75	75
水力停留时间(h)	4	4.8	5.7	产气量(m ³ /h)	120	200	300
进水 COD(mg/L)	1850	2400	4000	气体成分(%CH ₄)	82	82	76

废水用工业余热加热到 35℃ 左右后直接进入升流式厌氧污泥床。运行中,水温变化范围在 30~38℃ 之间。反应器用城市污泥消化池污泥为种污泥,在运行 1 个月后,COD 负荷率达到 6kgCOD/(m³·d),正常运行时,3 座糖厂的 COD 负荷都达到或超过 12kgCOD/(m³·d),COD 去除率为 75% 左右,平均产气率为 0.42m³/去除 kgCOD,甲烷含量为 80% 左右。

实践表明,反应器的运行非常稳定,由于在反应器内形成了颗粒污泥(0.5~1.0mm),具有良好的沉降性能(SVI 为 10mL/g),反应器在 3 周内负荷率从 6 增加到 12 和 16kgCOD/(m³·d)。反应器内的有机污泥量增加 4 倍。

糖厂 III 的升流式厌氧污泥床的 COD 容积负荷率与反应器内的有机污泥浓度与总量的关系如表 14-8 所示。

有机负荷率与污泥量的关系 表 14-8

时 间 (d)	COD 容积负荷率 (kgCOD/(m ³ ·d))	有机物污泥浓度 (mg/L)	有机污泥总量 (t)
32	7	7.0	3.5
38	8	16.5	8.0
43	10	21.8	12.5
51	16	31.4	19.7

2) 酿造废水处理

某酿造废水主要来自酱油、黄酱和腐乳等生产车间的生产废水及冲洗地面水。由于生产的间歇性和季节性,废水的水量、浓度及其组成极不稳定。废水量在 $30 \sim 60 \text{m}^3/\text{d}$ 之间变化;COD 一般为 $2000 \sim 6000 \text{mg/L}$,最低 520mg/L ,最高 20230mg/L ;BOD₅ 为 $1400 \sim 2200 \text{mg/L}$;悬浮物浓度一般为 $330 \sim 2600 \text{mg/L}$,pH 值通常在 6.0 左右,水温为 $15 \sim 28^\circ\text{C}$,废水的 COD:N:P:S 为 $100:(1.5 \sim 10.7):(0.1 \sim 0.2):(0.03 \sim 0.74)$,还含有相当的 Cl^- 。

升流式厌氧污泥床容积为 130m^3 ,分 2 格,在常温下运行,进水采用脉冲方式,所产生沼气供居民使用,出水经氧化沟处理后排放。

该反应器投产后,由于废水量的限制,经常运行负荷为 $2 \sim 5 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。运行表明,在维持水力停留时间为 30h 的条件下,反应器的去除负荷随进水 COD 浓度的增加而增加。在进水 COD 浓度为 $520 \sim 15000 \text{mg/L}$ 时,有机物去除负荷为 $0.42 \sim 12.8 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 范围内,COD 去除率稳定,没出现下降趋势。COD 去除负荷为 $12 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时,COD 的去除率在 8.2% 以上,产气率为 0.34m^3 沼气/去除 kgCOD 。该装置操作管理方便,运行稳定。

4. 厌氧膨胀床和厌氧流化床

(1) 厌氧膨胀床和厌氧流化床的工艺流程

工艺流程如图 14-18 所示。床内充填细小的固体颗粒填料,如石英砂、无烟煤、活性炭、陶粒和沸石等,填料粒径一般为 $0.2 \sim 1 \text{mm}$ 。废水从床底部流入,为使填料层膨胀,需将部分出水用循环泵进行回流,提高床内水流的上升流速。关于厌氧膨胀床和厌氧流化床的定义,目前尚无定论,一般认为膨胀率为 $10\% \sim 20\%$ 称膨胀床,颗粒略呈膨胀状态,但仍保持互相接触;膨胀率为 $20\% \sim 70\%$ 时,称为流化床,颗粒在床中作无规则自由运动。

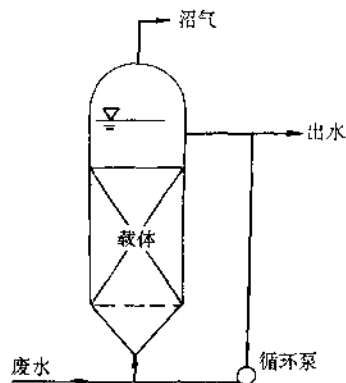


图 14-18 厌氧膨胀床和流化床工艺流程

(2) 厌氧膨胀床和厌氧流化床的特点

1) 细颗粒的填料为微生物附着生长提供比较大的比表而积,使床内具有很高的微生物浓度,一般为 30gVSS/L 左右,因此有机物容积负荷较高,一般为 $10 \sim 40 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,水力停留时间短,耐冲击负荷能力强,运行稳定。

2) 载体处于膨胀状态,能防止载体堵塞。

3) 床内生物固体停留时间较长,运行稳定,剩余污泥量少。

4) 既可用于高浓度有机废水的厌氧处理,也可用于低浓度的城市污水处理。

厌氧流化床的主要缺点有:

1) 载体流化耗能较大;

2) 系统的设计要求高。

(3) 厌氧流化床的设计

1) 填料的选择

填料的粒径、密度、粒径分布对厌氧膨胀床和厌氧流化床有较大的影响。具体情况见表 14-9。

填料物理性质对流化特性的影响

表 14-9

	过 大 时	过 小 时
粒 径	1. 颗粒自由沉降速度大,为得到一定的接触时间必须增加流化床的高度 2. 因水流剪力,生物膜易脱落 3. 比表面积下降,容积负荷低	1. 操作困难 2. 颗粒的雷诺数小于 1 寸,使液膜阻力增加
密 度	1. 同上 1 2. 同上 2 3. 膜厚大的颗粒移到流化床上部,使颗粒分层倒过来	同上
粒径分布	1. 上部孔隙率增大 2. 生物膜厚度不均匀	有助于颗粒的混合,使流化床内生物膜厚度均匀

填料一般选择粒径小(0.1~0.7mm)、相对密度轻、表面粗糙,表面带正电荷,易被厌氧菌附着的面体颗粒。

2) 确定水流上升流速(u)

为了保证流化床一定的膨胀率,水流上升流速一般采用 10~20m/h。

3) 确定容积负荷(N_v)或水力停留时间(t)

应通过试验确定,当无条件试验时,容积负荷可采用 20kgCOD/($m^3 \cdot d$)左右。

4) 计算流化床容积(V)

已知处理废水量(Qm^3/d)和 COD 浓度(S_0mg/L),再根据容积负荷或水力停留时间计算厌氧流化床的容积。

5) 确定循环水的回流比(R)

为了保证流化床一定的膨胀率,循环水的回流量应通过试验确定。

6) 计算流化床底部面积(F),按下式计算:

$$F = \frac{Q(HR)}{24u} \quad (m^2) \quad (14-4)$$

7) 计算流化床高度(H),按下式计算:

$$H = \frac{V}{F} \quad (m) \quad (14-5)$$

流化床的高度一般不小于 4m。

8) 确定流化床的直径(D)

流化床多采用园筒形,直径一般不小于 0.15m,根据 H/D 比值对各因素的影响,经技术经济比较后确定。 $\frac{H}{D}$ 比值对各因素的影响,参见表 14-10。

H/D 对各因素的影响

表 14-10

因 素 H/D	稀 释 效 果	动 力 消 耗	流 动 情 况	底 部 面 积	运 行 费
大	好	高	易	小	高
小	差	低	难	大	低

(4) 厌氧膨胀床和流化床在工业废水处理中的应用

1) 酵母发酵工业废水处理

采用二相厌氧流化床,设计和运行数据如表 14-8 所示,流程如图 14-19 所示。流化床用树脂强化的玻璃钢和聚氯乙烯衬里,2 个流化床用循环泵调节上流速度,废水独立用泵打入产酸相厌氧流化床,流化床上部设三相分离器,载体用 0.1~0.3mm 的石英砂,流化速度为 3~20m/h。产气量为 500m³/tCOD,相当于 425m³天然气的发热量。该厂不设脱硫装置。

2) 大豆加工废水处理

大豆加工废水设计的二相厌氧流化床的工艺流程如图 14-20 所示,设计和运行数据见表 14-11。该工艺的特点是在流化床外有载体脱膜装置,载体粒径采用 0.5mm 的石英砂,空塔线速度采用 31m/h。厌氧流化床上部无三相分离器。

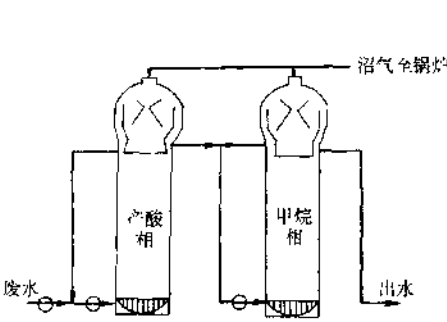


图 14-19 二相厌氧流化床流程图

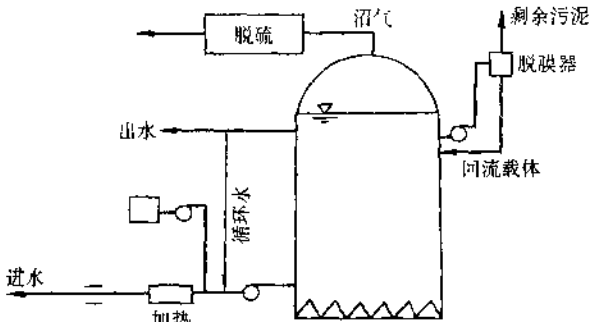


图 14-20 大豆加工废水厌氧流化床工艺流程

国外生产性厌氧流化床实例

表 14-11

废 水 名 称	清凉饮料	大豆加工	酵母发酵	酵母发酵	KP 纸浆漂白
废水量(m ³ /d)	380	77	4320	1200	
废水 COD 浓度(mg/L)	6900	12000	3200	3600	700 ^①
pH 值		6.7~7.1	6.8	7.4	6~8
厌氧消化相数	单相	二相	二相	二相	单相
厌氧流化床容积(有效容积)(m ³)	120	360(300)	380(225)	125(80)	
厌氧流化床高度(流化部分)(m)		12.5	21(13)	17(12)	
厌氧流化床直径(m)		6.1	4.7	3.0	
系列数		2	2	2	1
水力停留时间(h)	6	16	2.4	3.2	3~12
消化温度(℃)		35	37	37	35±2
COD 去除负荷(kgCOD/(m ³ ·d))	9.6	12	22	20	
微生物浓度(kg/m ³)		12	20	20	
残余脂肪酸(g/L)		600	<100	100	
COD 去除率(%)	77	76	70	75	50~60 ^①

① 以 BOD₅ 值表示。

5. 厌氧生物转盘

(1) 厌氧生物转盘的构造

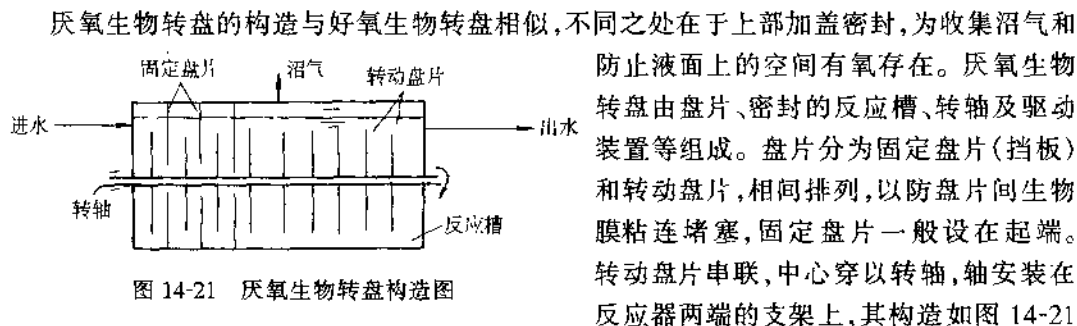


图 14-21 厌氧生物转盘构造图

防止液面上的空间有氧存在。厌氧生物转盘由盘片、密封的反应槽、转轴及驱动装置等组成。盘片分为固定盘片(挡板)和转动盘片,相间排列,以防盘片间生物膜粘连堵塞,固定盘片一般设在起端。转动盘片串联,中心穿以转轴,轴安装在反应器两端的支架上,其构造如图 14-21

所示。废水处理靠盘片表面生物膜和悬浮在反应槽中的厌氧活性污泥共同完成。盘片转动时,作用在生物膜上的剪力将老化的生物膜剥下,在水中呈悬浮状态,随水流出槽外。沼气则从槽顶排出。

(2) 厌氧生物转盘的特点

厌氧生物转盘主要有下列特点:

- 1) 微生物浓度高,可承受高额的有机物负荷,一般在中温发酵条件下,有机物面积负荷可达 $0.04\text{kgCOD}/(\text{m}^2(\text{盘片})\cdot\text{d})$ 左右,相应的 COD 去除率可达 90% 左右;
- 2) 废水在反应器内按水平方向流动,无需提升废水,从这个意义来说是节能的;
- 3) 无需处理水回流,与厌氧膨胀床和流化床相较既节能又便于操作;
- 4) 可处理含悬浮固体较高的废水,不存在堵塞问题;
- 5) 由于转盘转动,不断使老化生物膜脱落,使生物膜经常保持较高的活性;
- 6) 具有承受冲击负荷的能力,处理过程稳定性较强;
- 7) 可采用多级串联,各级微生物处于最佳的生存条件下;
- 8) 便于运行管理。

