废水处理工艺设计计算

崔玉川　马志毅　王效承　李亚新



水利电力出版社

376464

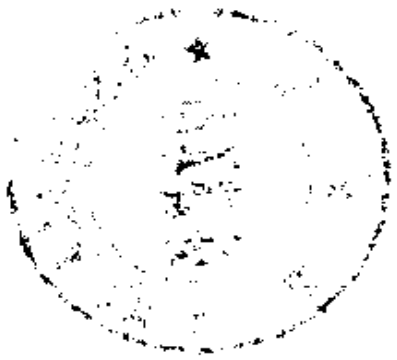
废水处理工艺设计计算

崔玉川　马志毅　王效承　李亚新



水利电力出版社

（京）新登字115号



废水处理工艺设计计算

崔玉川　马志毅　王效承　李亚新

*

水利电力出版社出版、发行
（北京三里河路6号）
各地新华书店经售
顺义县红门印刷厂印刷

*

850×1168毫米　1/32开本　14.5印张　381千字
1994年10月第一版　1994年10月北京第一次印刷
印数 0001—2200册
ISBN 7-120-01984-8/TQ·2
定价 16.40 元

内 容 提 要

本书以工艺设计计算例题的形式，具体介绍废水处理构筑物及设备的主要工艺设计计算内容、方法和要求。例题内容包括：污（废）水筛滤、沉淀（沉砂），好氧及厌氧生物处理（活性污泥法、生物膜法、潮塘法），工业废水的均和、调节、除油、离心分离、过滤、中和、混凝、化学沉淀、电解、吹脱、吸附，污泥的输送、浓缩、脱水、干化及最终处置等。共计104个例题。

本书可供给水排水工程及环境工程等专业的工程技术人员和大专院校师生使用参考。

1B

前　言

随着城市和工业的发展，污废水的排放量与日俱增。为了保护环境和充分利用水资源，污废水的处理与再用已势在必行。

1988年《水处理工艺设计计算》一书出版，受到有关人员的欢迎。但该书仅为给水方面的内容，因此，出版社根据社会需求的情况，在征集新的书目选题时，建议再编写一部与上书相匹配的《废水处理工艺设计计算》的书，要求风格体例与前书类同，以使两书成为姊妹篇。这样，1989年初，水利电力出版社便又约稿编写。——这就是本书产生的过程。

本书意在通过计算例题的形式，对废水处理基本构筑物（设备）工艺设计计算的内容、方法和要求，进行具体介绍。书中编写了城市污水和工业废水的物理处理、生物处理、化学处理以及污泥处理和处置的工艺设计计算例题共104个，其中的不少部分是在实际工程设计计算资料的基础上加工整理而成的。例题内容包括：污（废）水的筛滤、沉淀(沉砂)、好氧及厌氧生物处理（活性污泥法、生物膜法、湖塘法），工业废水的均和、调节、除油、离心分离、过滤、中和、混凝、化学沉淀、电解、吹脱、吸附；污泥的输送、浓缩、脱水、干化及最终处置等。

对计算过程中所用的公式和图表，本书采用边计算边引出的方法，进行简要介绍。计算例题的内容组成，一般分“已知条件”和“设计计算”两部分，但对某些处理设施，在进行具体计算之前，首先在“设计概述”中，对其构造组成、工作原理和设计参数进行简要介绍。

本书系污废水处理工艺中单元构筑物（设备）设计计算的应用性参考书，读者仿照例题即可完成一般的设计计算内容。本书可供给水排水工程及环境工程等有关专业的工程技术人员和大专院校师生使用参考。

书中的第2、3、4、6、9、11、12章由马志毅编写；第1、5、13、15章由王效承编写，第7、8、10、14、16、17、18章由李亚新编写，绪论与附录由崔玉川编写。全书由崔玉川主持编写并统稿，由王康琪高级工程师担任审稿工作。

在本书编写中，选用和参考了一些单位和个人的资料，得到不少同志的帮助和指导，在此一并致谢。由于我们的水平和收集的资料有限，书中难免有错误和不妥之处，敬请读者指正。

编　者

1990年11月

目　录

前　言

绪　论……1

第一章　均和调节池……7

§1-1　均量池……8

例题1-1　均量池容积的计算……9

§1-2　均质池与均化池……11

例题1-2　在线调节工艺中的均化池计算……11

第二章　栅筛……20

§2-1　格栅……20

例题2-1　格栅的计算……22

§2-2　网筛……24

例题2-2　网筛的计算……25

第三章　沉砂池……27

§3-1　平流式沉砂池……27

例题3-1　平流式沉砂池的计算(方法一)……27

例题3-2　平流式沉砂池的计算(方法二)……30

§3-2　曝气沉砂池……32

例题3-3　曝气沉砂池的计算……33

§3-3　竖流式沉砂池……34

例题3-4　竖流式沉砂池的计算……34

第四章　初次沉淀池……38

§4-1　沉淀试验……41

例题4-1　利用沉淀试验结果计算沉淀效率……41

例题4-2　利用试验资料进行初次沉淀池的设计计算……44

§4-2　平流式沉淀池……47

例题4-3　平流式沉淀池的计算(方法一)……51

目　录

前　言

绪　论……1

第一章　均和调节池……7

§1-1　均量池……8

例题1-1　均量池容积的计算……9

§1-2　均质池与均化池……11

例题1-2　在线调节工艺中的均化池计算……11

第二章　栅筛……20

§2-1　格栅……20

例题2-1　格栅的计算……22

§2-2　网筛……24

例题2-2　网筛的计算……25

第三章　沉砂池……27

§3-1　平流式沉砂池……27

例题3-1　平流式沉砂池的计算(方法一)……27

例题3-2　平流式沉砂池的计算(方法二)……30

§3-2　曝气沉砂池……32

例题3-3　曝气沉砂池的计算……33

§3-3　竖流式沉砂池……34

例题3-4　竖流式沉砂池的计算……34

第四章　初次沉淀池……38

§4-1　沉淀试验……41

例题4-1　利用沉淀试验结果计算沉淀效率……41

例题4-2　利用试验资料进行初次沉淀池的设计计算……44

§4-2　平流式沉淀池……47

例题4-3　平流式沉淀池的计算(方法一)……51

例题4-4　平流式沉淀池的计算(方法二)……54
例题4-5　平流式沉淀池的计算(方法三)……57
§4-3　辐流式沉淀池……58
例题4-6　辐流式沉淀池的计算……62
§4-4　竖流式沉淀池……65
例题4-7　竖流式沉淀池的计算……66
§4-5　斜板、斜管沉淀池……69
例题4-8　斜管沉淀池的计算……71
第五章　好氧活性污泥法处理设施……74
§5-1　传统活性污泥法曝气池……77
例题5-1　用经验公式计算传统活性污泥法曝气池……79
例题5-2　用经验数据计算传统活性污泥法曝气池……84
例题5-3　用近似法计算传统活性污泥法曝气池……86
例题5-4　用劳伦斯-麦卡蒂模式计算传统活性污泥法曝气池……88
§5-2　完全混合式活性污泥法曝气池……92
例题5-5　用污泥负荷率计算完全混合式曝气池……95
例题5-6　用泥龄t_s计算完全混合式曝气池……100
§5-3　阶段曝气活性污泥法处理构筑物……105
例题5-7　三阶段曝气活性污泥法曝气池的计算……107
§5-4　吸附再生活性污泥法处理构筑物……114
例题5-8　吸附、再生池的计算……116
§5-5　污泥再曝气法处理构筑物……120
例题5-9　污泥再曝气池的计算……121
§5-6　延时曝气法处理构筑物……125
例题5-10　延时曝气活性污泥法曝气池的计算……126
§5-7　氧化沟……128
例题5-11　氧化沟的计算……129
§5-8　生物硝化处理构筑物……131
例题5-12　分段硝化曝气池的计算……133
例题5-13　结合式硝化曝气池的计算……139

例题5-14 分段硝化后续脱氮池的计算……144
§5-9 曝气设备……146
例题5-15 曝气设备的计算……147
§5-10 二沉池……157
例题5-16 用固体通量法计算二沉池……159
第六章 好氧生物膜处理设施……166
§6-1 滴滤池……166
例题6-1 滴滤池的设计计算……170
例题6-2 滴滤池固定式喷嘴系统的计算……171
§6-2 高负荷生物滤池……180
例题6-3 高负荷生物滤池设计计算……182
例题6-4 旋转式布水器的计算……184
§6-3 塔式生物滤池……186
例题6-5 塔式生物滤池的计算……189
§6-4 淹没式生物滤池……191
例题6-6 淹没式生物滤池的计算……193
§6-5 生物转盘……195
例题6-7 生物转盘的计算……198
第七章 厌氧活性污泥法处理构筑物……203
§7-1 工业废水厌氧发酵产气量……205
例题7-1 工业废水厌氧发酵产气量计算……206
§7-2 厌氧消化池法……207
例题7-2 处理工业废水的厌氧消化池容积及几何尺寸计算……209
§7-3 厌氧接触法……212
例题7-3 用厌氧消化动力学模型法计算厌氧接触工艺中消化池容积……214
例题7-4 用容积负荷法计算厌氧接触法中消化池容积……217
第八章 厌氧生物膜法处理构筑物……219
§8-1 厌氧生物滤池……219
例题8-1 厌氧生物滤池计算……223

第九章　湖塘法处理构筑物……226
例题9-1　好氧塘的计算(1)……229
例题9-2　好氧塘的计算(2)……232
例题9-3　兼性塘的设计计算……233
例题9-4　厌氧塘的计算……234
例题9-5　厌氧好氧串联塘的计算……235
例题9-6　曝气塘的计算……240
第十章　污泥处理设施……244
§10-1　污泥产量和污泥体积……244
例题10-1　初次沉淀池产生的污泥量计算……244
例题10-2　用活性污泥法计算剩余活性污泥量……246
§10-2　污泥的管道输送……248
例题10-3　污泥管道输送水头损失计算……252
§10-3　污泥浓缩……252
例题10-4　重力浓缩池的计算……253
例题10-5　气浮浓缩池的计算……256
§10-4　污泥厌气消化……263
例题10-6　定容式消化池容积计算……266
例题10-7　消化池耗热量计算……272
例题10-8　消化池保温结构厚度计算……275
例题10-9　消化池污泥采用蒸汽竖管直接注入蒸汽加热所用蒸汽量的计算……279
例题10-10　消化池外用套管式热交换器预热污泥计算……280
例题10-11　消化池污泥气循环搅拌计算……285
例题10-12　消化池螺旋搅拌器搅拌计算……288
例题10-13　消化池水力提升器搅拌计算……291
例题10-14　消化池低位槽容积计算……293
例题10-15　低压湿式贮气罐容积计算……294
例题10-16　浮动盖式消化池容积计算……294
§10-5　污泥的好氧消化……295

例题10-17 污泥好氧消化池的计算……296
§10-6 污泥的脱水与干化……298
例题10-18 污泥干化场计算……299
例题10-19 污泥真空过滤脱水计算……305
例题10-20 污泥压滤脱水计算……309
例题10-21 滚压带式过滤机计算……313
§10-7 污泥干燥与焚烧……315
例题10-22 污泥燃烧热值的计算……316
例题10-23 回转焚烧炉计算……319
第十一章 隔油池……322
§11-1 平流式隔油池……322
例题11-1 平流式隔油池的计算(1)……323
例题11-2 平流式隔油池的计算(2)……325
§11-2 斜板(管)隔油池……328
例题11-3 斜管隔油池的计算……328
第十二章 中和处理……331
§12-1 酸碱污水相互中和……335
例题12-1 酸碱污水相互中和的计算……335
§12-2 投药中和法……338
例题12-2 投药中和处理系统的计算……339
例题12-3 投药中和处理设施的计算……341
§12-3 过滤中和法……345
例题12-4 石灰石过滤中和系统的计算……347
例题12-5 升流式膨胀滤池的计算……349
第十三章 气浮处理设施……352
§13-1 需气量和溶气罐……357
例题13-1 需气量和溶气罐的计算……357
§13-2 气浮池……361
例题13-2 无回流气浮池的计算……362
例题13-3 有回流气浮池的计算……365

例题13-4 溶气释放器的计算……367
例题13-5 气浮池集水管的计算……367
第十四章 离心分离处理设备……369
§14-1 压力式水力旋流分离器……369
例题14-1 压力式水力旋流分离器的计算……371
§14-2 重力式水力上旋流分离器……372
例题14-2 水力上旋流沉淀池计算……373
§14-3 重力式水力下旋流分离器……374
例题14-3 水力下旋流沉淀池计算……376
第十五章 化学沉淀……379
§15-1 氢氧化物沉淀法……380
例题15-1 产生氢氧化镉沉淀所需pH值的计算……381
例题15-2 指定pH条件下的锌离子浓度计算……381
例题15-3 锌的羟基络合物沉淀条件的计算……383
例题15-4 废水中金属羟基络合物溶解条件的计算……387
例题15-5 用石灰处理含锌废水的沉淀条件计算……387
§15-2 硫化物沉淀法……387
例题15-6 用H_2S处理含镉废水的计算……387
第十六章 电解法处理设备……389
§16-1 含铬废水电解处理设备……389
例题16-1 除铬电解槽计算……390
§16-2 含氟废水电解处理设备……396
例题16-2 除氟电解槽计算……397
第十七章 活性炭吸附处理装置……401
§17-1 粉炭静态吸附设备……401
例题17-1 活性炭吸附等温式计算……402
例题17-2 单级静态间歇吸附操作设备计算……405
例题17-3 二级逆流静态间歇吸附操作投炭量计算……405
§17-2 粒炭动态吸附设备……407
例题17-4 吸附塔设计计算……408

第十八章　吹脱法处理装置……413
§18-1　溶解气体吹脱填料塔……413
例题18-1　CO_2吹脱塔计算……415
例题18-2　氨吹脱塔计算……416
§18-2　挥发有机物的填料塔吹脱……422
例题18-3　挥发有机物填料吹脱塔计算……423
附　录
一、我国《地面水环境质量标准》GB3838—88(摘)……425
二、我国《污水综合排放标准》GB8978—88(摘)……427
三、我国《农田灌溉水质标准》GB5084—85(摘)……439
四、我国《渔业水质标准》GB11607—89(摘)……441
五、我国《医院污水排放标准》GBJ48—83(摘)……442
六、我国《生活杂用水水质标准》CJ25.1—89(摘)……442
七、地面水水质卫生要求……442
八、地面水中有害物质的最高容许浓度……443
九、我国《污水排入城市下水道水质标准》CJ18—86(摘)……444
十、一般工业废水的BOD值……444
十一、非法定计量单位与法定计量单位换算……444
参考文献……450

绪　论

随着国民经济的发展和环境意识的提高，废水处理愈加引起重视。事实上，废水处理已经成为环境保护、充分利用水资源及节约用水的重要手段之一。

废水处理，从工程角度看它属于排水工程，在技术上它归水处理(或水再生)的范畴，从学科上它横跨市政和环境两个学科。

水的分类，若从水质角度考虑，大致可分为三大类型，即天然水（地表水和地下水）、使用水（此处仅指生活和工业用水，如自来水、高纯水和杂用水等）和污废水（生活或生产使用过的水）。水处理是这三种水质类型转化的重要手段，这种关系见图0-1所示。水处理通常分作给水处理和污水处理两类，显然，这种分类的着眼点是原水的水质。

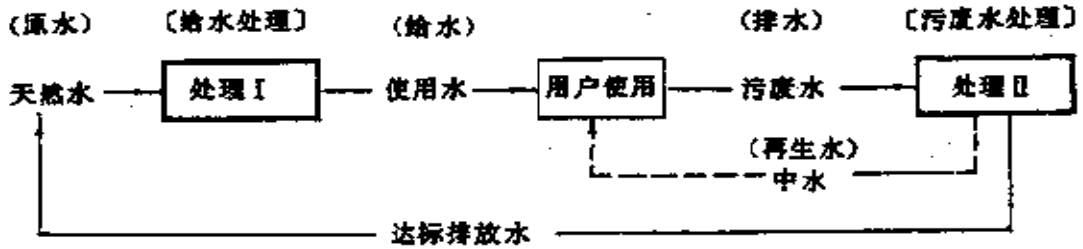


图 0-1　三类水质及转化关系

现在，由于世界性淡水资源的日趋紧张，城市污（废）水资源化作为重要对策之一，已被明确提出并在逐步实施。这样一来，可能会引起某些认识上或概念上的扩展与变化。例如，水资源的内容，水处理工艺的隶属关系，污水处理厂的功能任务，以及水的管理体制等。

从广义上讲，废水泛指城乡生活污水和生产废水两大类，后者由于所含污染物性质和数量的不同，污染程度十分悬殊。废水处理就是采用各种必要的手段和技术，将其中的污染物质分离出

来，使废水得到净化的一种过程。

通常，废水处理方法分为物理法、化学（物理化学）法和生物法三类。

（1）废水的物理处理法(也叫机械处理) 就是利用物理作用分离废水中主要呈悬浮状态的污染物质，在处理过程中不改变污染物的化学性质。包括筛滤、沉淀、浮升、离心分离、蒸发、结晶、过滤和膜分离等。

（2）废水的化学（物理化学）处理法 是利用化学反应或物化原理来分离、回收污水中的污染物质，从而改变其性质或存在状态，化害为利。其方法有中和、混凝、电解、氧化还原、汽提、萃取、吸附以及离子交换、电渗析等。此法多用于工业废水的处理。

（3）废水的生物处理方法(也叫生化法) 是利用微生物的代谢作用，使废水中呈溶解状态、胶体状态以及某些不溶解的有机甚至无机污染物质，转化为稳定、无害的物质，从而达到净化的目的。此法按照作用微生物习性的不同，可分为好氧法和厌氧法两大类。

好氧与厌氧这两类生物处理法，大体上又分活性污泥法和生物膜法两种，每种中又有许多形式，见表0-1。传统上好氧生物法常用于城市污水和有机生产污水的处理，厌氧生物法多用在污泥和有机性污水的处理。

表 0-1　　好氧与厌氧生物法的处理设施

	活性污泥法	生物膜法
好氧生物法	曝气池 氧化沟	生物滤池 生物转盘 生物流化床 生物接触氧化池
厌氧生物法	消化池 上流式污泥床(UASB)	生物滤池 生物转盘(RBC) 生物流化床

稳定塘（又称生物塘、氧化塘或湖塘法）也系污水的生物处理设施，它分好氧、厌氧和兼性三种类型，其中好氧塘和兼性塘是藻、菌共生的生物处理设施。另外，污水的土地处理系统（含污水灌溉）包含着物理、化学、物化和生化处理等综合作用，但就其中有机物质的处理而言，则主要属于自然生物处理的方法。

另外，按照生活污水的处理程度划分，污水处理以往多分为一级、二级和三级处理三种类型。尽管这种分类方法似难概括当今的处理工艺，但习惯上还在沿用。

污水的一级处理，其主要处理内容是去除污水中的悬浮固体。上述的物理处理方法，一般只能完成一级处理的要求。经一级处理后的污水，BOD一般只能去除30%左右，仍不宜排入水体。

污水的二级处理，其主要任务是大幅度地去除污水中呈胶体和溶解状态的有机性物质（即BOD物质），去除率往往在90%以上，处理后水的BOD可能降至20～30mg/L。由于二级处理通常是借生物法来完成的，所以，人们往往把生物处理与二级处理看作同义语。一般情况下，经二级处理后，污水即可达到排入水体的标准。

在进行二级处理之前，一级处理经常是必须的，故一级处理又叫预处理。一级和二级处理法，是城市污水经常采用的处理方法，所以又叫常规处理法。

污水的三级处理，目的在于进一步去除二级处理所未能去除的污染物质，其中包括微生物未能降解的有机物，以及氮、磷等能加速水体富营养化过程的可溶性无机物等。三级处理的方法是多种多样的，例如生物法、砂滤、活性炭过滤、化学氧化以及离子交换和电渗析等。通过三级处理，BOD_5可从 20～30mg/L 降至5 mg/L以下，同时能够去除大部分的氮和磷。

对生活污水处理而言，三级处理是深度处理（或高级处理）的同义语，但二者并不完全一致。如前所述，三级处理是在常规处理之后，为了去除更多有机物及某些特定污染物质（如氮、磷）而增加的一项处理工艺。至于深度处理（或高级处理），则往往

是以污水回收及再用为目的，而在常规处理之外所增加的处理工艺流程。水回用的对象很广，对复用水水质的要求不尽相同，深度处理一般系指那些对水质要求较高时所采用的处理工艺流程，如活性炭过滤、反渗透和电渗析等。

污水处理的上述三种方法和级别的大致功能对应关系，可如图0-2所示。

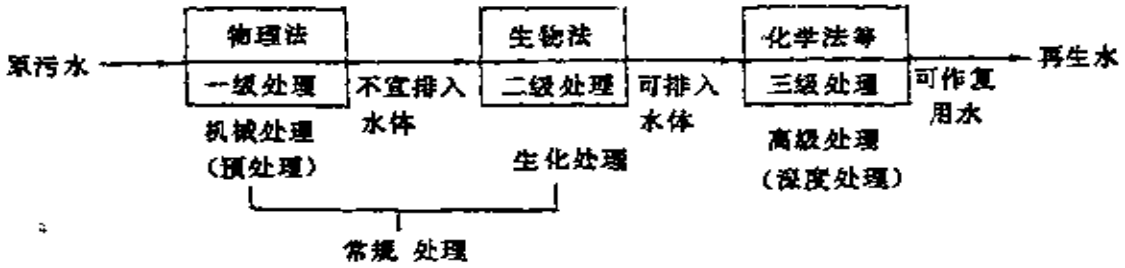


图 0-2 污水处理方法及功能

生活污水和以生活污水为主的城市污水处理的典型工艺流程，如图0-3所示。

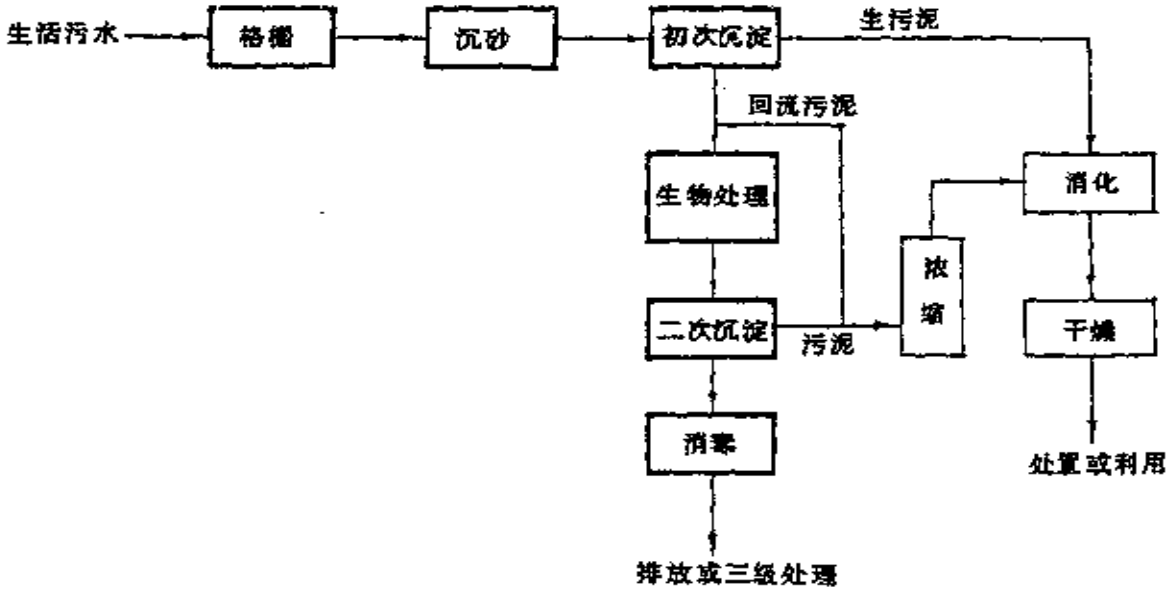


图 0-3 生活污水处理工艺流程

对各种工业生产废水的处理，由于其水质的多样性，所以处理流程各不相同，可参考表0-2选择合适的处理单元方法组合成

表 0-2　　生产废水处理的基本方法

分　类	处理方法	处　理　对　象
物理处理法	调节、均和	使水质、水量均衡
	沉　淀	可沉物质
	除　油	浮油
	浮　升	乳化油、比重近于1的悬浮物
	旋流分离器	比重较大的悬浮物，如铁皮、砂等
	离心机	乳化油、纤维、纸浆、晶体等
	格　栅	粗大的悬浮物
	筛　网	较小的悬浮物
	砂　滤	细小悬浮物、乳化油
	微滤机	极细小的悬浮物
	反渗透	某些分子和离子
化学处理法	混　凝	胶体、乳化油
	中　和	酸、碱
	化学沉淀	溶解性有害物质，如汞、镉、硫、氰、铬、锌等
	氧化还原	
	吹　脱	溶解性气体，如H_2S、CO_2等
	萃　取	溶解性物质，如酚
	汽　提	溶解性挥发物质，如一元酚、氨等易挥发物质
	吸　附	溶解性物质，如酚、汞等
	离子交换	可离解物质，如盐类物质等
	电渗析	
生物处理法	农田灌溉	胶体和溶解性有机物
	稳定塘	
	生物膜法	
	活性污泥法	

工艺流程。

据我国建设部1988年底的统计资料：我国的污废水排放总量为7164.1万t/d，其中生活污水为2136.6万t/d；共有城市污水处理厂69座，日处理能力197万t，其中生化处理厂40座，日处理能力111.7万t。而据80年代中期的统计资料，几个经济发达国家拥有城市污水处理厂的数量为：美国22600座(日处理污水1亿t，其中二级处理厂约18000座，三级处理厂约800座)，英国7800座，法国6000座，西德7700座，瑞典1540座，日本363座。

在一般城市污水的三级处理体制中，一级是预处理，二级是主体，三级为精制。在各种废水处理方法中，生物处理法是整个城市污水处理的主流。这是因为，从城市污水处理的发展上看，一级处理技术最老，已相对定型。三级处理虽然处于发展阶段，但所用技术费用较高。只有生物法这一部分，近百年来始终发展变化不止，至今仍方兴未艾。

废水处理的工艺流程，是由若干不同功能的单元处理构筑物（设备）和输配水管渠所组成。随着废水处理技术的发展，一方面同一功能处理设施的类型在不断增多，另一方面，同一设施的处理功能有的也在扩展。在污水处理厂的工艺流程及构筑物类型确定后，废水处理的工艺计算任务主要是确定构筑物（设备）及管渠的几何尺寸和数量，以及辅属装置、材料及药品等的规格及用量。从而为处理厂的布置等提供依据。

第一章　均和调节池

所有进入废水处理系统的废水，其水量和水质随时都可能发生变化，这对废水处理构筑物的正常运转非常不利。水量和水质的波动越大，处理效果就越不稳定，甚至会使废水处理工艺过程遭受严重破坏。为减少水量和水质变动对废水处理工艺过程的影响，在废水处理系统之前宜设置调节池，以资均和水质、存盈补缺，使后续处理构筑物在运行期间内能得到均衡的进水量和稳定的水质，并达到理想的处理效果。

主要起均衡水量作用的调节池称为均量池，主要起均和水质作用的调节池称为均质池，既可均量又可均质的调节池称为均化池。

调节池在废水处理工艺流程中的最佳位置，应依每个处理系统的具体情况而定。某些情况下，调节池可设于一级处理之后、生物处理之前，这样可减少调节池中的浮渣和污泥。如把调节池设于初沉池之前，设计中则应考虑足够的混合设备，以防止固体沉淀和厌氧状态的出现。采用调节池的废水处理工艺流程见图1-1。

在线调节流程的全部流量均通过调节池，对废水的成分和流量可进行大幅度调节。离线调节流程只有超过日平均流量的那一部分流量才进入调节池，对废水组分和流量的变化仅起轻微的缓冲作用。

设计调节池时应考虑的问题：

（1）调节池的几何形状宜为方形或圆形，以利形成完全混合状态。长形池宜设多个进口和出口。

（2）调节池中应设冲洗装置、溢流装置、排除漂浮物和泡沫的装置，以及洒水消泡装置。

（3）为使在线调节池运行良好，宜设混合和曝气装置。混

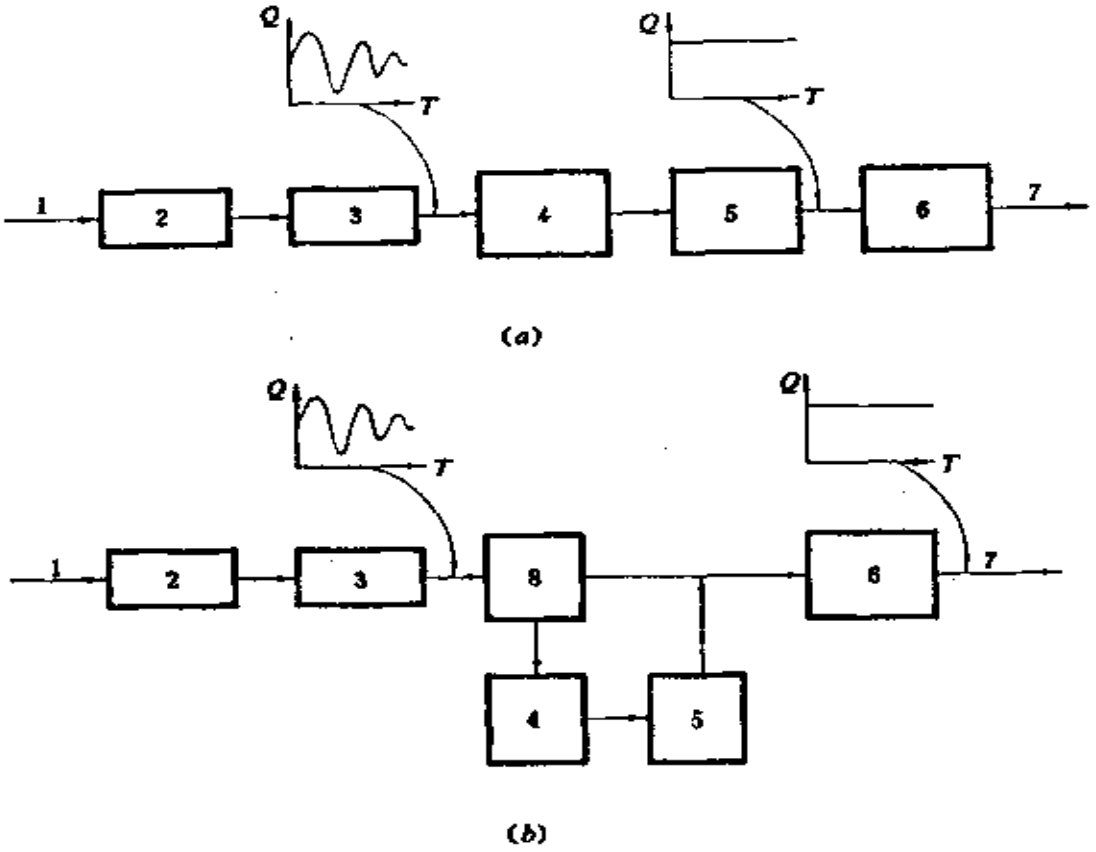


图 1-1 采用调节池的废水处理工艺流程

(a)在线调节；(b)离线调节
1—原水；2—格栅；3—沉砂池；4—调节池；5—提升泵房及流量控制；6—一级、二级处理；7—出水；8—溢流井

合所需的功率约为0.004～0.008 kW/m³池容。所需曝气量约为0.01～0.015m³空气/(min·m²池表面积)。

（4）调节池出口宜设测流装置，以监控所调节的流量。提升泵可设于调节池的前面或后面。

§1-1 均 量 池

常用的均量池是变水位的贮水池，进水为重力流，出水以水

泵提升。池中最高水位应不高于进水管的设计水位。水深为1.5～2.5m，最低水位固定不变，见图1-2。

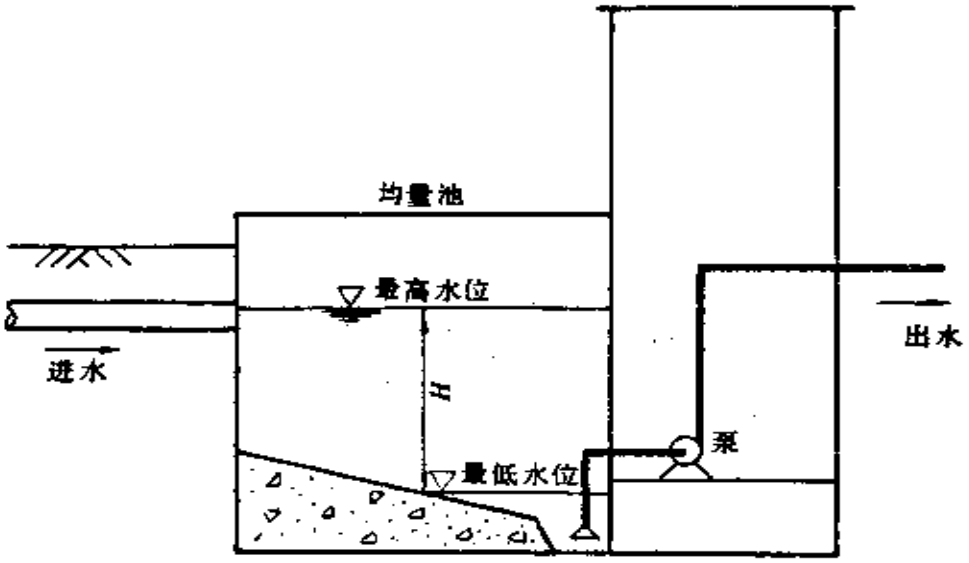


图 1-2 均量池

【例题 1-1】 均量池容积的计算。

（一）已知条件

原水流量的逐时变化曲线如图1-3所示。

（二）设计计算

1.绘制进水量累计曲线

根据流量逐时变化曲线绘制进水量累计曲线，见图1-4。

2.均量池出水流量

以直线连接0、A两点，则0A为均量池均匀出水量的累计曲线，其斜率即为均量池的控制出水流量，亦即水泵的抽水能力。由图可知，A点的累计水量为1464m³，相应的累计时数为24h，故可算得0A的斜率为1464÷24=61(m³/h)。

3.均量池最小容积

通过流量累计曲线的最高点与最低点作平行于0A的两条切线，得切点B、C，分别自B、C两点作平行于纵轴的直线，与出水累计曲线分别相交于D、E点。

线段BD所代表的水量为220m³，线段CE所代表的水量为

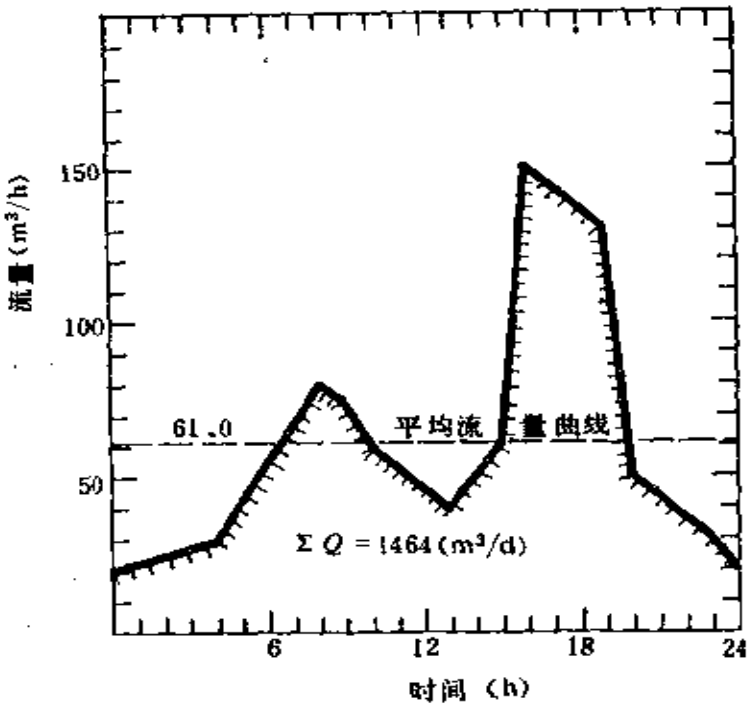


图 1-3 某污水厂原水流量逐时变化曲线

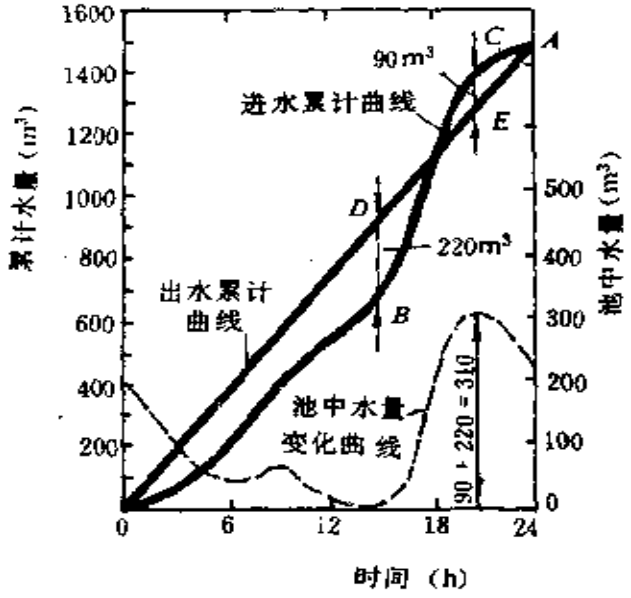


图 1-4 某污水厂进水量累计曲线

$90m^3$，$BD+CE=220+90=310(m^3)$，即为均量池所需的最小容积。

由图可知，约在14点时均量池全部放空，约在21点时均量池

全部充满。

4.设计均量池容积

设计中采用的均量池容积，一般宜考虑增加理论调节容积的10%～20%，故本例均量池的容积应按310×1.2=372(m^3)来设计。

5.均量池的主要尺寸

（1）池表面积A

均量池的容积$V=372m^3$，取水深$h=2.0m$，则池表面积$A=\frac{V}{h}=372\div2=186(m^2)$。

（2）池长l

采用方形池，池长l与池宽b相等，则$l=b=\sqrt{A}=\sqrt{186}=13.6(m)$。

§1-2 均质池与均化池

常见的均质池为恒水位贮水池，用进、出水槽布置形式的巧妙配合，使不同时程的水质得到较好的混合，取得随时均质的理想效果。但这种调节池只能均质而不能均量。

为达到既能均量又可均质的目的，工程中一般宜采用均化池。池中设搅拌装置，出水流量用仪表控制，池前设格栅、沉砂池，池后可接续一级、二级处理。水中含杂质较多时，均化池也可设在一次沉淀池之后。现以在线调节为例来说明均化池的计算方法。

【例题 1-2】 在线调节工艺中的均化池计算。

（一）已知条件

废水流量与主要水质逐时变化统计资料如表1-1所示。

（二）设计计算

1.调节流量所需的均化池容积V

（1）各时段终了时的废水累积量（以m^3表示）

根据表1-1所提供的统计资料，在0点到1点的时间段内流入

表 1-1　　废水流量与主要水质逐时变化统计资料

时　间	该段时间内的平均流量 (m^3/s)	该段时间内的平均生化需氧量 (mg/L)
0点～1点	0.275	150
1点～2点	0.220	115
2点～3点	0.165	75
3点～4点	0.130	50
4点～5点	0.105	45
5点～6点	0.100	60
6点～7点	0.120	90
7点～8点	0.205	130
8点～9点	0.355	175
9点～10点	0.410	200
10点～11点	0.425	215
11点～12点	0.430	220
12点～13点	0.425	220
13点～14点	0.405	210
14点～15点	0.385	200
15点～16点	0.350	190
16点～17点	0.325	180
17点～18点	0.325	170
18点～19点	0.330	175
19点～20点	0.365	210
20点～21点	0.400	280
21点～22点	0.400	305
22点～23点	0.385	245
23点～0点	0.345	180
平　均	0.307	170.4

均化池的废水量V_{0-1}为

$$V_{0-1}=0.275\times3600\times1.0=990(m^3)$$

该时段终了时均化池中废水的累积量为$V_1=990m^3$。

在1点到2点的时间段内流入均化池的废水量V_{1-2}为

$$V_{1-2}=0.220\times3600\times1.0=792(m^3)$$

该时段终了时均化池中废水的累积量为$V_2=990+792=1782(m^3)$。

其余各时段终了时均化池中废水的累积量，均可用同样的方法求得，如表1-2所示。

表 1-2　　各时段均化池中废水累积量计算结果

时　间	废水累积量(m^3)	生化需氧量质量负荷(kg/h)
0点～1点	990	149
1点～2点	1782	91
2点～3点	2376	45
3点～4点	2844	23
4点～5点	3222	17
5点～6点	3582	22
6点～7点	4014	39
7点～8点	4752	96
8点～9点	6030	223
9点～10点	7506	295
10点～11点	9036	329
11点～12点	10584	341
12点～13点	12114	337
13点～14点	13572	306
14点～15点	14958	277
15点～16点	16218	239
16点～17点	17388	211
17点～18点	18558	199
18点～19点	19746	208
19点～20点	21060	276
20点～21点	22500	403
21点～22点	23940	439
22点～23点	25308	335
23点～0点	26550	224
平　均		213

（2）绘制各时段进入均化池的废水量累积曲线（见图1-5）

如图所示，从原点至累积曲线末端所作直线的斜率，就是均化池的控制出水流量，在该图中等于$0.307m^3/s$。

（3）所需的均化池容积

作一条与均化池控制出水流量直线平行并与废水量累积曲线最低点相切的直线。从切点至均化池控制出水流量直线的竖向距

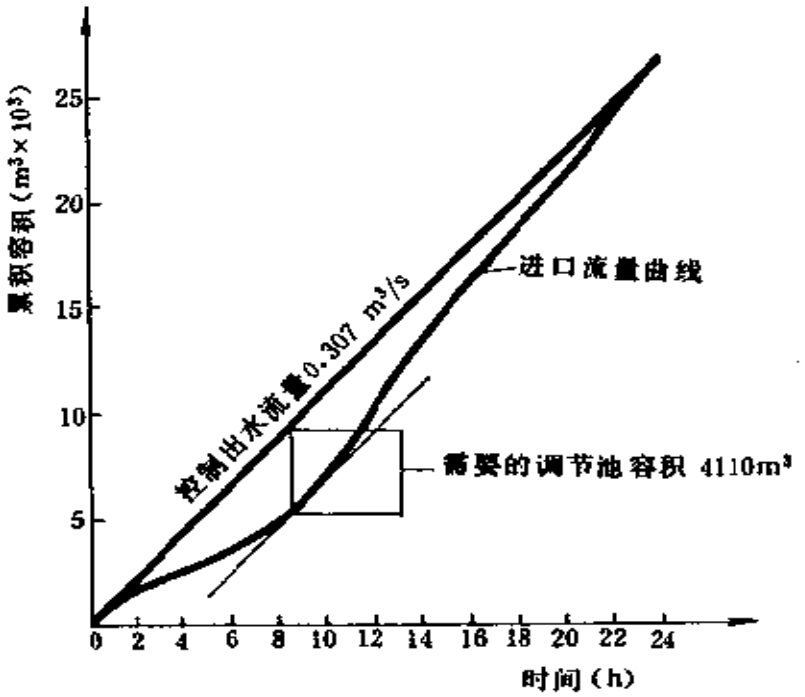


图 1-5 各时段废水量累积曲线

离就是所需的均化池容积。从图中量得，均化池的调节容积$V=4110m^3$。

2.均化池对生化需氧量质量负荷率的影响

确定均化池对生化需氧量质量负荷率影响的方法很多，但以均化池刚好放空的时候进行计算较为简单。本均化池约在8点半排空，故从8点到9点开始计算。

（1）各时段终了时均化池内实际贮存的废水量

从进入均化池的水量中，减去经过均化后的小时出水量即均化池的控制出水量，即可求出相应时段的均化池实际贮水量。对于图1-5所示的废水量累积曲线，每一小时流出均化池的废水量$V_{0c}=0.307\times3600\approx1106(m^3)$，利用该值和下列计算式即可求出各时段均化池内的贮水量。

$$V_{sc}=V_{sp}+V_{ic}-V_{oc}$$

式中 V_{sc}——本时间段终了时，均化池内的贮水量；

V_{sp}——前一个时间段终了时，均化池内的贮水量；

V_{ic}——本时间段流入均化池的废水量；

V_{oc}——本时间段流出均化池的废水量。

利用表1-1和表1-2中的数据，可算得8点到9点这一时段内均化池的贮水量为

$$V_{sc} = 0 + 1278 - 1106 = 172(m^3)$$

在9点到10点的时段内均化池的贮水量为

$$V_{sc} = 172 + 1476 - 1106 = 542(m^3)$$

用同样方法可算得每一时段终了时均化池内的贮水量，计算结果见表1-3。

表 1-3　　各时段均化池内的贮水量计算结果

时　间	流入均化池的水量 (m^3)	该段时间终点均化池内的贮水量 (m^3)
8点～9点	1278	172
9点～10点	1476	542
10点～11点	1530	966
11点～12点	1548	1408
12点～13点	1530	1832
13点～14点	1458	2184
14点～15点	1386	2464
15点～16点	1260	2618
16点～17点	1170	2680
17点～18点	1170	2746
18点～19点	1188	2828
19点～20点	1314	3036
20点～21点	1440	3370
21点～22点	1440	3704
22点～23点	1368	3966
23点～0点	1242	4102
0点～1点	990	3986
1点～2点	792	3672
2点～3点	594	3160
3点～4点	468	2522
4点～5点	378	1794
5点～6点	360	1048
6点～7点	432	374
7点～8点	738	0

（2）均化池出水的平均浓度x_{oc}

假定均化池内废水的各种组分已完全混合，均化池出水的平均浓度可用下式求得：

$$x_{oc}=\frac{V_{ic}x_{ic}+V_{sp}x_{sp}}{V_{ic}+V_{sp}}$$

式中 x_{oc}——本时间段内，均化池出水的平均生化需氧量，mg/L；

x_{ic}——本时间段内，流入均化池废水的平均生化需氧量，mg/L；

x_{sp}——前一时间段终了时，均化池内废水的生化需氧量，mg/L。

根据表1-1和表1-3中的数据，可算得8点到9点这一时段内均化池出水的生化需氧量平均浓度x_{oc}为

$$x_{oc}=\frac{1278\times175+0\times0}{1278+0}=175(\mathrm{mg/L})$$

从9点到10点的时间段内均化池出水的生化需氧量平均浓度x_{oc}为

$$x_{oc}=\frac{1476\times200+172\times175}{1476+172}=197(\mathrm{mg/L})$$

用同样方法可算得其余各时段内均化池出水的生化需氧量平均浓度，计算结果见表1-4。

（3）小时质量负荷率

根据表1-4中的均化池出水平均浓度，可计算均化池在各时段的质量负荷率。

$$\text{质量负荷率}=\frac{1106x_{oc}}{1000}$$

式中 x_{oc}——本时间段内，均化池出水的平均生化需氧量，g/m^3，见表1-4；

1106——均化池的控制出水流量，m^3/h。

在8点到9点的时段内，均化池的质量负荷为

表 1-4　　各时段均化池出水平均浓度计算结果

时　间	该时间段内调节后的生化需氧量（mg/L）	该时间段内调节后的生化需氧质量负荷（kg/h）
8点～9点	175	193
9点～10点	197	218
10点～11点	210	232
11点～12点	216	239
12点～13点	218	241
13点～14点	214	237
14点～15点	209	231
15点～16点	203	224
16点～17点	196	217
17点～18点	188	208
18点～19点	184	203
19点～20点	192	212
20点～21点	220	243
21点～22点	245	271
22点～23点	245	271
23点～0点	230	254
0点～1点	214	237
1点～2点	196	217
2点～3点	179	198
3点～4点	162	179
4点～5点	147	162
5点～6点	132	146
6点～7点	119	132
7点～8点	126	139
平　均		213

$$\frac{175\times1106}{1000}=193(\mathrm{kg/h})$$

在9点到10点的时段内，均化池的质量负荷为

$$\frac{197\times1106}{1000}=218(\mathrm{kg/h})$$

用同样方法可算得均化池在其余时段的质量负荷率，计算的结果列于表1-4内。不调节流量时，相应的质量负荷率列于表1-2内。

（4）均化池对质量负荷率的影响

均化池对质量负荷率所产生的影响见图1-6。

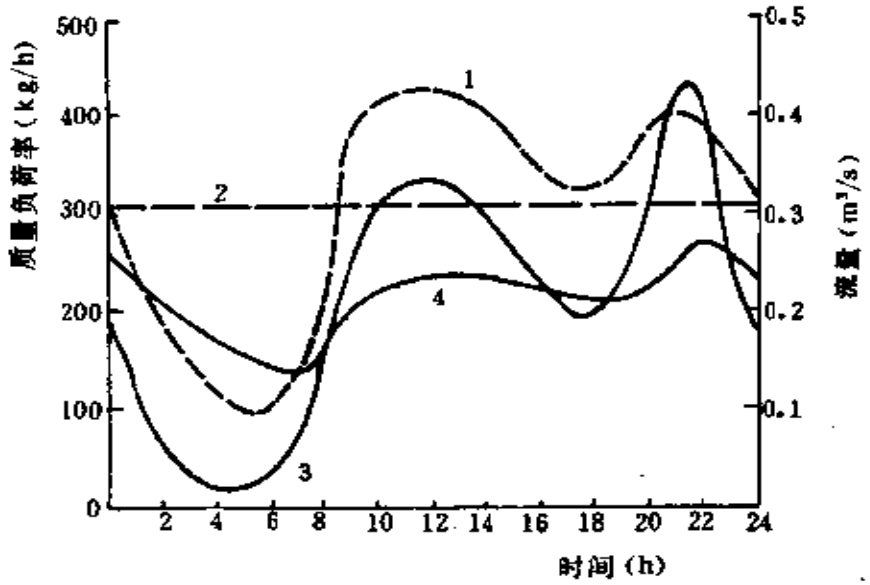


图 1-6 均化前后的流量与质量负荷率

1—未均化的流量；2—均化后的流量；3—均化前的质量负荷率；4—均化后的质量负荷率

由图1-6可知，在线调节工艺中的均化池，对流量和水质变化的最大值及最小值，具有明显的削弱作用。因而可使后续处理构筑物在运行期间能得到均衡的水量和较为稳定的水质，均化效果非常可观。关键问题是均化池应有合理而足够的容积，并采取必要的混合搅拌手段，使废水的水质得以随机混合方能奏效。

3.废水在均化池中的平均停留时间T

$$T=\frac{V}{Q}$$

式中 V——均化池的容积，m^3；

Q——均化池的控制出水流量，m^3/h。

$$T=\frac{4110}{1106}=3.72(h)$$

4.均化池搅拌所需功率

假定均化池单位池容所需的搅拌功率为0.006 kW，则所需总搅拌功率为$4110\times0.006=25(kW)$。

5. 均化池的主要尺寸

已知均化池的容积$V=4110m^3$，取水深$h=3.0m$，并采用方形池，则池子的边长$l=\sqrt{\frac{V}{h}}=\sqrt{\frac{4110}{3}}=37(m)$。

均化池的计算图见图1-7。

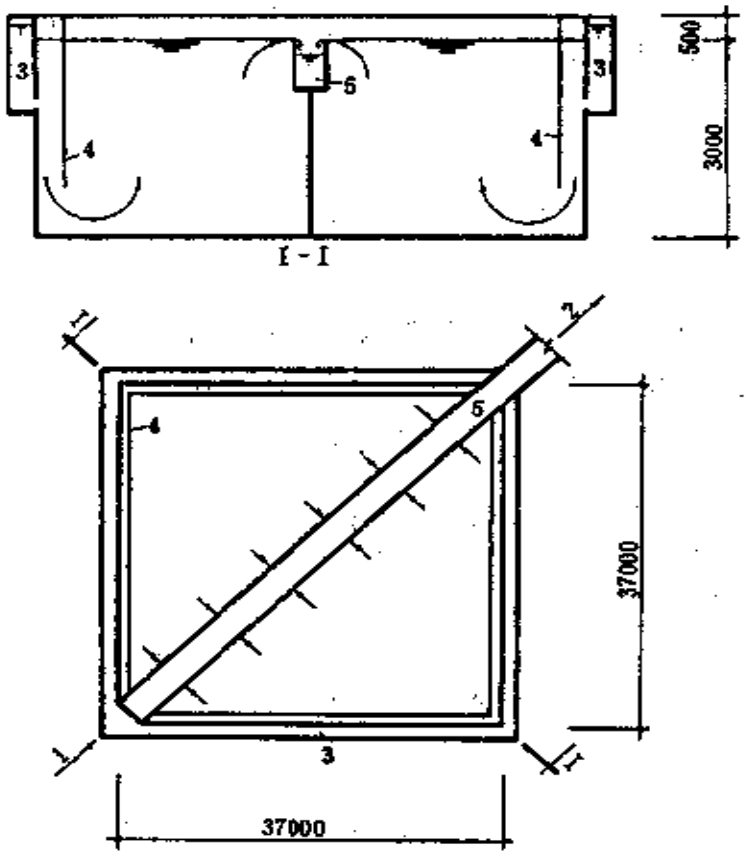


图 1-7 均化池计算草图

1—进水；2—出水；3—配水槽；4—导流板；5—集水槽

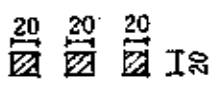
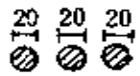
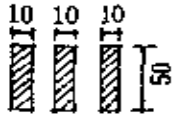
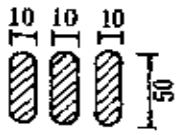
第二章　栅　　筛

栅筛包括格栅和网筛两大类，它们都是依靠机械作用拦截废水中较大杂质的设备，通常都用作废水的预处理设施，以保护后续管道设备或便利后续处理过程。

§2-1　格　　栅

格栅作为污水处理系统的第一道处理工序，多设置在水泵的集水井之前，也有的根据需要分设两道格栅，位置可以不同，有的在水泵后再设一道，但一般是前一道栅隙较宽，后一道栅隙较窄。

表 2-1　　栅条断面形状及尺寸

栅条断面形状	一般采用尺寸（mm）
正　方　形	
圆　　形	
锐边矩形	
迎水面为半圆形的矩形	
迎水、背水面均为半圆形的矩形	

一般采用的栅条的断面形状及尺寸如表2-1。

污水处理规模较大时（每月拦截的渣量大于0.2m^3），一般采用机械清渣；规模较小时，采用手工清渣。

水泵站前设置的格栅间距，应以能保护水泵不被堵塞为原则，具体尺寸及其相应截污量如表2-2所示。

若水泵前格栅的栅条间隙小于或等于

表 2-2　　水泵前格栅的栅条间距及截污量

水泵型号	栅条间隙 (mm)	截留污物量 〔L/(人·a)〕
$2\frac{1}{2}$PW, $2\frac{1}{2}$PWL	<20	人工：4～5，机械：5～6
2PW, 4PWL	<40	2.7
6PWL	<70	0.8
8PWL	<90	0.5
10PWL	<110	<0.5
32PWL	<150	<0.5
20ZLB-70	<60	
28ZLB-70	<90	
14Sh	<20	
20Sh	<25	
24Sh	<30	
32Sh	<40	

25mm，则其后面的处理流程中可不再设置格栅。一般在污水处理系统前设置的格栅，其栅条间隙为

（1）人工清除时，25～40mm；

（2）机械清除时，16～25mm；

（3）最大间隙，40mm。

栅渣的数量及性质，当无实测资料时，可采用：

（1）格栅间隙16～25mm，0.05～0.10m^3栅渣/10^3m^3污水；

（2）格栅间隙30～50mm，0.01～0.03m^3栅渣/10^3m^3污水；

（3）栅渣含水率一般取80%，容重960kg/m^3。

格栅安装倾角一般为45°～75°。

过栅流速一般采用0.6～1.0m/s。

格栅前水流速度一般为0.4～0.9m/s。

通过格栅的水头损失一般采用0.08～0.15m。

格栅上方设有格栅平台。格栅及格栅平台有的露天设置，有的设格栅井，有的同进水闸门合建于一井内，也有的同集水池合建成整体构筑物。

【例题 2-1】 格栅的计算。

（一）已知条件

某城市污水处理厂最大设计污水量$Q_{max}=0.3\,m^3/s$，总变化系数$K_z=1.45$。

（二）设计计算

1.栅条的间隙数n

设栅前水深$h=0.4\,m$，过栅水流速度$v=0.9\,m/s$，栅条间隙宽度$b=0.024\,m$，格栅倾角$\alpha=60°$，则

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

$$=\frac{0.3\times\sqrt{\sin 60°}}{0.024\times0.4\times0.9}$$

$$\approx 30$$

2.栅槽宽度B

设栅条宽$b_s=0.01\,m$，计算草图如图2-1。则

$$B=b_s(n-1)+bn$$

$$=0.01\times(30-1)+0.024\times30$$

$$=1.01(m)$$

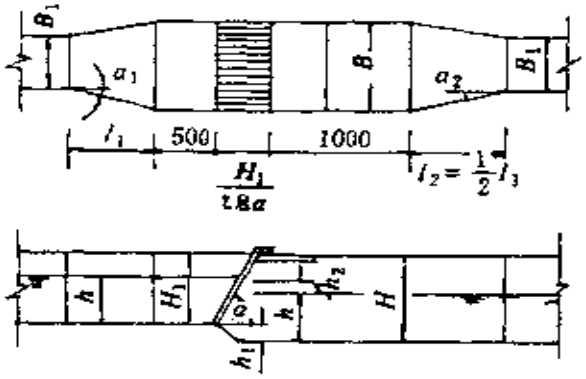


图 2-1 格栅计算草图

3.进水渠至栅槽间渐宽部分的长度l_1

设进水槽宽$B_1=0.65$m，其渐宽部分展开角度$a_1=20°$，由图2-1知

$$l_1=\frac{B-B_1}{2\mathrm{tg}a_1}$$

$$=\frac{1.01-0.65}{2\mathrm{tg}20°}=0.495$$

$$\approx 0.5(\mathrm{m})$$

4.栅槽至出水渠间渐缩部分长度l_2

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

$$=\frac{0.50}{2}=0.25(\mathrm{m})$$

5.通过格栅的水头损失h_1

今选用锐边矩形栅条断面（见表2-1），则

$$h_1=kh_0$$

$$=k\left(\xi\frac{v^2}{2g}\sin a\right)$$

$$=k\beta\left(\frac{b_{sv}}{b}\right)^{4/3}\frac{v^2}{2g}\sin a$$

取截污后水头损失增大倍数$k=3$，阻力系数ξ及其计算公式和参数如表2-3，则

表 2-3　　栅条间隙的局部阻力系数ξ

栅条断面形式	公　式	说　明
锐边矩形	$\xi=\beta\left(\frac{b_s}{B}\right)^{4/3}$	$\beta=2.42$
迎水面为半圆形的矩形		$\beta=1.83$
圆形		$\beta=1.79$
两端均为圆形的矩形		$\beta=1.67$
正方形	$\xi=\left(\frac{b+b_s}{\varepsilon b}-1\right)^2$	ε取0.64

$$h_1 = 3 \times 2.42 \times \left(\frac{0.01}{0.024}\right)^{4/3} \times \frac{0.9^2}{19.6} \sin 60^\circ$$

$$= 0.081(\text{m})$$

6.栅后槽的总高度

设栅前渠道保护高度$h_2 = 0.3\text{m}$，由图2-1得

$$H = h + h_1 + h_2$$

$$= 0.4 + 0.081 + 0.3$$

$$= 0.781 \approx 0.8(\text{m})$$

7.栅槽总长度L

$$L = l_1 + l_2 + 0.5 + 1.0 + \frac{H_1}{\text{tg}\alpha}$$

$$= 0.5 + 0.25 + 0.5 + 1.0 + \frac{0.4 + 0.3}{\text{tg}60^\circ}$$

$$= 2.65(\text{m})$$

8.每日栅渣产量W

在栅间隙为0.024m的条件下，设栅渣量W_1为$0.06\text{m}^3/10^3\text{m}^3$污水，则

$$W = \frac{Q_{max} W_1 86400}{K_z 1000}$$

$$= \frac{0.3 \times 0.06 \times 86400}{1.45 \times 1000}$$

$$= 1.07(\text{m}^3/\text{d}) > 0.2\text{m}^3/\text{d}$$

宜采用机械清渣。

§2-2 网　　筛

当网筛材料及设备都运行可靠，而且经济上也合算时，可用网筛代替沉淀池或上浮池以去除悬浮物及部分BOD。表2-4给出了三类细网筛的设计参数，计算时可作参考。

表 2-4　　污水初级处理所用的三种网筛

网筛种类	筛网			水力负荷	筛渣的组分	悬浮物去除率
	孔类	网眼大小（μm）	筛网材料	[m³/(min·m²)]	（含固体重%）	（%）
倾斜式	中	250～1500	不锈钢丝网	0.6～2.4	10～15	15～30
转鼓式	中	250～1500	不锈钢丝网	0.005～0.040	10～25	15～30
离心式	细—中	10～500	不锈钢，合成纤维及其他布类	0.010～0.050	0.05～0.1	60～70

网筛一般可去除砂等杂粒80%～90%，SS15%～30%，BOD_5 15%～25%。

【例题 2-2】 网筛的计算。

一、设计概述

设计网筛首先应根据要去除杂物的粒径选择合适的筛网孔径，其次要根据生产条件、产品规格性能以及价格，决定网筛种类（是固定筛还是转动筛，筛网是什么材料，处理性能如何），进而计算所需筛网面积，最后选定网筛台数。

二、设计计算

（一）已知条件

某污水处理站处理的污水量$Q=1000m^3/d$，污水的pH值为6～9，其中含有2～3mm的麦壳等轻质悬浮物。

（二）设计计算

1.选定网眼尺寸

污水中悬浮物粒径为2～3mm，所以筛网之网眼尺寸应小于2000μm。

2.选定网筛种类

根据生产条件及产品规格性能，决定选用倾斜式网筛（表2-4），其筛网材料为不锈钢，水力负荷0.6～2.4$m^3/(min\cdot m^2)$。

3.所需筛网面积A

由表2-4选定水力负荷$q=1.5m^3/(min\cdot m^2)$，已知污水量

$Q = 1000\text{m}^3/\text{d} = 0.69\text{m}^3/\text{min}$，故所需筛网面积

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{0.69}{1.5} = 0.46(\text{m}^2)$$

4. 网筛台数

根据产品规格，设每台筛网面积为0.5m^2，则选用 2 台，一台工作，一台备用。

第三章　沉　砂　池

沉砂池亦名杂粒池，用以除去水中较大的无机性杂粒，以保护后续处理设施不致磨损和堵塞，并保证此后沉淀污泥的成分以有机物为主，减少处理工艺的困难。

沉砂池目前有三种类型，即平流式沉砂池、竖流式沉砂池和曝气沉砂池。其中竖流式沉砂池处理效果较差，近年很少采用。而曝气沉砂池除砂效果较好，且兼有其他处理效能，如除油、吹脱、氧化等，因此近年采用较广。

§3-1　平流式沉砂池

平流式沉砂池的设计，应符合下列要求：

（1）最大流速0.3m/s，最小流速0.15m/s；

（2）最大流量时停留时间应不小于30s，一般采用30～60s；

（3）有效水深不大于1.2m，一般采用0.25～1.0m；

（4）每格宽度不小于0.6m；

（5）池底坡度一般为0.01～0.02。

城市污水的沉砂量可按每10^6 m^3污水含砂30m^3计算，其含水率为60%，容重为1500kg/m^3。

【例题 3-1】 平流式沉砂池的计算(方法一)。

（一）已知条件

某城市污水最大设计流量为0.3m^3/s，最小设计流量为0.15m^3/s，总变化系数$K_z=1.45$。

（二）设计计算(参见图3-1)

1.池长

取水平流速$v=0.3$m/s，停留时间$T=30$s，则池长

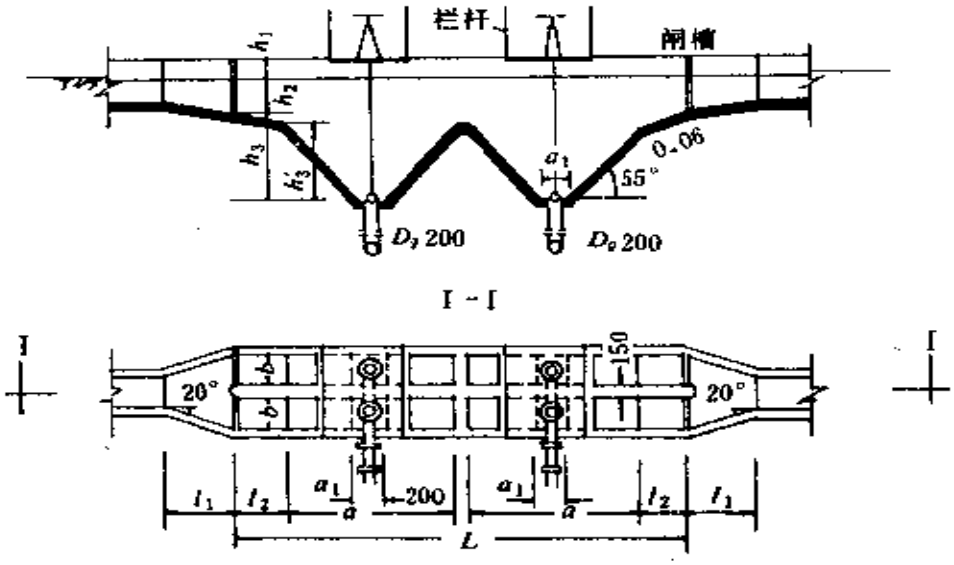


图 3-1 平流式沉砂式

$$L = vT$$

$$= 0.3 \times 30 = 9.0(\text{m})$$

2. 过水断面面积A

$$A = \frac{Q_{max}}{v}$$

$$= \frac{0.3}{0.3} = 1.0(\text{m}^2)$$

3. 池总宽度B

设分格数$n=2$，每格宽$b=0.6\text{m}$，则总宽度

$$B = bn$$

$$= 0.6 \times 2$$

$$= 1.2(\text{m})$$

4. 有效水深h_2

$$h_2 = \frac{A}{B}$$

$$= \frac{1.0}{1.2} = 0.83(\text{m})$$

5. 沉砂斗所需容积V

设清除沉砂的间隔时间$T_g=2d$，并取沉砂量$W_1=30m^3/10^6m^3$污水，则

$$V=\frac{W_1 Q_{max} T_g \cdot 86400}{K_z 10^6}$$

$$=\frac{30\times 0.3\times 2\times 86400}{1.45\times 10^6}$$

$$=1.07(m^3)$$

6. 每个沉砂斗的容积V_0

设每个分格内有两个沉砂斗，则

$$V_0=\frac{V}{n\times 2}$$

$$=\frac{1.07}{2\times 2}=0.27(m^3)$$

7. 沉砂斗尺寸

设斗底宽度$a_1=0.5m$，斗壁倾角为55°，斗高$h_{斗}=0.42m$，则沉砂斗上口宽为

$$a=\frac{2h_{斗}}{tg55^\circ}+a_1$$

$$=\frac{2\times 0.42}{tg55^\circ}+0.5=1.09(m)$$

沉砂斗容积

$$V_0=\frac{h_{斗}}{3}(a^2+aa_1+a_1^2)$$

$$=\frac{0.42}{3}(1.09^2+1.09\times 0.5+0.5^2)$$

$$=0.278(m^3)$$

因$V_0>0.27m^3$，故容积够用。

8. 沉砂室高度h_3

设池底坡度$i=0.06$，坡向砂斗，则

$$l_2=(L-2a-0.2)\times\frac{1}{2}$$

$$=(9-2\times1.09-0.2)\times\frac{1}{2}$$

$$=3.31(\mathrm{m})$$

$$h_3=h_{斗}+il_2$$

$$=0.42+0.06\times3.31$$

$$=0.62(\mathrm{m})$$

9.池总高H

设保护高度$h_1=0.3\mathrm{m}$，则

$$H=h_1+h_2+h_3$$

$$=0.3+0.83+0.62$$

$$=1.75(\mathrm{m})$$

10.验算最小流速

最小流量时只用一格工作，其过水断面面积$A_{min}=bh_2$，所以最小流速为

$$v_{min}=\frac{Q_{min}}{bh_2}$$

$$=\frac{0.15}{0.6\times0.83}=0.3(\mathrm{m/s})>0.15\mathrm{m/s}(符合要求)$$

【例题 3-2】 平流式沉砂池的计算(方法二)。

（一）已知条件

与例题3-1相同。

（二）设计计算

按砂粒平均沉降速度计算。

1.沉砂的最小粒径及其沉降速度u_0

设在沉砂池中去除的砂粒最小粒径为0.2mm，则由表3-1知，其相应的沉降速度$u_0=18.7\mathrm{mm/s}$。

2.水流垂直分速度ω

设水流的水平流速$v=0.3\mathrm{m/s}$，则

$\omega = 0.05v$

$= 0.05 \times 0.3 \times 1000$

$= 15(\mathrm{mm/s})$

表 3-1　不同粒径砂粒的沉降速度u_0

砂粒粒径(mm)	沉降速度u_0(mm/s)
0.20	18.7
0.25	24.2
0.30	29.7
0.35	31.1
0.40	40.7
0.50	51.6

3. 砂粒平均沉降速度u

$$u = \sqrt{u_0^2 - \omega^2}$$

$$= \sqrt{18.7^2 - 15^2}$$

$$= 11.17(\mathrm{mm/s})$$

4. 沉砂池水面面积A

$$A = \frac{Q_{max}}{u}$$

$$= \frac{0.3}{11.17/1000} = 26.86(\mathrm{m^2})$$

5. 过水断面面积A'

$$A' = \frac{Q_{max}}{v}$$

$$= \frac{0.3}{0.3} = 1(\mathrm{m^2})$$

6. 沉砂池总宽度B

设池子分格数$n=3$，每格宽度$b=0.8\mathrm{m}$，则

$$B = bn$$

$$= 0.8 \times 3 = 2.4(\mathrm{m})$$

7. 沉砂池有效水深h_2

$$h_2 = \frac{A}{B}$$

$$= \frac{1.0}{2.4} = 0.42(\mathrm{m})$$

8. 池长L

$$L = \frac{A}{B}$$

$$= \frac{26.86}{2.4} = 11.2(\mathrm{m})$$

9. 最大设计流量时的流行时间T

$$T=\frac{h_2}{u}$$

$$=\frac{0.42}{11.17/1000}$$

$$=37.6(s)>30s$$

10. 沉砂室等尺寸计算

同例题3-1。

§3-2 曝气沉砂池

曝气沉砂池是在池子一侧鼓入空气，从而使污水在池内螺旋前进。较重的砂粒兼受重力和离心力的作用从水中分离，且旋流中砂粒相互摩擦，其表面粘附的有机物脱离砂粒随水流出，因此沉砂量大，且其上含有机物少。

曝气沉砂池的横剖面如图3-2。

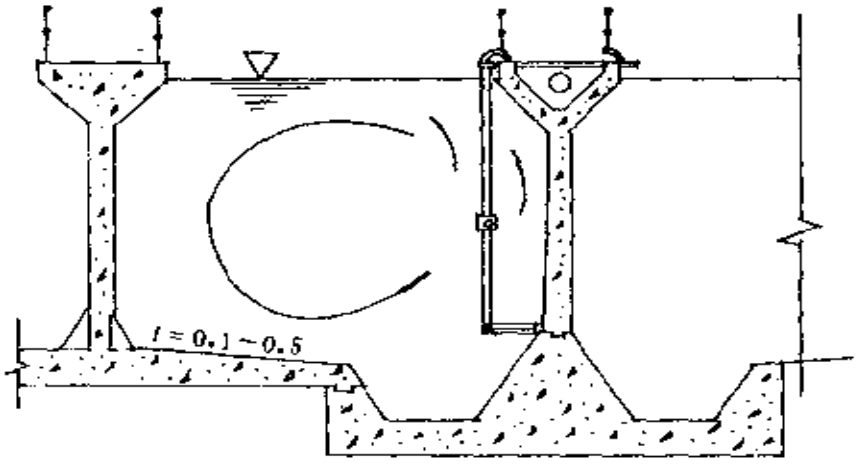


图 3-2 曝气沉砂池横剖面图

设计曝气沉砂池应符合以下要求：

（1）水平流速为0.1m/s；

（2）最大流量时的停留时间为 1～3min；

（3）有效水深一般为 2～3 m；

（4）宽深比为 1～1.5；

（5）处理 1 m^3 污水的曝气量为0.2m^3 空气。

【例题 3-3】 曝气沉砂池的计算。

（一）已知条件

某城市污水厂，污水平均流量 Q 为0.5m^3/s。

（二）设计计算

1. 最大流量 Q_{max}

设总变化系数 $K_z=1.38$，则最大流量

$$Q_{max}=QK_z$$

$$=0.5\times1.38=0.69(m^3/s)$$

2. 池容积 V

为了便于工作，取池数 $n=2$。

设在最大流量时停留时间 $T=3min$，则池容积

$$V=\frac{Q_{max}T60}{n}$$

$$=\frac{0.69\times3\times60}{2}$$

$$=62(m^3)$$

3. 池子尺寸

设池宽 B 为3.0m（一般为2.5～7.0m），取池子宽深比为1.2（在1～1.5之间），则

$h_2=3.0/1.2=2.5(m)$（一般为 2～5 m）。

取水面以上之保护高度 $h_1=0.5m$，取沉砂坑深 $h_3=0.9m$，则池子总深度

$$H=h_1+h_2+h_3$$

$$=0.5+2.5+0.9$$

$$=3.9(m)$$

池子有效长度

$$l=\frac{V}{Bh_2}$$

$$=\frac{62}{3.0\times 2.5}$$

$$=8.3(\text{m})(\text{一般 } 7\sim 20\,\text{m})$$

按进、出水设施占有效长度的15%计，则池子总长

$$L=l(1+15\%)$$

$$=8.3\times(1+15\%)=9.5(\text{m})$$

4.供气量G

取1 m^3污水供气0.2m^3，则最大供气量

$$G=0.2Q_{max}$$

$$=0.2\times 0.69\times 3600$$

$$=496.8(m^3/h)$$

5.沉砂及浮渣量

设沉砂及浮渣产率为20$m^3/10^6m^3$污水，则沉砂及浮渣产量为

$$\frac{20\times 0.5\times 86400}{10^6}=0.86(m^3/d)$$

§3-3 竖流式沉砂池

竖流式沉砂池与竖流式沉淀池的构造类似。污水由中心管引入，然后由下向上流至水面排出池外。沉渣落入池子下部的沉砂斗，借重力或水射器排出。虽然其处理效果不及平流式和曝气式沉砂池，但在适当场合下也可应用。

竖流式沉砂池常采用以下设计数据：

（1）中心进水管内最大流速为0.3m/s；

（2）池内水流上升流速最大为0.1m/s，最小为0.02m/s；

（3）最大流量时停留时间不小于20s，一般采用30～60s。

【例题 3-4】 竖流式沉砂池的计算。

（一）已知条件

某污水处理厂污水的最大设计流量为0.18m³/s，总变化系数$K_z=1.5$。

（二）设计计算（计算草图见图3-3）

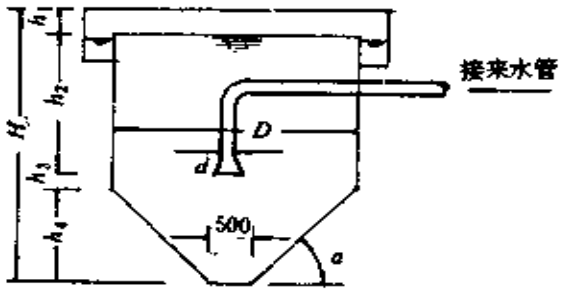


图 3-3 竖流式沉砂池

1.中心管直径d

设池数$n=2$，则每池最大设计流量

$$q_{max}=\frac{Q_{max}}{n}$$

$$=\frac{0.18}{2}=0.09(m^3/s)$$

取中心管内流速$v_1=0.3m/s$，则中心管直径

$$d=\sqrt{\frac{4q_{max}}{\pi v_1}}$$

$$=\sqrt{\frac{4\times0.09}{\pi\times0.3}}$$

$$=0.62(m)$$

2.池子直径D

取池内水流上升速度v_2为0.05m/s(在0.02与0.1m/s间)，则池子直径

$$D=\sqrt{\frac{4q_{max}(v_1+v_2)}{\pi v_1 v_2}}$$

$$=\sqrt{\frac{4\times0.09\times(0.3+0.05)}{\pi\times0.3\times0.05}}$$

$$=1.64(m)$$

3.水流部分高度h_2

取污水在池内流行时间$T=30s$(一般30～60s)，则水流部分高度

$$h_2 = v_2 T$$
$$= 0.05 \times 30 = 1.5(\text{m})$$

4. 沉砂量W_1

设沉砂量$W_1 = 30\text{m}^3/10^6\text{m}^3$污水，沉砂的清除间隔时间$T_g$为2d，则总沉砂量

$$V = \frac{Q_{max} W_1 T_g 86400}{K_z 10^6}$$
$$= \frac{0.18 \times 30 \times 2 \times 86400}{1.5 \times 10^6}$$
$$= 0.62(\text{m}^3)$$

5. 每个沉砂斗的容积V_0

$$V_0 = \frac{V}{n}$$
$$= \frac{0.62}{2} = 0.31(\text{m}^3)$$

6. 沉砂斗高度h_4

沉砂斗底直径d'一般取0.5m，斗壁倾角a一般为55°～60°，今取55°，则

$$h_4 = \left(\frac{D - d'}{2}\right)\text{tg}a$$
$$= \left(\frac{1.64 - 0.5}{2}\right)\text{tg}55°$$
$$= 0.81(\text{m})$$

7. 沉砂池下部圆截锥部分实有容积V_1

$$V_1 = \frac{\pi h_4}{3}(R^2 + Rr + r^2)$$
$$= \frac{\pi \times 0.81}{3} \times \left[\left(\frac{1.64}{2}\right)^2 + \left(\frac{1.64}{2}\right) \times \left(\frac{0.5}{2}\right) + \left(\frac{0.5}{2}\right)^2\right]$$
$$= 0.80(\text{m}^3) > 0.31\text{m}^3$$

可见$V_1 > V_0$，沉砂斗足以容纳沉砂量。

8. 沉砂池总高度H

中心管喇叭口至沉砂面之间的缓冲层高度h_3一般取0.25m，今斗容积有空余，可起缓冲作用而不另加缓冲层高度，即$h_3=0$。另取保护高度$h_1=0.3$m，则总高度

$$\begin{aligned}H&=h_1+h_2+h_3+h_4\\&=0.3+1.5+0+0.81\\&=2.61(\text{m})\end{aligned}$$

第四章 初次沉淀池

在有生物处理的污水厂中，通常把生物处理前的沉淀池称作初次沉淀池，其功用是去除原污水中的悬浮物质；把生物处理后的沉淀池称作二次沉淀池或最后沉淀池，其功用主要是分离和浓缩夹杂在污水中的生物固体。

按照池内水流方向的不同，沉淀池可分为平流式、辐流式和竖流式三种，至于加斜板或蜂窝（斜管）的沉淀池近年在污水处理中的应用逐渐稀少。

沉淀池形式的选择，应根据当地情况全面进行技术经济比较后决定，选择时表4-1可供参考。

表 4-1　　各种形式沉淀池比较

池　型	优　点	缺　点	适用场合
平流式	1.沉淀效果好 2.对温度及冲击负荷的适应能力较强 3.施工简易，造价较低	1.池子配水不易均匀 2.排泥条件不好——采用多斗排泥时，每个泥斗单独设排泥管，管子多，操作量大；采用链带式刮泥机排泥时，链带附件多在水中，易腐蚀	1.适用于地下水位高及地质条件较差的地区 2.适用于大、中、小型污水处理厂
竖流式	1.占地面积较小 2.排泥方便，管理简单	1.池子直径不能过大，不然布水不均匀 2.对冲击负荷和温度变化的适应能力较差 3.池子深度大，施工较困难 4.造价较高	1.适用于处理水量不大的小型污水厂 2.最好地下水位不太高，以减少施工困难
辐流式	1.机械排泥，管理较简单 2.排泥设备已趋定型	1.池内水流速度不稳定，沉淀效果较差 2.机械排泥设备复杂，对施工要求质量高	1.适用于大、中型污水处理厂 2.适用于地下水位较高地区

初次沉淀池设计中应遵循下列一般准则：

（1）沉淀池的个数或分格数应不少于2个，并按并联工作考虑。

（2）沉淀池的设计流量应按具体情况决定：

①当污水由泵提升后进入沉淀池时，应按水泵的最大设计出水量计算；

②当污水直接自流入沉淀池时，应按入流管道最大设计流量计算；

③当沉淀池为合流制排水系统服务时，应按降水时的设计流量计算，沉淀时间应不小于30min。

（3）对于生活污水或与之近似的废水，已有较可靠的设计参数可供使用，如表4-2～表4-6。而对于其他废水，理应通过试验求得设计参数方可设计。

表 4-2　　初次沉淀池设计数据(一)

项　　目	后接二级处理的初沉池		有剩余活性污泥排入的初沉池	
	范　围	典　型	范　围	典　型
停留时间(h)	1.5～2.5	2.0	1.5～2.5	2.0
表面负荷[$m^3/(m^2 \cdot d)$]				
平　　均	32～48		24～32	
最　　大	80～120	100	48～70	60
出水堰过水负荷[$m^3/(m \cdot d)$]	125～500	250	125～500	250

表 4-3　　初次沉淀池设计数据(二)

项　　目		数　　据
池子保护高度		≮0.3m
缓冲层		0.3～0.5m
污泥区容积	一般	≯2天的污泥量
	机械排泥	按4小时污泥量计
污泥斗倾角	方斗	≮60°
	圆斗	≮55°
静水压排泥管（静水头）		1.5～2.0m
排泥管直径		≮200mm

表 4-4　　初次沉淀池的污泥

类　　别	干污泥量 [g/(人·d)]	污泥含水率 (%)
单独初沉池	15～27	95～97
二级处理前之初沉池	14～25	95～97
初次沉淀池湿污泥量	一般 0.3～0.8L/(人·d)	

表 4-5　不同表面负荷和不同池深所对应的沉淀池停留时间

表面负荷 [$m^3/(m^2·d)$]	不同池深的停留时间(h)			
	3.0m	3.5m	4.0m	4.5m
24	3.0	3.5	4.0	5.0
32	2.3	2.6	3.0	3.8
48	1.5	1.8	2.0	2.5
60	1.2	1.4	1.6	2.0
80	0.9	1.1	1.2	1.5
100	0.7	0.8	1.0	1.2
120	0.6	0.7	0.8	1.0

注　1.一般沉淀时间不小于1.0h，有效水深多采用 2 ～ 4 m。
2.对辐流沉淀池，水深系指池边水深。

表 4-6　　矩形和圆形初沉池尺寸

池　　型	尺　　寸	
	范　围	通　常
矩形池		
池深（m）	3.0～5.0	3.6
池长（m）	15～90	25～40
池宽（m）	3 ～24	6 ～10
刮泥机行进速度（m/min）	0.6～1.2	1.0
圆形池		
池深（m）	3.5～5.0	4.5
直径（m）	3.6～60	12～45
底坡（mm/m）	60～160	80
刮泥机转速（r/min）	0.02～0.05	0.03

一般试验条件比较单纯，没有风力的扰动，也很少受短流和进出口构造的干扰，为了切合实际，在设计时应将试验得出的负荷值除以1.25～1.75，将试验得出的停留时间乘以1.25～1.75。

（4）初次沉淀池应设置撇除浮渣的设施。

（5）沉淀池的入口和出口均应采取整流措施，以使水流均匀分布，避免短流。

（6）初次沉淀池的污泥，采用机械排泥时可连续或间歇排泥，不用机械排泥时应每日排泥。

（7）采用多斗排泥时，每个泥斗均应设单独的闸阀和排泥管，两个或多个泥斗不宜共用一条排泥管。

（8）配水井有消能和向数池均匀分配进水的作用。当进水管有压力时，进水管应由配水井的井壁接入井内，不宜由井底接入，且应将进水管的进口弯头朝向井底。

（9）当每组有两个以上沉淀池时，为使每个池子的进水量均等，应在进口处设置调整流量的设备，如进水闸阀等。

§4-1 沉 淀 试 验

根据污水中可沉物质的形状、大小、密度、浓度、凝聚性能等的不同，沉淀可分为四类：自由沉淀、絮凝沉淀、成层沉淀（亦称集团沉淀）和压密。

通过污水沉淀试验，可以得出有关参数之间的相互关系，这种关系绘制成曲线，统称为沉淀曲线。沉淀曲线是设计沉淀池所需的基本资料。

【例题 4-1】 利用沉淀试验结果计算沉淀效率。

（一）已知条件

某城市污水，其悬浮物浓度$C_0=320mg/L$，且为非凝聚性颗粒。经静止沉淀试验所得数据如表4-7。试验所用沉降筒的有效高度为1.2m。

表 4-7　　静止沉淀试验数据

沉淀时间 T	(min)	5	15	30	45	60	90	120
	(s)	300	900	1800	2700	3600	5400	7200
沉淀速度 u(mm/s)		4	1.33	0.67	0.44	0.33	0.22	0.17
最低取样口浓度 C_t(mg/L)		192	166.4	147.2	128	105.6	86.4	70.4
$\frac{C_t}{C_0}$ (即 x_0)		0.60	0.52	0.46	0.40	0.33	0.27	0.22
$\frac{C_0-C_t}{C_0}$ (即 $1-x_0$)		0.40	0.48	0.54	0.60	0.67	0.73	0.78