厌氧生物转盘的主要缺点是盘片成本较高使整个装置造价很高。

(3) 厌氧生物转盘的设计

厌氧生物转盘的计算按负荷法进行,通过计算求定盘片总面积。

$$A = \frac{QS_0}{N_a} \quad (\text{m}^2) \quad (14-6)$$

式中 A ——所需盘片总面积, m^2 ;

N_a ——有机物面积负荷, $\text{kgCOD}/(\text{m}^2 \text{盘片} \cdot \text{d})$ 。

厌氧生物转盘在目前还处于试验阶段,在生产中还少用。

6. 厌氧挡板式反应器

(1) 厌氧挡板式反应器的构造和工艺流程

厌氧挡板式反应器是美国 Mccarty 于 1982 年开发的一种新型厌氧活性污泥法。厌氧挡板式反应器及废水处理工艺流程如图 14-22 所示。在反应器内垂直于水流方向设多块挡板来保持反应器内较高的污泥浓度以减少水力停留时间。挡板把反应器分为若干个上向流室和下向流室。上向流室比较宽,便于污泥聚集,下向流室比较窄,通向上向流的导板下部边缘处加 60° 的导流板,便于将水送至上向流室的中心,使泥水充分混合保持较高的污泥浓

度。当废水 COD 浓度高时,为避免出现挥发性有机酸浓度过高,减少缓冲剂的投加量和减少反应器前端形成的细菌胶质的生长,处理后的水进行回流,使进水 COD 稀释至大约 $5 \sim 10\text{g/L}$,当废水 COD 浓度较低时,不需进行回流。

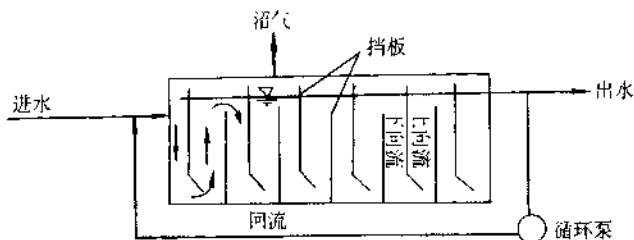


图 14-22 厌氧挡板反应器工艺流程图

厌氧挡板反应器是从研究厌氧生物转盘发展而来的,生物转盘的转动盘不动,并全为固定盘,这样就产生了厌氧挡板反应器。厌氧挡板反应器与厌氧转盘比较,可减少盘的片数和省去转动装置。厌氧挡板反应器实质上是一系列的升流式厌氧污泥床,由于挡板的截留,流失的污泥比升流式污泥床少,反应器内不设三相分离器。

(2) 厌氧挡板式反应器的特点

1) 反应器启动期短。试验表明,接种一个月后,就有颗粒污泥形成,两个月就可投入稳定运行。

2) 避免了厌氧滤池、厌氧膨胀床和厌氧流化床的堵塞问题。

3) 避免了升流式厌氧污泥床因污泥膨胀而发生污泥流失问题。

4) 不需混合搅拌装置。

5) 不需载体。

7. 复合厌氧法

复合厌氧法是在一个设备内由几种厌氧反应器复合而成的一种厌氧处理法。目前开发的多为升流式厌氧污泥床和厌氧生物滤池复合而成的升流式厌氧污泥床过滤器。根据有无三相分离器升流式厌氧污泥床过滤器又可分为无三相分离器的升流式厌氧污泥床过滤器(UBF)和有三相分离器的升流式厌氧污泥床过滤器(UASB+AF)。

国外用 UBF 处理制糖废水。在反应器上部 $1/3$ 容积充填塑料环,填料的比表面积为 $235\text{m}^2/\text{m}^3$ 。反应器下部 $2/3$ 容积为污泥床。运行表明,有机物容积负荷为 $26\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时,COD 去除率大于 93% ,容积负荷高达 $51\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时,COD 去除率仍可达 64% 。

8. 两相厌氧法

(1) 两相厌氧法的特点

两相厌氧法是一种新型的厌氧生物处理工艺,与前面所介绍的几种厌氧反应器不同,它不是反应器设备与构造的改进,而是在工艺上的新开发。我们知道,有机底物的厌氧降解,在宏观上和工程上可以简化地分为产酸和产甲烷两个阶段。在一个反应器内保持这两大类微生物的成活,并有旺盛的生理功能活动,协调发展,对这样反应器的维护管理是比较困难的。

1971 年戈什(Ghosh)和波兰特(Pohland)首次提出了两相发酵的概念,即把这两个阶段的反应分别在两个独立的反应器内进行。分别创造各自最佳的环境条件,培养两类不同的微生物,并将这两个反应器串联起来,形成两相厌氧发酵系统。

由于两相厌氧发酵系统能够承受较高的负荷率,反应器容积较小,运行稳定,日益受到

人们的重视。

由于酸化和甲烷发酵是在两个独立的反应器内分别进行,从而使本工艺具有一系列特点。

1) 能够向产酸菌、乙酸菌、产甲烷菌分别提供各自最佳的生长繁殖条件,在各自反应器内能够得到最高的反应速度,使各个反应器达到最佳的运行效果;

2) 当进水负荷有大幅度变动时,酸化反应器存在着一定的缓冲作用,对后续的产甲烷反应器影响能够缓解。因此,可以说两相厌氧反应处理法具有一定的耐冲击负荷的能力。

3) 负荷率高,反应器容积小,酸化反应器反应进程快,水力停留时间短,COD 浓度可去除 20%~25%左右,能够大大地减轻产甲烷反应器的负荷。

4) 由于反应器容积小,相应地基建费用也较低。

(2) 两相厌氧法的设计

两相厌氧法反应器的容积一般按有机容积负荷率或水力停留时间确定。

水力停留时间和有机负荷率随废水水质不同及反应器的类型不同而异,一般通过试验或参照同类废水已有的经验确定。以下数据供确定水力停留时间或有机负荷率时参考。

在中温发酵的条件下,对酸化反应器,pH 值 5~6,脂肪酸(以乙酸计)可达 5000mg/L 左右,COD 降低 20%~25%左右。

对产甲烷反应器,pH 值为 7~7.5,脂肪酸(以乙酸计)降低到 500mg/L,COD 可降低 80%~90%,产气率为 0.5m³/kgCOD 左右。

(3) 两相厌氧法在工业废水处理中的应用

两相厌氧法不仅适用于处理含有大量悬浮物,特别是含有纤维素的废水,也适用于处理含 COD 浓度高,悬浮物浓度低的工业废水,如甜菜糖厂、柠檬酸厂、亚麻厂、淀粉厂和葡萄糖厂等工业废水。对含有毒化合物的复杂可溶性废水,如含有较高浓度的硝酸盐、硫酸盐、亚硫酸盐、氮等时,采用两相厌氧法是一种去除毒物,提高厌氧发酵效率的方法。

含硫酸盐有机废水处理

硫酸盐对厌氧处理的影响,有机物厌氧降解过程中,常伴随着硫酸盐还原作用。所谓硫酸盐还原作用一般是指硫酸还原细菌将硫酸盐还原。在这个过程中,硫酸盐作为电子受体参加有机物的分解反应。结果少部分还原的硫用于合成微生物细胞,大部分以硫化物的形式释放于细胞体外。

硫酸盐还原菌是指能通过异化作用进行硫酸盐还原的一类细菌,一般说他们是严格的厌氧菌。影响硫酸盐还原菌的环境因素有:

1) 温度,同甲烷菌相似,中温菌 30℃,高温菌为 50~70℃。

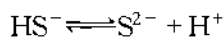
2) 营养,硫酸盐还原菌是严格的厌氧异养菌,除有机物外,还需硫酸盐、亚硫酸盐、硫代硫酸盐及单质硫等。

3) pH 值,适宜的 pH 值为 4.5~9.5,最佳 pH 值为 6.5~8.0。

4) 氧化还原电位,硫酸盐还原菌是严格的厌氧菌,氧化还原电位一般在 100mV 以下。故在好氧反应器中它不可能生长。

释放于细胞体外的硫化物,根据废水 pH 值不同,存在如下的平衡关系:





气液两相



可见在厌氧反应器中,硫酸盐被还原成硫化物是以 H_2S 、 HS^- 和 S^{2-} 的形式存在。它们在水中的浓度(%)与废水的 pH 值有关,见图 14-23。

硫化物在一定条件下,对厌氧菌都有毒害作用,产甲烷菌受硫化物的毒害作用比产酸细菌大。硫化物的毒害作用,主要取决于废水中溶解性 H_2S 的浓度,水中只有 H_2S 的分子才能接近并穿透细菌的细胞壁进入细胞体内产生作用。

硫酸盐的还原对厌氧过程的影响有两个方面。一方面,由于硫酸盐还原菌与产甲烷菌有着相似的生长环境,它们之间存在着基质竞争,影响产甲烷菌的生长繁殖;另一方面,硫酸盐还原的产物硫化物浓度高时,会降低产甲烷菌的活性。

据报导,Lawrence 等人提出硫化物极限浓度为 200mg/L , H_2S 为 50mg/L 。有人对单相 UASB 进行研究,当硫化物浓度为 300mg/L , H_2S 为 100mg/L 时,对厌氧反应无毒害作用。但硫化物浓度为 400mg/L , H_2S 为 140mg/L 时,厌氧反应明显恶化, COD 去除率大大下降,产气量剧减。这可能是 UASB 颗粒污泥对产甲烷菌起保护作用,减轻硫化物对产甲烷菌的毒害作用。当废水硫酸盐含量高时,为了减轻硫化物对产甲烷菌的毒害作用,含高硫酸盐的有机废水厌氧生物处理可采用两相厌氧法。在酸性发酵阶段进行产酸作用,使有机物分解和硫酸盐还原作用去除硫酸盐。

两相厌氧法的优点有:

(1) 硫酸盐还原菌可利用的底物很广,可代谢酸性发酵阶段的中间产物,如乳酸、丙酸、丙酮酸等,在一定程度上能够促进有机物的分解。

(2) 产酸菌比产甲烷菌能承受的硫化物浓度高,硫化物对产酸菌的毒性较小,一般情况下,对产酸过程影响较小。

(3) 硫酸盐的还原作用,主要在产酸相反应器中进行,这就避开了硫酸盐还原菌和产甲烷菌之间竞争底物问题,可保证甲烷相反应器有较高的产气率,另外沼气中 H_2S 含量较小,便于利用。

(4) 产酸相反应器处于弱酸状态,硫酸盐的还原产物硫化物大部分以 H_2S 的形式存在于废水中,便于采用吹脱法去除。

下面以马铃薯淀粉工业废水为例,介绍两相厌氧法的应用。

国外某马铃薯淀粉厂的废水主要含可溶性的碳水化合物 7g/L 、蛋白质 15g/L 、氨基酸 15g/L 、柠檬酸 5g/L 。其中 80% 以上的有价值的蛋白质采用加热冷结和超滤法回收,剩余的有机物采用两相厌氧法处理。废水 COD 浓度 $17500 \sim 18000\text{mg/L}$, 硫酸盐浓度为 3.3mmol , pH 为 6.2。

废水处理采用厌氧—好氧工艺流程:废水经沉淀池沉淀后,进入升流式厌氧滤池进行产酸发酵,出水送入吹脱塔用沼气吹脱出水中的 H_2S ,再送入 UASB 进行甲烷发酵,出水再

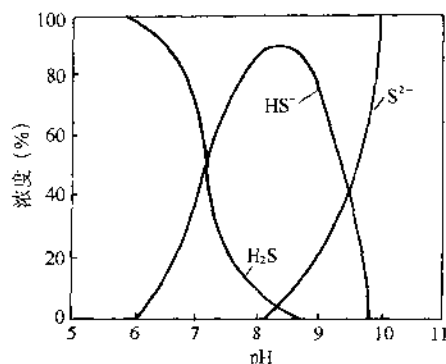


图 14-23 硫化物浓度(%)与 pH 值的关系

送入好氧处理构筑物进行处理。主要构筑物的容积和操作条件,列于表 14-12 中。

主要装置容积及操作条件

表 14-12

项 目	沉 淀 池	酸化反应器	甲烷反应器	项 目	沉 淀 池	酸化反应器	甲烷反应器
容 积 (m ³)	700	1700	5000	水 温 (℃)	33	33	35
水力停留时间(h)	3.25	9.5	20	出水 pH 值	6.2	6.2	7.5

运行结果列于表 14-13 和表 14-14 中。从表可知,由于微生物活动,使有机物含量降低。在沉淀池和产酸相反应器中有机碳的降低,产物不是甲烷而是二氧化碳,这是因为在沉淀池和产酸相反应器中水的 pH 值低于 6.3,大大低于产甲烷菌的最适 pH 值,并且水力停留时间短,没有足够的生物固体停留时间,难于保证产甲烷菌在池内增殖。在甲烷相反应器中有机碳进一步降低,主要转化为甲烷和二氧化碳。COD 的去除和总有机碳去除规律不同,在沉淀池中并没有观察到 COD 减少。在产酸相反应器中 COD 变化很小,去除率只有 8%。这时因为在厌氧条件下,由于产生 CO₂ 导致 COD 减少,同时因还原性有机物(如丙酸、丁酸、戊酸和细胞物质)和无机化合物(如氨、硫化物)使 COD 增加,结果 COD 变化很小。从表中所列数据还可看出,产甲烷相反应器的出水 COD 值仍很高,水中主要含氨、微生物菌体和少量的各种有机物(如乙酸、丙酸和酮酸等),这些杂质最后通过好氧处理被去除。