要求计算出对应于沉淀速度为 $u=2.5$ mm/s及 1 mm/s时的总沉淀效率。

（二）分析计算

1.绘制 $\frac{C_t}{C_0}-u$ 曲线

绘制对应于不同沉淀速度 u 的悬浮物残存率 $\frac{C_t}{C_0}$ 曲线，见图4-1。

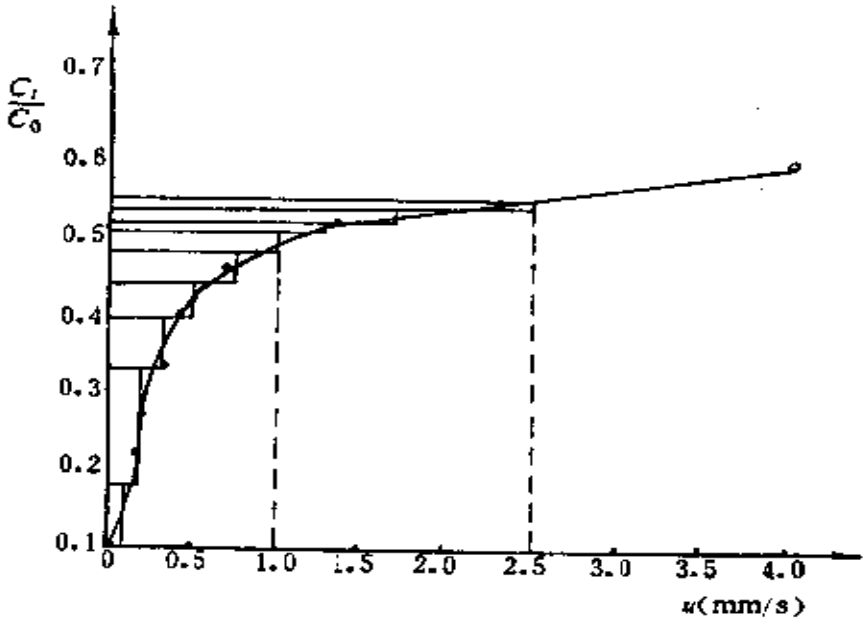


图 4-1　$\frac{C_t}{C_0}-u$ 曲线

2.利用曲线进行图解

由图4-1知，沉淀速度小于2.5mm/s的悬浮物颗粒与全部悬浮颗粒之比（即$\frac{C_t}{C_0}$）为0.55。同时，沉淀速度虽小于2.5mm/s，但尚可被去除的悬浮颗粒还有$\int_0^{x_0}\frac{u}{u_0}dx$，今$u_0=2.5mm/s$，即$u_0$为常数，所以

$$\int_0^{x_0}\frac{u}{u_0}dx=\frac{1}{u_0}\int_0^{x_0}udx$$

对积分式$\int_0^{x_0}udx$进行图解，得出计算值如表4-8。

表 4-8　　积分$\int_0^{x_0}udx$的图解值

$dx(\approx\Delta x)$	u	udx
0.08	0.10	0.0080
0.15	0.20	0.0300
0.07	0.30	0.0210
0.04	0.50	0.0200
0.04	0.75	0.0300
0.03	1.00	0.0300
0.01	1.25	0.0125
0.02	1.70	0.0340
0.01	2.35	0.0235
$\Sigma=0.45$		0.2090（即$\int_0^{x_0}udx$）

3.总沉淀效率η

$$\eta=(1-x_0)+\frac{1}{u_0}\int_0^{x_0}udx$$

$$=(1-0.55)+\frac{1}{2.5}\times0.2090=0.53=53\%$$

4.对应于沉淀速度为1mm/s(u_0)的总沉淀效率

由图4-1及表4-8知，$u_0=1mm/s$，$x_0=\frac{C_t}{C_0}=0.49$，$\int_0^{x_0}udx=\Sigma(u\cdot\Delta x)=0.008+0.030+0.021+0.020+0.05\times0.75=0.1165$，所以

$$\eta=(1-x_0)+\frac{1}{u_0}\int_0^{x_0}u\mathrm{d}x$$

$$=(1-0.49)+\frac{1}{1.0}\times 0.1165$$

$$=0.63=63\%$$

【例题 4-2】 利用试验资料进行初次沉淀池的设计计算。

（一）已知条件

某厂废水流量为3800m³/d,废水的悬浮固体浓度为430mg/L,通过实验室试验，得出如下试验资料：

（1）不同沉淀时间不同深度取样口处的悬浮固体浓度。见表4-9。

表 4-9　　沉淀试验数据

沉淀时间 (min)	不同深度处的SS浓度(mg/L)		
	0.6m(嘴 1)	1.2m(嘴 2)	1.8m(嘴 3)
0	430.0	430.0	430.0
5	356.9	387.0	395.6
10	309.6	346.2	365.5
20	261.5	298.9	316.1
30	197.8	253.7	288.1
40	163.4	230.1	251.6
50	144.1	195.7	232.2
60	116.1	178.5	204.3
75	107.5	143.2	180.6

（2）污泥浓度。从试验柱（图4-2）第四嘴取样分析，污泥浓度为1.5%(含水率98.5%)。

（3）污泥浓缩过程中含水率随浓缩时间的变化。从沉淀柱第四嘴取出污泥，进行沉淀浓缩，记下相应于不同浓缩时间污泥中含固体物的百分数，得出如图4-3所示的变化曲线。

要求根据以上资料设计初次沉淀池，具体回答以下三种情况的问题：

（1）若要求悬浮固体的去除率为50%，沉淀池断面选为圆形，试计算所需沉淀池的直径和深度。

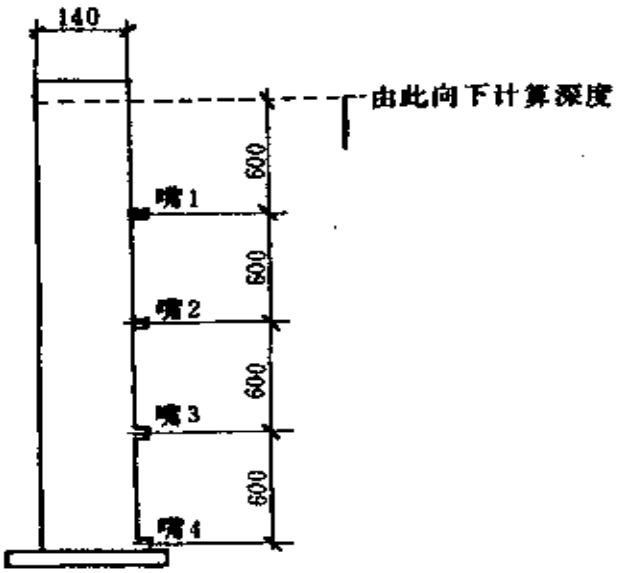


图 4-2 沉淀试验装置

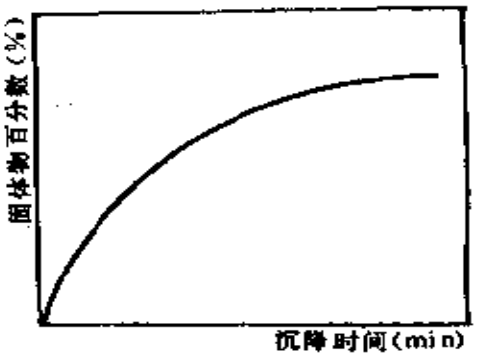


图 4-3 污泥中固体物百分数对应停留时间的变化曲线

（2）若沉淀池的直径同上，而流量增加一倍，试求悬浮固体去除率可达多少。

（3）当流量为3800m³/d时，计算每日沉淀下的污泥量有多少。

（二）设计计算

1.计算沉淀池直径和有效深度

（1）出水中的悬浮物浓度

因进水$SS_0=430mg/L$，要求去除率为50%，所以，出水中$SS=430\times(1-50\%)=215(mg/L)$。

（2）表面负荷q

由图4-4查得，对应于去除率50%的过流率（表面负荷）为3.4m³/(m²·h)，考虑到实际条件不同于试验条件，采用1.75的修正系数，所以设计采用表面负荷

$$q=\frac{3.4}{1.75}=1.94[m^3/(m^2\cdot h)]$$

（3）停留时间T

由图4-5查得，对应于50%去除率的停留时间为31.5min。应

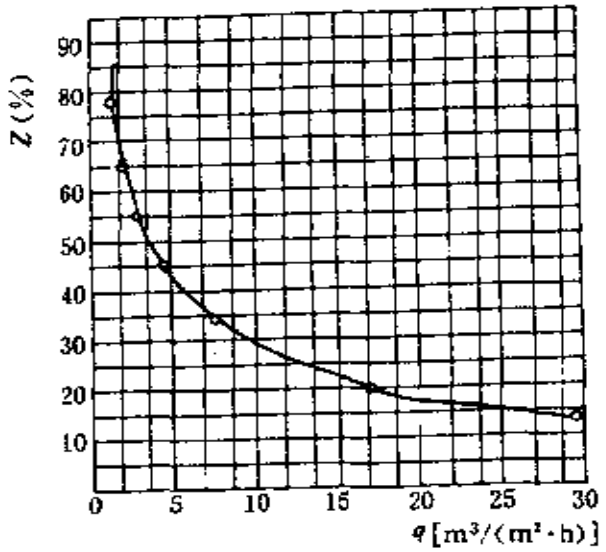


图 4-4 表面负荷 q 与悬浮固体去除率 Z 的关系曲线

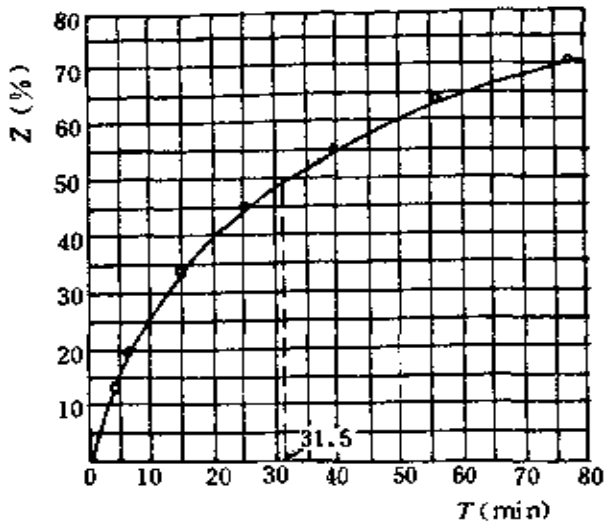


图 4-5 悬浮固体去除率 Z 对沉淀时间 t 的关系

用于实际时采用1.75的修正系数，则停留时间

$$T = 31.5 \times 1.75 = 55(\mathrm{min}) = 0.92\mathrm{h}$$

一般$T \ll 1\mathrm{h}$，取$T = 1\mathrm{h}$。

（4）池横截面积 A及池子直径D

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{3800}{1.94 \times 24} = 81.6(\mathrm{m}^2)$$

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

$$=\sqrt{\frac{4\times 81.6}{\pi}}=10.2(\mathrm{m})$$

（5）沉淀池有效深度H

$$H=\frac{V}{A}=\frac{QT}{A}$$

$$=\frac{3800\times 1/24}{81.6}=1.9(\mathrm{m})$$

2. 求同一沉淀池，流量增加一倍时的悬浮物去除率

因为$A=Q/q$，今池截面积A未变，而流量Q加倍成$2Q$，所以表面负荷也增加至原有的二倍，成为$2q$，即$2\times 1.94=3.88[\mathrm{m^3/(m^2\cdot h)}]$。

由图4-4查得，对应于表面负荷为$3.88\mathrm{m^3/(m^2\cdot h)}$的去除率为47.5%。

3. 当流量为$3800\mathrm{m^3/d}$时计算污泥的日产量

悬浮固体去除率为50%，所以未被去除而残存池内的有1－50%＝50%，于是：

$$\text{污泥量}=(SS_0\times 50\%)\frac{Q}{1000}$$

$$=(430\times 50\%)\times\frac{3800}{1000}$$

$$=817(\mathrm{kg/d})$$

§4-2 平流式沉淀池

平流式沉淀池常用如下的设计数据和措施，其基本出发点是力求使进出水流平稳，池内水流均匀分布，提高容积利用率，改善沉降效果和便利排泥：

（1）池子长宽比不小于 4，常采用 4 ～ 5。

（2）池子长深比常用 8～12。

（3）池子底坡一般为0.01～0.02，机械刮泥时不小于0.005。

（4）水平流速不大于 5 mm/s。

（5）进、出口处应设置挡板。挡板高出水面0.1～0.15m。

挡板淹没深度：进口处不小于0.25m，一般0.5～1.0m。

挡板前后位置：距进口0.5～1.0m，距出水口0.25～0.5m。

（6）入口的整流措施，有如下多种选择：

①淹没孔后接挡流板（图4-6，*C*）；

②底孔入流，孔下方设挡流板（图4-6，*B*）；

③堰顶溢流后接花墙（多孔墙）（图4-6，*A*），多孔墙上开孔的总面积为池子横断面积的 6 %～20 %；

④淹没孔入流后接花墙（图4-6，*D*）；

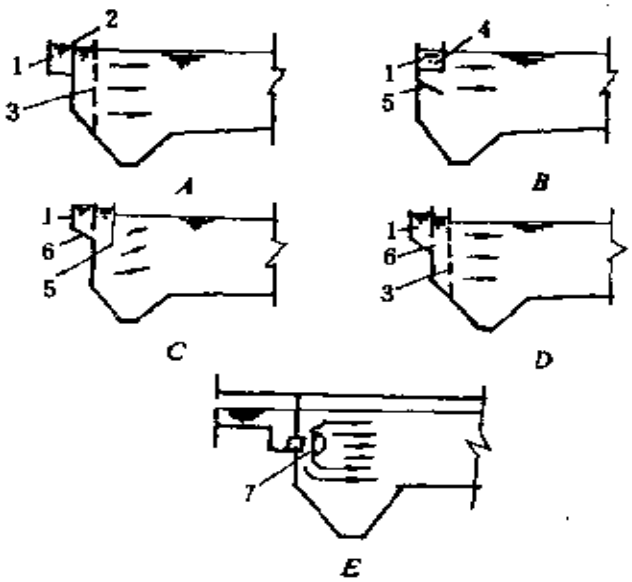


图 4-6　平流式沉淀池入口的整流措施

1—进水槽；2—溢流堰；3—穿孔墙；4—底孔；5—挡流板；6—潜孔；7—半球状布水块

⑤淹没孔入流后接半球状布水块（图4-6，*E*）。

（7）出口的整流措施多采用溢流式集水槽。

集水槽的布置可有不同方式（见图4-7），主要应根据单位堰长过水负荷[$m^3/(m \cdot d)$]的限制及防止扰动后带出沉泥来决定。

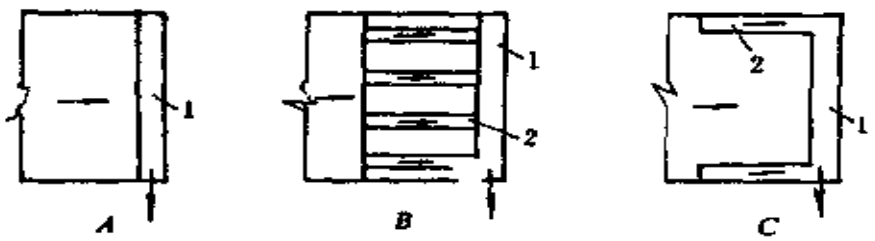


图 4-7　平流式沉淀池出口集水槽的布置形式

1—集水槽；2—集水支渠

溢流式出水堰或淹没式出水孔的形式见图4-8。其中锯齿形三角堰出水应用最为普遍。它要求水面应控制在齿高的1/2处，为了能适应水流的变化、施工的误差及池体不均匀沉降等情况，锯齿形三角堰板与集水槽壁的连接应为上下可调整的结构，例如用螺栓连接，但堰板的螺孔呈上下较长的长条形。

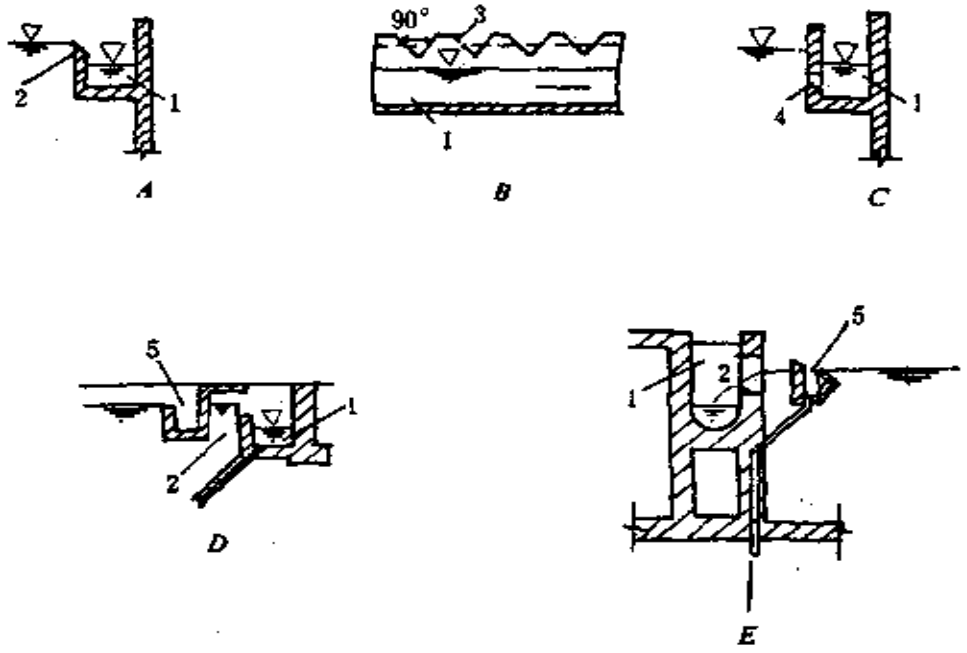


图 4-8　平流式沉淀池出水堰（孔）的形式

1—集水槽；2—自由堰；3—锯齿形三角堰；

4—淹没孔口；5—浮渣槽

（8）在出水堰前应设置收集和排除浮渣的设施，其形式可以是浮渣槽（如图4-8中之5），也可以如同隔油池中集油管一样是可转动的纵向开缝排渣管。

（9）当采用多斗式排泥方式时，一条沉淀池内的排泥斗横向排数一般不宜多于两排，泥斗平面呈方形或近于方形的矩形（见图4-9）。

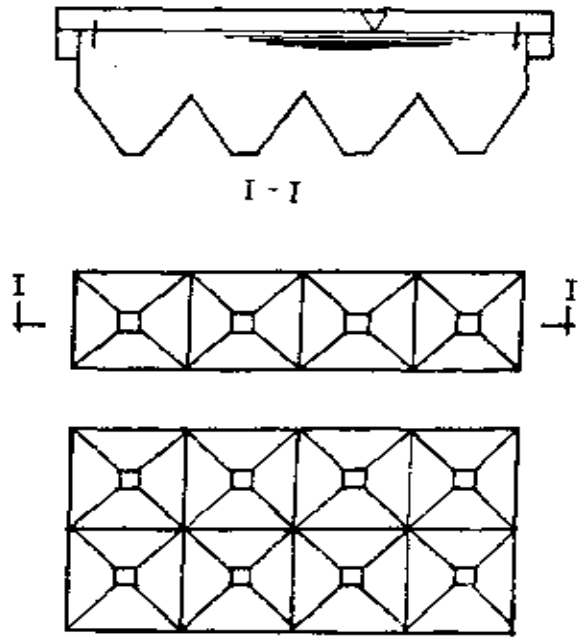


图 4-9 多斗式平流沉淀池

（10）当采用机械排泥时，通常有两类刮泥机可供选择，一类是链带式刮泥机，见图4-10，另一类是行车式刮泥机，见图4-11。

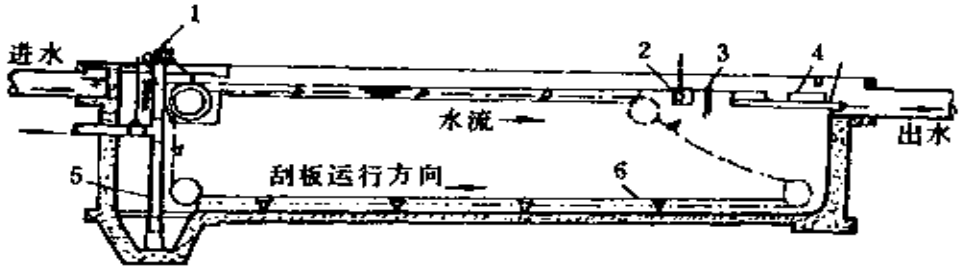


图 4-10 采用链带式刮泥机的平流式沉淀池

1—驱动装置；2—浮渣槽；3—挡板；4—上下可调节的出水堰；5—排泥管；6—刮板

平流式沉淀池的计算方法常用的有三种：

第一种是在无试验资料情况下，仅用一般经验的沉淀时间、

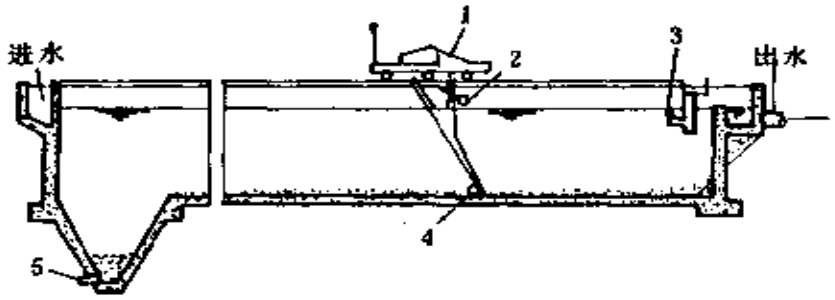


图 4-11　采用行车式刮泥机的平流式沉淀池

1—驱动装置；2—浮渣刮板；3—浮渣槽；4—刮泥板；5—排泥管

表面负荷及水平流速进行计算。

第二种是在已有沉淀试验资料的基础上，考虑水流的脉动垂直分速度，并引入流动水层平均深度的概念进行设计计算。

第三种是在已有沉淀试验资料的基础上，同时考虑水流的垂直分速度来进行计算。

第一种方法为目前我国及欧美等国普遍应用的方法，而第二、三种方法则是苏联所倡导的茹科夫（А.И.ЖУКОВ)教授的研究成果。

【例题 4-3】 平流式沉淀池的计算(方法一)。

（一）已知条件

某居民区设计人口 $N=50000$人，污水最大设计流量 $Q_{max}=0.2m^3/s$，拟建以链带式刮泥机刮泥的平流式沉淀池，沉淀时间 T 取为1.5 h。

（二）设计计算

1. 池子总表面积 A

由表4-2取表面负荷 $q'=48m^3/(m^2\cdot d)$，则

$$A=\frac{Q_{max}86400}{q'}$$

$$=\frac{0.2\times86400}{48}$$

$$=360(m^2)$$

2. 沉淀部分有效水深h_2

因为与污水应达到的处理效率相对应的最小沉降速度u_0值，在数值上与沉淀池的设计表面负荷值q'相等，所以

$$h_2 = u_0 T$$
$$= \frac{q'}{24} T$$
$$= \frac{48}{24} \times 1.5 = 3.0(\text{m})$$

3. 沉淀部分有效容积V'

$$V' = Q_{max} T 3600$$
$$= 0.2 \times 1.5 \times 3600 = 1080(\text{m}^3)$$

4. 池长L

设水平流速$v = 4.5\text{mm/s}(>5\text{mm/s})$，则

$$L = vT \times 3600/1000$$
$$= 4.5 \times 1.5 \times 3600/1000 = 24(\text{m})$$

5. 池子总宽度B

$$B = \frac{A}{L}$$
$$= \frac{360}{24} = 15(\text{m})$$

6. 池子个数n

设每格池宽$b = 3.75\text{m}$，则

$$n = \frac{B}{b}$$
$$= \frac{15}{3.75} = 4$$

7. 校核尺寸比例

（1）长宽比

$$\frac{L}{b} = \frac{24}{3.75} = 6.4 < 4(\text{符合要求})$$

（2）长深比

$$\frac{L}{h_2}=\frac{24}{3}=8\text{(在 8 ～12间，符合要求)}$$

8.污泥部分所需总容积V

设污泥清除间隔天数$T_g=2\text{d}$，由表4-4，取人均干污泥量为25g/(人·d)，取污泥含水率为95%，由此换算成湿污泥量

$$W=\frac{25\times100}{(100-95)\times1000}=0.5\text{L/(人·d)}\text{〔一般0.3～0.8L/(人·d)〕}$$

于是

$$V=\frac{WNT_g}{1000}$$

$$=\frac{0.5\times50000\times2}{1000}$$

$$=50(\text{m}^3)$$

9.每池污泥量V_1

$$V_1=\frac{V}{n}$$

$$=\frac{50}{4}=12.5(\text{m}^3)$$

10.污泥斗尺寸及其容积V'

采用泥斗如图4-12。泥斗倾角采用60°，泥斗斗底尺寸为500mm×500mm，上口为3750mm×3750mm。

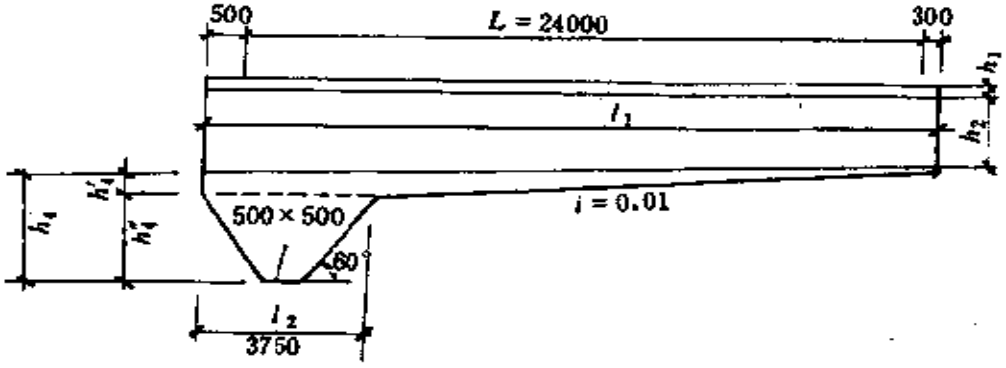


图 4-12　沉淀池污泥体积计算图

泥斗高度 $h_4''=\frac{3.75-0.5}{2}\text{tg}60°=2.8(\text{m})$

其容积 $V'=\frac{1}{3}h_4''(A_1+A_2+\sqrt{A_1A_2})$

$=\frac{1}{3}\times 2.8\times(3.75^2+0.5^2+\sqrt{3.75^2\times 0.5^2})$

$=14.6(\text{m}^3)$

A_1、A_2为斗上口和下口的面积。

11. 污泥斗以上及池底部分污泥体积V''

$$V''=\frac{l_1+l_2}{2}h_4'b$$

式中 $l_1=24+0.5+0.3=24.8(\text{m})$

$l_2=3.75\text{m}$

$h_4'=(24+0.3+0.5-3.75)\times 0.01=0.2(\text{m})$

所以 $V''=\frac{24.8+3.75}{2}\times 0.2\times 3.75$

$=10.7(\text{m}^3)$

12. 泥斗与池底实有存泥容积V_1'

$V_1'=V'+V''$

$=14.6+10.7$

$=25.3(\text{m}^3)>12.5\text{m}^3(V_1)$

13. 池子总高度H

由表4-3取池子保护高度$h_1=0.3\text{m}$，缓冲层高度$h_3=0.5\text{m}$。

由图4-12得污泥层高$h_4=h_4'+h_4''$

$=0.2+2.8=3.0(\text{m})$

总高度 $H=h_1+h_2+h_3+h_4$

$=0.3+3.0+0.5+3.0=6.8(\text{m})$

【例题 4-4】 平流式沉淀池的计算（方法二）。

（一）已知条件

某厂污水量$Q=2000\text{m}^3/\text{d}$，总变化系数$K_z=1.65$，悬浮物浓

度$c_0=1500mg/L$，要求处理后出水悬浮物浓度c不大于80mg/L，经试验所得该污水的沉降曲线如图4-13所示。

（二）设计计算

1.设计污水量Q_{max}

$$Q_{max}=\frac{K_zQ}{24\times60\times60}$$

$$=\frac{1.65\times2000}{24\times60\times60}=0.038(m^3/s)$$

2.要求的沉淀效率η

$$\eta=\frac{c_0-c}{c_0}\times100\%$$

$$=\frac{1500-80}{1500}\times100\%=95\%$$

3.最小沉降速度u_0

由图4-13得当$\eta=95\%$时，$u_0=0.2mm/s$。

4.流动水层平均深度h_m（见图4-14）

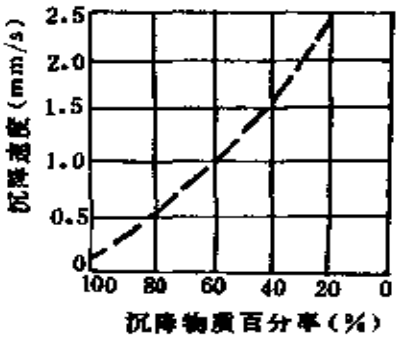


图 4-13 沉降曲线

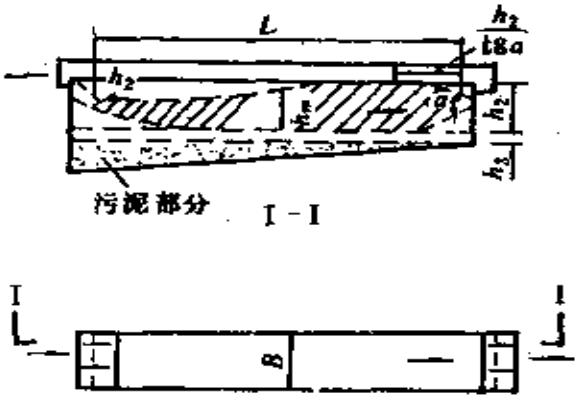


图 4-14 平流沉淀池中水流流态

取沉淀池水流部分建筑深度$h_2=2m$（一般采用0.8～3.0m），则

$$h_m=0.465h_2+0.10$$

$$=0.465\times2+0.10=1.03(m)$$

5. 沉淀时间T

$$T=\frac{h_m}{u_0-\omega}$$

式中 ω——脉动垂直分速度。

当$v=5\sim10mm/s$时，取$\omega=0.05mm/s$；

当$v<5mm/s$时，取$\omega=0$。

第一次试算时可先取$\omega=0$，于是

$$T=\frac{1.03}{0.2-0}\times1000=5150(s)=1.43h$$

6. 沉淀池长度L

$$L=1.15\sqrt{\frac{2.15}{K_0}(h_m-h_0)}+\frac{h_2}{\mathrm{tg}\,a}$$

式中 K_0——比例系数，当$v=1\sim10mm/s$时，$K_0=0.1\sim0.17$，今取$K_0=0.1$；

h_0——沉淀池入口处流动水层的深度，如进水设备为一般溢水槽时，$h_0=0.25m$；

a——沉淀池出水处水流收缩角，一般采用25°～30°，今取$a=30°$。

于是

$$L=1.15\sqrt{\frac{2.15}{0.1}\times(1.03-0.25)}+\frac{2.0}{\mathrm{tg}30°}$$

$$=8.2(m)$$

7. 水平流速v

$$v=\frac{L}{T}$$

$$=\frac{8200}{5150}=1.59(mm/s)$$

可见，ω及K_0值选用合适。

8. 池宽B

$$B=\frac{Q_{max}}{vh_m}=\frac{0.038}{0.00159\times1.03}=23.2(m)$$

9.池子分格数n

设池子每格宽度$b=1.93\text{m}$，则池子分格数

$$n=\frac{B}{b}=\frac{23.2}{1.93}$$

$$=12$$

10.校核池子长宽比

$$\frac{L}{b}=\frac{8.2}{1.93}=4.25>4\text{（符合要求）}$$

11.污泥量及污泥斗的设计计算

同例题4-3。

【例题 4-5】 平流式沉淀池的计算（方法三）。

（一）已知条件

某厂污水量$Q=2400\text{m}^3/\text{d}$，总变化系数$K_z=1.5$，$SS_0=600\text{mg/L}$，要求沉淀后出水SS≯80mg/L。经试验所得沉淀曲线如图4-13。根据当地条件，沉淀池深度不能超过2.5m。

（二）设计计算

1.沉淀池有效水深h_2

根据当地条件限制，取$h_2=2.2\text{m}$，留保护高度$h_1=0.3\text{m}$。

2.沉淀效率η

$$\eta=\frac{SS_0-SS}{SS_0}\times 100\%$$

$$=\frac{600-80}{600}\times 100\%=86.7\%$$

3.最小沉降速度u_0

由图4-13，对应于$\eta=86.7\%$的沉降速度$u_0=0.4\text{mm/s}$。

4.水平流速v

选取$v=4\text{mm/s}$(≯5mm/s)

5.垂直分速度ω

当$v=5\sim10\text{mm/s}$时，采用$\omega=0.05\text{mm/s}$；

当$v<5\text{mm/s}$时，采用$\omega=0$。

今$v=4mm/s$，取$\omega=0$。

6.池长L_1

$$L_1=\frac{v}{u_0-\omega}h_2$$

式中，u_0一般取0.33mm/s，今按η计算u_0值应为0.4mm/s，所以就取$u_0=0.4mm/s$，于是

$$L_1=\frac{4}{0.4-0}\times 2.2=22(m)$$

7.池宽B

$$B=\frac{Q_{max}\times 1000}{vh_2\times 86400}=\frac{QK_z\times 1000}{vh_2\times 86400}$$

$$=\frac{2400\times 1.5\times 1000}{4\times 2.2\times 86400}=4.7(m)$$

8.停留时间T

$$T=\frac{L\times 1000}{v\times 60\times 60}$$

$$=\frac{22\times 1000}{4\times 60\times 60}=1.53(h)$$

9.校核尺寸比例

$$\frac{L}{B}=\frac{22}{4.7}=4.68$$（在4～5间，符合要求）

$$\frac{L}{h_2}=\frac{22}{2.2}=10$$（在8～12间，符合要求）

10.污泥斗尺寸及池子总深度

计算方法同例题4-3。

§4-3 辐流式沉淀池

辐流式沉淀池设计中常采用如下数据及措施：

（1）池子直径（或正方形池的一边）与有效水深之比一般应为 6 ～12。

（2）池子直径应不小于16m。

（3）池底坡度一般采用0.05。

（4）进、出水的布置方式有以下几种可供选择：

①中心进水，周边出水（见图4-15）；

②周边进水，中心出水（见图4-16）；

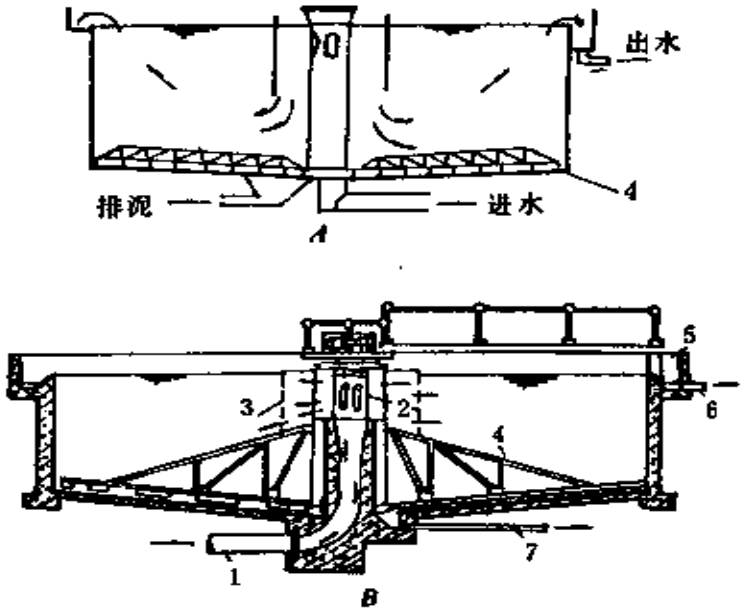


图 4-15　中心进水周边出水的辐流式沉淀池

1—进水管；2—中心管；3—穿孔挡板；4—刮泥机；
5—出水槽；6—出水管；7—排泥管

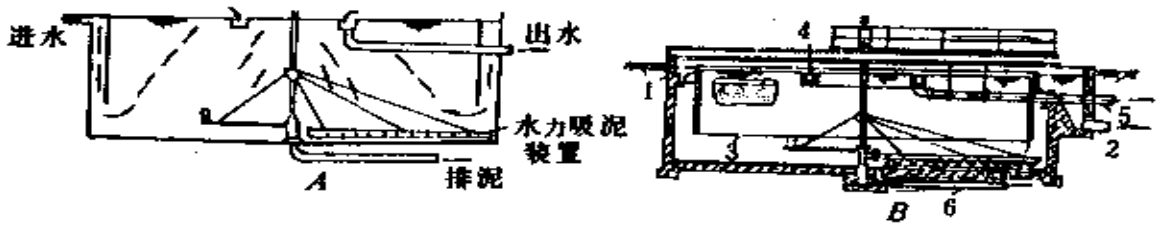


图 4-16　周边进水中心出水的辐流式沉淀池

1—进水槽；2—进水管；3—挡板；
4—出水槽；5—出水管；6—排泥管

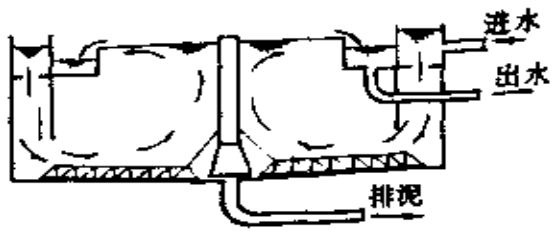


图 4-17 周边进水周边出水的辐流式沉淀池

③周边进水，周边出水（见图4-17）。

（5）在中心进水口的周围应设置整流板，整流板上的开孔面积为池断面面积的10%～20%。

（6）周边进水中心出水的辐流式沉淀池设计表面负荷可比中心进水周边出水辐流式沉淀池的负荷提高1倍左右。

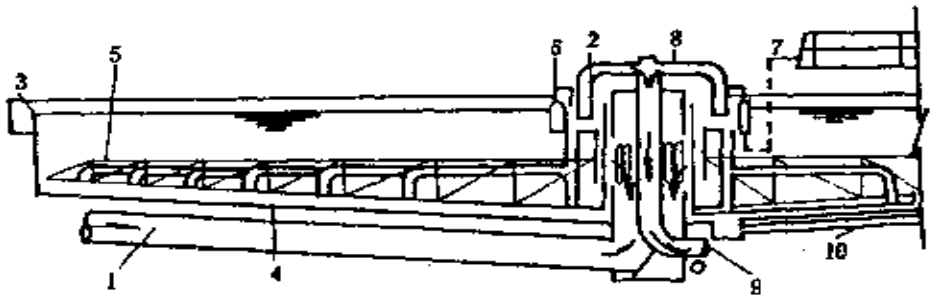


图 4-18 带有空气吸泥装置的中央驱动式辐流沉淀池

1—进口；2—挡板；3—堰；4—刮板；5—吸泥管；6—冲洗管的空气升液器；7—压缩空气入口；8—排泥虹吸管；9—污泥出口；10—放空管

（7）辐流式沉淀池多采用机械刮泥，有的同时附有空气提升或静水头排泥的设施（见图4-18）。

（8）池子直径（或正方形池的一边）小于20m时，也可采用多斗式水力排泥（见图4-19）。

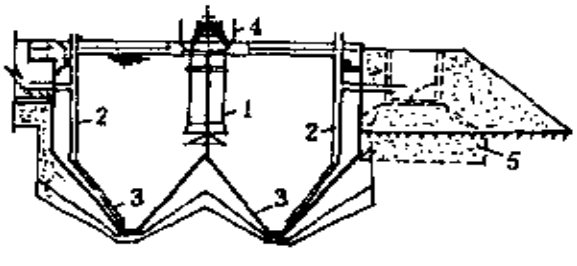


图 4-19 多斗水力排泥的辐流式沉淀池

1—中心管；2—排泥管(D_g=200)；3—污泥斗；4—栏杆；5—沙垫

（9）刮泥机的传动方式随池径不同分为两类：

①当池径小于20m时，一般采用中心传动的方式，其驱动装置设在池中

心的走道板上（见图4-20）；

②当池径大于20m时，一般采用周边传动方式，其驱动装置设于桁架的外缘（见图4-21）。

（10）刮泥机的旋转速度一般为1～3r/h（即相当于0.02～0.05r/min），池外周处刮泥板的线速度不超过3m/min，一般采用1.5m/min。

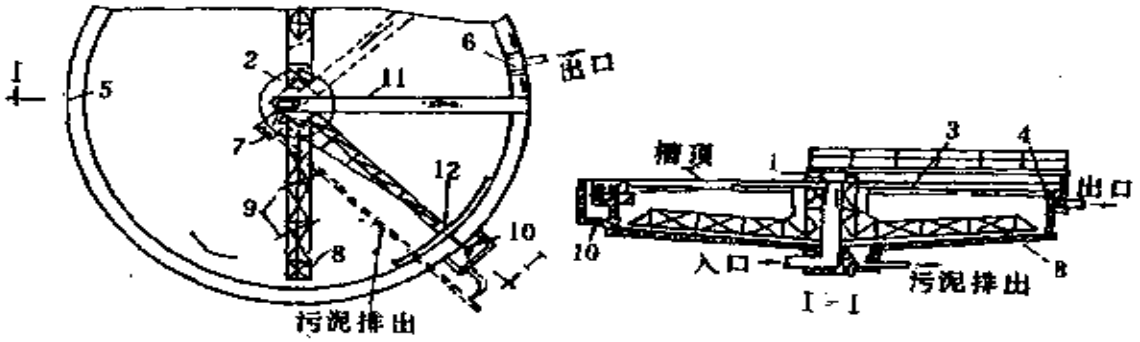


图 4-20　中心驱动的辐流式沉淀池

1—驱动装置；2—整流筒；3—撇渣挡板；4—堰板；5—周边出水槽；6—出水井；7—污泥斗；8—刮泥板桁架；9—刮板；10—污泥井；11—固定桥；12—球阀式撇渣机构

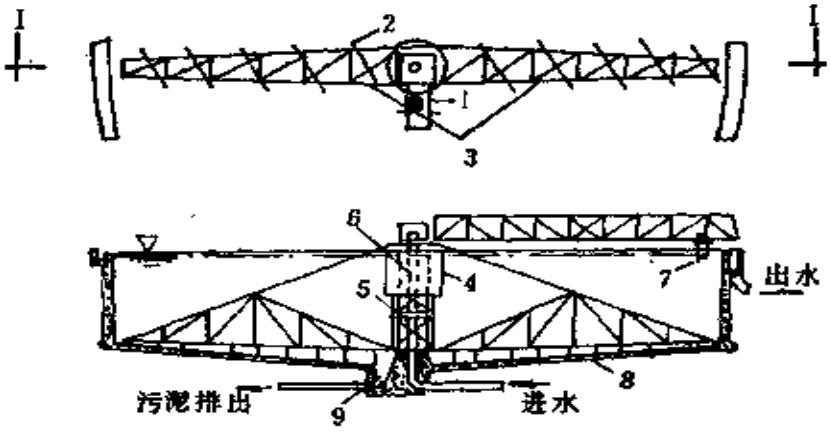


图 4-21　周边驱动的辐流式沉淀池

1—步道；2—弧形刮板；3—刮板旋臂；4—整流筒；5—中心架；6—钢筋混凝土支承台；7—周边驱动装置；8—池底；9—污泥斗

（11）池子出水堰前应设浮渣挡板以防浮渣随水带出，可在刮泥机一侧附加浮渣刮板，将浮渣刮入集渣箱排出(见图4-22)。

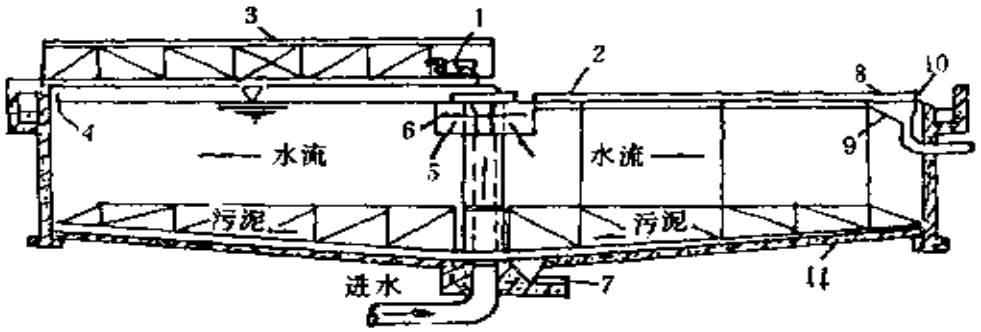


图 4-22 辐射式沉淀池的浮渣刮除

1—驱动装置；2—装在桁架一侧的刮渣板；3—桥；4—浮渣挡板；5—转动挡板；6—转筒；7—排泥管；8—浮渣刮板；9—浮渣箱；10—出水堰；11—刮泥板

【例题 4-6】 辐流式沉淀池的计算。

一、设计概述

辐流式沉淀池中水流在池半径范围内的流动状况，基本上与平流式沉淀池相同，因此其设计计算方法也与平流式沉淀池有很多相似之处。

有关辐流式沉淀池的设计参数，如无特别说明，一般均指中心进水周边出水这类传统方式。后期发展起来的周边进水周边出水或周边进水中心出水等方式，除负荷能力及池子进出口构造有所不同之外，计算方法与中心进水周边出水的池子基本相同。

二、计算例题

（一）已知条件

某城市污水处理厂拟设计机械刮泥的辐流式沉淀池，其设计人口 $N=40000$人，最大设计流量 $Q_{max}=2900m^3/h$。

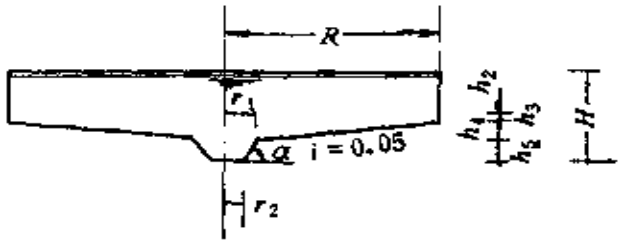


图 4-23 辐流式沉淀池计算草图

（二）设计计算

计算草图见图4-23。

1.沉淀部分水面面积A

设池数$n=2$，由表4-2、4-5，取设计表面负荷$q'=2\ m^3/(m^2\cdot h)$，则

$$A=\frac{Q_{max}}{nq'}$$

$$=\frac{2900}{2\times 2}=725(m^2)$$

2.池子直径D

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

$$=\sqrt{\frac{4\times 725}{\pi}}=30(m)$$

3.沉淀部分有效水深h_2

设沉淀时间$T=1.5h$，又因在数值上最小沉降速度$u_0=q'$，所以

$$h_2=u_0T=2\times 1.5=3.0(m)$$

4.沉淀部分有效容积V'

$$V'=\frac{Q_{max}}{n}T$$

$$=\frac{2900}{2}\times 1.5=2175(m^3)$$

5.污泥部分所需容积V

由表4-4，设每人每日产生的湿污泥量$W=0.5L$，取污泥清除间隔时间$T_s=4h$，则

$$V=\frac{WNT_s}{1000n}$$

$$=\frac{0.5\times 400000\times 4}{1000\times 2\times 24}=16.7(m^3)$$

6.污泥斗容积V_1

设中心泥斗的上口半径$r_1=2\ m$，下底半径$r_2=1\ m$，斗壁倾

角$\alpha=60°$，则泥斗高

$$h_5=(r_1-r_2)\mathrm{tg}\alpha$$
$$=(2-1)\mathrm{tg}60°=1.73(\mathrm{m})$$

$$V_1=\frac{\pi h_5}{3}(r_1^2+r_2^2+r_1\times r_2)$$

$$=\frac{\pi\times 1.73}{3}\times(2^2+1^2+2\times 1)=12.7(\mathrm{m}^3)$$

7.泥斗以上池底污泥容积V_2

设池底径向坡度i为0.05，则泥斗以上池底积泥厚度

$$h_4=(R-r_1)i$$
$$=(15-2)\times 0.05=0.7(\mathrm{m})$$

$$V_2=\frac{\pi h_4}{3}(R^2+r_1^2+Rr_1)$$

$$=\frac{\pi\times 0.7}{3}\times(15^2+2^2+15\times 2)=190(\mathrm{m}^3)$$

8.沉淀池容纳污泥的总能力

$$V_1+V_2=12.7+190=202.6(\mathrm{m}^3)>16.7\mathrm{m}^3$$

设刮泥及时，池底仅残存0.01m厚泥层，其体积

$$V_2'\approx 15^2\times 0.01\pi=7.07(\mathrm{m}^3)$$

$$V_1+V_2'=12.7+7.07=19.77>16.7(\mathrm{m}^3)$$

9.沉淀池总高度H

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5$$
$$=0.3+3.0+0.5+0.7+1.73=6.23(\mathrm{m})$$

其中，保护高度h_1取为0.3m。

10.沉淀池池周高度H'

$$H'=h_1+h_2+h_3$$
$$=0.3+3.0+0.5=3.8(\mathrm{m})$$

11.校核径深比

$$\frac{D}{h_2}=\frac{30}{3}=10$$（在6～12范围内，符合要求）

§4-4 竖流式沉淀池

竖流式沉淀池设计中常采用如下数据及措施：

（1）池子直径（或正方形的一边）与有效水深之比不大于3。池子直径不宜大于8m，一般为4～7m。

（2）中心管内水流速度应不大于30mm/s。

（3）中心管下端应为喇叭口形，其下方设反射板（见图4-24）。

①喇叭口的直径和高度均为中心管直径的1.35倍；

②反射板的直径为喇叭口直径的1.3倍；

③反射板表面倾角为17°；

④反射板底距泥面至少0.3m；

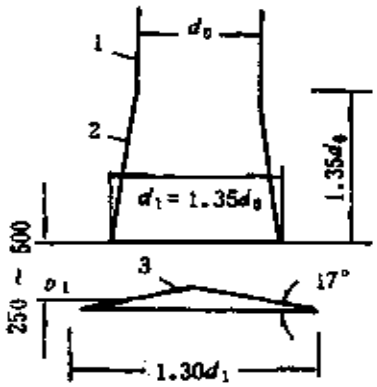


图 4-24 竖流式沉淀池中心管下部构造

1—中心管；2—喇叭口；3—反射板

⑤中心管喇叭口下缘至反射板表面的垂直距离为0.25～0.5m，流过该缝隙的污水流速应不大于20mm/s。

（4）排泥管下端距池底距离应不大于0.2m，管上端敞口，高出水面不小于0.4m。

（5）当池子直径（或正方形池的一边）大于7m时，除周边集水槽之外，尚应加设辐射状集水支槽（见图4-25）。

（6）在距周边集水槽0.25～0.5m处设置浮渣挡板，浮渣挡板高出水面0.1～0.15m，淹没深度0.3～0.4m，参见竖流式沉淀池结构图（图4-26）。

（7）集水槽每米出水堰的过水负荷应不大于2.9L/s，否则出水堰长度应另行加长，如设辐射状集水支槽等。

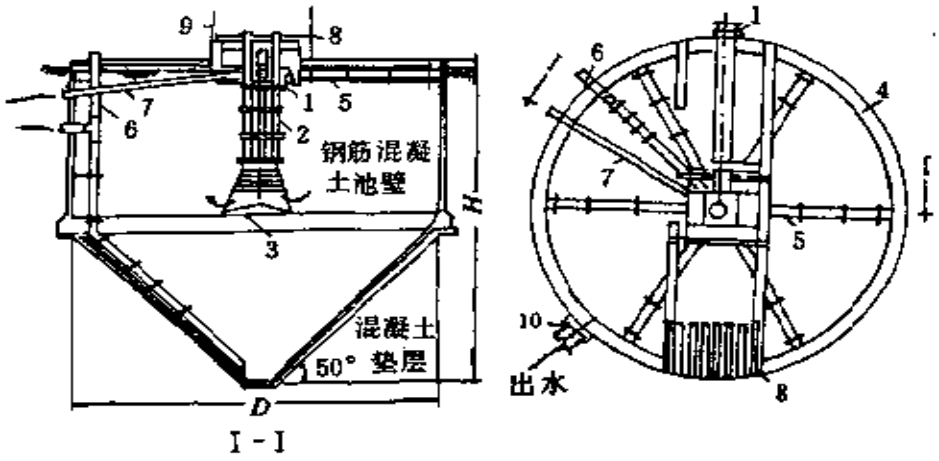


图 4-25　设有辐射状集水支槽的竖流式沉淀池

1—进水槽；2—中心管；3—反射板；4—集水槽；5—集水支渠；6—排泥管；7—浮渣管；8—木盖板；9—栏杆；10—闸板

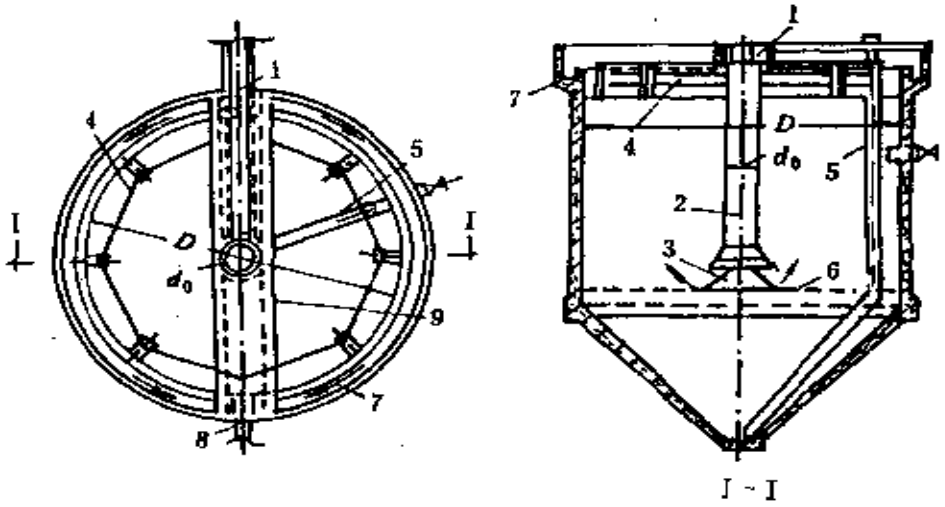


图 4-26　竖流式沉淀池

1—进水槽；2—中心管；3—反射板；4—浮渣挡板；5—排泥管；6—缓冲层；7—集水槽；8—出水管；9—桥

【例题 4-7】 竖流式沉淀池的计算。

（一）已知条件

某城市设计人口 $N=60000$ 人，设计最大污水量 $Q_{max}=0.13\ m^3/s$。

（二）设计计算

1.中心管面积A_0

设中心管内流速$v_0=0.03\text{m/s}$，采用池数$n=4$，则每池最大设计流量

$$q_{max}=\frac{Q_{max}}{n}$$

$$=\frac{0.13}{4}=0.0325(\text{m}^3/\text{s})$$

$$A_0=\frac{q_{max}}{v_0}$$

$$=\frac{0.0325}{0.03}=1.08(\text{m}^2)$$

2.沉淀部分有效断面积A

设表面负荷$q'=2.52\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$，则上升流速

$$v=u_0=2.52\text{m/h}$$

$$=0.0007\text{m/s}$$

$$A=\frac{q_{max}}{v}$$

$$=\frac{0.0325}{0.0007}$$

$$=46.43(\text{m}^2)$$

3.沉淀池直径D

$$D=\sqrt{\frac{4(A+A_0)}{\pi}}$$

$$=\sqrt{\frac{4(46.43+1.08)}{\pi}}$$

$$=7.8(\text{m})<8\text{m}$$

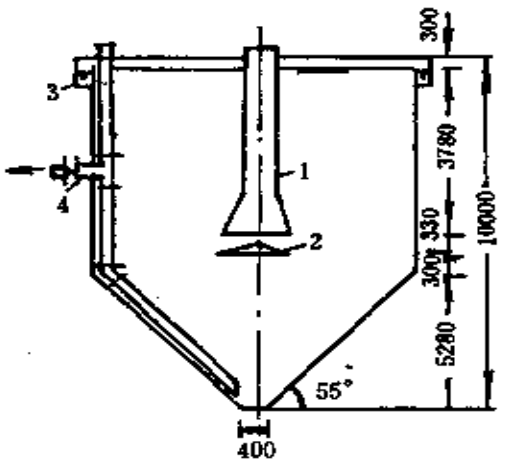


图 4-27 竖流式沉淀池计算草图

1—中心管；2—反射板；3—集水槽；4—排泥管

4.沉淀池有效水深h_2

设沉淀时间$T=1.5\text{h}$，则

$$h_2=vT\times 3600$$

$$=0.0007\times 1.5\times 3600=3.78(\text{m})$$

5. 校核池径水深比

$$\frac{D}{h_2}=\frac{7.8}{3.78}=2.06<3\text{（符合要求）}$$

6. 校核集水槽每米出水堰的过水负荷q_0

$$q_0=\frac{q_{max}}{\pi D}$$

$$=\frac{0.0325}{\pi\times 7.8}\times 1000$$

$$=1.33(\text{L/s})<2.9\text{L/s}$$

可见符合要求，可不另设辐射式集水槽。

7. 污泥体积V

设污泥清除间隔时间$T_g=2\text{d}$，每人每日产生的湿污泥量$W=0.5\text{L}$，则

$$V=\frac{WNT_g}{1000}$$

$$=\frac{0.5\times 60000\times 2}{1000}$$

$$=60(\text{m}^3)$$

8. 每池污泥体积V_1

$$V_1=\frac{V}{n}$$

$$=\frac{60}{4}=15(\text{m}^3)$$

9. 池子圆截锥部分实有容积V_2

设圆截锥底部直径d'为0.4m，截锥高度为h_5，截锥侧壁倾角$\alpha=55°$，则

$$h_5=\left(\frac{D}{2}-\frac{d'}{2}\right)\text{tg}\alpha$$

$$=\left(\frac{7.8}{2}-\frac{0.4}{2}\right)\text{tg}55°=5.28(\text{m})$$

$$V_2=\frac{\pi h_5}{3}(R^2+r^2+Rr)$$

$$=\frac{\pi\times5.28}{3}\times(3.9^2+0.2^2+3.9\times0.2)$$

$$=88.63(\mathrm{m}^3)>15\mathrm{m}^3$$

可见池内足够容纳2日的污泥量。

10.中心管直径d_0

$$d_0=\sqrt{\frac{4A_0}{\pi}}$$

$$=\sqrt{\frac{4\times1.08}{\pi}}=1.17(\mathrm{m})$$

11.中心管喇叭口下缘至反射板的垂直距离h_3

设流过该缝隙的污水流速$v_1=0.02\mathrm{m/s}$，喇叭口直径

$$d_1=1.35d_0=1.35\times1.17=1.58(\mathrm{m})$$

则

$$h_3=\frac{q_{max}}{v_1\pi d_1}$$

$$=\frac{0.0325}{0.02\times\pi\times1.58}=0.33(\mathrm{m})$$

12.沉淀池总高度H

设池子保护高度$h_1=0.3\mathrm{m}$，缓冲层高$h_4=0$（因泥面很低），则

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5$$

$$=0.3+3.78+0.33+0+5.28$$

$$\approx10(\mathrm{m})$$

§4-5 斜板、斜管沉淀池

斜板、斜管沉淀池的优点是沉淀效率高、停留时间短、占地少等，所以在原有沉淀池已超负荷或占地面积受限制的条件下，

可考虑采用。但往往有堵塞、变形等问题，给维护管理带来麻烦，所以近年国内应用渐少。

斜板、斜管沉淀池，按照水流与沉泥的相对运动方向分，有异向流、同向流和侧向流三种形式，城市污水处理中多采用升流式异向流斜板、斜管沉淀池。

在斜板、斜管沉淀池的设计中，常采用如下设计数据和措施：

（1）斜板之间的垂直净距一般采用80～100mm，斜管（蜂窝）孔径一般采用50～80mm。

（2）斜板、斜管斜向长度一般采用1～1.2m。

（3）斜板、斜管之倾角一般采用60°。

（4）斜板、斜管区底部缓冲层高度一般采用0.5～1.0m。

（5）斜板、斜管区上部水深一般采用0.5～1.0m。

（6）斜板、斜管进水方式一般采用多孔花墙整流布水。出水方式一般是在池面上安设多条平行的出水堰和集水槽，以加大出水量，改善出水水质。

（7）安装时应使斜板（管）上缘向进水端倾靠。在池壁与斜板（管）下方的间隙处应装设阻流板，以防水流的短路（见图4-28）。

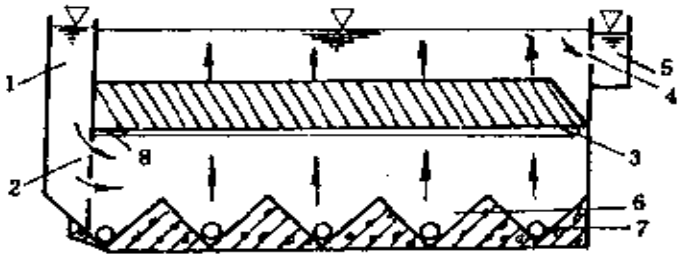


图 4-28 斜板（斜管）沉淀池

1—配水槽；2—穿孔布水墙；3—斜板(管)；4—出水堰；5—集水槽；6—集泥斗；7—排泥管；8—阻流板

（8）斜板、斜管沉淀池一般采用重力排泥。每日排泥至少1～2次，或连续排泥。

（9）为了防止藻类等微生物的滋长，及时清通污泥等之堵

塞，斜板、斜管沉淀池上应装备冲洗设施。

（10）设计停留时间，初次沉淀池不超过30min（二次沉淀池不超过60min）。

（11）升流式异向流斜板或斜管沉淀池的设计表面负荷，一般可比普通沉淀池的设计表面负荷提高一倍左右。

【例题 4-8】 斜管沉淀池的计算。

（一）已知条件

某城市污水厂，其最大污水设计流量$Q_{max}=1100m^3/h$，总变化系数$K_z=1.45$，进水悬浮物浓度$c_0=280mg/L$，拟采用升流式异向流斜管初次沉淀池，斜管斜长$l=1m$，要求沉淀后出水悬浮物浓度$c=100mg/L$。已知污泥含水率$P=96\%$，比重$r\approx 1$。

（二）设计计算（计算草图见4-29）

1.池子水面面积A

取池子设计表面负荷$q'=4m^3/(m^2\cdot h)$〔比普通沉淀池的表面负荷约高一倍，一般采用4～6$m^3/(m^2\cdot h)$〕。

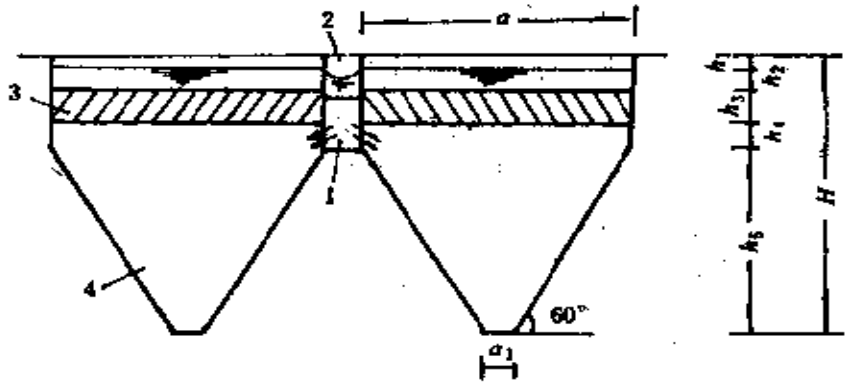


图 4-29 斜管沉淀池计算草图

1—进水槽；2—出水槽；3—斜管；4—污泥斗

设斜管沉淀池池面面积利用系数为0.91，选用池数$n=4$，则

$$A=\frac{Q_{max}}{nq'\times 0.91}$$

$$=\frac{1100}{4\times 4\times 0.91}=75.5(m^2)$$

2. 池子平面尺寸

设池子为正方形，其边长为a，则

$$a=\sqrt{A}$$

$$=\sqrt{75.5}=8.7(\mathrm{m})$$

3. 污水在沉淀池内的停留时间T

取斜管区以上水深$h_2=0.7\mathrm{m}$，斜管倾斜角度$\alpha=60°$，则斜管部分的高度

$$h_3=l\sin\alpha$$

$$=1.0\times\sin60°=0.866(\mathrm{m})$$

所以

$$T=\frac{(h_2+h_3)}{u_0}$$

$$=\frac{0.7+0.866}{4}\times60$$

$$=23.5(\mathrm{min})\text{（数值上}u_0=q'\text{）}$$

4. 存放污泥所需池内容积V

设池内沉下的污泥清除间隔时间$T_g=2\mathrm{d}$，

$$V=\frac{Q_{max}(c_0-c)\times24T_g\times100}{K_zy(100-P)n\times10^6}$$

$$=\frac{1100\times(280-100)\times24\times2\times100}{1.45\times1.0\times(100-96)\times4\times10^6}$$

$$=41(\mathrm{m}^3)$$

5. 污泥斗容积V_1

设泥斗斗底为正方形，边长$a_1=0.5\mathrm{m}$，泥斗倾角$\beta=60°$，泥斗高为h_5，则

$$h_5=\left(\frac{a-a_1}{2}\right)\mathrm{tg}\beta$$

$$=\left(\frac{8.7-0.5}{2}\right)\mathrm{tg}60°$$

$$=7.1(\mathrm{m})$$

$$V_1 = \frac{h_5}{3}(a^2 + aa_1 + a_1^2)$$

$$= \frac{7.1}{3} \times (8.7^2 + 8.7 \times 0.5 + 0.5^2)$$

$$= 190(\mathrm{m}^3) > 41\mathrm{m}^3$$

6. 沉淀池总高度H

取保护高度$h_1 = 0.3\mathrm{m}$，缓冲层$h_4 = 0$（因泥斗内泥面很低），则

$$H = h_1 + h_2 + \overline{h_3} + h_4 + h_5$$

$$= 0.3 + 0.7 + 0.866 + 0 + 7.1$$

$$= 9.0(\mathrm{m})$$

第五章　好氧活性污泥法处理设施

好氧活性污泥法是以好氧活性污泥为主体的生物处理法，是城市污水和有机生产污水的有效处理方法之一。其基本工艺流程见图5-1。

常用好氧活性污泥法的种类和特点、参考设计数据及运行经验数据分别见表5-1、表5-2、表5-3。

表 5-1　　常用活性污泥处理工艺的种类和特点

工艺种类	混合方式	曝气方式	BOD去除率(%)	备　注
传统活性污泥法	推　流	空气扩散曝气 机械曝气	85～95	用于低浓度生活污水处理，处理过程对冲击负荷很敏感
渐减曝气	推　流	鼓风曝气	85～95	供气量沿水流前进方向逐渐减少
完全混合式活性污泥法	完全混合	鼓风曝气 表曝机 机械鼓风曝气	85～95	耐冲击负荷 可用于浓度较高的有机废水
阶段曝气活性污泥法	推　流	鼓风曝气	85～95	适用于传统活性污泥法处理厂的技术改造，以提高处理能力，也适用于其它有机废水的处理
接触稳定活性污泥法	推　流	鼓风曝气 机械曝气	80～90	适用于现有污水处理厂的技术改造，废水所含有机物为胶体状或颗粒状的水质。运行灵活
延时曝气活性污泥法	完全混合	鼓风曝气 机械曝气		适用于以减少污泥量为目的的有机废水处理，规模不宜过大。运转灵活
纯氧活性污泥法	完全混合串联 完全混合	机械扩散 纯　氧		适用于容积有限，有廉价氧源利用的情况

表 5-2　　常用活性污泥处理工艺的参考设计参数

工艺类别	生物固体停留时间 T_c(d)	有机负荷N_s [kgBOD$_5$/(kgMLVSS·d)]	容积负荷N_v [kgBOD$_5$/(m^3·d)]	MLSS (mg/L)	水力停留时间 (h)	回流比
传统曝气	5～15	0.2～0.4	0.3～0.6	1500～3000	4～8	0.25～0.5
渐减曝气	5～15	0.2～0.4	0.3～0.6	1500～3000	4～8	0.25～0.5
完全混合曝气	5～15	0.2～0.6	0.8～2.0	3000～6000	3～5	0.25～1.0
阶段曝气	5～15	0.2～0.4	0.6～1.0	2000～3500	3～5	0.25～0.75
接触稳定	5～15	0.2～0.6	1.0～1.2	(1000～3000)*a* (4000～10000)*b*	(0.5～1.0)*a* (3～6)*b*	0.25～1.0
延时曝气	20～30	0.05～0.15	0.1～0.4	3000～6000	18～36	0.75～1.5
纯氧曝气	8～20	0.25～1.0	1.6～2.3	6000～8000	1～3	0.25～0.5

注　*a*指接触池，*b*指稳定池。

表 5-3 [illegible]

运行方式	运行条件								
	BOD_5负荷率		MLSS	污泥龄t_s	气水比	曝气时间T_a	回流比	SVI	BOD_5去除率
	N_s	N_v	(mg/L)	(d)		(h)	(%)		(%)
传统活性污泥法	0.2～0.4	0.3～0.8	1500～2000	2～4	3～7	6～8	20～30	60～120	95
阶段曝气法	0.2～0.4	0.4～1.4	2000～3000	2～4	3～7	4～6	20～30	100～200	95
生物吸附法	0.2	0.8～1.4	2000～8000	4	≥12	5	50～100	50～100	90
完全混合法(曝气沉淀池)	0.2～0.4	0.6～2.4	3000～6000	2～4	5～8	2～3	50～150	—	85～90
延时曝气法	0.03～0.05	0.15～0.25	3000～6000	15～30	≥15	16～24	50～150	40～60	75～90
氧化渠	0.03～0.05	0.1～0.2	3000～6000	15～30	—	24～48	50～150	—	75～90
高速曝气法	1.5～30	0.6～2.4	400～800	0.3～0.5	2～4	1.5～2.5	5～10	50	70

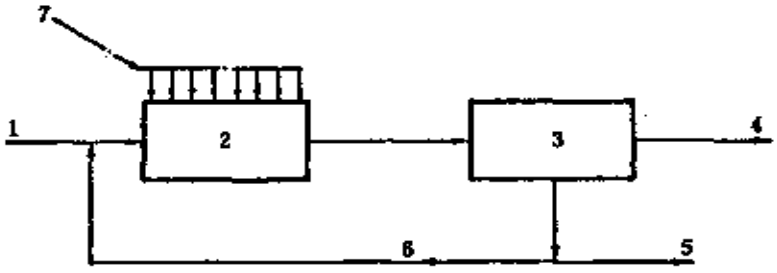


图 5-1 好氧活性污泥法基本工艺流程

1—进水；2—曝气池；3—二沉池；4—出水；5—剩余污泥；6—回流污泥；7—空气

活性污泥法的设计要点之一，就是要针对指定题目的特点来选择最佳的曝气池池型（几何形状）。因为每一种活性污泥处理工艺，均需辅以相应的水力混合方式才能奏效（见表5-1）。曝气池的几何形状，决定了废水流经曝气池的途径及废水在曝气池中的混合方式，而混合方式又控制着处理过程的反应动力学关系。因此选定曝气池的几何形状后，既决定了曝气池中废水的混合方式，亦决定了曝气池的动力学模型和计算方法。

按基本混合方式，曝气池大致可分为推流式和完全混合式两种。推流式曝气池的几何形状为窄长形廊道，完全混合式曝气池的几何形状为圆形或方形的构筑物。曝气池的池型至关重要，设计时应依具体情况做出适宜的选择。

§5-1 传统活性污泥法曝气池

在活性污泥法开创初期所形成的工艺流程叫传统活性污泥法。该工艺所采用的曝气池为窄长形廊道，污水与回流污泥从池子的首端进入，而从末端流出，称推流式曝气池，如图5-2所示。

为了合理使用土地，曝气池也可以布置成图5-3的形式。

推流式曝气池的主要特点是：

（1）池型窄长，泥水混合液从池首到池末顺序通过，池中

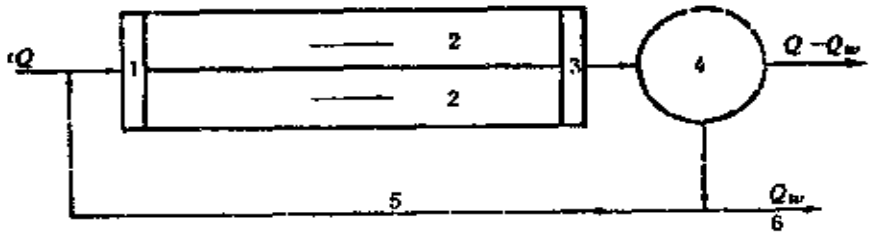


图 5-2　传统活性污泥法工艺流程图

1—进水槽；2—单廊道推流式曝气池；3—出水槽；
4—二次沉淀池；5—回流活性污泥；6—剩余污泥

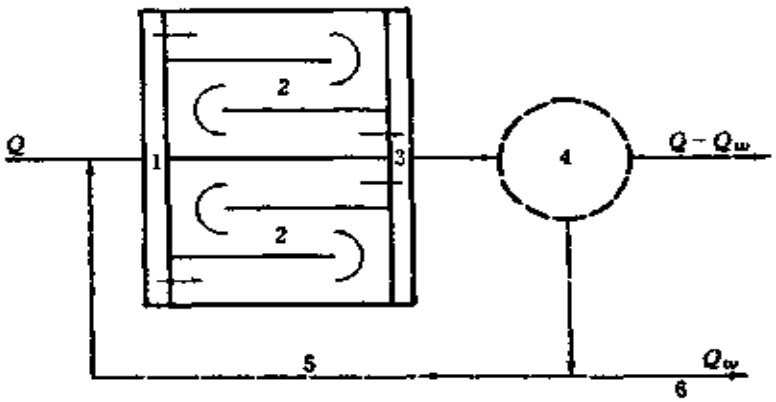


图 5-3　传统活性污泥法工艺流程图

1—进水槽；2—三廊道推流式曝气池；3—出水槽；
4—二次沉淀池；5—回流活性污泥；6—剩余污泥

任一流体微元的理论停留时间均相同，即没有返混现象发生；

（2）从池首到池末，有机物浓度递减而微生物固体浓度递增，且微生物沿水流方向分别处于不同的生长阶段；

（3）池首亏氧，池末盈氧，抗冲击负荷的性能较差；

（4）污泥量较多，出水中的溶解性有机物浓度较低；

（5）不存在稳定状态，动力学模式难以推导，求解过程复杂。

在相同条件下，推流式曝气池比完全混合式曝气池的去除效率为高；但因推流式曝气池的实际混合条件与 3 ～ 5 级完全混合式曝气池的串联运行系统非常近似，因而缩小了这两种曝气池在有机物实际去除效率上的差别。因此，在解决传统活性污泥法的工程问题时，可先按完全混合式曝气池技术条件求定曝气池的容

积，而后用已求得的容积把曝气池布置成窄长形廊道即可。这样既能避开推流式曝气池的复杂求解过程，又能保证较好的出水水质。实际上现行手册所使用的就是这种计算方法，姑且可称近似法。本节将分别举例介绍经验公式法、经验数据法、近似法及劳伦斯-麦卡蒂模式法等传统活性污泥法曝气池的计算方法，以资参考。

【例题 5-1】 用经验公式计算传统活性污泥法曝气池。

（一）已知条件

（1）平均日生活污水量 $Q=2700\text{m}^3/\text{d}$，日变化系数 $K=1.33$；

（2）曝气池进水的 $\text{BOD}_5=150\text{mg/L}$，($L_0$)；

（3）曝气池出水的 $\text{BOD}_5=15\text{mg/L}$，($L_e$)；

（4）曝气池中的生物固体平均浓度 $x=2000\text{mg/L}$，(MLSS)；

（5）在处理生活污水的推流式曝气池内，有机负荷和出水水质之间存在 $N_S=0.01295L_e^{1.1918}$ 的关系；

（6）在 BOD_5-SS 有机负荷为0.17～3.07的范围内，存在污泥容积指数 $\text{SVI}=353N_S^{0.983}$ 的关系。

（二）设计计算

1. 曝气池内的有机负荷 N_S

$$N_S=0.01295L_e^{1.1918}=0.01295\times15^{1.1918}=0.327$$

$$[\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})]$$

2. 曝气池内的污泥容积指数 SVI

$$\text{SVI}=353N_S^{0.983}=353\times0.327^{0.983}$$

$$=118\quad(\text{mL/g})$$

3. 二沉池底流生物固体浓度（回流污泥浓度 x_r）

$$x_r=\frac{10^6}{\text{SVI}}\times1.2=\frac{10^6}{118}\times1.2=10169(\text{mg/L})$$

4. 污泥回流比 R 及污泥回流量 Q_r

$$R=\frac{x}{x_r-x}=\frac{2000}{10169-2000}=0.245$$

$$Q_r=RQ=0.245\times2700=661.5(\text{m}^3/\text{d})$$

5. 曝气池容积V

$$V=\frac{QL_0}{N_S x}=\frac{2700\times 150}{0.327\times 2000}=619.3\approx 620(m^3)$$

6. 曝气池的主要工艺尺寸

（1）池深H

H = 有效水深H_1 + 超高H_2 = 2.7 + 0.3 = 3.0(m)

（2）池表面积A

$$A=\frac{V}{H_1}=\frac{620}{2.7}\approx 230(m^2)$$

（3）池宽B

根据经验可取曝气池的宽度B = 3.0m

（4）曝气池长度L

$$L=\frac{A}{B}=\frac{230}{3}=76.67(m)$$

（5）验算长宽比L/B和宽深比B/H_1

$$\frac{L}{B}=\frac{76.67}{3}=25.56>10(符合要求)$$

$$\frac{B}{H_1}=\frac{3}{2.7}=1.1(在1\sim 2之间,符合要求)$$

7. 曝气池的平面布置

本例的污水量较小，曝气池可布置成三廊道并联式，并应在构造上考虑有三廊道串联运行的可能性。也可以布置成两组三廊道串联运行的形式，详见图5-4。

8. 曝气时间T_b

$$T_b=\frac{V}{Q+Q_r}=\frac{620}{2700+661.5}=0.18(d)=4.4h$$

9. 污泥产量W_v

$$W_v=aQ(L_0-L_e)-bx_vV$$

式中 W_v——活性污泥产量（MLVSS），kg/d；

x_v——曝气池混合液挥发性悬浮固体浓度（MLVSS），

$x_V/x = \mathrm{MLVSS}/\mathrm{MLSS} = f = 0.75$,

$x_V = 0.75x$;

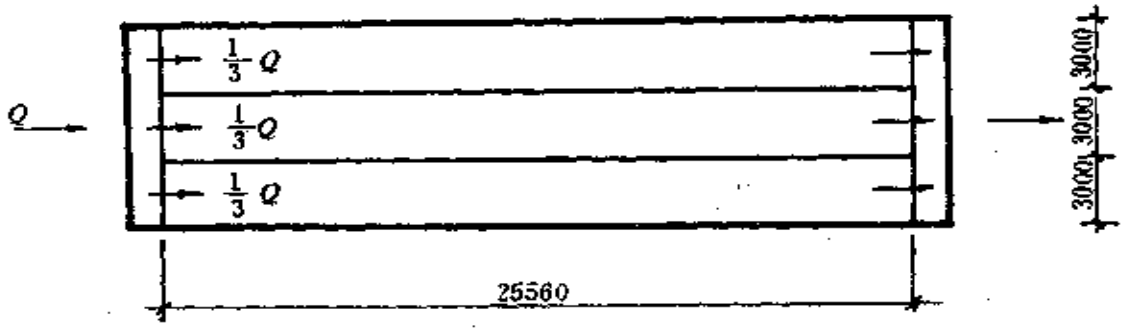
a——产率系数，本例取$a = 0.5\mathrm{kgMLVSS/kgBOD_5}$；

b——活性污泥自身氧化系数，本例取$b = 0.075\mathrm{d^{-1}}$。

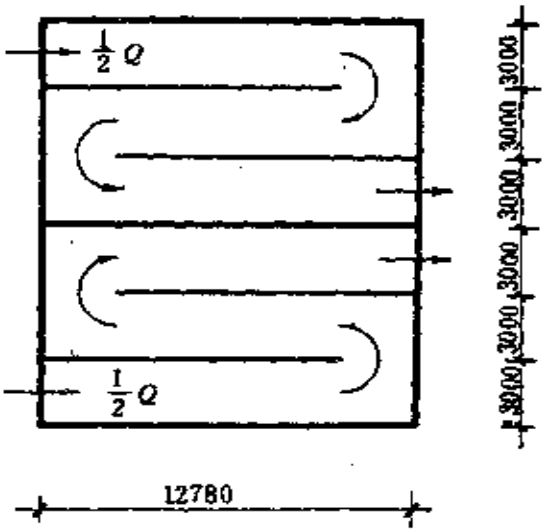
所以 $W_V = 0.5 \times 2700 \times (150 - 15) \times 10^{-3} - 0.075$

$\times 2000 \times 0.75 \times 620 \times 10^{-3}$

$= 182.25 - 69.75 = 112.5(\mathrm{kg/d})$



(a)



(b)

图 5-4 推流式曝气池的平面布置草图

（a）三廊道并联布置；（b）两组三廊道串联布置

10.每日排泥量Q_w

假定在二沉池的底流排除剩余污泥，则$Q_w x_r f = W_V$，故

$$Q_w = \frac{W_V}{x_r f} = \frac{112.5}{10.169 \times 0.75} = 14.75(m^3/d)$$

11.泥龄t_s

$$t_s = \frac{f x V}{Q_w x_r f} = \frac{2000 \times 620}{14.75 \times 10169} = 8.27(d)(合格)$$

12.需氧量G'

（1）平均需氧量G'

$$G' = a' Q (L_0 - L_e) + b' V x_V \ (kg/d)$$

式中 a'——转化1kgBOD的需氧量，$a' = 0.53$；

b'——污泥自身氧化需氧系数，$b' = 0.11d^{-1}$。

则 $G' = 0.53 \times 2700 \times (150 - 15) \times 10^{-3} + 0.11 \times 620 \times 2000 \times 0.75 \times 10^{-3} = 193.2 + 102.3 = 295.5(kg/d) = 12.3kg/h$

（2）最大需氧量G'_m

$$G'_m = a' QK (L_0 - L_e) + b' V x_V$$

$$= 0.53 \times 2700 \times 1.33 \times (150 - 15) \times 10^{-3} + 0.11 \times 620 \times 2000 \times 0.75 \times 10^{-3} = 257.5 + 102.3 = 359.8(kg/d) = 14.99kg/h$$

13.最大供氧量G'_{0m}

采用穿孔管曝气装置，且安设在距池底0.2m处。已知曝气池的有效水深$H_1 = 2.7m$，即穿孔管的浸没深度为2.5m。计算温度按最不利情况拟定为30℃。由表5-7查得，水温为20℃时的溶解氧饱和浓度$c_{s(20)} = 9.2mg/L$，水温为30℃时的溶解氧饱和浓度$c_{s(30)} = 7.6mg/L$、穿孔管的氧转移效率为$\eta_A = 0.06$。

穿孔管出口处的绝对压力p_b

$$p_b = 1.013 \times 10^5 + 9.8 \times 2.5 \times 10^3 = 1.258 \times 10^5(Pa)$$

空气离开曝气池时氧的百分比O_t

$$O_t = \frac{21(1 - \eta_A)}{79 + 21(1 - \eta_A)} \times 100\% = \frac{21 \times (1 - 0.06)}{79 + 21 \times (1 - 0.06)} \times 100\% = 20\%$$

曝气池中溶解氧平均饱和浓度$c_{sm(t)}$

$$C_{sm(30)} = C_{s(30)}\left(\frac{p_b}{2.026\times10^5}+\frac{O_t}{42}\right)$$

$$=7.6\times\left(\frac{1.258\times10^5}{2.026\times10^5}-\frac{20}{42}\right)=8.33(\text{mg/L})$$

$C_{sm(20)}=10.1(\text{mg/L})$

30℃脱氧清水最大充氧量G'_{0m}

$$G'_{0m}=\frac{G'_m C_{sm(20)}}{\alpha(\beta C_{sm(30)}-C''_L)\times1.02^{T-20}}$$

式中 α——废水与清水中氧的总转移系数之比值，本例取 $\alpha=0.82$；

β——废水与清水中氧的饱和浓度之比值，本例取$\beta=0.9$；

C''_L——曝气池中废水的溶解氧运行浓度，本例拟在最大需氧状态时，保证$C''_L=1.5\text{mg/L}$。

则 $$G'_{0m}=\frac{14.99\times10.1}{0.82\times(0.9\times8.33-1.5)\times1.02^{30-20}}=25.24(\text{kg/h})$$

在平均需氧状态时，曝气池中溶解氧的浓度C'_L

$$C'_L=\beta C_{sm(30)}-\frac{G'C_{sm(20)}}{G'_{0m}\alpha\times1.02^{T-20}}$$

$$=0.9\times8.33-\frac{12.3\times10.1}{25.24\times0.82\times1.02^{30-20}}$$

$$=7.5-\frac{124.23}{20.70\times1.219}=7.5-4.9=2.6(\text{mg/L})$$

计算结果说明，曝气池在最大需氧状态下工作时，其中的溶解氧浓度可保证1.5mg/L；曝气池在平均需氧状态下工作时，其中的溶解氧浓度可达2.6mg/L。故可按$G'_{0m}=25.24\text{kg/h}$来设计供气量。