运 行 结 果

表 14-13

水 质	沉淀池进水	沉淀池出水	吹脱塔出水	产酸相反应器出水	产甲烷相反应器出水
总有机碳(mg/L)	7200	6350	4990	3410	2060
COD(mg/L)	17500~18000	17800	16400	11700	3000
硫酸盐(mmol)	3.3	3.0	1.3	0.7	<0.1
硫化物(mmol)	<0.1	0.1	1.9	1.3	1.4

各厌氧反应器的气体成分

表 14-14

成 分 (%)	产酸相反应器	产甲烷相反应器	成 分 (%)	产酸相反应器	产甲烷相反应器
H ₂	0.1	0.01	CO ₂	48.0	27.10
H ₂ S	1.48	0.49	CH ₄	6.3	72.0

从表 14-13 还可看出,硫酸盐还原在沉淀池中就已发生,该池的 pH 值为 6.2。从图 14-23 可看出,大多数硫化物以 H₂S 形式逸到空气中,大部分硫酸盐在产酸相反应器中被还原。从反应器流出的废水 pH 值为 6.2,硫化物主要以 H₂S 形式存在于水中,在吹脱塔用沼气将其脱出,经吹脱后的废水送入产甲烷相反应器,废水中的硫酸盐含量进一步降低。产甲烷相反应器产生的沼气中,H₂S 含量为 6.58/m³(体积比为 0.49%)。

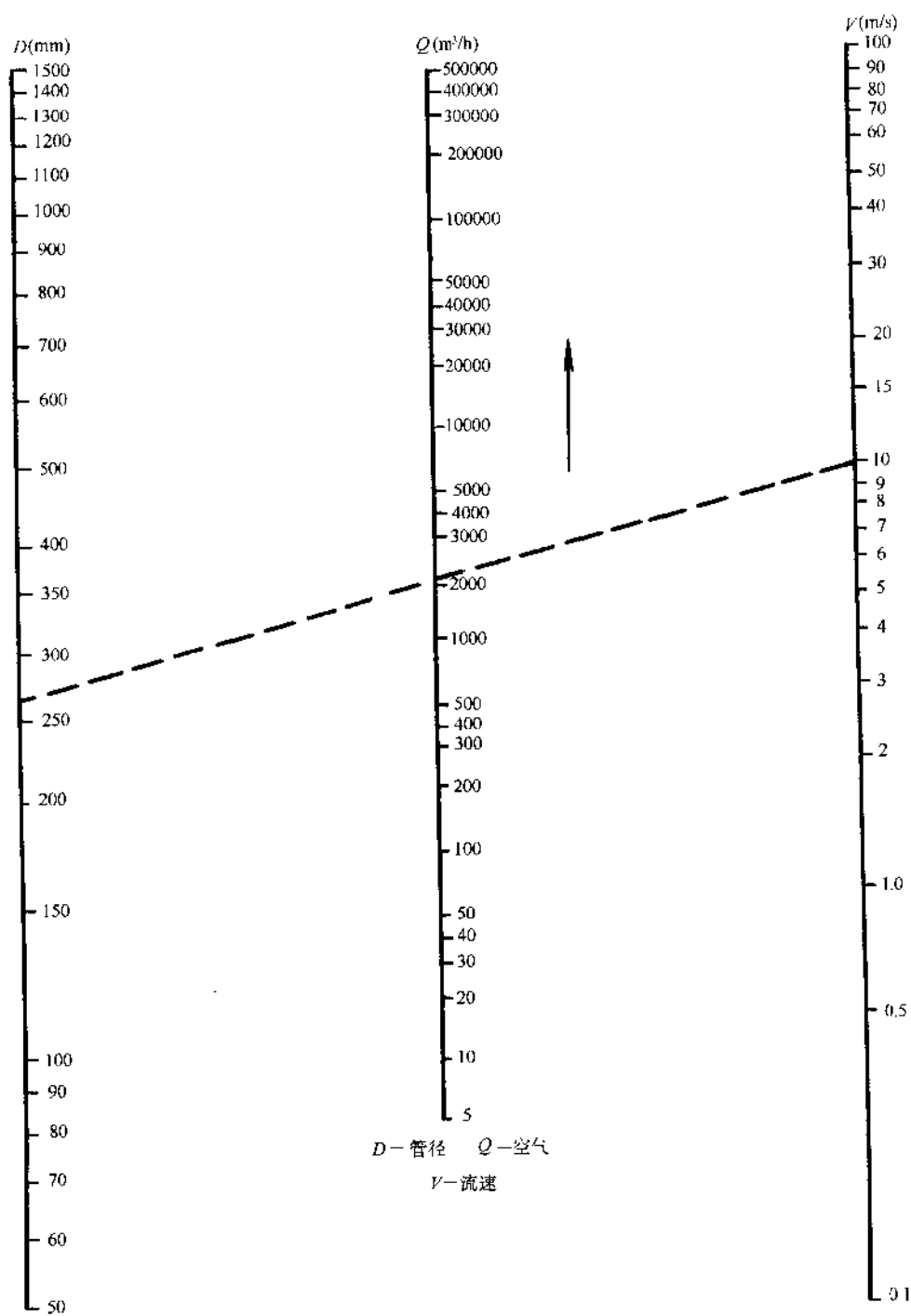
附 录

附录 1 氧在蒸馏水中的溶解度

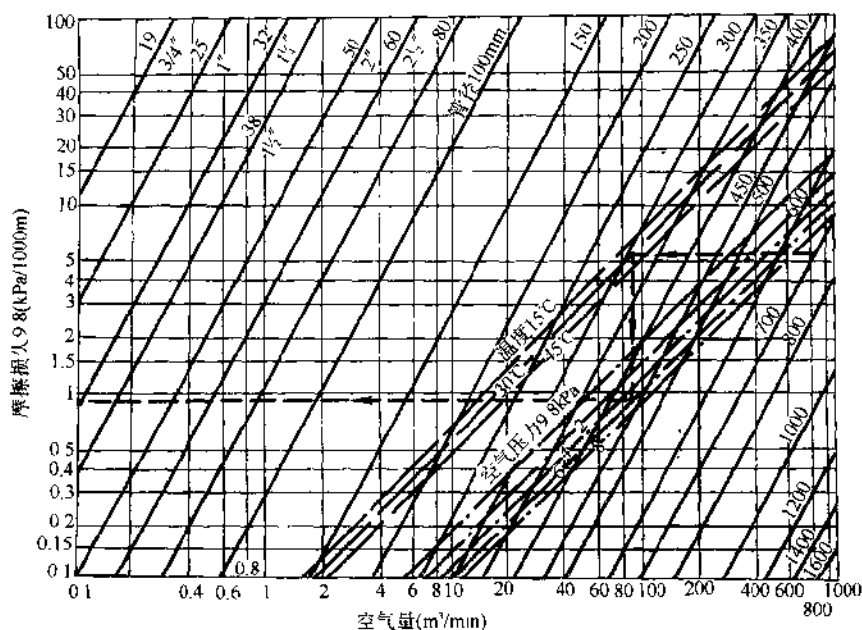
氧在蒸馏水中的溶解度(饱和度)

水温 $T(^{\circ}\text{C})$	溶解度(mg/L)	水温 $T(^{\circ}\text{C})$	溶解度(mg/L)
0	14.62	16	9.95
1	14.23	17	9.74
2	13.84	18	9.54
3	13.48	19	9.35
4	13.13	20	9.17
5	12.80	21	8.99
6	12.48	22	8.83
7	12.17	23	8.63
8	11.87	24	8.53
9	11.59	25	8.38
10	11.33	26	8.22
11	11.08	27	8.07
12	10.83	28	7.92
13	10.60	29	7.77
14	10.37	30	7.63
15	10.15		

附录2 空气管计算图(a)



附录3 空气管计算图(b)



附录4 各种管内部压力损失的换算系数

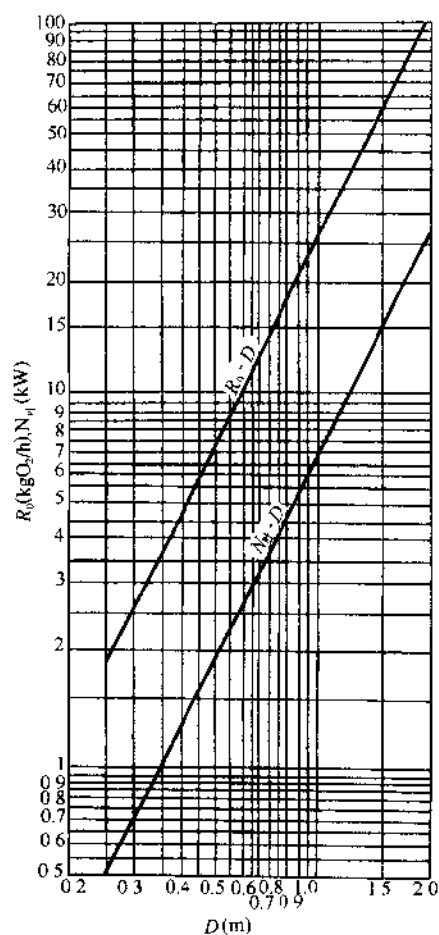
管子种类	管 径		
	3/4"~2 1/2"	80*~800	>800*
无缝钢管	0.80~0.95	0.84~0.93	0.82~0.92
镀锌管	1.00	—	—
铸铁管(粗糙的)	—	1.18~1.10	1.16~1.10
铸铁管(沥青涂面)	—	1.00	1.00

* 单位: mm

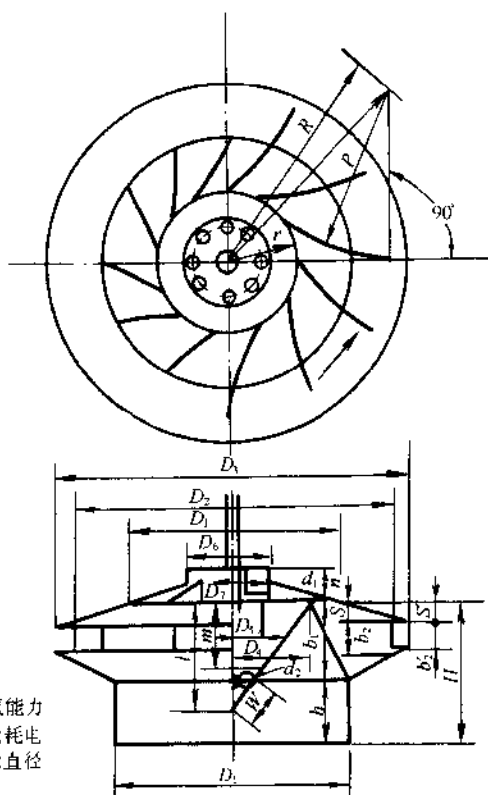
附录5 我国鼓风机产品规格

型 号	风 量 (m³/min)	风 压 (9.8Pa)	电机功率 (kW)	型 号	风 量 (m³/min)	风 压 (9.8Pa)	电机功率 (kW)
LG5	5	3500	4.0	LG40	40	3500	40
		5000	7.5			5000	55
LG10	10	3500	10			7000	75
		5000	13	LG60	60	3500	55
LG15	15	3500	13			5000	75
		5000	17			7000	115
LG20	20	3500	17	LG80	80	3500	75
		5000	30			5000	115
LG30	30	3500	30			7000	155
		5000	40				