14.供气量G_S

$$G_S=\frac{G'_{0m}}{0.3\eta_A}=\frac{25.24}{0.3\times0.06}=1402(\text{m}^3/\text{h})$$

$$=33648(\text{m}^3/\text{d})$$

15.1m³污水的供气量

$$\frac{G_S}{KQ}=\frac{33648}{1.33\times 2700}=9.35\ (\mathrm{m^3气/m^3污水})$$

计算结果与经验数据基本相符。

【例题 5-2】 用经验数据计算传统活性污泥法曝气池。

（一）已知条件

（1）生活污水量$Q=2700\mathrm{m^3/d}$；

（2）进入曝气池的$BOD_5=150\mathrm{mg/L}$，(L_0)；

（3）曝气池出水中的$BOD_5=15\mathrm{mg/L}$，(L_e)；

（4）$\frac{MLVSS}{MLSS}=\frac{x_V}{x}=f=0.75$。

（二）设计计算

1. BOD_5的去除效率η

$$\eta=\frac{L_0-L_e}{L_0}=\frac{150-15}{150}=0.9=90\%$$

用传统活性污泥法可以达到此去除效率。

2. 曝气池容积V

$$V=\frac{QL_0}{xN_S}=\frac{Q(L_0-L_e)}{xN_S\eta}\quad(\mathrm{m^3})$$

式中 x——曝气池中的平均生物固体浓度，查表5-3，取$x=2000\mathrm{mg/L}$，(MLSS)；

N_S——有机负荷，查表5-3，拟取$N_S=0.3\mathrm{kgBOD_5/(kgMLSS\cdot d)}$。

则

$$V=\frac{2700\times(150-15)}{2000\times 0.3\times 0.9}=675(\mathrm{m^3})$$

3. 回流污泥浓度x_r

$$x_r=\frac{10^6}{SVI}r\quad(\mathrm{mg/L})$$

式中 SVI——污泥容积指数，查表5-3，取SVI=100；

r——二沉池底流污泥增浓系数，一般取$r=1.2$；

则 $$x_r = \frac{10^6}{100} \times 1.2 = 12000(\text{mg/L})$$

4. 污泥回流比R

$$R = \frac{x}{x_r - x} = \frac{2000}{12000 - 2000} = 0.2 = 20\%$$

5. 实际曝气时间T_b

$$T_b = \frac{V}{(1+R)Q} = \frac{675}{(1+0.2) \times 2700} = 0.208(\text{d}) = 5\text{h}$$

6. 曝气池的主要工艺尺寸（窄长形廊道）

（1）池深H

H = 有效水深H_1 + 超高H_2 = 2.7 + 0.5 = 3.2(m)

（2）池表面积A

$$A = \frac{V}{H_1} = \frac{675}{2.7} = 250(\text{m}^2)$$

（3）池宽B

根据经验可取曝气池的宽度为B = 3.0m

（4）池长L

$$L = \frac{A}{B} = \frac{250}{3} = 83.34(\text{m})$$

（5）曝气池的平面布置方法

同例题5-1。

7. 污泥产量W_v

$$W_v = aQ(L_0 - L_e) - bx_vV \quad (\text{kg/d})$$

式中 a——污泥产率系数，一般为0.5～0.7，本例取a = 0.5；

b——污泥自身氧化系数，一般为0.04～0.1d^{-1}，本例取b = 0.075d^{-1}。

则 $$W_v = 0.5 \times 2700 \times (150 - 15) \times 10^{-3} - 0.075 \times 2000 \times 0.75 \times 675 \times 10^{-3} = 182.25 - 75.94 = 106.31(\text{kg/d})$$

8. 每日排泥量Q_w

假定在污泥回流管线上排泥，则$Q_w x_r f = W_v$

$$Q_w=\frac{W_v}{x_r f}=\frac{106.31}{12000\times0.75\times10^{-3}}=11.81(\mathrm{m^3/d})$$

9. 泥龄t_s

$$t_s=\frac{fxV}{Q_w x_r f}=\frac{2000\times675}{11.81\times12000}=9.5(\mathrm{d})$$

10. 校核有机负荷N_S（BOD_5—SS负荷）

因为
$$\frac{1}{t_s}=aN'_S-b$$

$$\frac{1}{9.5}=0.5N'_S-0.075$$

所以
$$N'_S=\frac{0.105+0.075}{0.5}=0.36\ （BOD_5—VSS负荷）$$

而
$$N_S=\frac{QL_0}{xV}=\frac{Q(L_0-L_e)}{xV\eta}=\frac{Q(L_0-L_e)f}{x_V V\eta}$$

则
$$\frac{Q(L_0-L_e)}{x_V V}=N_S\eta/f=N'_S=0.36$$

所以
$$N_S=N'_S f/\eta=0.36\times0.75/0.9=0.30\ （与取值吻合）$$

11. 需氧量G'

$$G'=a'Q(L_0-L_e)+b'x_V V\quad(\mathrm{kg/d})$$

式中 a'——氧化1kgBOD所需氧量，一般为0.42～0.53，本例取$a'=0.5$；

b'——污泥自身氧化需氧率，一般为0.11～0.188$\mathrm{d^{-1}}$，本例取$b'=0.11\mathrm{d^{-1}}$。

则
$$G'=0.5\times2700\times(150-15)\times10^{-3}+0.11\times2000\times0.75\times675\times10^{-3}=182.25+11.38=293.63\quad(\mathrm{kg/d})$$

【例题 5-3】 用近似法计算传统活性污泥法曝气池。

（一）已知条件

（1）生活污水量$Q=2700\mathrm{m^3/d}$；

（2）进入曝气池的$BOD_5=150\mathrm{mg/L}$，(L_0)；

（3）曝气池出水中的$BOD_5=15\mathrm{mg/L}$，(L_e)；

（4）$\frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}}=\frac{x_v}{x}=f=0.75$；

（5）曝气池内生物固体浓度$x=2000\text{mg/L}$，(MLSS)；

（6）$x_v=0.75x=1500\text{mg/L}$，(MLVSS)。

（二）设计计算（埃肯费尔德模式）

1. 去除效率η

$$\eta=\frac{L_0-L_e}{L_0}=\frac{150-15}{150}=0.9=90\%$$

用传统活性污泥法可达到此处理效率。

2. 有机负荷N_S'（BOD_5—VSS负荷）

$$N_S'=\frac{Q(L_0-L_e)}{x_vV}=K_2L_e\ [\text{kgBOD}_5/(\text{kgVSS}\cdot\text{d})]$$

式中 K_2——埃肯费尔德公式中称有机物降解速度常数，埃氏推荐城市生活污水及性质与之类似的工业废水的K_2值为0.0168～0.0281 L/(mg·d)，本例为生活污水，取$K_2=0.025\text{L/(mg}\cdot\text{d)}$；

L_e——曝气池出水中的BOD_5，是溶解性BOD_5与非溶性BOD_5之和。且有机物浓度常以BOD_5来量度；

N_S'——在埃氏公式中，有回流与无回流完全混合系统的数学表达式完全一致。

则 $N_S'=0.025\times15=0.375\ [\text{kgBOD}_5/(\text{kgVSS}\cdot\text{d})]$

3. 曝气时间T_b

$$T_b=\frac{V}{Q}=\frac{L_0-L_e}{x_vN_S'}=\frac{150-15}{1500\times0.375}$$

$$=0.24(\text{d})=5.76\text{h}$$

4. 曝气池容积V（完全混合式）

$$V=QT_b=2700\times0.24=648(\text{m}^3)$$

5. 曝气池的主要工艺尺寸（布置成窄长形廊道）

（1）池深H

H=有效水深H_1+超高H_2=2.7+0.5=3.2(m)

（2）池表面积A

$$A=\frac{V}{H_1}=\frac{648}{2.7}=240(\mathrm{m}^2)$$

（3）池宽B

根据经验取池宽$B=3.0\mathrm{m}$

（4）池长L

$$L=\frac{A}{B}=\frac{240}{3}=80\ (\mathrm{m})$$

（5）曝气池的平面布置方法

同例题5-1。

6. 污泥产量W_V

$$W_V=aQ(L_0-L_e)-bx_vV\quad(\mathrm{kg/d})$$

式中 a——产率系数，埃氏推荐一般为0.5～0.65，本例取$a=0.5$；

b——污泥自身氧化率，据埃氏推荐一般为0.05～0.1d^{-1}，常用0.06～0.07d^{-1}，本例取$b=0.065\mathrm{d}^{-1}$。

则 $W_V=0.5\times2700\times(150-15)\times10^{-3}-0.065\times1500\times648\times10^{-3}$

$=182.25-63.18=119.07\ (\mathrm{kg/d})$

7. 需氧量G'

$$G'=a'Q(L_0-L_e)+b'x_vV\quad(\mathrm{kg/d})$$

式中 a'——氧化1kgBOD所需氧量，一般为0.42～0.53，本例取$a'=0.5$；

b'——污泥自身氧化需氧率，一般为0.11～0.185，本例取$b'=0.11$。

则 $G'=0.5\times2700\times(150-15)\times10^{-3}+0.11\times1500\times648\times10^{-3}$

$=182.25+106.92=289.17\ (\mathrm{kg/d})$

8. 泥龄t_s

$$t_s=\frac{x_vV}{W_V}=\frac{1500\times648}{119.07\times10^3}=8.9(\mathrm{d})$$

【例题 5-4】 用劳伦斯-麦卡蒂模式计算传统活性污泥法曝

气池。

（一）已知条件

（1）生活污水量$Q=2700m^3/d$；

（2）进入曝气池的$BOD_u=200mg/L$，(L_0)；

（3）曝气池出水中的溶性$BOD_u=6mg/L$，(L_e)；

（4）$BOD_5/BOD_u=0.70$；

（5）$MLVSS/MLSS=x_v/x=f=0.75$；

（6）有机物降解速度常数$k=0.1L/(mg\cdot d)$；

（7）污泥自身氧化系数$k_d=0.1d^{-1}$；

（8）污泥产率系数$y=0.5$；

（9）污泥容积指数$SVI=100$。

（二）设计计算（劳-麦推流式简化模式）

1.运转所需的生物固体停留时间t_s

$$\frac{1}{t_s}=y\frac{v_{max}(L_0-L_e)}{(L_0-L_e)+k_s\ln\frac{L_0}{L_e}}-k_d$$

式中 L_0，L_e——用BOD_u或可生化COD来量度的有机物浓度，L_e仅指溶性BOD；

v_{max}——单位微生物的最大有机物利用速率，一般$v_{max}=2\sim10d^{-1}$，本例取$v_{max}=2d^{-1}$；

k_s——半速度常数，一般为25～100mgBOD_5/L，本例取$k_s=80mgBOD_5/L$，折合为114.3mgBOD_u/L；

k_d——污泥自身氧化率，在劳-麦模式中常称微生物内源吸呼衰减系数或衰减系数，d^{-1}。

则

$$\frac{1}{t_s}=0.5\times\frac{2\times(200-6)}{(200-6)+114.3\ln\frac{200}{6}}-0.1$$

$$=0.5\times\frac{2\times194}{194+114.3\times3.5}-0.1$$

$$=0.5\times0.653-0.1=0.227$$

所以　　$t_s = 4.41\text{d}$（$t_s > 3.5\text{d}$为合格）

2. 运转所需的生物固体总量$\bar{x}_v V$

$$x_v V = \frac{t_s Q y (L_0 - L_e)}{1 + k_d t_s}$$

式中　$\bar{x}_v$——推流式曝气池中的假设平均生物固体浓度，当生物固体停留时间与水力停留时间之比值大于5时，本假设成立，(MLVSS)；

V——推流式曝气池的容积。

则

$$\bar{x}_v V = \frac{4.41 \times 2700 \times 0.5 \times (200 - 6)}{1 + 0.1 \times 4.41}$$

$$= \frac{1154979}{1.441} = 801512.14(\text{m}^3 \cdot \text{mg/L})$$

3. 回流污泥浓度x_r(MLVSS)

$$x_r = \frac{10^6}{\text{SVI}} \times 1.2f = \frac{10^6}{100} \times 1.2 \times 0.75 = 9000(\text{mg/L})$$

4. 曝气池的容积V

$$\frac{1}{t_s} = \left(1 + R - R\frac{x_r}{\bar{x}_v}\right)$$

$$\bar{x}_v V = 801512.14$$

分别设$R = 0.2$、0.25、0.30、0.30、0.40，解以上二方程得下表：

R	曝气时间 $\frac{V}{Q} = T_s$(h)	曝气池容积 $V(\text{m}^3)$	曝气池生物固体浓度 $\bar{x}_v$ (mg/L)
0.20	4.58	515	1555
0.25	3.85	433	1849
0.30	3.35	377	2129
0.40	2.72	306	2619

分析以上计算结果可知，$R = 0.4$时，曝气时间较短；采用其它回流比时，曝气时间都能满足要求。工程实施中尚应考虑留有

余地，本例拟采用$R=0.25$的方案作为计算依据。究竟采用哪种方案较妥，需进行经济比较确定。

5.污泥产量W_v

$$W_v = yQ(L_0 - L_e) - k_d x_v V$$

$$= 0.5 \times 2700 \times (200-6) \times 10^{-3} - 0.1 \times 1500 \times 433 \times 10^{-3}$$

$$= 261.9 - 80.06 = 181.84 \ (kg/d)$$

6.每日排泥量Q_w

$$Q_w = \frac{W_v}{x_r} = \frac{181.84}{9000 \times 10^{-3}} = 20.2 \ (m^3/d)$$

7.复核泥龄t_s

$$t_s = \frac{x_v V}{W_v} = \frac{1849 \times 433 \times 10^{-3}}{181.84} = 4.4(d)$$

（与第1项计算吻合）

8.需氧量G'

$$G' = Q[(1-1.42y)(L_0 - L_e)] + 1.42 k_d x_v V$$

$$= 2700 \times [(1 - 1.42 \times 0.5) \times (200-6)] \times 10^{-3} + 1.42 \times 0.1$$

$$\times 1849 \times 433 \times 10^{-3} = 151.9 + 113.69 = 265.59 \ (kg/d)$$

9.曝气池的主要工艺尺寸

有效水深$H_1 = 2.7m$

超高$H_2 = 0.5m$

宽度$B = 3.0m$

长度$L = 53.5m$

10.曝气池的平面布置方法

同例题5-1。

现将本节用四种不同的方法对同一问题进行计算的结果列于下表：

计算方法	传统活性污泥法曝气池容积 V (m^3)	污泥产量W_v (kg/d)	需氧量G' (kg/d)	生物固体停留时间 t_s(d)
经验公式法	620	112.5	295.5	8.27
经验数据法	675	106.3	293.63	9.5
近似法	648	119.07	289.17	8.9
劳-麦模式简化法	433	181.84	265.59	4.41

分析以上的计算结果可知，对传统活性污泥法曝气池而言，经验公式法、经验数据法及近似法的计算结果均偏于安全。在满足这三种方法使用条件的前提下，在设计中可参考使用。劳-麦法的计算结果，正好说明推流式曝气池对有机物具有较高的去除效率，故曝气池的容积较小，因而也较为经济。但为了工程的安全可靠，在使用劳-麦法时要特别慎重。须在落实设计参数的基础上，通过技术经济比较来确定最佳方案。

§5-2 完全混合式活性污泥法曝气池

完全混合式活性污泥法的工艺流程见图5-5。

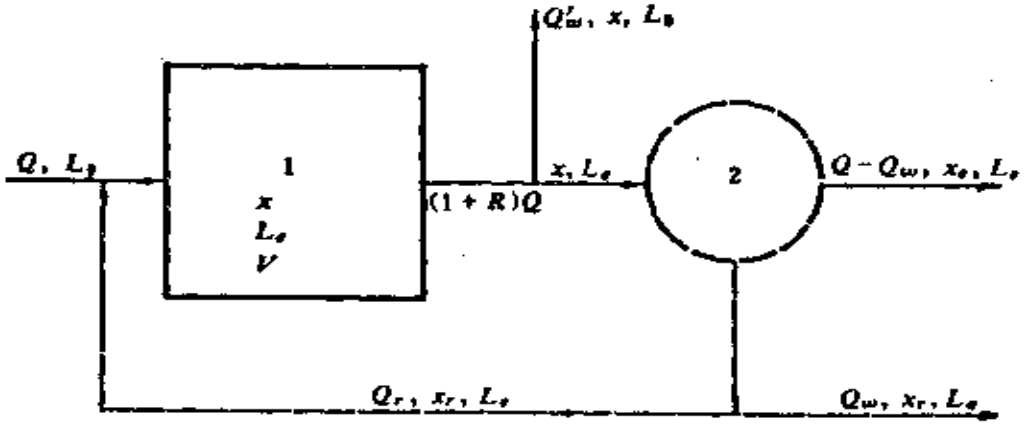


图 5-5 完全混合式活性污泥法工艺流程

1—曝气池；2—二沉池

图5-5中，Q为进入曝气池的原废水流量；L_0为原废水的底物浓度；V为曝气池容积；x为曝气池内及曝气池出水中的底物浓度；L_e为曝气池内的稳态底物浓度，亦即曝气出水中的底物浓度；R为污泥回流比；Q_r为污泥回流量；Q_w为剩余活性污泥量；x_r为二沉池底流中的微生物固体浓度，亦即回流污泥浓度。

图5-5给出了两种排除剩余污泥的方法，即污泥既可以在污泥回流管线上排出，也可以直接从曝气池排除，后一种方法有利于对泥龄进行更有效的控制，并且有益于其后的污泥浓缩过程。

完全混合式活性污泥法的主要特点为:①废水一进入曝气池，其底物浓度就立即转变为出水底物浓度，从而使波动的进水水质得到稀释和均化，并把进水水质对活性污泥过程的影响降低到最低程度，故抗冲击负荷性能甚好；②池内各点的工作状况基本一致，便于把整个池子的工状控制在良好的同一条件下运行，微生物的作用能得到充分发挥，在处理效果相同的情况下，其有机负荷将高于其他活性污泥法；③可以通过改变有机负荷，得到预期的出水水质；④池内需氧均匀，用于供气的动力费用较省。其主要缺点是出水水质不及传统法理想，回流量较大。

由于完全混合式活性污泥法曝气池内存在着稳定状态，通过合理的假定和简化，即可建立该曝气池的生化动力学模型。应用该动力学模型即可进行完全混合式曝气池的各项计算。在正式计算之前应取得通过实验而求得的反应动力学常数，即单位质量微生物的最大底物利用速率 k、半速度常数 k_s，微生物内源吸呼衰减系数 k_d，产率系数 y。活性污泥法处理厂的城市污水生化动力学常数参考值见表5-4。

表 5-4　　城市污水的生化动力学常数参考值

常　数	单　位	数值（20℃）	
		范　围	典型值
k	d^{-1}	2～10	5.0
k_s	$mgBOD_5/L$	25～100	60
y	$mgVSS/mgBOD_5$	0.4～0.8	0.6
k_d	d^{-1}	0.04～0.10	0.06

生化动力学常数的具体数值，与待处理废水及所培养的微生物群体生化动力学性质有关，故一般应通过实验来确定。但在处理设施的规划期间，需进行多种方案比较时，可根据待处理废水的性质，选取水质相类似的生化动力学参数。

有机负荷 N_s 即污泥负荷率，它影响着活性污泥微生物的生长状态、增长速率、有机物的去除速率、氧的利用速率及污泥的沉降性能。衡量污泥沉降性能的参数为污泥容积指数SVI。一般认为

活性污泥的SVI为80～120时，沉淀性能良好，相应的污泥负荷率N_s为0.2～0.6。SVI过高，则因丝状体占优势而引起污泥膨胀；SVI过低，则因过氧化而散凝。设计时应在污泥沉降性能较好的SVI范围内决定污泥负荷率。城市污水的污泥负荷率与SVI的关系曲线见图5-6(仅供参考)。

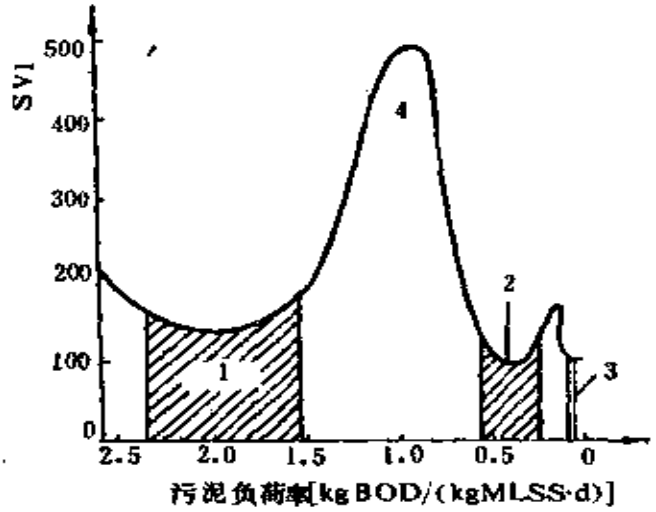


图 5-6 城市污水的污泥负荷率与SVI的关系曲线

1—高负荷区；2——般负荷区；3—低负荷区；4—中间负荷区

由图5-6可知，在高负荷区和低负荷区以及一般负荷区，一般均不会出现污泥膨胀，而中间负荷区为污泥膨胀区，设计时应尽量避免采用这一区段的污泥负荷率。生物易降解的污水，应着重于用污泥沉淀性能来确定污泥负荷率；生物难降解的污水，应着重于用出水水质的要求来确定污泥负荷率；延时曝气则采用低污泥负荷率。

生物固体平均停留时间t_s，是在动力学模型中建立起来的一种有机负荷设计标准。用t_s作为有机负荷的设计标准时，能够提供更多的技术信息。t_s很短时，污泥负荷率高，处理系统的底物去除效率低（60%～75%），污泥产量W_v高而氮磷去除率高，污泥沉降性能差，需氧量最小；t_s较长时，污泥负荷率低，处理系统的底物去除效率高（75%～95%），污泥产量W_v低而氮磷去除

率低，污泥沉降性能较好，需氧量最大。通过控制 t_s 即可控制系统中微生物的生长状态，亦即控制了整个处理过程。一般如能维持 $t_s = 5 \sim 15$d时，处理效果稳定，出水水质良好，污泥沉淀性能较好。

在动力学常数齐全时，曝气池内的生物固体浓度 x，可按劳-麦公式求得。浓度 x 与回流污泥浓度、回流量及污泥的沉淀性能有关，其数值将影响曝气池和二沉池的体积，并影响提升回流污泥的电耗和设备造价，在设计选用时应慎重考虑。活性污泥法处理装置的相对成本与曝气池内生物固体浓度的关系见图5-7。完全混合式曝气池内的生物固体浓度x的取值范围为3000～6000mg/L。

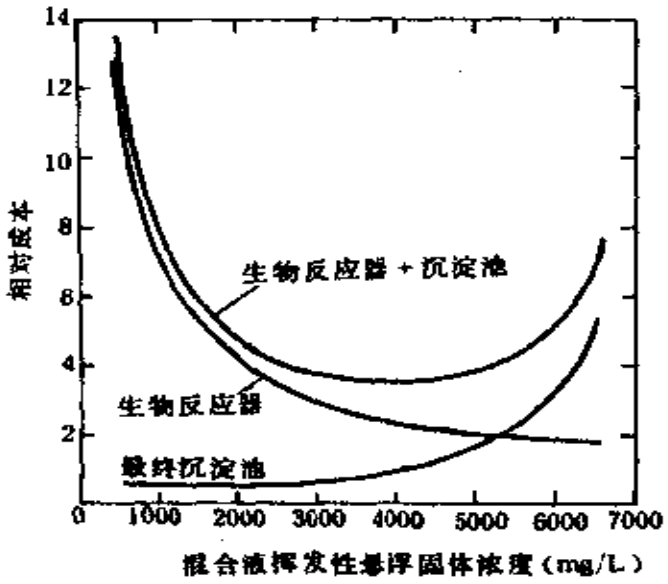


图 5-7　活性污泥法处理装置相对成本
与曝气池内生物固体浓度的关系

【例题 5-5】 用污泥负荷率计算完全混合式曝气池。

（一）已知条件

（1）某城市最高日污水量 $Q = 5000\text{m}^3/\text{d}$，时变化系数$k = 1.4$；

（2）进入曝气池的$BOD_5 = 300\text{mg/L}$，(L_0)；

（3）要求二沉池出水中的$BOD_5 = 25mg/L$；

（4）要求二沉池出水悬浮固体浓度$c_e = 20mg/L$。

（二）设计计算

1. 污泥负荷率N_s

（1）曝气池出水中的溶性BOD_5（L_e）

二沉池出水中的$BOD_5 = L_e + 7.1k_d x_a c_e$

式中 k_d——微生物内源呼吸衰减系数一般为0.04～0.1d^{-1}，取0.1d^{-1}；

x_a——二沉池出水悬浮物中活性微生物所占比例，$x_a = 0.4$；

c_e——二沉池出水中悬浮固体浓度，(mg/L)。

则
$$L_e = 25 - 7.1 \times 0.1 \times 0.4 \times 20 = 25 - 5.7$$
$$= 19.3 \text{ (mg/L)}$$

（2）曝气池的有机物去除效率η

$$\eta = \frac{300 - 19.3}{300} = 0.936$$

（3）有机负荷Ns

$$N_S = \frac{QL_0}{xV} = \frac{Q(L_0 - L_e)}{xV\eta} = \frac{Q(L_0 - L_e)f}{x_V V\eta}$$

$$= k\frac{L_e}{k_s + L_e} f/\eta$$

式中 x——完全混合式曝气池中微生物固体的浓度，一般为3000～6000mg/L；

V——完全混合式曝气池的容积，m^3；

f——完全混合式曝气池中$\frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}} = \frac{x_V}{x} = f = 0.8$；

$k\frac{L_e}{k_s + L_e}$——比底物利用速率，遵循一级反应动力学关系，即

$k\frac{L_e}{k_s + L_e} = \frac{k}{k_s} L_e = k_2 L_e$，一般$k_2$为0.0168～0.0281，

取$k_2 = 0.0185$。

则 $N_S = k_2 L_e f/\eta = 0.0185 \times 19.3 \times 0.8/0.936$

≈ 0.3 [kgBOD$_5$/(kgMLSS·d)]

2. 污泥回流比R

$$R = \frac{x}{x_r - x} = \frac{1}{\frac{x_r}{x} - 1}$$

根据$N_s = 0.3$查图5-6，相应的SVI = 100(沉淀性能好)。则回流污泥浓度$x_r = \frac{10^6}{\mathrm{SVI}} r = \frac{10^6}{100} \times 1.2 = 12000$(mg/L)。根据图5-7，取$x = 3000$mg/L，则

$$R = \frac{1}{\frac{12000}{3000} - 1} = \frac{1}{4-1} = 0.33$$

3. 曝气池的容积V

$$V = \frac{QL_0}{xN_S} = \frac{5000 \times 300}{3000 \times 0.3} = 1667 \ (\mathrm{m^3})$$

4. 曝气时间T_b

无回流时 $T_b = \frac{V}{Q} = \frac{1667}{5000} = 0.33(\mathrm{d}) = 8\mathrm{h}$

有回流时 $T_b = \frac{V}{(1+R)Q} = \frac{1667}{1.333 \times 5000} = 0.25(\mathrm{d}) = 6\mathrm{h}$

5. 需氧量G'(不发生硝化)

(1) 平均需氧量G'

$$G' = a' Q (L_0 - L_e) + b' x_v V$$

式中 $a' = 0.53$, $b' = 0.11$

则 $G' = 0.53 \times 5000 \times (300 - 19.3) \times 10^{-3} + 0.11 \times 3000$

$\times 0.8 \times 1667 \times 10^{-3} = 742.80 + 440.10$

$= 1182.9$ (kg/d) $= 49.29$kg/h

(2) 最大需氧量G'_m

$$G'_m = 0.53 \times \frac{5000 \times 1.4 \times (300 - 19.3)}{24 \times 1000} + 0.11$$

$$\times\frac{3000\times0.8\times1667}{24\times1000}=43.33+18.33$$

$$=61.67\,(\mathrm{kg/h})$$

6. 供氧量（按实际水温30℃计算且用表曝机）

$$G_0=\frac{G'_m c_{s(20)}}{\alpha(\beta c_{s(30)}-c_L)1.02^{t-20}}$$

式中

$$\alpha=\frac{\text{污水中的}k_La_w}{\text{清水中的}k_La}=0.82$$

$$\beta=\frac{\text{污水中的}c_{sw}}{\text{清水中的}c_s}=0.9$$

查表5-7，20℃时$c_{s(20)}=9.2\mathrm{mg/L}$，30℃时$c_{s(30)}=7.6\mathrm{mg/L}$，令$c_l$不小于2mg/L，则最大供氧量为

$$G_{0m}=\frac{61.67\times9.2}{0.82(0.9\times7.6-2)\times1.02^{30-20}}$$

$$=\frac{567.36}{3.97\times1.219}=117.24\,(\mathrm{kg/h})$$

7. 曝气池主要尺寸

（1）单池容积V'

拟设完全混合式曝气池4个，每个曝气池的容积V'为

$$V'=\frac{V}{4}=\frac{1667}{4}=416.75\,(\mathrm{m^3})$$

（2）每个曝气池的供氧量G'_{0m}

$$G'_{0m}=\frac{G_{0m}}{4}=\frac{117.24}{4}=29.31(\mathrm{kg/h})$$

（3）查图5-30平板叶轮计算图可得，当$G_0=30\mathrm{kgO_2/h}$，线速度为4.85m/s时，叶轮直径为$D=1.9\mathrm{m}$，所需功率为13kW。

（4）平板叶轮的直径D与曝气池直径（圆形）或宽度B(方形）之比为$\frac{1}{5}$。采用方形曝气池，则每个曝气池宽度$B=5\times1.9=9.5(\mathrm{m})$。

（5）每个曝气池的面积为 $A = B^2 = 9.5^2 = 90.25(m^2)$

（6）曝气池的深度为 $H = \frac{V}{A} = \frac{416.75}{90.25} = 4.62(m)$

（7）平板叶轮直径 D 与池深 H 之比 $\frac{D}{H} = \frac{1.9}{4.62} \approx \frac{2}{5}$，一般此值为 $\frac{1}{4} \sim \frac{2}{5}$，故曝气池尺寸基本合适。

8. 完全混合式曝气池平面布置

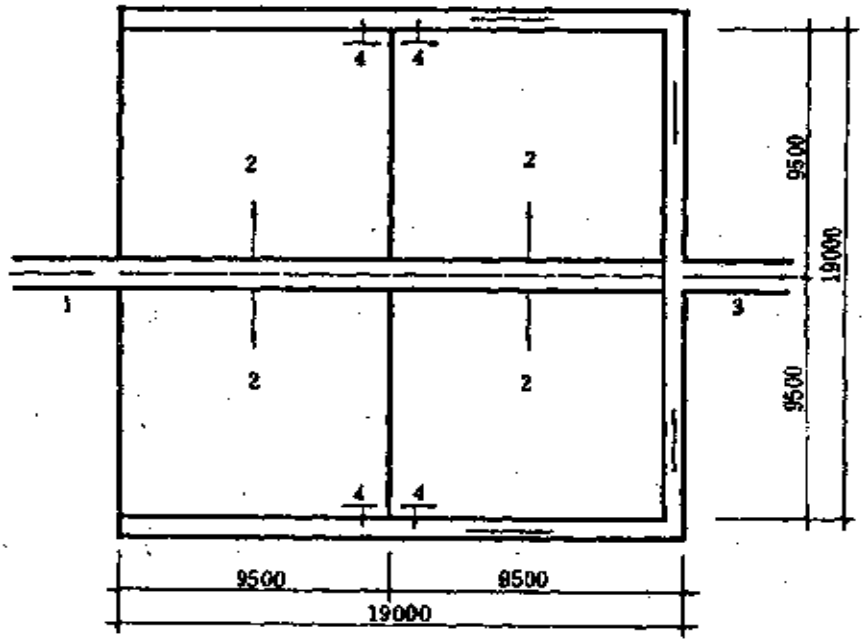


图 5-8　完全混合式曝气池计算草图

1—进水渠道；2—曝气池；3—出水渠；4—可控溢流堰

9. 污泥产量 W_v

$$W_v = yQ(L_0 - L_e) - k_d x_v V$$

式中　W_v——活性污泥的产量（MLVSS），kg/d；

y——产率系数，本例取 $y = 0.5$kgMLVSS/kgBOD；

k_d——微生物内源呼吸衰减系数，本例取 $k_d = 0.1d^{-1}$。

则　$W_v = 0.5 \times 5000 \times (300 - 19.3) \times 10^{-3} - 0.1 \times 3000 \times 0.8 \times 1667 \times 10^{-3} = 701.75 - 400.08 = 301.67$ (kg/d)

10．每日排泥量Q_w

（1）假定在二沉池底流排泥，则$Q_w x_r f = \Delta x_v$

故 $$Q_w = \frac{W_v}{x_r f} = \frac{301.67 \times 10^3}{12000 \times 0.8} = 31.42(\mathrm{m^3/d})$$

（2）假定在曝气池出水渠道排泥，则$Q_w x_r f = W_v$

故 $$Q_w = \frac{W_v}{x_r f} = \frac{301.67 \times 10^3}{3000 \times 0.8} = 125.7(\mathrm{m^3/d})$$

11．验算泥龄t_s

（1）在二沉池底流排泥时

$$t_s = \frac{xV}{Q_w x_r} = \frac{3000 \times 1667}{31.42 \times 12000} = 13.26(\mathrm{d})$$

（2）在曝气池出水渠道排泥时

$$t_s = \frac{xV}{Q_w x} = \frac{V}{Q_w} = \frac{1667}{125.7} = 13.26(\mathrm{d})$$

说明不论在哪个位置排泥，均可保证同一个泥龄，关键就是如何控制排泥量。从曝气池出水渠道排泥时$Q_w = \frac{V}{t_s}$，欲保证t_s不变，只需使排泥量维持恒定即可，而与污泥回流比无关。在完全混合式生化反应器中，t_s与比生长速率之间的关系为$t_s = \mu^{-1}$，故控制了t_s就控制了反应器中微生物的生长状态，也就是控制了生化工艺过程，操作也较为简单。从二沉池底流排泥时，$Q_w = \frac{xV}{t_s x_r} = \frac{RV}{(1+R)t_s} = \frac{V}{\left(\frac{1}{R}+1\right)t_s}$。欲保证$t_s$一定，则需通过调整回流比来控制泥量，同样也可达到控制生物过程的目的，但操作较复杂。故从曝气池排除剩余污泥的优点是显而易见的。

12．污泥负荷率校核

$$N_S = \frac{QL_0}{xV} = \frac{5000 \times 300}{3000 \times 1667} \approx 0.3$$（与第1项计算一致）

【例题 5-6】 用泥龄t_s计算完全混合式曝气池。

（一）已知条件

（1）经初次沉淀后的城市污水最高日流量$Q=21600m^3/d$；

（2）进入曝气池的$BOD_5=250mg/L$，（L_0）；

（3）要求二沉池出水中的$BOD_5<20mg/L$；

（4）污水计算温度假定为20℃；

（5）反应器进水中挥发性悬浮固体忽略不计；

（6）$MLVSS/MLSS=0.8$；

（7）二沉池出水中的生物固体浓度$c_e=22mg/L$，其中40%为可生物降解；

（8）$BOD_5/BOD_u=0.68$；

（9）废水中含有足够的N、P及其他微量元素；

（10）生化动力学常数为：$k=5.0$；$k_s=60$，$y=0.6$，$k_d=0.06$。

（二）设计计算

1.曝气池出水中的溶解性BOD_5（L_e）

二沉池出水中$BOD_5=L_e+7.1k_dx_ec_e$

式中 k_d——微生物内源呼吸衰减系数，一般为$0.04\sim0.1d^{-1}$，取$0.06d^{-1}$；

x_a——二沉池出水生物固体中可生物降解部分所占比例，$x_a=40\%$；

c_e——二沉池出水中生物固体浓度，mg/L；

则 $$L_e=20-7.1\times0.1\times0.4\times22=13.8\ (mg/L)$$

2.曝气池的去除效率η

$$\eta=\frac{250-13.8}{250}=0.945$$

3.处理厂的有机物总去除效率η_s

初沉池去除20%的BOD_5，总进水的$BOD_5=250\div(1-20\%)=312.5mg/L$，则总去除效率

$$\eta_s=\frac{312.5-20}{312.5}=0.936$$

4. 按一级动力学近似求生物固体停留时间t_s

$$t_s = \frac{1}{yk_2L_e - k_d}$$

式中 $$k_2 = \frac{k}{k_s} = \frac{5}{60} = 0.083[\mathrm{L/(mg \cdot d)}]$$

则 $$t_s = \frac{1}{0.6 \times 0.083 \times 13.8 - 0.06} = 1.59(\mathrm{d})$$

因该t_s值小于3d,不能产生沉淀性能良好的污泥，故根据沉降性和其他因素，选择$t_s = 10\mathrm{d}$。

5. 曝气池出水中相应的底物浓度

以$t_s = 10\mathrm{d}$为依据，计算曝气池出水中相应的底物浓度L'_e

$$L'_e = \frac{1 + k_d t_s}{yk_2 t_s} = \frac{1 + 0.06 \times 10}{0.6 \times 0.083 \times 10} = 3.2(\mathrm{mg/L}) < 13.8\mathrm{mg/L}$$

6. 曝气池中生物固体浓度x与曝气时间$\frac{V}{Q} = T_b$的乘积xT_b

$$xT_b = \frac{t_s y(L_0 - L'_e)}{(1 + k_d t_s)} = \frac{10 \times 0.6 \times (250 - 3.2)}{1 + 0.06 \times 10}$$

$$= 925$$

7. 浓度x

设$T_b = 6\mathrm{h} = 0.25\mathrm{d}$, 则

$$x = \frac{xT_b}{T_b} = \frac{925}{0.25} = 3700\ (\mathrm{mg/L})$$

8. 曝气池的容积V

$$V = \frac{t_s yQ(L_0 - L_e)}{x(1 + k_d t_s)} = \frac{10 \times 0.6 \times 21600 \times (250 - 3.2)}{3700 \times (1 + 0.06 \times 10)}$$

$$= 5402.9\ (\mathrm{m^3})$$

9. 污泥负荷率Ns

$$Ns = \frac{QL_0}{xV} = \frac{21600 \times 250}{3700 \times 5402.9} = 0.27$$

（在沉淀性能较好范围）

10.曝气池的主要尺寸

拟把曝气池分为两组，则每组的容积为$\frac{5402.9}{2}=2701.45m^3$。

每组由4个完全混合曝气池组成，单池的容积为2701.45/4=675.36m^3，用密集多喷嘴曝气筒进行深水中层曝气，单池尺寸为10m×10m×7m，实际容积为700m^3>675.36m^3。每池设密集多喷嘴曝气筒两个，每筒装ϕ5.8mm喷嘴120个，在距曝气池底3m的中部喷出空气，空气喷出速度为80～100m/s。

曝气池平面布置见图5-9，图中实线箭头表示并联运行方式，虚线箭头表示串联运行方式。

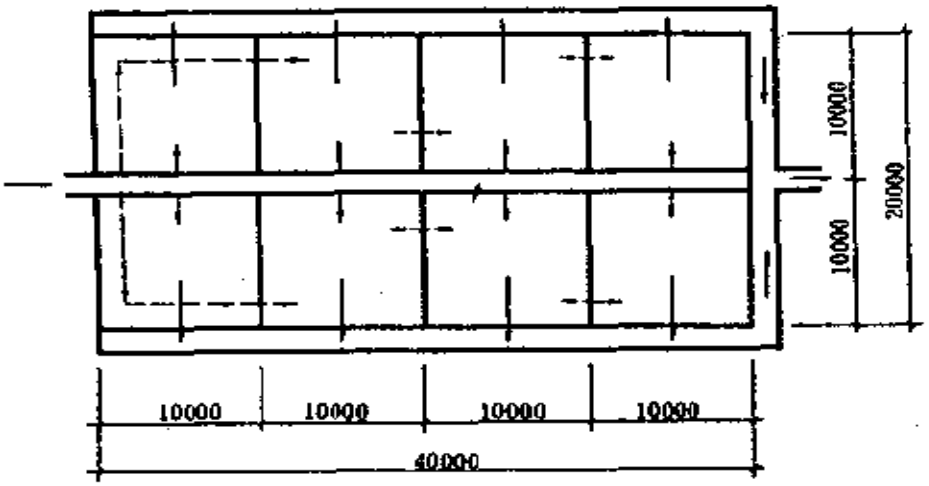


图 5-9 深水中层曝气池计算草图

11.每日污泥产量W_V

$$W_V=y_{obs}Q(L_0-L_e)$$

式中 y_{obs}——表观产率系数。

$$y_{obs}=\frac{y}{1+k_dt_s}=\frac{0.6}{1+0.06\times10}=0.375$$

$$W_V=0.375\times21600\times(250-3.2)\times10^{-3}=1999.08(kg/d)$$

12.污泥排放量

（1）从曝气池排泥

$$Q_{we}=\frac{V}{t_s}=\frac{5402.9}{10}=540.3(m^3/d)$$

（2）从二沉池底流排泥

$$Q_w=\frac{xV}{t_s x_r}$$

x_r为二沉池底流污泥浓度，查图5-6知，$N_S=0.27$时，相应的SVI约为100。所以$x_r=\frac{10^6}{SVI}r=\frac{10^6}{100}\times 1.2=12000(mg/L)$

则 $$Q_w=\frac{3700\times 5402.9}{10\times 12000}=166.59\ (m^3/d)$$

13.污泥回流比R

$$R=\frac{1}{\frac{x_r}{x}-1}=\frac{1}{\frac{12000}{3700}-1}=0.445$$

14.校核水力停留时间T_b

有回流时 $$T_b=\frac{V}{(1+0.445)Q}=\frac{5402.9}{1.445\times 21600}$$

$$=0.173(d)=4.15h$$

无回流时 $T_b=\frac{V}{Q}=\frac{5402.9}{21600}=0.25(d)=6.0h$（与假设一致）

15.复核泥龄t_s

$$\frac{1}{t_s}=y\frac{Q(L_0-L_e)}{xV}-k_d$$

$$=0.6\times\frac{21600(250-3.2)}{3700\times 5402.9}-0.06$$

$$=0.16-0.06=0.1$$

则 $$t_s=\frac{1}{0.1}=10(d)$$（与假设一致）

16.需氧量（不发生硝化）

（1）生物处理过程所转化的最终生化需氧量BOD_u

$$BOD_u = \frac{Q(L_0 - L_e)}{0.68} = \frac{21600 \times (250 - 3.2) \times 10^{-3}}{0.68}$$

$$= 7839.5 \ (kg/d)$$

（2）需氧量G

$$G = \frac{Q(L_0 - L_e)}{0.68} - 1.42 y_{ob} Q(L_0 - L_e)$$

$$= 7839.5 - 1.42 \times 1999.08 = 5000 (kg/d)$$

17.空气的理论供给量G_T

$$G_T = \frac{G}{0.232 \times 1.201 \eta_A}$$

式中　0.232——空气中氧的含量；

1.201——空气密度，kg/m^3；

η_A——曝气装置的氧转移效率，本例$\eta_A = 0.08$。

则　$G_T = \frac{5000}{0.232 \times 1.201 \times 0.08} = 224310 (m^3/d) = 156 (m^3/min)$

18.空气的实际供给量G_S

$$G_S = 2.0 G_T$$

式中　2.0——安全系数。

则　$G_S = 2.0 \times 224310 = 448620 (m^3/d) = 312 (m^3/min)$

§5-3　阶段曝气活性污泥法处理构筑物

阶段曝气是传统活性污泥法的一种演变形式。在这种变形中，回流污泥与一部分沉淀后的污水混合并进入曝气池的前部，其余的废水沿池长的几个不同位置进入池中。其主要的特点是：

（1）废水分多点进入曝气池，污泥负荷率趋于平衡。

（2）需氧量沿池长方向的分布较为均匀，峰值需氧量较低，输入池内的氧可以得到充分利用。

（3）活性污泥可维持较高的降解特性，可在较短接触时间

内去除溶性有机物，容积负荷高而曝气池总容积较小。

（4）操作的灵活性较高，较易改变运行方式。

（5）曝气池出流的混合液浓度较低，对二沉池的工况有利。把传统法改变成阶段曝气法时，可提高出水能力或改善出水水质。

阶段曝气的工艺流程见图5-10。

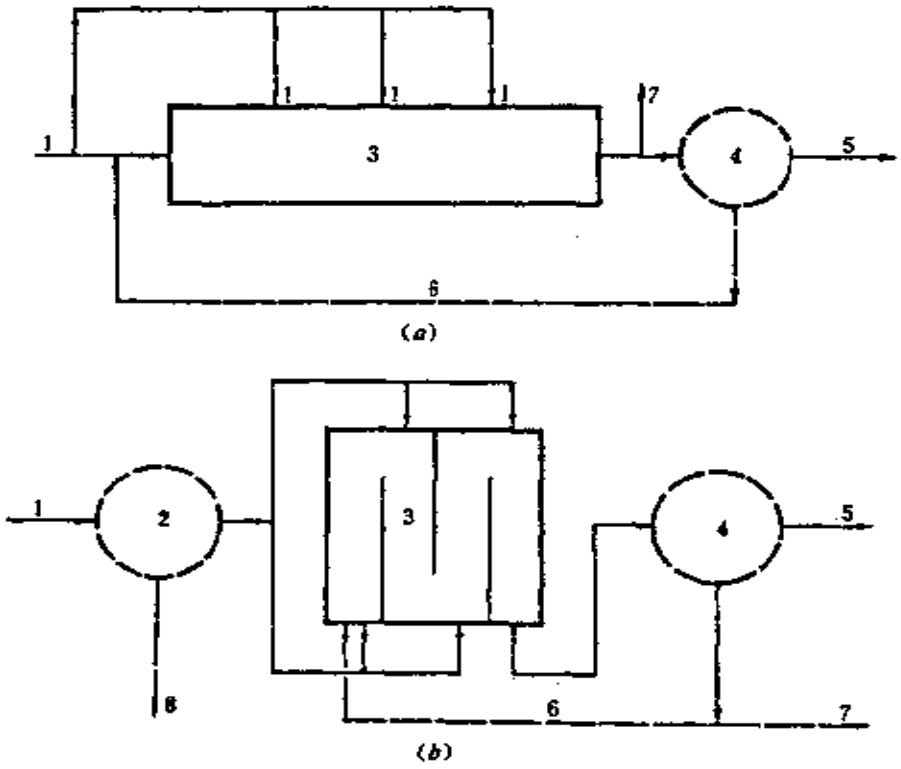


图 5-10　阶段曝气活性污泥法工艺流程图

(a) 单廊道工艺流程示意图；(b) 典型工艺流程图

1—进水；2—初沉池；3—曝气池；4—二沉池；5—出水；6—回流污泥；7—剩余污泥；8—初沉池排泥

如图5-10(b)所示，阶段曝气工艺中的曝气池可布置成三廊道或四廊道的形式，每一廊道可视为单独的一段，并将几段廊道串联起来。回流污泥与废水的一部分进入曝气池的第一段，其余废水则分别进入第二、三、四段。必要时，前几段可作为吸附再生法的污泥再生段。

阶段曝气活性污泥法曝气池的设计计算，目前尚无简便的方

法。一般是把阶段曝气的工艺过程，简化为有回流而串联运行的一组完全混合式生化反应器来进行计算，并且要通过重复试算才能近似求解。三段式阶段曝气活性污泥法的近似简化模型见图5-11。

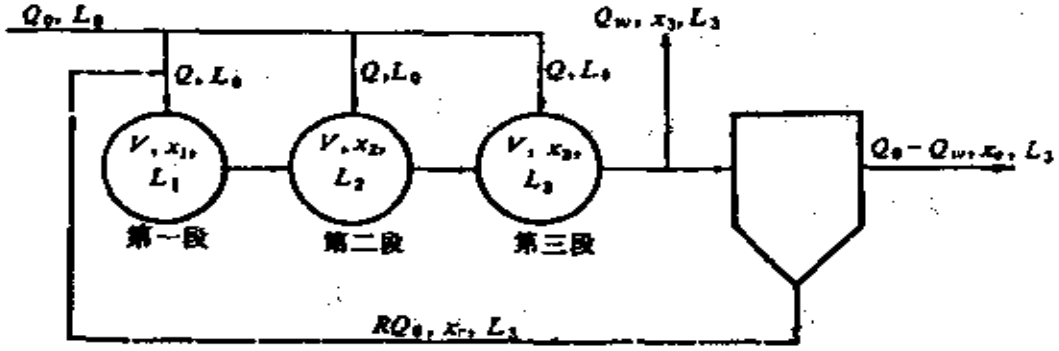


图 5-11　三阶段曝气近似简化模型图

为方便求解，在计算过程中尚需假定各阶段曝气池的容积和进水量均相等，并取其中的生物固体平均浓度均为 x_a，且 $x_a = \frac{1}{3}(x_1 + x_2 + x_3)$。最好是用计算机来进行计算。

【例题 5-7】 三阶段曝气活性污泥法曝气池的计算。

（一）已知条件

（1）某城镇最高日污水量$Q = 37850 m^3/d$；

（2）进入曝气池的$BOD_5 = 273 mg/L$，(L_0)；

（3）流出曝气池的溶性$BOD_5 = 8 mg/L$，(L_3)；

（4）系统内的平均生物固体浓度$x_a = 2200 mg/L$，(VSS)；

（5）SVI = 98；

（6）MLVSS = 0.78MLSS；

（7）产率系数$y = 0.5$；

（8）微生物内源呼吸衰减系数$k_d = 0.05 d^{-1}$；

（9）反应速度常数$k_2 = 0.032 L/(mg \cdot d)$；

（10）$BOD_5/BOD_u = 0.7$。

（二）设计计算

1. 每段曝气池所需容积V

$$V=\frac{yQ(L_0-L_3)}{3x_a[(1/t_s+k_d)]}$$

假设平均微生物固体停留时间$t_s=11.5$d，则

$$V=\frac{0.5\times37850\times(273-8)}{3\times2200\times\left(\frac{1}{11.5}+0.05\right)}=5548.24(\mathrm{m^3})$$

2. 表观产率系数y_{obs}

$$y_{obs}=\frac{y}{1+k_d t_s}=\frac{0.5}{1+11.5\times0.05}=0.32$$

3. 污泥回流比R

$$R=\frac{y_{obs}(L_0-L_3)-x_a}{x_a-x_r}$$

$$x_r=\frac{10^6}{\mathrm{SVI}}\times0.78=\frac{10^6}{98}\times0.78=7959.2\ (\mathrm{mg/L})$$

$$R=\frac{0.32\times(273-8)-2200}{2200-7959.2}=0.37$$

4. 第一段曝气池的出水底物浓度L_1

$$L_1=\frac{QL_0+RQL_3}{k_2x_aV+Q\left(\frac{1}{3}+R\right)}$$

$$=\frac{37850\times\frac{1}{3}\times273+0.37\times37850\times8}{0.032\times2200\times5548.24+37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)}$$

$$=8.52(\mathrm{mg/L})$$

5. 第二段曝气池的出水底物浓度

$$L_2=\frac{QL_0+Q\left(\frac{1}{3}+R\right)L_1}{k_2x_aV+Q\left(\frac{2}{3}+R\right)}$$

$$=\frac{37850\times\frac{1}{3}\times273+37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)\times8.52}{0.032\times2200\times5548.24+37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)}$$

$=8.54(\mathrm{mg/L})$

6. 按一级动力学近似确定最后一段曝气池的比底物利用速率U

$$U=k_2L_3=0.032\times8=0.26(\mathrm{d^{-1}})$$

7. 最后一段曝气池的进水底物浓度L_{03}

$$L_{03}=\frac{Q\left(\frac{2}{3}+R\right)L_2+\frac{Q}{3}L_0}{Q\left(\frac{2}{3}+R\right)+\frac{Q}{3}}$$

$$=\frac{37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)8.54+37850\times\frac{1}{3}\times273}{37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)+37850/3}$$

$=72.8(\mathrm{mg/L})$

8. 最后一段曝气池的实际比底物利用速率U

$$U=\frac{(1+R)Q(L_{03}-L_3)}{x_aV}$$

$$=\frac{(1+0.37)\times37850\times(72.8-8)}{2200\times5548.24}$$

$=0.275(\mathrm{d^{-1}})$

9. 检验

比较6、8两项的计算结果，二值之差小于$0.01\mathrm{d^{-1}}$时，可认为所设t_s值正确。若二值之差大于$0.01\mathrm{d^{-1}}$时，必须重新假设t_s值重复以上计算过程。本例计算结果之差值为$0.015\mathrm{d^{-1}}$，需重新假设t_s值重复以上计算，直至合格为止。重复计算如下：

1. 设t_s值为13d，求每段曝气池容积V

$$V=\frac{0.5\times37850\times(273-8)}{3\times2200\left(\frac{1}{13}+0.05\right)}=5983.2(\mathrm{m^3})$$

2. 表观产率系数y_{obs}

$$y_{obs}=\frac{0.5}{1+0.05\times 13}=0.30$$

3. 污泥回流比R

$$R=\frac{0.30\times(273-8)-2200}{2200-7959.2}=0.37$$

4. 第一段曝气池出水底物浓度L_1

$$L_1=\frac{37850\times\frac{1}{3}\times 273+0.37\times 37850\times 8}{0.032\times 2200\times 5983.2+37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)}$$

$$=7.94(\text{mg/L})$$

5. 第二段曝气池出水中底物浓度L_2

$$L_2=\frac{37850\times\frac{1}{3}\times 273+37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)\times 7.94}{0.032\times 2200\times 5983.2+37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)}$$

$$=7.9(\text{mg/L})$$

6. 按一级动力学近似求最后一段曝气池的比底物利用速率U

$$U=k_2L_3=0.032\times 8=0.256(\text{d}^{-1})$$

7. 最后一段曝气池的进水底物浓度L_{03}

$$L_{03}=\frac{37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)\times 7.9+37850\times\frac{1}{3}\times 273}{37850\times(1+0.37)}$$

$$=72.4\ (\text{mg/L})$$

8. 最后一段曝气池的实际比底物利用速率U

$$U=\frac{(1+0.37)\times 37850\times(72.4-8)}{2200\times 5983.2}$$

$$=0.254(\text{d}^{-1})$$

9. 检验

比较6、8两项的计算结果，二值之差为0.002<0.01，故所设$t_s=13$d正确。

10.曝气池主要尺寸

（1）已知每段曝气池的容积为5983.2m³，拟采用鼓风曝气装置并使曝气池呈完全混合状态。

（2）采用两组曝气池，则每组曝气池的总容积V_0为

$$V_0 = \frac{5983.2}{2} \times 3 = 8974.4 \ (m^3)$$

（3）取曝气池水深$H=5.0m$，则每组曝气池的面积A_0

$$A_0 = \frac{8974.4}{5} = 1794.88(m^2)$$

（4）取池宽$B=8m$，则每组曝气池的池长L_0

$$L_0 = \frac{1794.88}{8} = 224.36(m)$$

（5）每组曝气池设三条廊道，则每条廊道的长度L_{03}

$$L_{03} = \frac{224.36}{3} = 74.78(m)，取L_{03} = 75(m)$$

（6）每组曝气池的实际容积V_0

$$V_0 = 75 \times 8 \times 5 \times 3 = 9000(m^3)$$

（7）取曝气池的超高为0.5m，则曝气池总深度为5+0.5=5.5m

（8）曝气池平面布置见图5-12。

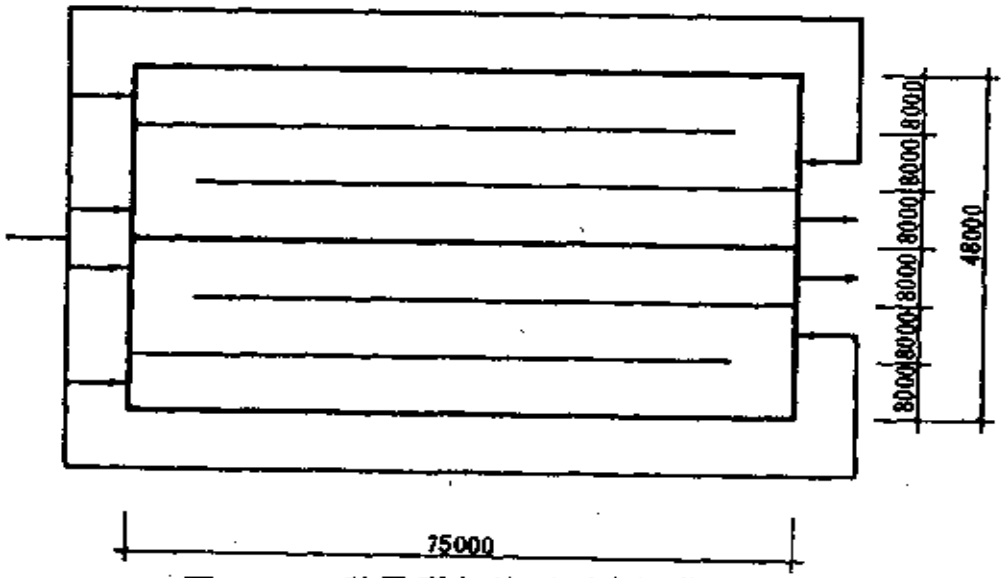


图 5-12 阶段曝气池平面布置草图

11.第一段曝气池的需氧量

（1）第一段曝气池的进水BOD_5（L_{o1}）

$$L_{o1}=\frac{\frac{1}{3}QL_0+RQL_3}{Q\left(\frac{1}{3}+R\right)}$$

$$=\frac{37850\times\frac{1}{3}\times 273+0.37\times 37850\times 8}{37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)}$$

$$=134(\mathrm{mg/L})$$

（2）第一段曝气池的微生物体产量W_{v1}

$$W_{v1}=y_{obs}Q\left(\frac{1}{3}+R\right)(L_{o1}-L_1)$$

$$=0.32\times 37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)\times(134-7.94)\times 10^{-3}$$

$$=1068.79(\mathrm{kg/d})$$

（3）第一段曝气池所降解的最终生化需氧量$BOD_{u,1}$

$$BOD_{u,1}=\frac{Q\left(\frac{1}{3}+R\right)(L_{o1}-L_1)}{0.7}$$

$$=\frac{37850\times\left(\frac{1}{3}+0.37\right)\times(134-7.94)\times 10^{-3}}{0.7}$$

$$=4793.86(\mathrm{kg/d})$$

（4）第一段曝气池的需氧量$G_{2,1}$

$$G_{2,1}=BOD_{u,1}-1.42W_{v1}$$

$$=4793.86-1.42\times 1068.79$$

$$=3276.17(\mathrm{kg/d})$$

12.第二段曝气池的需氧量

（1）第二段曝气池的进水BOD_5（L_{o2}）

$$L_{o2}=\frac{\frac{1}{3}QL_0+Q\left(\frac{1}{3}+R\right)L_1}{Q\left(\frac{2}{3}+R\right)}=\frac{\frac{1}{3}L_0+\left(\frac{1}{3}+R\right)L_1}{\frac{2}{3}+R}$$

$$=\frac{\frac{1}{3}\times 273+\left(\frac{1}{3}+0.37\right)\times 7.94}{\frac{2}{3}+0.37}$$

$$=93.13(\text{mg/L})$$

（2）第二段曝气池的微生物固体产量W_{v2}

$$W_{v2}=y_{obs}Q\left(\frac{2}{3}+R\right)(L_{o2}-L_2)$$

$$=0.32\times 37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)\times(93.13-7.9)\times 10^{-3}$$

$$=1070.5\ (\text{kg/d})$$

（3）第二段曝气池所降解的最终生化需氧量$BOD_{u,2}$

$$BOD_{u,2}=\frac{Q\left(\frac{2}{3}+R\right)(L_{o2}-L_2)\times 10^{-3}}{0.7}$$

$$=\frac{37850\times\left(\frac{2}{3}+0.37\right)\times(93.13-7.9)\times 10^{-3}}{0.7}$$

$$=4779.02(\text{kg/d})$$

（4）第二段曝气池需氧量$G_{2,2}$

$$G_{2,2}=BOD_{u,2}-1.42W_{v2}$$

$$=4779.02-1.42\times 1070.5=3258.91(\text{kg/d})$$

13.第三段曝气池需氧量

（1）第三段曝气池的进水BOD_5（L_{o3}）

$$L_{o3}=72.4\text{mg/L}$$

（2）第三段曝气池的微生物体产量W_{v3}

$$W_{V3} = y_{obs} Q\ (1+R)(L_{O3} - L_3)10^{-3}$$
$$= 0.32 \times 37850 \times (1+0.37) \times (72.4-8) \times 10^{-3}$$
$$= 1068.62(\text{kg/d})$$

（3）第三段曝气池所降解的最终生化需氧量$BOD_{u,3}$

$$BOD_{u,3} = \frac{Q\ (1+R)(L_{O3} - L_3) \times 10^{-3}}{0.7}$$
$$= \frac{37850 \times (1+0.37) \times (72.4-8) \times 10^{-3}}{0.7}$$
$$= 4770.61(\text{kg/d})$$

（4）第三段曝气池的需氧量$G_{2,3}$

$$G_{2,3} = BOD_{u,3} - 1.42 W_{V3}$$
$$= 4770.61 - 1.42 \times 1068.62$$
$$= 3253.17(\text{kg/d})$$

§5-4 吸附再生活性污泥法处理构筑物

吸附再生法又称接触稳定法，是传统活性污泥法的另一种变革形式，其工艺流程见图5-13。

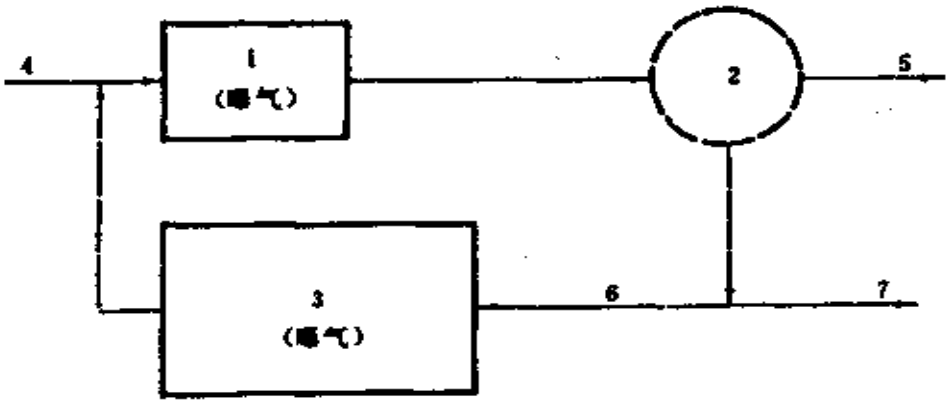


图 5-13 吸附再生法工艺流程

1—吸附池（接触池）；2—二沉池；3—再生池（稳定池）；4—进水；5—出水；6—回流污泥；7—剩余污泥

由图5-13知，废水与微生物体在第一个曝气池（吸附池、接触池）中接触，停留时间为0.5～2h，期间只完成底物从液相到生物体表面或内部的转移。微生物体随后在二沉池从液相中分离出来并进入第二个曝气池（再生池、稳定池），吸附在生物体表面或进入生物体内部的有机物在此经过较长时间的曝气后被稳定。一般系统内的生物固体停留时间为 3 ～15d，在稳定池内的停留时间为6h，回流量为进水量的40%～70%，接触时间为0.5～2h，处理效率可达90%。由于对沉淀污泥再生所需的容积比对全部废水进行曝气所需的容积要小得多，加之接触时间亦较短暂，故接触稳定法较传统法具有节省处理构筑物容积的突出优点，因此吸附再生法又叫做底物快速去除法。尽管其工作机理尚有诸多争论之处，但这并不影响它在工程中的实际应用。

与传统法相比，吸附再生法有如下特点：

（1）微生物体对污水中非溶性有机物的吸附和溶性有机物的吸收是在接触池中完成的，而对吸附和吸收了有机物的微生物体是在排除剩余污泥之后全部送到再生池（稳定池）进行生物代谢的，即吸附（接触）和再生（稳定）是分别在两个池子里或在一个池子的两部分完成的，二沉池设于两者之间。

（2）废水在接触池内经过较短时间的接触后，即可达到所要求的出水水质；经二沉池分离出来的回流污泥，需经长时间曝气以降解储存于回流污泥中的有机物质，同时使微生物体的活性得到恢复并增殖出新的微生物体。

（3）污泥回流量大，系统内微生物体平均浓度高，故容积负荷高而反应器容积小；节省基建投资。

（4）大量活性污泥集中于再生池，一旦吸附池中的污泥遭受破坏，再生池中的污泥可迅速代替，抗冲击负荷性能较好。

（5）传统法改为吸附再生法后，可提高处理能力。

（6）去除效率低于传统法，对生活污水的处理效果较好；对以溶性有机物为主的有机废水，处理效果较差。一般应通过实验来决定工艺过程的选择。

吸附再生活性污泥法的性能受三个变量的影响，即微生物固体平均停留时间t_c值、回流比及吸附与再生两个反应器中相应的污泥量。文献中发表的直接用于吸附再生活性污泥过程设计的数学模型较少。图5-14所提供的吸附再生活性污泥法动力学模型简化图可作为设计的参考。

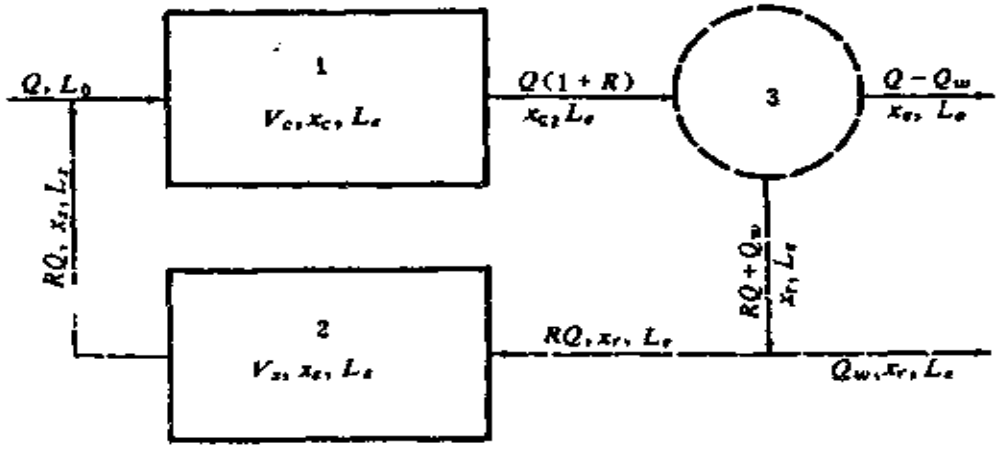


图 5-14　吸附再生法动力学模型简化图

1—完全混合式吸附池；2—完全混合式再生池；3—二沉池

通过试验研究，可确定废水在吸附池中的停留时间以及吸附池中污泥的沉降特性，而后用图5-14建立必要的物料平衡关系，可以推导出计算再生池容积的公式。在推导时尚需假定：

（1）所有非溶解性底物都在吸附池中被吸附而在再生池中被代谢；

（2）进入再生池的底物全部被代谢；

（3）溶解与非溶解性底物的产率系数大致相同。

按完全混合式设计，以推流式运行较为安全。

【例题 5-8】 吸附、再生池的计算。

（一）已知条件

（1）某城镇，生活污水的$BOD_5 = 150mg/L$，(L_0)；在一个试验装置中与初始浓度$x_c = 2000mg/L$MLVSS的活性污泥接触$t_c = 45min$后，BOD_5降到15mg/L，(L_e)；

（2）最高日污水流量$Q = 37850m^3/d$；

（3）$t_s = 8d$；

（4）进水中不溶性BOD_5所占比例$f = 0.8$；

（5）污泥容积指数$SVI = 110$；

（6）$MLVSS/MLSS = 0.8$；

（7）产率系数$y = 0.5$；

（8）微生物自身衰减系数$k_d = 0.1d^{-1}$。

（二）设计计算

1. 吸附池容积V_c

$$V_c = Qt_c = 37850 \times \frac{45}{1440} = 1188(m^3)$$

2. 观测产率系数y_{obs}

$$y_{obs} = \frac{y}{1 + k_d T_c} = \frac{0.5}{1 + 0.1 \times 8} = 0.28$$

3. 微生物产量

$$W_V = y_{obs} Q (L_0 - L_e)$$

$$= 0.28 \times 37850 \times (150 - 15) \times 10^{-3} = 1431(kg/d)$$

4. 再生池中的生物固体浓度x_s

假定生物体的全部合成作用均在再生池内完成，对进入和离开再生池的微生物体建立物料平衡方程，可得

$$x_s = x_r + \frac{W_V}{RQ} = \frac{10^6}{SVI} \times 0.8 + \frac{1431 \times 10^3}{37850R}$$

$$= \frac{10^6}{110} \times 0.8 + \frac{37.8}{R} = 7273 + \frac{37.8}{R}$$

对接触池建立微生物体的物料平衡方程，可得回流比R

$$R = \frac{x_c}{x_s - x_c} = \frac{2000}{\left(7273 + \frac{37.8}{R}\right) - 2000}$$

解上式$R = 0.37$

所以

$$x_s = 7273 + \frac{37.8}{0.37} = 7375(mg/L)$$

5. 再生池容积V_s

$$V_s = \frac{RQ(x_r - x_s + yL_e) + yQfL_0}{k_d x_s}$$

$$= \frac{1}{0.1 \times 7375}[0.37 \times 37850 \times (7273 - 7375 + 0.5 \times 15)$$

$$+ 0.5 \times 37850 \times 0.8 \times 150]$$

$$= 1284.8(m^3)$$

6. 吸附再生过程的需氧量（不发生硝化）

由于吸附再生活性污泥系统的总停留时间较短，故一般只考虑碳化需氧量即可。

（1）吸附池中的碳化需氧量G'

$$G' = Q(1 - 1.42y)[(1 - f)L_0 - L_e] + 1.42k_d x_c V_c$$

$$= 37850 \times (1 - 1.42 \times 0.5) \times [(1 - 0.8) \times 150 - 15] \times 10^{-3}$$

$$+ 1.42 \times 0.1 \times 2000 \times 1183 \times 10^{-3}$$

$$= 500.62 \text{ (kg/d)}$$

（2）再生池中的碳化需氧量G''

$$G'' = (1 - 1.42y)(QfL_0 + RQL_e) + 1.42k_d x_s V_s$$

$$= \frac{1}{1000}[(1 - 1.42 \times 0.5) \times (37850 \times 0.8 \times 150$$

$$+ 0.37 \times 37850 \times 15) + 1.42 \times 0.1 \times 7375$$

$$\times 1284.8]$$

$$= 2723.6 \text{ (kg/d)}$$

7. 复核再生池的停留时间T

$$T = \frac{V_s}{RQ} = \frac{1284.8}{0.37 \times 37850} = 2.2(h)$$

8. 吸附池与再生池需氧量的其他估算方法

（1）吸附池的需氧量

由于吸附池中只进行接触而不进行合成，则吸附池中的需氧量只满足维持池内微生物体的自身活性即可，故吸附池的需氧量为

$$G' = bx_c V_c$$

式中的 b 为单位质量微生物在单位时间内维持自身活性的需氧量，一般$b=0.188\sim0.11d^{-1}$，本例取$b=0.2d^{-1}$，故吸附池中的需氧量为

$$G' = 0.2\times2000\times1183\times10^{-3} = 473.2(kg/d)$$

（2）再生池的需氧量G''

再生池中的需氧量应同时满足微生物合成和维持微生物自身活性的需要，根据Pirt理论需氧量应为

$$G'' = aWv + bx_s V_s$$

式中 a——合成单位质量微生物的需氧量，一般$a=0.5\sim0.6$，本例取$a=0.55$；

b——单位质量微生物在单位时间内维持自身活性的需氧量，取$b=0.2d^{-1}$；

则 $$G'' = 0.55\times1431 + 0.2\times7375\times1284.8\times10^{-3}$$
$$= 787.05 + 1895.08 = 2682.13(kg/d)$$

9. 验算

第6、8两项计算结果较为接近，据此验算去除单位质量BOD_5的需氧量。

（1）第6项计算中，两池的总需氧量为$G' + G''$

$$G' + G'' = 500.62 + 2723.6 = 3224.22(kg/d)$$

每日去除的BOD_5总量为L_T

$$L_T = 37850\times(150-15)\times10^{-3} = 5109.75(kg/d)$$

去除单位质量BOD_5的需氧量为$(G' + G'')/L_T$

$$(G' + G'')/L_T = 3224.22 \div 5109.75 = 0.63(kgO_2/kgBOD_5)$$

计算结果符合吸附再生法需氧量较小的特点。

（2）第8项计算中两池的总需氧量为$G' + G''$

$$G' + G'' = 473.2 + 2682.13 = 3155.33(kg/d)$$

去除单位质量BOD_5的需氧量为$(G' + G'')/L_T$

$$(G' + G'')/L_T = 3155.33 \div 5109.75$$
$$= 0.62(kgO_2/kgBOD_5)$$

10.吸附池与再生池的主要尺寸

（1）吸附池的容积为1183m³，取池中水深$H=3$m，则池表面积为$A=394.3$m²；取池宽为$B=3$m，则池长为131.4m；拟分为两组运行，每组池长为65.7m。

（2）再生池的容积为1284.8m³，取水深$H=3$m，则池表面积为428.26m²；取池宽为$B=3$m，则池长为142.76m；拟分为两组运行，每组池长为71.38m。

（3）每组池的总长度为65.7+71.38=137.08m，并布置成三廊道的形式，则每条廊道的长度为45.69m；取每廊道长度为45.7m。如此布置的优点是，在运转时，可适当调整吸附段与再生段的长度，详见图5-15。

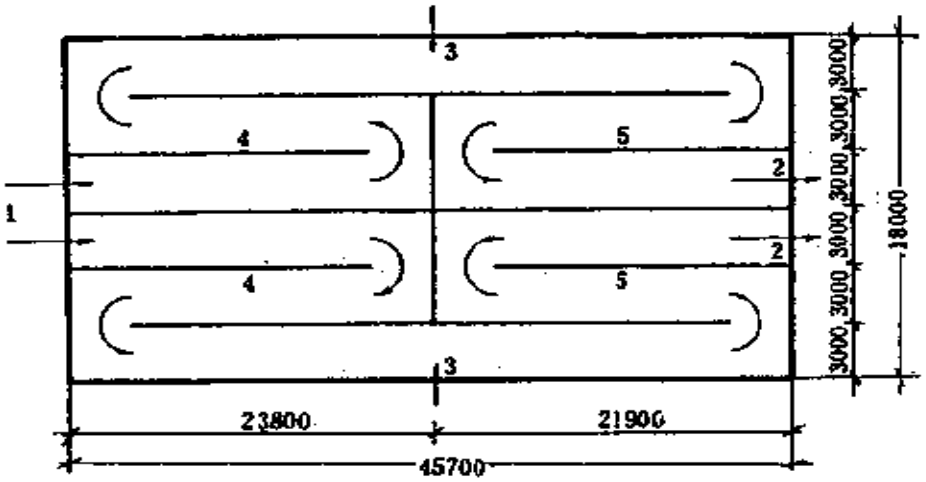


图 5-15 吸附再生曝气池平面布置草图

1—回流污泥；2—出水；3—进水；4—再生池；5—吸附池

§5-5 污泥再曝气法处理构筑物

在活性污泥法开发的初期，为了能得到浓厚的回流污泥而把二沉池的停留时间加长到3～4h，但结果却由于回流污泥在二沉池的停留时间过长而失去了活性，为此在二沉池与曝气池之间增

加了污泥再曝气池以恢复污泥的活性。虽然通过合理的二沉池设计可以取消污泥再曝气池，但由于活性污泥处理厂曝气能力不足，或曝气设备效率低下而导致对微生物体供氧不足，进而降低了对有机物的去除效率；微生物体在无氧二沉池中的停留，使回流污泥一进入曝气池就立即产生非常高的需氧量，又进一步加剧了去除效率的下降。为此，一些处理厂设计了回流污泥再曝气工艺。典型的污泥再曝气工艺流程见图5-16。

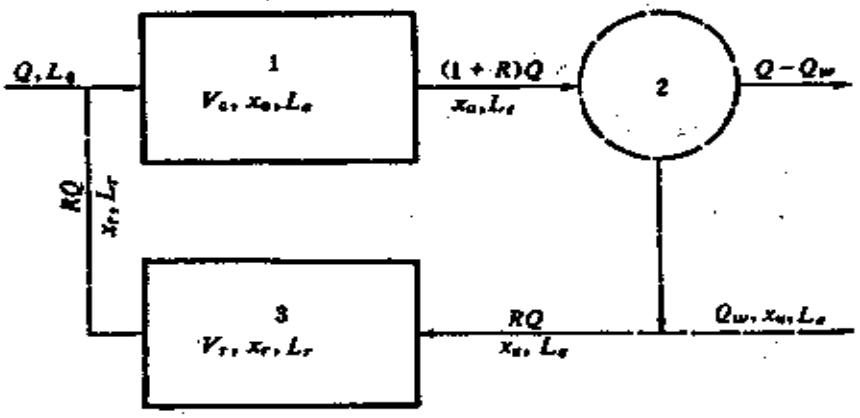


图 5-16　污泥再曝气工艺流程及动力学模型简化图
1—曝气池；2—二沉池；3—再曝气池

尽管目前在设计方法和曝气设备方面已不存在前述问题，但有不少人仍认为，污泥再曝气法可改善污泥沉降特性，并可提高对有机物的去除效率。不过在使用中应注意与吸附再生法的区别。

污泥再曝气过程的计算中一般作如下假定：

①所有进入再曝气池的底物均在该池内被去除；

②从再曝气池回流到曝气池的污泥中没有剩余底物。

在此条件下，即可通过对进入和离开反应器的底物建立物料平衡方程来计算再曝气工艺过程。

【例题 5-9】 污泥再曝气池的计算

（一）已知条件

（1）最高日污水量$Q = 37850 m^3/d$；

（2）进水的$BOD_5 = 200 mg/L$，（L_0）；

（3）曝气池出水的溶性$BOD_5 = 10 mg/L$，（L_e）；

（4）污泥容积指数SVI = 100；

（5）反应速度常数$k = 0.05\text{L}/(\text{mg}\cdot\text{d})$；

（6）产率系数$y = 0.5$；

（7）污泥自身衰减系数$k_d = 0.1\text{d}^{-1}$；

（8）MLVSS/MLSS = 0.8；

（9）曝气池中的生物固体浓度$x_a = 2000\text{mg/L}$，(VSS)。

（二）设计计算（用图5-16）

1. 按一级动力学近似计算比底物利用速率U

$$U = kL_e = 0.05 \times 10 = 0.5(\text{d}^{-1})$$

2. 控制运转过程的泥龄t_s值

$$\frac{1}{t_s} = yU - k_d = 0.5 \times 0.5 - 0.1 = 0.15$$

$$t_s = 6.7(\text{d})$$

3. 表观产率系数y_{obs}

$$y_{obs} = \frac{y}{1 + k_d t_s} = \frac{0.5}{1 + 0.1 \times 6.7} = 0.3$$

4. 污泥产量W_V(以mg/d为单位)

$$W_V = y_{obs} Q (L_0 - L_e)$$
$$= 0.3 \times 37850 \times (200 - 10) \times 10^3$$
$$= 2157450000(\text{mg/d})$$

5. 再曝气池生物固体浓度x_r

假定微生物的全部增长量都发生在曝气池（忽略再曝气池中合成的微生物固体量），对进入、离开曝气池的微生物固体建立物料平衡方程，得

$$x_r = \frac{1 + R}{R}\left[x_a - \frac{W_V}{(1 + R)Q}\right]$$

而
$$R = \frac{x_a}{x_u - x_a} = \frac{2000}{\frac{10^6}{\text{SVI}} \times 0.8 - 2000} = 0.33$$

所以
$$x_r = \frac{1 + 0.33}{0.33} \times \left[2000 - \frac{2157450000}{(1 + 0.33) \times 37850 \times 10^3}\right]$$

$$= 7887(\text{mg/L})$$

6. 曝气池容积V_a

$$V_a = \frac{Q(L_0 - L_e(1+R)]}{x_a k L_e}$$

$$= \frac{37850 \times [200 - 10 \times (1 + 0.33)]}{2000 \times 0.05 \times 10} = 7066.6(\text{m}^3)$$

7. 再曝气池容积V_r

$$V_r = \frac{RQ[(x_a - x_r) + yL_e]}{k_d x_r}$$

$$= \frac{0.33 \times 37850 \times \left[\left(\frac{10^6}{100} \times 0.8 - 7887\right) + 0.5 \times 10\right]}{0.1 \times 7887}$$

$$= 1868.74(\text{m}^3)$$

8. 曝气池中的需氧量G'

$$G' = aWv + bx_a V_a$$

式中 a——合成单位质量微生物固体的需氧量；

b——单位质量微生物在单位时间内维持自身活性的需氧量，d^{-1}。

本例取$a = 0.55, b = 0.2\text{d}^{-1}$。

则
$$G' = 0.55 \times 2157.45 + 0.2 \times 2000 \times 7066.6 \times 10^{-3}$$
$$= 4013.24(\text{kg/d})$$

9. 再曝气池中的需氧量G''

假设再曝气池中没有细胞合成作用发生，则

$$G'' = bx_r V_r$$
$$= 0.2 \times 7887 \times 1868.74 \times 10^{-3}$$
$$= 2945.5(\text{kg/d})$$

10. 复核去除单位质量BOD_5的需氧量

每日去除BOD_5的数量为L_T

$$L_T = 37850 \times (200 - 10) = 6959.97(\text{kg/d})$$

每日的总需氧量为G

$$G = G' + G'' = 4013.24 + 2945.5 = 6967.74(\text{kg/d})$$

去除单位质量BOD_5的需氧量为G/L_T

$$G/L_T=\frac{6967.74}{6959.97}=1.0(kgO_2/kgBOD_5)$$

11.曝气池与再曝气池的主要尺寸

（1）曝气池的尺寸

取池中水深$H=4.0m$，则池表面积A为

$$A=\frac{V_a}{H}=\frac{7066.6}{4}=1766.65(m^2)$$

取池宽为6.0m，则池长L为

$$L=\frac{A}{B}=\frac{1766.65}{6}=294.44(m)$$

曝气池布置成三廊道式，则每条廊道长为

$$L'=\frac{294.44}{3}=98.14(m)$$

曝气池拟分为两组，则每廊道的长度为

$$\frac{L'}{2}=\frac{98.14}{2}=49.1(m)$$

曝气池的超高取为0.5m，则曝气池总高为$4+0.5=4.5(m)$。曝气池主要尺寸为$49.1m\times6m\times4.5m$。

（2）再曝气池的尺寸

取池中水深$H=4.0m$，则池表面积A为

$$A=\frac{V_r}{H}=\frac{1868.74}{4}=467.19(m^2)$$

取池宽$B=6.0m$，则池长L为

$$L=\frac{A}{B}=\frac{467.19}{6.0}=77.86(m)$$

为与曝气池配套，再曝气池也布置成三廊道式，则每条廊道的长度为$77.86\div3=25.95(m)$，整个污泥再曝气系统分为两组，则每组每条廊道的长度为$25.95\div2=12.97(m)$，取为13m。

（3）污泥再曝气系统的平面布置（草图见图5-17）

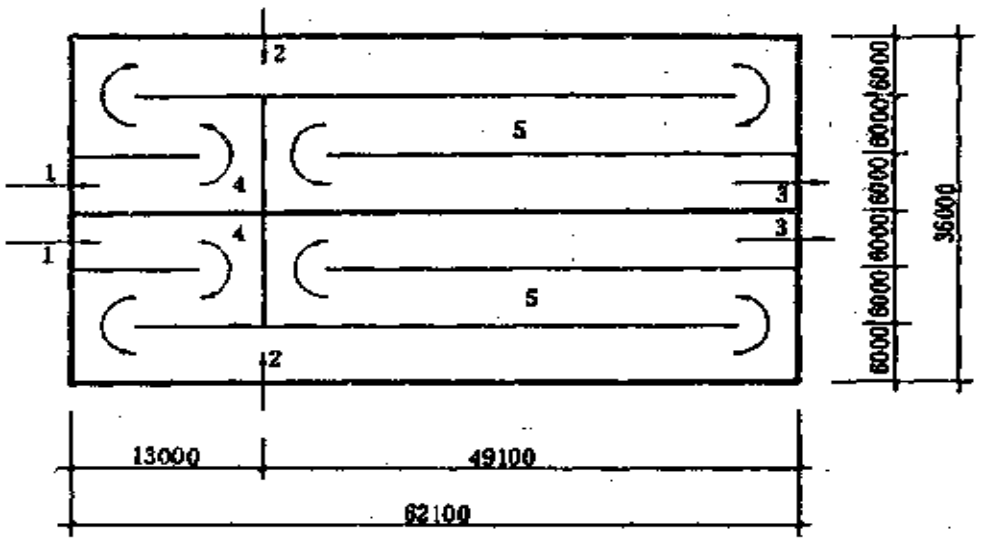


图 5-17　污泥再曝气系统平面布置草图

1—进泥；2—进水；3—出水；4—再曝气池；5—曝气池

§5-6　延时曝气法处理构筑物

延时曝气法操作于微生物生长曲线的内源呼吸阶段，维持该阶段运行的先决条件是污泥负荷率较低；故曝气池容积大而平均生物固体停留时间长，适用于处理量小于3800m^3/d且没有条件处理污泥的小型处理厂。一般用于预制的小型处理装置，可供处理单元住宅、孤立的院所、小城镇、学校等单位排出的废水。虽然在理论上剩余污泥量为零，但在实际上仍有一部分生物细胞物质不能被氧化而在反应器中积累起来，故应考虑有排除的可能。为简化污泥处理与处置系统，一般在该工艺中可取消初次沉淀池。其主要特点为：