附录6 泵形曝气叶轮的技术规格



R_0 — 充氧能力
 N_0 — 叶轮耗电
 D — 叶轮直径



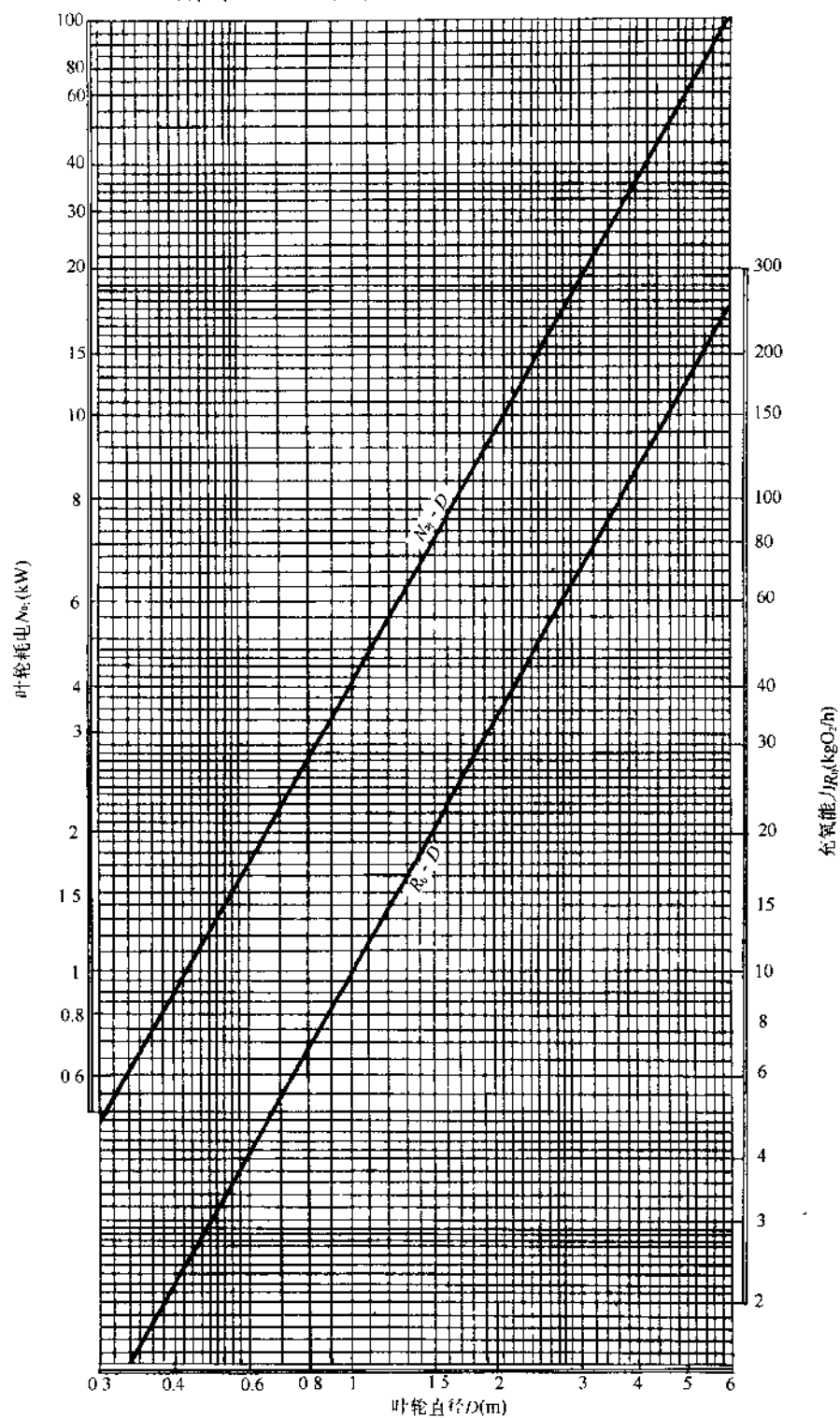
泵形(E)比例尺寸

代 号	尺 寸	代 号	尺 寸	代 号	尺 寸
D_2	D_2	b_2	$(0.0497D_2)$	d_1	$0.0005 \times \left[\frac{\pi}{4} D_1^2 \right]$ 面积
D_1	$(0.729D_2)$	S	$0.0243D_2$		$0.0004 \times \left[\frac{\pi}{4} D_1^2 \right]$ 面积
D_3	$1.110D_2$	S'	$(0.0343D_2)$	d_2	
D_4	$0.412D_2$	h	$0.219D_2$	R	$0.70955D_2$
D_5	$0.1875D_2$	H	$(0.3958D_2)$	r	$0.2085D_2$
D_6	$0.2440D_2$	l	$0.299D_2$	P	$0.503D_2$
D_7	$0.1390D_2$	m	$0.171D_2$	叶片数 Z	12 片
b_1	$0.1770D_2$	n	$0.104D_2$	进水角 B_1	$71^\circ 20'$
b_2	$0.0680D_2$	W	$0.139D_2$	出水角 B_2	90°

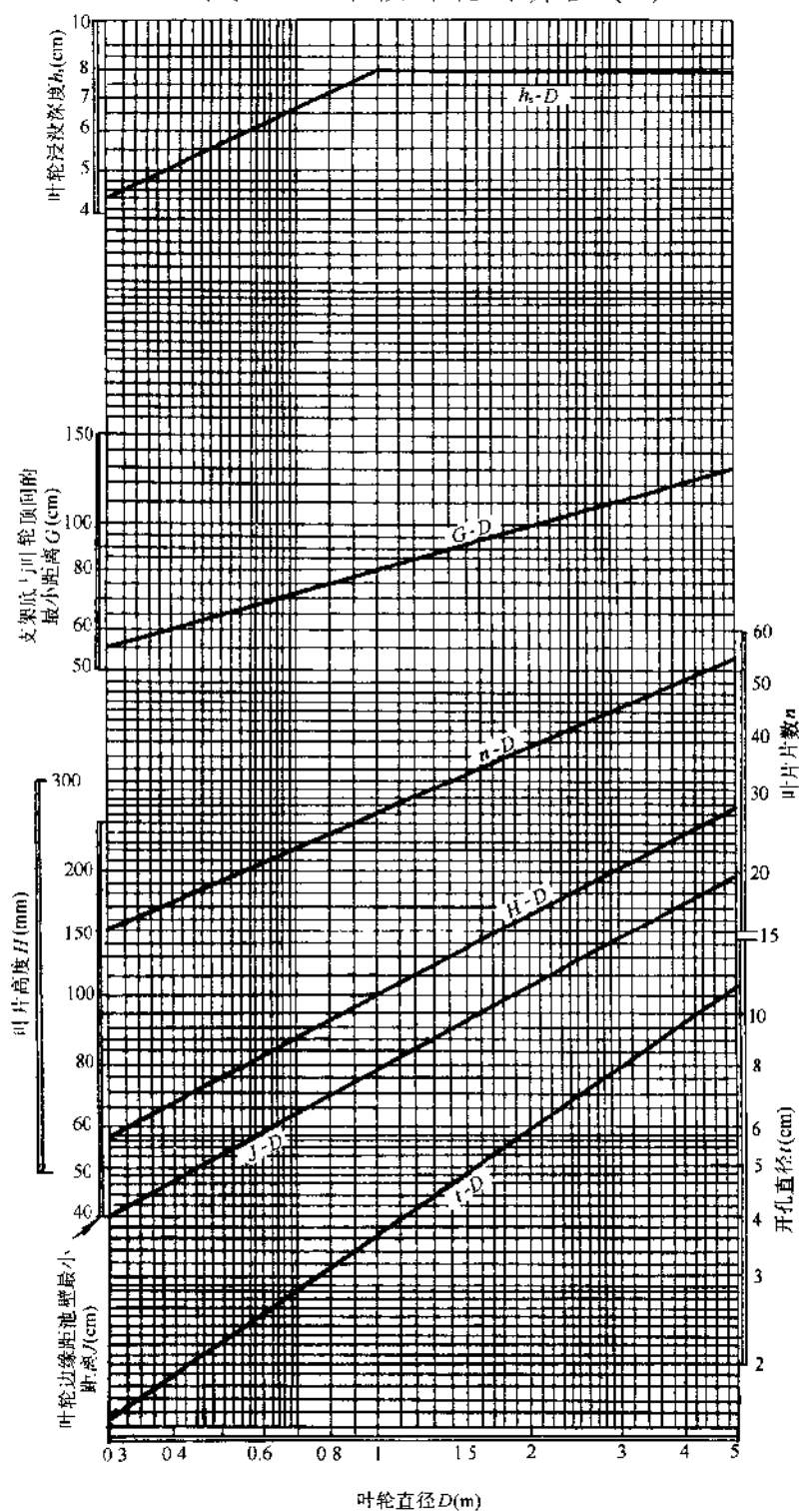
浸设度: $0.0345D_2$ (mm) 线速: $4.7 \sim 5.5$ (m/s)

注: 圆形曝气池池壁水面不可装置挡流板, 以破坏旋涡, 防止叶轮脱水。方形、长方形则不需装置挡流板。

附录7 平板叶轮计算图(a)



附录8 平板叶轮计算图(b)



附录9 螺旋泵基本参数

螺旋泵外缘直径 (mm)	转 速 (r/min)	流 量 (L/s)	
		安装角 30°时(标准)	安装角 38°时(最大)
300	112	14	10.5
400	92	26	20
500	79	46	34
600	70	69	52
800	58	135	100
1000	50	235	175
1200	44	350	260
1400	40	525	370
1600	36	700	522
1800	34	990	675
2000	32	1200	850
2200	30	1500	1100
2400	28	1860	1370
2600	26	2220	1600
2800	25	2600	1900
3000	24	3100	2300
3200	23	3550	2640
3500	22	4300	3200
4000	20	6000	4450

注：1. 表中流量是指螺旋泵外缘直径与泵轴直径之比为 2:1 时的流量。
2. 表中流量是指螺旋叶片为三头时的流量，二头与一头时的流量分别为三头的 0.8 与 0.64 倍。

附录10 中华人民共和国国家标准

UDC 614.7
(083.75)
GB 3838—88

地面水环境质量标准

代替 GB 3838—83

为贯彻执行中华人民共和国《环境保护法(试行)》和《水污染防治法》，控制水污染，保护水资源，特制订本标准。

本标准适用于中华人民共和国领域内江、河、湖泊、水库等具有使用功能的地面水水域。

1 水域功能分类

依据地面水水域使用目的和保护目标将其划分为五类：

- I类 主要适用于源头水、国家自然保护区。
- II类 主要适用于集中式生活饮用水水源地一级保护区、珍贵鱼类保护区、鱼虾产卵场等。
- III类 主要适用于集中式生活饮用水水源地二级保护区、一般鱼类保护区及游泳区。
- IV类 主要适用于一般工业用水区及人体非直接接触的娱乐用水区。
- V类 主要适用于农业用水区及一般景观要求水域。
- 同一水域兼有多类功能的,依最高功能划分类别。有季节性功能的,可分季划分类别。

地面水环境质量标准(mg/L)

表 1

序号	标准值 参 数	分类	I类	II类	III类	IV类	V类
	基 本 要 求		所有水体不应有非自然原因所导致的下述物质: a. 凡能沉淀而形成令人厌恶的沉积物 b. 漂浮物,诸如碎片、浮渣、油类或其他的一些引起感官不快的物质 c. 产生令人厌恶的色、臭、味或浑浊度的 d. 对人类、动物或植物有损害、毒性或不良生理反应的 e. 易滋生令人厌恶的水生生物的				
1	水 温 $^{\circ}\text{C}$		人为造成的环境水温变化应限制在: 夏季周平均最大温升 <1 冬季周平均最大温降 <2				
2	pH		6.5~8.5				6~9
3	硫酸盐*(以 SO_4^{2-} 计)	$\leq$	250 以下	250	250	250	250
4	氯化物*(以 Cl^{-} 计)	$\leq$	250 以下	250	250	250	250
5	溶解性铁*	$\leq$	0.3 以下	0.3	0.5	0.5	1.0
6	总锰*	$\leq$	0.1 以下	0.1	0.1	0.5	1.0
7	总铜*	$\leq$	0.01 以下	1.0(渔 0.01)	1.0(渔 0.01)	1.0	1.0
8	总锌*	$\leq$	0.05	1.0(渔 0.1)	1.0(渔 0.1)	2.0	2.0
9	硝酸盐(以 N 计)	$\leq$	10 以下	10	20	20	25
10	亚硝酸盐(以 N 计)	$\leq$	0.06	0.1	0.15	1.0	1.0
11	非离子氨	$\leq$	0.02	0.02	0.02	0.2	0.2
12	凯氏氨	$\leq$	0.5	0.5	1	2	2
13	总磷(以 P 计)	$\leq$	0.02	0.1(湖、 库 0.025)	0.1(湖、 库 0.05)	0.2	0.2
14	高锰酸盐指数	$\leq$	2	4	6	8	10
15	溶解氧	$\geq$	饱和率 90%	6	5	3	2
16	化学需氧量(COD_{Cr})	$\leq$	15 以下	15 以下	15	20	25
17	生化需氧量(BOD_5)	$\leq$	3 以下	3	4	6	10
18	氟化物(以 F $^{-}$ 计)	$\leq$	1.0 以下	1.0	1.0	1.5	1.5
19	硒(四价)	$\leq$	0.01 以下	0.01	0.01	0.02	0.02

续表

序号	标准值分类		I类	II类	III类	IV类	V类
	参数						
20	总砷	≤	0.05	0.05	0.05	0.1	0.1
21	总汞**	≤	0.00005	0.00005	0.0001	0.001	0.001
22	总镉***	≤	0.001	0.005	0.005	0.005	0.01
23	铬(六价)	≤	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
24	总铅**	≤	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
25	总氰化物	≤	0.005	0.05(渔0.005)	0.2(渔0.005)	0.2	0.2
26	挥发酚**	≤	0.002	0.002	0.005	0.01	0.1
27	石油类**(石油醚萃取)	≤	0.05	0.05	0.05	0.5	1.0
28	阴离子表面活性剂	≤	0.2以下	0.2	0.2	0.3	0.3
29	总大肠菌群*** (个/L)	≤			10000		
30	苯并(a)芘*** (μg/L)	≤	0.0025	0.0025	0.0025		

* 允许根据地方水域背景值特征做适当调整的项目

** 规定分析检测方法的最低检出限,达不到基准要求。

*** 试行标准。

2 水质要求

本标准规定不同功能水域执行不同标准值,地面水五类水域的水质要求按表1执行。

2.1 不得用瞬时一次监测值使用本标准。

2.2 标准值单项超标,即表明使用功能不能保证。危害程度应参考背景值及水生生物调查数据,硬度修正方程及有关基准资料综合评价。

3 标准的实施

3.1 本标准由各环境保护部门及水资源保护部门负责监督与实施。

3.2 各地环境保护部门会同城建、水利、卫生、农业等有关部门,根据流域或水系整体规划,结合水域使用要求,将所辖水域划分功能类别,报省、自治区、直辖市人民政府批准后,按相应的标准值管理。