（1）曝气时间长，不仅氧化了废水中的有机污染物质，而且也氧化了生化过程所合成的细胞物质，故该工艺过程的剩余污泥量最少。实际上是污水处理与污泥好氧消化的综合处理构筑物，一般有硝化作用发生。

（2）污泥负荷率低，泥龄长，需氧量大，占地面积大，而基建费与常年维护费用均较高。

（3）延时曝气池中的微生物固体在二沉池中有保持分散的趋向，可能使出水水质恶化。

（4）抗冲击负荷的性能较好。

（5）反应器型式一般为完全混合型。

延时曝气法的设计原则是：在反应器中被去除的全部底物都用于能量代谢，即连净增的活性微生物体也几乎全部为内源呼吸作用所消耗，实际的净增量为零。这就意味着欲维持该系统的正常运行就不能排除剩余污泥，亦即泥龄θ_c值已不再是一个有效的设计参数，而应以污泥负荷率或污泥氧化速率为设计负荷标准，延时曝气工艺所采用的污泥负荷率为$0.1\sim0.25d^{-1}$。回流量可按100%考虑。

【例题 5-10】 延时曝气活性污泥法曝气池的计算。

（一）已知条件

（1）最高日污水量$Q=3600m^3/d$；

（2）进入曝气池的溶性$BOD_5=180mg/L$，(L_0)；

（3）曝气池中的生物固体浓度$x=4000mg/L$，(VSS)；

（4）产率系数$y=0.4$；

（5）微生物体内源呼吸衰减系数$k_d=0.02d^{-1}$；

（6）反应速度常数$k=0.1L/(mg\cdot d)$；

（7）$BOD_5/BOD_u=0.7$。

工艺计算动力学模型见图5-18。

（二）设计计算

1.延时曝气池的出水底物浓度L_e

在内源呼吸期，以一级动力学近似所表达的比底物利用速率为$U=\frac{k_d}{y}=kL_e$，所以

$$L_e=\frac{k_d}{yk}=\frac{0.02}{0.4\times0.1}=0.5(mg/L)$$

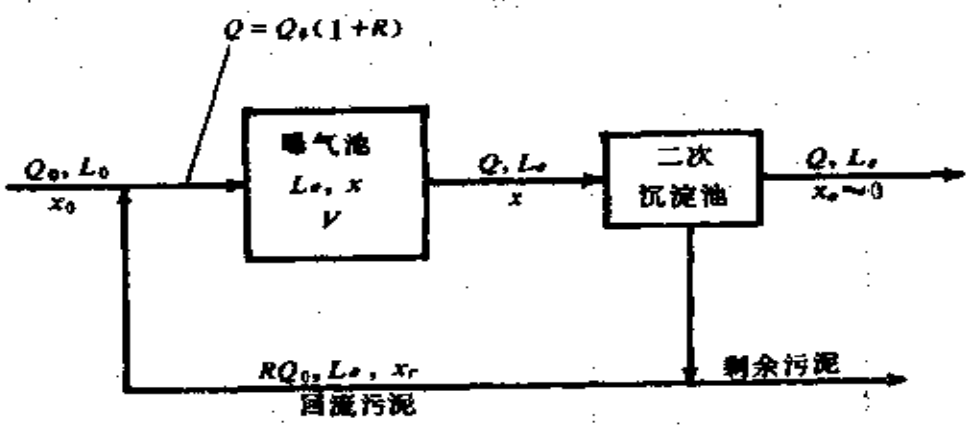


图 5-18　延时曝气工艺流程及动力学模型简化图

2. 延时曝气池容积（$Wv=0$）

$$V=\frac{yQ(L_0-L_e)}{xk_d}$$

$$=\frac{0.4\times3600\times(180-0.5)}{4000\times0.02}=3231\ (m^3)$$

3. 延时曝气时间T_b

$$T_b=\frac{V}{Q}=\frac{3231}{3600}=0.9(d)=21.6h$$

4. 延时曝气需氧量G

在延时曝气法的曝气池中，由微生物去除的全部底物都作为能源被氧化，系统中每天的总需氧量为

$$G=Q(L_0-L_e)$$

$$=3600\times(180-0.5)\times10^{-3}=646.2(kg/d)$$

折合最终生化需氧量

$$L_T=646.2\div0.7=923(kg/d)$$

去除1kgBOD_5的需氧量为L_T/G

$$L_T/G=923\div646.2=1.43(kgO_2/kgBOD_5)$$

5. 延时曝气池的主要尺寸

已知延时曝气池的容积$V=3231m^3$，拟采用鼓风曝气装置并形成完全混合状态。取曝气池水深$H=3.0m$，则曝气池表面积 $A=$

$3231 \div 3 = 1077(m^2)$。曝气池分为四格并联运行，则每格的面积为 $1077 \div 4 = 269.25(m^2)$，每格正方形曝气池的边长为$\sqrt{269.25}=16.4$(m)。平面布置见图5-19。

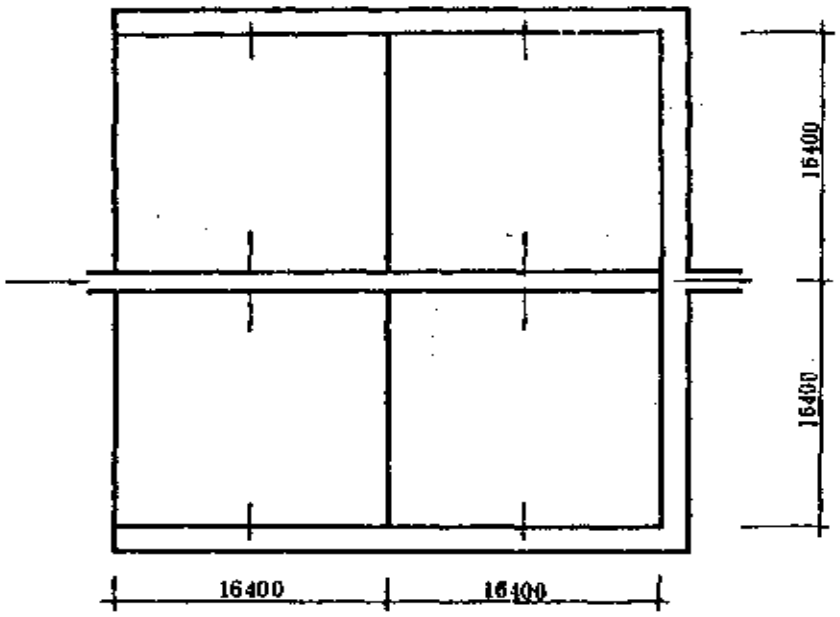


图 5-19　延时曝气池平面布置草图

§ 5-7　氧　化　沟

氧化沟又称循环混合曝气池，是延时曝气法的一种。原用于处理小城镇废水，现已发展到处理各种有机废水。其基本运行方式见图5-20。

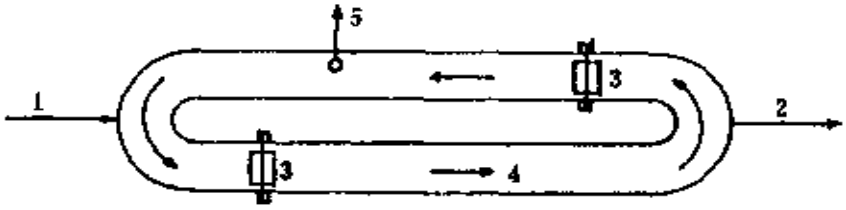


图 5-20　氧化沟基本图式

1—进水；2—出水；3—转刷；4—氧化沟；5—排泥

氧化沟的主要特点是：

（1）用转刷曝气时，设计污水流量多为每日数百米^3。用叶轮曝气时，设计污水流量可达每日数万米^3。

（2）氧化沟由环形沟渠构成，转刷横跨其上旋转而曝气，并使混合液在池内循环流动，渠道中的循环流速为0.3～0.6m/s，循环流量一般为设计流量的30～60倍。

（3）氧化沟的流型为循环混合式，污水从环的一端进入，从另一端流出，具有完全混合曝气池的特点。

（4）间歇运行适用于处理少量污水。可利用操作间歇时间使沟内混合液沉淀而省去二沉池。剩余污泥通过氧化沟内污泥收集器排除。连续运行适用于处理流量较大的污水，需另设二沉池和污泥回流系统。

（5）工艺简单，管理方便，处理效果稳定，使用日益普遍。

（6）氧化沟的设计可用延时曝气池的设计方法进行。即从污泥产量$W_v=0$出发，导出曝气池的体积，而后按氧化沟的工艺条件布置成环状循环混合式或Carrouse式。

（7）氧化沟的渠道断面一般可设计成矩形，有效深度为1～5m，池宽应与转刷长度或曝气叶轮的直径相匹配。

（8）生物脱氮工艺过程的构筑物也可设计成氧化沟。

【例题 5-11】 氧化沟的计算。

（一）已知条件

（1）某工业废水日处理流量$Q=2000m^3/d$；

（2）进入氧化沟的溶性$BOD_5=1200mg/L$，(L_0)；

（3）氧化沟出水的溶性$BOD_5=20mg/L$，(L_e)；

（4）氧化沟中生物固体浓度$x=4000mg/L$，(VSS)；

（5）二沉池底流生物固体浓度$x_r=12370mg/L$，(VSS)；

（6）产率系数$y=0.4$；

（7）微生物自身衰减系数$k_d=0.1d^{-1}$；

（8）反应速度常数$k=0.1L/(mg/d)$；

（9）氧化沟按延时曝气活性污泥法进行设计；

（10）$BOD_5/BOD_u=0.7$。

（二）设计计算

1. 氧化沟所需容积V（$W_v=0$）

$$V=\frac{yQ(L_0-L_e)}{xk_d}$$

$$=\frac{0.4\times2000\times(1200-20)}{4000\times0.1}=2360(m^3)$$

2. 曝气时间T_b

$$T_b=\frac{2360}{2000}=1.18(d)=28.32h$$

3. 回流比R

$$R=\frac{x}{x_r-x}=\frac{4000}{12370-4000}=0.48$$

4. 需氧量G

在延时曝气氧化沟中，由微生物去除的全部底物都作为能源被氧化而$W_v=0$，故系统中每天的总需氧量为

$$G=Q(L_0-L_e)$$

$$=2000\times(1200-20)\times10^{-3}$$

$$=2360(kg/d)$$

折合最终生化需氧量为L_T

$$L_T=2360\div0.7=3771(kg/d)=157.13kg/h$$

去除单位质量BOD_5的需氧量为L_T/G

$$L_T/G=3771\div2360=1.43(kgO_2/kgBOD_5)$$

5. 复核污泥负荷率N_S

$$N_S=\frac{Q(L_0-L_e)}{xV}=\frac{2000\times(1200-20)}{4000\times2360}=0.25(d^{-1})$$

6. 氧化沟的主要尺寸

（1）已知氧化沟的容积为$2360m^3$，取水深为2.0m，沟宽为4.0m，则氧化沟的长度为$\frac{2360}{4\times2}=295m$

（2）查图5-32知，直径为700mm的转刷，浸深为240mm转速为80r/min时，充氧能力为5.6kgO_2/(h·m)。

（3）已知每小时的需氧量为157.13kg，则转刷的总长度为157.13÷5.6 = 28(m)。

（4）每个转刷的长度与沟宽相同，则所需转刷的个数为28 ÷ 4 = 7。

（5）转刷的间距为295 ÷ 7 = 42(m)。

7. 氧化沟的平面布置（见图5-21）

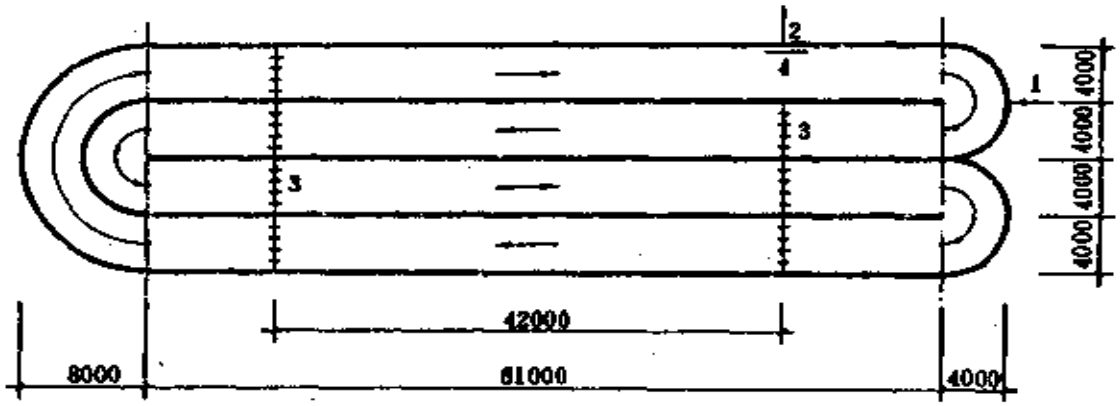


图 5-21 氧化沟平面布置草图

1—进水；2—出水；3—转刷；4—出水堰

8. 转刷功率

转刷所需功率为28 × 1.6 = 44.8(kW)。每个转刷所需功率为4 × 1.6 = 6.4(kW)。

9. 处理污水功率

处理1.0m³污水所需功率为44.8 ÷ 2000 = 0.022(kW)。

§5-8 生物硝化处理构筑物

氮在废水中的存在形态有四种，即有机氮、氨氮、亚硝酸氮及硝酸氮。在未处理废水中，有机氮和氨氮是氮的主要存在形式。在不发生硝化作用的二级处理出水中，氨是氮的主要存在形式。

当含有氨氮的废水排入水域环境时，势必受水体中溶解氧的氧化而使氨氮变为亚硝酸氮和硝酸氮，从而导致水体亏氧状态的加剧。如果在废水排入受纳水体之前，把氨氮氧化为硝酸盐氮，而后再排入水体，则可避免上述现象的发生，这就是所谓的硝化处理工艺。

废水中的有机氮和氨氮之和，叫做基耶达氮（TKN），是测定废水氨氮和有机氮的分析项目，且以氮的mg/L计。基耶达氮与硝酸氮及亚硝酸氮的和叫做总氮。硝化只能转化氮在废水中的存在形式，而不能使废水的总氮减少。只有在硝化的基础上再进行脱氮处理，才能降低废水中的总氮。城市污水的TKN值一般为15～50mg/L，其中非溶解部分约占40%。

城市污水中的含氮化合物浓度及常规处理法的去除效率见表5-5。

表 5-5　　城市污水中氮的形态、浓度及去除效率

氮的形态	原污水	一级处理出水		二级处理出水	
	(mg/L)	(mg/L)	去除率(%)	(mg/L)	去除率(%)
有机氮	10～25	7～20	10～40	3～6	50～80
溶解的	4～15	4～15	0	1～3	50～80
非溶解的	4～15	2～9	40～70	1～5	50～80
氨　氮	10～30	10～30	0	10～30	0
亚硝酸氮	0.1	0.1	0	0～0.1	0
硝酸氮	0～0.5	0～0.5	0	0～0.5	0
总　氮	15～50	15～40	5～25		25～55

活性污泥法工艺系统中的消化工艺，一般有结合式硝化和分段式硝化两种形式。在一个曝气池内，同时完成碳氧化和硝化的方法叫结合式消化。在两个曝气池内，分别完成碳氧化和硝化的方法叫分段式硝化。

结合式硝化工艺系统属于延时曝气，运行的可靠性较分段式为低，为保证出水水质，需在沉淀池后增加过滤设施；污泥量较少，需氧量较大，曝气池总容积较分段式为大，适用于污水流量较小的场合。生物固体停留时间是负荷设计标准，一般$t_s=7\sim10$d。

结合式硝化工艺流程见图5-22。

分段式消化工艺，可分别控制碳氧化和硝化过程的环境条件，并使之达到最佳运行状态，运行较为可靠。适用于流量较大的场合。

分段式消化工艺流程图见图5-23。

分段硝化与脱氮工艺设计参数见表5-6。

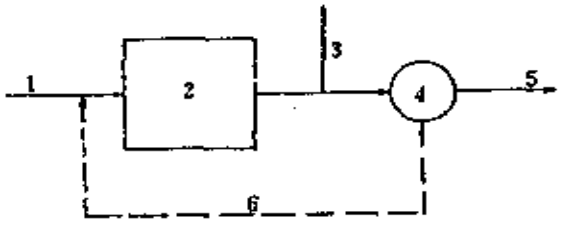


图 5-22　结合式硝化工艺流程图

1—进水；2—结合式曝气池；3—剩余污泥；4—沉淀池；5—出水；6—回流污泥

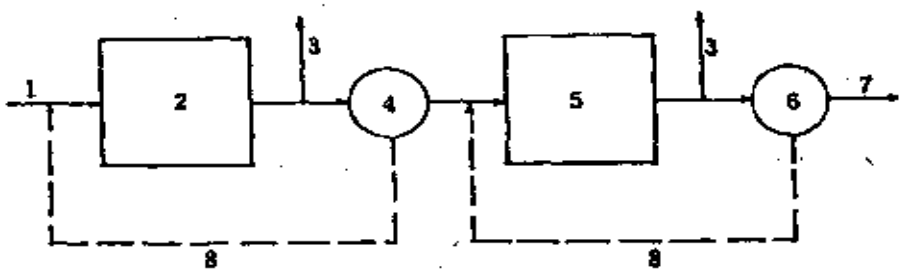


图 5-23　分段式硝化工艺流程图

1—进水；2—碳氧化曝气池；3—剩余污泥；4—沉淀池；5—硝化曝气池；6—硝化出水沉淀池；7—硝化出水；8—回流污泥

表 5-6　　分段硝化与脱氮工艺设计参数

处理阶段	t，(d)	曝气时间 (h)	MLVSS (mg/L)	pH	回流比 (%)
碳氧化	2～5	1～3	1000～2000	6.5～8.0	25～100
硝　化	10～25	0.3～3	1000～2000	7.4～8.6	50～100
脱　氮	1～5	0.2～2	1000～2000	6.5～7.0	50～100

【例题 5-12】 分段硝化曝气池的计算。

（一）已知条件

（1）进水流量$Q=75700\text{m}^3/\text{d}$；

（2）进水$BOD_u=200\text{mg/L}$，(L_0)；

（3）进水$TKN=20\text{mg/L}$；

（4）出水$BOD_u=10\text{mg/L}$，(L_e)；

（5）反应速度常数$k=0.04\text{L/(mg·d)}$(20℃)；

（6）微生物自身氧化系数$k_d=0.05d^{-1}$（20℃）；

（7）污泥产率系数$y=0.5$（异养微生物）；

（8）临界运转温度$t=16℃$；

（9）碳氧化阶段运转pH = 7.6；

（10）硝化阶段运转pH = 7.0；

（11）硝化效率应达到95%。

（二）设计计算

1. 碳氧化阶段

1. 亚硝酸菌最大比增长速率的修正值$(\mu_{max})_{NS}$

假定在20℃时$(\mu_{max})_{NS}=0.4d^{-1}$，相应的最佳pH值$(pH)_{opt}=8.2$。实际运转中的pH = 7.6。

$$\text{pH修正系数}=\frac{1}{1+0.04(10^{(pH)_{opt}-pH}-1)}$$

$$=\frac{1}{1+0.04(10^{8.2-7.6}-1)}$$

$$=0.892$$

温度修正系数$=10^{0.033(t-20)}=10^{0.033(16-20)}=0.737$

修正后的$(\mu_{max})_{NS}=0.4\times0.892\times0.737=0.262(d^{-1})$

2. 发生硝化作用的临界运转生物固体停留时间$(t_s^m)_N$

$$(t_s^m)_N=\frac{1}{(\mu_{max})_{NS}}=\frac{1}{0.262}=3.8(d)$$

在分段硝化工艺中的碳氧阶段，应防止硝化作用的发生，故实际运转中的$(t_s)_N$应小于$(t_s^m)_N$。依经验，本例取$(t_s)_N=2d$。

3. 比底物利用速率U

根据临界运转温度$t=16℃$修正k_d值

$$k_d=0.05\times1.05^{t-20}=0.05\times1.05^{16-20}=0.041(d^{-1})$$

$$U=\frac{1/(t_s)_N+k_d}{y}=\frac{\frac{1}{2}+0.041}{0.5}=1.08(d^{-1})$$

4. 碳氧化阶段出水中的溶解性有机物浓度L_e

根据临界运转温度修正k值（$t=16℃$）

$$k=(k)_{20℃}(1.03)^{t-20}=0.04\times1.03^{16-20}$$

$$=0.035[L/(mg\cdot d)]$$

$$L_e=\frac{U}{K}=\frac{1.08}{0.035}=30.8(mg/L)$$

5. 碳氧化阶段的有机物去除效率η_{E0}

$$\eta_{E0}=\frac{L_0-L_e}{L_0}=\frac{200-30.8}{200}=84.6\%$$

6. 碳氧化阶段所需的曝气池容积V

假定MLVSS的浓度$x_V=2000mg/L$，则

$$V=\frac{Q(L_0-L_e)}{x_V U}=\frac{75700\times(200-30.8)}{2000\times1.08}$$

$$=5930\ (m^3)$$

7. 表观产率系数y_{obs}（异养菌）

$$y_{obs}=\frac{y}{1+k_d(t_s)_N}=\frac{0.5}{1+0.041\times2}$$

$$=0.46$$

8. 微生物固体（污泥）产量W_V

$$W_V=y_{obs}Q(L_0-L_e)\times10^{-3}$$

$$=0.46\times75700\times(200-30.8)\times10^{-3}$$

$$=5892\ (kg/d)$$

9. 碳氧化池每日排泥量Q_w（从曝气池排泥）

$$Q_w=\frac{W_V}{x_V}=\frac{5892}{2000\times10^{-3}}=2946\ (m^3/d)$$

10. 由于细菌细胞的合成而去除的氮量$0.122W_V$

$$0.122W_V=0.122\times5892=719(kg/d)$$

11. 碳氧化曝气池出水中氮的浓度 $[NH_4^+—N]$。

$$[NH_4^+—N]_0=\frac{\text{污水中含氮总量}-\text{细胞合成去除的氮量}}{Q}$$

$$=\frac{(TKN)Q\times10^3-0.122W_v\times10^6}{Q\times10^3}=\frac{20\times75700\times10^3-719\times10^6}{75700\times10^3}$$

$=10.5(mg/L)$(TKN以氮计)

12. 需氧量G'

$$G'=Q(L_0-L_e)-1.42W_v$$
$$=75700\times(200-30.8)\times10^{-3}-1.42\times5892$$
$$=4442\ (kg/d)$$

Ⅱ. 硝化阶段

1. 亚硝酸菌最大比增长速率的修正值$(\mu_{max})_{NS}$

假定在20℃时 $(\mu_{max})_{NS(20℃)}=0.4d^{-1}$，相应的最佳pH值$(pH)_{opt}=8.2$。实际运转中的pH=7.0。

$$pH修正系数=\frac{1}{1+0.04(10^{(pH)_{opt}-pH}-1)}$$
$$=\frac{1}{1+0.04(10^{8.2-7.0}-1)}=0.63$$

$$温度修正系数=10^{0.033(t-20)}=10^{0.033\times(16-20)}=0.737$$
$$(\mu_{max})_{NS}=0.4\times0.36\times0.737=0.186(d^{-1})$$

2. 运转温度$t=16$℃时的半速度常数k_N

$$k_N=10^{0.051t-1.158}=10^{0.051\times16-1.158}$$
$$=0.45(mg/L)(以氮计)$$

3. 达到预定硝化效率所需的生物固体停留时间t_s

$$\eta_{EN}=1-\frac{k_N}{[NH_4^+-N]_0[t_s(\mu_{max})_{NS}-1]}$$

$$0.95=1-\frac{0.45}{10.5[0.186t_s-1]}$$

$$t_s=9.98d,取t_s=10d$$

4. $t_s=10d$时的硝化效率η_{EN}

$$\eta_{EN}=1-\frac{0.45}{10.5\times(10\times0.186-1)}$$
$$=0.95=95\%$$

5. 硝化阶段所需曝气池容积V_N

$$V_N=\frac{y_N(Q-Q_w)([NH_4^+-N]_0-[NH_4^+-N]_e)}{(1/t_s)x_N}$$

式中 y_N——亚硝酸菌的产率系数，本例$y_N=0.05$；

x_N——硝化菌浓度，本例$x_N=100mg/L$。

则
$$V_N=\frac{0.05\times(75700-2946)\times(0.95\times10.5)}{\frac{1}{10}\times100}$$

$$=3629\ (m^3)$$

6. 硝化阶段异养微生物的工况

（1）比底物利用速率U

$$U=\frac{1/t_s+k_d}{y}=\frac{\frac{1}{10}+0.041}{0.5}=0.28\ (d^{-1})$$

（2）溶解性有机物出水浓度L_e

$$L_e=\frac{U}{K}=\frac{0.28}{0.035}=8(mg/L)<10mg/L\ (合格)$$

如此项计算结果大于预定出水水质浓度$L_e=10mg/L$ 的要求时，则可按所要求的L_e推算比底物利用速率U，并依此U值来确定运行所需的t_s值，而后再重复从 3 ～ 6 项的计算过程。

（3）异养微生物浓度x_H

$$x_H=\frac{(Q-Q_w)(L_0-L_e)}{UV_N}$$

$$=\frac{(75700-2946)\times(30.8-8)}{(0.28)\times(3629)}$$

$$=1632(mg/L)$$

（4）异养微生物的观测产率系数y_{obs}

$$y_{obs}=\frac{y}{1+k_dt_s}=\frac{0.5}{1+0.041\times10}=0.35$$

（5）异养微生物产量W_v

$$W_V = y_{obs}(Q - Q_w)(L_0 - L_e)$$

$$= 0.35 \times (75700 - 2964) \times (30.8 - 8) \times 10^{-3}$$

$$= 581(\text{kg/d})$$

7. 校核硝化菌的浓度x_N

（1）硝化菌在微生物总量中所占的比例F_N

$$F_N = \frac{y_N \eta_{EN}[\text{TKN}_0 - 0.122 y_{obs}(L_0 - L_e)]}{y_{obs}(L_0 - L_e) + y_N \eta_{EN}[\text{TKN}_0 - 0.122 y_{obs}(L_e - L_0)]}$$

$$= \frac{0.05 \times 0.95[10.5 - 0.122 \times 0.35 \times (30.8 - 8)]}{0.35 \times (30.8 - 8) + 0.05 \times 0.95 \times [10.5 - 0.122 \times (38.8 - 8)]}$$

$$= 0.054$$

（2）硝化菌浓度x_N

$$x_N = \frac{1632}{1 - 0.054} - 1632 = 93 \ (\text{mg/L})$$

计算结果与原假设$x_N = 100\text{mg/L}$极为接近。

8. 需氧量G'

$$G' = (Q - Q_w)(L_0 - L_e) - 1.42 W_V + 4.57(Q - Q_w)\eta_{EN}(\text{TKN}_0)$$

$$= (75700 - 2964) \times (30.8 - 8) \times 10^{-3} - 1.42 \times 581$$

$$+ 4.57 \times (75700 - 2964) \times 0.95 \times 10.5 \times 10^{-3}$$

$$= 4150 \ (\text{kg/d})$$

本例的计算结果汇总于下表：

项　目	碳化阶段	硝化阶段	整个系统
曝气池容积（m^3）	5930	3629	9559
生物产量　（kg/d）	5892	581	6473
需氧量　（kg/d）	4442	4150	8592

Ⅲ. 碳氧化池、硝化池的主要尺寸

1. 碳氧化池

容积$V = 5930\text{m}^3$

有效水深$H_1 = 3.0\text{m}$，超高$H_2 = 0.5\text{m}$

池宽$B = 4.0\text{m}$

池长$L=494\text{m}$

碳氧化池平面布置草图见图5-24。

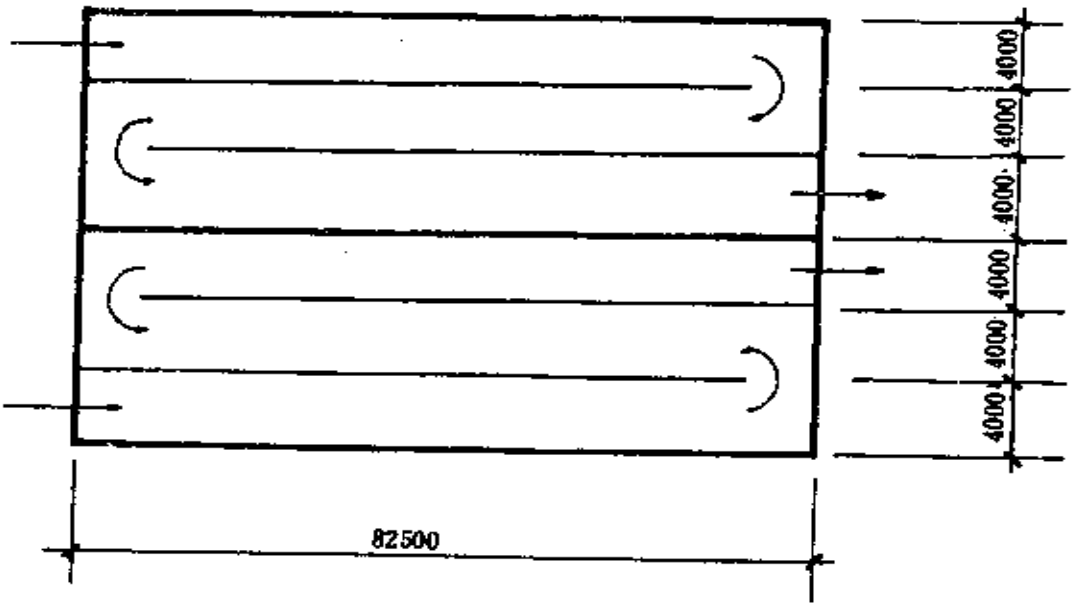


图 5-24 碳氧化池平面布置草图

2.硝化池

容积$V=3629\text{m}^3$

有效水深$H_1=3.0\text{m}$，超高$H_2=0.5\text{m}$

池宽$B=3.0\text{m}$

池长$L=408\text{m}$

硝化池平面布置草图见图5-25。

【例题 5-13】 结合式硝化曝气池的计算。

（一）已知条件

（1）进水流量$Q=75700\text{m}^3/\text{d}$；

（2）进水$\text{BOD}_u=200\text{mg/L}$，($L_0$)；

（3）进水$\text{TKN}=20\text{mg/L}$；

（4）出水溶性$\text{BOD}_u=10\text{mg/L}$，($L_e$)；

（5）反应速率常数$k=0.04\text{L/(mg·d)}$，(20℃)；

（6）异养微生物产率系数$y=0.5$；

（7）微生物自身氧化系数$k_d=0.05\text{d}^{-1}$，(20℃)；

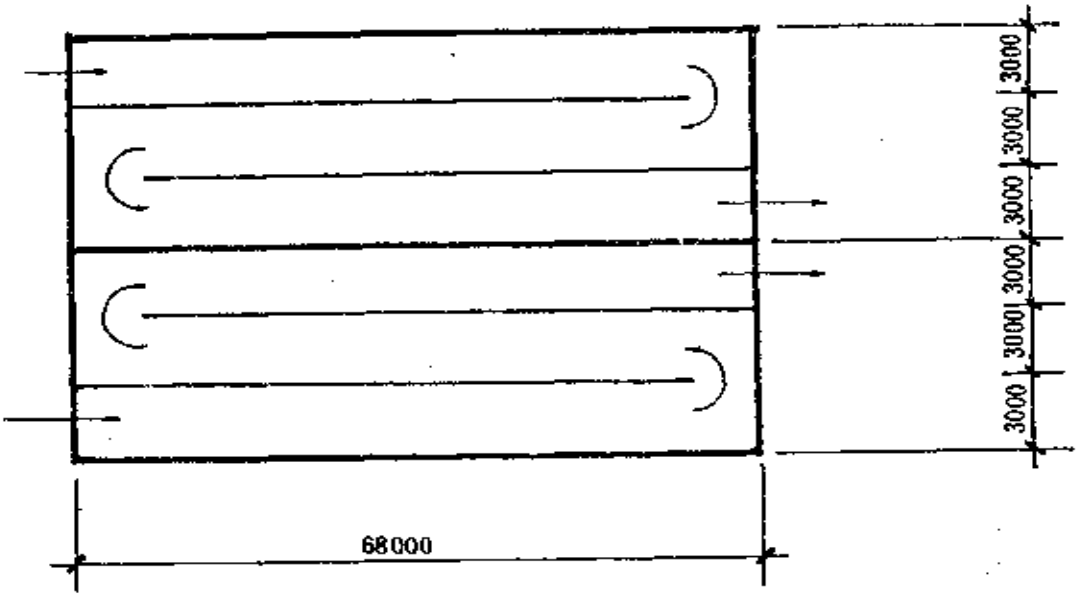


图 5-25　硝化池平面布置草图

（8）临界运转温度$t=16℃$；

（9）硝化运转的pH=7.0；

（10）硝化效率应达到95%。

（11）亚硝酸菌的最大比增长速率 $(\mu_{max})_{NS(20℃)(pH)_{opt}}=0.4d^{-1}$。

（二）设计计算

1.亚硝酸菌最大比增长速率的修正值 $(\mu_{max})_{NS}$

已知在20℃时 $(\mu_{max})_{NS(20℃)}=0.4d^{-1}$，相应的pH最佳值 $(pH)_{opt}=8.2$。实际运转的pH=7.0

$$\text{pH修正系数}=\frac{1}{1+0.04(10^{(pH)_{opt}-pH}-1)}$$

$$=\frac{1}{1+0.04\times(10^{8.2-7.0}-1)}$$

$$=0.63$$

$$\text{温度修正系数}=10^{0.033(T-20)}=10^{0.033\times(16-20)}$$

$$=0.737$$

$$(\mu_{max})_{NS}=0.4\times0.36\times0.737=0.186(d^{-1})$$

2. 达到预定出水水质所需的比底物利用速率U

根据运转温度$t=16℃$修正k值

$$k=(k)_{20℃}\ (1.03)^{t-20}=0.04\times1.03^{16-20}$$

$$=0.035[L/(mg\cdot d)]$$

$$U=kL_e=0.035\times10=0.35(d^{-1})$$

3. 对应于U的t_s

根据运转温度修正k_d值($t=16℃$)

$$k_d=0.05\times1.05^{t-20}=0.05\times1.05^{16-20}=0.041(d^{-1})$$

$$\frac{1}{t_s}=yU-k_d=0.5\times0.35-0.041$$

$$t_s=7.5d$$

按照经验，取$t_s=10d$为全年运转的泥龄。

4. 与$t_s=10d$相应的比底物利用速率U及实际的L_e

$$U=\frac{\frac{1}{t_s}+k_d}{y}=\frac{\frac{1}{10}+0.041}{0.5}=0.28\ (d^{-1})$$

$$L_e=\frac{U}{k}=\frac{0.28}{0.035}=8(mg/L)<\text{应达到的}L_e=10mg/L$$

5. 异养菌的表观产率系数y_{obs}

$$y_{obs}=\frac{y}{1+k_dt_s}=\frac{0.5}{1+0.041\times10}=0.35$$

6. 微生物固体（污泥）产量W_V

$$W_V=y_{obs}Q(L_0-L_e)$$

$$=0.35\times75700\times(200-8)\times10^{-3}$$

$$=5087\ (kg/d)$$

7. 由异养菌细胞合成所去除的氮$0.122W_V$

$$0.122W_V=0.122\times5087=621(kg/d)$$

8. 为硝化过程提供的氮 [NH_4^+-N]

$$[NH_4^+-N]=\frac{\text{污水中含氮总量}-\text{细胞合成去除的氮量}}{Q}$$

$$= \frac{(\mathrm{TKN})Q - 0.122W_V}{Q}$$

$$= \frac{20 \times 75700 \times 10^3 - 621 \times 10^6}{75700 \times 10^3}$$

$$= 11.8(\mathrm{mg/L})$$

9. 校核硝化效率η_{EN}

运转温度$t = 16℃$时的半速度常数K_N为

$$K_N = 10^{0.051(t)-1.158} = 10^{0.051\times 16-1.158}$$

$$= 0.45(\mathrm{mg/L})(\text{以氮计})$$

$$\eta_{EN} = 1 - \frac{K_N}{[\mathrm{NH_4^+ - N}][t_s(\mu_{max})_{NS} - 1]}$$

$$= 1 - \frac{0.45}{11.8 \times (10 \times 0.186 - 1)} = 1 - \frac{0.45}{10.14} = 0.96 = 96\%$$

用 $t_s = 10\mathrm{d}$，可满足硝化效率的要求。

10. 结合式硝化过程所需曝气池体积V（完成碳氧化）

$$V = \frac{Q(L_0 - L_e)}{xU}$$

式中 x——结合式硝化曝气池中的生物固体浓度，查表5-6，取

$$x = 2000\mathrm{mg/L\ (VSS)}$$

则

$$V = \frac{75700 \times (200 - 8)}{2000 \times 0.28} = 25954(\mathrm{m^3})$$

11. 在结合式曝气池中完成硝化所需曝气池体积V_N

（1）细菌总量中硝化菌所占比例F_N

$$F_N = \frac{y_N \eta_{EN}[\mathrm{NH_4^+ - N}]}{y_{obs}(L_e - L_0) + y_N E_N[\mathrm{NH_4^+ - N}]}$$

$$= \frac{0.05 \times 0.95 \times 11.8}{0.35 \times (200 - 8) + 0.05 \times 0.95 \times 11.8}$$

$$= 0.008$$

（2）硝化菌的浓度x_N

$$x_N = 0.008 \times 2000 = 16(\mathrm{mg/L})$$

（3）曝气池体积V_N

$$V_N=\frac{y_N Q\eta_{EN}[NH_4^+-N]}{x_N\frac{1}{t_s}}$$

$$=\frac{0.05\times75700\times0.95\times11.8}{16\times0.1}=26518(m^3)$$

与第10步的计算结果相比较，结合式硝化曝气池的体积采用26518m³为宜。

12.需氧量G'

$$G'=Q(L_0-L_e)-1.42W_V+4.57Q\eta_{EN}[NH_4^+-N]$$

$$=75700\times(200-8)\times10^{-3}-1.42\times5087+4.57\times75700$$

$$\times0.95\times11.8\times10^{-3}=11188(kg/d)$$

现将例题5-12与例题5-13的计算结果汇总于下表：

项　　目	分段硝化	结合式硝化
曝气池容积 (m³)	9559	26518
生物产量 (kg/d)	6473	5087
需氧量 (kg/d)	8592	11188

结合式硝化的曝气池容积、需氧量均较分段硝化为大，而污泥量较分段硝化为小。流量大时不宜采用结合式消化。

13.结合式硝化池的主要工艺尺寸

本例拟采用氧化沟来完成结合式硝化过程，如果运行得当，尚能兼有脱氮的效果。

结合式硝化池容积V_N=26518m³并分为两座，则单池的容积

$$V_1=\frac{V_N}{2}=\frac{26518}{2}=13259(m^3)$$

取氧化沟的水深为$H_1=3.35m$，池宽$B=7.3m$，则单池的总长度

$$L=\frac{V_1}{BH_1}=\frac{13259}{7.3\times3.35}=542(m)$$

结合式硝化氧化沟计算草图见图5-26。

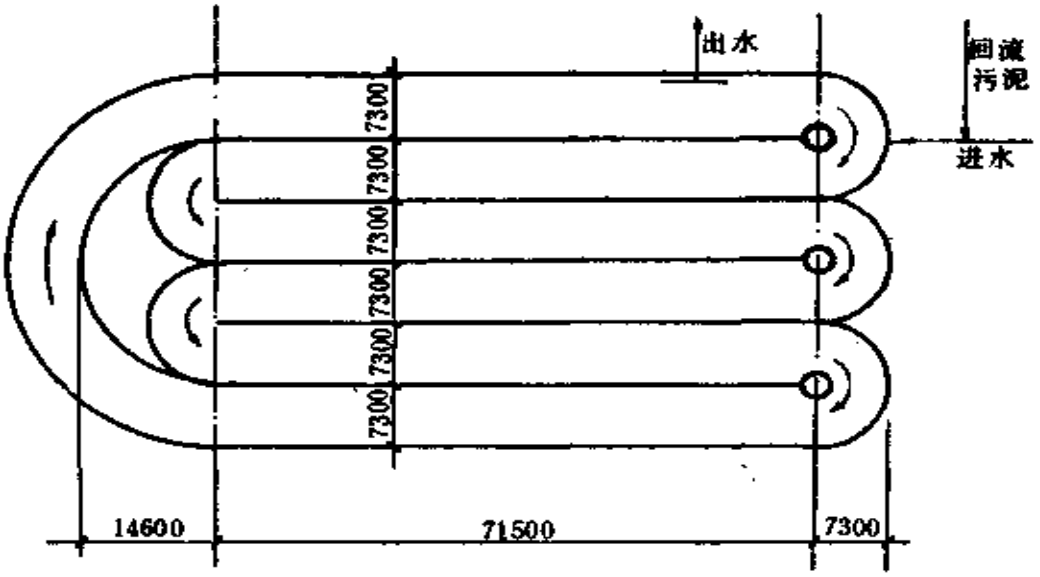


图 5-26　结合式硝化氧化沟计算草图

【例题 5-14】 分段硝化后续脱氮池的计算。

根据例题5-12的计算结果，进行后续脱氮单元的计算。

（一）已知条件

（1）进水流量$Q=75700m^3/d$（硝化池出水）；

（2）进水$BOD_u=8mg/L$（硝化池出水）；

（3）进水$N_0=10.5mg/L$（硝化池出水的硝酸氮）；

（4）应达到的脱氮效率$\eta=95\%$；

（5）临界运转温度$t=16℃$；

（6）脱氮阶段的运转pH=7.0；

（7）硝化池出水中的溶解氧DO的浓度$c_L=2mg/L$；

（二）设计计算

1. 临界运转温度$t=16℃$时的比脱氮速率U_{DN}

$$U_{DN}=0.07\times1.06^{t-20}=0.07\times1.06^{16-20}$$

$$=0.055(h^{-1})$$

2. 脱氮池的容积V_{DN}

$$V_{DN}=\frac{Q[N_0-(1-0.95)N_0]}{x_{DN}U_{DN}24}$$

式中 x_{DN}——脱氮池中的混合液挥发性悬浮固体浓度，查表5-6，取$x_{DN}=1000mg/L$，(VSS)。

则 $$V_{DN}=\frac{75700\times10.5\times0.95}{1000\times0.055\times24}=572(m^3)$$

3. 停留时间T

$$T=\frac{V_{DN}}{Q}=\frac{572}{75700}=0.18\ (h)$$

停留时间$T=0.2\sim2.0h$，本计算结果接近0.2h，基本合格。为安全起见，把脱氮池的工艺尺寸稍许加大即可满足停留时间的要求。

4. 污泥固体产量W_V

$$W_V=Q(0.53N_0+0.19\times2)\times10^{-3}$$
$$=75700\times(0.53\times10.5+0.19\times2)\times10^{-3}$$
$$=450(kg/d)$$

5. 污泥排放量Q_w(在脱氮池排泥)

$$Q_w=\frac{W_V}{x_{DN}}=\frac{450\times10^3}{1000}=450(m^3/d)$$

6. 泥龄t_s

$$t_s=\frac{V_{DN}}{Q_w}=\frac{572}{450}=1.27\ (d)$$

由表5-6知，$t_s=1\sim5d$，本计算结果合格。

7. 甲醇投加量M

$$M=Q(2.47N_0+0.87c_L)$$
$$=75700\times(2.47\times10.5+0.87\times2.0)\times10^{-3}$$
$$=2095\ (kg/d)$$

8. 脱氮池的主要工艺尺寸

(1) 脱氮池的容积$V=572m^3$，为保证停留时间，拟乘以安全系数1.2。工程中实际采用的脱氮池容积$V=1.2\times572=686m^3$，

此时的停留时间$T \approx 0.22$h。

（2）脱氮池分为两格运行，单格的容积为343m^3。

（3）脱氮池的有效水深$H_1 = 4.0$m，池宽$B = 4.0$m，池长$L \approx 21.5$m，超高$H_2 = 0.5$m。

脱氮池的计算草图见图5-27。

脱氮池应做成封闭式，在池顶设排气孔，用搅拌器使池中维持均匀混合。

脱氮池与分段硝化工艺组成分段硝化脱氮系统，其工艺流程见图5-28。

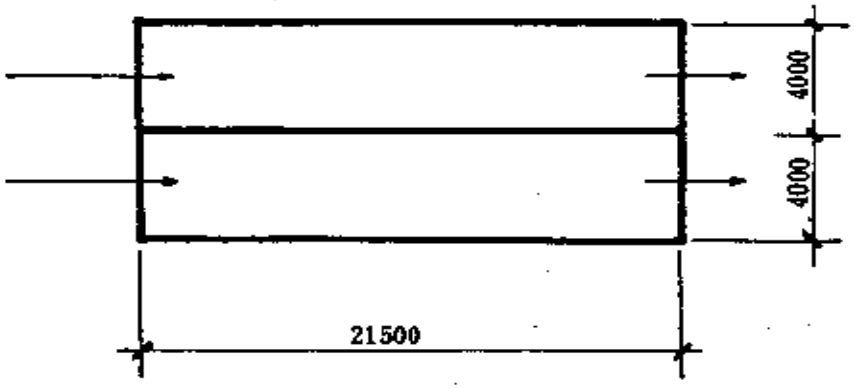


图 5-27　脱氮池计算草图

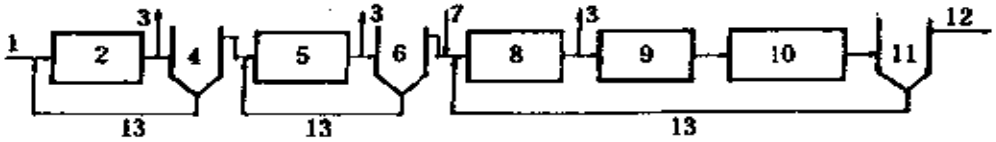


图 5-28　分段硝化脱氮工艺流程图

1—进水；2—碳氧化池；3—剩余污泥；4—沉淀池；5—硝化池；6—沉淀池；7—甲醇投加；8—脱氮；9—吹脱池；10—调整池；11—最终沉淀池；12—脱氮出水；13—回流污泥

§5-9　曝　气　设　备

在好氧活性污泥法工艺过程中，常用的供氧方法有鼓风曝气

法、机械搅拌法、鼓风曝气与机械搅拌并用法三种。

曝气设备应同时满足过程所需的供氧与搅拌两个方面的要求。

曝气设备设计的主要内容是曝气设备供氧量的计算和氧转移所需动力的计算。在计算曝气设备供氧量时，必须掌握各种曝气设备的单位氧转移速度，为此必须明确与氧饱和浓度及液体的氧总转移系数K_La有关的各因素间的相互关系。在计算曝气所需动力时，应掌握氧转移效率和氧转移的动力效率。

氧转移速度与氧饱和浓度c_s成正比关系，故确定曝气系统的c_s值是非常重要的。一般c_s系根据已有的数据确定的。在标准大气压下，氧在水中的饱和溶解度见表5-7。

表 5-7　　氧在水中的饱和溶解度

温度 (℃)	溶解氧量 (mg/L)	温度 (℃)	溶解氧量 (mg/L)	温度 (℃)	溶解氧量 (mg/L)	温度 (℃)	溶解氧量 (mg/L)
0	14.62	8	11.87	16	9.95	24	8.53
1	14.23	9	11.59	17	9.74	25	8.38
2	13.84	10	11.33	18	9.54	26	8.22
3	13.48	11	11.08	19	9.35	27	8.07
4	13.13	12	10.83	20	9.17	28	7.92
5	12.80	13	10.60	21	8.99	29	7.77
6	12.48	14	10.37	22	8.83	30	7.63
7	12.17	15	10.15	23	8.63		

各种曝气设备的曝气效率见表5-8。

选择曝气方法时应考虑如下问题：

（1）氧的利用速率低于40mg/(L·h)，可选用鼓风曝气法。

（2）氧的利用速率低于80mg/(L·h)，可选用表面曝气器。

（3）氧的利用速率大于80mg/(L·h)，可选用并用法。

曝气设备的设计程序一般为：

（1）计算需氧量；

（2）计算在额定条件下曝气设备应有的供氧能力；

（3）计算曝气所需的功率。

【例题 5-15】 曝气设备的计算。

表 5-8　　各种曝气设备的曝气效率

曝气设备类型	氧转移效率η_{EA}（%）	动力效率η_{EP} [$kgO_2/(kW\cdot h)$]
陶土扩散板（管），水深3.5m	10～12	1.6～2.6
绿豆砂、扩散板（管），水深3.5m	8.8～10.4	2.8～3.1
穿孔管 ϕ5mm，水深3.5m ϕ10mm，水深3.5m	6.2～7.9 6.7～7.9	2.3～3.0 2.3～2.7
竖管扩散器，ϕ19mm，水深3.5m	6.2～7.1	2.3～2.6
浅层曝气棚，水深3m		1.8～1.9
静态曝气器，水深4.5～6m	7～10	2.5～3.5
表面曝气叶轮式 大型 小型		1.51～1.82 1.82～2.13
平板式表面曝气器		3.0～3.4
转刷式		1.7～2.1
鼓风与机械并用式		1.22～1.82

（一）已知条件

（1）进入曝气池的生活污水量$Q = 10000m^3/d$（最高值）；

（2）进入曝气池的$BOD_5 = 150mg/L$（L_0）；

（3）BOD_5的去除效率$\eta = 90\%$；

（4）污泥负荷$N_S = 0.25d^{-1}$；

（5）曝气池的MLSS浓度为$x = 2000mg/L$；

（6）DO浓度$c_L = 2mg/L$；

（7）计算水温$t = 25℃$。

（二）设计计算

1. 进入曝气池的BOD_5总量

$$\frac{QL_0}{1000} = \frac{10000 \times 150}{1000} = 1500 \ (kg/d)$$

2. 曝气池内的MLSS总量

$$\frac{1500}{Ns}=\frac{1500}{0.25}=6000\ (\mathrm{kg/d})$$

3. 曝气池容积V

$$V=\frac{6000\times10^3}{x}=\frac{6000\times10^3}{2000}=3000\ (\mathrm{m^3})$$

4. 需氧量G

$$G=\frac{a'QrL_0}{1000}+b'\frac{x}{1000}V$$

式中 a'——去除1kgBOD_5所需要的氧量，本例取$a'=0.5$，并按$BOD_5/BOD_u=0.7$，把L_0折算为最终生化需氧量BOD_u；

b'——1kgMLSS在1d内所需氧量，本例取$b'=0.1\mathrm{d^{-1}}$。

则
$$G=\frac{0.5\times10000\times0.9\times150}{1000\times0.7}+0.1\times\frac{2000}{1000}\times3000$$

$$=1564.3\ (\mathrm{kg/d})$$

5. 采用鼓风曝气时的曝气池主要尺寸

池数$n=2$，有效水深$H=5\mathrm{m}$，池宽$B=6\mathrm{m}$，池长$L=50\mathrm{m}$。

6. 供氧量

采用穿孔管曝气装置，且安设在距池底0.2m处。已知曝气池的有效水深$H=5\mathrm{m}$，即穿孔管的浸没深度为4.8m。计算温度$t=25$℃。由表5-7查得，水温为20℃时的溶解氧饱和浓度$c_{s(20)}=9.2\mathrm{mg/L}$，水温为25℃时的溶解氧饱和浓度为$c_{s(25)}=8.38\mathrm{mg/L}$，穿孔管的氧转移效率$\eta_{EA}=0.06$。

穿孔管出口处的绝对压力p_b

$$p_b=1.013\times10^5+9.8\times4.8\times10^3=1.48\times10^5(\mathrm{Pa})$$

空气离开曝气池水面时氧的百分比O_t

$$O_t=\frac{21(1-\eta_{EA})}{79+21(1-\eta_{EA})}\times100\%=\frac{21\times(1-0.06)}{79+21\times(1-0.06)}$$

$$=20\%$$

曝气池中溶解氧平均饱和浓度$c_{sm(T)}$

$$c_{sm(20)} = c_{s(20)}\left(\frac{p_b}{2.026\times10^5}+\frac{O_t}{42}\right)$$

$$=9.2\times\left(\frac{1.48\times10^5}{2.026\times10^5}+\frac{20}{42}\right)=11.13(\text{mg/L})$$

$$c_{sm(25)} = 8.38\times1.21=10.16(\text{mg/L})$$

曝气装置在25℃脱氧清水中应有的供氧能力$G'_{(25)}$

$$G'_{(25)}=\frac{Gc_{sm(20)}}{\alpha(\beta c_{sm(25)}-c_L)1.024^{t-20}}$$

式中 c_L——废水中的溶解氧浓度，mg/L。

$$\alpha=\frac{\text{污水的}K_La_w}{\text{清水的}K_La}=0.85\text{（生活污水）}$$

$$\beta=\frac{\text{污水的}c_{sw}}{\text{清水的}c_s}=0.95\text{（生活污水）}$$

则

$$G'_{(25)}=\frac{1564.3\times11.13}{0.85\times(0.95\times10.16-2)\times1.024^5}$$

$$=\frac{17676.43}{6.5\times1.126}=2415.14(\text{kg/d})$$

7.计算供气量

$$G_s=\frac{G'_{(25)}}{0.21\times\eta_{EA}\times1.429}=\frac{2415.14}{0.21\times0.06\times1.429}$$

$$=134174\ (\text{m}^3/\text{d})$$

一般情况下用活性污泥法处理生活污水所需供给的空气量为3.5～15m³空气/m³ 污水。污泥负荷$Ns>0.3d^{-1}$时，去除每千克BOD_5约需30～60m³空气；污泥负荷$Ns<0.25d^{-1}$时，相当于延时曝气或硝化工艺过程，去除每千克BOD_5约需70～100m³空气。国内经验表明，去除每千克BOD_5约需氧1～2kg，当曝气设备的空气利用率为5%～10%时，去除1kgBOD_5将分别约需空气70～140m³或35～70m³。

8.校核每米³污水的需气量

$$\frac{134174(\text{空气})}{10000(\text{污水})}=13.4\ (\text{m}^3\text{空气}/\text{m}^3\text{污水})$$

9.校核每千克BOD_5的需氧量

$$\frac{2415.14}{1500}=1.61(\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5)$$

10.计算鼓风机配套电动机的理论输出功率P

$$P=\frac{1}{\eta}\left\{\frac{p_1G_s}{6120}\cdot\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}-1\right]\right\}$$

式中 G_s——供气量，m^3/min，$G_s=\frac{134174}{1440}=93.18\text{m}^3/\text{min}$；

p_1——空气进口处的绝对压力，mmH_2O；

p_2——空气出口处的绝对压力，mmH_2O，本例$p_2=10330+4800+1500=16630\text{mmH}_2\text{O}$，其中，$1500\text{mmH}_2\text{O}$为空气管道的压力损失（$500\text{mmH}_2\text{O}$）和扩散装置的压力损失（$1000\text{mmH}_2\text{O}$）之和；

η——电动机传动效率，一般$\eta=0.7$；

k——空气压缩指数，$k=1.40$。

则 $$P=\frac{1}{0.7}\times\left\{\frac{10330\times93.18}{6120}\times3.5\times\left[\left(\frac{16630}{10330}\right)^{0.286}-1\right]\right\}$$

$\approx118(\text{kW})$

11.鼓风机的选择

（1）鼓风机所需风压p

$$p=(5000-200+1500)\times9.8=6300\times9.8(\text{Pa})$$

（2）鼓风机的供气量应为$93.18\text{m}^3/\text{min}$。

（3）查表5-9，选用LG_{60}型罗茨鼓风机一台，电动机功率为75kW，备用一台；LG_{40}型罗茨鼓风机一台，电动机功率为115kW，备用一台；其风压均为$7000\times9.8\text{Pa}$。

12.采用表面曝气机时曝气池的主要尺寸

池数$n=6$，有效水深$H=5\text{m}$，池宽$B=10\text{m}$，池长$L=10\text{m}$。

13.计算表面曝气机在额定条件下应有的供氧能力G_0'：

$$G_0' = \frac{RC_{s(20)}}{\alpha(\beta C_{s(25)} - C_L)1.024^{25-20}}$$

$$= \frac{1564.3 \times 9.2}{0.85 \times (0.95 \times 8.4 - 2)1.024^5}$$

$$= 2506 \ (\mathrm{kg/d})$$

14.每个表面曝气机每小时供氧量G_0'

$$G_0' = \frac{2506}{6 \times 24} = 17.4 \ (\mathrm{kgO_2/h})$$

15.计算表面曝气机所需的功率

如采用平板式表面曝气机，查表5-8，取平板式表面曝气机的动力效率$\eta_{EP} = 3.0\mathrm{kgO_2/(kW \cdot h)}$；电动机传动效率为$\eta = 0.7$，则每台表面曝气机输出功率为

$$P' = \frac{1}{\eta} \cdot \frac{G_0'}{\eta_{EP}} = \frac{1}{0.7} \times \frac{17.4}{3.0}$$

$$= 8.3(\mathrm{kW})$$

16.查取曝气机参数

查图5 30知，供氧量为17.4$\mathrm{kgO_2/h}$时，平板叶轮式表面曝气机的直径$D = 1.4\mathrm{m}$，叶轮耗电7kW，折合动力效率$\eta_{EP} = \frac{17.4}{7} \approx 2.5\mathrm{kgO_2/h}$。电动机输出功率$P' = \frac{7}{0.7} = 10\mathrm{kW}$。

17.选择曝气机

6个曝气池，共选$D = 1.4\mathrm{m}$平板叶轮式表面曝气机6台，每台表面曝气机的功率为10kW。

18.空气管道的计算

活性污泥法工艺过程所需供给的空气量，采用空气管道从鼓风机房送入曝气池，空气干管的空气流速可采用10～15m/s，通向扩散装置的支管中空气流速可采用4～5m/s。

空气供给系统中的压力损失一般为14.7kPa，其中空气管道的压力损失为4.9kPa，空气扩散装置的压力损失为4.9～9.8kPa。根

据对一些计算资料的分析，只要空气干管与支管中的空气流速分别不超过10～15m/s和4～5m/s,并依此确定管径的空气供给系统，其压力损失一般均可保证在14.7kPa以下。故在空气管道的计算中，按空气流量与上述的空气流速确定管径即可，无需进行压力损失的计算。

鼓风机产品规格见表5-9。

泵型（*E*）曝气叶轮计算图见图5-29。

平板叶轮计算草图见图5-30。

卧轴曝气转刷计算图见图5-31，图5-32。

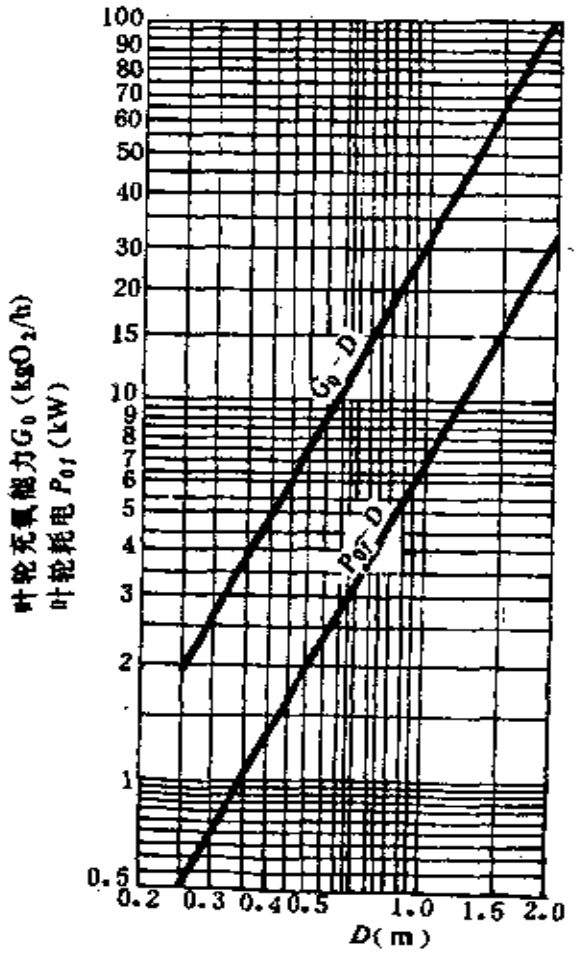
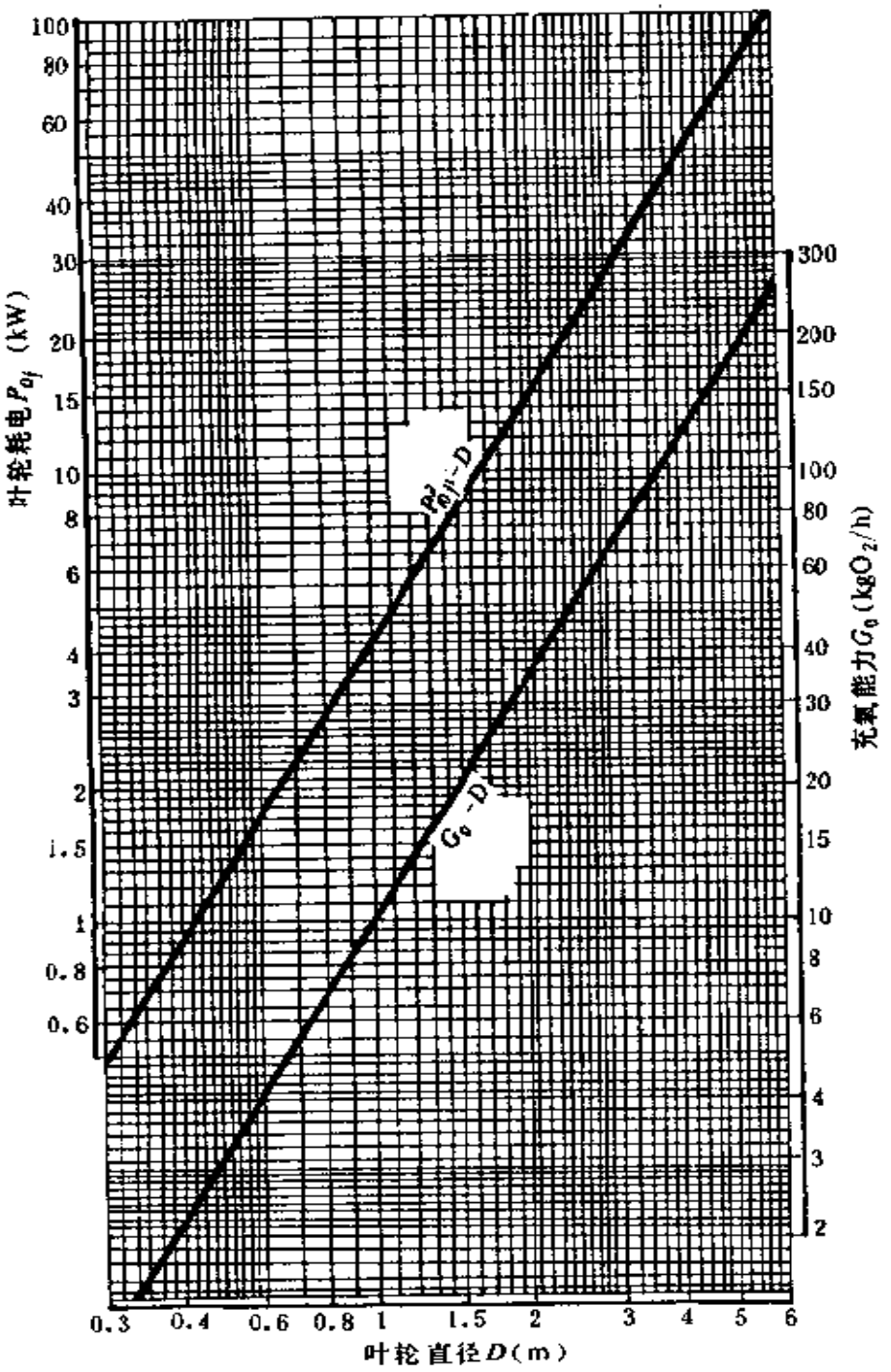
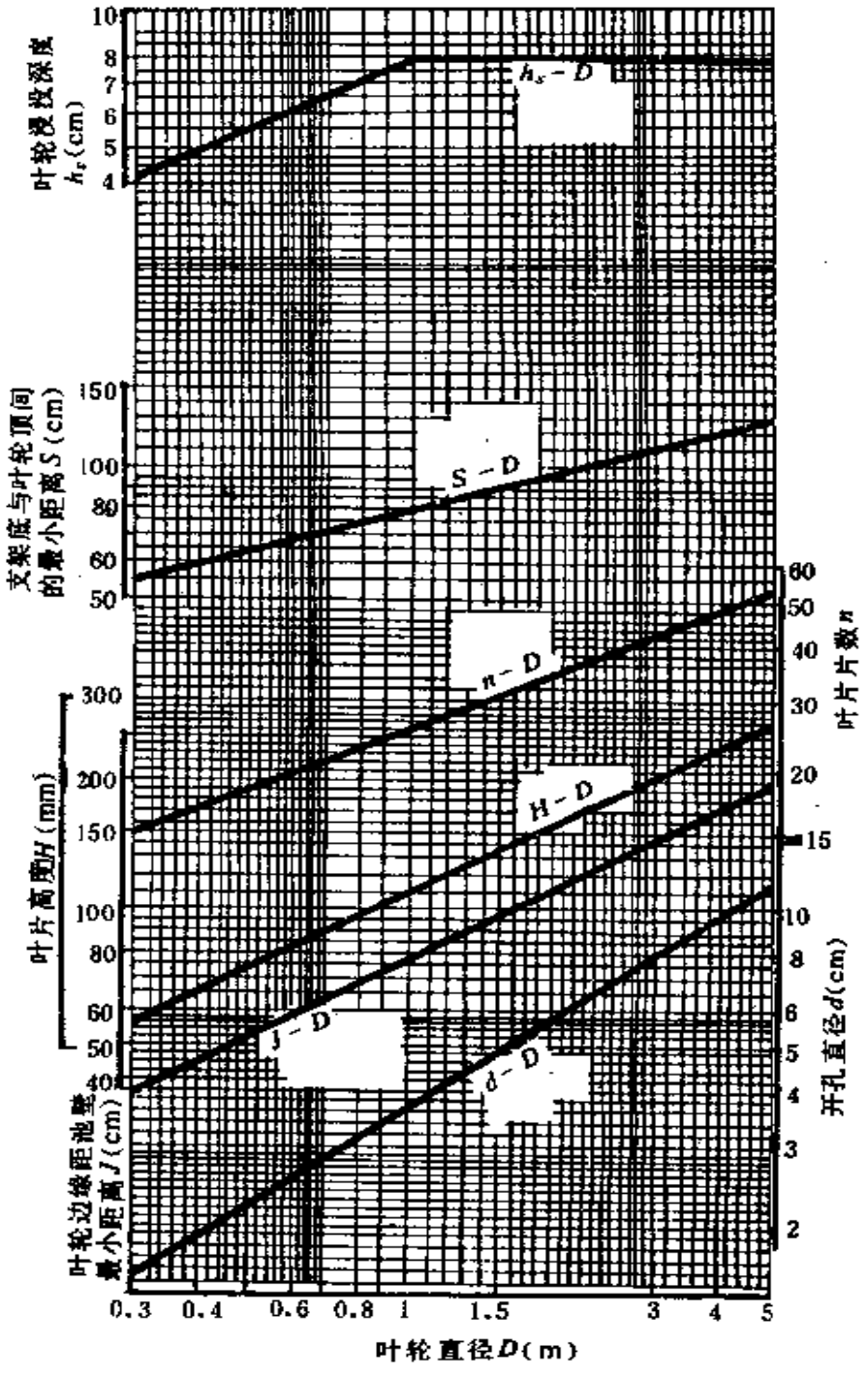


图 5-29　泵型（*E*）曝气叶轮计算图


叶轮耗电P_{0j}（kW）
充氧能力G_0（kgO$_2$/h）
P_{0j}-D
G_0-D
叶轮直径D（m）
100
80
60
40
30
20
15
10
8
6
4
3
2
1.5
1
0.8
0.6
300
200
150
100
80
60
40
30
20
15
10
8
6
4
3
2
0.3
0.4
0.6
0.8
1
1.5
2
3
4
5
6

(a)

图 5-30　平板叶轮


叶轮浸没深度 h_s(cm)
支架底与叶轮顶间的最小距离S(cm)
叶片高度H(mm)
叶轮边缘距池壁最小距离J(cm)
叶片片数n
开孔直径d(cm)
叶轮直径D(m)
h_s-D
S-D
n-D
H-D
J-D
d-D
10
8
7
6
5
4
150
100
80
60
50
300
200
150
100
80
60
50
40
60
50
40
30
20
15
10
8
6
5
4
3
2
0.3
0.4
0.6
0.8
1
1.5
3
4
5

(b)

计算图

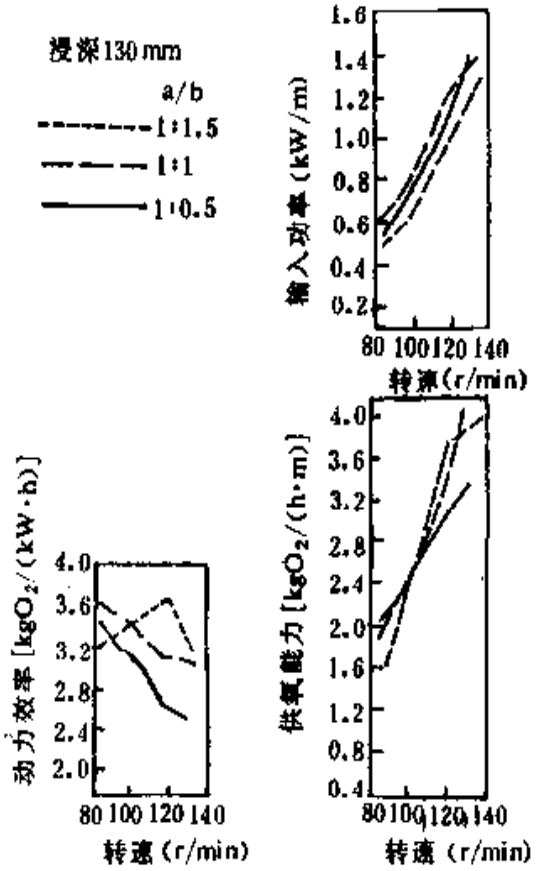


图 5-31　直径500 mm转刷计算图

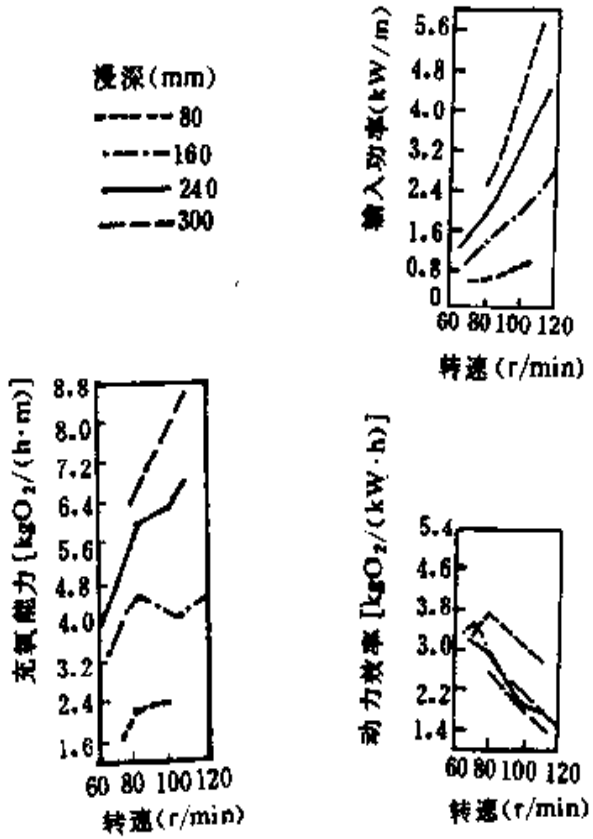


图 5-32　直径700 mm笼型转刷计算图

表 5-9　　鼓风机产品规格

型号	风量 (m^3/min)	风压 (9.8Pa)	电动机功率 (kW)	型号	风量 (m^3/min)	风压 (9.8Pa)	电动机功率 (kW)
LG5	5	3500	4.0	LG40	40	3500	40
		5000	7.5			5000	50
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	30				

§5-10　二　沉　池

二次沉淀池是好氧活性污泥处理工艺的重要组成部分。为使活性污泥处理过程有效运转，二沉池必须满足：

（1）使生物固体从液相中有效地分离出来；

（2）使回流到曝气池的生物固体在其中得到必要的浓缩以保证回流污泥具有较高的生物固体浓度。

如果二沉池中的固液分离过程效果不好，则从二沉池溢出的微生物固体将使整个二级处理的出水水质恶化；如果二沉池中的浓缩效果不好，则回流污泥将无法保证曝气池中生物固体的必要数量。因此二沉池既可控制二级处理的出水水质，又可保证曝气池所需的生物固体数量。以预定的处理水量除以通过试验求得的表面负荷，可以算得满足固液分离所需的二沉池面积，但是满足沉淀作用的二沉池不一定同时也能满足生物固体在其中应得到适当浓缩的要求，因为根据浓缩条件所求得的二沉池面积往往大于根据沉淀作用所求得的二沉池面积。故用固体通量理论来设计二沉池的面积可以同时满足沉淀与浓缩功能的要求。

二沉池一般采用带有刮吸泥装置的辐流式圆形池和平流式矩形池。辐流池的直径为3～60m，其直径与周边水深之比不小于6并不大于12，可做成中心进水周边出水、周边进水周边出水等形式。平流式二沉池各部分尺寸必须有一定的比例。

二沉池中同时进行着两种沉淀，即层状沉淀与压缩沉淀（浓缩）。层状沉淀满足澄清的要求，其沉淀速度采用通过试验所求定的泥水界面沉降速度。浓缩则用固体通量法来确定所需的浓缩面积，在二者中取其大者作为沉淀池的设计面积。

在没有试验数据的情况下，可用经验数据作为设计二沉池的参考数据。用表面负荷率计算二沉池的表面积时，设计流量应为污水的最大时流量，而不包括回流污泥的流量。进水中心管的设计应包括回流污泥的流量。二次沉淀池设计中采用的表面负荷率与固体通量参考值见表5-10。

表 5-10　二次沉淀池表面负荷率与固体通量的设计参考值

进水类型	表面负荷率 [$m^3/(m^2 \cdot d)$]		固体通量 [kg污泥/($m^2 \cdot h$)]		池深 (m)
	平均	高峰	平均	高峰	
生物滤池出水	16～24	40～48	3.0～5.0	8.0	3～4
活性污泥法出水(延时曝气除外)	16～32	40～48	3.0～6.0	9.0	3.5～5
延时曝气出水	8～16	24～32	1.0～5.0	7.0	3.5～5

平流沉淀池的最大水平流速为0.007m/s。

辐流沉淀池中心管出水孔周围所设挡板的直径应为沉淀池直径的15%～20%，其伸入水面以下的深度应不大于1.0m，以防偏流、股流及异重流的发生。

辐流沉淀池环形集水槽的最佳设置位置在距池中心为池半径的$\frac{2}{3}$～$\frac{3}{4}$处。堰口以下的水深应不小于3.1～3.7m。

出水堰的水力负荷不应超过250m^3/(m堰长·d)，在靠近出水堰处的上升流速应为3.7～7.3m/h，据此可决定平流沉淀池各条出

水堰的间距。

【例题 5-16】 用固体通量法计算二沉池。

（一）已知条件

（1）平均流量$Q = 21600m^3/d = 900m^3/h = 0.25m^3/s$；

（2）曝气池内的生物固体浓度$x = 4375mg/L$；

（3）二沉池底流生物固体浓度$x_r = 10000mg/L$；

（4）与二沉池相匹配的曝气池体积$V = 4702m^3$；

（5）表观产率系数$y_{obs} = 0.3125$；

（6）进入曝气池溶性$BOD_5 = 250mg/L$；

（7）流出曝气池溶性$BOD_5 = 15mg/L$，(L_e)；

（8）沉淀试验数据如下：

混合液悬浮固体浓度（mg/L）	1600	2500	2600	4000	5000	6000
起始沉降速度（m/h）	3.353	2.438	1.524	0.610	0.305	0.091

（二）设计计算

1. 由已知数据拟定重力沉降固体通量曲线

（1）绘制沉降试验数据曲线（如图5-33）

（2）利用沉降试验数据曲线即可获得绘制固体通量曲线所需的数据如下：

固体浓度 $x(g/m^3)$	1000	1500	2000	2500	3000	4000	5000	6000	7000	8000	9000
起始沉降速度 v_i(m/h)	4.0	3.5	2.8	1.8	1.14	0.55	0.31	0.2	0.13	0.094	0.07
固体通量 x_D,[kg/(m²·h)]	4.00	5.25	5.60	4.50	3.42	2.20	1.55	1.20	0.91	0.75	0.63

（3）根据（2）项求出的数据绘制固体通量与固体浓度关系曲线（如图5 34）

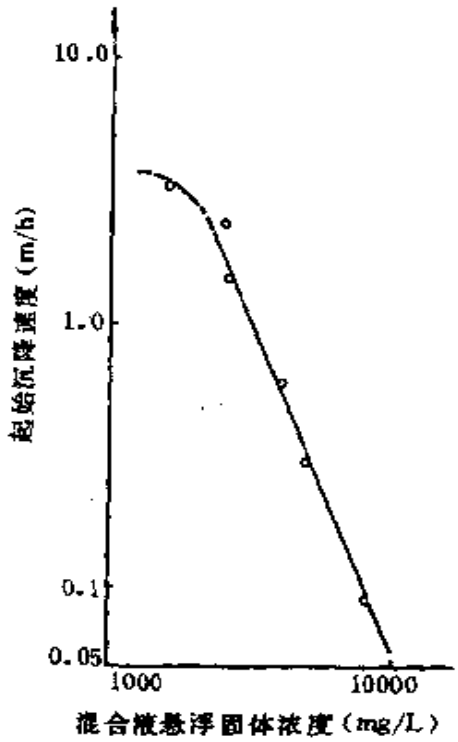


图 5-33　沉降试验数据曲线

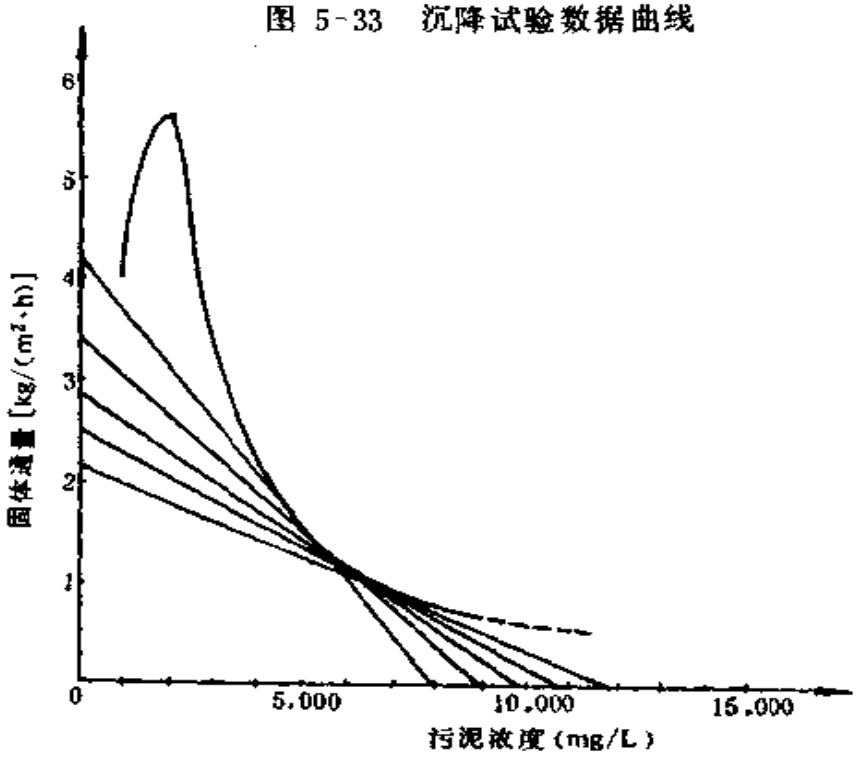


图 5-34　固体通量曲线

2. 用第1步中绘制出的固体通量曲线，确定底流浓度为8000～12000mg/L时的极限固体通量G_L值

（1）用几何作图法，通过所要求的底流浓度点引直线与固体通量曲线相切并与纵轴相交，该交点处的读数即为极限固体通量值（参见图5-34）。

（2）不同底流浓度时的极限固体通量（截距y）汇总如下：

底流浓度（mg/L）	8000	9000	10000	11000	12000
极限固体通量G_L[kg/(m²·h)]	4.2	3.4	2.85	2.5	2.1

3. 维持曝气池内悬浮固体浓度$x=4375$mg/L所需的回流比R

（1）曝气池进出水的生物固体物料平衡方程可用下式表示

$$Qx_0+Q_rx_r=(Q+Q_r)x$$

式中 Q——进水流量，m^3/s；

Q_r——回流量，m^3/s；

x_0——进水的悬浮固体浓度，g/m^3；

x_r——底流的悬浮固体浓度，g/m^3；

$Q_r=RQ$，$x_0=0$，所以上式可写为

$$RQx_r-4375RQ=4375Q$$

所以

$$R=\frac{4375}{x_r-4375}$$

（2）不同底流浓度相对应的回流比数值如下：

x_r(mg/L)	8000	9000	10000	11000	12000
x_r-4375 (mg/L)	3625	4625	5625	6625	7625
R	1.21	0.95	0.78	0.66	0.57

4. 确定不同底流浓度时所需要的澄清池浓缩面积A及回流比R

$$G=\frac{3600(1+R)Qx}{A\times10^3}$$

式中 G——所采用的平均固体通量，$kg/(m^2\cdot h)$；

R——回流比；

x——混合液悬浮固体浓度，g/m^3；

A——澄清池横断面面积，m^2；

假定$G=G_L$，且极限固体通量G_L已在第2步求得。列表计算所需要的澄清池面积如下：

x_r (mg/L)	8000	9000	10000	11000	12000
G_L[kg/(m²·h)]	4.2	3.4	2.85	2.5	2.1
R	1.21	0.95	0.78	0.66	0.57
A (m²)	2072	2258	2459	2615	2944

5. 求与第4步中计算固体负荷相应的表面负荷率

x_r(mg/L)	8000	9000	10000	11000	12000
固体负荷① [kg/(m²·h)]	4.2	3.4	2.85	2.5	2.1
表面负荷率② [m³/(m²·d)]	10.42	9.57	8.78	8.26	7.34

① 相当于极限固体通量。

② 表面负荷率以处理厂的废水流量和第4步中求出的澄清池面积为准。

6. 假定按底流浓度为10000g/m³进行最终设计，校核澄清条件

（1）如第5步所示，底流浓度为10000g/m³，表面负荷率等于8.78m³/(m²·d)，此值相当于沉降速度为0.37m/h。

（2）由图5-33所示沉降曲线可见，沉降速度0.37m/h相当于固体浓度为4700mg/L。因泥水界面固体浓度为4375mg/L，故澄清面积偏于安全。

7. 沉淀池的总深度H

（1）污泥区的正常贮泥深度H_1

假定在正常情况下，保留在二沉池内的污泥量为曝气池内生物固体总量的30%，污泥区平均固体浓度$\bar{x}=\frac{1}{2}(x+x_r)\approx\frac{1}{2}(4000+10000)=7000\text{mg/L}$，曝气池的容积$V=4702\text{m}^3$。

曝气池内的生物固体总量为xV

$$xV=4375\times4702\times10^{-3}=20571(\text{kg})$$

贮存在沉淀池内的固体量为$0.3xV$

$$0.3xV=0.3\times20571=6171\ (\text{kg})$$

沉淀池污泥区的正常贮泥深度H_1

$$H_1=\frac{0.3xV\times10^3}{A\bar{x}}=\frac{6171\times10^3}{2459\times7000}=0.36\ (\text{m})$$

（2）污泥区的高峰负荷贮泥深度H_2

在出现高峰流量与高峰生化需氧量的条件下，由于污泥处理设备能力的限制，一部分污泥必需贮存于二沉池内，设计时应考虑为存放这部分剩余污泥所需的二沉池容积。

根据统计资料可假定，以2.5倍平均流量而持续两天的高峰流量，与以1.5倍平均生化需氧量而持续两天的高峰生化需氧量同时出现。

在给定条件下的微生物固体产量W_V

$$W_V=y_{obs}Q'(L_0-L_e)$$

式中 $y_{obs}=0.3125$

$Q'=2.5\times21600=54000(\text{m}^3/\text{d})$

$L_0=1.5\times250=375(\text{mg/L})$

$L_e=15\text{mg/L}$

$W_V=0.3125\times5400\times(375-15)\times10^{-3}=6075(\text{kg/d})$

由于高峰流量要持续两天，故两天内产生的微生物固体量为$W_T=2W_V=6075\times2=12150(\text{kg})$。

贮存该污泥所需的二沉池深度H_2

$$H_2=\frac{W_T\times10^3}{\bar{x}A}=\frac{12150\times10^3}{7000\times2459}=0.70\ (\mathrm{m})$$