3.3 划分各水域功能,一般不得低于现状功能。需要降低现状功能时,应做技术经济论证。并报上级主管部门批准。

3.4 排污口所在水域形成的混合区,不得影响鱼类回游通道及邻近功能区水质。

3.5 渔业水域,由各级渔业行政部门按《渔业水质标准》(TJ 35—79)监督管理;生活饮用水取水点,由各级卫生防疫部门按《饮用水卫生标准》(GB 5749—85)监督管理;放射性指标执行国家《辐射防护规定》(GB 8703—88)。

3.6 本标准项目不能满足地方环境保护要求时,省、自治区、直辖市人民政府可以制订地方补充标准,并报国务院环境保护部门备案。

4 水质监测

4.1 监测取样点,应布设于各功能区代表位置。

4.2 本标准各参数的检测分析方法按表 2 执行。

地面水环境质量标准选配分析方法

表 2

序号	参数	测定方法	检测范围(mg/L)	注 释	分析方法来源
1	水温				
2	pH 值	玻璃电极法			GB 6920—86
3	硫酸盐	硫酸钡重量法	10 以上	结果以 SO_4^{2-} 计	GB 5750—85
		铬酸钠比色法	5~200		
		硫酸钡比浊法	1~40		
4	氯化物	硝酸银容量法*	10 以上	结果以 Cl^- 计	GB 5750—85
		硝酸汞容量法*	可测至 10 以下		
5	总铁	二氮杂菲比色法*	检出下限 0.05	测得为水体中溶解态、胶体态、悬浮颗粒以及生物体中的总铁量	GB 5750—85
		原子吸收分光光度法*	检出下限 0.3		
6	总锰	过硫酸铵比色法*	检出下限 0.05		
		原子吸收分光光度法*	检出下限 0.1		
7	总铜	原子吸收分 光光度法	直接法 0.05~5 螯合萃取法 0.001~0.05	未过滤的样品经消解后测得的总铜量,包括溶解的和悬浮的	GB 7475—87
		二乙基二硫代氨基甲酸钠(铜试剂)分光光度法	检出下限 0.003 (3cm 比色皿) 0.02~0.70 (1cm 比色皿)		GB 7474—87
		2,9-二甲基-1,10-二氮杂菲(新铜试剂)分光光度法	0.006~3		GB 7473—87
8	总锌	双硫腙分光光度法	0.005~0.05	经消化处理后测得的水样中总锌量	GB 7472—87
		原子吸收分光光度法	0.05~1		GB 7475—87
9	硝酸盐	酚二磺酸分光光度法	0.02~1	硝酸盐含量过高时应稀释后测定结果以氮(N)计	GB 7480—87
10	亚硝酸盐	分子吸收分光光度法	0.003~0.20	采样后应尽快分析。结果以氮(N)计	GB 7493—87
11	非离子氨(NH_3)	纳氏试剂比色法	0.05~2(分光光度法) 0.20~2(目视法)	测得结果是以氮(N)计的氨氮浓度,然后再根据附表,换算为非离子氨浓度	GB 7479—87
		水杨酸分光光度法	0.01~1		GB 7481—87
12	凯氏氮*		0.05~2(分光光度法) 0.02~2(目视法)	前处理后用纳氏比色法,测得为氨氮与有机氮之总和,结果以氮(N)计	
13	总磷	钼蓝比色法*	0.025~0.6	结果为未过滤水样经消化处理后测得的溶解的和悬浮的总磷量(以 P 计)	

续表

序 号	参 数	测 定 方 法		检测范围(mg/L)	注 释	分析方法来源
14	高锰酸盐指数	酸性高锰酸钾法 *		0.5~4.5		
		碱性高锰酸钾法 *		0.5~4.5		
15	溶解氧	碘量法		0.2~20	碘量法测定溶解氧有各种修正法,测定时应根据干扰情况具体选用	GB 7489—87
16	化学需氧量(COD _{Cr})	重铬酸盐法 *		10~800		
17	生化需氧量(BOD ₅)	稀释与接种法		3 以上		GB 7488—87
18	氟化物	氟试剂比色法		0.05~1.8	结果以 F ⁻ 计	GB 7482—87
		茜素磺酸锆目视比色法		0.05~2.5		
		离子选择电极法		0.05~1900		GB 7484—87
19	硒(四价)	二氨基联苯胺比色法		检出下限 0.01		GB 5750—85
		荧光分光光度法		检出下限 0.0001		
20	总砷	二乙基二硫代氨基甲酸银分光光度法		0.007~0.5	测得为单体形态、无机或有机物中元素砷的总量	GB 7485—87
21	总汞	冷原子吸收分光光度法	高锰酸钾-过硫酸钾消解法	检出下限 0.0001 (最佳条件 0.00005)	包括无机或有机结合的,可溶的和悬浮的全部汞	GB 7468—87
			溴酸钾-溴化钾消解法			
		高锰酸钾-过硫酸钾消解-双硫脲比色法	0.002~0.04		GB 7469—87	
22	总镉	原子吸收分光光度法 (螯合萃取法)		0.001~0.05	经酸消解处理后,测得水样中的总镉量	GB 7475—87
		双硫脲分光光度法		0.001~0.05		GB 7471—87
23	镉(六价)	二苯碳酰二肼分光光度法		0.004~1.0		GB 7467—87
24	总铅	原子吸收分光光度法	直接法	0.2~10	经酸消解处理后,测得水样中的总铅量	GB 7475—87
			螯合萃取法	0.01~0.2		GB 7470—87
		双硫脲分光光度法	0.01~0.30			
25	总氰化物	异烟酸-吡啶啉比色法		0.004~0.25	包括全部简单氰化物和绝大部分络合氰化物,不包括铂氰络合物	GB 7486—87
		吡啶-巴比妥酸比色法		0.002~0.45		
26	挥发酚	蒸馏后 4-氨基安替比林分光光度法(氯仿萃取法)		0.002~6		GB 7490—87
27	石油类	紫外分光光度法 *		0.05~50		
28	阴离子表面活性剂	亚甲基蓝分光光度法		0.05~2.0	本法测得为亚甲基蓝活性物质(MBAS),结果以 LAS 计	GB 7494—87
29	总大肠菌群	多管发酵法				GB 5750—85
		滤膜法				
30	苯并(a)芘	纸层析-荧光分光光度法		2.5μg/L		GB 5750—85

* 暂时采用环境监测分析方法(1983年版),待方法标准发布后执行国家标准。

附加说明:

本标准由国家环境保护局规划标准处提出。

本标准由中国环境科学研究院组织制订。

本标准由国家环境保护局负责解释。

附录 11 中华人民共和国国家标准

污水综合排放标准

GB 8978—1996

代替 GB 8978—88

Integrated wastewater discharge standard

为贯彻《中华人民共和国环境保护法》、《中华人民共和国水污染防治法》和《中华人民共和国海洋环境保护法》，控制水污染，保护江河、湖泊、运河、渠道、水库和海洋等地面水以及地下水水质的良好状态，保障人体健康，维护生态平衡，促进国民经济和城乡建设的发展，特制定本标准。

1 主题内容与适用范围

1.1 主题内容

本标准按照污水排放去向，分年限规定了 69 种水污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量。

1.2 适用范围

本标准适用于现有单位水污染物的排放管理，以及建设项目的环境影响评价、建设项目环境保护设施设计、竣工验收及其投产后的排放管理。

按照国家综合排放标准与国家行业排放标准不交叉执行的原则，造纸工业执行《造纸工业水污染物排放标准(GB 3544—92)》，船舶执行《船舶污染物排放标准(GB 3552—83)》，船舶工业执行《船舶工业污染物排放标准(GB 4286—84)》，海洋石油开发工业执行《海洋石油开发工业含油污水排放标准(GB 4914—85)》，纺织染整工业执行《纺织染整工业水污染物排放标准(GB 4287—92)》，肉类加工工业执行《肉类加工工业水污染物排放标准(GB 13457—92)》，合成氨工业执行《合成氨工业水污染物排放标准(GB 13458—92)》，钢铁工业执行《钢铁工业水污染物排放标准(GB 13456—92)》，航天推进剂使用执行《航天推进剂水污染物排放标准(GB 14374—93)》，兵器工业执行《兵器工业水污染物排放标准(GB 14470.1~14470.3—93 和 GB 4274~4279—84)》，磷肥工业执行《磷肥工业水污染物排放标准(GB 15580—95)》，烧碱、聚氯乙烯工业执行《烧碱、聚氯乙烯工业水污染物排放标准(GB 15581—95)》，其他水污染物排放均执行本标准。

1.3 本标准颁布后，新增加国家行业水污染物排放标准的行业，按其适用范围执行相应的国家水污染物行业标准，不再执行本标准。

2 引用标准

下列标准所包含的条文，通过在本标准中引用而构成本标准的条文。

GB 3097—82 海水水质标准

GB 3838—88 地面水环境质量标准

GB 8703—88 辐射防护规定

3 定义

3.1 污水:指在生产与生活活动中排放的水的总称。

3.2 排水量:指在生产过程中直接用于工艺生产的水的排放量。不包括间接冷却水、厂区锅炉、电站排水。

3.3 一切排污单位:指本标准适用范围所包括的一切排污单位。

3.4 其他排污单位:指在某一控制项目中,除所列行业外的一切排污单位。

4 技术内容

4.1 标准分级

4.1.1 排入 GB 3838 Ⅲ类水域(划定的保护区和游泳区除外)和排入 GB 3097 中二类海域的污水,执行一级标准。

4.1.2 排入 GB 3838 中Ⅳ、Ⅴ类水域和排入 GB 3097 中三类海域的污水,执行二级标准。

4.1.3 排入设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水,执行三级标准。

4.1.4 排入未设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水,必须根据排水系统出水受纳水域的功能要求,分别执行 4.1.1 和 4.1.2 的规定。

4.1.5 GB 3838 中Ⅰ、Ⅱ类水域和Ⅲ类水域中划定的保护区,GB 3097 中一类海域,禁止新建排污口,现有排污口应按水体功能要求,实行污染物总量控制,以保证受纳水体水质符合规定用途的水质标准。

4.2 标准值

4.2.1 本标准将排放的污染物按其性质及控制方式分为二类。

4.2.1.1 第一类污染物,不分行业和污水排放方式,也不分受纳水体的功能类别,一律在车间或车间处理设施排放口采样,其最高允许排放浓度必须达到本标准要求(采矿行业的尾矿坝出水口不得视为车间排放口)。

4.2.1.2 第二类污染物,在排污单位排放口采样,其最高允许排放浓度必须达到本标准要求。

4.2.2 本标准按年限规定了第一类污染物和第二类污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量,分别为:

4.2.2.1 1997 年 12 月 31 日之前建设(包括改、扩建)的单位,水污染物的排放必须同时执行表 1、表 2、表 3 的规定。

4.2.2.2 1998 年 1 月 1 日起建设(包括改、扩建)的单位,水污染物的排放必须同时执行表 1、表 4、表 5 的规定。

4.2.2.3 建设(包括改、扩建)单位的建设时间,以环境影响评价报告书(表)批准日期为准划分。

4.3 其他规定

4.3.1 同一排放口排放两种或两种以上不同类别的污水,且每种污水的排放标准又不同时,其混合污水的排放标准按附录 A 计算。

4.3.2 工业污水污染物的最高允许排放负荷量按附录 B 计算。

4.3.3 污染物最高允许年排放总量按附录 C 计算。

4.3.4 对于排放含有放射性物质的污水,除执行本标准外,还须符合 GB 8703—88《辐

射防护规定》。

第一类污染物最高允许排放浓度

表 1

单位: mg/L

序 号	污 染 物	最高允许排放浓度	序 号	污 染 物	最高允许排放浓度
1	总汞	0.05	8	总镍	1.0
2	烷基汞	不得检出	9	苯并(a)芘	0.00003
3	总镉	0.1	10	总铍	0.005
4	总铬	1.5	11	总银	0.5
5	六价铬	0.5	12	总 α 放射性	1Bq/L
6	总砷	0.5	13	总 β 放射性	10Bq/L
7	总铅	1.0			

第二类污染物最高允许排放浓度

(1997 年 12 月 31 日之前建设的单位)

表 2

单位: mg/L

序 号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
1	pH	一切排污单位	6~9	6~9	6~9
2	色 度 (稀释倍数)	染料工业	50	180	—
		其他排污单位	50	80	—
3	悬浮物 (SS)	采矿、选矿、选煤工业	100	300	—
		脉金选矿	100	500	—
		边远地区砂金选矿	100	800	—
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	70	200	400
4	五日生化需氧量 (BOD ₅)	甘蔗制糖、苧麻脱胶、湿法纤维板工业	30	100	600
		甜菜制糖、酒精、味精、皮革、化纤浆粕工业	30	150	600
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	30	60	300
5	化学需氧量 (COD)	甜菜制糖、焦化、合成脂肪酸、湿法纤维板、染料、洗毛、有机磷农药工业	100	200	1000
		味精、酒精、医药原料药、生物制药、苧麻脱胶、皮革、化纤浆粕工业	100	300	1000
		石油化工工业(包括石油炼制)	100	150	500
		城镇二级污水处理厂	60	120	—
		其他排污单位	100	150	500
6	石油类	一切排污单位	10	10	30
7	动植物油	一切排污单位	20	20	100
8	挥发酚	一切排污单位	0.5	0.5	2.0
9	总氰化合物	电影洗片(铁氰化合物)	0.5	5.0	5.0
		其他排污单位	0.5	0.5	1.0
10	硫化物	一切排污单位	1.0	1.0	2.0
11	氨 氮	医药原料药、染料、石油化工工业	15	50	—
		其他排污单位	15	25	—