二沉池的总深度H

$$H=H_1+H_2+H_3+H_4$$

式中 H_1——正常运转时的贮泥深度为0.36m；

H_2——高负荷运转时的贮泥深度为0.70m；

H_3——二沉池内澄清区的最小允许深度为1.90m；

H_4——二沉池的超高为0.30m。

则 $$H=0.36+0.70-1.90+0.30=3.26\ (\mathrm{m})$$

取二沉池的总深度$H=3.3$m。

8.校核高峰流量时的表面负荷率

高峰流量$Q_p=2.5\times21600=54000(\mathrm{m^3/d})$

高峰时的表面负荷率$=\frac{Q_p}{A}=\frac{54000}{2459}=22\ [\mathrm{m^3/(m^2\cdot d)}]$

此值远低于表5-10中列举的典型高峰值。

9.二沉池设计计算结果汇总于下表

项　　目	数　值	项　　目	数　值
表面积（$\mathrm{m^2}$）	2459	极限固体通量 [$\mathrm{kg/(m^2\cdot h)}$]	2.85
深度①（m）	3.0	表面负荷率 [$\mathrm{m^3/(m^2\cdot d)}$]	
停留时间（平均）（h）	8.2	平均值	8.78
混合液悬浮固体（mg/L）	4375	高峰值	22

① 不包括超高。

10.确定二沉池的主要尺寸

二沉池的总表面积$A=2459\mathrm{m^2}$

采用四个辐流沉淀池，单池面积$A_1\approx624\mathrm{m^2}$

单池直径$D=28.2$m

径深比$\frac{D}{H}=\frac{28.2}{3}=9.4$，在6～12之间。

中心进水管$D_g=300$mm，排泥管$D_g=200$mm，出水管$D_g=$

400 mm

辐流式二沉池计算草图见图5-35。

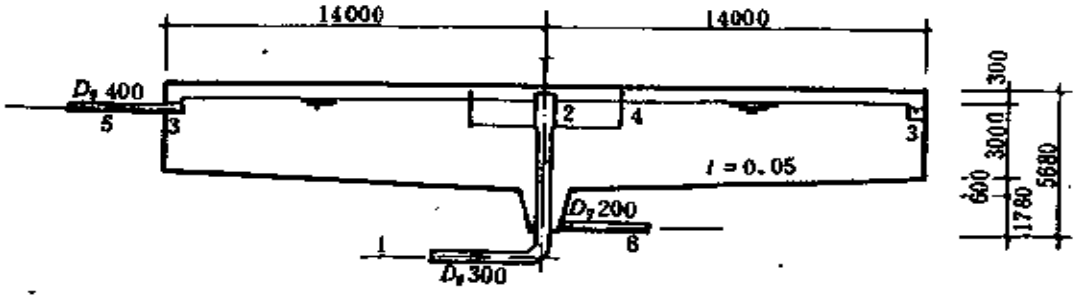


图 5-35 辐流式二沉池计算草图

1—进水管；2—进水口；3—出水集流槽；4—整流桶；
5—出水管；6—排泥管

第六章　好氧生物膜处理设施

好氧生物膜处理设施的类型很多，如滴滤池（即普通低负荷生物滤池）、高负荷生物滤池、塔式生物滤池、淹没式生物滤池（即生物接触氧化池）和生物转盘等。其共同的特点是利用好氧微生物进行污水处理，而这些微生物主要不是像活性污泥法那样悬浮生长于水中，而是主要生长在池中填料（或滤料、载体）的表面上，形成所谓的“生物膜”，对污水进行处理。

§6-1　滴　滤　池

滴滤池是由池体、填料、布水装置和排水系统四部分组成的（见图6-2）。

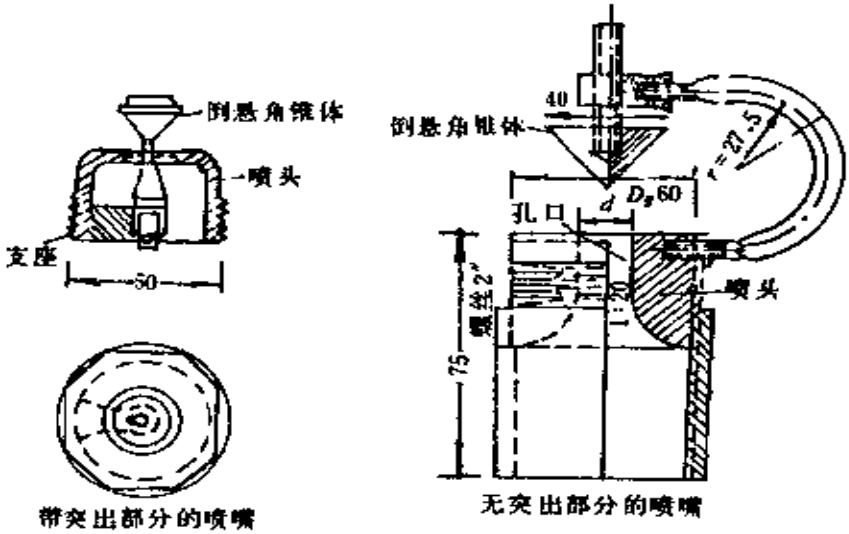


图 6-1　喷嘴

1．池体

平面形状可方、可圆，也可为矩形。池壁可为实墙，也可为

可通风的带孔墙。池壁应比滤料表面高出0.5～0.9 m以便挡风，保证布水均匀。

2. 填料

填料是生物膜的载体，要求耐腐蚀、耐压、比表面积大、孔隙率高，粒径为25～100 mm，当孔隙率为45%左右时，比表面积约为65～100 m^2/m^3。

3. 布水装置

布水装置有两类可供选择，一类是固定式喷嘴布水系统，另一类是移动式布水器。

固定式喷嘴布水系统由投配池（配水池）、配水管网和喷嘴

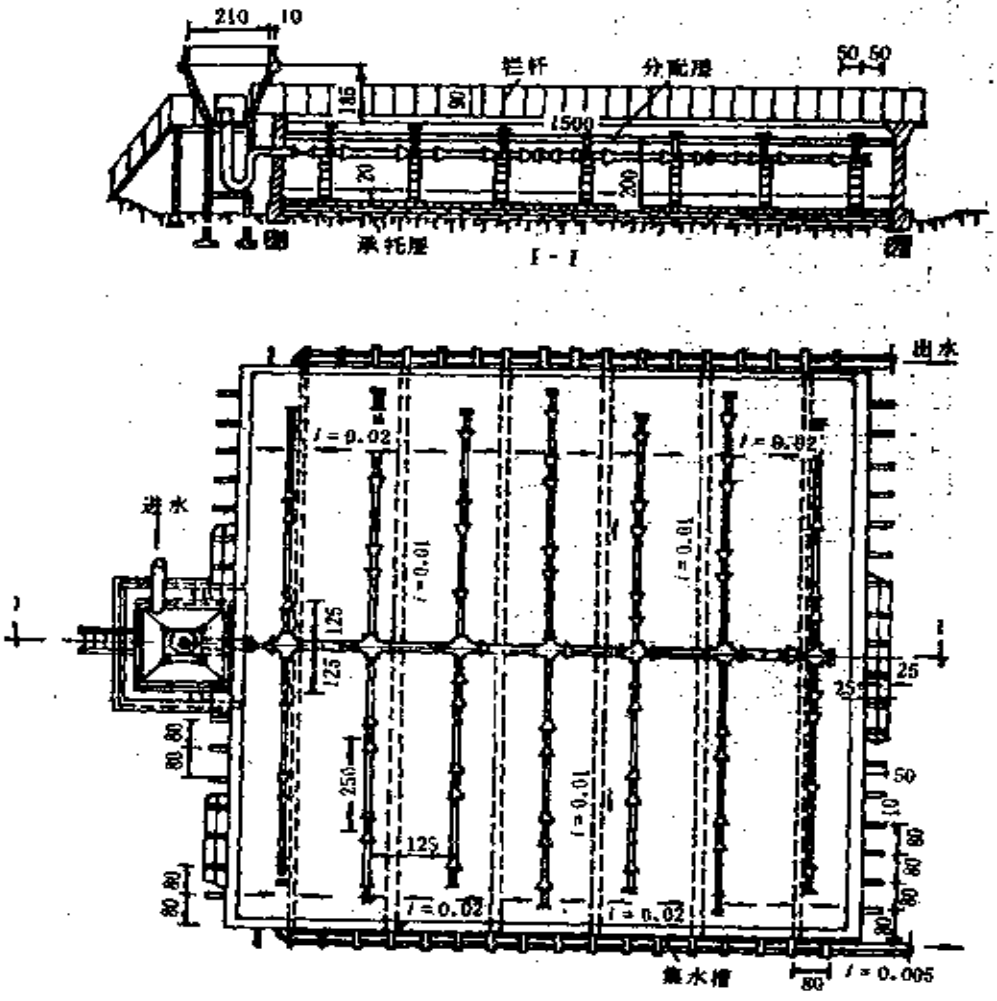


图 6-2 滴滤池系统（单位：cm）

三部分明成。投配池内有虹吸装置，借以自动地间歇配水。配水管网埋设在填料表面以下0.7～0.8m处，配水管有一定坡度，以便放空。喷嘴(见图1)由配水管接出，高出滤料表面0.15～0.2m，口径一般为15～25mm，顶装喷头，以使污水向四周洒布（见图6-1)。

移动式布水器是借静水压冲动水轮、沿池纵向往复移动，向池面洒布污水。近年很少应用。

4.排水系统

排水系统是指填料以下、池底以上的部分，包括渗水装置、集水沟和总排水沟。除排除滤出水之外，兼起滤池通风的作用。

渗水装置随所用材料的不同，可有不同形式，图6-3是常用的用混凝土板制成的渗水装置。

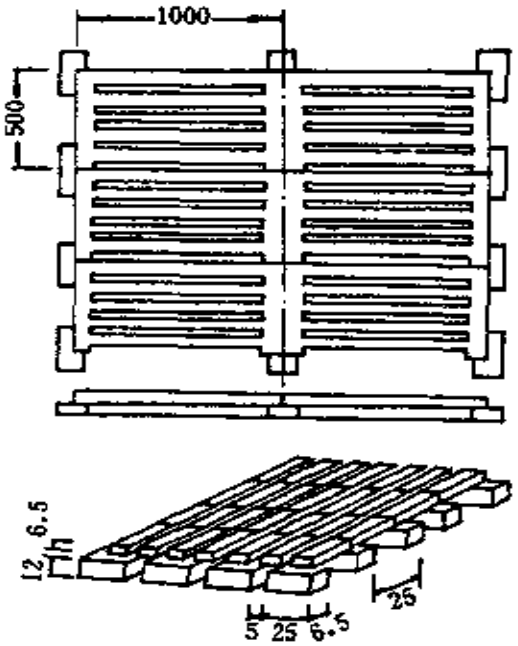


图 6-3 常用渗水装置

池底以1%～2%的坡度坡向集水沟。集水沟宽0.15m，间距2.5～4.0m，以0.5%～1.0%的坡度坡向总排水沟。总排水沟汇集各集水沟的污水，以不小于0.5%的坡度排出池外，总排水沟的断面下部过水、上部通风，通风断面面积应不小于总断面面积的50%。总排水沟内流速应不小于0.7m/s，以免淤积。对于小型滴滤池，池底可不设集水沟，而全池底作成1%坡度坡向总排水沟。

为保证通风，在滤池底部四周开设通风孔，其总面积不小于滤池表面积的1%。

滴滤池的设计中常采用以下数据及措施：

（1）滤池个数或分格数$m\leqslant 2$，且按同时工作计。

（2）填料体积按平均日污水量计算。

（3）对于生活污水，水力负荷采用1～3m^3/(m^2·d)。

（4）在正常气温下，填料的BOD_5容积负荷一般为150～300gBOD_5/(m^3·d)，对于生活污水，当无具体资料时，可按表6-1选用。

表 6-1　生活污水冬季平均水温为10℃时填料的容积负荷

年平均气温（℃）	容积负荷〔gBOD_5/(m^3·d)〕
3～6	100
6.1～10	170
>10	200

注　1. 若污水冬季平均温度T不低于6℃，则上表数值应乘上$T/10$。
2. 当处理工业污水与生活污水的混合污水时，应考虑工业污水的影响。

（5）滴滤池填料的工作层与承托层总计1.5～2.0m高，其中，工作层：层厚1.3～1.8m，粒径25～40mm；承托层：层厚0.2m，粒径70～100mm。

（6）渗水装置排水孔隙的总面积应不小于滴滤池表面积的20%，其下方至池底净距不小于0.3m。

（7）排水系统的要求如前述。

（8）必要时，应考虑滤池的采暖、防冻和防蝇等措施，如加池盖等。

（9）对于固定式喷嘴布水系统，应满足以下要求：

①喷嘴一般交错布置(如图6-4)，喷嘴的间距$L_1=1.732R$，排距$L_2=1.5R$（R为每个喷嘴的喷洒半径）。

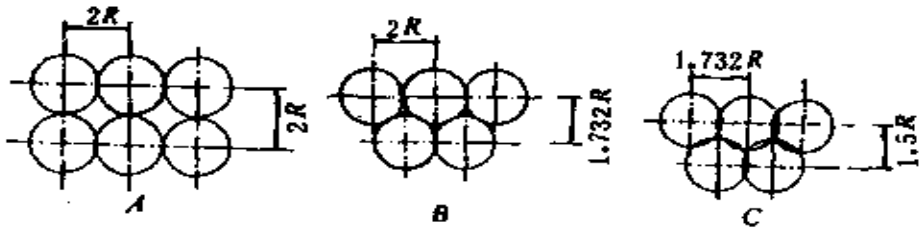


图 6-4　喷嘴布置形式

②对于大中型滴滤池，在污水最大设计流量时，喷水周期一般为5～8min；对于中小型滤池，喷水周期一般在15min以内。喷水周期中，喷洒时间一般为1～5min，其余为休歇时间。

③配水管所需自由水头，起端需1.5m，末端需0.5m。

【例题 6-1】 滴滤池的设计计算。

（一）已知条件

某城镇设计人口 N = 100000 人，最大污水流量为200L/s，平均日流量 Q = 10000m³/d，总变化系数 K_z = 1.55。污水经初次沉淀池后出水的 BOD_5 = 16g/(人·d)，(L_a)。当地碎石可充作滤池填料，当地年平均气温 t 为 +8℃。

（二）设计计算

1.每人所需填料体积 V_2

由表6-1得填料的容积负荷

$$q_V = 170 \times t/10$$

$$= 170 \times 8/10 = 136 \quad [gBOD_5/(m^3 \cdot d)]$$

所以

$$V_2 = \frac{L_a}{q_V}$$

$$= \frac{16}{136} = 0.118 \ (m^3/人)$$

2.所需滤料总体积 V

$$V = V_2 N = 0.118 \times 100000 = 11800 \ (m^3)$$

3.滴滤池有效池面积 A

设滤料层总高 H = 2.0m，则

$$A = \frac{11800}{2.0} = 5900 \ (m^2)$$

4.按水力负荷 q 校核滤池面积

$$q = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{10000}{5900} = 1.69 [m^3/(m^2 \cdot d)]$$

q 在 1 ~3 $m^3/(m^2 \cdot d)$之间，符合要求。

5. 滤池平面尺寸

设滤池数 m = 6 个，则每个滤池的面积

$$A_2 = \frac{A}{m}$$

$$= \frac{5900}{6} = 983\ (m^2)$$

取滤池平面尺寸为 $L \times B \approx 49\,m \times 20\,m$

6. 每个滤池的填料体积 V_1'

$$V_1' = LBH$$

$$= 49 \times 20 \times 2 = 1960\ (m^3)$$

7. 每个滤池的污水负荷 q_0

$$q_0 = \frac{Q_{max}}{m}$$

$$= \frac{200}{6} = 33.3(L/s)$$

8. 滤池渗水系统及排水系统的构造及安排

按照前述规定设置。

9. 滤池的布水系统

另见例题6-2。

【例题 6-2】 滴滤池固定式喷嘴系统的计算。

（一）已知条件

滴滤池的尺寸及条件如例题6-1。

（二）设计计算

1. 喷嘴最大自由水头 $H_{1(max)}$

设喷嘴系统最大静压力 $H \approx 2.8\,mH_2O$，又配水管网之水头损失占总损失的50%，则

$$H_{1(max)} = H(1 - 50\%)$$

$$= 2.8 \times (1 - 50\%)$$

$$= 1.4\ (mH_2O)$$

2. 每个喷嘴的喷洒面积 A_0

取喷嘴口径为19mm，由图6-5，对应于水头为1.4m、口径为19mm的喷嘴喷洒面积 $A_0 = 6m^2$。

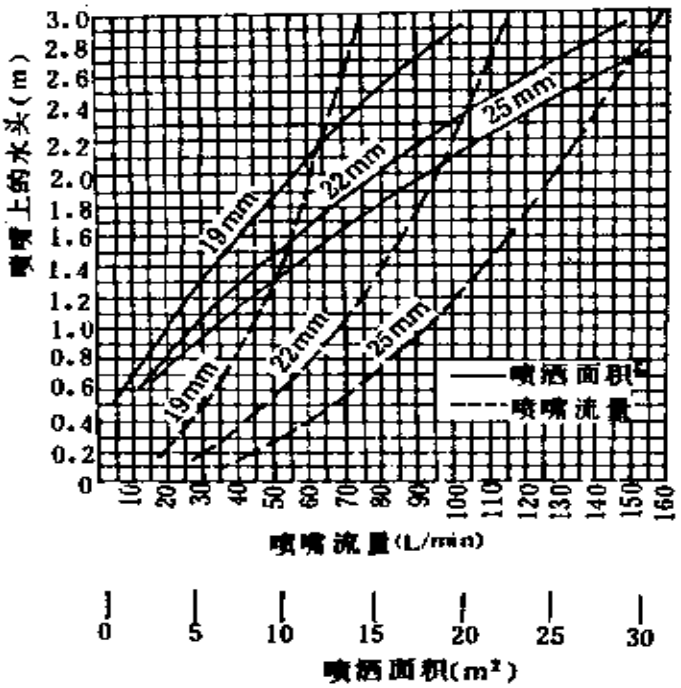


图 6-5 固定喷嘴计算用曲线

3. 每个喷嘴的喷洒半径 R

喷洒半径的大小随喷嘴布置方式而不同，在图6-4的三种布置形式中，第三种（c）最为常用，其各喷嘴喷洒面积等于圆内接正六角形的面积，即

$$A_0 = \frac{0.866R \times R}{2} \times 6 = 2.6R^2$$

所以

$$R = \frac{\sqrt{A_0}}{1.61} = \frac{\sqrt{6}}{1.61} = 1.52(m)$$

4. 喷嘴间距 L_1

$$L_1 = 1.732R$$
$$= 1.732 \times 1.52 = 2.64(m)$$

5. 喷嘴排距 L_2

$$L_2 = 1.5R = 1.5 \times 1.52 = 2.28(m)$$

6. 每排喷嘴的个数n_1

$$n_1 = \frac{L}{L_1}$$

$$= \frac{49}{2.64} = 18.56 \approx 19$$

7. 每个滤池喷嘴的排数n_2

$$n_2 = \frac{B}{L_2}$$

$$= \frac{20}{2.28} = 9$$

8. 实际采用的喷嘴间距L_1'

$$L_1' = \frac{L}{n_1}$$

$$= \frac{49}{19} = 2.58\,(\mathrm{m})$$

9. 实际采用的喷嘴排距L_2'

$$L_2' = \frac{B}{n_2}$$

$$= \frac{20}{9} = 2.22\,(\mathrm{m})$$

10. 每个滤池喷嘴总个数

$$n = n_1 n_2 = 19 \times 9 = 171$$

11. 喷嘴最大流量q_{max}

由图6-5，当最大自由水头$H = 1.4\ \mathrm{mH_2O}$时，对应的喷嘴最大流量$q_{max} = 52\mathrm{L/min} \approx 0.9\mathrm{L/s}$。

12. 进入每个滤池的最大污水量Q'_{max}

$$Q'_{max} = q_{max}\, n$$

$$= 0.9 \times 171 = 153.9\ (\mathrm{L/s})$$

13. 投配池最大出水量Q_{max}

设两个滤池合用一个投配池，则

$$Q_{max} = 2Q'_{max}$$

$$= 2 \times 153.9 = 307.8\ (L/s)$$

投配池个数为 $n' = m/2 = 6/2 = 3$

14.进入投配池的最大流量 Q_0

$$Q_0 = \frac{QK_z}{86400n'}$$

$$= \frac{10000 \times 1.55}{86400 \times 3} = 0.06\ (m^3/s)$$

15.投配池最小出水量 Q_{min}

$$Q_{min} = 1.5Q_0 = 1.5 \times 0.06 = 0.09\ (m^3/s) = 90L/s$$

16.每个滤池的最小进水量 Q'_{min}

$$Q'_{min} = \frac{Q_{min}}{2}$$

$$= \frac{90}{2} = 45\ (L/s)$$

17.最小流量时的自由水头 H_{min}

$$H_{min} = H_{max}\frac{Q^2_{max}}{Q^2_{min}}$$

$$= 1.4 \times \frac{0.09^2}{0.3078^2} = 0.119(mH_2O) < 0.2mH_2O$$

为防止堵塞改用 $H_{min} = 0.5mH_2O$，则投配池的最小出水量为

$$Q_{min} = Q_{max}\sqrt{\frac{H_{min}}{H_{max}}}$$

$$= 0.3078\sqrt{\frac{0.5}{1.4}} = 0.184\ (m^3/s)$$

18.投配池平均出水量 Q_m

$$Q_m = \frac{Q_{max} + Q_{min}}{2} \times 1.1$$

$$= \frac{0.3078 + 0.184}{2} \times 1.1 = 0.27\ (m^3/s)$$

式中、1.1为增大系数。

19.投配池容积V

设喷嘴喷洒时间$T_1=1.5\ \mathrm{min}$，则

$$V=(Q_m-Q_0)t_1\times 60$$
$$=(0.27-0.06)\times 1.5\times 60$$
$$=18.9(\mathrm{m}^3)$$

20.充满投配池需要的时间T_2

$$T_2=\frac{V}{Q_0 60}$$
$$=\frac{18.9}{0.06\times 60}=5.25(\mathrm{min})$$

21.投配池的工作周期T

$$T=T_1+T_2$$
$$=1.5+5.25=6.75(\mathrm{min})$$

22.配水管水头损失H_2

（1）绘出滴滤池投配系统及喷嘴布置图（见图6-6），并对管段节点编号。

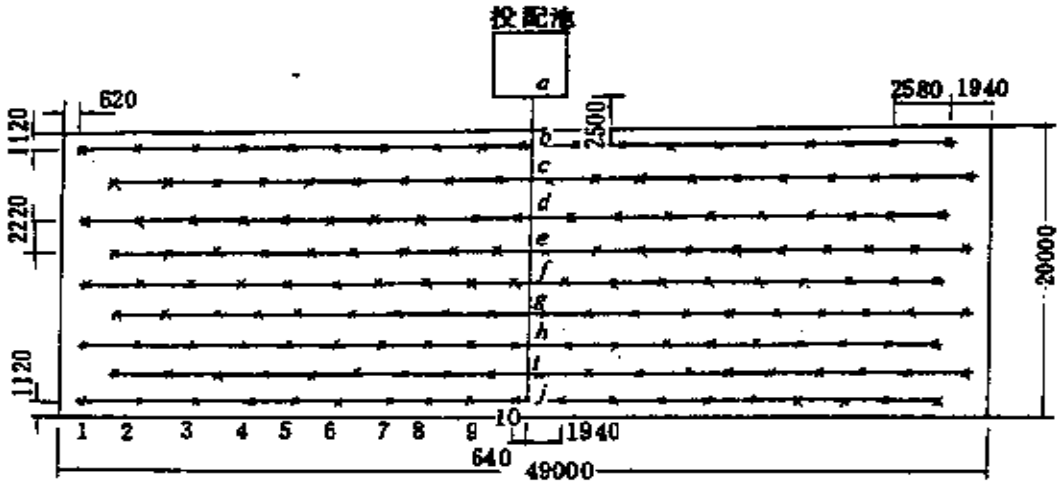


图 6-6 滴滤池投配系统及喷嘴布置

（2）列表标出各管段并逐一计算其沿程损失及局部损失，见表6-2。

表 6-2　　固定式喷嘴系统配水管网计算表

管段及节点标号	流量 q (L/s)	管径 d (mm)	流速 v (m/s)	管段长度 L (m)	沿程水头损失		局部水头损失	
					$1000i$	L_i (10^{-3} m)	ξ	h_z (mH_2O)
a	307.8	600	1.09	2.00	2.31	5.02	2.50	0.151
a-b	153.9	400	1.23	2.50	4.91	13.23	0.15	0.011
b	153.9~136.8	400×100	1.23~1.09	四　通			0.21	0.016
b-c	136.8	400	1.09	2.22	4.24	9.41		
c	136.8~119.7	400×100	1.09~0.95	四　通			0.24	0.015
c-d	119.7	400	0.95	2.22	3.32	7.37		
d	119.7~102.6	400×100	0.95~0.82	四　通			0.25	0.012
d e	102.6	400	0.82	2.22	2.51	5.57		
e	102.6~85.5	400×100	0.82×0.89	四　通			0.31	0.01
e-f	85.5	350	0.89	2.22	3.46	7.68	0.15	0.006
f	85.5~68.4	350×100	0.89~0.97	四　通			0.36	0.01
f-g	68.4	300	0.97	2.22	4.95	10.99	0.15	0.007
g	68.4~51.3	300×100	0.97~0.73	四　通			0.43	0.021
g-h	51.3	300	0.73	2.22	2.91	6.46		
h	51.3~34.2	300×100	0.73~1.09	四　通			0.56	0.015
h-i	34.2	200	1.09	2.22	10.7	23.75	0.15	0.009
i	34.2~17.1	200×100	1.09~0.97	四　通			0.75	0.045
i j	17.1	150	0.97	2.22	12.7	28.19	0.15	0.0072
j	17.1~9.0	150×100	0.97~1.17	三　通			1.5	0.081
j-10	9.0	100	1.17	0.64	29.9	19.14		
10	9.0~8.1	100×50	1.17~1.05	三　通			0.1	0.008
10-9	8.1	100	1.05	2.58	24.4	62.95		
9	8.1~7.2	100×50	1.05~0.93	三　通			0.1	0.0056
9-8	7.2	100	0.93	2.58	19.6	50.57		
8	7.2~6.3	100×50	0.93~0.82	三　通			0.1	0.0044
8-7	6.3	100	0.82	2.58	15.3	39.47		
7	6.3~5.4	100×50	0.82~1.26	三　通			0.1	0.0034
7 6	5.4	75	1.26	2.58	49.8	128.48	0.15	0.014
6	5.4~4.5	75×50	1.26~1.05	三　通			0.1	0.009
6-5	4.5	75	1.05	2.58	35.3	91.07		
5	4.5~3.6	75×50	1.05~0.84	三　通			0.1	0.0056
5-4	3.6	75	0.84	2.58	23.2	59.86		
4	3.6~2.7	75×50	0.84~0.77	三　通			0.1	0.0036
4 3	2.7	70	0.77	2.38	22.6	58.31	0.15	0.0045
3	2.7~1.8	70~50	0.77~0.85	三　通			0.1	0.003

续表

管段及节点标号	流量 q (L/s)	管径 d (mm)	流速 v (m/s)	管段长度 L (m)	沿程水头损失		局部水头损失	
					$1000i$	L_i (10^{-3}m)	ζ	h_ζ (mH_2O)
3-2	1.8	50	0.85	2.58	37.8	97.52	0.15	0.055
2	1.8~0.9	50×50	0.85~0.72	三通			0.1	0.0037
2-1	0.9	40	0.72	2.58	39.0	100.62	0.15	0.0040
1	0.9	40×40	0.72~0.72	三通			1.5	0.0397
1-喷嘴管段	0.9	40	0.72	0.85	39.0	33.15		
Σ						858.81		0.5797

注 1.计算中管内流速控制在0.7~1.3m/s左右。
2.管径、流速、及沿程损失的计算利用钢管和铸铁管水力计算表。
3.管段1~4选用钢管，其余3~10和10~a选用铸铁管。
4.局部损失h_ζ的计算参见表6-3所给的ζ值及公式。

表6-3　　固定式喷嘴布水系统局部阻力计算用表

管段部位	局部损失系数 ζ	局部损失值h_ζ的计算公式	对公式中流速(m/s)的说明
投配池虹吸管全部	2.5	$h_\zeta=2.5\frac{v_0^2}{2g}$	v_0：虹吸管内流速
干管上的四通		$h_\zeta=\left(1-\frac{v_2^2}{v_1^2}\right)\frac{v_1^2}{2g}$	v_1：进口处流速 v_2：出口处流速
支管上的三通	0.1	$h_\zeta=0.1\frac{v_1^2}{2g}$	v_1：进口流速
丁字转弯（如图6-6中j点）	1.5	$h_\zeta=1.5\frac{v_2^2}{2g}$	v_2：进入支管的流速
渐缩管	0.15	$h_\zeta=0.15\frac{v^2}{2g}$	v：管内流速
最后的喷嘴（按转弯流动计）	1.5	$h_\zeta=1.5\frac{v_2^2}{2g}$	v_2：喷嘴流速

（3）由表6-2计算结果知

$$H_2=\sum(L_i)+\sum h_\zeta$$
$$=0.85881+0.5797=1.4385(mH_2O)$$
$$\approx 1.44\,mH_2O$$

实算的水头损失比开始假设的水头损失略大，两者的差值为

$$1.44-0.5\times 2.8=0.04(mH_2O)$$

23.从最远一个喷嘴到投配池的总水头H

$$H = H_{1(max)} + H_2$$

$$= 1.4 + 1.44 = 2.88(mH_2O)$$

24.最小流量时的水头损失H_2'

$$H_2' = H_2 \frac{Q_{min}^2}{Q_{max}^2}$$

$$= 1.44 \times \frac{184^2}{307.8^2} = 0.515(mH_2O)$$

25.投配池工作深度H_5(见图6-7)

$$H_5 = H - (H_{1(min)} + H_2')$$

$$= 2.88 - (0.5 + 0.515) = 1.865(m) \approx 1.9m$$

H_{1min}为最小流量时的最小水头，为防止喷嘴堵塞，$H_{1min} \geqslant 0.2m$，此处取0.5m。

26.虹吸管与配水干管直径

虹吸管与配水干管选用相同直径，即均采用$d = 600mm$，倒筒直径$D = 2d = 2 \times 600 = 1200mm$。

在图6-7中，取　$h_2 = 0.15m$

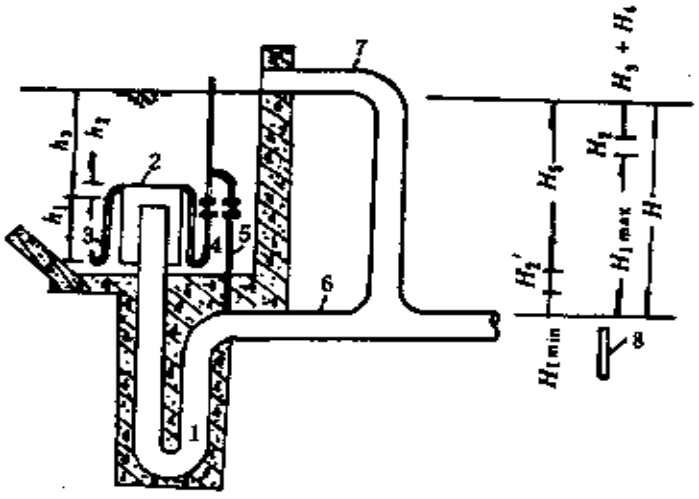


图 6-7　投配池计算草图

1—虹吸管；2—倒筒；3—空气管；4—压力调整管；5—连接管；6—配水干管；7—溢流管；8—喷嘴

$$h_1 = \frac{H_5(10d^2 + D^2 h_2 + d^2 H)}{D^2(10 + h_2) + d^2 H}$$

$$= \frac{1.9 \times (10 \times 0.6^2 + 1.2^2 \times 0.15 + 0.6^2 \times 2.88)}{1.2^2 \times (10 + 0.15) + 0.6^2 \times 2.88}$$

$$= 0.589\ (\text{m})$$

$$\approx 0.6\ \text{m}$$

$$h_3 = H_5 - h_1$$

$$= 1.9 - 0.6$$

$$= 1.3\ (\text{m})$$

27. 投配池尺寸

由19计算得投配池容积$V = 18.9\ \text{m}^3$，查图6-8估得投配池顶边长为4.4 m，底边长为1.75 m。

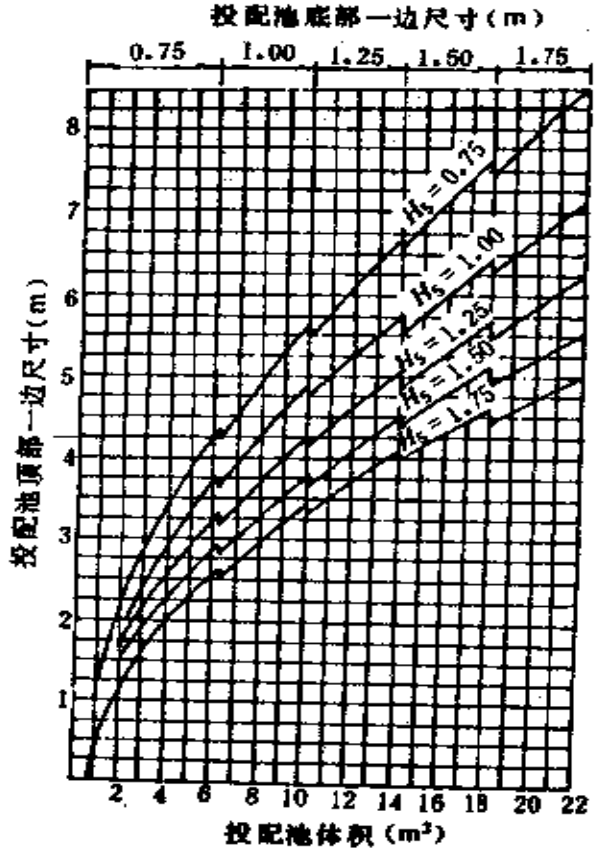


图 6-8 投配池尺寸图

28. 校核投配池容积

$$V=\frac{1}{3}H_5(A_1+A_2+\sqrt{A_1A_2})$$

$$=\frac{1}{3}\times 1.9\times(4.4^2+1.75^2+\sqrt{4.4^2\times 1.75^2})$$

$$=19.08(m^3)\approx 18.9m^3$$

§6-2 高负荷生物滤池

高负荷生物滤池是在滴滤池之后发展起来的，它与滴滤池相比，负荷能力大大提高了：有机负荷一般为滴滤池的6～8倍，水力负荷为滴滤池的10倍。因而体积和占地面积都可减少，而且没有滤池蝇的烦扰。两者全面比较见表6-4。

表 6-4 高负荷生物滤池与滴滤池的比较

项目	滴滤池	高负荷生物滤池
有机负荷相对比例	1	6～8
水力负荷相对比例	1	10
BOD去除率（%）	85～95	75～90
填料高度限制	1.5～2.0m	2～4 m或更高
占地面积	大	较小
滤池容积	大	较小
卫生条件	差	好
要否出水回流	不要	一般要
对进水BOD_5的限制		<200 mg/L
填料粒径及孔隙率	较小	较大
生物膜生长快慢	较慢	快
常用布水形式	固定式喷嘴布水	旋转布水器

高负荷生物滤池的构造如图6-9所示。

高负荷生物滤池设计中常采用如下数据及措施：

（1）设计污水量按平均日污水量计算。

（2）进水BOD_5值应小于200 mg/L，否则多用出水回流进行稀释。

（3）填料最好选用表面光滑的，如卵石等。

（4）填料层厚度一般为2～4m。当采用自然通风时，一般不应大于2m，其中，工作层：厚1.8m，填料粒径40～70mm；承托层：厚0.2m，填料粒径70～100mm。

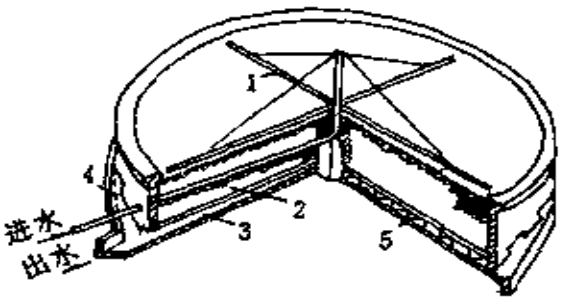


图 6-9 高负荷生物滤池构造

1—旋转布水器；2—滤料；3—集水沟；4—总排水沟；5—渗水装置

（5）设计负荷：①容积负荷一般不宜大于1200 $gBOD_5/(m^3 \cdot d)$；②面积负荷一般为1100～2000 $gBOD_5/(m^2 \cdot d)$；③水力负荷一般为10～30 $m^3/(m^2 \cdot d)$。

（6）旋转布水器按最大设计污水量计算。

（7）每架布水器的布水横管数为2～4根。

（8）布水器直径$D_2 = D - 200$（D为滤池内径），布水横管长$L = D_2/2$（见图6-10）。

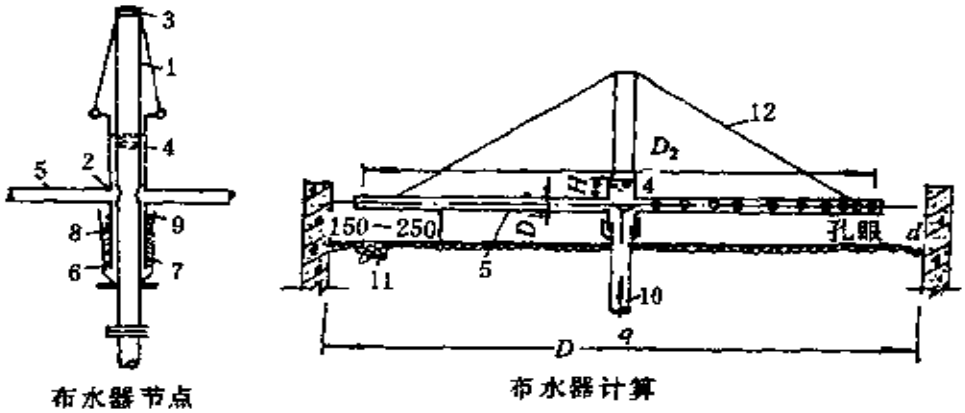


图 6-10 旋转布水器

1—固定竖管；2—出水孔；3—轴承；4—转动套管；5—布水横管；6—固定杯；7—水银；8—滚珠；9—甘油；10—进水管；11—填料；12—拉杆

（9）布水横管直径$D_1 = 50 \sim 250mm$。

（10）布水横管上的布水小孔直径$d = 10 \sim 15mm$。

（11）布水横管高出填料层表面0.15～0.25m。

（12）布水小孔间距不等，靠近池边最小，靠向中心处渐大，一般从75mm增大到300mm，具体间距应通过计算确定。

（13）当布水器直径D_2=10～40m时，布水器的水头损失或布水器所需压力一般为0.2～1.0m。

【例题 6-3】 高负荷生物滤池设计计算。

（一）已知条件

某城市设计人口N=75000人，排水量标准q=100L/(人·d)，BOD_5排出量L_a'=20g/(人·d)。市内另有一工厂，其废水量Q_i=2500m^3/d，BOD_5浓度L_a''=520mg/L，归入城市排水系统后一同用高负荷生物滤池处理。填料层厚度H=2m。处理后出水BOD_5浓度(L_e)要求不大于25mg/L。混合污水冬季平均温度为14℃，总变化系数K_Z=1.60。当地年平均气温为8℃。

（二）设计计算

1.混合污水平均日流量Q

$$Q=\frac{qN}{1000}+Q_i$$

$$=\frac{100\times75000}{1000}+2500=10000\ (m^3/d)$$

2.混合污水的BOD_5浓度L_a

$$L_a=\frac{L_a'N+L_a''Q_i}{Q}$$

$$=\frac{20\times75000+520\times2500}{10000}=280\ (mg/L)$$

今L_a>200mg/L，所以必须用出水回流的方式稀释进水，使其浓度降低至200mg/L。

3.经回流稀释后污水应达到的BOD_5浓度L_{a1}

稀释后进水BOD_5浓度L_{a1}是与要求的出水BOD_5浓度成比例的，该比例系数设为K，则

$$L_{a1}=KL_e$$

今H =2m，温度条件也已知，由表6-5查得K = 4.4，所以

$$L_{a1} = 4.4 \times 25 = 110\ (\mathrm{mg/L})$$

表 6-5　　高负荷生物滤池的K值

污水冬季平均温度 (℃)	年平均气温 (℃)	填料层高度H (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

4.回流稀释倍数 n

$$n = \frac{L_a - L_{a1}}{L_{a1} - L_e}$$

$$= \frac{280 - 110}{110 - 25} = 2$$

5.滤池所需总面积A

滤池面积负荷 q 一般为1100～2000 gBOD$_5$/(m^2·d)，今取 q = 1700 gBOD$_5$/(m^2·d)，则

$$A = \frac{Q(n+1)L_{a1}}{q}$$

$$= \frac{10000 \times (2+1) \times 110}{1700} = 1941\ (\mathrm{m^2})$$

6.填料总体积V

$$V = AH$$

$$= 1941 \times 2 = 3882\ (\mathrm{m^3})$$

7.每个滤池的面积A_1

采用滤池数n' = 4，则

$$A_1 = \frac{A}{n'}$$

$$= \frac{1941}{4} = 485\ (\mathrm{m^2})$$

8. 滤池直径 D

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

$$=\sqrt{\frac{4\times485}{\pi}}=24.8(\mathrm{m})$$

9. 校核水力负荷 q'

$$q'=\frac{Q(n+1)}{A}=\frac{q}{L_{a1}}$$

$$=\frac{1700}{110}$$

$$=15.5[\mathrm{m^3/(m^2\cdot d)}]>10\,\mathrm{m^3/(m^2\cdot d)}$$

若 $q'<10\,\mathrm{m^3/(m^2\cdot d)}$，应采取措施：或加大回流量以提高水力负荷，或减少填料高度以减少堵塞的可能。

【例题 6-4】 旋转式布水器的计算。

（一）已知条件

为例题6-3的高负荷生物滤池设计旋转式布水器。

（二）设计计算

1. 污水最大设计流量 Q_{max}

$$Q_{max}=K_Z Q$$

$$=\frac{1.60\times10000\times1000}{86400}$$

$$=185.2\ (\mathrm{L\ s})$$

2. 每个滤池的最大设计流量 Q_{1max}

$$Q_{1max}=\frac{Q_{max}}{n'}$$

$$=\frac{185.2}{4}=46.3(\mathrm{L/s})$$

3. 布水横管管径 D_1 和布水孔孔径 d

令每个滤池上设置一架布水器，每个布水器上设四根横管，横管管径 D_1 取为100mm。取布水小孔孔径 $d=15\,\mathrm{mm}$。

4. 旋转布水器直径 D_2

$$D_2 = D - 200$$

$$= 24800 - 200 = 24600(\text{mm}) = 24.6\text{m}$$

5. 每根布水横管上的布水小孔数目 m

$$m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{4d}{D_2}\right)^2}$$

$$= \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{4 \times 15}{24600}\right)^2} = 205$$

6. 各布水小孔至布水器中心的距离 r

（1）第1个布水小孔距中心的距离 r_1（“第1”的顺序是从中心向外）

$$r_1 = R_2\sqrt{\frac{1}{m}}$$

$$= \frac{24.6}{2}\sqrt{\frac{1}{205}} = 0.859\ (\text{m})$$

（2）第92个布水小孔距布水器中心的距离 r_{92}

$$r_{92} = \frac{24.6}{2}\sqrt{\frac{92}{205}} = 8.24(\text{m})$$

（3）第205个布水小孔的距离 r_{205}

$$r_{205} = \frac{24.6}{2}\sqrt{\frac{205}{205}} = 12.3(\text{m})$$

其余以此类推。

7. 布水器转速 n_r

$$n_r = \frac{34.78 \times 10^6}{md^2D_2}Q_{1\max}$$

$$= \frac{34.78 \times 10^6}{205 \times 15^2 \times 24600} \times 46.3$$

$$= 1.41(\text{r/min})$$

8. 布水器所需水头 H

已知每架布水器上的横管数 $n_0 = 4$，横管管径 $D_1 = 100\,mm$，由表6-6查得流量模数 $K = 43$，于是

$$H = \left(\frac{Q_{1max}}{n_0}\right)^2 \left(\frac{256\times10^6}{m^2 d^4} - \frac{81\times10^6}{D_1^4} + \frac{294 D_2}{K^2\times10^3}\right)$$

$$= \left(\frac{46.3}{4}\right)^2 \times \left(\frac{256\times10^6}{205^2\times15^4} - \frac{81\times10^6}{100^4} + \frac{294\times24600}{1849\times10^3}\right)$$

$$= 431.7\ (mm)$$

表 6-6　　布水器水头损失计算之流量模数 K 值

布水横管直径 D_1 (mm)	50	63	75	100	125	150	175	200	250
K 值 (L/s)	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	560
K^2	36	132	361	1849	7482	17956	43680	90000	313600

§6-3　塔式生物滤池

塔式生物滤池外形像塔，其基本构造及工作状况与高负荷生物滤池相仿。

塔式生物滤池的优点主要是：

（1）处理的污水量大，容积负荷高，占地面积小，经常运转费用较低；

（2）塔内生物相沿垂直方向而变化，能承受较大的有机物和有毒物质的冲击负荷；

（3）污泥产量较少。

其缺点主要是：

（1）基建投资较大，BOD去除率较低(一般为60%～85%)；

（2）为防止堵塞，进水BOD浓度应在500mg/L以下，否则必须用出水回流稀释。

塔式生物滤池在设计中常采用以下数据和措施：

（1）构造：高8～24m，直径0.5～3.5m。上层填料表面至塔顶0.5m左右。塔身直径与高度之比为1:6～1:8。见图6-11。

（2）填料：以往多用炉渣之类，近年多用大孔径塑料填料、蜂窝型塑料填料以及玻璃钢等填料，见图6-12。填料层高度应按进水BOD浓度参照图6-13选定。

填料在总高度以内分段装填，每段厚度不超过2.5m，段与段之间留有一定间隙(其距离一般为0.2～0.4m)，以使布水均匀。

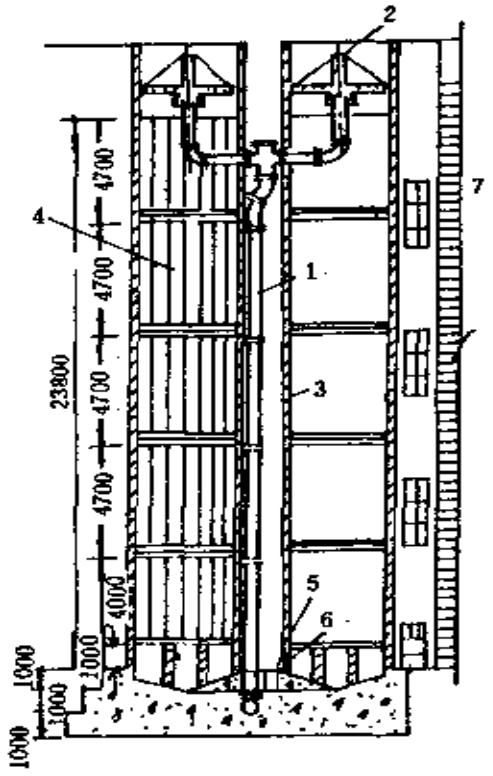


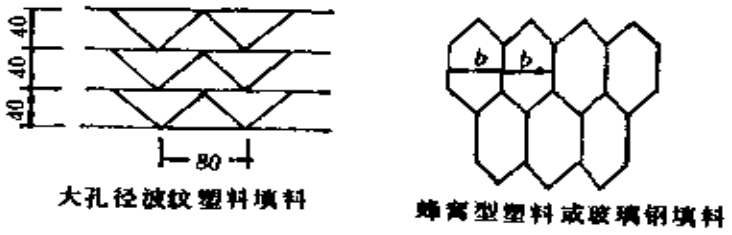
图 6-11 塔式生物滤池

1—进水管；2—布水装置；3—池壁；4—填料；5—排水槽；6—通风口；7—塔身

（3）进水BOD_5不宜大于500mg/L，否则应回流稀释。

（4）负荷：设计污水量按平均日污水量计算。对生活污水为主的污水按图6-14及表6-6选用。一般值为：①填料容积负荷1000～3000gBOD_5/(m^3·d)；②水力负荷80～200m^3/(m^2·d)。

（5）BOD_5去除率一般为60%～85%。



大孔径波纹塑料填料　　蜂窝型塑料或玻璃钢填料

图 6-12 塔式滤池所用填料

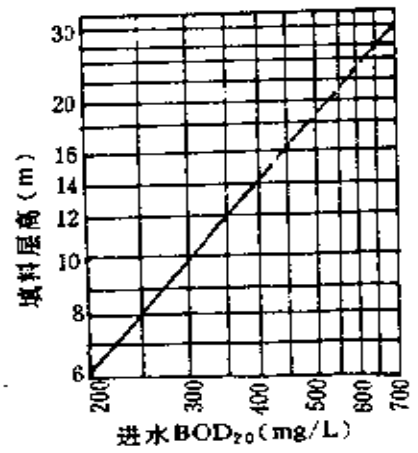


图 6-13　填料层总高度与进水 BOD_{20} 的关系

（6）在两级生物处理中，常将塔式生物滤池用作第一级，因为它对冲击负荷耐受能力强。

（7）塔式生物滤池的个数应不少于2个，并按同时并联工作设计。

（8）塔式生物滤池的布水装置，对于小型池可用多孔管或喷嘴，对于大中型池一般采用旋转布水器。

（9）对于含有挥发性毒物的污水，宜采用人工通风，并要对尾气进行淋洗净化处理后排入大气。对于一般污水，多采用自

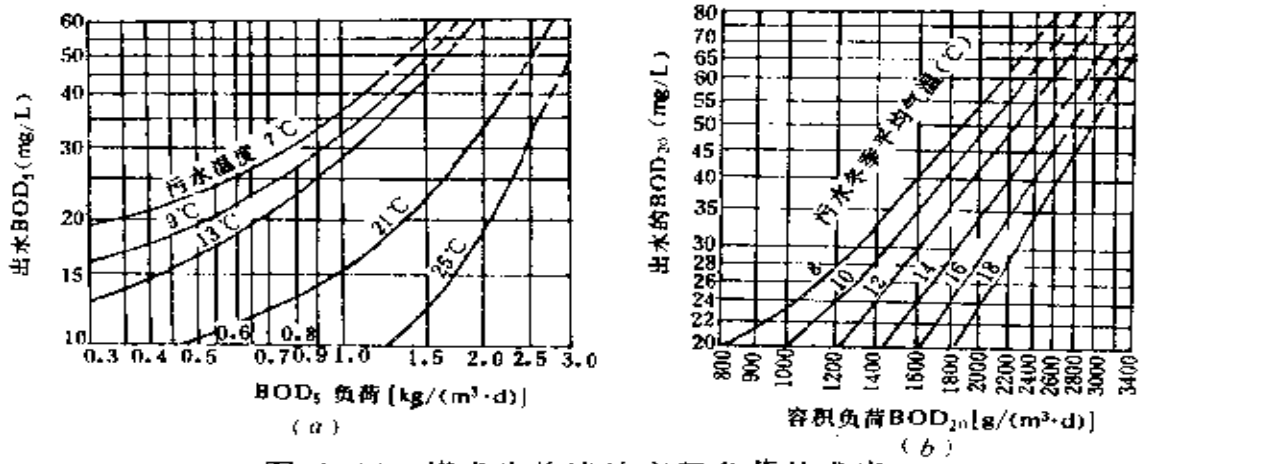


图 6-14　塔式生物滤池容积负荷的求定

（a）出水BOD_5浓度与BOD_5负荷关系；（b）出水BOD_{20}浓度与容积负荷关系

表 6-7　　年平均气温与污水冬季平均温度的关系

年平均气温（℃）	<3	3~6	>6
污水冬季平均温度（℃）	8~10	12	14

然通风。塔底留0.1～0.6m的空间，周围留通风孔，孔总面积不小于滤池面积的7.5%～10%。

【例题 6-5】 塔式生物滤池的计算。

（一）已知条件

某城镇人口N = 5000人，排水标准q = 90L/(人·d)，冬季污水温度平均为10℃，每人每日产生的BOD_{20} = 40g，经塔式生物滤池处理后出水BOD_{20}要求不大于30mg/L。

（二）设计计算

1. 平均日污水量Q

$$Q = qN$$

$$= 90 \times 5000 = 450000\,(L/d) = 450\,m^3/d$$

2. 每日全城排出的BOD_{20}总量G

$$G = (BOD_{20})N$$

$$= 40 \times 5000 = 200000\,(g/d)$$

3. 城市污水的BOD_{20}浓度L_0

$$L_0 = \frac{G}{Q}$$

$$= \frac{200000}{450} = 444\ mg/L$$

4. 容积负荷q_V

根据出水浓度L_e要求（$BOD_{20} \leqslant 30\,mg/L$）及污水冬季平均水温为10℃，由图6-14查得容积负荷为1430gBOD_{20}/(m^3·d)，考虑安全，取q_V = 1400gBOD_{20}/(m^3·d)。

5. 滤池所需填料总体积V

$$V = \frac{(L_0 - L_e)Q}{q_V}$$

$$= \frac{(444 - 30) \times 450}{1400} = 133\ (m^3)$$

6. 滤池填料层总高度H

根据进水BOD_{20}为444mg/L，由图6-13查得H = 16m。

7. 滤池总面积A

$$A=\frac{V}{H}$$

$$=\frac{133}{16}=8.3\ (m^2)$$

8. 采用滤池个数$n=2$，则每座滤池的面积A_1为

$$A_1=\frac{A}{n}$$

$$=\frac{8.3}{2}=4.15(m^2)$$

9. 滤池直径D

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

$$=\sqrt{\frac{4\times4.15}{\pi}}=2.3\ (m)$$

10. 校核水力负荷q'

$$q'=\frac{Q}{A}$$

$$=\frac{450}{8.3}=52.2[m^3/(m^2\cdot d)]<80\,m^3/(m^2\cdot d)$$

可见水力负荷偏低，必要时可采用滤池出水回流的措施，以提高水力负荷。

11. 滤池总高度H_0

取滤池保护高度$h_1=0.5m$，填料分段数$m=7$，每段高度$=16/7=2.29(m)<2.5m$，各段填料之间的间隙高度$h_2=0.2m$（一般0.2～0.4m），最下段填料底面至集水池最高水位距离$h_3=0.3m$，集水池最大水深$h_4=0.3$，则

$$H_0=h_1+H+(m-1)h_2+h_3+h_4$$

$$=0.5-16+(7-1)\times0.2+0.3+0.3$$

$$=18.3(m)$$

12. 校核塔高与塔径之比值

$$\frac{H_0}{D}=\frac{18.3}{2.3}=7.96\ （在\ 6\sim 8\ 间，符合要求）$$

13. 每立方米水所需的空气量G_0

$$G_0=\frac{L_0-L_e}{21}$$

$$=\frac{444-30}{21}=19.71\approx 20(\mathrm{m^3/m^3})$$

14. 需空气总量G_{max}

设污水量总变化系数$K_Z=2.25$，则

$$G_{max}=QK_ZG_0$$

$$=\frac{450}{24}\times 2.25\times 20=843.8\ (\mathrm{m^3/h})$$

§6-4 淹没式生物滤池

淹没式生物滤池亦名生物接触氧化池，它相当于在曝气池中填装了填料，也相当于生物滤池浸没于污水中工作。它具有容积负荷高，停留时间短，有机物去除效果好，运行管理简单和占地面积小等优点。它可以用于二级生物处理，也可用于三级生物处理；可以在好氧条件下去除有机物，也可在厌氧条件下脱氮。其最大隐患是填料的堵塞，要恰当设计才能避免。

淹没式生物滤池有鼓风曝气式和表面曝气式两种形式（见图6-15和图6-16），后者气液冲刷力小，污水浓度高时往往引起填料堵塞，所以适于处理BOD_5在100 mg/L 以下的低浓度污水。而鼓风曝气式则为一般常用的形式。

淹没式生物滤池的填料有所谓硬性的、软性的和半软性的等多种形式，其中以蜂窝型硬性填料应用较多。表6-8就是玻璃蜂窝填料的规格。

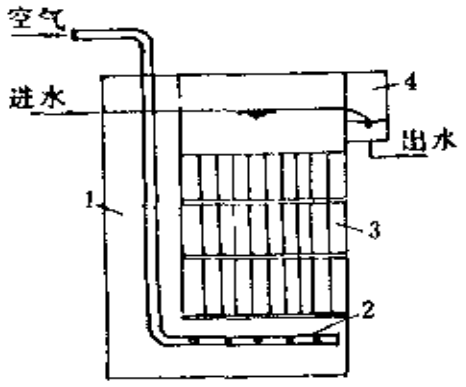


图 6-15 鼓风曝气式接触氧化池

1—配水室；2—穿孔管；3—填料；4—集水槽

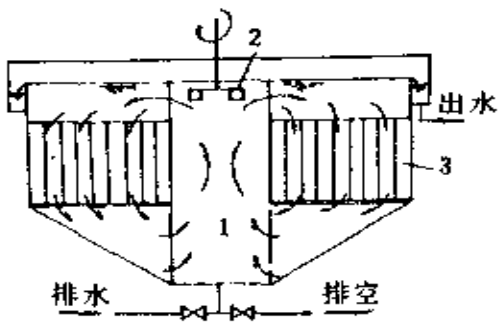


图 6-16 表面曝气式接触氧化池

1—充氧间；2—曝气叶轮；3—填料间

表 6-8　　蜂窝型玻璃填料规格

孔径 (mm)	密度 (kg/m^3)	壁厚 (mm)	比表面积 (m^2/m^3)	孔隙率 (%)	适用于进水 BOD_5 (mg/L)	价格 (元/m^3)	块体尺寸 (mm)
19	40～42	0.2	208	98.4	<100	111	700×500×5～2000
25	31～33	0.2	158	98.7	100～200	324	800×800×230
32	24～26	0.2	139	98.9	200～300	281	1000×500×5～900
36	23～25	0.2	110	99.1	300～400	278	800×500×200

浸没式生物滤池设计中常采用如下数据和措施：

（1）池子个数或分格数不少于2，并按同时并联工作设计。

（2）设计污水量按平均日污水量计算。

（3）填料的容积负荷理应通过试验确定。当无试验资料时，对于生活污水及其类似的污水，容积负荷可取1000～1800 gBOD_5/(m^3·d)。

（4）进水BOD_5浓度以100～250 mg/L 为好。

（5）污水在滤料内的有效接触时间为1～2h 。

（6）填料层总高度一般为3m，对蜂窝填料等为了支持和维修方便，应从下到上分几段填装，每段高度1m 左右。

（7）为防止堵塞，蜂窝填料的孔径应不小于25mm。

（8）为保证布水均匀，每格滤池面积一般应不大于25 m^2。

（9）池中溶解氧含量应维持在2.5～3.5 mg/L之间，供气量与进水量之比为10:1～15:1。

【例题 6-6】 淹没式生物滤池的计算。

（一）已知条件

某厂废水水质接近生活污水，BOD_5浓度L_0 = 150 mg/L，废水量Q = 2000 m^3/d，要求出水BOD_5浓度L_e ≤20 mg/L才准予排放。

（二）设计计算

1. 淹没式生物滤池的有效容积（即填料体积）V

取填料容积负荷q_V = 1600 gBOD_5/(m^3·d)，则

$$V = \frac{Q(L_0 - L_e)}{q_V}$$

$$= \frac{2000 \times (150 - 20)}{1600} = 162.5\ (m^3)$$

2. 滤池总面积A

取填料总高度H = 3 m，分三段装设，每段高1 m，则

$$A = \frac{V}{H}$$

$$= \frac{162.5}{3} = 54.2\ (m^2)$$

3. 滤池分格

设滤池分格数n = 4，则每格滤池的面积A_0为

$$A_0 = \frac{A}{n}$$

$$= \frac{54.2}{4} = 13.6\ (m^2) < 25\ m^2$$

每格尺寸 $l = b = \sqrt{A_0}$

$$= \sqrt{13.6} = 3.69 \approx 3.7\ (m)$$

4. 校核有效接触时间T

$$T=\frac{n(lb)H}{Q}$$

$$=\frac{4\times(3.7\times3.7)\times3}{2000/24}$$

$$=1.97(\text{h})$$（在 1 ～2h间，符合要求）

5. 滤池总高度H_0

取滤池超高$h_1=0.6\text{m}$（一般0.5～0.6m）、填料以上水深$h_2=0.5\text{m}$（一般0.4～0.5m），填料分段数$m=3$，填料段之间的间隙高度$h_3=0.3\text{m}$（一般0.2～0.3m），填料下方配水区高度$h_4=1.5\text{m}$（当采用多孔管曝气，不进去检修时$h_4=0.5\text{m}$，进入检修时$h_4=1.5\text{m}$），则

$$H_0=h_1+h_2+H+(m-1)h_3+h_4$$

$$=0.6+0.5+3+(3-1)\times0.3+1.5=6.2(\text{m})$$

6. 废水在池内实际停留时间T'

$$T'=\frac{n(lb)(H-h_1)}{Q}$$

$$=\frac{4\times(3.7\times3.7)\times(6.2-0.6)}{2000/24}=3.68(\text{h})$$

7. 所需填料总体积V'

$$V'=n(lb)H$$

$$=4\times(3.7\times3.7)\times3=164.28(\text{m}^3)$$

8. 所需空气量G

采用气水比$x=15$（一般为10∶1～15∶1），则

$$G=xQ$$

$$=15\times2000=30000(\text{m}^3/\text{d})$$

9. 每格需空气量G_1

$$G_1=\frac{G}{n}=\frac{30000}{4\times24}$$

$$=312.5(\text{m}^3/\text{h})$$

§6-5 生 物 转 盘

生物转盘主要由盘片、氧化槽、转动轴和驱动装置等部分组成，见图6-17。驱动装置包括动力设备和减速装置两部分，动力设备中国内目前多用电力机械传动，此外也可用空气传动或水力传动。盘片一般用塑料板、玻璃钢板、金属板、竹篦等制成。

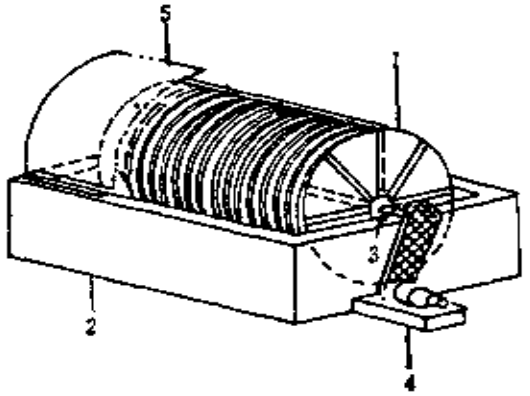


图 6-17 生物转盘的构造

1—盘片；2—氧化槽；3—轴；4—驱动装置；5—罩子

生物转盘有许多优点：

（1）通过调节转动速度，可以控制污水与盘上生物膜的接触时间和曝气强度。

（2）处理程度较高，出水清澈。

（3）抗冲击负荷的能力强。

（4）产生的污泥量少、污泥沉淀性能也好，易于分离脱水。

（5）生物膜培驯快，一般7～10d即可完成。

（6）维护简易，动力消耗少，无堵塞、苍蝇、恶臭等问题，噪声也低。

生物转盘的缺点主要是：

（1）低温对运行影响大，在寒冷地区必须加罩或建在室内，从而增大了基建投资。

（2）大流量的污水需要的转盘组数多，维护管理有一定不便。

（3）对于含有挥发性毒物的废水不宜采用。

生物转盘可用于生活污水和多种工业废水的处理，既可作为二级生物处理设施，也可用作三级处理脱氮设备。

生物转盘在设计中常采用以下数据和措施：

（1）用于二级处理中的生物转盘，其设计污水量按最大季节的平均日污水量计。

（2）生物转盘的组数应不少于2组，并按同时并联工作设计，只有污水量很少且允许间歇运行时，才可只设1组。

（3）转盘所需面积按BOD面积负荷计算，而以水力负荷或停留时间进行校核。负荷值理应通过试验确定，对于没有实际资料的生活污水，可参考图6-18、6-19和表6-9选用。此外也可参考表6-10和表6-11的国内外资料。

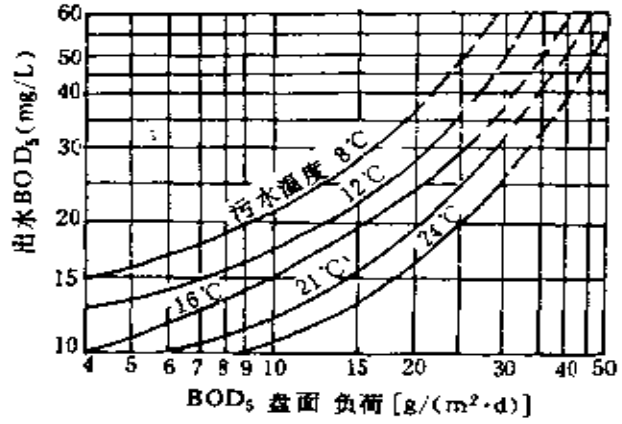


图 6-18 生活污水盘面负荷与出水BOD的关系

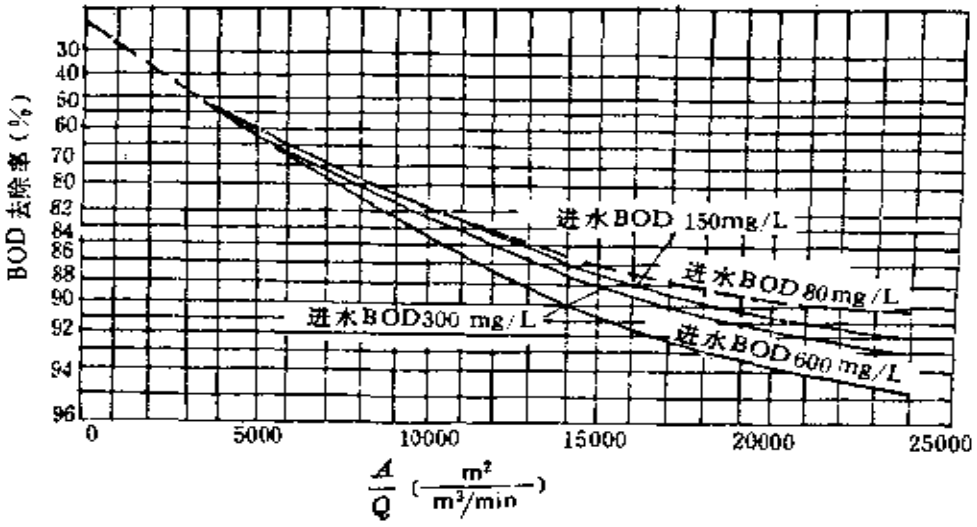


图 6-19 生活污水水力负荷与BOD去除率的关系

表 6-9　　生活污水盘面负荷与BOD去除率

盘面负荷 [gBOD/(m²·d)]	6	10	25	30	60
BOD去除率（%）	93	92	90	81	60

表 6-10　　国内生物转盘运行资料

污水名称	BOD_5 进水 (mg/L)	BOD_5 出水 (mg/L)	BOD_5 去除率 (%)	BOD_5 面积负荷 [$gBOD_5/(m^2·d)$]
生活污水	74	19	74	10
医院污水	116.7	61.3	47.4	11.1

污水名称	水力负荷 [L/(m²·d)]	水温 (℃)	备注
生活污水	200	7～24	陕西长空机械厂
医院污水	200	—	北京建筑设计院

表 6-11　　国外生物转盘处理生活污水效果

处理程度	BOD面积负荷
出水BOD≤60 mg/L	20～40gBOD/(m²·d)
出水BOD≤30mg/L	10～20gBOD/(m²·d)
三级转盘，BOD去除率80%	1 m²盘面积/人
三级转盘，BOD去除率90%	2 m²盘面积/人
四级转盘，BOD去除率95%	3 m²盘面积/人

（4）转盘盘片直径一般为 2～3m。

（5）盘片厚度与材质、直径及构造有关，一般为1～15mm。

（6）盘片净距：进水段一般 25～35mm，出水段一般为10～20mm。对于利用藻类的转盘可取65mm。

（7）转盘距氧化槽的间距一般不小于150mm。

（8）转轴中心距氧化槽内水面的距离 d 不小于150mm，且与转盘直径 D 之比值应符合 $d/D=0.05\sim0.10$ 的关系。

（9）转盘转速一般为0.8～3.0r/min，线速度为15～18m/mim。

（10）转盘入水浸没率一般为20%～40%。

（11）对于多级转盘、氧化槽分为若干格，格与格之间设有导流槽。

（12）转轴一般采用实心钢或无缝钢管。轴长一般控制在0.5～7.0m之间。

（13）对于中、小型转盘，每组转盘可用一套驱动装置带动；而对于大型转盘，一般一台转盘就用一套驱动装置。

（14）生物转盘的布置形式一般有三种：

①单轴单级（见图6-20），其处理效果一般较差；

②单轴多级（见图6-21），适用于中、小型处理厂；

③多轴多级（见图6-22）。

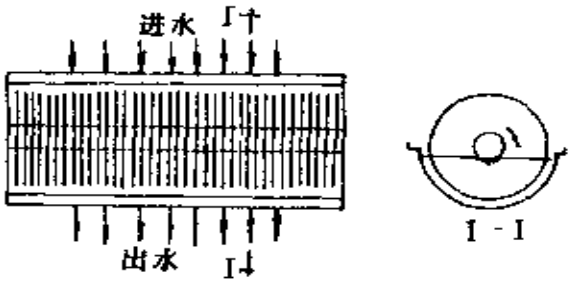


图 6-20 单轴单级生物转盘

（15）转盘级数一般应不少于三级。

（16）生物转盘产泥量为0.3～0.5kg污泥/kgBOD$_5$（去除）。

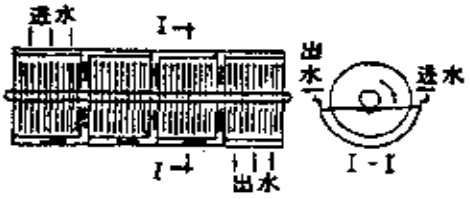


图 6-21 单轴多级生物转盘

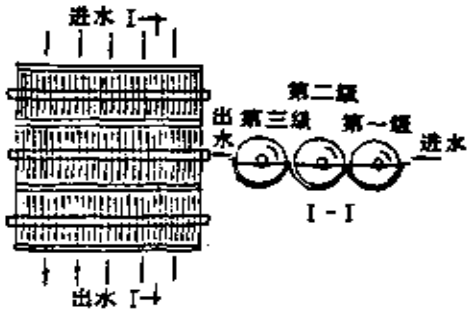


图 6-22 多轴多级生物转盘

【例题 6-7】 生物转盘的计算。

（一）已知条件

某居民区生活污水量 $Q = 600m^3/d$，污水的BOD$_5$浓度 L_0

= 250mg/L，平均水温为16℃，要求出水 BOD_5 浓度 L_e 不大于 20mg/L。

（二）设计计算

1.按面积负荷计算转盘总面积 A

满足出水要求的去除率为

$$\eta = \frac{L_0 - L_e}{L_0} \times 100\%$$

$$= \frac{250 - 20}{250} \times 100\% = 92\%$$

由表6-9查得盘面负荷 q_A 为10g/(m²·d)。

由图6-18，对应温度 t = 16℃时，盘面负荷 q_A 为15g/(m²·d)，于是

$$A = \frac{Q(L_0 - L_e)}{q_A}$$

$$= \frac{600 \times (250 - 20)}{(10 \sim 15)} = 9200 \sim 13800\ (m^2)$$

2.按水力负荷计算转盘总面积 A

由图6-19查得 $\frac{A}{Q}$ = 22000m²·min/m³，即水力负荷 q = 0.065 m³/(m²·d)，所以

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{600}{0.065} = 9230\ (m^2)$$

比较以上两种算法所得结果，取 A = 9230m²。

3.转盘盘片总数 m

取盘片直径 D = 2.5m。每片有两个面，则

$$m = \frac{1}{2} \cdot \frac{4A}{\pi D^2}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{4 \times 9230}{\pi \times 2.5^2}$$

$$= 940.7 \approx 941$$

4. 转盘分组分级

设转盘分组数 $n = 6$，则每组盘片数

$$m_1 = \frac{m}{n}$$

$$= \frac{941}{6} \approx 157$$

设每组用一个氧化槽，布置成单轴三级的形式，则每级盘片数为 $157/3 = 52.3$，今取第一、第三级为52片，第二级为53片，共 $52 + 53 + 52 = 157$ 片（$= m_1$）。

5. 氧化槽有效长度 L（亦即每组转盘转动轴的有效长度）

选用厚度 $a = 0.005\,m$ 的硬聚氯乙烯板制作转盘，取盘片之间的间距 $b = 0.02\,m$，取循环导流槽加长系数 $K = 1.2$，则

$$L = m_1(a+b)K$$

$$= 157 \times (0.005 + 0.02) \times 1.2 = 4.7\,(m)$$

6. 每个氧化槽的有效容积 V

取氧化槽与盘片间的净距 $c = 150\,mm$，则

$$V = 0.32(D - 2c)^2 L$$

$$= 0.32(2.5 + 2 \times 0.15)^2 \times 4.7 = 11.8\,(m^3)$$

7. 每个氧化槽的净有效容积 V'

“净有效容积”是指去掉盘片所占体积后，实有盛水的容积。

$$V' = 0.32(D + 2c)^2 (L - m_1 a)$$

$$= 0.32 \times (2.5 + 2 \times 0.15)^2 \times (4.7 - 157 \times 0.005)$$

$$= 9.82\,(m^3)$$

8. 氧化槽有效宽度 B

$$B = D + 2c$$

$$= 2.5 + 2 \times 0.15 = 2.8\,(m)$$

9. 转盘转速 n_0

今有6个氧化槽同时工作，每个氧化槽分担的流量 Q_1 为

$$Q_1 = \frac{Q}{6} = \frac{600}{6} = 100\,(m^3/d)$$

则

$$n_0 = \frac{6.37}{D}\left(0.9 - \frac{V'}{Q_1}\right)$$

$$= \frac{6.37}{2.5} \times \left(0.9 - \frac{9.82}{100}\right)$$

$$= 2.04(\mathrm{r/min})$$

10. 电动机功率 P

设每组盘片用一个电动机带动，所以同一组电动机带动的转轴数 $\alpha - 1$。

又知盘片半径 $R = \frac{D}{2} = \frac{2.5}{2} = 1.25(\mathrm{m}) = 125\mathrm{cm}$，$b = 2\mathrm{cm}$，由表6-12取生物膜厚度系数 $\beta = 3$，则

$$P = \frac{3.85R^4 n_0^2 (m_1 \alpha \beta)}{b \times 10^{12}}$$

$$= \frac{3.85 \times 125^4 \times 2.04^2 \times (157 \times 1 \times 3)}{2 \times 10^{12}}$$

$$= 0.92(\mathrm{kW})$$

表 6-12　　生物膜厚度系数 β 值

生物膜厚度 (mm)	β 值
0~1	2
1~2	3
2~3	4

11. 污水在氧化槽内的停留时间 T

$$T = \frac{V'}{Q_1}$$

$$= \frac{9.82}{100/24}$$

$$= 2.35(\mathrm{h})\ (\text{一般 } T = 0.25 \sim 2\mathrm{h})$$

12. 污泥总产量 W 及其体积 V_s

设每去除1 kg BOD_5 产生污泥0.4kg，则

$$W = \frac{(L_0 \eta Q) \times 0.4}{1000}$$

$$= \frac{250 \times 92\% \times 600 \times 0.4}{1000} = 55.2\ (\mathrm{kg/d})$$

设该污泥的含水率$P = 95.5\%$，则

$$V_s = \frac{W}{1000(1 - P)}$$

$$= \frac{55.2}{1000 \times (1 - 0.955)} = 1.23(\mathrm{m^3/d})$$

第七章　厌氧活性污泥法处理构筑物

与好氧生物处理相比，厌氧生物处理工艺优点如下：

（1）由于厌氧微生物合成代谢产生的生物污泥比好氧生物处理少得多，大大减少了污泥的处理费用。

（2）厌氧生物处理工艺中，由于活性微生物浓度不受氧的传质速率的限制，因此构筑物内可以维持较高的活性微生物的浓度，从而提高了处理构筑物的有机负荷。

（3）不需要曝气设备，大大节省动力消耗，减少了运行费用。

（4）污染基质大部分转化成气体，其中甲烷作为厌氧生物处理的副产品可作为燃料，因此有人称厌氧生物处理工艺为生物能法（Bioenergy process）。

（5）所需氮、磷营养物较少，有人认为COD：N：P = 300：5：1为宜，这一特点对缺少氮、磷营养的工业废水尤为重要。

（6）厌氧处理构筑物可以季节性或间歇性运行。

厌氧生物处理工艺的缺点：

（1）厌氧微生物增长缓慢，因此处理构筑物启动时间较长。

（2）对负荷的变化比较敏感，尤其对可能存在的一些毒性物质，需特别加以注意。

（3）厌氧生物处理工艺往往只能作预处理工艺使用，对厌氧处理后的出水还需进一步处理（好氧生物处理或其他工艺），图7-1所示为高浓度有机废水处理的一般性流程。

（4）厌氧生物处理的生产装置和运行经验还不多，至今还在探索发展之中，设计方法也不成熟。

厌氧生物处理工艺可以分为厌氧活性污泥法和厌氧生物膜法。

消化池、厌氧接触工艺和最近开发的上流式厌氧污泥床反应

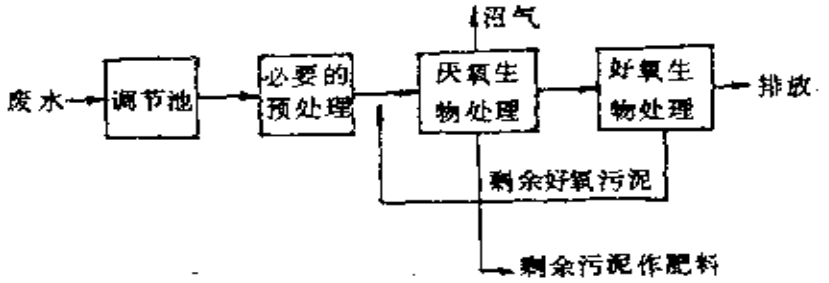


图 7-1 高浓度有机废水处理一般性流程

器都可以归于厌氧活性污泥法。厌氧生物滤池、厌氧生物转盘、厌氧流化床都可归于厌氧生物膜法。表7-1所示为综合国内外资料，对各种厌氧处理工艺的比较。

表 7-1 各种厌氧处理工艺的比较

指标	普通消化池	厌氧接触工艺	厌氧生物滤池	上流式厌氧污泥床
有机负荷（中温发酵，处理溶解性有机废水）(kgCOD/(m³·d))	2~3	5	10	10~15
最大负荷下COD去除率（%）	70	80	90	90
对悬浮物的允许量	大（可处理城市污水污泥）	大（可处理城市污水污泥）	小（对于块状填料≥200mg/L）	一般（≥500mg·L）
进水COD浓度	≤5000mg/L	≤5000mg·L	一般≤1000mg·L，但也可处理如城市污水这样的低浓度有机污水	≤1500mg/L
基建投资	高	较低	高	较低
操作控制	一般	一般	易	一般
对冲击负荷承受能力	低	较高	高	较高
对水温要求	较高	较高	较低	较低
发生堵塞的可能性	小	小	大	小
工艺本身能耗	大	大	小	小

由于上流式厌氧污泥床的设计计算方法尚不成熟，本章中不作介绍。

§7-1 工业废水厌氧发酵产气量

甲烷的COD当量值可由下面化学反应方程式计算：

$$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$$

从以上化学反应式知，氧化1mol CH_4（标准状态下22.4L）需氧64g。由此可以计算出厌氧发酵过程中每去除1kgCOD,CH_4的理论产量为$\frac{22.4}{64} = 0.35m^3$（标准状态）。

实际上CH_4产量要低于理论值，这是因为：

（1）去除的COD中有一部分用于细胞合成。考虑细胞合成，甲烷产量可以用下式计算：

$$M = 0.35(\eta F - 1.42A)$$

式中 M——甲烷产量，m^3（标准状态）/d；

η——COD去除率；

F——厌氧发酵设备每日投加COD的量，kg；

A——厌氧发酵中每日合成细胞量，kg；

1.42——由细胞体重换算成COD的系数。

细胞合成量A可由下式计算：

$$A = \frac{y\eta F}{1 - k_d t_s}$$

式中 y——产率系数，mgMLVSS/mgCOD；

k_d——微生物内源呼吸衰减系数，d^{-1}；

t_s——泥龄，d。

各种基质厌氧消化的典型动力学常数（20℃）示于表7-2中。

（2）产生的CH_4有一部分溶解于消化液中。气体中甲烷含量越高，甲烷在消化气中的分压越大，因此甲烷溶解度越大。CH_4在纯水中的溶解度如表7-3所示。

表 7-2　　厌氧消化动力学常数（20℃）

基　质	y(mgMLVSS/mgCOD)		k_d (d^{-1})	
	范　围	典型值	范　围	典型值
脂肪酸	0.040～0.070	0.050	0.030～0.050	0.040
碳水化合物	0.020～0.040	0.024	0.025～0.035	0.03
蛋白质	0.050～0.090	0.075	0.010～0.020	0.014

表 7-3　　CH_4 在水中的溶解度

温　度（℃）	溶解度〔L(标准状态)/L〕
26.0	0.0295
26.5	0.0294
27.0	0.0291
28.0	0.0286
28.5	0.0283
29.0	0.0281

【例题 7-1】 工业废水厌氧发酵产气量计算。

（一）已知条件

工业废水量$Q=500\,m^3/d$，废水COD含量为36g/L。厌氧生物处理温度为28℃，水力停留时间$T=5\,d$，泥龄$t_s=15\,d$，产率系数$y=0.021$，微生物内源自身衰减系数$k_d=0.028\,d^{-1}$，厌氧生物处理COD去除率$\eta=80\%$，消化气中CH_4含量为65%。

（二）设计计算

1. 厌氧生物处理过程中合成新细胞量

$$A=\frac{y\eta F}{1+k_d t_s}=\frac{0.021\times 0.8\times 500\times 36}{1+0.028\times 15}=213\,(kg)$$

2. CH_4 产量（标准状态）

$$M_1=0.35(\eta F-1.42A)=0.35\times(0.8\times 500\times 36-1.42\times 213)$$
$$=4934\,(m^3/d)$$

3. 处理出水中CH_4溶解量C

（1）消化气中CH_4含量为65%，由表7-3查得出水中CH_4

溶解度为0.0286，则

$$C = 0.0286 \times 0.65 = 0.01869\ [m^3(\text{标准状态})/m^3]$$

（2）出水中溶解CH_4量

$$M_2 = QC = 500 \times 0.01869 = 9.3\ [m^3(\text{标准状态})/d]$$

4.每日实际CH_4产量

$$M = M_1 - M_2 = 4934 - 9.3 = 4925[m^3(\text{标准状态})/d]$$

5.每日消化气产量

$$G = \frac{M}{0.65} = \frac{4925}{0.65} = 7577[m^3\ (\text{标准状态})/d]$$

§7-2 厌氧消化池法

厌氧消化池可以处理含固体物质较多的污水和高浓度有机废水。图7-2为完全混合型消化池示意图。在一个池内实现厌氧发酵和固液分离。在消化池上部留有一定体积收集消化气。普通消化池多为间歇进料，也可连续进料。消化池内设有搅拌装置。排出消化液时，停止搅拌，经一定时间的沉淀分离后从消化池上部排出上清液。当进行中温或高温发酵时，常对发酵料液进行加热，一般采用池外热交换器进行间接加热。

消化池搅拌方式有：

（1）外部用水泵循环消化液进行搅拌，每米^{3}有效容积所需搅拌功率为0.005kW。

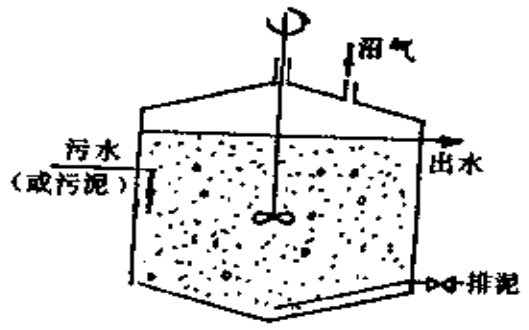


图 7-2 完全混合型消化池

（2）内部用螺旋桨进行机械搅拌，每米^{3}有效容积所需搅拌功率为0.0065kW。

（3）用压缩机进行消化气循环搅拌，每米^{3}有效容积所需搅

拌功率为0.005～0.008kW。

（4）消化池内设置射流器，由水泵压送的混合液经射流器喷射，在喉管处形成真空，吸进一部分消化液而达到搅拌。

图7-3为二级消化工艺。第二级消化池不进行搅拌，主要作用是进行固液分离，但也附加有消化作用，也会产生一部分气体。

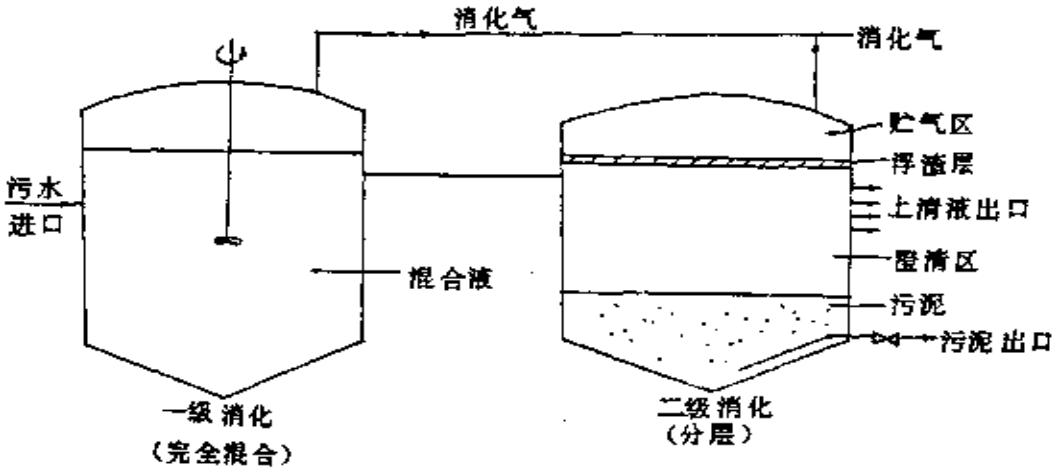


图 7-3　二级消化工艺

有机负荷率是消化池的主要设计参数。中温消化有机负荷率为2～3kgCOD/(m^3·d)，高温消化时为5～6kgCOD/(m^3·d)。设计时采用的有机负荷率应根据小型试验结果或参照已有资料确定。表7-4为消化池处理工业废水的试验和生产运行结果。

表 7-4　消化池处理工业废水试验和生产运行结果

废水来源	消化温度（℃）	容积负荷［kgBOD/(m^3·d)］	水力停留时间（d）	BOD去除率（%）
洗毛废水		0.66	23	93
酒厂废液	37	3.2	10	90
屠宰厂和肉类加工废水	33	1.76		95
纺织退浆废水		0.82kgCOD/(m^3·d)		80～90(COD)
糖蜜发酵酵母废水	37	0.32	20	80
柠檬罐头生产废水	33.5～34.5	1.30	2.45	86
用玉米生产丁醇的废水		1.83	10	86
乳品厂废水	31	0.55	6	99.5

处理工业废水时，消化池的设计计算主要包括：

1.消化池体积确定

一般按有机负荷率进行计算，并校核水力停留时间T。废水用消化池进行厌氧消化时，水力停留时间T在数值上与生物固体停留时间即泥龄t_s相等。t_s可以采用表7-5所给的数值。

表 7-5　　消化池厌氧处理有机废水时t_s值

消化温度（℃）	t_s（d）	
	最小t_s	建议设计t_s
18	11	28
21	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

2.消化池热平衡计算

见表7-4。

3.消化池搅拌设备计算

关于有机废水消化池处理时消化池的热平衡计算及搅拌设备计算方法与污泥消化池相同，详见本书第十章有关部分。

消化池由集气罩，上锥体（池盖）、柱体和下锥体组成。消化池一般为圆柱体，柱体高度约为直径的1/2，总高与直径之比约为0.8～1.0，池底坡度一般为8%。

【例题 7-2】 处理工业废水的厌氧消化池容积及几何尺寸计算。

（一）已知条件

工业废水量$Q=500\,m^3/d$，COD为8500 mg/L，经模型试验，在0.72 kgCOD/(m^3·d)的容积负荷下（以COD去除量为基础的容积负荷），厌氧消化后出水COD为850 mg/L，COD去除率为90%，消化温度为35 ℃。

（二）设计计算

1.消化池容积

$$V=\frac{Q(L_0-L_e)}{1000q_V}$$

式中 V——消化池有效容积，m^3；

Q——废水量，m^3/d；

L_0——进水COD浓度，mg/L；

L_e——出水COD浓度，mg/L；

q_V——以COD去除量为基础的COD容积负荷，kgCOD/($m^3 \cdot d$)。

则
$$V = \frac{500 \times (8500 - 850)}{1000 \times 0.72} = 5313(m^3)$$

采用2座消化池，每个消化池容积为5313/2 = 2657(m^3)。

2. 核算水力停留时间

$$T = \frac{V}{Q} = \frac{5313}{500} = 10.6(d)$$

厌氧消化工艺中$T = t_s$，所以$t_s = 10.6d$。

根据表7-5，温度35℃条件下，设计t_s<10d，符合要求。

3. 池体几何尺寸

消化池池体几何尺寸计算简图如图7-4所示。

消化池直径D采用18m，集气罩直径d_1采用2m，池底下锥体直径d_2采用1m，集气罩高度h_1采用1m，上锥体高度h_2采用锥角20.6°，消化池柱体高度h_3应$\geqslant \frac{D}{2} = 9m$，取$h_3 = 9m$，下锥体高度$h_4$采用3m，锥角19.4°，则消化池总高度为

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 1 + 3 + 9 + 3 = 16(m)$$

（1）集气罩容积

$$V_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} h_1 = \frac{3.14 \times 2^2}{4} \times 1 = 3.14(m^3)$$

（2）上锥体部分容积

$$V_2 = \frac{1}{3}\pi h_2 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{Dd_1}{4} + \frac{d_1^2}{4}\right)$$

$$= \frac{1}{3} \times 3.14 \times 3 \times \left(\frac{18^2}{4} + \frac{18 \times 2}{4} + \frac{2^2}{4}\right) = 285.7(m^3)$$

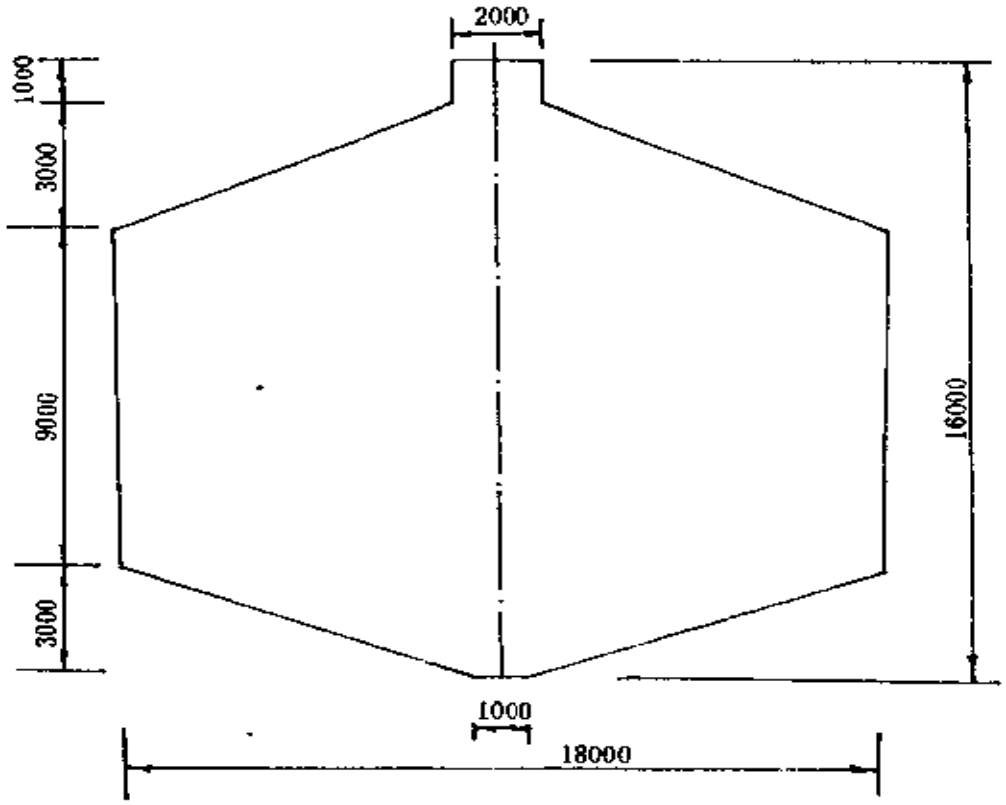


图 7-4　消化池池体几何尺寸计算简图

（3）圆柱体部分容积

$$V_3 = \frac{\pi}{4} D^2 h_3 = \frac{3.14}{4} \times 18^2 \times 9$$

$$= 2289.1\ (\mathrm{m}^3)$$

（4）下锥体部分容积

$$V_4 = \frac{\pi}{3} h_4 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{D d_2}{4} + \frac{d_2^2}{4} \right)$$

$$= \frac{3.14}{3} \times 3 \times \left(\frac{18^2}{4} + \frac{18 \times 1}{4} + \frac{1^2}{4} \right)$$

$$= 269.3\ (\mathrm{m}^3)$$

（5）消化池有效容积

池内废水可装至上锥体$\frac{1}{2}$容积处，由此计算消化池有效容积

$$V_0 = \frac{1}{2}V_2 + V_3 + V_4 = \frac{1}{2} \times 285.7 + 2289.1 + 269.3$$

$$= 2701(m^3) > 2657\ m^3$$

满足要求。

§7-3 厌氧接触法

1. 工作原理

厌氧接触法又称为厌氧活性污泥法，工艺原理如图7-5所示。消化池是一个完全混合厌氧活性污泥反应器。与普通厌氧消化池相比，由于增加了使厌氧消化池排出的混合液进行固液分离的沉淀池和污泥回流措施，在厌氧消化池内可以维持较高的污泥浓度，提高了厌氧消化池产生物固体停留时间T_c，因此与普通消化池相比，厌氧接触法工艺减少了水力停留时间T，而作为厌氧接触法主体构筑物消化池的容积也大大减小了，亦即设备的有机负荷率大大提高了。

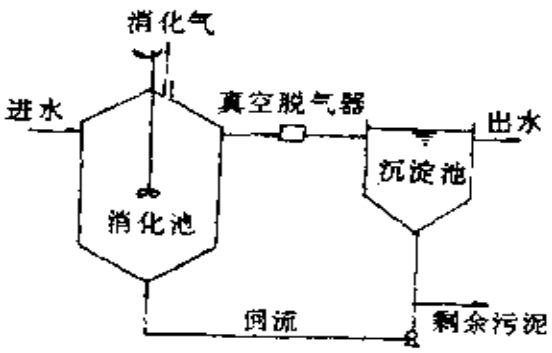


图 7-5 厌氧接触法工艺示意图

2. 固液分离

厌氧接触工艺中，沉淀池的固液分离效果是关键性的问题。由于从消化池排出的混合液含有大量的厌氧活性污泥，污泥絮体吸附微小的气泡(沼气)，因此，消化池排出的混合液直接依靠重力沉淀进行固液分离比较困难。一般消化池混合液进入沉淀池之前先通过真空脱气装置(真空脱气器内真空度约为500 mmH_2O)，去除污泥絮体吸附的沼气气泡，借以改善污泥在沉淀池中的沉淀性能。也可以用曝气或空气吹脱的方法去除厌氧活性污泥絮体上

吸附的沼气气泡。

3. 在工业废水处理方面的应用

厌氧接触法自50年代出现以来，已成功地用于处理肉类冷藏废水、屠宰废水、肉类加工废水、啤酒废水、酒厂废水、脂肪酸废水和乳品废水等方面。表7-6所示为厌氧接触法处理工业废水的一些主要参数，可供设计时参考。

表 7-6　　厌氧接触法处理工业废水工艺参数

废水来源	消化温度 (℃)	有机负荷 [kgBOD/(m³·d)]	T (d)	BOD去除率 (%)
玉米淀粉废水	23	1.8	3.3	88
威士忌废水	33	4.0	6.2	95
煮棉废水	30	1.2	1.3	67
柑桔废水	33	3.4	1.3	87
啤酒废水		2.0	2.3	96
淀粉面筋废液	35	1.6kgVSS/(m³·d)	3.8	80(VSS)
葡萄酒废液	33	11.7kgVSS/(m³·d)	2.0	85(VSS)
酵母废液	33	6.0kgVSS/(m³·d)	2.0	65(VSS)
糖蜜废液	33	8.8kgVSS/(m³·d)	3.8	69(VSS)
肉类加工废水	35	2.5	0.55	90
肉类加工废水	30	3.2	0.5	95

4. 工艺设计原则和主要设计参数

有机负荷是厌氧接触法工艺的主要设计参数，一般应根据试验确定。有机负荷的范围为2～6kgCOD/(m³·d)，最佳有机物(F)与微生物(M)的比值F/M值为0.3～0.5kgCOD/(kgMLSS·d)，MLVSS值为3～4g/L，混合液SVI值为70～150mL/g。回流比R值为2～4。消化温度不低于20℃。厌氧消化池为完全混合式，搅拌器的搅拌能力应考虑在2～5h内将全部池内混合液搅拌一次。进出水管可直接与消化池连接，不需设布水和集水装置。出水管应在水面下一定深度，其压力应大于厌氧消化池内的沼气压力，以免沼气逸出。进出水管流速为0.5～1.0m/s。厌氧消化池的几何形状及设计要求与普通消化池相同。混合液在沉淀池内沉淀时间可采用4h，沉淀速度不大于1m/h。

【例题 7-3】 用厌氧消化动力学模型法计算厌氧接触工艺中消化池容积。

一、设计概述

可以根据劳伦斯-麦卡蒂1970年提出的一组公式计算厌氧接触法中的消化池容积，该组公式如下：

$$\frac{1}{T_c}=\frac{y_T\,k\,L_e}{k_s+L_e}-k_d$$

$$L_e=\frac{(1+K_d\,T_c)K_s}{T_c(y_T k-k_d)-1}$$

$$X=\frac{T_c\,y_T Q\,(L_0-L_e)}{V_a(1+k_d T_c)}$$

$$\frac{1}{T_c}=\frac{Q}{V_a}\left(1+R-R\frac{X_r}{X}\right)$$

$$\frac{1}{T_c^m}=\frac{y_T\,kL_0}{K_s+L_0}-k_d$$

式中 T_c——消化池中生物固体停留时间，d；

T_c^m——消化池中生物固体最小停留时间，d；

y_T——理论产率系数，mg/mg；

k——有机物最大比降解速率，d^{-1}；

L_0——进水中COD浓度，mg/L；

L_e——出水中COD浓度，mg/L；

K_s——饱和常数，mg/L；

k_d——微生物内源自身氧化系数，d^{-1}；

X——消化池混合液中生物固体浓度(MLVSS)，mg/L；

V_a——消化池容积，m^3；

Q——废水流量，m^3/d；

R——回流比，即回流流量与进水流量之比；

X_r——回流污泥中生物固体浓度（MLVSS），mg/L。

因为K_d值很小，T_c^m也可用下式计算：

$$T_c^m = \frac{1}{y_T k} \cdot \frac{K_s + L_0}{L_0}$$

厌氧接触法中消化池设计应使$T_c = (2 \sim 10) T_c^m$。

对于脂肪类物质含量较高的复杂有机废水，当消化温度范围为20～35℃时，有机物最大比降解速率k和饱和常数K_s值可由下式计算：

$$(k)_t = (6.67\ d^{-1}) \times 10^{-0.015(35-t)}$$

$$(K_s)_t = (2224\ mgCOD/L) \times 10^{0.046(35-t)}$$

式中　t——消化温度，℃。

对于脂肪类物质含量较低的有机废水，乙酸、丙酸和丁酸的k和K_s值可按表7-7选用。

表 7-7　　乙酸、丙酸、丁酸的基质利用常数

基质	35℃			
	k [mg/(mg·d)]		K_s (mg/L)	
	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计
乙酸	8.1	8.7	154	165
丙酸	9.6	7.7	32	60
丁酸	15.6	8.1	5	13
基质	30℃			
	k [mg/(mg·d)]		K_s (mg/L)	
	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计
乙酸	4.8	5.1	333	356
丙酸				
丁酸				
基质	25℃			
	k [mg/(mg·d)]		K_s (mg/L)	
	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计	基质利用以乙酸计	基质利用以COD计
乙酸	4.7	5.0	869	930
丙酸	9.8	7.8	613	1145
丁酸				

对于脂肪类物质含量较低的废水，$k_d = 0.019 d^{-1}$，$y_T = 0.044$；对于脂肪类物质含量较高的废水，$k_d = 0.015 d^{-1}$，$y_T = 0.04$。

二、计算例题

（一）已知条件

肉类加工废水量$Q = 2000 m^3/d$，废水COD = 3000 mg/L。消化温度35℃，MLVSS = 4000 mg/L，MLVSS/MLSS = 0.75，SVI = 150 mL/g。

（二）设计计算

1. 微生物动力学常数的选定

肉类加工废水为脂肪类含量高的有机废水，所以

$$(k)_{35} = 6.67 \times 10^{-0.15(35-35)} = 6.67(d^{-1})$$

$$(K_s)_{35} = 2224 \times 10^{0.046(35-35)} = 2224(mg/L)$$

$$y_T = 0.04$$

$$k_d = 0.015 d^{-1}$$

2. 最小泥龄t_s^m

$$t_s^m = \frac{1}{y_T k} \cdot \frac{K_s + L_0}{L_0}$$

$$= \frac{1}{0.04 \times 6.67} \times \frac{(2224 + 3000)}{3000}$$

$$= 6.5(d)$$

3. 泥龄t_s

取安全系数为5，则

$$t_s = 5 t_s^m = 5 \times 6.5 = 32.5(d)$$

4. 出流中可溶性COD浓度

$$L_e = \frac{(1 + k_d t_s) K_s}{t_s(y_T k - k_d) - 1}$$

$$= \frac{(1 + 0.015 \times 32.5) \times 2224}{32.5 \times (0.04 \times 6.67 - 0.015) - 1}$$

$$= 461(mg/L)$$

5. 消化池容积

$$V_a = \frac{t_s\, y_T Q\,(L_0 - L_e)}{x(1 + k_d t_s)}$$

$$= \frac{32.5 \times 0.04 \times 2000 \times (3000 - 461)}{4000 \times (1 + 0.015 \times 32.5)}$$

$$= 1110\,(\mathrm{m}^3)$$

6. 沉淀池回流污泥浓度

$$(X_r)_{max} = \frac{10^6}{\mathrm{SVI}} K_r$$

式中 $(X_r)_{max}$ ——最大回流污泥浓度（MLSS），mg/L；

K_r ——考虑污泥在沉淀池中停留时间、池深、污泥厚度等因素的有关系数，$K_r = 1.2$；

SVI ——污泥容积指数，mL/g。

则

$$(X_r)_{max} = \frac{10^6}{150} \times 1.2 = 8000\,(\mathrm{mg/L})$$

而

$$\frac{\mathrm{MLVSS}}{\mathrm{MLSS}} = 0.75$$

故回流污泥中挥发性悬浮固体浓度为

$$x_r = 0.75\,(X_r)_{max} = 0.75 \times 8000 = 6000\,(\mathrm{mg/L})$$

7. 回流比 R

因为

$$\frac{1}{t_s} = \frac{Q}{V_a}\left(1 + R - R\frac{X_r}{X}\right)$$

所以

$$R = \frac{\dfrac{V_a}{t_s Q} - 1}{1 - \dfrac{x_r}{x}} = \frac{\dfrac{1110}{32.5 \times 2000} - 1}{1 - \dfrac{6000}{4000}} = 1.97$$

取 $R = 2$

【例题 7-4】 用容积负荷法计算厌氧接触法中消化池容积。

（一）已知条件

工业废水流量 $Q = 750\,\mathrm{m}^3/\mathrm{d}$，进水COD浓度 $L_0 = 3000\,\mathrm{mg/L}$。

经模拟试验，消化池中MLVSS浓度 $x=4000\,mg/L$，$f=\dfrac{MLVSS}{MLSS}=0.75$，容积负荷 $q_v=2\,kgCOD/(m^3\cdot d)$，COD去除效率 $\eta=90\%$。厌氧活性污泥的产率系数 $y_T=0.136\,mg/mgCOD$，微生物内源自身氧化系数 $k_d=0.021\,d^{-1}$，消化温度为35℃。

（二）设计计算

1. 厌氧消化池容积

$$V_a=\frac{Q\eta L_0}{1000q_v}=\frac{750\times0.9\times3000}{1000\times2}=1012.5(m^3)$$

2. F/M

$$F/M=\frac{QL_0}{V_a x/f}=\frac{750\times3000}{1012.5\times\dfrac{4000}{0.75}}$$

$$=0.421[kgCOD/(kgMLSS\cdot d)]$$

3. 消化池水力停留时间 T

$$T=\frac{V_a}{Q}=\frac{1012.5}{750}=1.35(d)$$

4. 校核生物固体停留时间 T_c

$$T_c=\frac{xT}{y_T\eta L_0-k_d XT}$$

$$=\frac{4000\times1.35}{0.136\times0.9\times3000-0.021\times4000\times1.35}$$

$$=21.3(d)$$

根据表7-5，35℃时设计最小 $t_s=10\,d$，$21.3>10\,d$，符合要求。

第八章　厌氧生物膜法处理构筑物

与厌氧活性污泥法相比，厌氧生物膜法特点如下：

（1）在厌氧生物膜法反应器内，填充可供微生物附着生长的载体。

（2）在反应器内，微生物因附着在载体上，不易随出水流出，因此泥龄长，出水悬浮物含量低。

（3）可处理中等浓度和低浓度有机废水。

（4）构筑物结构简单，运行管理方便。

属于厌氧生物膜法的构筑物有厌氧生物滤池、厌氧生物流化床和厌氧生物转盘。厌氧生物流化床和厌氧生物转盘目前尚处于试验室研究阶段，尚无比较系统的生产设备的设计方法。因此本章只涉及厌氧生物滤池的设计计算。

§8-1　厌氧生物滤池

1.工艺原理

厌氧生物滤池是一个内部填充有微生物载体的厌氧生物反应器。厌氧微生物一部分附着生长在载体上，形成厌氧生物膜，一部分在填料空隙间处于悬浮状态。当污水上流式或下流式通过填料所构成的固定床时，在厌氧微生物作用下，污水中的有机物进行厌氧分解，并产生沼气。微小的沼气气泡在厌氧滤池中向上运动，由滤池顶部逸出并进入气体收集系统。图8-1为厌氧生物滤池示意图。

成熟运行的厌氧生物滤池内污水的流动由于上升气泡的搅动作用介于推流和完全混合的中间状态。

厌氧微生物沿滤池高度分布是不均匀的。对于上流式厌氧生

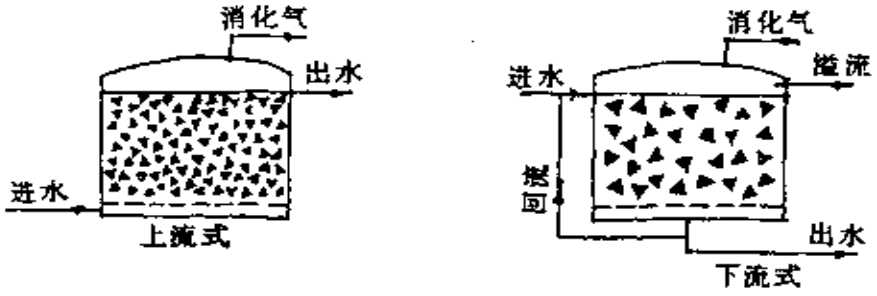


图 8-1　厌氧生物滤池

物滤池，滤池内厌氧微生物浓度从下而上递减。由于滤池底部污泥浓度大，所以对有机物的去除能力也高。多数试验表明，在滤池总高度的1/4～1/3处，污水中有机物去除率可达50％～70％。上向流厌氧滤池中污泥浓度和有机物去除率沿滤池高度变化规律示于图8-2中。

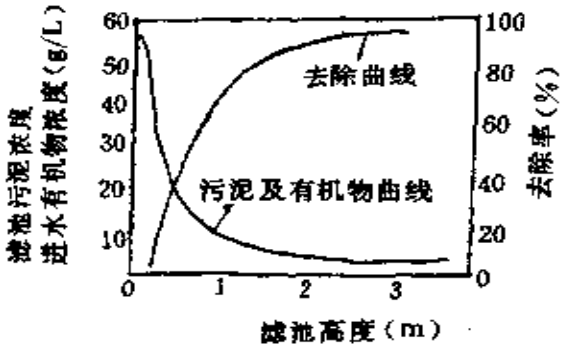


图 8-2　不同滤池高度的污泥浓度和有机物去除率

在厌氧生物滤池中，微生物可以固定膜形式附着生长于载体上，也可以悬浮状态存在于填料间隙中。实践表明，厌氧生物滤池载体间隙中的厌氧微生物量约占滤池内厌氧微生物总量的$\frac{1}{2}$～$\frac{2}{3}$。污泥在厌氧生物滤池中的平均浓度为10～20gVSS/L。由于很少有生物固体被出水带出（一些试验表明，当填料空隙率为42％时，出水悬浮物为10mg/L；空隙率为47％时，出水悬浮物为34mg/L），所以厌氧生物滤池内泥龄较长，可达100d以上。较高的污泥浓度和较长的泥龄使厌氧生物滤池可以适应进水有机负荷较大的变化，也能在常温下处理有机废水，厌氧生物滤池可以处理城市污水这样的低浓度有机废水。

扬（Young）和麦卡蒂，提出厌氧生物滤池的处理效率和以

表 8-1　　块状填料厌氧生物滤池处理不同类型污水的试验结果

污　水	最高负荷 [kgCOD/(m³·d)]	进水COD (mg/L)	最高负荷时COD去除率 (%)	T (h)	产气率 [m³/(m³·d)]	CH_4含量 (%)	温度 (℃)	备　注
制药污水	3.52	1250~16000	94~98	12~48	1.26	84~85	37	含95%甲醇
啤酒生产污水	1.6	6000~24000	>90	90~360	1.2	65	35	
酒糟上清液	7.26	9000	83.9	29.8	3.94	60.8	28	部分充填填料滤池
酒糟上清液	6.0	9000	87.7	36	4.4	66.1	28	完全混合部分充填填料滤池

表 8-2　　塑料填料厌氧生物滤池处理污水的试验结果

污　水	填　料	填料空隙率 (%)	温　度 (℃)	有机负荷 [kgCOD/(m³·d)]	COD去除率 (%)	滤池体积 (m³)	水力停留时间 (d)	进水COD浓度 (mg/L)
化工污水	塑料波纹填料	—	中　温	16.0	65	1300	24	16000
食品加工污水	塑料拉希环	—	35	2.4	94	1300	3.5	8470
有机溶剂生产污水	塑料拉希环	—	37	8.5	98	1300	2.0	—
养猪场污水	塑料拉希环	—	35	6.0	—	—	—	—

滤池空床容积计算的水力停留时间T的关系：

$$\eta(\%) = 100\left(1 - \frac{R}{T}\right)$$

式中　R——和滤池有关的常数。

2. 设计概述

厌氧生物滤池的设计可按容积负荷计算。设计参数可根据小试结果选用。

下面介绍一些厌氧生物滤池处理污水的试验结果，供设计时参考。

表8-1为块状填料厌氧生物滤池处理污水的试验结果。

表8-2为塑料填料厌氧生物滤池处理污水的试验结果。

表8-3为厌氧生物滤池处理各类化工污水的试验结果。

表 8-3　厌氧生物滤池处理各类化工污水的试验结果

水质特性（含主要成分）	进水COD（mg/L）	有机负荷〔kgCOD/(m³·d)〕	COD去除率（%）
甲酸、乙酸、乙二醇	1000～50000	4.00～6.08	87～90
乙酸、葡萄糖、聚乙烯醇、醛类	7900～10000	6.08～8.00	86～94
甲酸、甲醇、乙酸、乙醛	17000～24000	11.04～15.04	72～92
丙烯酸、丙烯酸盐、脂类	29000～85000	8.00～9.60	91～97
甲酸、乙酸、甲醛、甲醇	25000	8.32 12.64 15.95	94.1 93.2 91.8
牛乳场污水	24000	7.2～8.8	80～90

厌氧生物滤池的填料可选用焦炭、陶粒等块状填料，也可选用比表面积和空隙率较大的塑料填料。采用块状填料时，一般滤池下部粒径为50～70 mm，上部粒径为25～40 mm，虽然厌氧生物滤池填料高度超过1 m以后对可溶性COD去除率提高不大，但为防止由于出水中挟带悬浮物而降低出水水质，滤池填料高度以不小于2.0 m为宜。

为防止厌氧滤池填料堵塞，对于填充块状填料的厌氧生物滤

池，进水悬浮物浓度不应大于200mg/L。为了排除厌氧生物滤池填料的堵塞，设计时可以考虑必要时对填料进行反冲洗的设施。

当原污水含有对厌氧微生物有毒或有抑制性的物质，或原污水中所含碱度低或pH值低的情况，可以考虑厌氧生物滤池出水回流。

对于厌氧生物滤池的布水，可在底部设穿孔管进行布水或设置数个进水口，以使布水均匀。出水管可用穿孔管集水，也可用穿孔槽集水。穿孔进水管上应设多孔隔板以支承填料。孔口流速可取1.5～2.0m/s，管内流速可取0.4～0.8m/s，孔口设在下方两侧，孔口直径不小于10mm。

【例题8-1】 厌氧生物滤池计算。

（一）已知条件

某工厂有机废水流量$Q=250m^3/d$，COD浓度$L_0=5520mg/L$，SS浓度为100mg/L，水温为20～25℃。采用厌氧-好氧两级生物处理。进行厌氧生物滤池小试时，试验滤池采用焦炭作填料，填料高度为2.0m，当容积负荷$q_v=6.0kgCOD/(m^3\cdot d)$时，出水COD平均浓度为600mg/L。

（二）设计计算

1.滤池容积负荷

将小试结果用于生产厌氧生物滤池设计时，取设计容积负荷

$$q_v=\frac{6}{1.2}=5[kgCOD/(m^3\cdot d)]$$

滤池填料容积可用下式计算

$$V=\frac{QL_0}{1000q_v}=\frac{250\times5520}{100\times5}=276(m^3)$$

2.滤池尺寸

采用焦炭作为填料，填料高度$H_1=2.0m$，下部0.8m高度填料粒径为40～50mm，上部1.2m高度粒径为30～40mm。

所需厌氧生物滤池平面面积$A=\frac{V}{H_1}=\frac{276}{2}=138(m^2)$

采用 2 座滤池，每个滤池平面面积 $A_1 = \frac{A}{2} = \frac{138}{2} = 69(m^2)$

滤池平面尺寸采用7.2 m×9.6 m。

3. 滤池总高度

填料上部污水层高度采用 $H_2 = 0.6$ m，滤池穿孔隔板与池底距离采用 $H_3 = 0.4$ m，滤池保护高度采用 $H_4 = 0.3$ m，则滤池总高度

$$H = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 = 2.0 + 0.6 + 0.4 + 0.3$$
$$= 3.3(m)$$

4. 滤池配水系统尺寸

采用穿孔管配水，每个滤池设 3 根配水管，沿滤池长边布置，配水管中心距池壁1.2 m，两根配水管中心距2.4 m。

每根配水管流量 $q = \frac{250}{3600 \times 24 \times 2 \times 3} = 0.00048\ (m^3/s)$

采用管径 $d_1 = 40$ mm，则配水管起端流速为

$$v_1 = \frac{q}{\frac{\pi}{4}d_1^2} = \frac{0.00048}{\frac{3.14}{4} \times 0.04^2} = 0.38(m/s)$$

采用孔口直径 $d_2 = 10$ mm，孔口流速 $v_2 = 1.5$ m/s，则孔口数为

$$n = \frac{q}{\frac{\pi}{4}d_2^2 v_2} = \frac{0.00048}{\frac{3.14}{4} \times 0.01^2 \times 1.5} = 4$$

孔口间距为 $\frac{9.6}{4} = 2.4$ m，配水管上与滤池池壁相邻的孔口距池壁1.2 m。每个孔口配水面为一正方形，配水面积为 $2.4 \times 2.4 = 5.76(m^2)$，孔口沿管下方两侧交错排列。

集水系统与配水管道系统相同，孔口设在管底中心线上。

5. 水头损失

配水管孔口水头损失 $h_1 = \frac{v_2^2}{2g\mu^2}$

式中　μ——孔口流量系数，当孔口直径与管壁厚度之比为$\frac{10}{3.5}$

$=2.86$时，$\mu=0.63$。

$$h_1=\frac{1.5^2}{0.63^2\times2\times9.8}=0.29(\text{m})$$

滤池填料层水头损失h_2取1.0mH_2O，配水井与滤池间管道水头损失h_3取0.3mH_2O，配水井水头损失h_4取0.4mH_2O，则配水井水面应高出滤池水面

$$h=h_1+h_2+h_3+h_4=0.29+1.0+0.3+0.4$$

$$=1.99(\text{m})$$

第九章　湖塘法处理构筑物

湖塘法处理构筑物是利用天然洼地或人工修筑的较浅的土池塘存放污水，而利用水中微生物对污水进行处理的一类处理设施，一般称为氧化塘、生物塘或稳定塘。

根据湖塘的水深及所承受的有机负荷的不同，湖塘内起主要处理作用的微生物种类也不相同，据此可将湖塘分为好氧塘、厌氧塘和兼性塘三类。此外为克服天然好氧塘供氧不足而发展起来的曝气湖（塘）既可以看作是人工充氧的好氧塘，也可以看作是无污泥回流的大型活性污泥法曝气池。本书将这四类湖塘归并在一起，合称为湖塘法处理构筑物。

根据污水进入湖塘后是否连续出水，又可将湖塘分为两类：一类是流通塘，另一类是储存吸收塘。

湖塘法既可用于处理生活污水，也可用于处理工业废水；既可作为二级处理设施，也可作为三级处理对污水进行精制的设施。

由于湖塘法所用设施构造简单，易于维护管理，对污水净化的效果良好，不但基建投资和日常运行费用低，而且节省能源，便于污水资源化，可使污水净化与综合利用相结合，所以成为发展中国家最常用的污水处理设施。

湖塘法的主要缺点是：

（1）占地面积大。

（2）选址或工程措施不当可能使地下水遭受污染。

（3）会散发臭气，滋生蚊蝇，卫生条件欠佳。

（4）污水净化效果受季节、气温、光照等自然和地理条件控制，因地因时而异，不够稳定。

各类湖塘法的比较及适用条件见表9-1。

湖塘法处理设施在设计中一般采用如下数据及措施：

表 9-1　　各类湖塘法的比较及适用条件

项目	类型			
	好氧塘	兼性塘	厌氧塘	曝气塘
优点	1.基建投资和运行维护费用低 2.管理方便 3.处理程度高	1.基建投资和运行维护费用低 2.管理方便 3.较耐受冲击负荷	1.占地省（因池子深） 2.对冲击负荷耐受力强 3.贮存污泥的容积大 4.所需动力少 5.作为串联塘的第一级可减少后续塘容积	1.体积小，占地省 2.处理程度高 3.耐冲击负荷 4.无臭味
缺点	1.池容大，占地多 2.可能有臭味 3.出水中带有藻类，需设法去除	1.池容大，占地多 2.夏季常有浮泥层出现 3.出水水质有波动 4.可能有臭味	1.对温度要求高 2.臭味大	1.耗费动力，运行维护费用高 2.出水中含固体物质高 3.水面起泡沫
适用于	1.适于去除营养物 2.处理溶解性有机物 3.处理二级处理后的出水	1.适于处理城市污水与工业污水 2.为处理小城镇污水最常采用的处理系统	1.适于处理高温、高浓度污水 2.适用作串联塘中的第一级	适于处理城市污水与工业污水

（1）湖塘法的设计流量按平均日污水量计，设计表面积按$\frac{1}{2}$水深处计算。

（2）对于城市污水，各类湖塘的停留时间及BOD_5负荷等可参考表9-2选用。若按复氧数值计算，一般采用6～8g氧/(m^2·d)；对于工业污水应通过试验确定。

（3）湖塘的分格数应不少于2格，且设计成既可按串联方式运行，也可按并联方式运行。

（4）串联湖塘的级数，对于已经初次沉淀的污水，不少于4～5级；对于经过生化处理的污水，采用2～3级。每级面积

表 9-2　　湖塘法处理设施的设计数据

项　　目	塘　　类			
	好氧塘	兼性塘	厌氧塘	曝气塘
深　度（m）	0.15～0.5	1～2.5	2.5～5	2～6
停留时间（d）①	2～6	7～30	20～50	3～10
负荷〔$kgBOD_5/(10^4 m^2 \cdot d)$〕	80～160	50～200	200～500	300～600
BOD_5 去除率（%）	80～95	70～95	50～80	80～95
藻类浓度（mg/L）	100～260	10～50	0～5	
出水SS（mg/L）	150～300	40～100	80～160	80～250
温度范围（℃）	0～30	0～50	5～50	0～40

① 用作三级处理的湖塘，停留时间一般为1.5～3 d。

根据计算确定，一般采用$1.5\times10^4\sim2.5\times10^4 m^2$。

（5）多级串联湖塘应设回流设施，回流比（回流污水量：进湖塘污水量）可取1:6。

（6）湖塘的平面形状可因地制宜，可长、可方、可圆，但一般采用矩形，其长宽比不大于3。

（7）湖塘的堤坝应构筑坚固，防冲防渗。堤顶最小宽度为1.8～2.4 m；堤坝坡度（横:竖）应为

外坡　4:1～5:1；

内坡　3:1～2:1。

应在内坡水面上下各0.5 m的范围内采取防止波浪冲刷的措施，如加衬砌或堆置防冲乱石。

（8）湖塘的保护高度应不小于0.9 m。

（9）湖塘的进水口，对于圆形或方形湖塘，宜设在接近中心处；对于矩形湖塘，宜设在1/3池长处。进水口应距塘底1 m。

（10）对于湖塘的出口，宜在不同高度的断面上设置可调控的孔口或堰板，以适应湖塘内水深的变化。

（11）湖塘出口前应设置拦截浮渣的挡板。但在处理二级出水的湖塘出口前，为避免截留藻类，可不设挡板。

（12）各级湖塘的每个进出水口均应设置单独的闸门；各级湖塘之间应设有超越设施，以便轮流清除湖塘内的污泥。

（13）湖塘底一般应采取隔水措施，如垫0.3～0.6 m厚的粘

土层。底面应有一定坡度坡向出口方向；拐角处做成圆角，以免积泥。

（14）多级湖塘的后部可建成养鱼塘，但其水质必须符合《渔业水质标准》（见附录四）。

【例题 9-1】. 好氧塘的计算（1）。

（一）已知条件

某厂工业污水水质与生活污水近似，拟用好氧塘进行处理。其污水量$Q = 4000\,m^3/d$，污水溶解性BOD_5浓度$L_0 = 100\,mg/L$，其他已知条件如下：

（1）进水中悬浮物很少，可忽略不计；

（2）要求出水BOD_5浓度L_e不超过10 mg/L；

（3）经试验，一级动力学方程中溶解性BOD_5的去除速率常数$k = 0.25\,d^{-1}$（20℃时）；

（4）温度修正系数$\theta = 1.06$（一般范围：1.06～1.12）；

（5）夏季塘内水温32 ℃，冬季塘内水温10 ℃；

（6）当地条件容许每个塘的最大面积为$4 \times 10^4\,m^2$，最大水深$h = 1\,m$。

（二）设计计算

1. kT值

BOD_5去除率为

$$\eta = \frac{L_0 - L_e}{L_0} = \frac{100 - 10}{100} = 90\,\%$$

故残存率

$$\frac{L_e}{L_0} = 1 - \eta = 10\,\%$$

假设湖塘的扩散因数$d = 0.5$（一般为0.1～2.0），由图9-1查得对应于$d = 0.5$及$\frac{L_e}{L_0} = 10\,\%$的$kT = 5$。

2. 停留时间T

（1）冬季条件下

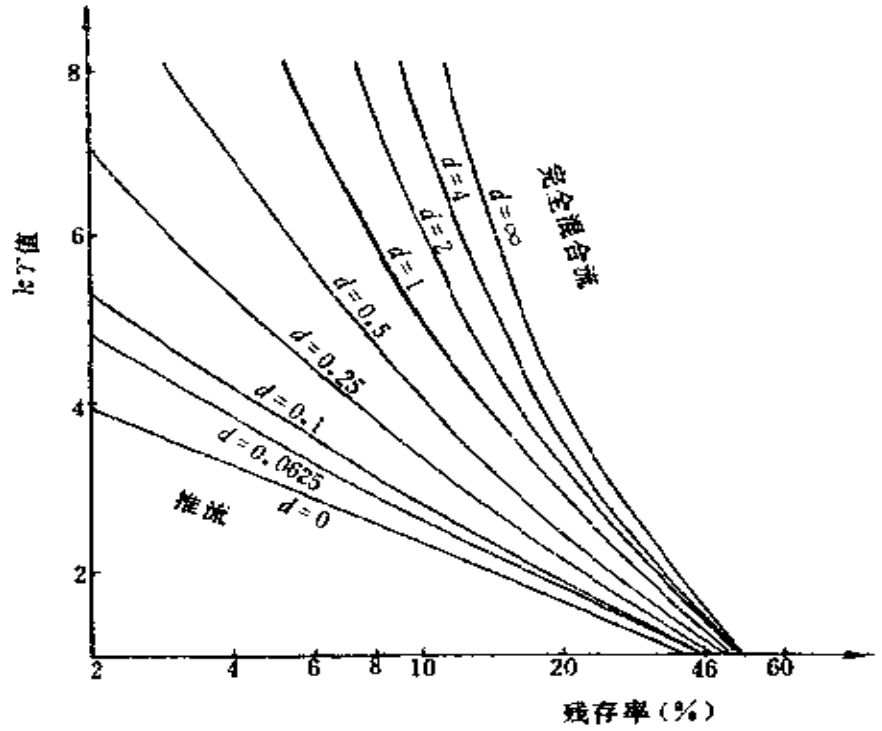


图 9-1 不同扩散因数时BOD_5残存率与kT的关系

$$k_t = k_{20}\,\theta^{(t-20)}$$

$$k_{10} = 0.25 \times 1.06^{(10-20)} = 0.14$$

$$T = \frac{kT}{k} = \frac{5}{0.14} = 35.7(\text{d})$$

（2）夏季条件

$$k_{32} = 0.25 \times 1.06^{(32-20)} = 0.50$$

$$T = \frac{kT}{k}$$

$$= \frac{5}{0.50} = 10(\text{d})$$

3.所需的湖塘面积A

$$A = \frac{QT}{h}$$

$$= \frac{4000 \times 35.7}{1.0} = 142800(\text{m}^2)$$

4. 湖塘分格数 n

$$n = \frac{A}{A_1}$$

$$= \frac{14.2\times10^4}{4\times10^4} \approx 4 \text{ 格}$$

5. 用另一种计算方法验证以上设计

（1）确定负荷 q

由图9-2知，对应于湖塘水深为1 m的冬季面积负荷 q 约为 30 kgBOD_5/(10^4 m^2 · d)。

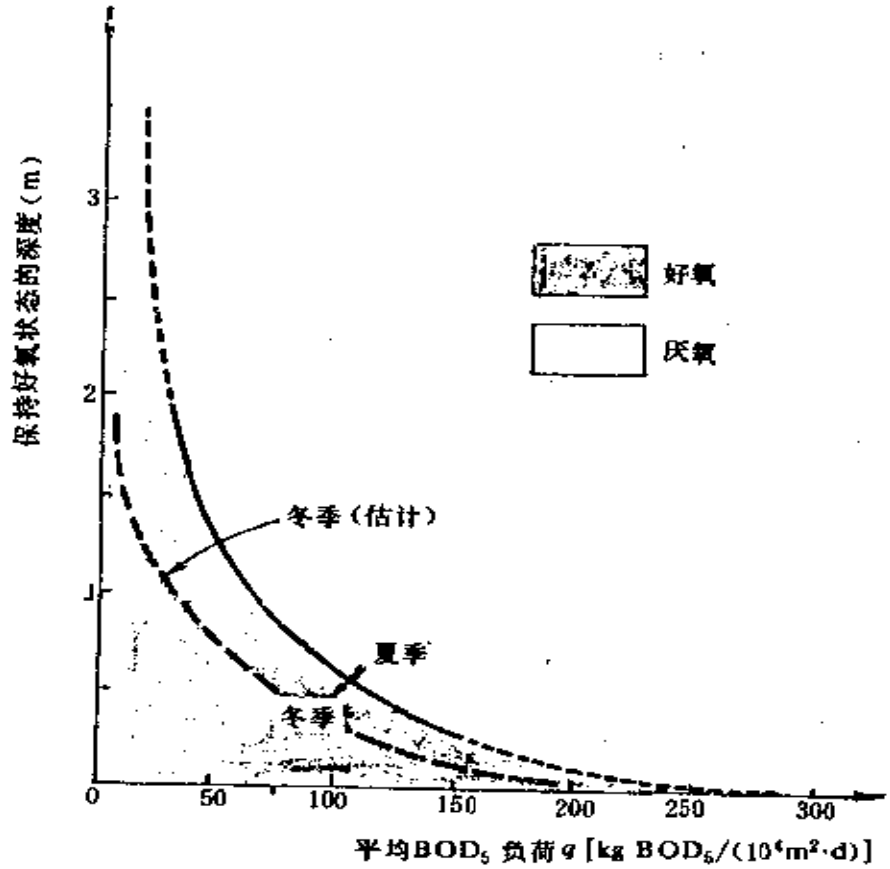


图 9-2　秋季条件下氧化塘中好氧层厚度与BOD_5负荷的大致关系

（2）水力停留时间 T

$$T = \frac{hL_0}{1000q} = \frac{1\times100}{1000\times30/10^4} = 33.3(\text{d}) \qquad (9-1)$$

可见，第2步求出的停留时间T = 35.7d可用，以上设计正确。

【例题 9-2】 好氧塘的计算（2）。

（一）已知条件

某啤酒厂废水拟用好氧塘进行预处理，废水在塘内停留时间T = 1d，进塘的BOD_5浓度L_0 = 2500mg/L，SS_0 = 500mg/L（不可降解），反应常数k = 40d^{-1}，a = 0.5，b = 0.1d^{-1}。欲求该塘出水的BOD及SS。

（二）设计计算

1. 出水BOD_5

经处理后，BOD_5的残存率$\frac{L_e}{L_0}$符合公式（9-2），即

$$\frac{L_e}{L_0}=\frac{1+bT}{akT} \tag{9-2}$$

所以

$$L_e=\frac{L_0(1+bT)}{akT} \tag{9-3}$$

$$L_e=\frac{2500\times(1+0.1\times1)}{0.5\times40\times1}=138\ (\text{mg/L})$$

塘内活性生物体产量W_V可按公式（9-4）计算：

$$W_V=\frac{a(L_0-L_e)}{1+bT} \tag{9-4}$$

所以

$$W_V=\frac{0.5\times(2500-138)}{1+0.1\times1}=1074\ (\text{mgVSS/L})$$

设1kgVSS可产生0.3kgBOD_5，则出水BOD_5的浓度为

$$L_e+0.3W_V=138+0.3\times1074$$
$$=460\ (\text{mg/L})$$

2. 出水SS

设SS中VSS占80%，则出水中SS为

$$SS=SS_0+\frac{W_V}{0.8}$$
$$=500+1074/0.8=1843\ (\text{mg/L})$$

【例题 9-3】 兼性塘的设计计算。

（一）已知条件

某乡镇生活污水量 $Q = 3800 m^3/d$，污水BOD_5浓度$L_0 = 250$ mg/L，20 ℃时氧化速率常数 $k = 0.17 d^{-1}$。拟用兼性湖塘进行处理。塘内水深 $h = 1.5 m$，冬季塘内水温 $t = 10$ ℃。要求出水20 ℃时BOD_5浓度L_e不大于25 mg/L。

（二）设计计算

1.所需停留时间T

对于单个兼性塘或厌氧塘，可用公式（9-2)所表达的动力学公式进行计算，即

$$\frac{L_e}{L_0} = \frac{1}{1 + kT} \tag{9-5}$$

则

$$T = \frac{L_0 - L_e}{kL_e}$$

$$= \frac{250 - 25}{0.17 \times 25} = 53\ (d)$$

2.所需湖塘面积A

$$A = \frac{V}{h} = \frac{QT}{h}$$

$$= \frac{3800 \times 53}{1.5} = 134267\ (m^2)$$

3.塘面的有机负荷q及好氧层厚度h_0

$$q = \frac{L_0 Q}{A}$$

$$= \frac{250 \times 3800}{134267} = 7.075\ [g/(m^2 \cdot d)]$$

$$= 70.8 kg/(10^4 m^2 \cdot d)$$

由图9-2，查得对应于$q = 70.8 kgBOD_5/(10^4 m^2 \cdot d)$的好氧层厚度$h_0$为：

冬季

$$h_0 \approx 0.5 m$$

夏季　　$h_c \approx 1.0\,m$

4. 出水BOD_5浓度L_e

由公式（9-5）得

$$L_e = \frac{L_0}{1 + kT} \tag{9-6}$$

当停留时间$T = 53d$，20℃条件下，$k = 0.17d^{-1}$，代入公式（9-6），$L_e = 25\,mg/L$，满足要求。

冬季（$t = 10$℃）条件下，取$\theta = 1.085$（生活污水常为1.085，工业废水为1.04～1.21），则

$$k_{10} = k_{20}\theta^{(10-20)}$$

$$= 0.17 \times 1.085^{10-20} = 0.075\,(d^{-1})$$

$$L_e = \frac{250}{1 + 0.075 \times 53} = 50(mg/L)$$

【例题 9-4】 厌氧塘的计算。

（一）已知条件

某食品工厂排出的污水量$Q = 500\,m^3/d$，污水经初次沉淀后BOD_5浓度$L_0 = 1800\,mg/L$，拟用厌氧塘处理后排入城市排水系统，然后入城市污水厂再进行生物处理。根据国家污水综合排放标准，要求工厂排水的BOD_5浓度L_e不得超过600 mg/L。

（二）设计计算

1. 选定设计负荷F及塘内水深h

因食品工业污水的水质与生活污水类似，参考表9-2选用塘面负荷$q = 350\,kgBOD_5/(10^4\,m^2 \cdot d)$，水深$h = 2.6\,m$。

2. 所需湖塘面积A

$$A = \frac{(L_0 - L_e)Q}{q} \tag{9-7}$$

所以

$$A = \frac{(1800 - 600) \times 500}{1000 \times (350/10^4)}$$

$$= 17143\,(m^2)$$

采用长$L = 160\,m$、宽$B = 107\,m$的矩形平面。

3. 湖塘有效容积V

$$V = Ah$$
$$= 17143 \times 2.6$$
$$= 44572\ (m^3)$$

4. 停留时间T

$$T = \frac{V}{Q}$$
$$= \frac{44572}{500} = 89\ (d)$$

【例题 9-5】 厌氧好氧串联塘的计算。

（一） 已知条件

某厂有机化学污水，污水流量 $Q = 4000\ m^3/d$，已知条件如下：

（1）要求先串联两个停留时间相等的厌氧塘将污水的COD由2000 mg/L降到400 mg/L，然后再串联一个好氧塘将COD由400 mg/L降到50 mg/L。

（2）湖塘内水温：冬季15℃，夏季30℃。

（3）对该污水在25℃条件下所做试验的结果见表9-3。

表 9-3　　例题9-5的试验数据

塘　类	试验编号	进水浓度L_0（mgCOD/L）	出水浓度L_e（mgCOD/L）	停留时间T（d）
厌氧塘	1	3000	1000	40
	2	2000	667	40
	3	1200	400	40
好氧塘	4	700	49	40
	5	400	28	40
	6	300	21	40

（4）温度系数 $\theta = 1.07$（θ与工艺条件有关，应通过试验求得）。

（二）设计计算

1.根据试验数据计算出每次试验的$\left(\frac{L_0-L_e}{T}\right)$值

试验数据见表9-4。

表 9-4　　例题9-5的计算表

塘　类	试验编号	进水浓度 L_0 (mgCOD/L)	出水浓度 L_e (mgCOD/L)	停留时间 T (d)	$\frac{L_0-L_e}{T}$ [mg/(L·d)]
厌氧塘	1	3000	1000	40	50.0
	2	2000	667	40	33.3
	3	1200	400	40	20.0
好氧塘	4	700	49	40	16.3
	5	400	28	40	9.3
	6	300	21	40	7.0

2.根据表9-4作出$\left(\frac{L_0-L_e}{T}\right)$与$L_e$的关系曲线

$\left(\frac{L_0-L_e}{T}\right)-L_e$关系曲线如图9-3。

3.求反应常数k

BOD_5去除的动力学公式如公式（9-8）

$$\frac{L_0-L_e}{T}=kL_e \tag{9-8}$$

可见，图9-3中直线的斜率即等于k，由此求得

$$k(\text{厌氧塘})=0.05\,d^{-1}$$

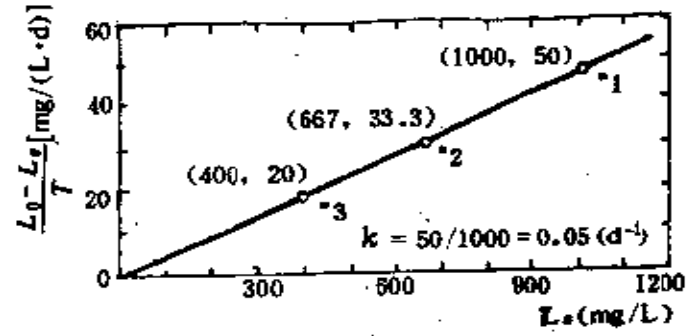
$$k(\text{好氧塘})=0.335\,d^{-1}$$

4.反应常数

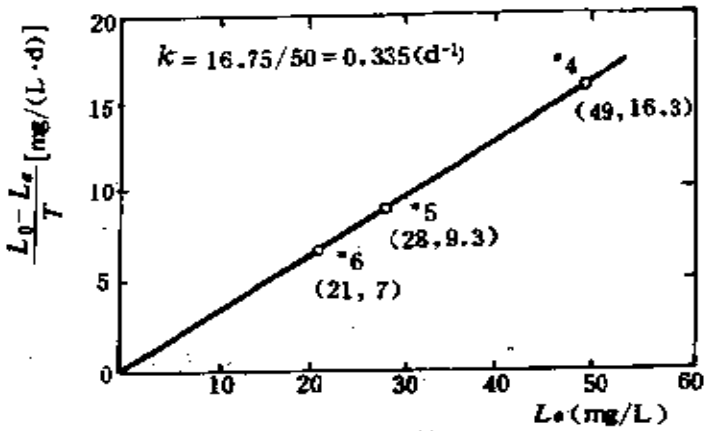
由于冬季最不利，是设计控制因素，所以先求冬季($T=15℃$)的反应常数

厌氧塘　$k_{15}=0.05\times1.07^{(15-25)}=0.0254(d^{-1})$

好氧塘　$k_{15}=0.335\times1.07^{(15-25)}=0.170\,(d^{-1})$



(a)



(b)

图 9-3　例题9-5的 $\left(\frac{L_0-L_e}{T}\right)-L_e$ 关系曲线

（a）厌氧塘；（b）好氧塘

5.各塘停留时间及总停留时间

（1）厌氧塘的停留时间 T_1（$=T_2$）

两个湖塘串联时，符合公式（9-9）：

$$\frac{L_e}{L_0}=\frac{1}{(1+k_1T_1)(1+k_2T_2)} \tag{9-9}$$

今两个厌氧塘的反应常数 k 及停留时间 T 都相等，所以

$$\frac{L_e}{L_0}=\frac{1}{(1+kT)^2} \tag{9-10}$$

或

$$T=\frac{1-\left(\frac{L_e}{L_0}\right)^{1/2}}{k\left(\frac{L_e}{L_0}\right)^{1/2}} \tag{9-11}$$

于是
$$T_1 = T_2 = \frac{1 - \left(\frac{400}{2000}\right)^{1/2}}{0.0254 \times \left(\frac{400}{2000}\right)^{1/2}}$$

$$= 48.7(\text{d})$$

（2）好氧塘的停留时间T_3

好氧塘的动力学公式也可用公式（9-5)表达，即

$$\frac{L_e}{L_0} = \frac{1}{1 + kT}$$

解得
$$T = \frac{1 - \frac{L_e}{L_0}}{k\frac{L_e}{L_0}}$$

所以
$$T_3 = \frac{1 - \left(\frac{50}{400}\right)}{0.17 \times \left(\frac{50}{400}\right)} = 41.2(\text{d})$$

（3）总停留时间T

总停留时间T等于两个串联厌氧塘与一个后续好氧塘三者停留时间的总和，即

$$T = T_1 + T_2 + T_3$$

$$= 48.7 + 48.7 + 41.2 = 138.6(\text{d})$$

6. 第一个厌氧塘出水的COD

如前所述，单个厌氧塘的动力学公式可用公式(9-5)表达，即

$$\frac{L_e}{L_0} = \frac{1}{1 + kT}$$

今两个厌氧塘串联工作，所以第一塘的出水与第二塘的进水相等，令其都是L_m。

现在两个厌氧塘工作条件也一样，即T、k都相等，所以去除率及残存率$\frac{L_e}{L_0}$也都相等，即

$$\frac{L_m}{L_0}=\frac{L_e}{L_m}$$

所以 $$L_m=\sqrt{L_0 L_e}$$

$$=\sqrt{2000\times 400}=894\ (\mathrm{mg/L})$$

7. 湖塘的面积

（1）厌氧塘面积

取两个厌氧塘的深度相等，都为4m，即$h_1=h_2=4\mathrm{m}$，则每个厌氧塘的面积

$$A_1=A_2=\frac{QT}{h_2}$$

$$=\frac{4000\times 48.7}{4}=48700\ (\mathrm{m^2})$$

（2）好氧塘所需面积

1）先假定一个好氧层厚度h_3（即氧的贯穿深度），例如设$h_3=1\mathrm{m}$。

2）从已知的停留时间T及流量Q，计算塘面积A_3的第一个近似值，即

$$A_3=\frac{QT}{h_3}$$

$$=\frac{4000\times 41.2}{1.0}=164800(\mathrm{m^2})$$

3）按以上假定的h_3所得出的面积A_3计算表面负荷q_3，并设$\mathrm{BOD_5/COD}=0.7$，将COD浓度换算成$\mathrm{BOD_5}$浓度，于是

$$q_3=\frac{L_0 Q}{A_3\times 1000}$$

$$=\frac{(400\times 0.7)\times 4000}{164800/10^4\times 1000}$$

$$=67.96\ [\mathrm{kgBOD_5/(10^4 m^2\cdot d)}]$$

4）按以上计算所得负荷值q_3，从图9-2查得其所对应的冬季氧贯穿深度为0.6m。

此贯穿深度值与第一次假设的h_3值相差较大，因此必须另假定一个值h_3'使其逐步逼近。今设$h_3'=0.75\text{m}$，然后再重复以上1)～4)步计算：

$$A_3=\frac{4000\times 4.12}{0.75}=219733(\text{m}^2)$$

$$q_3=\frac{(400\times 0.7)\times 4000}{219733/10^4\times 1000}$$

$$=50.9[\text{kgBOD}_5/(10^4\ \text{m}^2\cdot\text{d})]$$

按此负荷q_3值查图9-2得相应的氧贯穿深度为0.75m，可见正好与第二次假设值h_3'相等，与h_3'相应的计算数据A_3、q_3可用。

（3）检验湖塘水面藻类所产生的氧量能否充分满足BOD_5降解需要。

这里要用到一个奥斯瓦德（Oswald）提出的公式：

$$OP=0.28F_0I_L \qquad (9-12)$$

式中 OP——藻类所产生的氧量，$\text{kgO}_2/(10^4\ \text{m}^2\cdot\text{d})$；

F_0——光的转换效率；

I_L——光强度，$\text{cal}^*/(\text{cm}^2\cdot\text{d})$。

通常假定$F_0=4\%$，代入式（9-12），则

$$OP=1.12I_L\approx I_L \qquad (9-13)$$

在纬度为30°的区域，其冬季和夏季的光强度I_L大约为100～300cal/($\text{cm}^2\cdot\text{d}$)，所以藻类产生的氧量$OP=100\sim300\ \text{kgO}_2/(10^4\ \text{m}^2\cdot\text{d})$。

今计算得好氧塘的BOD_5负荷为$50.9\text{kg}/(10^4\ \text{m}^2\cdot\text{d})$，不超过藻类所能提供的氧量$OP$，所以处理是可能的。

8.设计结果总结（如图9-4）

【例题 9-6】 曝气塘的计算。

一、设计概况

曝气塘和其他湖塘一样，至今尚无普遍通行的计算公式，其

* 1cal=4.1868J。

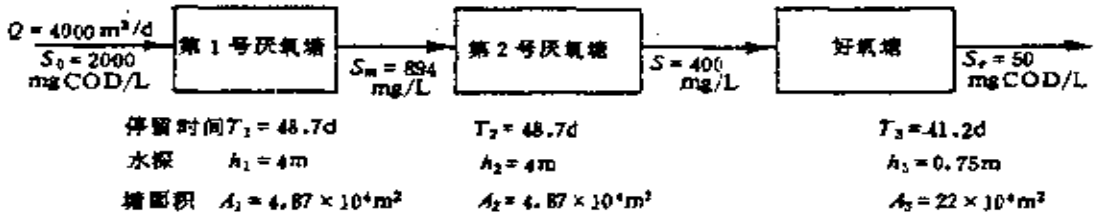


图 9-4 例题9-4设计结果图示

设计所需的参数及设计方法随所用的动力学公式而异，且多数参数值都随水质、水温和季节而不同，因此多通过试验求得。一般计算BOD和停留时间受冬天条件控制，而计算供氧和功率受夏天控制。随搅拌强度的不同，曝气塘也可有好氧和兼性之分。所需功率一般生活污水受搅拌要求控制，而工业污水受供氧能力控制。

二、设计例题

（一）已知条件

某居民区污水流量$Q = 4000\,m^3/d$，附近有洼地可建湖塘，但由于塘址离居民区较近，为保证卫生条件，决定塘内装设表面曝气器以加强供氧，其余条件如下：

（1）进水SS = 200mg/L；

（2）进水$BOD_5 = 200\,mg/L$，(L_0)；

（3）水温：夏季25℃，冬季15℃；

（4）20℃时BOD_5一阶动力学去除速率常数$k = 0.25\,d^{-1}$；

（5）温度系数$\theta = 1.06$；

（6）塘内水深$h = 1.8\,m$；

（7）湖塘扩散因素$d = 0.5$；

（8）要求BOD_5总去除率$\eta = 80\%$。

（二）设计计算

1.kT值

因要求BOD_5去除率$\eta = 80\%$，所以BOD_5残存率$L_e/L_0 = 1 - \eta = 20\%$，又知$d = 0.5$，由图9-1查得$kT = 2.4$。

2.冬季和夏季的BOD_5去除速率常数k

冬季 $$k_{15} = 0.25 \times (1.06)^{15-20} = 0.187\ (d^{-1})$$

夏季　　$k_{25}=0.25\times(1.06)^{25-20}=0.335\ (d^{-1})$

3. 停留时间

冬季　　$T=\dfrac{kT}{k_{15}}=\dfrac{2.4}{0.187}=12.8\ (d)$

夏季　　$T=\dfrac{kT}{k_{25}}=\dfrac{2.4}{0.335}=7.16\ (d)$

可见，应按冬季计算，取$T=12.8d$。

4. 曝气塘容积V及表面积A

$$V=QT$$
$$=4000\times12.8=51200\ (m^3)$$
$$A=\frac{V}{h}=\frac{51200}{1.8}=28444\ (m^2)$$
$$=2.84\times10^4\ m^2$$

5. 表面负荷q

$$q=\frac{QL_0}{A}$$
$$=\frac{4000\times200}{2.84/10^4\times1000}$$
$$=281.6\ [kgBOD_5/(10^4\ m^2\cdot d)]$$

6. 表面曝气器所需功率

假设曝气器所需的供氧量G相当于进水BOD_5量的2倍，又知典型表面曝气器的动力效率为24 $kgO_2/(kW\cdot d)$，所以，所需供氧量为

$$G=2\frac{L_0Q}{1000}$$
$$=2\times\frac{200\times4000}{1000}=1600\ (kgO_2/d)$$

所需功率为

$$P=\frac{G}{24}=\frac{1600}{24}=66.7\approx70\ (kW)$$

即需10kW机组 7 台。

7. 检验所加入机组的功率可否使塘水发生搅拌

单位塘容的功率

$$\frac{P}{V}=\frac{70\times10^3}{51200}=1.4\ (\mathrm{kW}/10^3\mathrm{m}^3)$$

一般最低要求$\frac{P}{V}=3\mathrm{kW}/10^3\mathrm{m}^3$，才可搅拌起塘内全部液体，可见70kW搅拌不起全塘水（塘水为上层好氧，下层厌氧）。

〔若按照满足全塘搅拌计，所需功率$P=3V=51200\times3/10^3=153.6$（kW），即需10kW机组16台。〕

第十章　污泥处理设施

污泥处置的一般方法、功能及流程如图10-1所示。图10-2为天津纪庄子污水处理厂污泥处理流程。

§10-1　污泥产量和污泥体积

污泥量和污泥体积是污泥处理设施设计的基本参数之一，污水处理产生的污泥量与污水的性质和处理过程有关。

【例题 10-1】 初次沉淀池产生的污泥量计算。

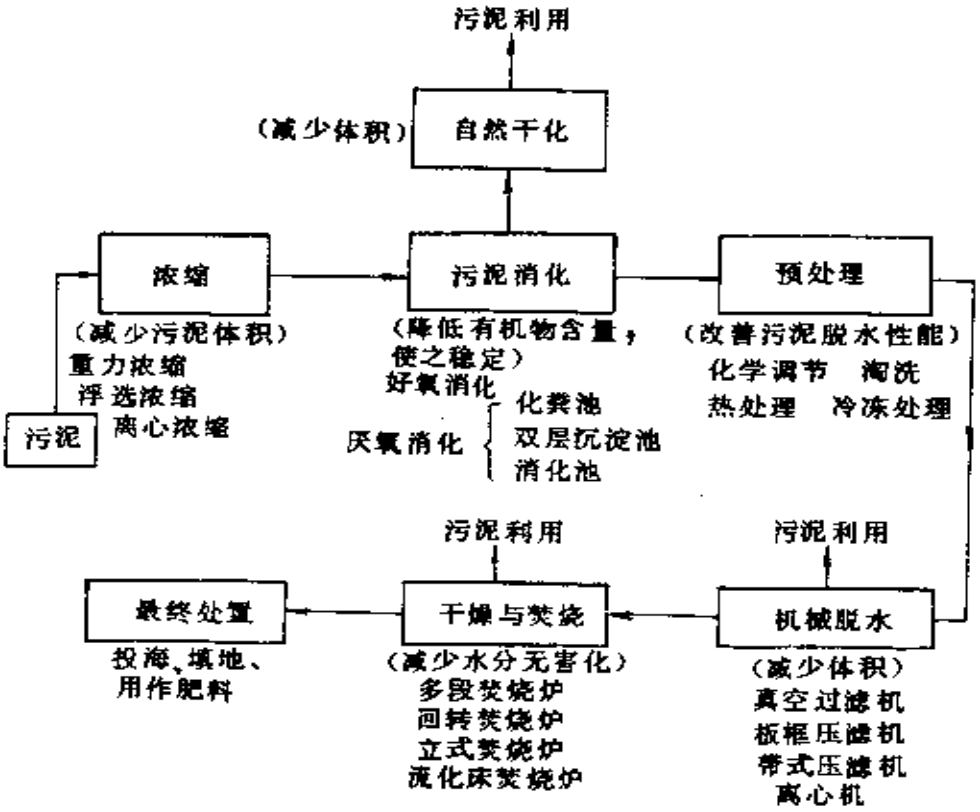


图 10-1　污泥处置方法、功能及流程图

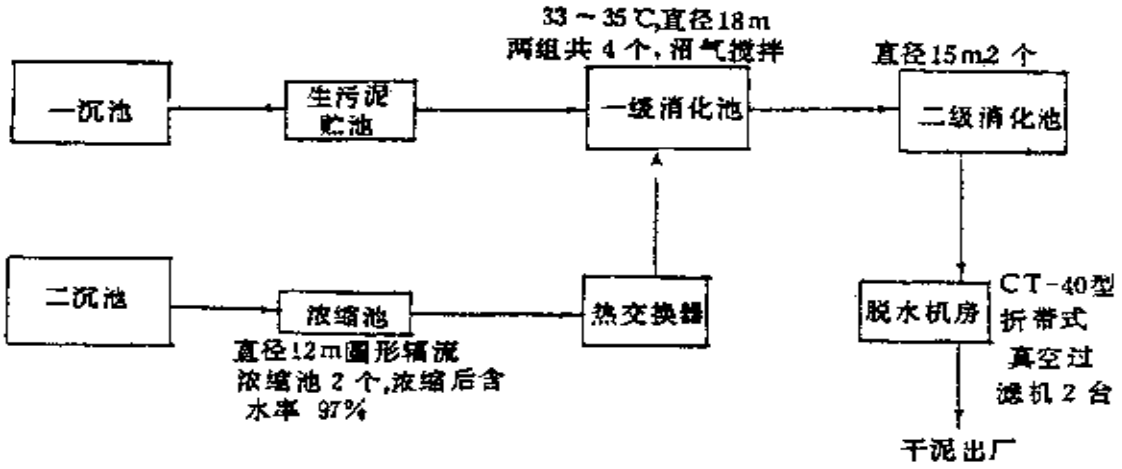


图 10-2 天津纪庄子污水处理厂污泥处理流程

一、设计概述

初次沉淀池的污泥量可根据污水中悬浮物浓度、污水流量、沉淀效率及污泥含水率进行计算。初次沉淀池污泥含水率一般为95%，密度为1000kg/m³。

对于生活污水，也可按每个设计人口每日所产生的污泥量计算。其数值示于表10-1。

表 10-1 生活污水沉淀产生的污泥量

沉淀时间 (h)	污泥量		污泥含水率 (%)
	[g/(d·人)]	[L/(d·人)]	
1.5	17～25	0.4～0.66 0.5～0.83	95 97
1.0	15～22	0.36～0.6 0.44～0.73	95 97

二、计算例题

（一） 已知条件

城市污水处理厂日处理水量$Q=150000m^3/d$，原污水中悬浮物浓度$c_0=265mg/L$，初次沉淀池效率65%，污泥含水率$P=95\%$，污泥密度$\rho=1000kg/m^3$。

（二）设计计算

1.每日沉淀池产生的干物质量W

$$W=\frac{c_0\eta Q}{1000}$$

式中 c_0——原污水中悬浮物浓度，mg/L；

η——初次沉淀池沉淀效率，以小数计；

Q——处理污水量，m^3/d。

则 $$W=\frac{265\times0.65\times150000}{1000}=25837.5\ (kg/d)$$

2.每日初次沉淀池产生的污泥体积

$$V=\frac{W}{(1-P)\rho}=\frac{25837.5}{(1-95\%)\times1000}=516.8\ (m^3/d)$$

【例题 10-2】 用活性污泥法计算剩余活性污泥量。

一、设计概述

活性污泥法系统中，微生物对可生物降解的有机物进行生物氧化，并把氧化过程中产生的能量中一部分用于合成新的细胞物质，数值上与去除的BOD_5数量（即污水流量与BOD_5减少值L_r的乘积）成正比，比例系数a称为产率系数。同时微生物的内源呼吸即细胞的自身氧化作用与新细胞的合成同时发生，由于内源呼吸活性污泥系统中细胞物质减少量与曝气池中挥发活性污泥的总量（即曝气池有效容积V与曝气池中MLVSS浓度的乘积）成正比，比例系数b称为自身氧化率。城市生活污水或性质与之相近的工业废水a值可取0.5～0.65，b值可取0.05～0.1d^{-1}。表10-2为几种工业废水的a、b值。从活性污泥法系统中排出的剩余活性污泥量还包括微生物絮体上吸附的污水中的悬浮物质的数量。总的剩余活性污泥量可以用下式表示：

$$\Delta W=(aQL_r-bX_vV)/f$$

式中 ΔW——每日剩余的活性污泥量，kg/d；

a——产率系数；

b——自身氧化率，d^{-1}；

Q——处理污水量，m^3/d；

L_r——进出水BOD_5的差值，kg/m^3；

X_V——曝气池中MLVSS浓度，kg/m^3；

V——曝气池的有效容积，m^3；

f——对于生活污水，$f=\frac{MLVSS}{MLSS}=0.75$。

表 10-2　　几种工业废水的 a、b 值

工业废水种类	a	b（d^{-1}）
合成纤维废水	0.38	0.10
亚硫酸盐浆粕废水	0.55	0.13
含酚废水	0.70	
纸浆和造纸废水	0.76	0.016
制药废水	0.72～0.77	
酿造废水	0.56	0.10
炼油废水	0.49～0.62	0.10～0.16
石油化工废水	0.31～0.72	0.05～0.18

二、计算例题

（一）已知条件

城市污水处理厂日处理水量$Q=150000m^3/d$，曝气池进水$BOD_5=250mg/L$，二次沉淀池出水$BOD_5=30mg/L$。曝气池有效容积$V=31250m^3$，曝气池中$MLSS=4g/L$，$f=\frac{MLVSS}{MLSS}=0.75$，曝气池回流污泥浓度$x_r=10g/L$，回流污泥含水率为99%，剩余活性污泥由二次沉淀池排放。

（二）设计计算

1.每日剩余活性污泥量

取$a=0.65$，$b=0.05$，曝气池中$MLVSS=MLSS\times f=4\times0.75=3$（g/L），则

$$\Delta W=(aQL_r-bVX_V)/f$$

$$=\left[0.65\times150000\times\frac{(250-30)}{1000}-0.05\times31250\times3\right]/0.75$$

$= 22350$（kg/d）

2.每日剩余活性污泥体积

每日排出的剩余污泥量W_s

$$W_s = \frac{\Delta W}{x_r} = \frac{22350}{10} = 2235 \ (m^3/d)$$

也可用下式计算：

$$W_s = \frac{\Delta W}{\rho(1-P)} = \frac{22350}{100 \times (1-0.99)} = 2235 \ (m^3/d)$$

§10-2 污泥的管道输送

输送污泥的方法有管道输送、卡车装运及驳船输送。但管道输送卫生条件好，成本低并可连续输送。各种输送方式的经济比较示于表10-3中。

表 10-3 污泥不同输送方式的经济比较

输送方法	投资	管理费	输送1m³污泥的成本
管道输送	1	1	1
驳船装运	0.82～1.30	2.60～4.00	6
卡车装运	2.25～7.0	27.0～34.0	30

压力管道输送需要污泥泵。目前用于管道输送的污泥泵有离心泵、隔膜泵、螺旋泵和旋转螺栓泵。

污水厂内部重力输泥管道坡度采用0.01～0.02。采用压力输泥管道时，建议最小设计流速示于表10-4中。污泥管中流速为1.0～1.5m/s时，处于层流状态，污泥管中流速大于1.5m/s时，处于紊流状态。污泥阻力随流速大小而变化，层流状态时，污泥流动阻力比水流大；紊流状态时，污泥流动阻力比水流小。根据污泥的流动特性，在设计输泥管道时，应采用较大流速，使污泥流动处于紊流状态，以减少污泥流动阻力。

表 10-4　　压力输泥管最小设计流速

污泥含水率（%）	最小设计流速（m/s）	
	管径150～250mm	管径300～400mm
90	1.5	1.6
91	1.4	1.5
92	1.3	1.4
93	1.2	1.3
94	1.1	1.2
95	1.0	1.1
96	0.9	1.0
97	0.8	0.9
98	0.7	0.8

污泥在层流流动时的水头损失可按下式计算：

$$h_f = \frac{32Lv}{D^2 g\rho}\left(\mu_{pl} + \frac{g\tau_0 D}{6v}\right)$$

式中 h_f——沿程水头损失，m；

L——污泥管道长度，m；

v——污泥流速，m/s；

D——管径，m；

ρ——污泥密度，kg/m³；

g——重力加速度，$g=9.81\text{m/s}^2$；

μ_{pl}——污泥塑性粘度，kg/(m·s)；

τ_0——污泥屈服剪应力，kg/m²。

污泥层流流动时的临界雷诺数由下式计算：

$$Re = \frac{vD\rho}{\mu'} < 2000$$

式中

$$\mu' = \mu_{pl} + \frac{g\tau_0 D}{6v}$$

μ_{pl}、τ_0和ρ可根据污泥性质和含水率查表10-5和图10-3～图10-5。

表 10-5　　污泥的屈服剪应力τ_0和塑性粘度μ_{pl}值

污泥种类	温　度（℃）	固体浓度（%）	τ_0（kg/m²）	μ_{pl}［kg/(m·s)］
水	20	0	0	0.001
初次沉淀污泥	12	6.7	4.386	0.028
消化污泥	17	10	1.530	0.092
消化污泥	17	12	2.244	0.098
消化污泥	17	14	2.958	0.101
消化污泥	17	16	4.386	0.116
消化污泥	17	18	6.222	0.118
活性污泥	20	0.4	0.0102	0.006
活性污泥	20	0.3	0.00714	0.005
活性污泥	20	0.2	0.00204	0.004

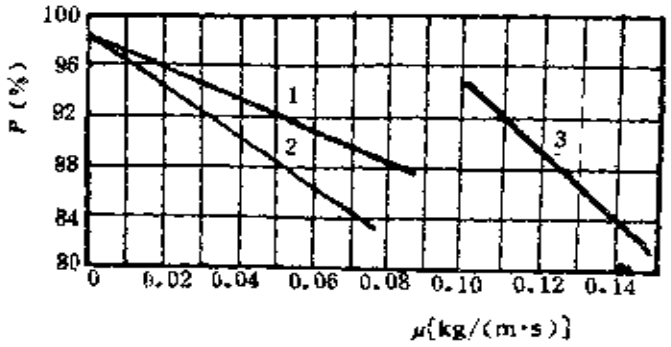


图 10-3　污泥含水率与粘度的关系

1—最大值；2—平均值；3—消化污泥平均值

污泥在紊流状态的水头损失可按下式计算：

$$h_f = 6.82\left(\frac{L}{D^{1.17}}\right)\left(\frac{v}{C_H}\right)^{1.85}$$

式中　C_H——海森-威廉（Haren-Williams）系数，C_H值与污泥浓度有关，见表10-6。

表 10-6　污泥浓度与C_H值

污泥浓度（%）	C_H
0	100
2	81
4	61
6	45
8.5	32
10.1	25

污泥管道的局部阻力用下式计算：

$$h_l = \zeta\frac{v^2}{2g}$$

式中 h_l——局部阻力水头损失，m；

ζ——局部阻力系数，见表10-7和表10-8。

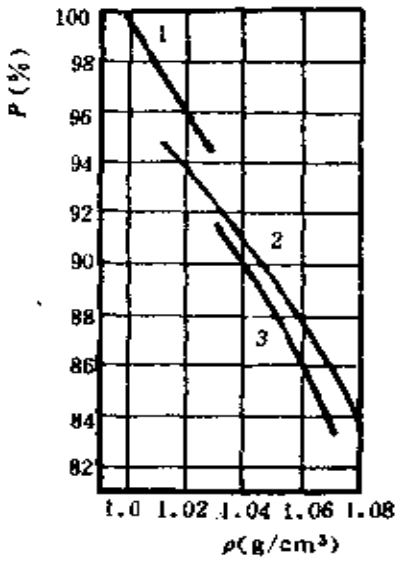


图 10-4 污泥含水率与密度的关系

1—初次沉淀污泥；2—消化污泥；3—双层沉淀池污泥

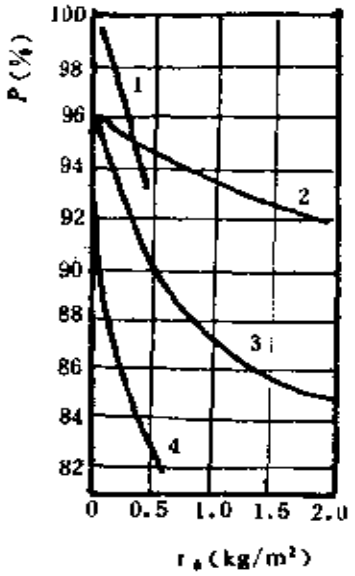


图 10-5 含水率与屈服剪应力的关系

1—初次沉淀污泥；2—消化良好污泥；3—消化不好污泥；4—双层沉淀池污泥

表 10-7 各种管件的局部阻力系数

管件名称	局部阻力系数 ζ 值		
	水	含水率98%污泥	含水率96%污泥
承插接头	0.4	0.27	0.43
三通	0.8	0.50	0.73
90°弯头	1.43 $\left(\frac{r}{R}=0.9\right)$	0.85 $\left(\frac{r}{R}=0.7\right)$	1.14 $\left(\frac{r}{R}=0.8\right)$
四通		2.5	

污泥倒虹管水头损失可按下式计算：

$$h=\left(h_f+\Sigma\zeta\frac{v^2}{2g}\right)e$$

式中 h_f——倒虹管段沿程水头损失，m；

$\Sigma\zeta$——所有管件局部阻力系数总和；

e——安全系数，一般为1.05～1.15。

表 10-8　　闸门的局部阻力系数 ζ 值

h/d	局部阻力系数 ζ 值	
	水	含水率为96%的污泥
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	13.0
0.2	28.70	27.7

【例题 10-3】 污泥管道输送水头损失计算。

（一）已知条件

初次沉淀池污泥含水率为96%，污泥管管径 $D=0.2\text{m}$，输送距离 $L=50\text{m}$，管内污泥流速 $v=2.5\text{m/s}$。

（二）设计计算

污泥在管中流速 $v=2.5\text{m/s}>1.5\text{m/s}$，污泥在管道中流动状态为紊流，含水率 $P=96\%$，查表10-5，$C_H=61$，则

$$h_f=6.82\frac{L}{D^{1.17}}\left(\frac{v}{C_H}\right)^{1.85}$$

$$=6.82\times\frac{50}{0.2^{1.17}}\times\left(\frac{2.5}{61}\right)^{1.85}\approx 6.08\ (\text{m})$$

§10-3　污　泥　浓　缩

污泥浓缩的目的在于减少污泥颗粒间的空隙水以减少污泥体积。污泥浓缩有重力浓缩和气浮浓缩。对初次沉淀池污泥，采用重力浓缩，对二次沉淀池排出的剩余污泥，用气浮浓缩的工艺在日美等国已占主流。我国大型污水处理厂多采用将初次沉淀池污泥排往生污泥贮池（湿污泥池），对二次沉淀池排出的剩余活性污

泥进行浓缩处理，浓缩后的剩余活性污泥与初次沉淀池污泥一并在消化池中进行消化。

【例题 10-4】 重力浓缩池的计算。

一、设计概述

重力浓缩池有间歇式和连续式两种。前者主要应用于小型污水处理厂，也包括湿污泥池；后者应用于大、中型污水处理厂。间歇式重力浓缩池设计原理与连续式重力浓缩池相同，污泥的排入与上清液的排出都是间歇进行的，在浓缩池的不同高度上设置上清液排出管。间歇式重力浓缩池如图10-6和图10-7所示。图10-6为不带中心圆筒的间歇式浓缩池，图10-7为有中心圆筒的间歇式