续表

序 号	污 染 物	适 用 范 围	一 级 标 准	二 级 标 准	三 级 标 准
12	氟化物	黄磷工业	10	20	20
		低氟地区 (水体含氟量 $<0.5\text{mg/L}$)	10	20	30
		其他排污单位	10	10	20
13	磷酸盐(以P计)	一切排污单位	0.5	1.0	—
14	甲 醛	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
15	苯胺类	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
16	硝基苯类	一切排污单位	2.0	3.0	5.0
17	阴离子表面活性剂(LAS)	合成洗涤剂工业	5.0	15	20
		其他排污单位	5.0	10	20
18	总 铜	一切排污单位	0.5	1.0	2.0
19	总 锌	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
20	总 锰	合成脂肪酸工业	2.0	5.0	5.0
		其他排污单位	2.0	2.0	5.0
21	彩色显影剂	电影洗片	2.0	3.0	5.0
22	显影剂及氧化 物总量	电影洗片	3.0	6.0	6.0
23	元素磷	一切排污单位	0.1	0.3	0.3
24	有机磷农药(以P 计)	一切排污单位	不得检出	0.5	0.5
25	粪大肠菌群数	医院*、兽医院及医疗机构含病原体污水	500个/L	1000个/L	5000个/L
		传染病、结核病医院污水	100个/L	500个/L	1000个/L
26	总余氯(采用氯化 消毒的医院污水)	医院*、兽医院及医疗机构含病原体污水	$<0.5^{**}$	>3 (接触 时间 $\geq 1\text{h}$)	>2 (接触 时间 $\geq 1\text{h}$)
		传染病、结核病医院污水	$<0.5^{**}$	>6.5 (接 触时间 $\geq 1.5\text{h}$)	>5 (接触 时间 $\geq 1.5\text{h}$)

注：* 指50个床位以上的医院。

** 加氯消毒后须进行脱氯处理,达到本标准。

部分行业最高允许排水量
(1997年12月31日之前建设的单位)

表 3

序 号	行 业 类 别	最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
1	矿 山 工 业	有色金属系统选矿
		水重复利用率 75%
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等
		水重复利用率 90%(选煤)
		脉金 选矿
		重选
		16.0m ³ /t(矿石)
		浮选
		9.0m ³ /t(矿石)
		氰化
		8.0m ³ /t(矿石)
		碳浆
		8.0m ³ /t(矿石)

续表

序 号	行 业 类 别		最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
2	焦化企业(煤气厂)		1.2m ³ /t(焦炭)
3	有色金属冶炼及金属加工		水重复利用率 80%
4	石油炼制工业(不包括直排水炼油厂) 加工深度分类: A. 燃料型炼油厂 B. 燃料+润滑油型炼油厂 C. 燃料+润滑油型+炼油化工型炼油厂 (包括加工高含硫原油页岩油和石油添加剂生产 基地的炼油厂)		>500 万 t, 1.0m ³ /t(原油)
			A 250~500 万 t, 1.2m ³ /t(原油)
			<250 万 t, 1.5m ³ /t(原油)
			B >500 万 t, 1.5m ³ /t(原油)
			250~500 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
			<250 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
5	合成 洗涤 剂工 业	氯化法生产烷基苯	>500 万 t, 2.0m ³ /t(原油)
		裂解法生产烷基苯	250~500 万 t, 2.5m ³ /t(原油)
		烷基苯生产合成洗涤剂	<250 万 t, 2.5m ³ /t(原油)
6	合成脂肪酸工业		200.0m ³ /t(烷基苯)
7	合成脂肪酸工业		70.0m ³ /t(烷基苯)
8	湿法生产纤维板工业		10.0m ³ /t(产品)
9	制糖 工业	甘蔗制糖	200.0m ³ /t(产品)
		甜菜制糖	30.0 m ³ /t(板)
		羊干皮	10.0m ³ /t(甘蔗)
10	皮革 工业	猪盐湿皮	4.0m ³ /t(甜菜)
		牛干皮	60.0m ³ /t(原皮)
		羊干皮	90.0m ³ /t(原皮)
		酒精工业	150.0m ³ /t(原皮)
		以玉米为原料	100.0m ³ /t(酒精)
		以薯类为原料	80.0m ³ /t(酒精)
11	发酵、 酿造 工业	以糖蜜为原料	70.0m ³ /t(酒精)
		味精工业	600.0m ³ /t(味精)
		啤酒工业(排水量不包括麦芽水部分)	16.0m ³ /t(啤酒)
12	铬盐工业		5.0m ³ /t(产品)
13	硫酸工业(水洗法)		15.0m ³ /t(硫酸)
14	亚麻胶工业		500m ³ /t(原麻)或 750m ³ /t(精干麻)
15	化纤浆粕	本色:150m ³ /t(浆)	
		漂白:240m ³ /t(浆)	
		短纤维(棉型中长纤维、毛型中长纤维)	300m ³ /t(纤维)
16	粘胶纤维工 业(单纯纤维)	长纤维	800m ³ /t(纤维)
17	铁路货车洗刷		5.0m ³ /辆
18	电影洗片		5m ³ /1000m(35mm 的胶片)
19	石油沥青工业		冷却池的水循环利用率 95%

第二类污染物最高允许排放浓度

(1998年1月1日后建设的单位)

表 4

单位: mg/L

序 号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
1	pH	一切排污单位	6~9	6~9	6~9
2	色度(稀释倍数)	一切排污单位	50	80	—
3	悬浮物(SS)	采矿、选矿、选煤工业	70	300	—
		脉金选矿	70	400	—
		边远地区砂金选矿	70	800	—
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	70	150	400
4	五日生化需氧量(BOD ₅)	甘蔗制糖、亚麻脱胶、湿法纤维板、染料、洗毛工业	20	60	600
		甜菜制糖、酒精、味精、皮革、化纤浆粕工业	20	100	600
		城镇二级污水处理厂	20	30	—
		其他排污单位	20	30	300
5	化学需氧量(COD)	甜菜制糖、合成脂肪酸、湿法纤维板、染料、洗毛、有机磷农药工业	100	200	1000
		味精、酒精、医药原料药、生物制药、亚麻脱胶、皮革、化纤浆粕工业	100	300	1000
		石油化工工业(包括石油炼制)	60	120	500
		城镇二级污水处理厂	60	120	—
		其他排污单位	100	150	500
6	石油类	一切排污单位	5	10	20
7	动植物油	一切排污单位	10	15	100
8	挥发酚	一切排污单位	0.5	0.5	2.0
9	总氰化合物	一切排污单位	0.5	0.5	1.0
10	硫化物	一切排污单位	1.0	1.0	1.0
11	氮氮	医药原料药、染料、石油化工工业	15	50	—
		其他排污单位	15	25	—
12	氟化物	黄磷工业	10	15	20
		低氟地区 (水体含氟量<0.5mg/L)	10	20	30
		其他排污单位	10	10	20
13	磷酸盐(以P计)	一切排污单位	0.5	1.0	—
14	甲醛	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
15	苯胺类	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
16	硝基苯类	一切排污单位	2.0	3.0	5.0
17	阴离子表面活性剂(LAS)	一切排污单位	5.0	10	20
18	总铜	一切排污单位	0.5	1.0	2.0
19	总锌	一切排污单位	2.0	5.0	5.0

续表

序 号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
20	总锰	合成脂肪酸工业	2.0	5.0	5.0
		其他排污单位	2.0	2.0	5.0
21	彩色显影剂	电影洗片	1.0	2.0	3.0
22	显影剂及氧化物总量	电影洗片	3.0	3.0	6.0
23	元素磷	一切排污单位	0.1	0.1	0.3
24	有机磷农药(以P计)	一切排污单位	不得检出	0.5	0.5
25	乐果	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
26	对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
27	甲基对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
28	马拉硫磷	一切排污单位	不得检出	5.0	10
29	五氯酚及五氯酚钠(以五氯酚计)	一切排污单位	5.0	8.0	10
30	可吸附有机卤化物(AOX)(以Cl计)	一切排污单位	1.0	5.0	8.0
31	三氯甲烷	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
32	四氯化碳	一切排污单位	0.03	0.06	0.5
33	三氯乙烯	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
34	四氯乙烯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
35	苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
36	甲苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
37	乙苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
38	邻-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
39	对-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
40	间-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
41	氯苯	一切排污单位	0.2	0.4	1.0
42	邻-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
43	对-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
44	对-硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
45	2,4-二硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
46	苯酚	一切排污单位	0.3	0.4	1.0
47	间-甲酚	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
48	2,4-二氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
49	2,4,6-三氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
50	邻苯二甲酸二丁脂	一切排污单位	0.2	0.4	2.0
51	邻苯二甲酸二辛脂	一切排污单位	0.3	0.6	2.0

续表

序 号	污 染 物	适 用 范 围	一级标准	二级标准	三级标准
52	丙烯腈	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
53	总硒	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
54	粪大肠菌群数	医院*、兽医院及医疗机构含病原体污水	500 个/L	1000 个/L	5000 个/L
		传染病、结核病医院污水	100 个/L	500 个/L	1000 个/L
55	总余氯(采用氯化消毒的医院污水)	医院*、兽医院及医疗机构含病原体污水	<0.5**	>3(接触时间≥1h)	>2(接触时间≥1h)
		传染病、结核病医院污水	<0.5**	>6.5(接触时间≥1.5h)	>5(接触时间≥1.5h)
56	总有机碳(TOC)	合成脂肪酸工业	20	40	—
		苧麻脱胶工业	20	60	—
		其他排污单位	20	30	—

注：其他排污单位：指除在该控制项目中所列行业以外的一切排污单位。

* 指 50 个床位以上的医院。

** 加氯消毒后须进行脱氯处理，达到本标准。

部分行业最高允许排水量
(1998 年 1 月 1 日后建设的单位)

表 5

序 号	行 业 类 别			最高允许排水量或 最低允许水重复利用率	
1	矿 山 工 业	有色金属系统选矿		水重复利用率 75%	
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等		水重复利用率 90%(选煤)	
		脉 金 选 矿	重 选	16.0m ³ /t(矿石)	
			浮 选	9.0m ³ /t(矿石)	
			氰 化	8.0m ³ /t(矿石)	
碳 浆	8.0m ³ /t(矿石)				
2	焦化企业(煤气厂)			1.2m ³ /t(焦炭)	
3	有色金属冶炼及金属加工			水重复利用率 50%	
4	石油炼制工业(不包括直排水炼油厂) 加工深度分类: A. 燃料型炼油厂 B. 燃料+润滑油型炼油厂 C. 燃料+润滑油型+炼化化工型炼油厂 (包括加工高含硫原油页岩油和石油添加剂生产基地的炼油厂)			A	>500 万 t,1.0m ³ /t(原油) 250~500 万 t,1.2m ³ /t(原油) <250 万 t,1.5m ³ /t(原油)
				B	>500 万 t,1.5m ³ /t(原油) 250~500 万 t,2.0m ³ /t(原油) <250 万 t,2.0m ³ /t(原油)
				C	>500 万 t,2.0m ³ /t(原油) 250~500 万 t,2.5m ³ /t(原油) <250 万 t,2.5m ³ /t(原油)

续表

序 号	行 业 类 别			最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
5	合成 洗涤 剂工 业	氯化法生产烷基苯		200.0m ³ /t(烷基苯)
		裂解法生产烷基苯		70.0m ³ /t(烷基苯)
		烷基苯生产合成洗涤剂		10.0m ³ /t(产品)
6	合成脂肪酸工业			200.0m ³ /t(产品)
7	湿法生产纤维板工业			30.0m ³ /t(板)
8	制糖 工 业	甘蔗制糖		10.0m ³ /t(甘蔗)
		甜菜制糖		4.0m ³ /t(甜菜)
9	皮 革 工 业	猪盐湿皮		60.0m ³ /t(原皮)
		牛干皮		100.0m ³ /t(原皮)
		羊干皮		150.0m ³ /t(原皮)
10	发 酵 、 酿 造 工 业	酒 精 工 业	以玉米为原料	100.0m ³ /t(酒精)
			以薯类为原料	80.0m ³ /t(酒精)
			以糖蜜为原料	70.0m ³ /t(酒精)
		味精工业		600.0m ³ /t(味精)
		啤酒行业(排水量不包括麦芽水部分)		16.0m ³ /t(啤酒)
11	铬盐工业			5.0m ³ /t(产品)
12	硫酸工业(水洗法)			15.0m ³ /t(硫酸)
13	苧麻脱胶工业			500m ³ /t(原麻)
				750m ³ /t(精干麻)
14	粘胶纤维工 业单纯纤维	短纤维(棉型中长纤维、毛型中长纤维)		300.0m ³ /t(纤维)
		长纤维		800.0m ³ /t(纤维)
15	化纤浆粕			本色:150m ³ /t(浆);漂白:240m ³ /t(浆)
16	制 药 工 业 医 药 原 料 药	青霉素		4700m ³ /t(青霉素)
		链霉素		1450m ³ /t(链霉素)
		土霉素		1300m ³ /t(土霉素)
		四环素		1900m ³ /t(四环素)
		洁霉素		9200m ³ /t(洁霉素)
		金霉素		3000m ³ /t(金霉素)
		庆大霉素		20400m ³ /t(庆大霉素)
		维生素 C		1200m ³ /t(维生素 C)
		氯霉素		2700m ³ /t(氯霉素)
		新诺明		2000m ³ /t(新诺明)
		维生素 B ₁		3400m ³ /t(维生素 B ₁)
		安乃近		180m ³ /t(安乃近)
		非那西汀		750m ³ /t(非那西汀)
		吡嗪唑酮		2400m ³ /t(吡嗪唑酮)
		咖啡因		1200m ³ /t(咖啡因)