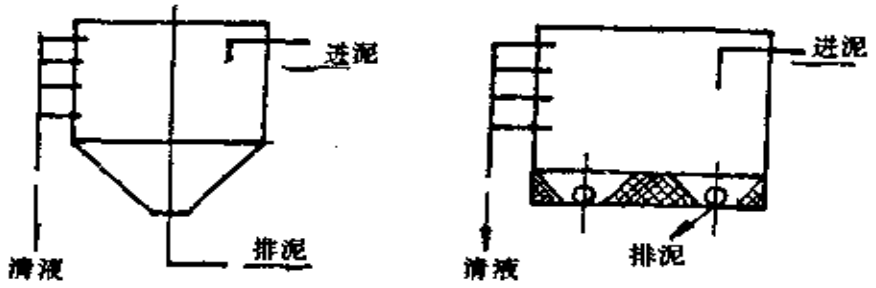


图 10-6 不带中心圆筒的间歇式浓缩池

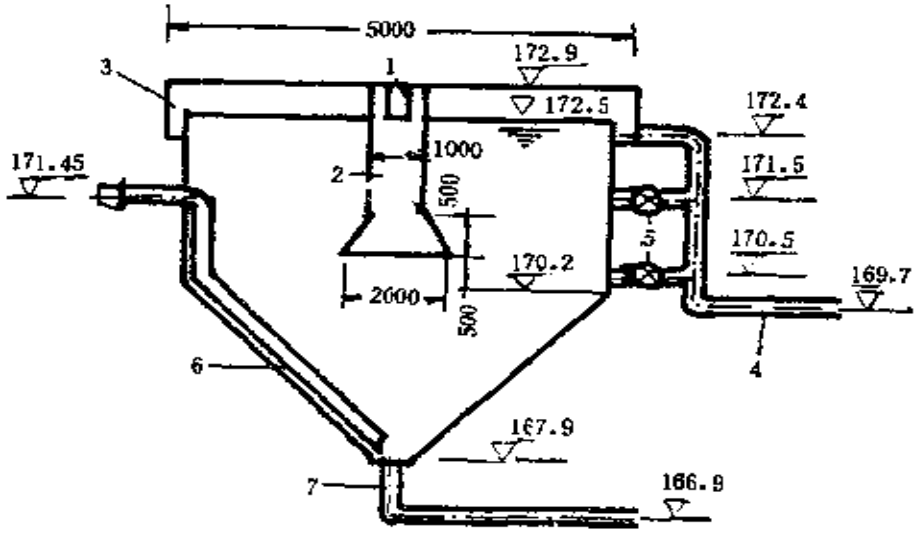


图 10-7 带中心圆筒的间歇式浓缩池

1—污泥入流槽；2—中心筒；3—出流堰；4—上清液排出管；5—闸门；6—污泥泵吸泥管；7—排泥管

浓缩池。连续式重力浓缩池形同辐流式沉淀池或竖流式沉淀池。图10-8所示为带刮泥机与搅动装置的连续式重力浓缩池。

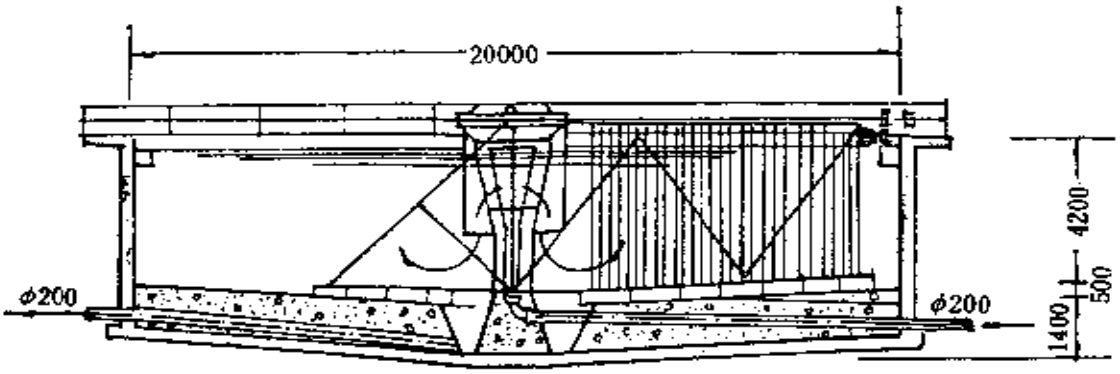


图 10-8 有刮泥机与搅动装置的连续式重力浓缩池

污泥浓缩池面积应按污泥沉淀曲线试验数据确定的固体通量来进行计算。如无污泥沉淀试验资料时可根据污泥种类、污泥中有机物的含量，参考下述固体通量数据：初次沉淀污泥含水率一般为95%～97%，固体通量为80～120 kg/(m²·d)，浓缩后的污泥含水率可达90%～92%；活性污泥的含水率一般为99.2%～99.6%，固体通量为20～30 kg/(m²·d)，浓缩后的污泥含水率约为97.5%。浓缩初次沉淀池与活性污泥的混合污泥时，进泥的含水率、固体通量及浓缩后的污泥含水率按两种污泥比例计算。表10-9为国外重力浓缩池运行参数，也可在设计计算时参考。浓

表 10-9 重力浓缩池运行参数(入流污泥浓度2～6g/L)

污泥类型	浓缩池污泥固体通量 [kg/(m²·d)]	浓缩污泥浓度 (g/L)
初次沉淀污泥	97.5～146	80～100
改良曝气活性污泥	73～122	70～85
活性污泥	24.4～29.2	25～30
腐殖污泥	39～48.8	70～90
初次沉淀污泥与改良曝气活性污泥混合	97.5～122	80～120
初次沉淀污泥与活性污泥混合	29.5～48.8	50～80
初次沉淀污泥与腐殖污泥混合	48.8～58.5	70～90

缩池有效水深一般采用4m。当采用竖流式沉淀池型的重力浓缩池时，水深按沉淀部分上升流速不大于0.1mm/s进行核算。浓缩时间10～16h。当浓缩二次沉淀池排出的剩余活性污泥时，浓缩时间9～12h，并以此确定池容。

间歇式重力浓缩池的污泥室容积应根据排泥方法和两次排泥间隔时间而定。采用定期排泥，两次排泥间隔一般取8h。采用竖流式浓缩池，当不设刮泥机时，污泥室截锥体与水平面形成的角度应不小于50°，中心管尺寸按污泥流量计算。对于辐流式污泥浓缩池的池底坡度，当采用吸泥机时，可采用0.003；当采用刮泥机时，可采用0.01。不设刮泥设备时，池底一般设有泥斗。泥斗与水平面的倾角应不小于50°。刮泥机的回转速度为0.75～4r/h，吸泥机的回转速度为1r/h。一般辐流式污泥浓缩池装设带有竖向栅条的污泥浓缩机。浓缩机除有刮泥的功能外，还起缓慢搅拌作用，提高浓缩效果。

二、计算例题

（一）已知条件

污水处理厂剩余活性污泥量 $Q=1700m^3/d$，含水率 $P_1=99.4\%$，污泥浓度6g/L，浓缩后污泥浓度为30g/L，含水率 $P_2=97\%$。

（二）设计计算

1.浓缩池直径

采用带有竖向栅条污泥浓缩机的辐流式重力浓缩池，浓缩池污泥固体通量 M 取27kg/(m²·d)。

浓缩池面积

$$A=\frac{Qc}{M}$$

式中 Q——污泥量，m^3/d；

c——污泥固体浓度，g/L；

M——浓缩池污泥固体通量，kg/(m²·d)。

则

$$A=\frac{1700\times6}{27}=377.8\ (m^2)$$

采用2个污泥浓缩池，每个池面积为$A/2=188.9m^2$，则浓缩池直径

$$D=\sqrt{\frac{4\times188.9}{3.14}}=15.5\ (m)$$

2.浓缩池工作部分高度h_1

取污泥浓缩时间$T=16h$，则

$$h_1=\frac{TQ}{24A}=\frac{16\times1700}{24\times377.8}=3.0\ (m)$$

3.超高h_2

h_2取0.3m。

4.缓冲层高h_3

h_3取0.3m。

5.浓缩池总高度H

$H=h_1+h_2+h_3=3.0+0.3+0.3=3.6\ (m)$

6.浓缩后污泥体积

$$V_2=\frac{Q(1-P_1)}{(1-P_2)}=\frac{1700\times(1-0.994)}{(1-0.97)}=340\ (m^3/d)$$

浓缩池配带竖向栅条周边传动刮泥机。浓缩池计算简图如图10-9所示。

【例题 10-5】 气浮浓缩池的计算。

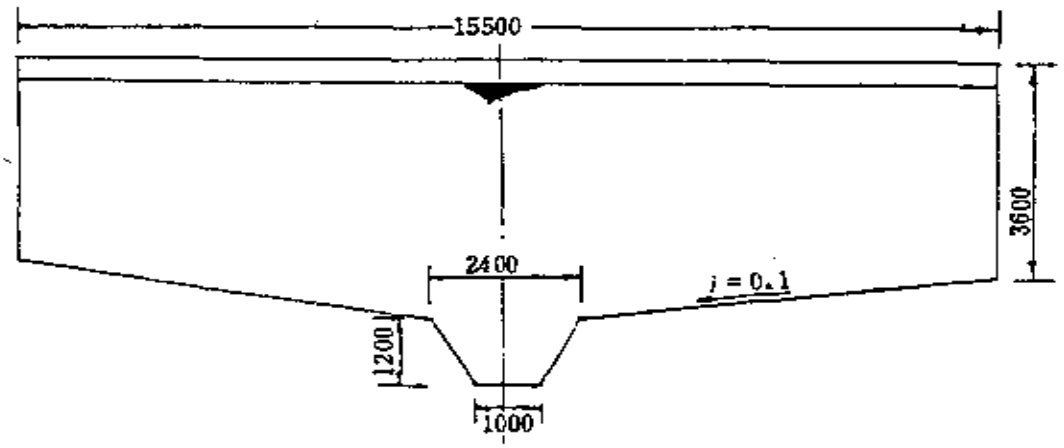


图 10-9 辐流式浓缩池计算简图

一、设计概述

气浮浓缩适用于浓缩比重接近于1的活性污泥和腐殖污泥。气浮浓缩能把含水率为99.5%的活性污泥浓缩到其含水率为94%～96%。浓缩活性污泥和腐殖污泥多采用如图10-10所示的出水部分回流加压溶气浮选流程。

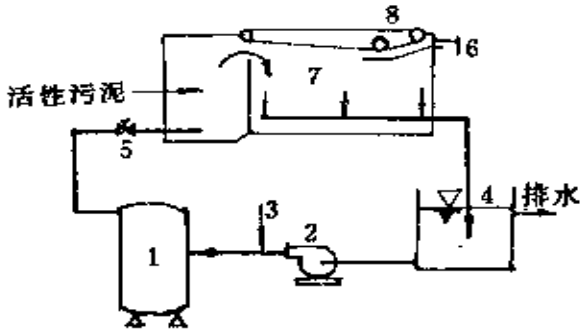


图 10-10 出水部分回流加压溶气浮选浓缩流程示意

1—溶气罐；2—加压泵；3—压缩空气；4—出流；5—减压阀；6—浮渣排除；7—气浮浓缩池；8—刮渣机械

设计有关规定和数据如下：

（1）气浮池有矩形和圆形两种，如图10-11和图10-12所示。每座气浮池处理能力小于100m^3/h时，多采用矩形池，矩形池长宽比一般为3:1～4:1，深度与宽度之比不小于0.3，有效水深一般为3～4m，水平流速一般为4～10mm/s。当每座气浮池处理能力大于100m^3/h时，多采用辐流式气浮池。每座气浮池的处理能力不应大于1000m^3/h，深度不小于3m。

（2）处理系统的进泥量应可以调节。浓缩活性污泥时，入流污泥浓度不大于5g/L，即污泥含水率不小于99.5%（包括回流部分）。

（3）当不投加化学混凝剂时，设计水力负荷为1～3.6m^3

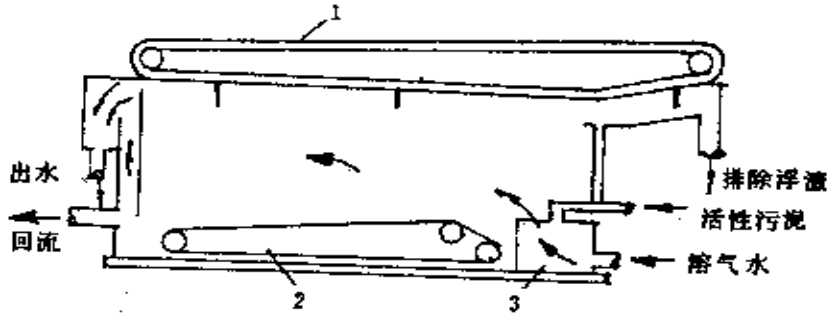


图 10-11 矩形气浮浓缩池

1—刮渣机；2—刮泥机；3—进泥室

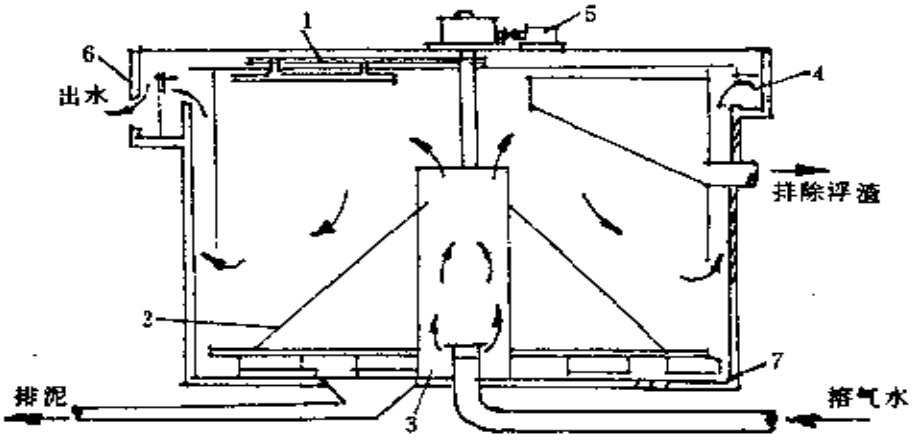


图 10-12 圆形气浮浓缩池

1—刮渣机；2—刮泥机；3—进泥室；4—浮渣槽；5—电动机；6—调节堰；7—池壁

/(m^2·h)，一般采用最大水力负荷为1.8m^3/(m^2·h)，固体通量为1.8～5.0kg/(m^2·h)。当活性污泥容积指数SVI为100时，固体通量采用5.0kg/(m^2·h)。气浮后污泥含水率一般为95%～97%。当投加化学混凝剂时，负荷可提高50%～100%，浮渣浓度可提高1%左右。聚合电解质或无机混凝剂投量一般为干固体重量的2%～3%。混凝剂的反应时间不小于5～10min。助凝剂的投加点一般在回流与进泥的混合点处。气浮池容积应按2h停留时间进行核算，投加化学混凝剂时应延长反应时间。

（4）利用出水设置的堰板可以调节污泥上浮后形成的水面以上的浮渣厚度，浮渣厚度一般应控制在0.15～0.3m。刮泥机刮板的移动速度一般采用0.5m/min，并应能进行调节，使其速度有可以减少或增加一倍的调节幅度。下沉污泥颗粒的泥量按进泥量的$\frac{1}{3}$计算。刮出的浮渣因含有空气，起始比重一般为0.7，贮存数小时后可因空气逸出而恢复正常。刮出的浮渣如用泵立即抽送，应选用不会堵塞的柱塞泵或离心泵。

（5）加压溶气的气固比$\frac{A}{S}$（气浮单位质量固体所需空气质量）一般采用0.005～0.04，入流污泥固体浓度高时，采用下限；

反之，采用上限。气固比最好通过气浮试验确定。溶气效率通常取50%。溶气罐容积一般按加压水停留1～3min计算，其绝对压力采用$29.4\times10^4\sim49.0\times10^4$Pa，罐体高与直径之比常为2～4。

（6）加压泵的出水管压力不应低于溶气罐压力，一般为$29.4\times10^4\sim49.0\times10^4$Pa。

（7）有回流气浮浓缩中的回流比R（加压溶气水流量与处理流量之比）一般为0.25～1.00。

（8）在1atm条件下，不同温度时空气在水中的溶解度及其容重示于表10-10。

表 10-10　　空气在水中溶解的有关参数

温　度（℃）	溶 解 度（mL/L）	空气容重（mg/L）
0	29.2	1252
10	22.8	1206
20	18.7	1164
30	15.7	1127
40	14.2	1092

（9）溶气释放器需用数量应根据所选用释放器的性能及溶气水的回流量来确定。每个溶气释放器工作半径为30cm。表10-11示出了TJ型溶气释放器的规格和性能。

表 10-11　　TJ型溶气释放器

型　号	规　格（mm）	不同压力下出流量［$m^3/(h\cdot个)$］				
		9.81×10^4Pa	19.6×10^4Pa	29.4×10^4Pa	39.2×10^4Pa	49.0×10^4Pa
TJ-2.5	25	2.00	2.37	2.81	3.14	3.45
TJ-5	50	3.20	4.61	5.60	6.31	7.01
TJ-10	75	7.09	8.70	10.55	11.75	

二、计算例题

（一）已知条件

剩余活性污泥量为1650m^3/d，污泥浓度c_0为5kg/m^3，即含

水率为99.5%。不投加混凝剂气浮试验确定的气固比$\frac{A}{S}=0.005$，污泥温度为20℃，要求将剩余活性污泥浓缩至含水率为97%，加压溶气的绝对压力为49.0×10^4Pa。

（二）设计计算

采用出水部分回流加压气浮流程。

1.回流比 R（加压溶气水流量与处理污泥流量之比）

设计两座气浮池，每座气浮池流量$Q=\frac{1650}{2}=825(m^3/d)=34.4m^3/h<100m^3/h$，所以采用矩形气浮池。以下均按单座气浮池计算。

污泥温度为20℃时，查表10-9，空气溶解度$c_s=18.7mL/L$，空气容重$\gamma=1.164g/L$，溶气效率$\eta=0.5$。

加压水回流量可以用下式计算：

$$Q_r=\frac{Qc_0\left(\frac{A}{S}\right)1000}{\gamma c_s\left(\eta\frac{p}{9.81\times10^4}-1\right)}$$

式中 Q——气浮处理的污泥量，m^3/d；

c_0——气浮污泥浓度，kg/m^3；

p——溶气罐中绝对压力，Pa；

η——溶气效率；

c_s——在一定温度、一个大气压下的空气溶解度，mL/L。

$$Q_r=\frac{825\times5\times0.005\times1000}{1.164\times18.7\times\left(\frac{0.5\times49.0\times10^4}{9.81\times10^4}-1\right)}$$

$$=632.7(m^3/d)=26.4m^3/h$$

回流比

$$R=\frac{Q_r}{Q}=\frac{632.7}{825}=0.77$$

总流量

$$Q_T = Q(1+R) = 825 \times (1+0.77)$$
$$= 1460.3(m^3/d) = 60.85 m^3/h$$

2.所需理论空气量G

$$A = \gamma c_s \left(\eta \frac{p}{9.81 \times 10^4} - 1 \right) \frac{Q_r}{1000}$$

$$= 1.164 \times 18.7 \times \left(0.5 \times \frac{49.0 \times 10^4}{9.81 \times 10^4} - 1 \right) \times \frac{632.7}{1000}$$

$$= 20.6 (kg/d)$$

当温度为20℃时，一个大气压下空气的容重为1.164 kg/m³，所需空气体积$V = \frac{20.6}{1.164} = 17.7(m^3/d)$。实际空气需要量为理论值的2倍，所以实际空气需要量为$17.7 \times 2 = 35.4 m^3/d$。

3.气浮浓缩池表面积

固体通量M按不加混凝剂考虑，$M = 100 kg/(m^2 \cdot d)$

污泥干重

$$W = Qc_0 = 825 \times 5 = 4125 (kg/d)$$

气浮池表面积

$$A = \frac{W}{M} = \frac{4125}{100} = 41.25 (m^2)$$

设气浮池长宽比$\frac{L}{B} = 4$，则

$$B = \sqrt{\frac{A}{4}} = \sqrt{\frac{41.25}{4}} = 3.21 (m)$$

$$L = 4B = 4 \times 3.21 = 12.85 (m)$$

4.气浮池高度

$$H = h_1 + h_2 + h_3$$

式中 h_1——分离区高度，由过水断面面积ω计算，m；

h_2——浓缩区高度，一般最小值采用1.2 m或池宽的3/10，m；

h_3——死水区高度，一般采用0.1 m。

过水断面面积 $\omega = \frac{Q_T}{v}$

式中 Q_T——总流量，m^3/h；

v——水平流速，m/h。

水平流速采用4mm/s = 14.4m/h，则

$$\omega = \frac{60.85}{14.4} = 4.23\ (m^2)$$

$$h_1 = \frac{\omega}{B} = \frac{4.23}{3.21} = 1.32\ (m)$$

h_2取1.6m，h_3取0.1m，则

$$H = 1.32 + 1.6 + 0.1 = 3.02\ (m)$$

按水力负荷进行核算：

$$q = \frac{Q_T}{A} = \frac{60.85}{41.25} = 1.48\ [m^3/(m^2 \cdot h)]$$（符合设计规定）

按停留时间进行核算：

$$T = \frac{AH}{Q_T} = \frac{41.25 \times 3.02}{60.85} = 2.05(h)$$（符合设计规定）

5.溶气罐容积

按停留3min计算，则

$$V = \frac{Q_r \times 3}{60} = \frac{26.4 \times 3}{60} = 1.32\ (m^3)$$

罐直径D取0.9m，罐高为

$$H = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 1.32}{3.14 \times 0.9^2} = 2.08\ (m)$$

罐高与直径比

$$\frac{H}{D} = \frac{2.08}{0.9} = 2.31$$（符合设计规定）

6.溶气释放器

回流水量$Q_r = 26.4m^3/h$，溶气罐压力为49.0×10^4Pa，选用TS-78-Ⅱ型溶气释放器，查表13-5，溶气释放器出流量为

1.00m³/h，则所需溶气释放器数目 $n=\frac{26.4}{1.00}=26.4$（个），取 $n=$ 33，分三排沿气浮池宽度方向布置，间距0.30m，溶气释放器布置见图10-13。

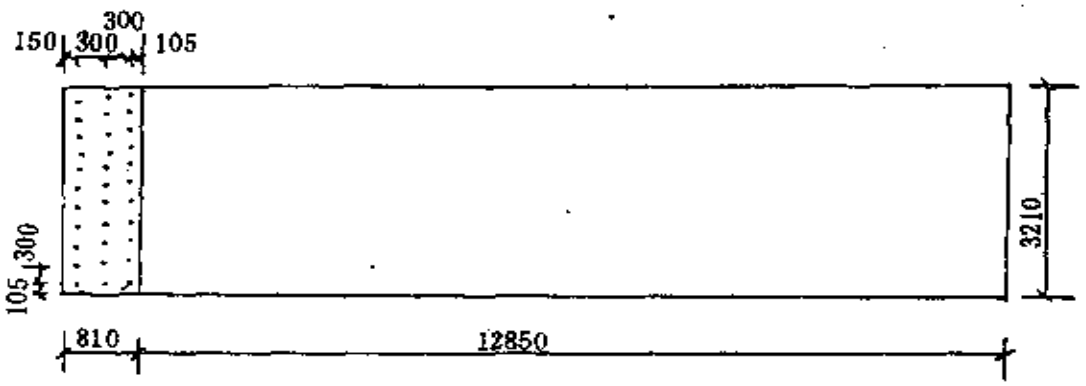


图 10-13 溶气释放器平面布置图

7.空压机选择

空气用量35.4m³/d=0.025=m³/min，压力为49.0×10⁴Pa，选用Z-0.025/6型空压机两台（其中一台备用）。其性能为：排气量为0.025m³/min，额定压力为6.86×10⁵Pa，配套电动机功率0.6kW。

§10-4 污泥厌气消化

污泥经厌气消化可以将污泥中的有机物质变为稳定的腐殖质，破坏和控制污泥中的致病微生物，杀死寄生虫卵，改善污泥性质，使之宜于脱水。污泥经厌气消化后，体积可以减少60%～70%。污泥厌气消化的构筑物是污泥消化池。

污泥消化池分为标准负荷消化池和高负荷消化池两种。标准负荷消化池可用图10-14加以说明。池中污泥不进行搅拌而自然分层。污泥的进入和排出是间歇进行的，消化时间较长，在对污泥加热的情况下，消化时间为30～60d，消化池的容积负荷率为0.48～1.6kgVSS/(m³·d)。污泥消化通常为单级过程。

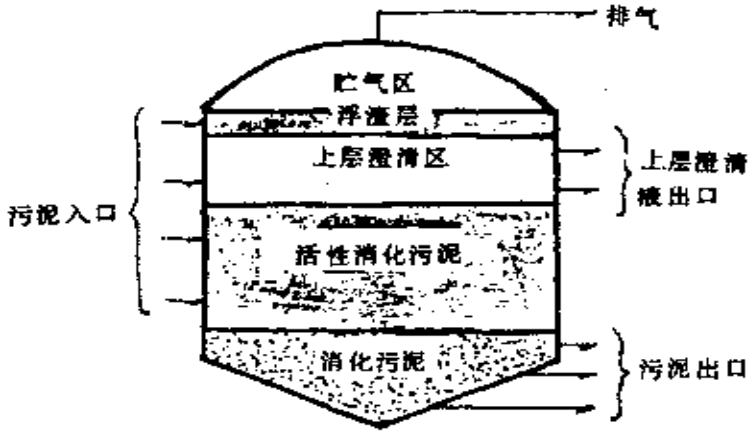


图 10-14 一级传统标准负荷消化工艺

高负荷消化池与普通标准负荷消化池相比，负荷率要大得多。用气体循环、泵提升或水射器等对池内污泥进行搅拌，并对消化污泥进行加热以达到最佳消化率。图10-15为一级高负荷完全混合型消化工艺的示意图。

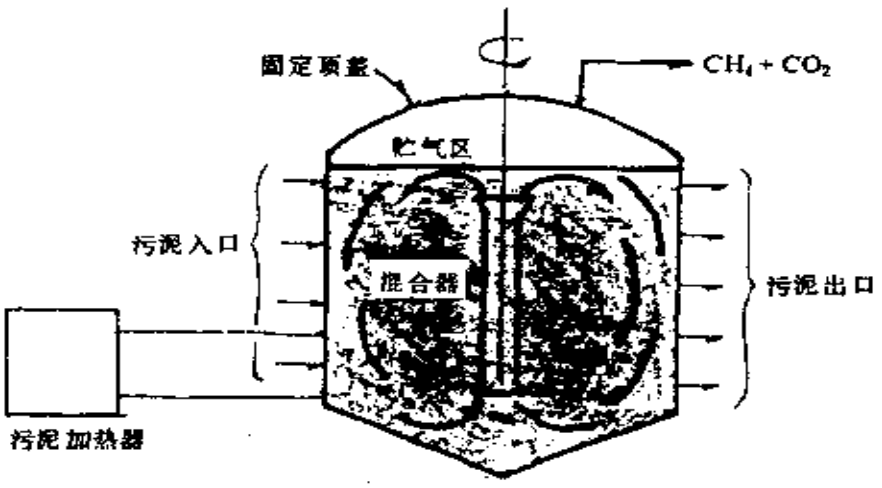


图 10-15 一级高负荷完全混合型消化工艺

目前常用的是二级消化工艺。消化过程为两池串联进行。在一级消化池中，设有集气、加热和搅拌等设备，不排出上清液。污泥中的有机物分解主要在一级消化池中进行。在二级消化池中设有集气设备并撇除上清液，但不加热和搅拌，污泥在二级消化池中最后完成消化，全部消化过程产生的上清液都由二级消化池

排除，图10-16为二级消化工艺示意图。二级消化较一级消化可减少总的消化池容积，上清液固体含量少，总的耗热量也可减少。人工控制的消化池有定容式（固定盖式）和动容式（浮动盖式）

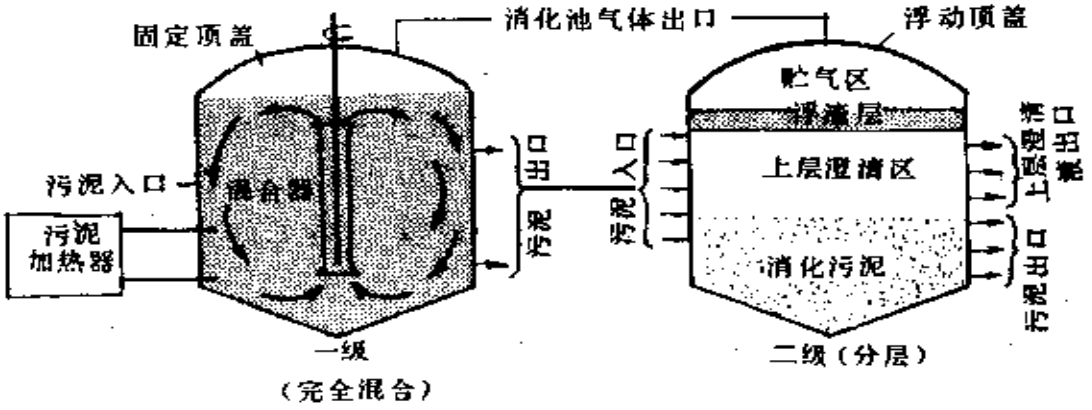


图 10-16 二级消化工艺

两种。我国的定容式消化池主要为柱锥形。消化池由集气罩（直径1～2m，高常为1m）、池盖、池体和下锥体等四部分组成，并附设搅拌与加热设备。消化池基本形式如图10-17所示。

为了防止检修时全部污泥停止厌气消化，消化池的至少应设

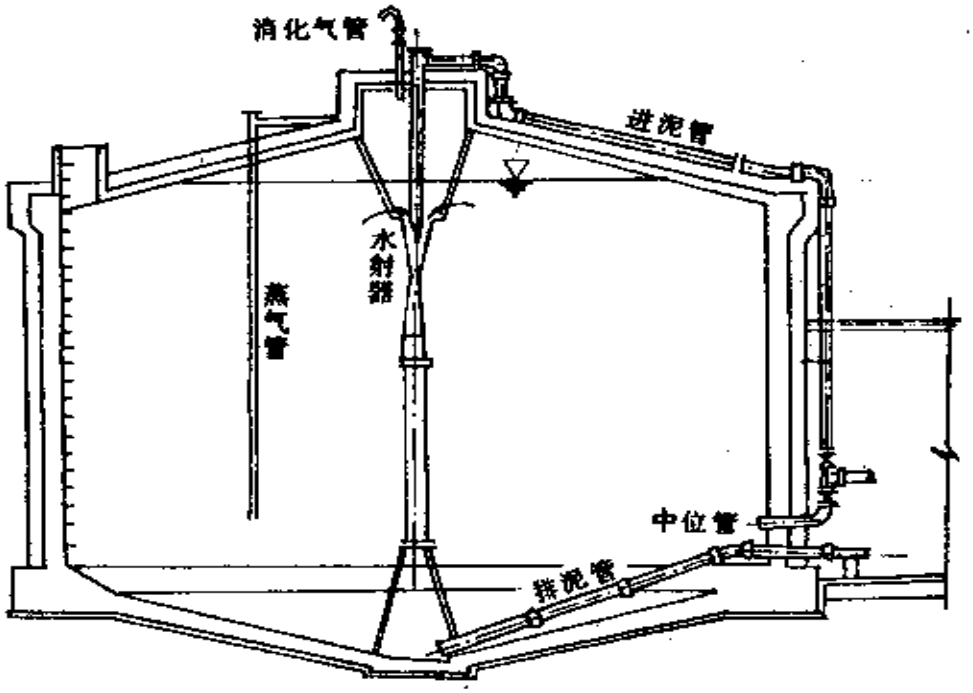


图 10-17 消化池

计两座。小型消化池容积为2500m³以下，中型消化池为5000m³左右，大型消化池为10000m³以上。消化池直径一般为6～35m，柱体部分高度约为直径的$\frac{1}{2}$，总高度与直径之比约为0.8～1.0。池底坡度一般为0.08。消化温度一般采用中温消化。中温消化最佳温度为34℃，控制温度33～35℃。当卫生标准有特殊要求或需高速消化，减少消化天数时，也可采用高温消化。

消化池的设计包括消化池容积的计算、热工计算及加热方法和搅拌计算。

国内消化池概况示于表10-12中。

表 10-12　　国内一些消化池概况

污水厂名	建造或投运年份	单池容积（m^3）	单池尺寸直径×高（m×m）	消化温度（℃）	加热方法	搅拌方式	备注
太原北郊污水厂	1956	930	11×15	32～35	直接蒸汽	水射器	未投运
西安污水厂	1958	1352	14×14.5	32～36	直接蒸汽	水射器	
上海闵行污水厂	1981	776	12×9.5	34	直接蒸汽	搅拌机	
首都机场污水厂	1980	514	8×8	55～60	直接蒸汽	搅拌机	
长沙污水厂	1982	1365	14×14.28	33～35	直接蒸汽	搅拌机	
唐山西郊污水厂	1984		12×13.1	33～35	直接蒸汽	搅拌机	
天津纪庄子污水厂	1984	2800	18×19.2	33～35	外部换热器	沼气	两级消化

【例题 10-6】 定容式消化池容积计算。

一、设计概述

消化池的容积有四种计算方法，即按污泥投配率计算、按消化池有机负荷计算、按消化周期计算和按固体停留时间计算。

1.按污泥投配率计算

$$V=\frac{V'}{n}\times 100$$

式中　V——消化池计算容积，m^3；

V'——每日新鲜污泥量，m^3；

n——新鲜污泥投配率，%。中温消化5%～8%，高温消

化10%～16%(含水率低用下限，含水率高用上限)。

按污泥投配率计算方法的明显缺点是由此所确定的水力停留时间会因为污泥含水率的不同和污泥负荷的变化而改变。图10-18所示为污泥消化中污泥固体含量、污泥负荷和水力停留时间的关系。因此，按投配率计算的方法许多国家已不采用。

2.按有机负荷计算

消化池单位池容积每日分解有机物的数量称为消化池的有机负荷，以S表示，单位为kgVS/(m^3·d)。

消化池容积可用下式计算：

$$V=\frac{W_s}{N_s}$$

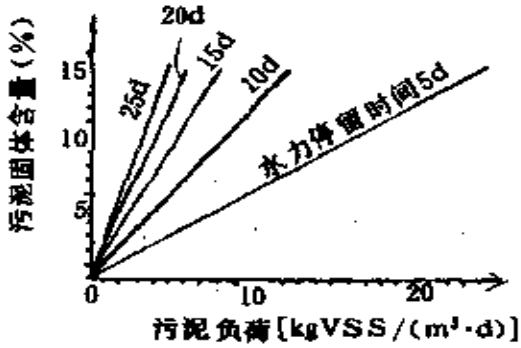


图 10-18 水力停留时间、污泥固体含量和污泥负荷关系

式中 V——消化池容积，m^3；

W_s——每日新鲜污泥中有机物质量，kgVS/d；

N_s——消化池有机负荷，kgVs/(m^3·d)。表10-13为美国环保署和美国水污染控制联合会建议的污泥负荷值，可供设计时参考。

表 10-13 中温消化的典型设计参数

消化池类型	美国环保署		美国水污染控制联合会	
	有机负荷 [kgVS/(m^3·d)]	水力停留时间 (d)	有机负荷 [kgVS/(m^3·d)]	水力停留时间 (d)
普通负荷	0.64～1.6	30～60	0.5～1.1	30～60
高负荷	2.4～6.4	10～20	1.6～6.4	11～15

3.按消化时间计算

消化池容积可按下式计算

$$V=\left[V'-\frac{2}{3}(V'-V_1)\right]T$$

式中　V——消化池容积，m^3；

V'——每日新鲜污泥体积，m^3/d；

V_1——每日排出消化池的熟污泥量，m^3/d；

T——消化时间，d。

采用上式计算消化池容积，消化池应有上清液排出设施。这种方法所排熟污泥含水率降低，一般为92%左右，加上有机物的气化和液化，排出的熟污泥量约为新鲜污泥量的$\frac{1}{4}$。

4.按固体停留时间T_c计算

T_c即厌氧微生物在消化池中的平均停留时间，在无回流的情况下，T_c即等于污泥在消化池中的水力停留时间。美国等国推荐的设计标准示于表10-14。T_c'/T_c^m称为安全因素，美国环保署推荐采用2.5。对于两级消化，表中所给出的固体停留时间是指两级消化中第一级中的固体停留时间。

表 10-14　　高负荷消化池固体停留时间

消化温度（℃）	固体停留时间（d）	
	最小停留时间 T_c^m	建议设计值 T_c'
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

对于第二级消化池的体积，目前尚无确定的计算方法。国内认为总消化时间为25～30 d时，一级消化池与二级消化池容积比为2∶1。日本认为总消化时间为30 d，一级消化池与二级消化池容积比为1∶1～2∶1。

二、计算例题

（一）已知条件

污水处理厂初次沉淀池污泥和经浓缩的剩余活性污泥总量为400 m^3/d，混合污泥含水率为96.9%，采用两级中温消化。

（二）设计计算

1.消化池有效池容积

按污泥投配率法计算消化池有效容积

取投配率 $n=5\%$，一级消化时间 $T=\frac{1}{n}=\frac{1}{0.05}=20$（d）

消化池有效容积

$$V=\frac{V'}{n}=\frac{400}{0.05}=8000\ (\mathrm{m^3})$$

采用4个一级消化池，每个消化池有效容积为 $\frac{8000}{4}=2000\mathrm{m^3}$。

取二级消化时间为一级消化时间之半，即 $\frac{20}{2}=10$（d），二级消化池总有效池容为 $\frac{8000}{2}=4000\ (\mathrm{m^3})$，采用2座二级消化池，每座消化池有效容积为 $\frac{4000}{2}=2000\ (\mathrm{m^3})$。

2.池体几何尺寸

消化池池体几何尺寸计算简图如图10-19所示。消化池由集气罩、上锥体（池盖）柱体和下锥体组成。

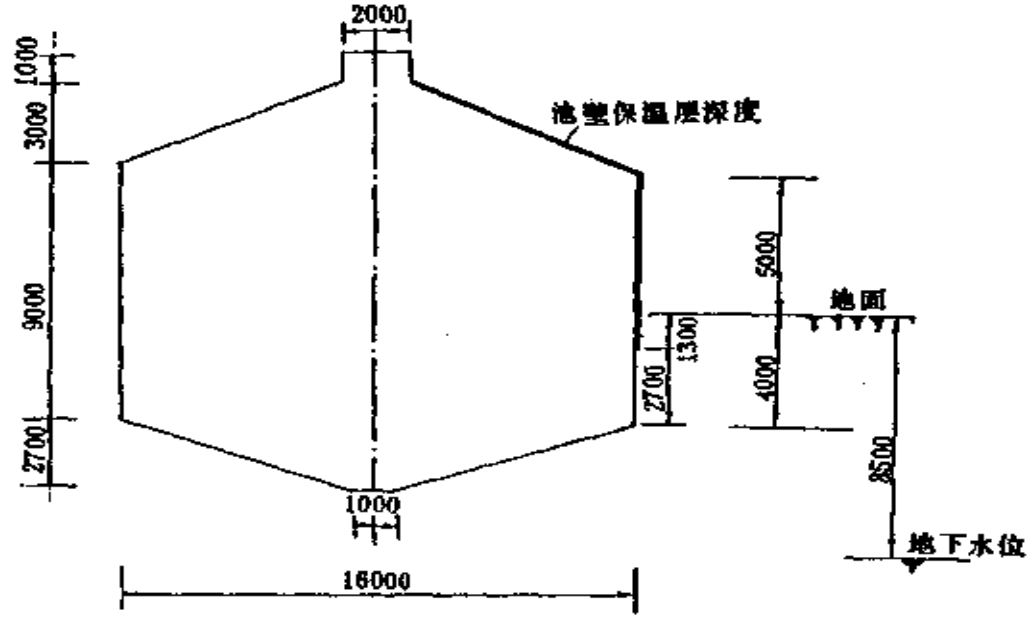


图 10-19 消化池池体几何尺寸计算简图

消化池直径D采用16 m，集气罩直径d_1采用2 m，池底下锥直径d_2采用1 m，。

集气罩高度h_1采用1 m，上锥体高度h_2采用3 m，锥角23.2°。

消化池柱体高度$h_3 > \frac{D}{2} = 8\text{m}$，取$h_3 = 9\text{m}$，下锥体高度$h_4$采用2.7 m，锥角19.8°。

消化池总高度为

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 1 + 3 + 9 + 2.7 = 15.7\ (\text{m})$$

3.消化池各部分容积

（1）集气罩容积

$$V_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} h_1 = \frac{3.14 \times 2^2}{4} \times 1 = 3.14\ (\text{m}^3)$$

（2）上锥体部分容积

$$V_2 = \frac{1}{3}\pi h_2 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{Dd_1}{4} + \frac{d_1^2}{4} \right)$$

$$= \frac{1}{3} \times 3.14 \times 3 \times \left(\frac{16^2}{4} + \frac{16 \times 2}{4} + \frac{2^2}{4} \right)$$

$$= 229.2\ (\text{m}^3)$$

（3）圆柱体部分容积

$$V_3 = \frac{\pi D^2}{4} h_3 = \frac{3.14}{4} \times 16^2 \times 9 = 1808.6\ (\text{m}^3)$$

（4）下锥体部分容积

$$V_4 = \frac{\pi}{3} h_4 \left(\frac{D^2}{4} + \frac{Dd_2}{4} + \frac{d_2^2}{4} \right)$$

$$= \frac{3.14}{4} \times 2.7 \times \left(\frac{16^2}{4} + \frac{16 \times 1}{4} + \frac{1^2}{4} \right)$$

$$= 192.9\ (\text{m}^3)$$

（5）消化池内污泥可装至上锥体容积的$\frac{1}{2}$处，由此计算消化池有效容积

$$V_0 = \frac{1}{2}V_2 + V_3 + V_4 = \frac{229.2}{2} + 1808.6 + 192.9$$

$$= 2116\,(\mathrm{m}^3) > 2000\,\mathrm{m}^3$$

（6）二级消化池各部分尺寸同一级消化池。

4.消化池各部分表面积

（1）集气罩表面积

$$A_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} + \pi d_1 h_1$$

$$= \frac{3.14 \times 2^2}{4} + 3.14 \times 2 \times 1 = 9.42\ (\mathrm{m}^2)$$

（2）上锥体表面积

$$A_2 = \frac{\pi}{2}(D + d_1)\frac{h_2}{\sin\alpha}$$

$$= \frac{3.14}{2} \times (16 + 2) \times \frac{3}{\sin 23.2^\circ} = 215.2\ (\mathrm{m}^2)$$

（3）池盖表面积

$$A_1 + A_2 = 9.42 + 215.2 = 224.6\ (\mathrm{m}^2)$$

（4）圆柱体表面积

$$A_3 = \pi D h_3 = 3.14 \times 16 \times 9 = 452.2\ (\mathrm{m}^2)$$

（5）消化池柱体表面积

由图10-19，消化池柱体部分地面上的高度为5 m，地面下的高度为4 m，所以消化池柱体地面以上部分表面积为

$$A_3' = \frac{5A_3}{9} = \frac{5 \times 452.2}{9} = 251.2\ (\mathrm{m}^2)$$

消化池柱体地面以下部分表面积为

$$A_3'' = \frac{4A_3}{9} = \frac{4 \times 452.2}{9} = 200.96\ (\mathrm{m}^2)$$

（6）消化池下锥体表面积

$$A_4 = \frac{\pi d_2^2}{4} + \frac{\pi}{2}(D + d_2)\frac{h_4}{\sin\alpha'}$$

$$= \frac{3.14 \times 5^2}{4} + \frac{3.14}{2} \times (16 + 1) \times \frac{2.7}{\sin 19.8°}$$

$$= 213.5 \ (m^2)$$

（7）消化池壳体总表面积

$$A = A_1 + A_2 + A_3 + A_4$$

$$= 9.42 + 215.2 + 452.2 + 213.5$$

$$= 890.3 \ (m^2)$$

【例题 10-7】 消化池耗热量计算。

一、设计概述

为了使消化池内污泥温度保持恒定（中温或高温消化），必须对新鲜污泥进行加热，使新鲜污泥温度提高到消化温度，并补偿消化池壳体及管道系统的热损失。加热的热源可用锅炉或生产设备的余热。

新鲜污泥温度与当地气温及污水管道埋深有关，可实际测得。当污水管道埋深超过4 m，新鲜污泥温度可按年平均气温高1～2℃采用。新鲜污泥比热约等于4.1868×10^3 J/(L·℃)。

由于消化池内污泥温度一般高于介质温度，因此通过消化池集气罩、上锥体、柱体和下锥体等壳体向大气和土壤中散热，散热的主要方式是对流和传导。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。当计算最大耗热量时，按历年平均每年不保证5d的日平均温度作为室外冬季计算温度。固定盖消化池各部分传热系数允许值为：

池盖　$k \leqslant 2.9308 \times 10^3$ J/(m²·h·℃)

池壁　$k \leqslant 2.5121 \times 10^3$ J/(m²·h·℃)

池底　$k \leqslant 1.8841 \times 10^3$ J/(m²·h·℃)

二、计算例题

（一）已知条件

4个固定盖式消化池几何尺寸同例题10-6计算结果，各部分尺寸如图10-19所示。每池污泥容积$V = 2000 m^3$，污泥投配率$n = 5\%$。

中温消化污泥控制温度 $t_D = 33 \sim 35$℃，计算温度35℃；

新鲜污泥年平均温度 $t_s = 16.5$℃，日平均最低温度 $t'_s = 13$℃；

池外介质为空气时，全年平均气温 $t_A = 12.4$℃，历年平均每年不保证5d的日平均温度 $t'_A = -9.2$℃；

池外介质为土壤时，全年平均温度 $t_B = 13.4$℃，冬季计算温度 $t'_B = 5.1$℃。

一级消化池进行加热、搅拌，二级消化池不加热、不搅拌。

（二）设计计算

1.提高新鲜污泥温度所需全年平均耗热量

$$Q_A = \frac{V'}{24}(t_D - t_s)c \times 10^3$$

式中 V'——新鲜污泥每日投加量，m^3/d；

t_D——污泥消化温度，℃；

t_s——新鲜污泥年平均温度，℃；

c——污泥比热，$c = 4.1868 \times 10^3$ J/(L·℃)。

$$Q_A = \frac{2000 \times 0.05}{24} \times (35 - 16.5) \times 4.1868 \times 10^3 \times 10^3$$

$$= 322.7 \times 10^6 (J/h)$$

2.提高新鲜污泥温度所需全年最大耗热量

$$Q_{Amax} = \frac{V'}{24}(t_D - t'_s)c \times 10^3$$

式中 t'_s——新鲜污泥日平均最低温度，℃。

$$Q_{Amax} = \frac{2000 \times 0.05}{24} \times (35 - 13) \times 4.1868 \times 10^3 \times 10^3$$

$$= 383.8 \times 10^6 (J/h)$$

3.消化池池体耗热量

$$Q_B = \Sigma A k (t_D - t_A) \times 1.2$$

式中 A——池盖、池壁及池底的散热面积，m^2；

k——池盖、池壁和池底的传热系数，$J/(m^2 \cdot h \cdot ℃)$；

t_A——池外介质温度，℃。

（1）池盖部分全年平均耗热量

$$Q_1 = Ak(t_D - t_A) \times 1.2$$
$$= 224.6 \times 2.9308 \times 10^3 \times (35 - 12.4) \times 1.2$$
$$= 17852 \times 10^3 (J/h)$$

池盖部分全年最大热耗量

$$Q_{1max} = Ak(t_D - t'_A) \times 1.2$$
$$= 224.6 \times 2.9308 \times 10^3 \times [35 - (-9.2)] \times 1.2$$
$$= 34914 \times 10^3 (J/h)$$

（2）池壁在地面以上部分全年平均耗热量

$$Q_2 = Ak(t_D - t_A) \times 1.2$$
$$= 251.2 \times 2.5121 \times 10^3 \times (35 - 12.4) \times 1.2$$
$$= 17114 \times 10^3 (J/h)$$

池壁在地面以上部分全年最大耗热量

$$Q_{2max} = Ak(t_D - t'_A) \times 1.2$$
$$= 251.2 \times 2.5121 \times 10^3 \times [35 - (-9.2)] \times 1.2$$
$$= 33470 \times 10^3 (J/h)$$

（3）池壁在地面以下部分全年平均耗热量

$$Q_3 = Ak(t_D - t_B) \times 1.2$$
$$= 200.96 \times 1.8841 \times 10^3 \times (35 - 13.4) \times 1.2$$
$$= 9814 \times 10^3 (J/h)$$

池壁在地面以下部分全年最大耗热量

$$Q_{3max} = Ak(t_D - t'_B) \times 1.2$$
$$= 200.96 \times 1.8841 \times 10^3 \times (35 - 5.1) \times 1.2$$
$$= 13585 (J/h)$$

（4）池锥底部分全年平均耗热量

$$Q_4 = Ak(t_D - t_B) \times 1.2$$
$$= 213.5 \times 1.8841 \times 10^3 \times (35 - 13.4) \times 1.2$$
$$= 10426 \times 10^3 (J/h)$$

池锥底部分全年最大耗热量

$$Q_{4max} = Ak(t_D - t'_B) \times 1.2$$

$$= 213.5 \times 1.8841 \times 10^3 \times (35 - 5.1) \times 1.2$$
$$= 14433 \times 10^3 (J/h)$$

（5）每座消化池池体全年平均耗热量

$$Q_B = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$
$$= 17852 \times 10^3 + 17114 \times 10^3 + 9814 \times 10^3 + 10426 \times 10^3$$
$$= 55206 \times 10^3$$
$$= 55.206 \times 10^6 (J/h)$$

（6）每座消化池池体全年最大耗热量

$$Q_{B\max} = Q_{1\max} + Q_{2\max} + Q_{3\max} + Q_{4\max}$$
$$= 34914 \times 10^3 + 33470 \times 10^3 + 13585 \times 10^3 + 14433 \times 10^3$$
$$= 96402 \times 10^3$$
$$= 96.4 \times 10^6 (J/h)$$

4.每座消化池全年平均总耗热量

$$Q = Q_A + Q_B = 322.7 \times 10^6 + 55.2 \times 10^6$$
$$= 377.9 \times 10^6 (J/h)$$

5.每座消化池全年最大总耗热量

$$Q_{\max} = Q_{A\max} + Q_{B\max} = 383.8 \times 10^6 + 96.4 \times 10^6$$
$$= 480.2 \times 10^6 (J/h)$$

【例题 10-8】 消化池保温结构厚度计算。

一、设计概述

消化池的池盖、池壁、池底一般为钢筋混凝土结构，池壁外侧应有保温材料构成的保温层。保温层外设有保护层，组成保温结构。常用的保温材料有泡沫混凝土、膨胀珍珠岩、聚苯乙烯泡沫塑料、聚氨酯泡沫塑料等。常用保温材料的物理性能示于表10-15。

保温结构的总厚度应使消化池池壁的热损失不超过允许数值。传热系数 $k \leqslant 4.1868 \times 10^3$ J/(m²·h·℃)时，说明保温效果良好。

在计算消化池的保温厚度时，应对消化池的池盖、池壁与空气接触部分，池壁与土壤接触部分，池底与土壤接触部分及池底

与地下水接触部分分别计算传热系数 k 值，按不超过一定允许值决定保温层厚度。固定盖消化池各部分的传热系数，当能满足以下数据时，认为保温层结构的厚度是合适的，即

池盖　　$k = 2.9308 \times 10^3\ \mathrm{J/(m^2 \cdot h \cdot ℃)}$

表 10-15　　常用保温材料物理性能

材料名称	密度 ρ (kg/m^3)	导热系数 λ [10^3 J/(m·h·℃)]	使用温度 (℃)
石棉水泥板	1900	1.2560	
建筑钢材	7850	209.34	
钢筋混凝土	2500	5.8615	
钢筋混凝土	2400	5.5684	
碎石混凝土	2200	4.6055	
加气混凝土	1000	1.4654	
加气混凝土	800	1.0467	
加气混凝土	600	0.7536	
加气混凝土	400	0.5021	
土壤	1800	4.1868	
水泥沙浆抹面	1800	3.3494	
泡沫水泥	474	1.2142	≤300
泡沫水泥	468	1.0718	≤300
泡沫水泥	229.7	0.6824	≤300
4 号沥青	975	0.9378	
沥青	600	0.6280	
水泥珍珠岩制品	300～380	0.2512～0.3014	≤800
膨胀珍珠岩	130	0.2303	≤800
膨胀珍珠岩粉料	50～80	0.1256～0.1675	≤800
矿棉	120	0.2093	
岩棉板	100	0.1256	
岩棉毡	80	0.1256	
聚苯乙烯泡沫	20～30	0.1256	
聚氨酯泡沫塑料	60	0.08374	

池壁　　$k \leqslant 2.5121 \times 10^3\ \mathrm{J/(m^2 \cdot h \cdot ℃)}$

池底　　$k \leqslant 1.8841 \times 10^3\ \mathrm{J/(m^2 \cdot h \cdot ℃)}$

进行消化池保温结构传热系数计算时，散热系数可以采用以下数值：当污泥将热量传到钢筋混凝土池壁时，$\alpha = 1256.04 \times 10^3$ J/(m²·h·℃)；当污泥气将热量传到钢筋混凝土池壁时，$\alpha = 31.401$

$\times 10^3$ J/(m²·h·℃)；当介质为空气时，池壁至空气的散热系数a=12.5604～33.4944 $\times 10^3$ J/(m²·h·℃)；当介质为土壤时，池壁至土壤的散热系数a=2.0934～6.2802$\times 10^3$ J/(m²·h·℃)。

池盖、池壁和池底的传热系数可用下式计算：

$$k=\frac{1}{\frac{1}{a_1}+\Sigma\frac{\delta}{\lambda}+\frac{1}{a_2}}$$

式中 a_1——池体内表面散热系数，J/(m²·h·℃)；

a_2——池体外表面散热系数，J/(m²·h·℃)；

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，J/(m²·h·℃)。

二、计算例题

（一）已知条件

固定盖消化池各部分尺寸如图10-19所示。

消化池盖钢筋混凝土结构厚度为250mm，消化池壁钢筋混凝土结构厚度为400mm，消化池池底钢筋混凝土结构厚度为700mm。

冬季冻土深度0.8m，地下水位深8.5m。采用聚氨酯硬质泡沫塑料作为保温材料，导热系数λ_B=83.736J/(m·h·℃)。

（二）设计计算

1。池盖保温材料厚度$\delta_{B盖}$

固定盖式消化池，池体为钢筋混凝土时，保温材料厚度可按下式简化计算。

$$\delta_B=\frac{1000\frac{\lambda_G}{k}-\delta_G}{\frac{\lambda_G}{\lambda_B}}$$

式中 δ_B——保温材料厚度，mm；

λ_G——池盖、池壁及池底部分钢筋混凝土的导热系数，J/(m·h·℃)；

k——各部分传热系数允许值，J/(m²·h·℃)；

δ_G——各部分钢筋混凝土结构厚度，mm；

λ_B——保温材料导热系数，J/(m·h·℃)。

由表10-14，钢筋混凝土导热系数$\lambda_G = 5.5684\times10^3$ J/(m·h·℃)，则池盖保温层厚度

$$\delta_{B盖} = \frac{1000\times\dfrac{5.5684\times10^3}{2.9308\times10^3} - 250}{\dfrac{5.5684\times10^3}{83.736}}$$

$$= 25\ (\text{mm})$$

2. 池壁在地面以上部分保温材料厚度

$$\delta_{B壁上} = \frac{1000\times\dfrac{5.5684\times10^3}{2.5121\times10^3} - 400}{\dfrac{5.5684\times10^3}{83.736}}$$

$$= 27\ (\text{mm})$$

池壁在地面以上的保温材料延伸至地面以下1.3m(冻土深度0.8m加0.5m)。

3. 池壁在地面以下土壤作为保温层时最小厚度的核算

土壤导热系数$\lambda_B = 4.1868\times10^3$ J/(m·h·℃)

$$\delta_{B壁下} = \frac{1000\times\dfrac{5.5684\times10^3}{2.5121\times10^3} - 400}{\dfrac{5.5684\times10^3}{4.1868\times10^3}}$$

$$= 1371\ (\text{mm})$$

4. 池底以下土壤作为保温层时最小厚度的核算

$$\delta_{B底} = \frac{1000\times\dfrac{5.5684\times10^3}{1.8841\times10^3} - 700}{\dfrac{5.5684\times10^3}{4.1868\times10^3}}$$

$$= 1700\ (\text{mm})$$

地下水位在池底钢筋混凝土结构以下大于1.7m，不加其他保温措施。

池盖、池壁的聚氨酯硬质泡沫塑料保温材料厚度经计算分别为25和27mm，均按27mm计，乘以修正系数1.5，采用40mm。

二级消化池的保温结构材料及厚度与一级消化池相同。

【例题 10-9】 消化池污泥采用蒸汽竖管直接注入蒸汽加热所用蒸汽量的计算。

一、设计概述

污泥的加热方法有消化池内蒸汽直接加热与池外预热两种。池内蒸汽直接加热就是利用插在消化池中的蒸汽竖管直接向消化池注入蒸汽来加热污泥。这种加热方法设备投资省、操作简单，可以充分利用蒸汽的汽化热和冷凝水的热量，热效率高。但竖管周围的污泥有过热现象，影响厌氧消化微生物的正常活动。由于增加了冷凝水，消化污泥含水率稍有提高，消化池容积一般需增加5%～7%。

用蒸汽直接加热污泥的方法可分为低压蒸汽喷射法和高压蒸汽喷射法。低压蒸汽喷射法是利用安装于消化池进泥管道上的污泥射流器在负压区将压力为4.9×10^4 Pa的蒸汽吸入并均匀分散在污泥中。高压蒸汽喷射法是将蒸汽直接喷入消化池泥面以下，竖管中蒸汽流速为3～5m/s。

饱和蒸汽含热量示于表10-16。

二、计算例题

（一）已知条件

每座消化池全年最大耗热量$Q_{max}=261.5\times10^6$ J/h，污泥消化温度为35℃。用蒸汽竖管对污泥直接加热，蒸汽绝对压力为49.03×10^4 Pa。

（二）设计计算

1.注入的蒸汽量按下式计算

$$G=\frac{Q_{max}}{I-I_0}$$

式中 Q_{max}——每座消化池全年最大耗热量，J/h；

I——饱和蒸汽含热量，J/kg；

I_D——消化温度时污泥含热量，$I_D = t_D \times 4.1868 \times 10^3$ J/kg；

t_D——污泥消化温度，℃。

当蒸汽绝对压力为49.03×10^4 Pa时，从表10-15查得，该蒸汽温度为151.11℃，含热量为2.75×10^6 J/kg，则

$$G = \frac{Q_{max}}{I - I_D} = \frac{261.5 \times 10^6}{2.75 \times 10^6 - 35 \times 4.1868 \times 10^3}$$

$$= 100.4 \text{ (kg/h)}$$

2.蒸汽竖管直径

$$d = \sqrt{\frac{4G \times 10^6}{\pi \rho v 3600}}$$

式中 ρ——蒸汽密度，从表10-15查得；$\rho = 2.620$ kg/m^3；

v——竖管中蒸汽流速，通常$v = 3 \sim 5$ m/s，取$v = 5$ m/s。

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 100.4 \times 10^6}{3.14 \times 262 \times 5 \times 3600}} = 52 \text{ (mm)}$$

取$d = 50$ mm。

【例题 10-10】 消化池外用套管式热交换器预热污泥计算。

一、设计概述

池外对污泥进行加热时，可采用图10-20所示套管式泥水逆流热交换器。热交换器内管一般为防锈钢管，外管用铸铁管。污泥

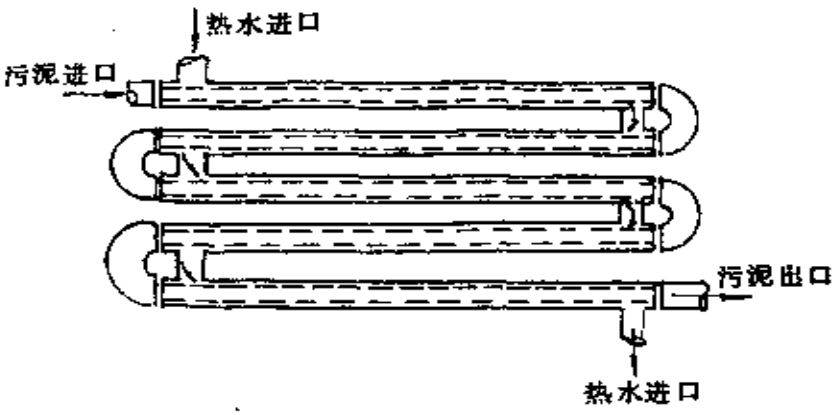


图 10-20 逆流套管式泥水热交换器

表 10-16　　饱和水蒸气特性

绝对压力 (10^4 Pa)	饱和温度 (℃)	密度 ρ (kg/m^3)	含热量 (10^3 J/kg)
9.807	99.09	0.5797	2674.5
10.79	101.76	0.6337	2678.7
11.78	104.25	0.6873	2682.5
12.75	106.56	0.7407	2686.3
13.73	108.74	0.7943	2689.2
14.71	110.76	0.8467	2692.5
15.69	112.73	0.9001	2695.5
16.67	114.57	0.9524	2698.4
17.65	116.33	1.0446	2700.9
18.63	118.01	1.057	2703.4
19.61	119.62	1.109	2705.9
20.59	121.16	1.161	2708.0
21.57	122.65	1.212	2710.1
22.56	124.08	1.264	2712.2
23.54	125.46	1.315	2714.3
24.52	126.79	1.367	2716.0
25.50	128.08	1.417	2718.1
26.48	129.34	1.469	2719.7
27.46	130.55	1.520	2721.4
28.44	131.73	1.570	2722.7
29.42	132.88	1.621	2724.4
30.40	134.00	1.672	2726.0
31.38	135.08	1.722	2727.3
32.36	136.14	1.772	2729.0
33.34	137.18	1.823	2730.2
34.32	138.19	1.873	2731.5
35.30	139.18	1.923	2733.1
36.28	140.15	1.974	2734.0
37.27	141.09	2.024	2735.2
38.25	142.02	2.074	2737.3
39.23	142.92	2.124	2737.7
49.03	151.11	2.620	2747.8
58.84	158.08	3.111	2756.2
68.65	164.17	3.600	2762.9
78.45	169.61	4.085	2768.3
88.26	174.53	4.568	2772.9
98.07	179.04	5.051	2777.1

在内管流动，流速一般采用1.5～2.0m/s。热水在两层套管中流动，热水流速一般为1.0～1.5m/s。热水和污泥都是强制循环。热水为热媒时，温度为60～90℃，热交换器入口与出口热水温差一般在10℃左右。热交换器套管传热系数约为2512.08×10³ J/(m²·h·℃)。

利用池外套管式泥水热交换器对污泥进行加热时，污泥全天投配，生污泥在进入一级消化池前，与回流的一级消化池污泥预先混合后再进入热交换器。回流的一级消化池污泥量与生污泥量之比为2:1。

套管式泥水热交换器的设计计算包括确定内管和外管的管径、热水进出热交换器的温度、热水循环量和热交换器长度。

二、计算例题

（一）已知条件

一级消化池共4座，每座有效容积$V=2000m^3$，污泥投配率$n=5\%$，污泥日平均最低温度$t_s=13℃$，污泥消化温度$t_D=35℃$，每一座消化池全年最大耗热量$Q_{max}=480.2\times10^6 J/h$。采用一套套管式逆流泥水热交换器对4座消化池进泥进行加热。

（二）设计计算

1.热交换器内管直径

每座一级消化池每日生污泥投配量

$$V'=Vn$$

式中 V——消化池容积，m^3；

n——消化池污泥投配率，%。

$$V'=2000\times0.05=100\ (m^3/d)$$

4座消化池每日生污泥投配量为$4V'=400m^3/d$，污泥均匀投配，生污泥流量$W_{s1}=\frac{400}{24}=16.67\ (m^3/h)$。

回流一级消化池泥量

$$W_{s2}=2W_{s1}=2\times16.67=33.34\ (m^3/h)$$

进入热交换器总泥量

$$W_s = W_{s1} + W_{s2} = 16.67 + 33.34$$
$$= 50.01 \ (m^3/h)$$

内管管径采用$D = 100mm$，管内污泥流速v

$$v = \frac{W_s}{\frac{\pi}{4}D^2 \times 3600} = \frac{50.01}{\frac{3.14}{4} \times 0.1^2 \times 3600} = 1.77 \ (m/s)$$

内管流速符合设计要求。

2.热水循环量

热交换器热水入口温度t_w取85℃，热交换器热水出口温度t'_w取75℃，热水进出口温差为

$$t_w - t'_w = 85 - 75 = 10 \ (℃)$$

热水循环量Q_w可用下式计算：

$$Q_w = \frac{4Q_{max}}{(t_w - t'_w) \times 10^6 \times 4.1868}$$

$$= \frac{4 \times 480.2 \times 10^6}{(85 - 75) \times 10^6 \times 4.1868}$$

$$= 45.88 \ (m^3/h)$$

3.热交换器外管管径确定

内管内径为100mm，内管用防锈钢管，内管外径为114mm，取外管内径为150mm，套管间流速

$$v = \frac{45.88}{\frac{\pi}{4}(0.15^2 - 0.114^2) \times 3600}$$

$$= 1.71 \ (m/s)$$

4.生污泥与一级消化池回流污泥混合后污泥温度t'_s

$$t'_s = \frac{t_s W_{s1} + t_D W_{s2}}{W_{s1} + W_{s2}} = \frac{13 \times 16.67 + 35 \times 33.34}{16.67 + 33.34}$$

$$= 27.67 \ (℃)$$

5.热交换器出口污泥温度t''_s

$$t''_s = t'_s + \frac{4Q_{max}}{W_s \times 10^6 \times 4.1868}$$

$$= 27.67 + \frac{4 \times 480.2 \times 10^6}{50 \times 10^5 \times 4.1868} = 36.84 \text{（℃）}$$

6. 热交换器对数平均温度差 Δt_m

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

其中

$$\Delta t_1 = t'_w - t'_s$$

$$\Delta t_2 = t_w - t''_s$$

Δt_m 计算可见图 10-21。

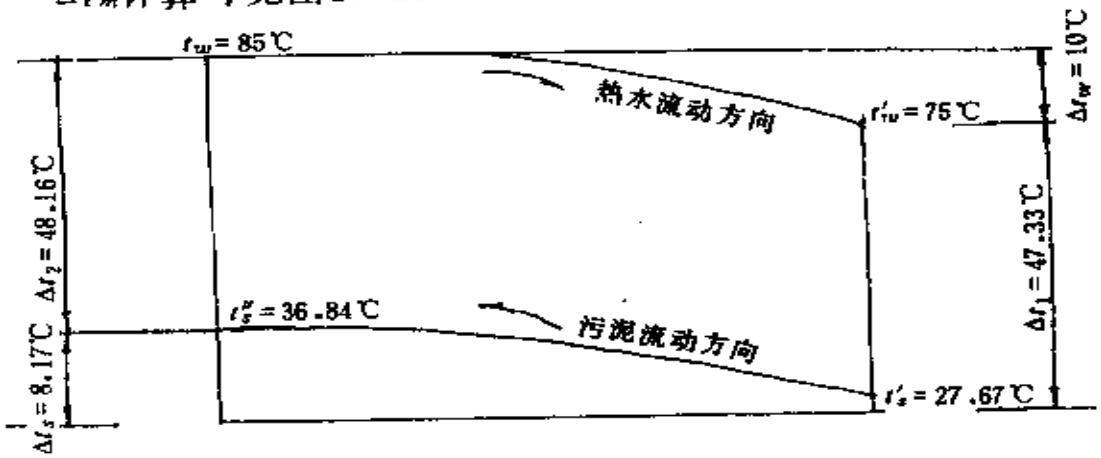


图 10-21 对数平均温度差计算示意图

则

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

$$= \frac{(t'_w - t'_s) - (t_w - t''_s)}{\ln \frac{(t'_w - t'_s)}{(t_w - t''_s)}}$$

$$= \frac{(75 - 27.67) - (85 - 36.84)}{\ln \frac{75 - 27.67}{85 - 36.84}}$$

$$= 47.74 \text{（℃）}$$

7. 套管式泥水热交换器套管总长度

$$L = \frac{NQ_{max}}{\pi Dk\Delta t_m} \times 1.2$$

式中 N——一级消化池个数；

Q_{max}——每座一级消化池全年最大热耗量，J/h；

D——套管式热交换器内管外径，m；

k——套管式热交换器传热系数，取 $k=2512.08\times10^3$ J/(m²·h·℃)。

则
$$L=\frac{4\times480.2\times10^6}{3.14\times0.114\times2512.08\times10^3\times47.74}\times1.2$$
$$=53.7\ (\text{m})$$

设每根套管长4.5m，则套管根数为$\frac{53.7}{4.5}=11.9$，取12根。

【例题 10-11】 消化池污泥气循环搅拌计算。

一、设计概述

为了使消化池中泥温和浓度均匀，防止污泥分层和形成浮渣层，要对消化池中的污泥进行搅拌。消化池中污泥搅拌可以用污泥气进行循环搅拌，也可以用螺旋搅拌器或水力提升器进行搅拌。上述的搅拌方法也可联合使用。不同搅拌方法的优缺点及适用性示于表10-17。

表 10-17　　不同搅拌方法的比较

搅拌方法	适用池形	最佳搅拌半径（m）	动力消耗 [kW·h/(m³新污泥·d)]	优缺点
水力提升	柱锥形、卵形	<5	1.0~1.5	电耗大，不易搅拌均匀，消化污泥脱水较困难，构造简单，无活动部件
沼气循环	方形、柱锥形、卵形	<10	0.5	电耗较低，搅拌能力大，适用于各种池形，消化污泥易脱水
螺旋搅拌	柱锥形、卵形	3~6	0.1~0.2	电耗少，轴需附气密装置，适用于大型消化池

污泥气循环搅拌就是将消化过程中产生的污泥气从贮气罐中抽出，经空压机加压后通过插入消化池污泥中的竖管送入消化池污泥中进行搅拌。压缩污泥气的竖管以插入消化池有效深度$\frac{2}{3}$处为宜。竖管环状布置，位置在消化池半径的$\frac{2}{3}$处，每根竖管通过的气体流速为7～15m/s。图10-22为污泥气循环搅拌示意图。

消化池污泥气体循环搅拌所需气量的单位表示方法有多种，

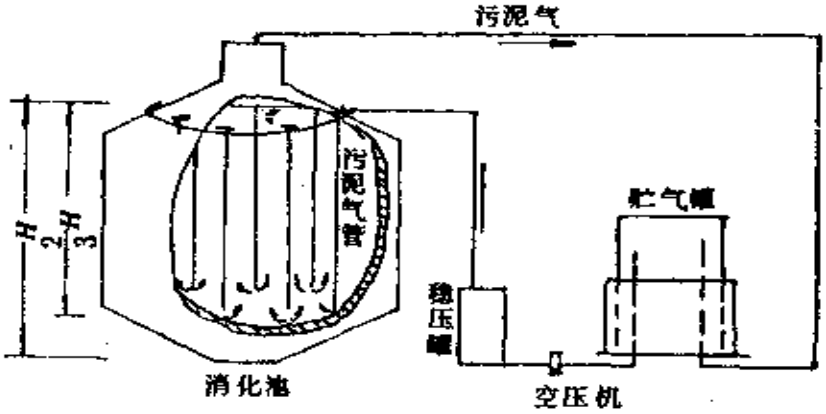


图 10-22 污泥气循环搅拌示意图

如 m^3/[1000m^3（池容）·min]、m^3/[m（池径）·min]、L/s、m^3/[m^2（平面面积）·min] 等。美国水污染控制联合会所推荐的污泥气循环搅拌气量单位为L/s，其数值示于表10-18。美国环保署建议污泥气循环搅拌气量为5～7m^3/[1000m^3（池容）·min]（抽升管式污泥气循环搅拌）、4～5m^3/[1000m^3（池容）·min]（自由释放式污泥气循环搅拌）。

表 10-18 污泥气搅拌循环气量

消化池直径（m）	建议污泥气搅拌循环气量（L/s）	消化池直径（m）	建议污泥气搅拌循环气量（L/s）
6	16～19	21	42～56
9	24～28	24	47～51
12	24～28	27	63～85
15	31～38	31	71～94
18	42～56	34	78～108

污泥气循环搅拌计算主要是确定气体循环量、竖管直径和竖管数目以及压缩机所需压力和功率。

二、计算例题

（一）已知条件

污泥消化池尺寸如图10-23所示。消化池有效容积 $V=2000\,m^3$。

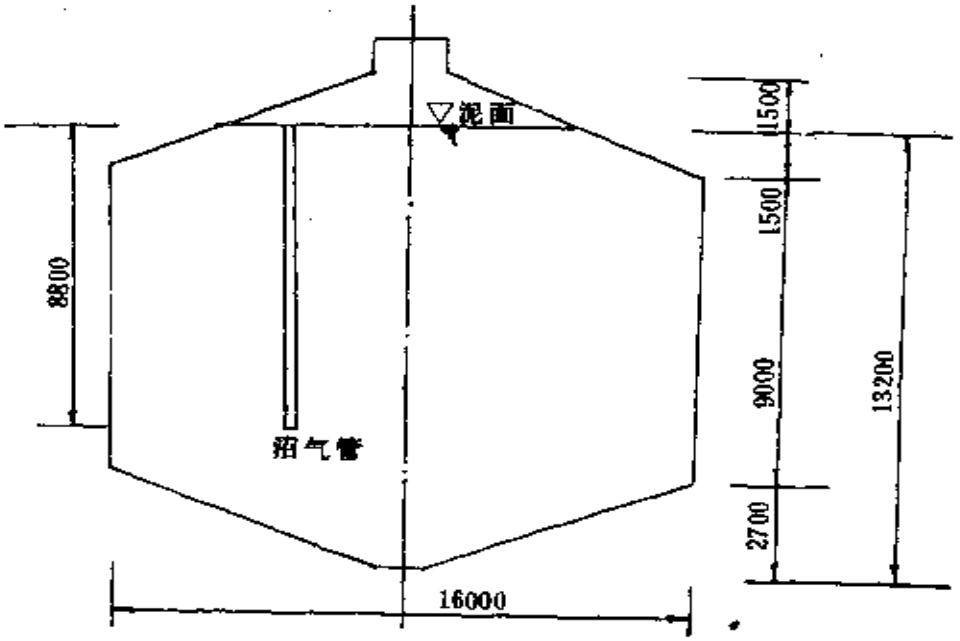


图 10-23　污泥气循环搅拌计算草图

（二）设计计算

1.消化池气体用量

取污泥气搅拌循环气量为 $5\,m^3$[$1000\,m^3$（池容）·min]。

每座消化池气体用量 $=5\times\frac{2000}{1000}=10(m^3/min)=0.167\,m^3/s$

2.消化池中污泥气竖管伸入泥面以下长度

消化池污泥面至池底深度

$$H=1.5+9+2.7=13.2\ (m)$$

竖管深入泥面以下长度

$$H'=\frac{2}{3}H=\frac{2}{3}\times 13.2=8.8\ (m)$$

3.循环气体量

竖管直径取 $d=50\text{mm}$，竖管中气体流速 $v=14\text{m/s}$，则竖管中通过循环气体量

$$q=\frac{\pi}{4}d^2v=\frac{3.14}{4}\times0.05^2\times14=0.0275\ (\text{m}^3/\text{s})$$

竖管数目 $N=\frac{0.167}{0.0275}=6.1$根，取6根。

4.竖管布置

竖管呈正六边形排列，竖管中心与消化池池壁距离为消化池半径的$\frac{1}{3}$，即$\frac{1}{3}\times\frac{16}{2}=2.7\text{m}$，竖管布置如图10-24所示。

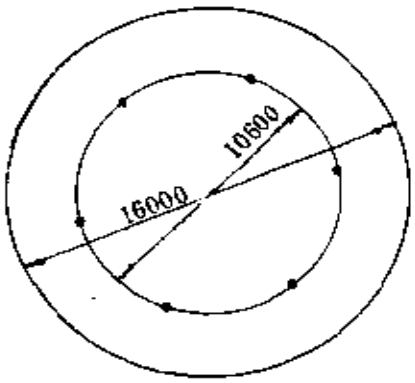


图 10-24 竖管布置图

5.压缩机所需功率

$$P=P_0V/1000$$

式中 P_0——单位池容所消耗功率，一般为5～8W/m^3(池容)，此处取5计算；

V——一级消化池总池容，m^3。

$$P=\frac{5\times2000\times4}{1000}=40(\text{kW})$$

【例题 10-12】 消化池螺旋搅拌器搅拌计算。

一、设计概述

螺旋搅拌器搅拌系在消化池内安装中心导流管，在管内安装由电动机带动的螺旋桨，当螺旋桨旋转时，不断地将管内污泥提升到泥面，形成搅拌循环。消化池螺旋桨搅拌如图10-25所示。螺旋桨搅拌的最佳搅拌半径为3～6m，如消化池直径较大，或计算所得螺旋桨直径超过1000mm时，可采用多个螺旋搅拌器，呈等边三角形布置，同时进行搅拌。这种搅拌方法适用于大型消化池。螺旋桨搅拌器将消化池中污泥搅拌一次所需时间一般为2～5h。螺旋桨与中心管的间隙为0.05m。中心管流速一般取0.3～0.4m/s。

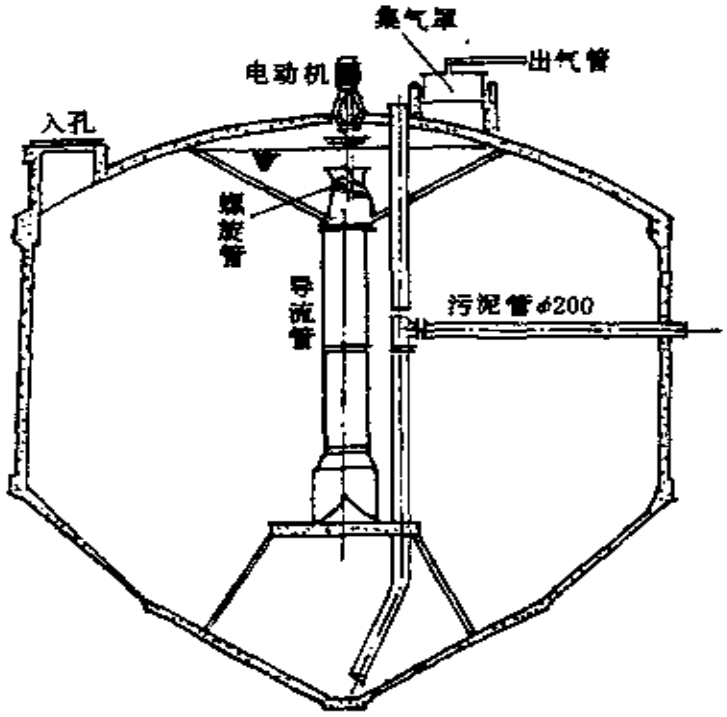


图 10-25 螺旋桨搅拌

螺旋桨搅拌的缺点是螺旋桨轴穿过池盖处必须严格气密，否则易漏气。可采用图10-26所示的螺旋桨搅拌器密封轴套装置。在旋转轴上焊接液封罩，消化池顶盖上固定液封槽。槽内装液封液（水或汞），液封罩插入其间，以保证密封作用。液封压力250～300mmH_2O。

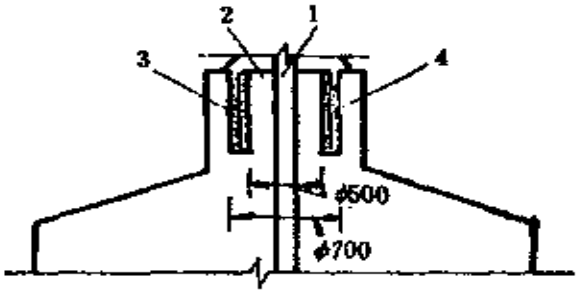


图 10-26 螺旋轴密封装置

1—轴；2—液封罩；3—液封槽；4—液封液

二、计算例题

（一）已知条件

每座消化池有效容积 $V=2000m^3$。

（二）设计计算

1．螺旋桨搅拌的污泥量

$$W=\frac{mV}{3600T}$$

式中 m——设备安全系数，一般为1～3；

V——每座消化池的有效容积，m^3；

T——搅拌一次所需时间，一般取2～5h。

计算中取 $m=2$，$T=4h$，则

$$W=\frac{2\times 2000}{3600\times 4}=0.28\ (m^3/s)$$

2.中心管直径

$$D=\sqrt{\frac{4W}{\pi v}}$$

式中 D——中心管直径，m；

v——中心管流速，m/s。

取 $v=0.3m/s$，则

$$D=\sqrt{\frac{4\times 0.28}{3.14\times 0.3}}=1.09\ (m)$$

3.螺旋桨直径 d

$$d=D-0.1=1.09-0.1=0.99\approx 1\ (m)$$

4.螺旋桨断面积 A

$$A=\frac{\pi d^2}{4}=\frac{3.14\times 1^2}{4}=0.785\ (m^2)$$

5.螺旋桨有效断面积 A_0

$$A_0=A(1-\zeta^2)$$

式中 ζ——螺旋桨所占断面积系数，一般取0.25。

$$A_0=0.785\times(1-0.25^2)=0.74\ (m^2)$$

6.污泥流经螺旋桨的速度 v_0

$$v_0=\frac{W}{A_0}=\frac{0.28}{0.74}=0.38\ (m/s)$$

7.螺旋桨转数

$$n=\frac{v_0\times 60}{h\cos^2\varphi}$$

式中 φ——螺旋桨叶片倾角，一般取8°15′；

$\cos^2\varphi$——污泥滞后程度系数，当$\varphi=8°15'$时，$\cos^2\varphi=0.98$；

h——螺旋桨的螺距，m，$h=\pi d\,\mathrm{tg}\varphi$。

$$n=\frac{0.38\times60}{3.14\times1\times\mathrm{tg}8°15'\times0.98}=51.1\ (\mathrm{r/min})$$

取$n=50\ \mathrm{r/min}$。

8. 螺旋桨所需功率

$$P=\frac{WH\times1000}{102\eta}$$

式中 H——螺旋桨所需扬程，一般取1m；

η——搅拌机效率，一般取0.8。

$$P=\frac{0.28\times1\times1000}{102\times0.8}=3.43\ (\mathrm{kW})$$

【例题 10-13】 消化池水力提升器搅拌计算。

一、设计概述

水力提升器搅拌装置由污水泵和水力提升器（水射器）组成，其装置如图10-27所示。水力提升器由喷嘴、吸入室、喉管、扩散管组成。通过水泵的抽送，污泥从喷嘴高速射出，使水射器的吸入室产生负压，将消化池的熟污泥吸入，使污泥混合。经过一段时间运行后，即可将消化池污泥搅拌一次。污泥泵压力应大于19.6×10^4Pa，用泵压入的污泥量与吸入的污泥量之比采用1.3～1.5。水射器的搅拌半径不大于5m，当消化池直径大于10m时，应考虑

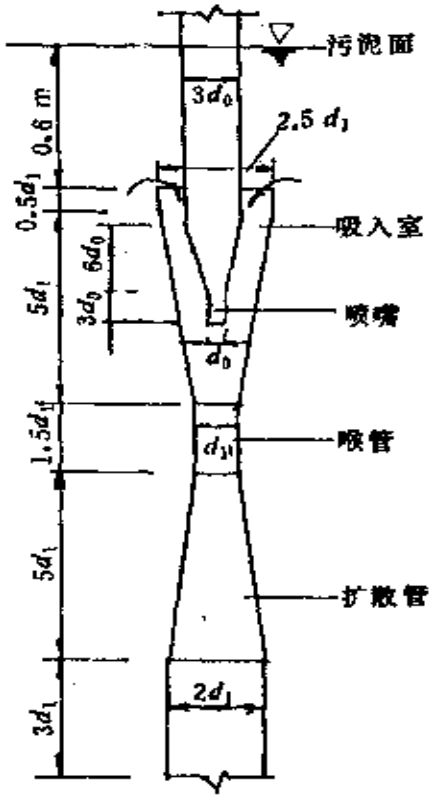


图 10-27 水力提升器各部尺寸

设置2个或2个以上的水射器。污泥泵的吸泥管与新鲜污泥投配池相连，搅拌与投配新鲜污泥经常同步进行。

水力提升器的计算主要是确定喷嘴直径和喉管直径。水力提升器的其他各部尺寸可参照图10-27确定。

二、计算例题

（一）已知条件

消化池直径$D=16\,m$，消化池总容积$V=2000\,m^3$，新鲜污泥量$V'=100\,m^3/d$。污泥泵用4PW型污水泵，$Q=30L/s$，$H=20m$。

（二）设计计算

1.选择水力提升器

水力提升器的搅拌半径小于5 m，选用3个水力提升器进行搅拌，每个水力提升器的污泥流量为

$$Q_w=\frac{Q}{3}=\frac{30}{3}=10(L/s)=36m^3/h$$

2.水力提升器工作抽吸流量

$$Q_m=\frac{Q_wH\eta}{h}$$

式中 Q_w——污水泵流量，即引流流量，m^3/h；

H——污水泵扬程，m；

η——水力提升器效率，一般为20%～30%，本例取20%；

h——为了克服液体惯性力及管路阻力所需压力，一般$h=1.0m$。

$$Q_m=\frac{10\times20\times0.20}{1}=40(L/s)=144m^3/h$$

3.水力提升器喷嘴直径d_0

$$d_0=\sqrt{\frac{Q_m\times10^6}{3600\pi v}}$$

式中 v——喷嘴流速，一般取$v=20\,m/s$。

$$d_0=\sqrt{\frac{144\times10^6}{3.14\times3600\times20}}=25.2(mm)$$

取$d_0=25mm$。

4.水力提升器喉管直径 d_1

$$d_1 = \sqrt{m}\, d_0$$

式中 m——喉管与喷嘴面积比，可取 $m = 4 \sim 6$。

$$d_1 = \sqrt{4} \times 25 = 50 \text{（mm）}$$

水力提升器其他部位尺寸如图10-28所示。

【例题 10-14】 消化池低位槽容积计算。

沉淀池所排出的新鲜污泥，一般因高程不够不能直接加入消化池，常采用污泥泵提升，低位槽用以贮存新鲜污泥。

（一）已知条件

每日新鲜污泥量 $V' = 400\text{m}^3/\text{d}$，污泥泵选用4PW型污水泵，污水泵流量为30L/s。

（二）设计计算

1.低位槽容积 V_0

$$V_0 = \left(\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}\right) V'$$

故取 $V_0 = \frac{1}{2}V' = \frac{1}{2} \times 400$

$= 200 \text{（m}^3\text{）}$

低位槽至少应设置2座，每座容积为 $\frac{200}{2} = 100 \text{（m}^3\text{）}$。

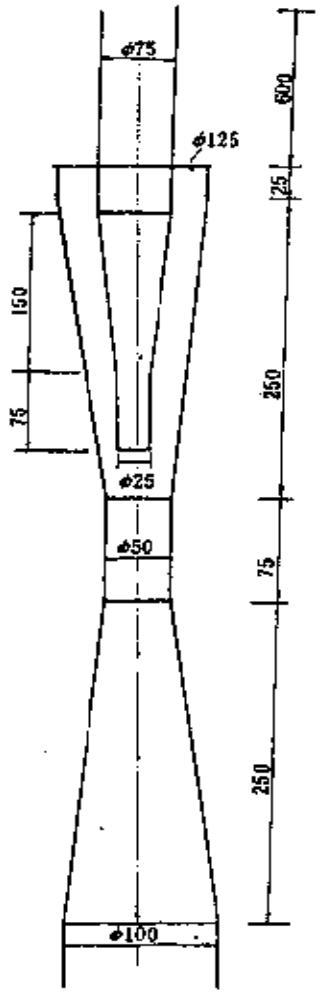


图 10-28 水力提升器各部分计算尺寸

2.污泥压力管道直径

$$d = \sqrt{\frac{4Q \times 10^3}{\pi v}}$$

式中 Q——污泥泵流量，L/s；

v——压力管道中流速，取 $v = 1.2\text{m/s}$。

$$d=\sqrt{\frac{4\times30\times10^3}{3.14\times1.2}}=178.4\ (\text{mm})$$

取 $d=200\text{mm}$。

【例题 10-15】 低压湿式贮气罐容积计算。

污泥消化中产气量和用气量不平衡，应设置贮气罐进行调节。一般可设如图10-29所示的低压湿式贮气罐，其容积应按需要的最大调节容量决定，即按供气与用气的时变化曲线确定。如无此项资料，一般按平均日产气量的25%～40%，即6～10h平均产气量计算。大型处理厂取小值，小型处理厂取大值。