续表

序 号	行 业 类 别		最高允许排水量或 最低允许水重复利用率
17	有* 机 磷 农 药 工 业	乐果**	700m ³ /t(产品)
		甲基对硫磷(水相法)**	300m ³ /t(产品)
		对硫磷(P ₂ S ₅ 法)**	500m ³ /t(产品)
		对硫磷(PSCl ₃ 法)**	550m ³ /t(产品)
		敌敌畏(敌百虫碱解法)	200m ³ /t(产品)
		敌百虫	40m ³ /t(产品)(不包括三氯乙醛生产废水)
		马拉硫磷	700m ³ /t(产品)
18	除* 草 剂 工 业	除草醚	5m ³ /t(产品)
		五氯酚钠	2m ³ /t(产品)
		五氯酚	4m ³ /t(产品)
		2甲4氯	14m ³ /t(产品)
		2,4-D	4m ³ /t(产品)
		丁草胺	4.5m ³ /t(产品)
		绿麦隆(以 Fe 粉还原)	2m ³ /t(产品)
		绿麦隆(以 Na ₂ S 还原)	3m ³ /t(产品)
19	火力发电工业		3.5m ³ /(MW·h)
20	铁路货车洗刷		5.0m ³ /辆
21	电影洗片		5m ³ /1000m(35mm 胶片)
22	石油沥青工业		冷却池的水循环利用 95%

注：* 产品按 100%浓度计。

** 不包括 P₂S₅、PSCl₃、PCl₃ 原料生产废水。

附录 12 中华人民共和国国家标准

农田灌溉水质标准

GB 5084—92

代替 GB 5084—85

为贯彻执行《中华人民共和国环境保护法》、防止土壤、地下水和农产品污染,保障人体健康,维护生态平衡,促进经济发展,特制订本标准。

1 主题内容与适用范围

1.1 主题内容

本标准规定了农田灌溉水质要求、标准实施办法和采样监测方法。

1.2 适用范围

本标准适用于全国以地面水、地下水和处理后的城市污水及与城市污水水质相近的工业废水作水源的农田灌溉用水。

本标准不适用于医药、生物制品、化学试剂、农药、石油炼制、焦化和有机化工等处理后

的废水进行灌溉。

2 引用标准

- GB 8978 污水综合排放标准
GB 3838 地面水环境质量标准
GJ 18 污水排入城市下水道水质标准
GJ 25.1 生活杂用水水质标准

3 标准分类

本标准根据农作物的需求状况,将灌溉水质按灌溉作物分为三类:

3.1 一类:水作,如水稻,灌水量 $800\text{m}^3/\text{亩}\cdot\text{年}$ 。

3.2 二类:旱作,如小麦、玉米、棉花等。灌溉水量 $300\text{m}^3/\text{亩}\cdot\text{年}$ 。

3.3 三类:蔬菜,如大白菜、韭菜、洋葱、卷心菜等。蔬菜品种不同,灌水量差异很大,一般为 $200\sim 500\text{m}^3/\text{亩}\cdot\text{茬}$ 。

4 标准值

农田灌溉水质要求,必须符合表 1 的规定。

农田灌溉水质标准(mg/L)

表 1

序 号	作物分类		水 作	旱 作	蔬 菜
	项 目	标 准 值			
1	生化需氧量(BOD_5)	$\leq$	80	150	80
2	化学需氧量(COD_{Cr})	$\leq$	200	300	150
3	悬浮物	$\leq$	150	200	100
4	阴离子表面活性剂(LAS)	$\leq$	5.0	8.0	5.0
5	凯氏氮	$\leq$	12	30	30
6	总磷(以 P 计)	$\leq$	5.0	10	10
7	水温($^{\circ}\text{C}$)	$\leq$		35	
8	pH 值	$\leq$	5.5~8.5		
9	全盐量	$\leq$	1000(非盐碱土地区)2000(盐碱土地区) 有条件的地区可以适当放宽		
10	氯化物	$\leq$	250		
11	硫化物	$\leq$	1.0		
12	总汞	$\leq$	0.001		
13	总镉	$\leq$	0.005		
14	总砷	$\leq$	0.05	0.1	0.05
15	铬(六价)	$\leq$	0.1		
16	总铅	$\leq$	0.1		
17	总铜	$\leq$	1.0		
18	总锌	$\leq$	2.0		
19	总硒	$\leq$	0.02		
20	氟化物	$\leq$	2.0(高氟区)3.0(一般地区)		

续表

序 号	作物分类		水 作	旱 作	蔬 菜
	项 目	标 准 值			
21	氰化物	≤	0.5		
22	石油类	≤	5.0	10	1.0
23	挥发酚	≤	1.0		
24	苯	≤	2.5		
25	三氯乙醛	≤	1.0	0.5	0.5
26	丙烯醛	≤	0.5		
27	砷	≤	1.0(对砷敏感作物,如:马铃薯、笋瓜、韭菜、洋葱、柑桔等) 2.0(对砷耐受性较强的作物,如小麦、玉米、青稞、小白菜、葱等) 3.0(对砷耐受性强的作物,如:水稻、萝卜、油菜、甘兰等)		
28	粪大肠菌群数(个/L)	≤	10000		
29	蛔虫卵数(个/L)	≤	2		

4.1 在以下地区,全盐量水质标准可以适当放宽

4.1.1 具有一定的水利灌排工程设施,能保证一定的排水和地下水径流条件的地区;

4.1.2 有一定淡水资源能满足冲洗土体中盐分的地区。

4.2 当本标准不能满足当地环境保护需要时,省、自治区、直辖市人民政府可以补充本标准中未规定的项目,作为地方补充标准,并报国务院环境保护行政主管部门备案。

5 标准的实施与管理

5.1 本标准由各级农业部门负责实施与管理,环保部门负责监督。

5.2 严格按照本标准所规定的水质及农作物灌溉定额进行灌溉。

5.3 向农田灌溉渠道排放处理后的工业废水和城市污水,应保证其下游最近灌溉取水点的水质符合本标准。

5.4 严禁使用污水浇灌生食的蔬菜和瓜果。

6 水质监测

6.1 当地农业部门负责对污灌区水质、土壤和农产品进行定期监测和评价。

6.2 为了保障农业用水安全,在污水灌区灌溉期间,采样点应选在灌溉进水口上。化学需氧量(COD)、氰化物、三氯乙醛及丙烯醛的标准数值为一次测定的最高值,其他各项标准数值均指灌溉期多次测定的平均值。

6.3 本标准各项项目的检测分析方法见表 2。

农田灌溉水质标准选配分析方法

表 2

序 号	项 目	测 定 方 法	检测范围(mg/L)	注 释	分析方法来源
1	生化需氧量(BOD ₅)	稀释与接种法	3 以上		GB 7448—87
2	化学需氧量(COD _{Cr})	重铬酸盐法	10—800		GB 11914—87

续表

序 号	项 目	测 定 方 法	检测范围(mg/L)	注 释	分析方法来源
3	悬浮物	滤膜法	5 以上	据干扰情况具体选用	GB 10911—89
4	阴离子表面活性剂(LAS)	亚甲基蓝分光光度法	0.05~2.0	本法测得为亚甲基盐活性物质(MBAS),结果以LAS计	GB 7494—87
5	凯氏氮	浓硫酸-硫酸钾-硫酸铜消解-蒸馏-纳氏比色法	0.05~2.0	前处理后用纳氏比色法,测得为氨氮和有机氮之和	纳氏比色法采用 GB 7479—87
6	总磷(以 P 计)	钼蓝比色法	0.025~0.6	结果为未过滤水样经消化处理后,测得为溶解的和悬浮的总和	
7	水 温				
8	pH 值	玻璃电极法			GB 6920—86
9	全盐量	重量法			
10	氯化物	硝酸银容量法	10 以上	结果以 Cl ⁻ 计	GB 5750—85
		硝酸汞容量法	可测至 10 以下		
11	硫化物	预处理后用对氨基二甲基苯胺光度法	0.02~0.8	结果以 SI ⁻ 计	
		预处理后用碘量法	≥1		
12	总 汞	冷原子吸收光度法	检 出 下 限	包括无机或有机结合的可溶和悬浮的全部汞	GB 7468—87
		高锰酸钾-过硫酸钾消解法	0.0001		
		高锰酸钾-过硫酸钾消解-双硫脲比色法	0.002~0.04		
13	总 镉	原子吸收分光光度法(螯合萃取法)	0.001~0.5	经酸消解处理后,测得水样中的总镉量	GB 7475—87
		双硫脲分光光度法	0.001~0.05		GB 7471—87
14	总 砷	二乙基二硫代氨基甲酸银分光光度法	0.007~0.5	测得为单体形态、无机或有机物中元素砷的总量	GB 7485—87
15	铬(六价)	二苯碳酰二肼分光光度法	0.004~1.0		GB 7467—87
16	总 铅	原子吸收分光光度法		经酸消解处理后,测得水样中的总铅量	GB 7475—87
		直接法	0.2~10		
		螯合萃取法	0.01~0.2		GB 7470—87
		双硫脲分光光度法	0.01~0.30		
17	总 铜	原子吸收分光光度法		未过滤的样品经消解后测得的总铜量,包括溶解的和悬浮的	GB 7474—87
		直接法	0.05~5		
		螯合萃取法	0.001~0.05		
		二乙基二硫代氨基甲酸铜(铜试剂)分光光度法	检出下限 0.003 (3cm 比色皿) 0.02~0.07 (1cm 比色皿)		

续表

序 号	项 目	测 定 方 法	检测范围(mg/L)	注 释	分析方法来源
18	总 锌	双硫脲分光光度法	0.005~0.05	经消化处理后测得的水样中总锌量	GB 7472—87
		原子吸收分光光度法	0.05~1		GB 7475—87
19	总 砷	二氨基联苯胺比色法	检出下限 0.01		GB 5750—85
		荧光分光光度法	检出下限 0.001		
20	氟化物	氟试剂比色法	0.05~1.8	结果以 F ⁻ 计	GB 7482—87
		茜素磺酸锆目视比色法	0.05~2.5		GB 7484—87
		离子选择性电极法	0.05~1000		
21	氟化物	异烟酸-吡啶啉酮比色法	0.004~0.25	包括全部简单氟化物和绝大部分络合氟化物、不包括钴氟络合物	GB 7486—87
		吡啶-巴比妥酸比色法	0.002~0.45		
22	石油类	紫外分光光度法	0.05~50		
23	挥发酚	蒸馏后 4-氨基安替比林分光光度法(氯仿萃取法)	0.002~6		GB 7490—87
24	苯	气相色谱法	0.005~0.1		GB 11937—89
		二硫化碳萃取气相色谱法	0.05~12		
25	本氯乙醛	气相色谱法	最低检出值为 $3 \times 10^{-5} \mu\text{g}$	适用于农药、化工厂污水测定	
		吡啶啉酮光度法	0.02~5.6 $\mu\text{g/mL}$	适用于测定城市混合污水	
26	丙烯醛	气相色谱法	最小检出浓度 0.1		GB 11934—89
27	硼	姜黄素比色法	0.02~1.0	结果以 B 计	
		甲亚胺-H 酸光度法	0.03~5.0		
28	粪大肠菌群	多管发酵法		适用于各种水样	GB 5750—85
		滤膜法			
29	蛔虫卵	吐温-80 柠檬酸缓冲液离心沉淀集卵法			卫生部卫生监督司

注：分析方法来源中，未列出国标的，暂时采用下列方法，待国家标准方法发布后，执行国家标准。

1. 水和废水标准检验方法(第 15 版)，中国建筑工业出版社，1985 年。
2. 环境污染标准分析方法手册，中国环境科学出版社，1987 年。
3. 水和废水监测分析方法(第三版)，中国环境科学出版社，1989 年。

附加说明：

本标准由国家环保局科技标准司提出。

本标准由农业部环境保护科研监测所负责起草。

本标准为 GB 5084—85 第一次修订。

本标准主要起草人：王德荣、崔淑贞、徐应明、赵静、杜道灯等。

本标准由国家环境保护局负责解释。

附录 13 污水排入城市下水道水质标准(CJ 18—86)

序 号	指 标	最高允许浓度	序 号	指 标	最高允许浓度
1	pH 值	6—9	16	氟化物(mg/L)	15
2	悬浮物(mg/L)	400	17	汞及其无机化合物(mg/L)	0.05
3	易沉固体(mg/L)	10 (15)	18	镉及其无机化合物(mg/L)	0.1
4	油脂(mg/L)	100	19	铅及其无机化合物(mg/L)	1.0
5	矿物油(mg/L)	20	20	铜及其无机化合物(mg/L)	1.0
6	苯系物质(mg/L)	2.5	21	锌及其无机化合物(mg/L)	5.0
7	氰化物(mg/L)	0.5	22	镍及其无机化合物(mg/L)	2.0
8	挥发性酚(mg/L)	1.0	23	锰及其无机化合物(mg/L)	2.0
9	硫化物(mg/L)	1.0	24	铁及其无机化合物(mg/L)	10.0
10	温度(℃)	35	25	铍及其无机化合物(mg/L)	1.0
11	BOD ₅ (mg/L)	100 (300)	26	铬(六价)及其无机化合物 (mg/L)	0.5
12	COD _{Cr} (mg/L)	150 (500)	27	铬(三价)及其无机化合物 (mg/L)	3.0
13	溶解性固体(mg/L)	2000	28	镉及其无机化合物(mg/L)	1.0
14	有机磷(mg/L)	0.5	29	硒及其无机化合物(mg/L)	2.0
15	苯胺(mg/L)	3.0	30	砷及其无机化合物(mg/L)	0.5

注：括号内的数据适用于拥有城市污水处理厂的城市排水系统

附录 14 中华人民共和国国家标准

景观娱乐用水水质标准

GB 12941—91

Water quality standard for scenery
and recreation area

为贯彻《中华人民共和国水污染防治法》及《中华人民共和国海洋环境保护法》，保护和改善景观、娱乐用水水体的水质，恢复并保持其水体的自然生态系统，促进旅游事业的发展，特制订本标准。

1 标准的适用范围

本标准适用于以景观、疗养、度假和娱乐为目的的江、河、湖（水库）、海水水体或其中一部分。

2 标准的分类与标准值

2.1 标准的分类

本标准按照水体的不同功能，分为三大类：

A类：主要适用于天然浴场或其他与人体直接接触的景观、娱乐水体。
 B类：主要适用于国家重点风景游览区及那些与人体非直接接触的景观娱乐水体。
 C类：主要适用于一般景观用水水体。

2.2 标准值

各类水质标准项目及标准值列于表1。

景观娱乐用水水质标准 表 1

序 号	项 目	标 准 值	分 类	A 类	B 类	C 类
1	色			颜色无异常变化		不超过 25 色度单位
2	嗅			不得含有任何异嗅		无明显异嗅
3	漂浮物			不得含有漂浮的浮膜、油斑和聚集的其他物质		
4	透明度, m	≥		1.2		0.5
5	水温, ℃			不高于近十年当月平均水温 2℃ ^②		不高于近十年当月平均水温 4℃
6	pH 值			6.5~8.5		
7	溶解氧(DO), mg/L	≥		5	4	3
8	高锰酸盐指数, mg/L	≤		6	6	10
9	生化需氧量(BOD ₅), mg/L	≤		4	4	8
10	氨氮 ^① , mg/L	≤		0.5	0.5	0.5
11	非离子氨, mg/L	≤		0.02	0.02	0.2
12	亚硝酸盐氮, mg/L	≤		0.15	0.15	1.0
13	总铁, mg/L	≤		0.3	0.5	1.0
14	总铜, mg/L	≤		0.01(浴场 0.1)	0.01(海水 0.1)	0.1
15	总锌, mg/L	≤		0.1(浴场 1.0)	0.1(海水 1.0)	1.0
16	总镍, mg/L	≤		0.05	0.05	0.1
17	总磷, (以 P 计) mg/L	≤		0.02	0.02	0.05
18	挥发酚, mg/L	≤		0.005	0.01	0.1
19	阴离子表面活性剂, mg/L	≤		0.2	0.2	0.3
20	总大肠菌群, 个/L	≤		10000		
21	粪大肠菌群, 个/L	≤		2000		

① 氨氮和非离子氨在水中存在化学平衡关系, 在水温高于 20℃、pH>8 时, 必须用非离子氨作为控制水质的指标。

② 浴场水温各地区可根据当地的具体情况自行规定。

本标准未作明确规定的项 目, 执行 GB 3838《地面水环境质量标准》和 GB 3097《海水水质标准》中的标准值及其有关规定。

3 标准的实施与管理

3.1 各地环境保护部门会同同级有关部门划定景观、娱乐水域的保护范围及其使用类型。

3.2 若是景观、娱乐水体中有些标准项目的自然本底值(即没有受到人为的污染)高于

本标准所规定的标准值,应维持原自然状态。

3.3 在不发生事故和特殊自然条件干扰情况下,景观、娱乐水体的水质一年内应有95%以上的分析样品数符合本标准值的规定。

3.4 A类水体内的天然浴场在游泳季节内水质应保证全部分析样品符合本水质标准。

3.5 含有毒有害污染物的废水,禁止排入景观、娱乐用水水域,一般工业废水、生活污水禁止直接排入A类、B类水域,该废水必须经过处理并保证其受纳水体符合水标准的情况下方可排入C类水域。

3.6 同一水域兼有多种功能的,执行最高功能用水的水质标准。

4 水质监测

4.1 本标准各项目的分析方法按表2执行,水样的采集和保存严格按照《环境监测技术规范》有关规定执行。

4.2 海水水样的采集,保存和分析方法按《海洋监测规范》执行。其中分析方法未做规定的项目按表2执行。

4.3 监测采样点,应选择具有代表性的位置。不得使用瞬时一次监测值作为水质判断依据。在任何情况下,采样频率不得少于一月一次。对有迹象表明水质可能恶化的水体及游泳季节内天然浴场水体均应适当增加采样频率,增加的采样频率由各地监测部门根据水体具体情况确定,并将分析结果连同采样情况报告当地环境保护主管部门。

景观娱乐用水水质标准项目分析方法

表 2

序 号	标 准 项 目	测 定 方 法	测定方法标准编号
1	色	铂钴标准比色法	GB 11903
2	嗅	文字描述法	①
3	漂浮物	文字描述法	①
4	透明度	塞氏盘法	①
5	水 温	水温计法	①
6	pH值	玻璃电极法	GB 6820
7	溶解氧(DO)	碘量法	GB 7489
8	高锰酸盐指数	酸性法	GB 11892
		碱性法	
9	生化需氧量(BOD ₅)	稀释与接种法	GB 7488
10	氨 氮	纳氏试剂比色法	GB 7479
11	非离子氨	纳氏试剂比色法 ^②	GB 7479
12	亚硝酸盐氮	分光光度法	GB 7493
13	总 铁	二氯杂菲分光光度法	GB 5750
		火焰原子吸收分光光度法	GB 11911
14	总 锌	双硫腙分光光度法	GB 7472
		原子吸收分光光度法	GB 7475
15	总 铜	原子吸收分光光度法	GB 7475
		二乙基二硫代氨基甲酸钠分光光度法	GB 7474
		2,9-二甲基-1,10-菲罗啉分光光度法	GB 7473

续表

序 号	标 准 项 目	测 定 方 法	测定方法标准编号
16	总 镍	火焰原子吸收分光光度法	GB 11912
17	总 磷	钼酸铵分光光度法	GB 11893
18	挥发酚	蒸馏后 4-氨基安替比林分光光度法	GB 7490
19	阴离子表面活性剂	亚甲蓝分光光度法	GB 7494
20	总大肠菌群	多管发酵法滤膜法	GB 5750
21	粪大肠菌群	多管发酵法	②
		滤 膜 法	

① 按《水和废水监测分析方法》第三版,中国环境科学出版社,1989。

② 测得结果为 NH_3 、 NH_4^+ 总浓度,然后按下表换算为非离子氨浓度。

附录 15 生物处理构筑物进水中有害物质容许浓度

序 号	有害物质名称	容许浓度(mg/L)	序 号	有害物质名称	容许浓度(mg/L)
1	二价铬	3	9	镭	0.2
2	六价铬	0.5	10	汞	0.01
3	铜	1	11	砷	0.2
4	锌	5	12	石油类	50
5	镍	2	13	烷基苯磺酸盐	15
6	铅	0.5	14	拉开粉	100
7	镉	0.1	15	硫化物(以 S^{2-} 计)	20
8	铁	10	16	氯化钠	4000

注:表列容许浓度为持续性浓度。一般可按日平均浓度计。

主要参考文献

1. 哈尔滨建筑工程学院主编. 排水工程下册. 第2版. 北京: 中国建筑工业出版社, 1987
2. 王宝贞主编. 水污染控制工程. 北京: 高等教育出版社, 1990
3. 许保玖编著. 当代给水与废水处理原理. 北京: 高等教育出版社, 1990
4. 秦麟源编著. 废水生物处理. 上海: 同济大学出版社, 1989
5. 张希衡主编. 废水治理工程. 北京: 冶金工业出版社, 1984
6. 高廷耀主编. 水污染控制工程. (下册). 北京: 高等教育出版社, 1989
7. 许建华, 杨人隽、王嘉宝编著. 水的特种处理. 上海: 同济大学出版社, 1989
8. 北京市环境保护科学研究所编. 水污染防治手册. 上海: 上海科学技术出版社, 1989
9. 金儒霖, 刘永龄. 污泥处理. 北京: 中国建筑工业出版社, 1988. 第二版
10. 严煦世, 范瑾初主编. 给水工程. 第3版. 北京: 中国建筑工业出版社, 1995
11. 许保玖, 安鼎年著. 给水处理理论与设计. 北京: 中国建筑工业出版社, 1992
12. 钱易, 米祥友主编. 现代废水处理新技术. 北京: 中国科学技术出版社, 1993
13. 王彩霞主编. 城市污水处理新技术. 北京: 中国建筑工业出版社, 1990
14. 顾夏声编著. 废水生物处理数学模式. 第2版. 北京: 清华大学出版社, 1993
15. 张自杰, 周帆编. 活性污泥生物学与反应动力学. 北京: 中国环境科学出版社, 1989
16. 郑元景, 沈光范, 邬扬善编著. 生物膜法处理污水. 北京: 中国建筑工业出版社, 1983
17. 郑元景, 沈永明, 沈光范编著. 污水厌氧生物处理. 北京: 中国建筑工业出版社, 1988年
18. 陈愉林. 螺旋泵. 北京: 中国建筑工业出版社, 1981
19. 申立肾编著. 高浓度有机废水厌氧处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
20. 余浚申编著. 生物接触氧化处理废水技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
21. 李穗中编著. 氧化塘污水处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
22. 刘国信, 刘录声编著. 膜法分离技术及其应用. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
23. 朱耀华编. 电镀废水治理技术综述. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
24. 兰淑澄编. 活性炭水处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
25. 国家环境保护局编. 石油石化工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
26. 国家环境保护局编. 纺织工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1990
27. 国家环境保护局编. 有色金属工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1991
28. 国家环境保护局编. 化学工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
29. 国家环境保护局编. 钢铁工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
30. 环保工作实用手册编写组编. 环保工作者实用手册. 北京: 冶金工业出版社, 1984
31. 魏先勋主编. 环境工程设计手册. 湖南: 湖南科学技术出版社, 1992
32. 张禹卿编著. 污水处理厂设计概要. 北京: 中国环境科学出版社, 1992
33. 谢永明编著. 环境水质模型概论. 北京: 中国科学技术出版社, 1996
34. 侯光宇等编. 水环境保护——水资源保护. 成都: 成都科技大学出版社, 1960
35. (美) Metcalf and Eddy, INC. Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse. Second Edition. McGraw-Hill Book Company, 1979

36. (美) Larry D. Benefield and Clifford W. Randall. *Biological Process Design for Wastewater Treatment* Prentice Hall. Inc, Englewood Cliffs, 1980
37. [加] R. S. RAMALHO. *Introduction to Wastewater Treatment Processes*. ACA-DEMIC PRESS, 1983
38. [美] P. F. Cooper .B. Atkinson. *Biological Fluidised Bed Treatment OF Water AND Wastewater*. Water Research Centre, 1981.
39. [美] 梅特卡夫和埃迪公司. 废水工程处理、处置及回用. 北京: 化学工业出版社. 1986
40. [美] W. W. 埃肯费尔德著. 工业水污染控制. 北京: 中国建筑工业出版社. 1992.
41. [美] W. W. 埃肯费尔德著. J. L. 马斯特曼著. 工业废水的活性污泥处理. 北京: 中国建筑工业出版社. 1997
42. [日] 井出哲夫编著. 水処理工学理論と応用. 日本技報堂出版株式会社, 1976
43. [日] 用水废水便覧編集委員会编. 用水废水便覧. 改订二版. 日本丸善株式会社, 1971
44. [日] 栗林宗人编. 高度処理と再利用. 日本山海堂, 1989
45. [日] 橋本奖主编. 新しい活性汚泥法. 日本思考社, 1986
46. [日] 洞沢勇编著. 生物膜法. 日本思考社, 1982
47. [日] 岩井重久監修. 生物膜法. 日本産業用水調査会, 1978
48. [日] 石田耕一等著. 活性汚泥法. 日本思考社, 1980
49. [日] 橋本奖監修. 下水高度処理施設の設計 日本鹿島出版会, 1979
50. [俄] С. В. Яковлев. *Водоотводящие системы* Москва Стройиздат 1997
51. [俄] С. В. Яковлев *водоотводящие системы промышленных предприятий* Москва Стройиздат 1990
52. [俄] Ю. М. Ласков *Примеры расчетов канализационных сооружений* Москва Стройиздат 1987