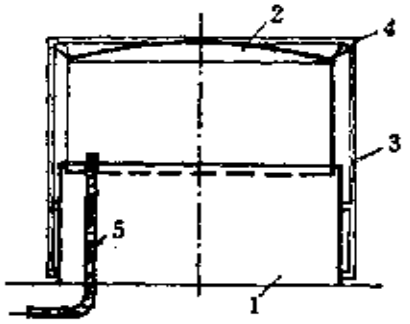


图 10-29 低压湿式贮气罐

1—水封柜；2—浮盖；3—外轨；4—滑轮；5—导气管

（一）已知条件

污水处理厂平均日产消化污泥气1500m^3/d。

（二）设计计算

按平均日产气量40%计算贮气罐容积

$$V=1500\times\frac{40}{100}=600\ (\text{m}^3)$$

【例题 10-16】 浮动盖式消化池容积计算。

一、设计概述

浮动盖式消化池又叫动容式消化池。池盖用钢板焊接，可随着污泥气压力的提高和污泥气量的增加而上升；反之，随着污泥气压力的降低和污泥气量的减少而下降。采用浮动盖式消化池可以不用贮气罐。浮动盖式消化池如图10-30所示。

水封的作用是防止污泥气逸出，水封最小高度不小于500mm，水封液使用水或其他不燃液体。浮动盖与池体间用滑轮连接，防止池盖倾斜。进出池体的各种管道，如污泥投配管、消化气管等，均应采用软管连接，并留有大于升降高度的安全长度，避免拉断

管道。污泥气引出管的上端应高于消化池顶，以防止污泥进入管中。

浮动盖式消化池最小容积计算同固定盖式消化池。最大容积按下式计算：

$$V_{max} = V + (0.2 \sim 0.4)V_g$$

式中 V——固定盖式消化池有效容积，m^3；

V_g——每日消化池产气量，m^3。

二、计算例题

（一）已知条件

污水处理厂固定盖式污泥消化池容积为2500m^3，每座消化池日产污泥气1000m^3。

（二）设计计算

1.浮动盖的容积

$$V' = (0.2 - 0.4)V_g$$

取 $V' = 0.2V_g$

$= 0.2 \times 1000$

$= 200\ (m^3)$

2.浮动盖式消化池容积

$$V_{max} = V + V'$$

$= 2500 + 200$

$= 2700\ (m^3)$

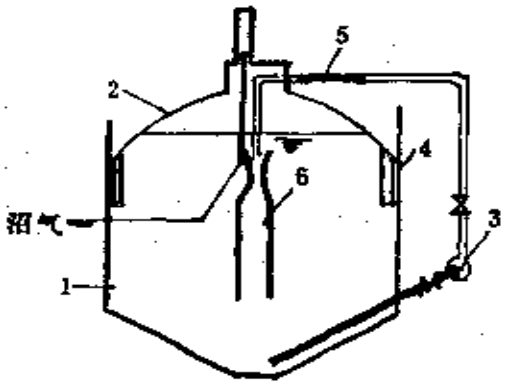


图 10-39 浮动盖式消化池

1—消化池；2—浮动盖；3—水泵；4—水封；5—软管；6—水力提升器

§10-5 污泥的好氧消化

与厌氧消化相比较，好氧消化具有下列优点：（1）挥发性固体降低量与厌氧消化大致相同；（2）上层澄清液中BOD浓度低；（3）最终产物是生物稳定的，无气味，易于处置；（4）产生的污泥容易脱水；（5）投资费用低，操作问题较少。由于好氧消化

需要提供氧气，所以其主要缺点是动力消耗大。

好氧消化可用于处理的污泥有：（1）剩余活性污泥；（2）剩余活性污泥或腐殖污泥与初次沉淀池污泥的混合物；（3）没有初次沉淀池的活性污泥处理系统排出的污泥。生物法除磷系统中的废活性污泥在厌氧消化时将使微生物析出所吸收的磷，这不但降低了污泥的肥效，而且上清液中磷浓度高，回流到处理系统也使系统的除磷效率降低。因此生物除磷系统的污泥采用好氧消化为宜。好氧消化不适于高泥龄运行的活性污泥法的剩余污泥，因为这种污泥的活性物质已极少，进行好氧消化效果不明显。

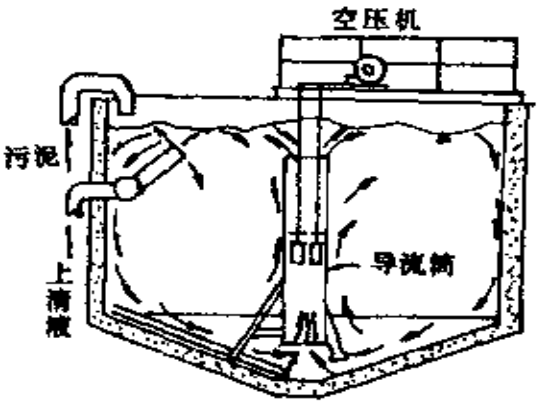


图 10-31 间歇式好氧消化池

污泥好氧消化可间歇操作，也可连续操作。图10-31和图10-32所示为间歇式好氧消化池和连续流好氧消化池。消化池构造与曝气池基本相同。消化池可为圆形或矩形。好氧消化泡沫较多，超高达0.9～1.2m。

好氧消化池的设计可以参照表10-19中的参数进行。

【例题 10-17】 污泥好氧消化池的计算

（一）已知条件

曝气池产生的剩余活性污泥经重力浓缩后，固体含量为3%，污泥量为60 m^3/d，比重为1.03，f= MLVSS/MLSS=0.8，温

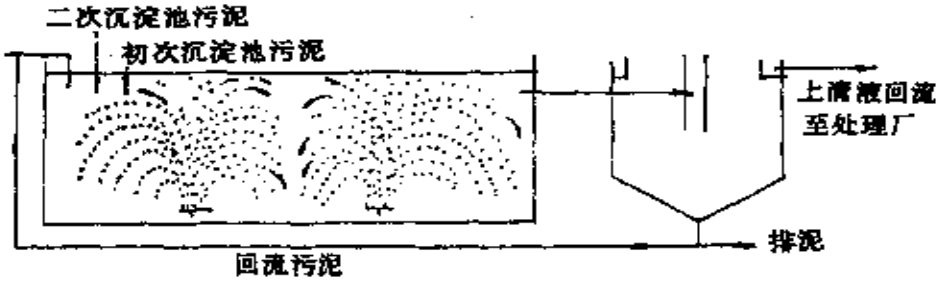


图 10-32 连续流好氧消化池

表 10-19　　好氧消化池设计参数

项　　目	数　　值
20℃时的水力停留时间①	
只有废活性污泥	10～15
无初次沉淀池的活性污泥处理系统排出的污泥	12～18
初次沉淀池污泥和活性污泥或生物滤池污泥②	15～20
固体负荷［kgVSS/(m³·d)］	1.6～4.8
需氧量	
kgO_2/破坏1kg细胞物质③	～2.3
kgO_2/分解1kg初沉池污泥的BOD_5	1.6～1.9
搅拌所需能量	
机械搅拌器（kW/1000m³）	20～40
空气搅拌［m³/(1000m³·min)］	20～40
液体中溶解氧含量（mg/L）	1～2

① 温度低于20℃时应增加停留时间。
② 只处理初次沉淀池污泥用相同的停留时间。
③ 含碳物质氧化时所产生的氨氧化成硝酸盐。

度为20℃。

（二）设计计算

1.好氧消化池容积

$$V = QT$$

式中　Q——污泥量，m³/d；

T——污泥好氧消化时消化池水力停留时间，按表10-18，取T = 15d。

$$V = 60 \times 15 = 900\ (m^3)$$

2.校核固体负荷

（1）污泥中干固体量

$$W = 1000 \times 1.03 \times 0.03$$

$$Q = 1000 \times 1.03 \times 0.03 \times 60 = 1854\ (kg/d)$$

（2）污泥干固体中挥发固体量

$$W' = fW = 0.8 \times 1854 = 1483.2\ (kg/d)$$

（3）消化池固体负荷

$$N_s = \frac{W'}{V} = \frac{1483.2}{900} = 1.65 \ [\text{kgVSS}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})]$$

符合表10-18中所建议的固体负荷范围。

3.需氧量G

假设40%的细胞组织被彻底氧化，确定需氧量。按表10-18，氧化1kg细胞组织需氧2.3kg。

$$G = W' \times 0.4 \times 2.3 = 1483.2 \times 0.4 \times 0.23$$

$$= 1364.5 \ (\text{kg/d})$$

4.在标准状况下所需空气量

空气中氧的含量为23.2%(以质量计)，空气密度为1.201kg/m³。

$$G_s = \frac{G}{1.201 \times 0.232} = \frac{1364.5}{1.201 \times 0.232}$$

$$= 4897 \ (\text{m}^3/\text{d})$$

设曝气设备氧转移效率$\eta = 8\%$，实际所需空气量

$$G_s' = \frac{G_s}{\eta} = \frac{4897}{0.08} = 61212.5 \ (\text{m}^3/\text{d})$$

$$= 42.5\text{m}^3/\text{min}$$

5.1000m³消化池容积所需空气量

$$G_s'' = 42.5 \times \frac{1000}{900} = 47.2 \ [\text{m}^3/(1000\text{m}^3 \cdot \text{min})]$$

6.校核搅拌所需空气量

G_s''值高于表10-18中所示搅拌所需空气量的最大值，可以满足搅拌要求。

7.消化池设计成完全混合式

§10-6 污泥的脱水与干化

污泥干化与脱水主要有自然干化、机械脱水及热处理法。各种脱水方法的脱水效果示于表10-20。

离心机、带式压滤机和自动板框压滤机是国外污水厂使用最广泛的机械脱水设备。真空过滤机的使用呈减少趋势。

表10-21为国内一些污水厂污泥机械脱水情况。

进行机械脱水时，为了改善污泥脱水性能，应进行预处理。我国采用的预处理方法为投加混凝剂进行化学调节。

表 10-20　　不同脱水方法的脱水效果

脱水方法		主要单元操作	脱水后污泥含水率（%）	脱水后污泥状态
浓缩		重力、气浮、离心	95～97	近似糊状
自然干化		干化场	70～80	泥饼状
机械脱水	真空过滤	真空转鼓、真空转盘等	60～80	泥饼状
	压滤	板框压滤等	45～80	泥饼状
	滚压带式	相对压榨、水平压榨	78～86	泥饼状
	离心	离心脱水机	80～85	泥饼状
	水中造粒	水中造粒机	82～86	
热处理		冷冻、湿式氧化、热处理		
干化		烘干	10～40	粉状、颗粒状
焚烧		焚烧炉	0～10	灰

【例题 10-18】、污泥干化场计算。

一、设计概述

污泥干化场是污泥进行自然干化的主要构筑物。干化场分为有自然滤层干化场和人工滤层干化场两种。

人工滤层干化场构造如图10-33所示。人工滤层干化场由不透水层、排水系统、滤水层、输泥管、隔墙及围堤等部分组成。如为覆盖式干化场，还有支柱和顶盖。

污泥干化场和居民点之间应按有关卫生标准设置防护地带。当无具体规定时，一般干化点和居民点之间距离不应小于300m。

不透水层由200～400mm厚的粘土或150～300mm厚的三七

表 10-21　　国内几个污水厂

厂名	脱水机械	滤布	混凝剂投量（%）
上海彭浦污水厂（试验资料）	GP2-1真空过滤	锦纶绸36*	$FeCl_3$ 7
上海石化总厂污水厂（试验资料）	GP2-1真空过滤	涤纶208	$FeCl_3$ 12~15
北京酒仙桥污水厂（试验资料）	60.25-0.5/0.15	涤纶747	$FeCl_3$ 2 PAC 1
兰州陈官营污水厂（试验资料）	真空过滤	毛毯	$FeCl_3$ 3
上海化纤一厂	GP2-1真空过滤	平细布两层	
上海化纤二厂	GP2-1真空过滤	尼龙布	
上海化纤三厂	GP2-1真空过滤		
湖南2348厂	GP5-1.75真空过滤	麻袋布、龙头细布各一层	
上海织袜四厂	24″板框压滤机	301-1尼龙布	PAC
上海石化总厂污水厂（试验资料）	30×30板框压滤机	涤纶240	$FeCl_3$ 10~15
	15m^2自动板框压滤机	涤纶621	$FeCl_3$ 18
	0.2m^2加压叶片过滤机		$FeCl_3$ 15~17
	WL-380离心机		
天津板纸厂	WL-450离心机		
北京高碑店污水厂	WL-200离心机		阳性PAM0.1~0.2%* 不投加
西安污水处理厂（试验资料）	40m折带式真空滤机		PAC10% 石灰10%

* 占干固体质量百分数。

** 固体回收率百分数。

机械脱水情况

污泥含水率（%）	泥饼含水率（%）	生产能力	污泥种类
95	80～85	7.3～11.3kg（干）/（m^2·h）	城市污水活性污泥
95.8～98.7	86～89	7kg（干）/（m^2·h）	城市污水活性污泥
96.5	60.7 56.1	29kg（干）/（m^2·h） 32.9kg（干）/（m^2·h）	双层沉淀池污泥
98.5	85～89	6～7kg（干）/（m^2·h）	化工废水活性污泥
95	60～70	1.25kg（干）/（m^2·h）	酸碱中和污泥
浆糊状	可堆放	0.5～1.0m^3（湿）/（m^2·h）	酸碱中和污泥
	75.4	54kg（干）/（m^2·h）	酸碱中和污泥
稀泥浆	68～75		酸碱中和污泥
93～99	75		印染废水活性污泥
97	75～80	0.6～0.83kg（干）/（m^2·h）	城市污水活性污泥
95.9～96.5	61～80	0.54～1.02kg（干）/（m^2·h）	
95～97	75～80	5～6kg（干）/（m^2·h）	
97～98	40	10～20kg（干）/（m^2·h）	
94～95	73～78	190～210kg（干）/（m^2·h）	黄板纸废水沉淀污泥
99～90	70～80 68～77	96～99* 70～80**	消化污泥
89.4～94.6	63.7～73.5	9.88～20.04 kg（干）/（m^2·h）	消化污泥

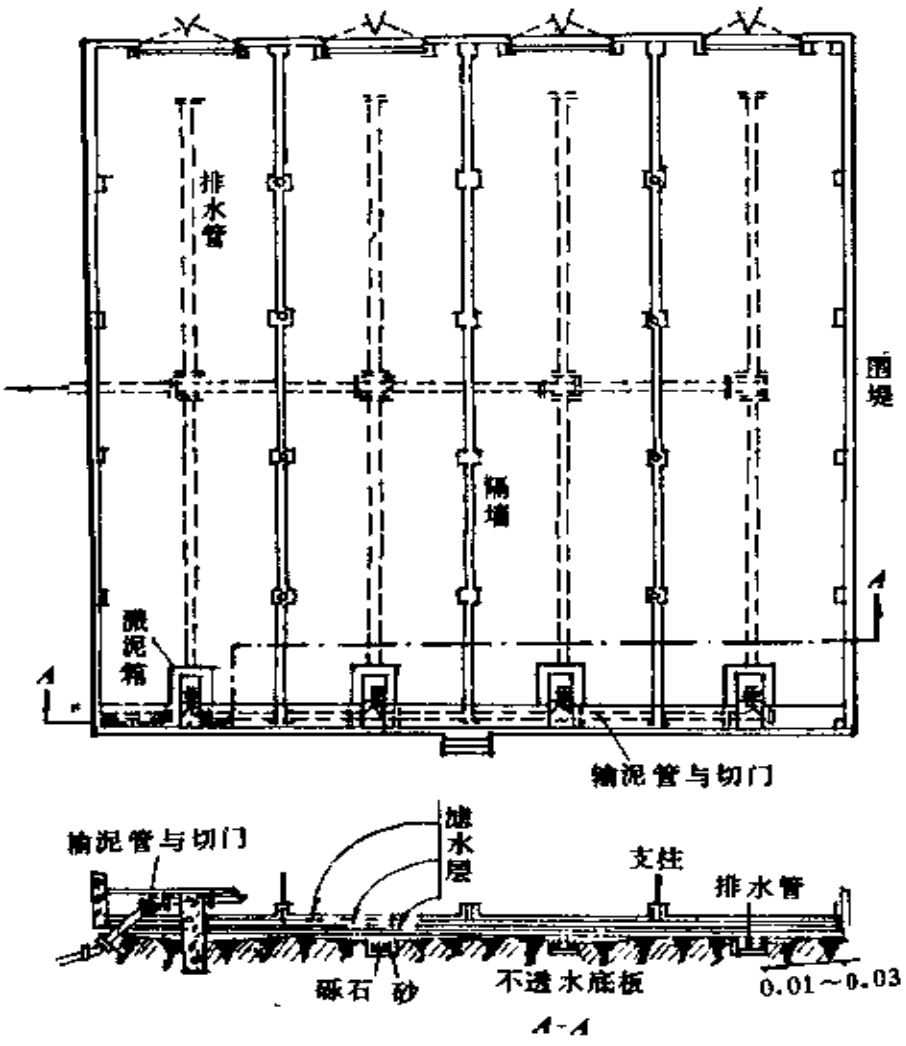


图 10-33 人工滤层干化场

灰土夯实而成，也可用100～150mm素混凝土铺成。底板应有0.01～0.02的坡度坡向排水系统。

人工滤水层下层用粗矿渣或砾石，厚200～300mm；上层用细矿渣或砂，厚200～300mm。

排水管道系统用100～150mm陶土管或盲沟组成，管子接头处不密封，以便进水。管中心距4～8m，坡度0.0025～0.003，埋设深度由地面到管顶一般为1.2m。排水总管直径为125～150mm，坡度不小于0.08。

污泥干化场围堤高度0.5～1.0m，顶宽0.5～0.7m。干化场块

数不少于3块，宽度不大于10m，长度不大于100m。在围堤或围墙的一定高度开设撇水窗，撇水窗如图10-34所示。撇水窗用来撇除上清液，可以用闸板来调节开启程度。

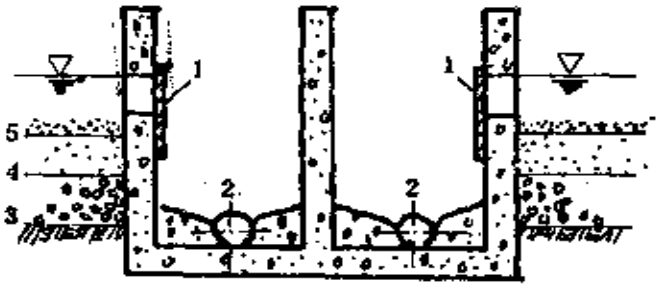


图 10-34　撇水调节窗

1—可调节闸板；2—Φ150排水管；3—碎石；4—砂层；5—泥饼

排入干化场的城市污泥含水率，可采用下列数据：

（1）来自初次沉淀池　　97%

（2）来自生物滤池后二次沉淀池　97%

（3）来自消化池　　97%

（4）来自曝气池后二次沉淀池活性污泥　99.2%～99.6%

干化场的设计，主要是决定所需要的面积与划分块数。干化场面积由面积负荷决定。面积负荷为单位干化场面积每年可接纳的污泥量，单位是$m^3/(m^2 \cdot a)$或m/a。干化场的面积负荷与污泥的性质、气候条件（包括降雨量、蒸发量、相对湿度和冰冻期等）及管理方法有关。设计时可参考已经运行的干化场实测数据并结合实验室内干化脱水试验来确定，也可在现场通过模拟试验来确定。

污泥干化场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。

二、计算例题

（一）已知条件

初次沉淀池和剩余活性污泥的混合污泥经浓缩后固体浓度为6%，浓缩后全年污泥量为$4860 m^3$。当地全年降雨量为1210mm/a，全年降雨分布均匀。蒸发量为1507mm/a。全年中日平均温度低

于－10℃的冰冻天数T'＝45 d。

污泥干化实验室试验结果表明，在渗透的最初2～3d内，污泥浓度可提高到18％。采用人工滤层干化场。要求干化后泥饼固体含量为30％。

（二）设计计算

1.污泥层厚度

每次排到干化场上污泥层厚度为300～500mm，取污泥层厚度为300mm。

2.渗透脱水后污泥层厚度

污泥排入干化场后由于渗透脱水，固体浓度提高到18％，同时污泥层厚度为

$$\frac{0.06}{0.18}\times 300=100\ (\text{mm})$$

由于渗透脱除水分厚度为300～100＝200（mm）

3.蒸发脱水后污泥层厚度

依靠蒸发脱水至固体浓度为30％，污泥层厚度为

$$\frac{0.06}{0.3}\times 300=60\ (\text{mm})$$

蒸发脱除水分厚度为100－60＝40（mm）

4.污泥水分年蒸发量

水分从污泥中的蒸发量为从清水中的蒸发量的75％，污泥中水分的年蒸发量为

$$0.75\times 1507=1130\ (\text{mm/a})$$

5.污泥吸收的雨量

污泥吸收的雨量等于年降雨量的57％，污泥吸收的雨量为

$$0.57\times 1210=690\ (\text{mm/a})$$

6.净蒸发量

$$1130-690=440\ (\text{mm/a})$$

7.理论上干化场每年可充满与铲除污泥的次数

$$\frac{440}{40}=11\ (\text{次})$$

8.干化场面积负荷

$$11 \times 300 = 3300(\text{mm/a}) = 3.3\text{m/a}$$

9.干化场的有效面积

$$A = \frac{4860}{3.3} = 1473\ (\text{m}^2)$$

10.干化场实际面积

干化场块数取为4，每块干化场面积为$\frac{A}{4} = \frac{1473}{4} = 368.3\text{m}^2$。取每块干化场宽8m，长46m，实际上每块干化场面积为$46 \times 8 = 368\text{m}^2$，干化场实际有效面积为$A'\ 4 \times 368 = 1472\text{m}^2$。

考虑干化场围堤等所占面积，应乘以1.2～1.4的系数。则干化场实际所需面积

$$A'' = 1.3 \times 1472 = 1914\ (\text{m}^2)$$

11.冬季冰冻期堆泥高度h'

$$h' = \frac{V_1 T_1' k_2}{A' k_1}$$

式中 V_1——每日排放到干化场的污泥量，m^3/d；

T'——一年中日平均气温低于－10℃的冰冻天数，d；

k_1——冬季冻结期间使用干化场面积系数，取$k_1 = 0.8$；

k_2——污泥体积缩减系数，取$k_2 = 0.75$；

A'——干化场有效面积，m^2。

$$h' = \frac{4860 \times 45 \times 0.75}{365 \times 1472 \times 0.8}$$

$$= 0.38\ (\text{m})$$

12.围堤高度H

$$H = h' + 0.1 = 0.38 + 0.1 = 0.48\ (\text{m})$$

取$H = 0.60\text{m}$

【例题 10-19】 污泥真空过滤脱水计算。

一、设计概述

真空过滤机主要用于初次沉淀池污泥和消化污泥的脱水。真

空过滤机可以连续生产，操作平稳，且可以自动控制。但附属设备多，工序复杂，运行费用高。

真空过滤机有转鼓真空过滤机、链带式转鼓真空过滤机和转盘式真空过滤机。GP型转鼓真空过滤机规格示于表10-22。型号中G表示转鼓真空过滤机，P2－1表示过滤方向由转鼓外向内，下边加料，下角第一个数字表示转鼓过滤面积，第二个数字表示转鼓直径。转鼓真空过滤机污泥脱水工艺流程如图10-35所示。国产PZG和PG型转盘真空过滤机主要规格分别示于表10-23和表10-24中。

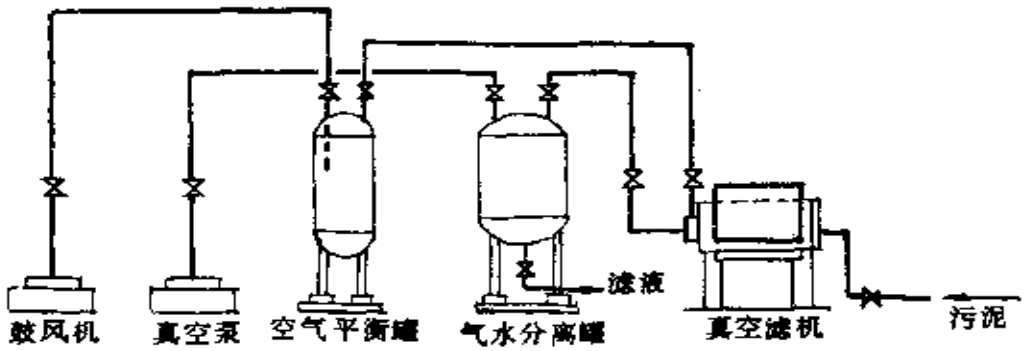


图 10-35 转鼓真空过滤机污泥脱水工艺流程

表 10-22 GP型转鼓真空过滤机规格

型号	过滤面积 (m^2)	转鼓直径 (m)	电动机功率 (kW)	外形尺寸 (m)	质量 (t)
GP1－1	1	1.0	0.4	1.28×1.4×1.2	
GP2－1	2	1.0	1.1	1.8×1.6×1.3	2
GP5－1.75	5	1.75	1.5	2.5×2.26×2.5	4
GP20－2.6	20	2.6	2.2	5×4×3.3	14.5
GP40－3	40	3	3	6.7×4.2×3.3	18.7
GP50－3	50	3	13.0	9×4.7×4.3	33.2

真空过滤机的主要设计参数是过滤机的产率，即单位过滤面积在单位时间产生的干固体质量，单位为kg/(m^2·h)。可根据产率与污泥量确定过滤机过滤面积和过滤机台数。真空过滤机的台数应包括备用设备在内，至少应有2台。当工作台数少于4台时，

表 10-23　　PZG型转盘真空过滤机

型　　号	过滤面积（m^2）	盘　　数	转盘直径（m）	转　　数（r/min）	电动机功率（kW）
PZG9-1.8/2	9	2	1.8	0.2	3
PZG18-1.8/4	18	4	1.8	0.2	3
PZG27-1.8/6	27	6	1.8	0.2	3

表 10-24　　PG型转盘真空过滤机

型　　号	过滤面积（m^2）	盘数	转盘直径（m）	转　　数（r/min）	电动机功　率（kW）	真空泵	鼓风机
PG18-1.8/4	18	4	1.8	0.135～1.14	1.1	SZ-3	SZ-2
PG27-1.8/6	27	6	1.8	0.135～1.14	1.1	SZ-4	SZ-2
PG39-2.7/4	39	4	2.7	0.135～1.14	1.5	SZ-4	SZ-2
PG58-2.7/6	58	6	2.7	0.15～1.14	2.2	SZ-4	SZ-3
PG78-2.7/8	78	8	2.7	0.15～1.14	2.2	SZ-4	SZ-3
PG97-2.7/10	97	10	2.7	0.148～1.98	4.0	2YK-110	2YKA-7
PG116-2.7/12	116	12	2.7	0.148～1.98	4.0	2YK-110	2YKA-7

一般备用1台；当工作台数在4台及4台以上时，一般应备用2台。真空过滤机的产率一般应通过试验确定，也可参考表10-25所给出的数据，表中所列各种污泥系经过调节以后的污泥。

真空过滤机的真空度应保持200～500mmHg。真空过滤机配用真空泵的抽气量按过滤机1m^2工作面积0.5～1.0m^3/min计算，

表 10-25　　真空过滤机的产率

污　泥　种　类	过滤产率［kg/(m^2·h)］
初沉污泥	30～50
初沉污泥与腐殖污泥	30～40
初沉污泥与活性污泥	15～25
活性污泥	10～15
初沉污泥经消化	25～40
初沉污泥与腐殖污泥经消化	20～35
初沉污泥与活性污泥经消化	15～25

最大真空度为600mmHg。电动机功率按抽气量1m³为1.2kW估算。选用台数包括备用在内，不得少于2台。

当选用的真空过滤机需要用压缩空气吹脱泥饼时，所设置专用空气压缩机的空气量按真空过滤机的工作面积计算，即0.1m³/(m²·min)。空气压缩机出口绝对压力为$19.6\times10^4\sim29.4\times10^4$ Pa。电动机所需功率按所用压缩机空气量估算，即4kW/m³，包括备用在内，不得少于2台。

二、计算例题

（一）已知条件

初沉污泥与活性污泥经消化后，投加石灰10%（占干固体质量）和铁盐5%（占干固体质量）进行预处理。污泥量$Q=690\,m^3/d$。含水率$P_0=97\%$，污泥比阻$r=3\times10^{11}\,m/kg$。真空过滤脱水后泥饼含水率$P_k=81\%$，过滤压力$p=6.0\times10^4$ Pa，过滤周期$T=120s$，过滤机浸液比$m=0.3$。滤液动力粘度$\mu=0.01$Pa·s。

（二）设计计算

1.过滤机产率

$$E=1600.6\frac{(100-P_k)}{(P_0-P_k)}\left[\frac{m\,pP_0(100-P_0)}{0.1\mu Tr}\right]^{\frac{1}{2}}$$

式中 P_0——污泥原始含水率，%；

P_k——泥饼含水率，%；

μ——滤液动力粘度，Pa·s；

r——污泥比阻，m/kg；

p——过滤压力，Pa；

m——浸液比；

T——过滤周期，s。

$$E=1600.6\times\frac{(100-81)}{(97-81)}\left[\frac{0.3\times6\times10^4\times97\times(100-97)}{0.1\times0.01\times120\times3\times10^{11}}\right]^{\frac{1}{2}}$$

$$=22.93[kg/(m^2\cdot h)]$$

2.过滤面积

$$A=\frac{W'af}{L}$$

$$W' = \frac{(1 - P_0)Q \times 10^3}{24}$$

式中 W'——污泥干重，kg/h；

Q——污泥量，m^3/d；

a——安全系数，$a = 1.15$；

f——由于投加药剂污泥干重增加系数，$f = 1.15$。

$$A = \frac{(1 - P_0)Qaf \times 10^3}{24L}$$

$$= \frac{(1 - 0.97) \times 690 \times 10^3 \times 1.15 \times 1.15}{24 \times 22.93}$$

$$= 49.7\ (m^2)$$

由表10-23选用3台PG27-1.8/6转盘真空过滤机，其中一台备用。配套真空泵为SZ-4型真空泵，鼓风机为SZ-2型。

【例题 10-20】 污泥压滤脱水计算。

一、设计概述

污泥压滤脱水采用板框压滤机，为间歇操作。压滤脱水虽然设备投资较大，生产率低，但脱水效果好，泥饼含水率在65%以下，适合于运输或对泥饼作进一步的处置。使用压滤机进行污泥脱水工艺的流程如图10-36所示。

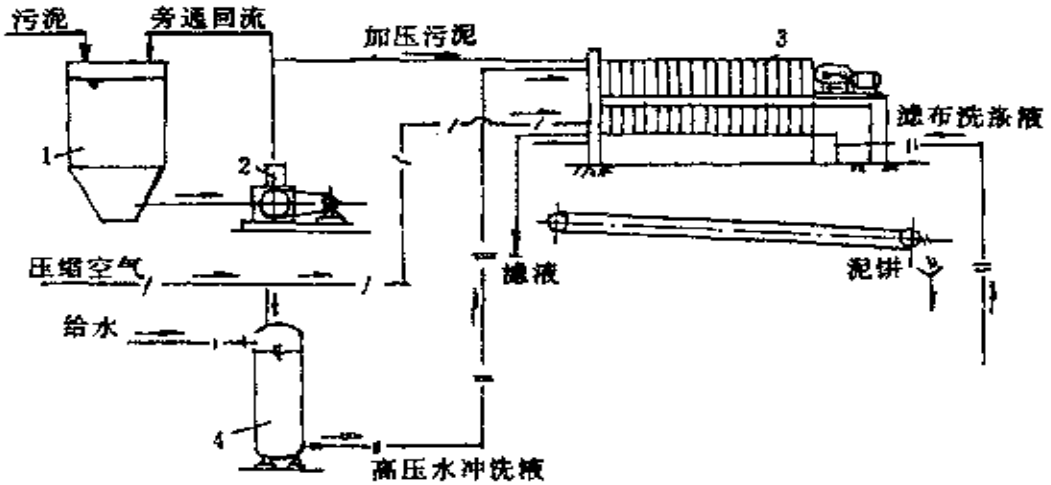


图 10-36 污泥压滤机脱水工艺流程

1—污泥浓缩池；2—污泥泵；3—压滤机；4—压力罐

过滤机的产率一般通过板框压滤试验确定。城市污水污泥板框压力机脱水时，产率一般为2～10kg干固体/(m^2·h)，一般通过试验机试验确定，也可按其他类似经验选用。

压滤机台数应不少于2台，过滤压力一般选用39.2×10^4～49.0×10^4 Pa。

国产板框压滤机的板框面积从300×300～1400×1200mm，每台压滤机由10～60对板框组成。我国已编有板框压滤机产品系列标准及规定代号，如图10-37所示。BAS型板框压滤机性能示于表10-26中，BAJZ型自动板框压滤机性能示于表10-27中。

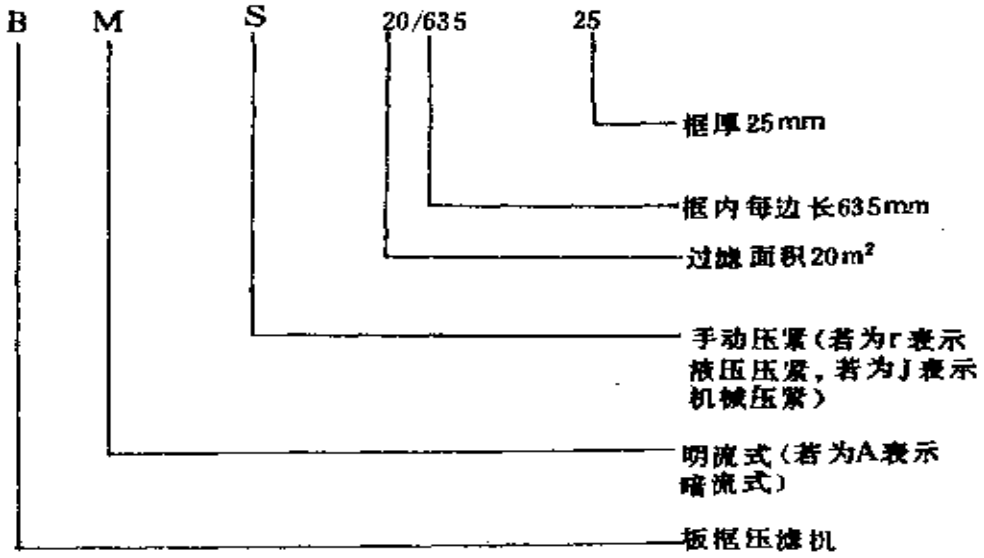


图 10-37 国产板框压滤机代号说明

二、计算例题

（一）已知条件

污泥量$Q=90.5m^3/d$，含水率$P_0=97\%$。

板框压滤机试验结果如下：

压滤压力$p'=39.24\times10^4$ Pa，压滤时间$T_f'=20min$，辅助时间$T_d'=20min$，滤室厚$\delta'=20mm$，滤液体积$V=2920cm^3$，过滤面积$A=400cm^2$，泥饼含水率$P_k=65\%$，污泥压缩系数$s=0.7$。

选用BMS20/635-25板框压滤机，板框厚d为25mm，板框数为26，过滤压力p为49.03×10^4 Pa，每日工作6h。

表 10-26　　BAS型板框压滤机性能

型　号	过滤面积（m^2）	框内尺寸（mm×mm）	框　厚（mm）	框　数（个）	工作压力（10^4 Pa）
BAS2/320-25 BAS4/320-25 BAS6/320-25	2 4	320×320	25	10 20 30	98.07
BAS8/450-25 BAS12/450-25 BAS16/450-25	8 12 16	450×450	25	20 30 40	98.07
BAS14/635-45 BAS20/635-45 BAS27/635-45	14 20 27	635×635	45	18 26 34	78.45
BAS20/635-25 BAS30/635-25 BAS40/635-25	20 30 40	635×635	25	26 38 50	78.45

表 10-27　　BAJZ型自动板框压滤机性能

规　格	过滤面积（m^2）	框内尺寸（mm×mm）	滤框厚度（mm）	滤板数（片）	滤框数（片）	最大滤饼厚度（mm）	最大过滤压力（10^4 Pa）
BAJZ15/810-50	15	810×810	50	13	12	20	≤58.84
BAJZ20/810-50	20	810×810	50	17	16	20	≤58.84
BAJZ30/1000-60	30	1000×1000	60	16	15	25	≤58.84

（二）设计计算

1. 板框压滤机产率

（1）BMS20/635-25板框压滤机过滤时间

$$T_f = \left(\frac{p'}{p}\right)^{(1-s)}\left(\frac{\delta}{\delta'}\right)^2 T_f'$$

$$= \left(\frac{39.24\times10^4}{49.03\times10^4}\right)^{(1-0.7)}\times\left(\frac{25}{20}\right)^2\times 20$$

$$= 29.2\ (\text{min})$$

（2）过滤速度

即单位时间单位过滤面积产生滤液的体积，单位为$cm^3/(cm^2 \cdot min)$，辅助时间$T_d = 20\,min$。

$$u = \frac{\frac{V}{A}}{T_f + T_d} = \frac{\frac{2920}{400}}{29.2 + 20}$$

$$= 0.148\ [cm^3/(cm^2 \cdot min)]$$

（3）滤过单位体积的滤液所产生滤饼干固体量

$$W = \frac{\rho c_0}{1 - \varphi c_0}$$

式中 ρ——污泥密度，$\rho \approx 1 g/cm^3$；

c_0——污泥干固体含量，以小数表示；

φ——滤饼的湿重与其中干固体量的比值，

$$\varphi = \frac{1}{1 - P_k} = \frac{1}{1 - 0.65} = 2.86$$

$$W = \frac{1 \times (1 - 0.97)}{1 - 2.86 \times (1 - 0.97)}$$

$$= 0.0328\ (g/cm^3)$$

（4）过滤产率

$$E = Wu = 0.0328 \times 0.148$$

$$= 4.86 \times 10^{-3}[g/(cm^2 \cdot min)]$$

$$= 2.91 kg/(m^2 \cdot h)$$

3.每小时处理污泥干重

（1）每日污泥干重

$$W = (1 - P_0)Q \times 10^3$$

$$= (1 - 0.97) \times 90.5 \times 10^3$$

$$= 2715\ (kg)$$

（2）每小时处理污泥干重

$$\frac{2715}{6} = 452.5\ (kg)$$

4.所需板框压滤机过滤面积

$$A' = \frac{452.5}{L} = \frac{452.5}{2.91}$$

$$= 155.5 \ (m^2)$$

5.每台BMS20/635-25板框压滤机过滤面积

$$A_0 = (0.635)^2 \times 2 \times 26 = 20.8 \ (m^2)$$

6.过滤机台数

考虑20%安全率，则

$$n = \frac{1.2A'}{A_0} = \frac{1.2 \times 155.5}{20.8} = 9$$

【例题 10-21】 滚压带式过滤机计算。

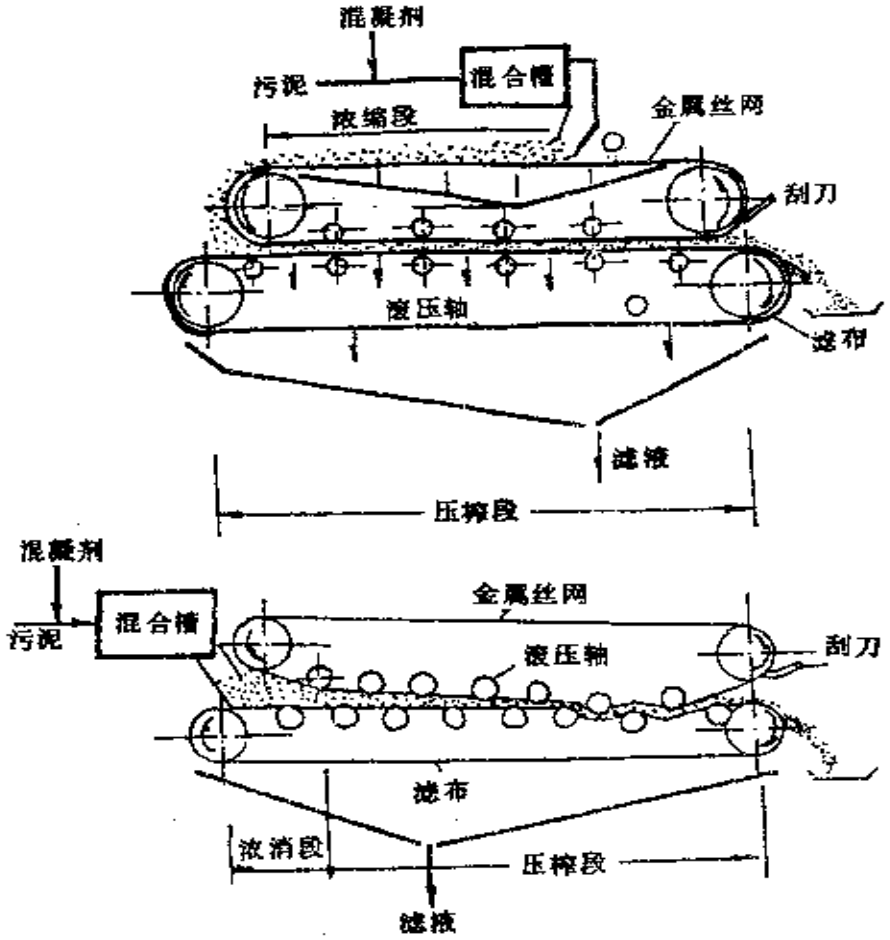


图 10-38 滚压带式过滤机

一、设计概述

带式过滤机的生产能力，以每米带宽每小时分离出的干物质的千克数计。目前最大的带宽为3m。应通过小型试验确定混凝剂投量、滤布的移动速度、滤饼含水率及滤布单位宽度处理量。滚压带式过滤机如图10-38所示。

二、计算例题

（一）已知条件

污泥在宽20cm的试验滚压带式过滤机上进行污泥脱水试验，试验结果示于表10-28中。并根据试验结果绘出图10-39所示试验结果。要求脱水泥饼含水率为80%，生产用滚压带式过滤机滤布宽1.5m。

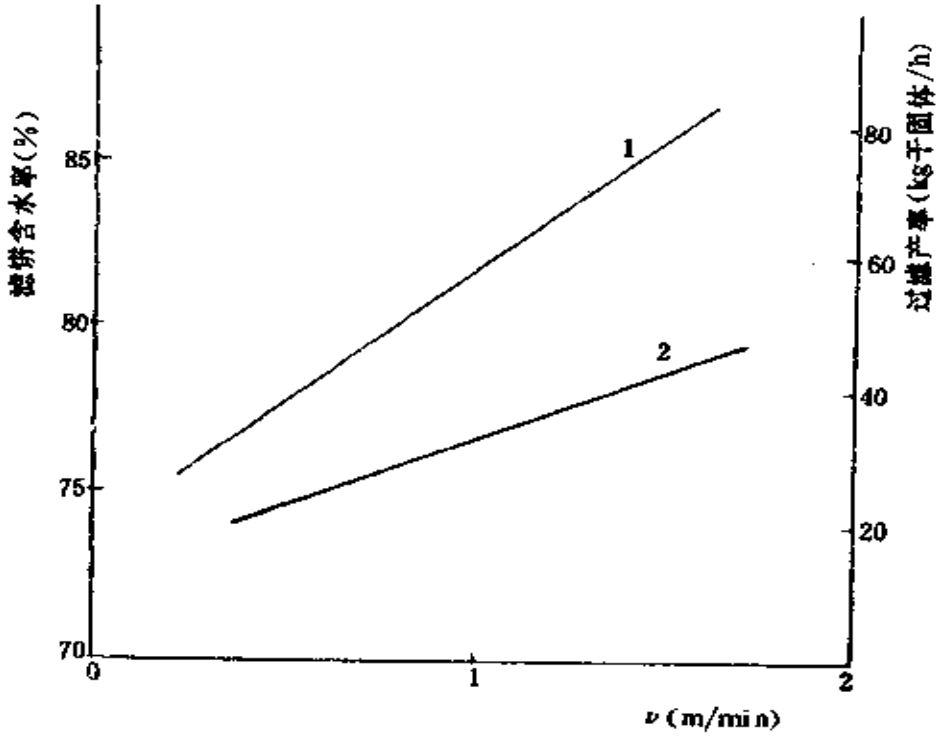


图 10-39 压榨试验结果

1—滤布移动速度与滤饼含水率关系；2—滤布移动速度与过滤产率关系

（二）设计计算

1.由图10-39得，当滤饼含水率 P_k = 80%时，滤布移动速度 v = 0.8/m/min，滤布宽为20cm时产率为29.3kg干固体/h。

表 10-28　　滚压带式过滤机试验结果

污泥固体含量（%）	滤布移动速度（m/min）	滤饼含水率（%）	处理能力（kg干固体/h）
10	0.6	78	25
10	1.0	82	31
10	1.4	84.5	41
10	1.8	88	49

2. 带宽为1.5m的滚压带式过滤机生产能力为

$$29.3\times\frac{1.5}{0.2}=219.8\ (\text{kg干固体/h})$$

生产用滚压带式过滤机的工作参数：滤布移动速度为0.81m/min，生产能力为每小时干固体量为219.8kg。

§10-7　污泥干燥与焚烧

污泥的干燥与焚烧，是对已经自然干化或机械脱水的污泥进一步处置的操作，以进一步降低污泥含水率。经过干燥处理，含水率可以降到20%左右，变为干固体。焚烧使污泥变为灰尘，含水率为零。

污泥干燥主要使用回转圆筒式干燥器，其流程示于图10-40。

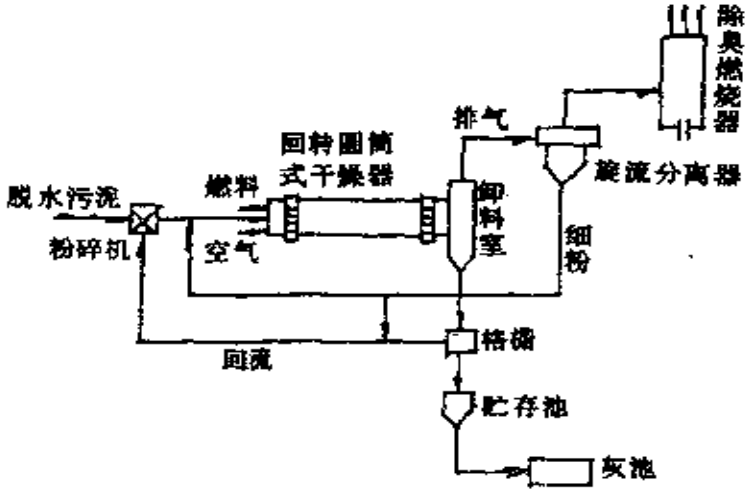


图 10-40　回转圆筒式干燥器流程

脱水污泥经粉碎机粉碎后同旋风分离器返回的细粉混合，进入干燥器。干燥污泥经卸料室、格栅送到贮存池，排气经旋风分离器分离细粉后经除臭燃烧器，然后进入大气。

污泥焚烧前应进行干燥处理。一般焚烧设备同时有干燥和焚烧两种功能。常用的污泥焚烧设备有回转焚烧炉、立式焚烧炉和流化床焚烧炉。

图10-41为逆流回转焚烧炉的流程。图10-42为立式焚烧炉。图4-43为立式多段焚烧炉。图10-44为流化床焚烧炉流程。

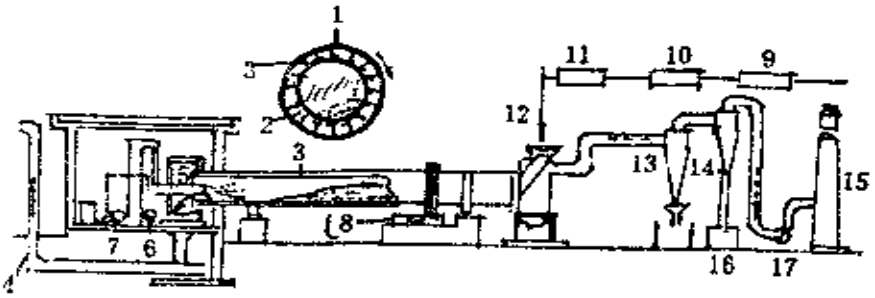


图 10-41 逆流回转焚烧炉

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—一次旋流分离器；14—二次旋流分离器；15—烟囱；16—焚烧灰仓；17—引风机

【例题 10-22】 污泥燃烧热值的计算。

一、设计概述

污泥焚烧所需要的热量，主要依靠污泥含有的有机物燃烧产生的热量。不同性质的污泥燃烧热值也不同，见表10-29。如污泥本身燃烧热值不足以使污泥燃烧时，应用辅助燃料补充。

污泥的燃烧热值也可以通过一些经验公式进行计算。

二、计算例题

（一）已知条件

消化污泥机械脱水时，无机混凝剂用量 $G=11\%$（占污泥干固体质量），脱水后泥饼中挥发性固体含量 $P_V=34\%$。

（二）设计计算

污泥燃烧热值可用下列经验公式计算

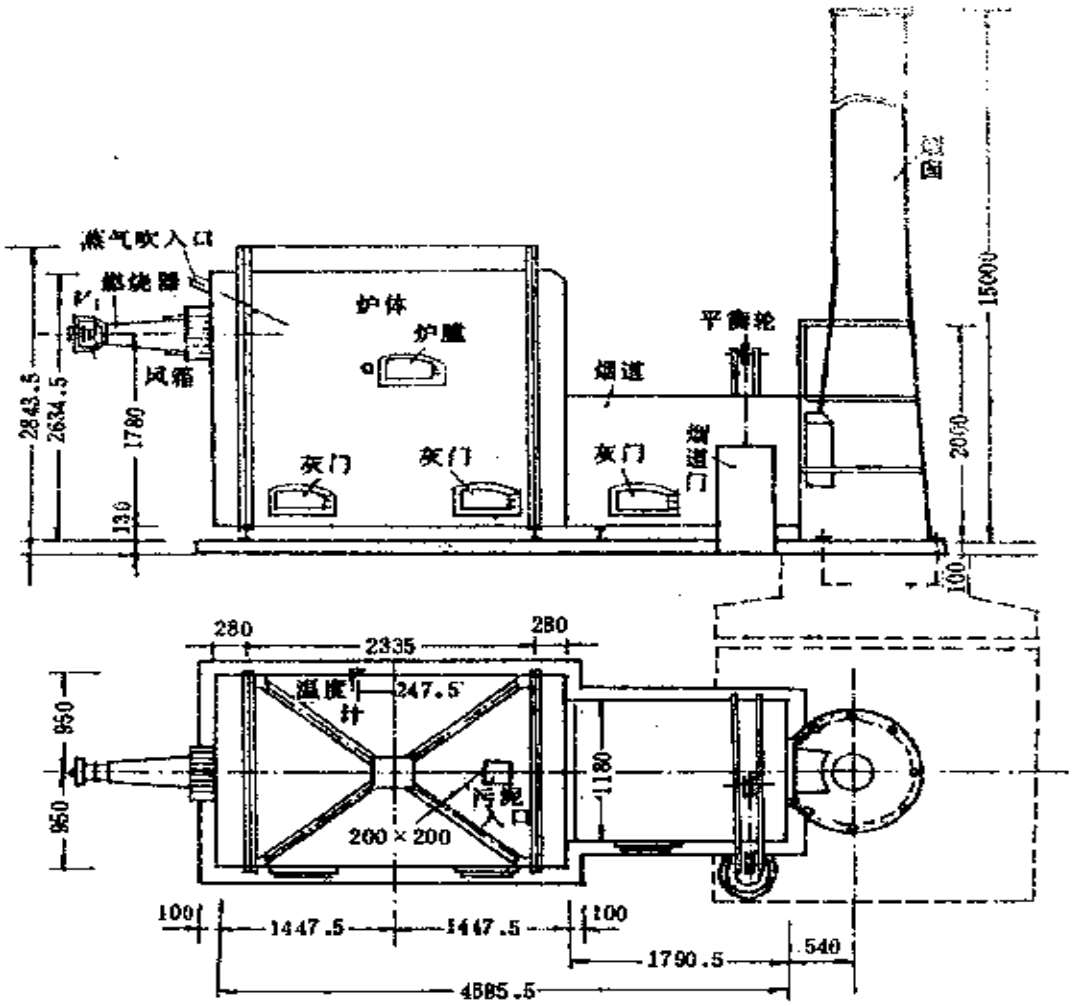


图 10-42 立式焚烧炉

表 10-29 不同污泥的燃烧热值 Q_H

污泥种类	燃烧热值（J/kg干污泥）
初次沉淀污泥	
新鲜的	15830～18190
经消化的	7200
初次沉淀污泥与腐殖污泥	
新鲜的	14910
经消化的	6740～8120
初次沉淀污泥与活性污泥	
新鲜的	16960
经消化的	7450
新鲜活性污泥	14910～15210

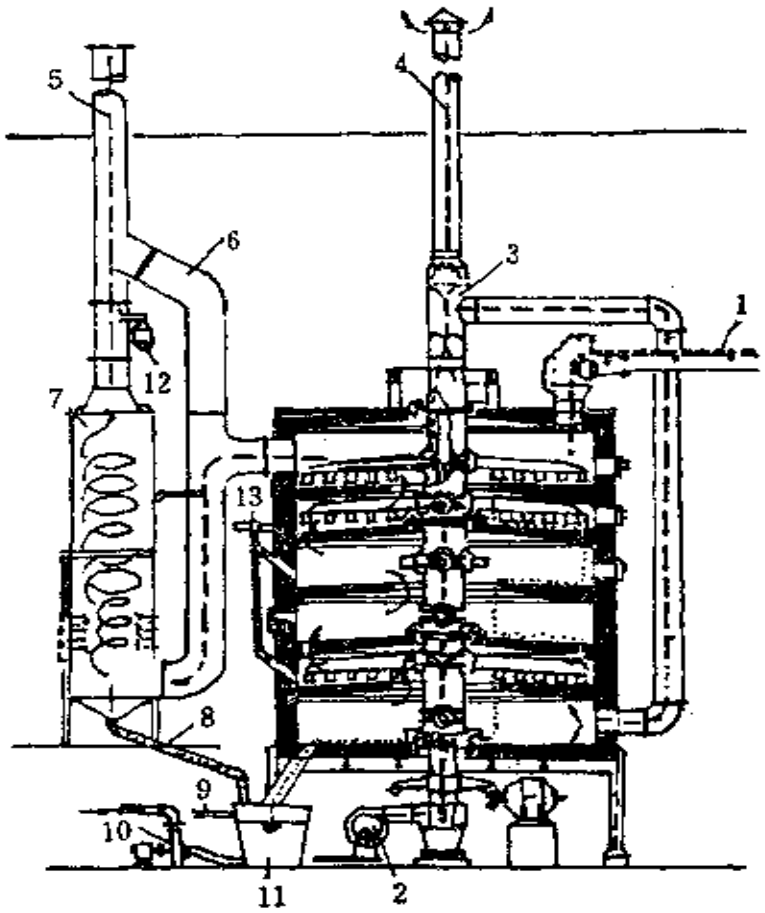


图 10-43 立式多段焚烧炉

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—感应鼓风架；13—轻油

$$Q_H = 2.3262a\left(\frac{P_V}{1-G} - b\right)(1-G)$$

式中 P_V——污泥挥发性固体含量，%；

G——污泥脱水时投加无机混凝剂质量占污泥干重的百分数，当用有机聚合物时$G=0$；

a、b——经验系数，与污泥性质有关，可按表10-30选取。

$$Q_H = 2.3262 \times 131 \times \left(\frac{34}{1-11\%} - 10\right)(1-11\%)$$

$$= 7650 \text{（kJ/kg干固体）}$$

表 10-30　　污泥燃烧热值计算公式中常数 a 与 b 值

污泥种类	a	b
新鲜污泥和消化污泥	131	10
新鲜活性污泥	107	5

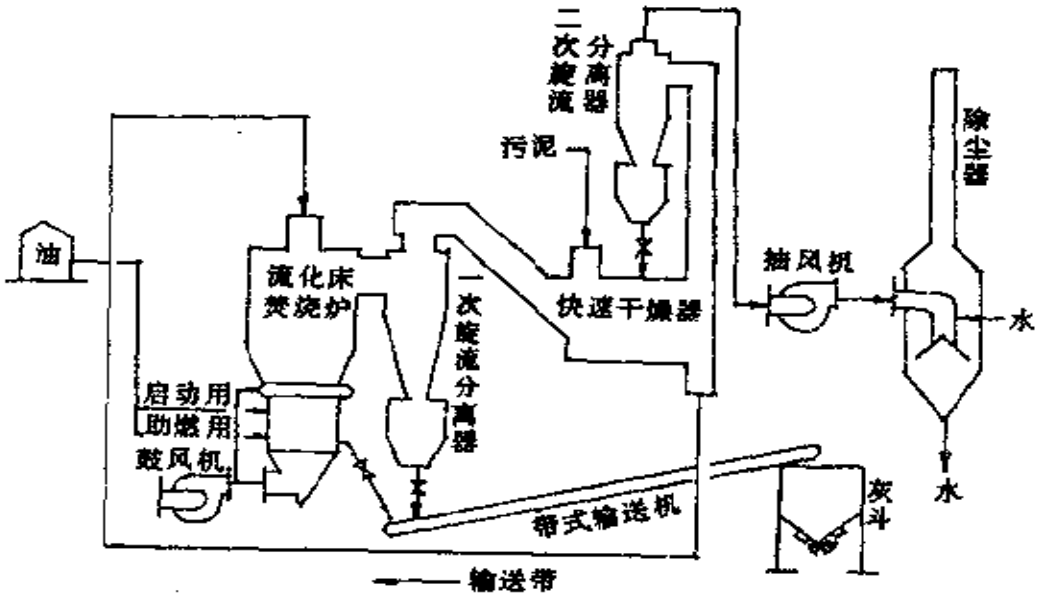


图 10-44　流化床焚烧炉流程图

【例题 10-23】 回转焚烧炉计算。

（一）已知条件

需要焚烧的脱水泥饼量 $W=1200\text{kg/h}$，泥饼含水率 $P=68\%$，泥饼干固体燃烧热值 Q_H　11310kJ/kg干固体。

（二）设计计算

1. 辅助燃料采用重油，辅助燃料重油提供加热量

$$Q'=[5862P-(1-P)Q_H]W$$
$$=[5862\times0.68-(1-0.68)\times11310]\times1200$$
$$=440400\ (\text{kJ/h})$$

2. 重油需要量

辅助燃料采用重油，重油的发热量为39770kJ/kg，则

$$\text{重油需要量} = \frac{440400}{39770} = 11.1 \ (\text{kg/h})$$

3. 污泥燃烧所需理论空气量（标准状态下）

$$G_a' = \frac{0.24 Q_H}{1000} + 0.5$$

式中 0.24，0.5——经验系数。

$$G_a' = \frac{0.24 \times 11310}{1000} + 0.5 = 3.2 \ (\text{m}^3/\text{kg干固体})$$

4. 实际所需空气量

$$G_a = m G_a' (1 - P) W$$

式中 m——过剩空气率，一般为1.8～2.5，本例取 $m = 2.2$。

$$G_a = 2.2 \times 3.2 \times (1 - 0.68) \times 1200$$
$$= 2703.4 \ (\text{m}^3/\text{h})$$

5. 泥饼中固体燃烧后产气量

$$G_s = 1.1 G_a = 1.1 \times 2703.4$$
$$= 2973.7 \ (\text{m}^3/\text{h})$$

6. 泥饼中水分蒸发量

$$G_w = 1.25 PW = 1.25 \times 0.68 \times 1200$$
$$= 1020 \ (\text{m}^3/\text{h})$$

7. 总产气量

$$G_T = G_s + G_w$$
$$= 2973.7 + 1020 = 3993.7 \ (\text{m}^3/\text{h})$$
$$= 66.6 \text{m}^3/\text{min}$$

8. 回转炉干燥带所需容积

$$V_1 = \frac{9WP}{1000} = \frac{9 \times 1200 \times 0.68}{1000} = 7.34 \ (\text{m}^3)$$

9. 回转炉燃烧带所需容积

$$V_2 = \frac{Q_H W (1 - P)}{14.65 \times 10^5} = \frac{11310 \times 1200 \times (1 - 0.68)}{14.65 \times 10^5}$$
$$= 2.96 \ (\text{m}^3)$$

10.回转炉总容积

$$V = V_1 + V_2 = 7.34 + 2.96 = 10.3\ (m^3)$$

11.回转炉内径与转筒长度

回转炉内径D取1.0m，则

$$转筒长度 L = \frac{V}{\frac{\pi}{4}D^2} = \frac{10.3}{\frac{3.14\times 1^2}{4}} = 13.1\ (m)$$

回转圆筒的长径比$\frac{L}{D} = \frac{13.1}{1} = 13.1$，符合$\frac{L}{D} = 10 \sim 15$的要求。

第十一章　隔　油　池

隔油池是利用重力分离废水中浮油及泥砂的构筑物，和沉淀池类似，它也有平流式、竖流式及斜板斜管式等形式，我国目前多采用平流式隔油池，个别地方也有用斜板（管）式或其他形式隔油池的。

§11-1　平流式隔油池

平流式隔油池由池体、刮油刮泥机和集油管等几部分组成（见图11-1）。其优点是构造简单，运行管理方便，除油效果稳定。缺点是池体大，占地多。

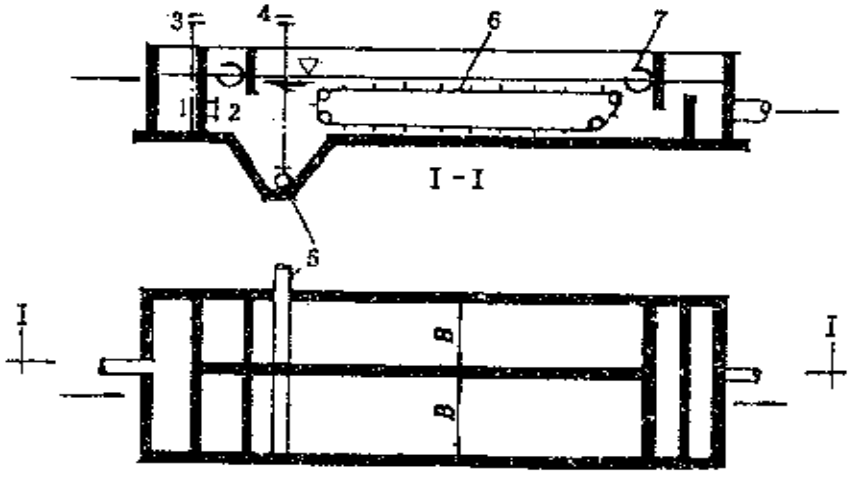


图 11-1　平流式隔油池

1—布水间；2—进水孔；3—进水阀；4—排渣阀；5—排渣管；6—刮油刮泥机；7—集油管

平流式隔油池设计中常采用如下数据和措施：

（1）停留时间T一般采用1.5～2.0h。

（2）水平流速v一般采用2～5mm/s。

（3）隔油池每格宽度B采用2m、2.5m、3m、4.5m和6m，当采用人工清除浮油时，应使每格宽度不超过3m。国内各大型炼油厂一般均采用$B=4.5$m，且已有定型设计。

（4）隔油池超高h_1一般不小于0.4m。工作水深h_2为1.5～2.0m。人工排泥时，池深应包括污泥层所占厚度。

（5）隔油池尺寸比例：单格的长宽比（L/B）不小于4，深宽比（h_2/B）不小于0.4。

（6）刮板间距不小于4m，高度150～200mm，移动速度0.01m/s。

（7）在隔油池出口处及进水间浮油聚集，对大型隔油池可设集油管收集和排除。集油管管径为200～300mm，纵缝开度60°，管轴线在水平面下0～50mm。小型池装集油杯。

（8）当采用机械刮泥时，集泥坑深度一般采用0.5m，底宽不小于0.4m，侧面倾角45°～60°。

（9）池底坡度i，当人工排泥时采用0.01～0.02，坡向集泥坑；当用机械刮泥时，一般采用平底（$i=0$）。

（10）隔油池水面以上油层厚度不大于0.25m。

（11）隔油池的除油效率一般在60%以上，出水含油量为100～200mg/L。若后续浮选法处理，出水含油量小于50mg/L。

（12）为了安全、防火、防寒、防风沙，隔油池可设活动盖板。

（13）在寒冷地区集油管内应设ϕ25mm的加热管，隔油池内也可增设蒸汽加热管。

【例题 11-1】 平流式隔油池的计算（1）。

（一）已知条件

某炼油厂含油废水流量$Q=500m^3/h$，拟用平流式隔油池处理。

（二）设计计算——按停留时间设计

1.总有效容积V

采用停留时间$T=2h$，则

$F = Qt$

$= 500 \times 2 = 1000(m^3)$

2. 沉淀池总过水断面积 A_0

采用水平流速 $v = 2.5mm/s$，则

$$A_0 = \frac{Q}{v}$$

$$= \frac{500}{2.5 \times 3600/1000} = 55.6(m^2)$$

3. 分格数 n

采用每格宽度 $B = 4.5m$，工作水深 $h_2 = 2m$，则

$$n = \frac{A_0}{B \times h_2}$$

$$= \frac{55.6}{4.5 \times 2} = 6.17$$

采用 $n = 6$。

4. 校核池内实际水平流速 v

$$v = \frac{Q}{nBh_2}$$

$$= \frac{500 \times 1000}{6 \times 4.5 \times 2 \times 3600} = 2.57(mm/s) < 5mm/s$$

5. 有效池长 L

$$L = 3.6vt$$

$$= 3.6 \times 2.57 \times 2 = 18.5(m)$$

6. 校核尺寸比例

$$\frac{L}{B} = \frac{18.5}{4.5} = 4.1 > 4 \quad (符合要求)$$

$$\frac{h_2}{B} = \frac{2}{4.5} = 0.44 > 0.4 \quad (符合要求)$$

7. 池总高度 H

采用超高 $h_1 = 0.5$。设采用机械刮泥、池底坡 $i = 0$，且池底不

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.5 + 2 = 2.5\ (\mathrm{m})$$

【例题 11-2】 平流式隔油池的计算（2）。

（一）已知条件

某炼油厂含油废水流量$Q = 500\mathrm{m}^3/\mathrm{h}$，拟用平流式隔油池除油。

（二）设计计算——按油珠上浮速度计算

1. 污水中油珠设计上浮速度u

假设要去除的油珠的最小粒径$d_0 = 100\mu\mathrm{m}$，由图11-2，取油珠上浮速度$u = 0.03\mathrm{cm/s} = 1.08\mathrm{m/h}$。

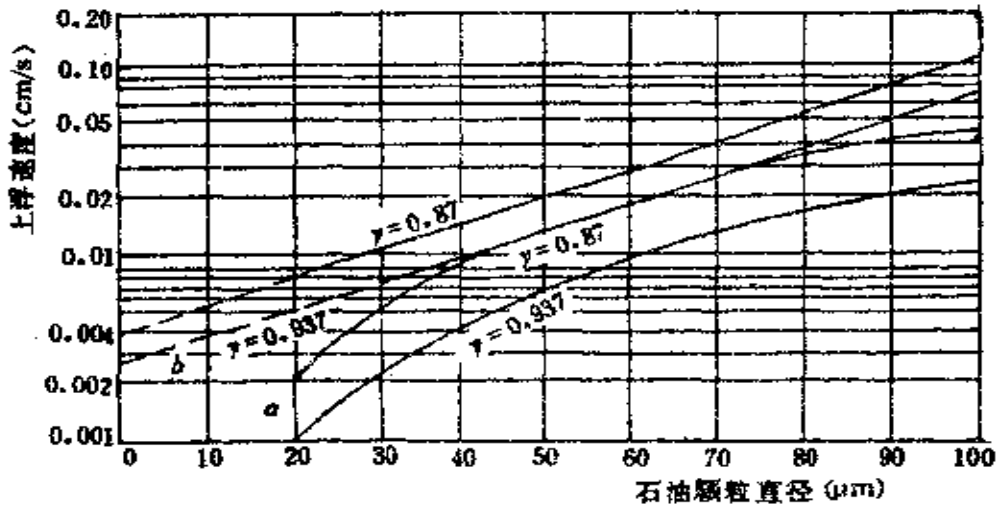


图 11-2 石油油珠粒径与上浮速度的关系曲线

a —按斯托克斯公式计算值；b —实验数据

此外，也可用另两种方法求出油珠上浮速度u：

（1）由试验得出除油效率与油珠上浮速度的关系曲线（即$\eta \sim u$图），然后根据已知的除油效率从曲线上查出相应的上浮速度；

（2）按修正的斯托克斯公式求：

$$u = \frac{\beta g}{18\mu\varphi}(\rho_r - \rho_0)d^2 \qquad (11-1)$$

式中 d——油珠粒径(可上浮的最小油珠粒径)，cm；

u——静水中相应于直径为d的油珠的上浮速度，cm/s；

ρ_y、ρ_0——水与油珠的密度，g/cm³；

g——重力加速度，$g=981\text{cm/s}^2$；

μ——水的绝对粘度，Pa·s；

β——水中悬浮杂质碰撞引起的阻力系数，当悬浮物浓度为c时，$\beta=\frac{4\times10^4-0.8c^2}{4\times10^4+c^2}$，一般可取$\beta=0.95$；

φ——实际油珠非圆球状的形状修正系数，但一般取$\varphi=1$。

2.隔油池表面面积A

（1）池内水流的水平流速v

一般取$v\leqslant15u$，且不宜大于0.9m/min(15mm/s)。

今取$v=2.57\text{mm/s}$。

（2）隔油池表面修正系数a

按一般公式计算出的表面面积往往偏小，这是因为实际的隔油池容积利用率不是100%，而且受水流紊动影响，因此要乘入一个大于1的修正系数a。a值与速度比$\frac{v}{u}$有关，可由表11-1查得。

今$\frac{v}{u}=\frac{2.57/10}{0.03}=8.56$，由表11-1，取

表 11-1　　表面积修正系数a与速度比$\frac{v}{u}$的关系

v/u	20	15	10	6	3
a	1.74	1.64	1.44	1.37	1.28

$$a=1.37+2.56\times\frac{1.44-1.37}{10-6}=1.41$$

（3）隔油池表面积A

$$A = a\frac{Q}{u}$$

$$= 1.41 \times \frac{500}{1.08} = 652.8\ (m^2)$$

3. 隔油池水流横断面积 A_0

$$A_0 = \frac{Q}{v}$$

$$= \frac{500}{2.57 \times 3600/1000} = 54.04\ (m^2)$$

4. 隔油池有效水深 h_2

设池每格宽度 $B = 4.5m$，格数 $n = 8$，则

$$h_2 = \frac{A_0}{nB}$$

$$= \frac{54.04}{8 \times 4.5} = 1.5\ (m)$$

5. 有效池长 L

取上浮速度修正数 $a' = 0.9$，知 $h_2 = 1.5m$，则

$$L = \frac{v}{a'u}h_2$$

$$= \frac{2.57/10}{0.9 \times 0.03} \times 1.5 = 14.3\ (m)$$

又由另法得 $L = \frac{A}{nB}$

$$= \frac{652.8}{8 \times 4.5} = 18.1\ (m)$$

池子尺寸比例要求 $\frac{h_2}{B} = 0.3 \sim 0.4$，$\frac{L}{B} > 4$。

今 $h_2 = 1.5m$，$\frac{h_2}{B} = \frac{1.5}{4.5} = 0.33$，满足要求。

但上边两种方法计算得出的 L 值，一为14.3m，一为18.1m，

其中，按长宽比$\frac{L}{B}$计，$\frac{14.7}{4.5}=3.26<4$，$\frac{18.1}{4.5}=4.02$。

可见，应取$L=18.1\text{m}$。

6.池子总高H

设用机械刮油、除渣，则底坡度$i=0$，且底无积泥。取超高$h_1=0.46\text{m}$，则

$$H=h_1+h_2$$
$$=0.46+1.5\approx 2.0\ (\text{m})$$

§11-2 斜板（管）隔油池

斜板（管）隔油池由进水管、布水设施、斜板（管）组、出水管和集油管等几部分组成（见图11-3）。斜板有平板和波纹板等形式，其间距20～50mm。水流由上而下流经斜板，而油珠则逆水而上浮，所以属于异向流。上浮的油珠流出斜板（管）后在水面形成一层油膜，经集油管排走。这种隔油池停留时间只有平流式隔油池的1/2～1/4，一般不大于30min；容积和占地面积大大减少（可比平流式隔油池减少2/3），而且除油效果也大大提高，能够分离的油珠粒径约为60μm（而平流池为100～150μm）。

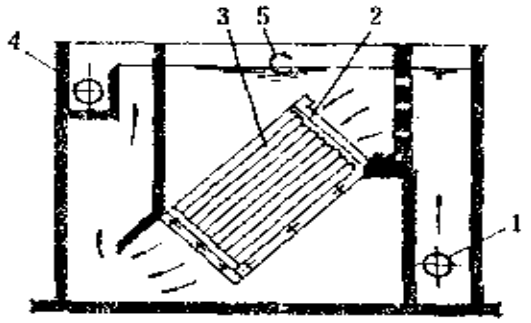


图 11-3 斜板（管）隔油池

1—进水管；2—布水设施；3—斜板；4—出水管；5—集油管

【例题 11-3】 斜管隔油池的计算。

（一）已知条件

某炼油厂含油污水量$Q=200\text{m}^3/\text{h}$，污水温度$t=22\ ℃$，拟用斜管式隔油池除油。

（二）设计计算

1.油珠上浮速度 u

设所要去除的油珠的最小直径 $d = 60\mu m$，可按修正的斯托克斯公式求 u。

公式（11-1）中，ρ_y 为水的密度，与水温有关，可由图11-4查得。今 $t = 22℃$，查得 $\rho_y = 0.998 g/cm^3$。

ρ_0 为油的密度，取 $\rho_0 = 0.920 g/cm^3$。

μ 为水的绝对粘度与水温有关，可由图11-5查得，今 $t = 22℃$，查得 $\mu = 0.0098 g/(cm \cdot s)$。

β 为考虑悬浮物质对上浮速度的降低系数，取 $\beta = 0.95$。

φ 为考虑水流不均匀及紊流等因素的修正系数，常采用1.35～1.50，本例取 $\varphi = 1.40$。

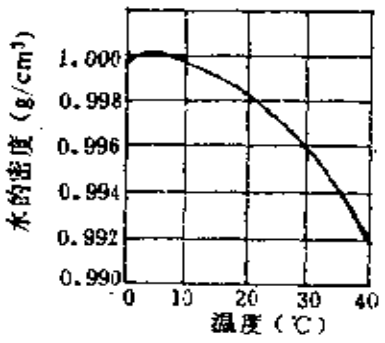


图 11-4 水的密度与温度的关系

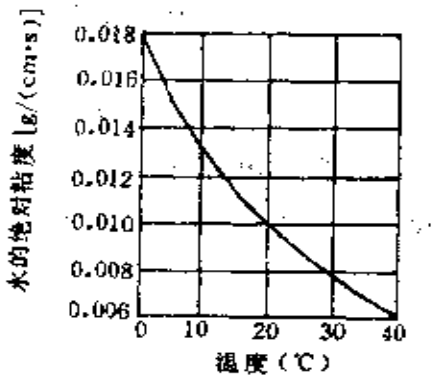


图 11-5 水的绝对粘滞度与温度的关系

今将各已知值代入公式（11-1）中，得

$$u = \frac{0.95 \times 981}{18 \times 0.0098 \times 1.40} \times (0.998 - 0.920) \times (0.6 \times 10^{-2})^2$$

$$= 106 \times 10^{-4} (cm/s)$$

$$= 0.106 mm/s$$

2.管径及管内流速 v

采用斜管管径 $D = 75mm$，设管内水流速度 $v = 0.8 mm/s$（一般为0.7～1.0mm/s），然后校核雷诺数Re（要求Re≤2000）。

运动粘度 $v=\frac{\mu}{\rho_y}$

$$=\frac{0.0098}{0.998}\approx 0.0098(\mathrm{cm}^2/\mathrm{s})$$

$$\mathrm{Re}=\frac{vD}{v}$$

$$=\frac{0.08\times 7.5}{0.0098}=61.2<2000(\text{符合要求})$$

3. 斜管有效长度 L

设斜管装设倾角 $\alpha=50^\circ$（一般为45°～60°），则

$$L=D\frac{v-u\sin\alpha}{u\cos\alpha}$$

$$=75\times\frac{0.8-0.106\sin 50^\circ}{0.106\cos 50^\circ}=807(\mathrm{mm})$$

$$=0.807\,\mathrm{m}$$

考虑在进管及出管之管口流态受干扰，实际斜管应比有效长度增大，今取斜管长为1m。

第十二章　中　和　处　理

废水无论排入水体或排入城市下水道，也无论是送去进行化学处理或生物处理，都对pH有一定限制范围。因此，废水中过量的酸或碱要用化学法处理，使废水的pH值达到中性，这种处理过程就叫中和处理。

但并不是不管含酸、含碱浓度多高都要着手中和处理，要知道，酸、碱是化工原料，对于浓度较高（例如达3%～5%）的酸碱废水，要首先考虑：①能否重复使用；②能否回收化工原料；③能否用作水处理中离子交换剂的再生液或水质稳定剂等。回收时需先进行浓缩，浓缩的办法有高温结晶法、薄膜蒸发法、真空浓缩冷冻结晶法，以及用以制取化肥硫酸铵等。

只有认为在目前技术条件下，无法加以重复利用或回收利用时，才着手中和处理。

对于酸性废水，中和处理的方法有：①酸碱废水相互中和；②投药中和；③过滤中和；④离子交换；⑤电解。一般前三种方法多用。各种方法的比较和选择见表12-1和表12-2。

碱性废水的处理方法有①酸碱废水相互中和；②加酸中和；③烟道气中和。各种方法的比较见表12-3。

中和过程中首先应考虑以废治废，即以废品或副产品作为中和剂。

废水流量的大小也是选择中和方式应当考虑的因素，当流量大于15m^3/h时，一般多采用连续处理；否则采用间歇处理。

对于不同的酸所需的中和剂（碱）的量不同，即使是同一种酸，采用不同中和剂（碱）时，其用量也不同。具体用量可由反应式计算得出，据此可列出不同酸中和时所需不同碱的数量，见表12-4。

同理，也可得出中和不同碱时所需不同酸的数量，见表12-5。

表 12-1　　酸性污水处理方法比较

中和方法	适用条件	主要优点	主要缺点	附注
1.利用碱性污水相互中和	1.适用于各种酸性污水 2.酸碱污水中酸的当量最好与碱的当量基本平衡	1.节省中和药剂 2.当酸碱基本平衡且污水缓冲作用大时，设备简单，管理容易	1.污水流量、浓度波动大时，须先均化 2.酸碱当量不平衡时须另加中和剂作补充处理	须注意二次污染，如碱性污水中含硫化物时，易产生H_2S等有害气体
2.投药中和	1.各种酸性污水 2.酸性污水中重金属与杂质较多时	1.适应性强，兼可去除杂质及重金属离子 2.出水pH值可保证达到预定值	1.设备及管理复杂 2.投石灰或电石渣时污泥量大 3.经常费用高	1.除重金属时，pH值须为8～9 2.若投NaOH，Na_2CO_3，须是副产品才经济
3.普通过滤中和	适用于含盐酸或硝酸的污水，而且水质较清洁，不含大量悬浮物、油脂及重金属等	1.设备简单 2.平时维护量不大 3.产渣量少	1.污水含大量悬浮物及油脂时须预处理 2.对于硫酸污水浓度有限制 3.出水pH值低，重金属离子难沉淀	
4.升流式膨胀过滤中和	同普通过滤中和法，但也可用于浓度在2g/L以下的硫酸污水	优点同普通过滤中和法，由于滤速大，设备较小。用于硫酸污水易堵塞	同普通过滤中和法，且对滤料粒径要求较高	有变滤速的改进型
5.滚筒式中和过滤	同普通过滤中和法，硫酸浓度还可提高	对滤料无严格要求，粒径可较大	1.装置较复杂，须防腐 2.耗动力 3.噪音大	

表 12-2　　酸性污水中和方法的选择

酸类	污水排出情况	污水含酸浓度(g/L)	中和方法					
			与碱性污水中和	投药中和		过滤中和		
				石灰	碳酸钙	石灰石滤料	白云石滤料	白垩滤料
硫酸	均匀排出	<1.2	+	+	0	−	+	+
		>1.2	+	+	−	−	−	−
	不均匀排出	<1.2	+	0	0	−	+	+
		>1.2	+	0	−	−	−	−
盐酸及硝酸	均匀排出	一般可≥20	+	+	+	−	+	+
	不均匀排出		+	0	0	+	+	+
弱酸	均匀排出		+	+	−	−	−	−
	不均匀排出		+	0	−	−	−	−

注　1. 表中“+”表示建议采用，“0”表可以采用，“−”表不宜采用。
2. 对升流膨胀石灰石中和滤池，中和硫酸污水时，含酸浓度不宜大于2g/L。

表 12-3　　碱性污水处理方法比较

中和方法	适用条件	主要优点	主要缺点	附注
1. 利用酸性污水相互中和	1. 适用于各种碱性污水 2. 酸碱污水的酸当量与碱当量最好基本相等	1. 节省中和药剂 2. 当酸碱基本平衡，且污水缓冲作用大时设备简单，管理容易	1. 污水流量、浓度波动大时，须先均化 2. 酸碱当量不平衡时须另加药作补充处理	须注意二次污染，产生有害气体
2. 加酸中和	用工业酸或废酸	酸为副产品时较经济	用工业酸时成本高	
3. 烟道气中和	1. 要求有大量能连续供给、能满足处理水量的烟气 2. 当碱性污水间断而烟气不间断时，应有备用除尘水源	1. 污水起烟气除尘作用，烟气用作中和剂使污水pH降至6~7 2. 节省除尘用水及中和剂	污水经烟气中和后，水温、色度、耗氧量、硫化物均有上升	1. 出水其他指标上升有待进一步处理，使之达到排放标准 2. 水量小时，可用压缩CO_2处理，操作简单，出水水质不致变坏，但费用高

表 12-4　　碱性中和剂的单位消耗量

酸　类	中和1g酸所需碱性物质的质量（g）				
	CaO	$Ca(OH)_2$	$CaCO_3$	$MgCO_3$	$CaCO_3 \cdot MgCO_3$
硫酸H_2SO_4	0.571	0.755	1.02	0.86	0.94
盐酸HCl	0.77	1.01	1.37	1.15	1.29
硝酸HNO_3	0.415	0.59	0.795	0.668	0.732
醋酸HCH_3COOH	0.466	0.616	0.83	0.695	

表 12-5　　酸性中和剂的单位消耗量

碱　类	中和1g碱需要的酸的质量（g）					
	H_2SO_4		HCl		HNO_3	
	100%	98%	100%	36%	100%	65%
NaOH	1.22	1.24	0.91	2.53	1.37	2.42
KOH	0.88	0.90	0.65	1.8	1.13	1.74
$Ca(OH)_2$	1.32	1.34	0.99	2.74	1.70	2.62
NH_3	2.88	2.93	2.12	5.9	3.71	5.7

往往污水中不是纯粹只有酸或碱，常含有其他盐类，因此药剂用量最好由试验确定。

用石灰或碳酸钙中和硫酸时，都会生成硫酸钙，而硫酸钙的溶解度很低，在18℃时只有1.6g/L。据此，它们能够中和硫酸的量是有限的，最高也不过2～2.4g/L。因此当用石灰石、大理石等作中和剂时，若硫酸量过度，就会在中和剂表面结成硫酸钙硬层，阻碍反应继续进行。

投加石灰后，由于反应不能达到完全彻底，因而投加量总要比理论值高，干法投加高1.4～1.5倍，湿法投加高1.05～1.10倍。

§12-1 酸碱污水相互中和

【例题 12-1】 酸碱污水相互中和的计算。

一、设计概述

欲使酸性和碱性两种污水中和后呈中性，根据等当量原则，必须满足下列公式：

$$\Sigma Q_j c_j \geqslant \Sigma Q_s c_s a K \qquad (12-1)$$

式中 Q_j，Q_s——碱性和酸性污水的流量，L/h；

c_j，c_s——碱性和酸性污水的浓度，g/L；

a——中和剂比耗量，即中和1kg酸所需的碱量，kg，可由反应式计算得出，或参见表12-4；

K——考虑中和过程不完全的系数，一般采用1.5～2.0，特别是含重金属离子的污水，最好根据现场试验确定。

专设的连续流中和池，其形式可参考图12-1和12-2，其有效

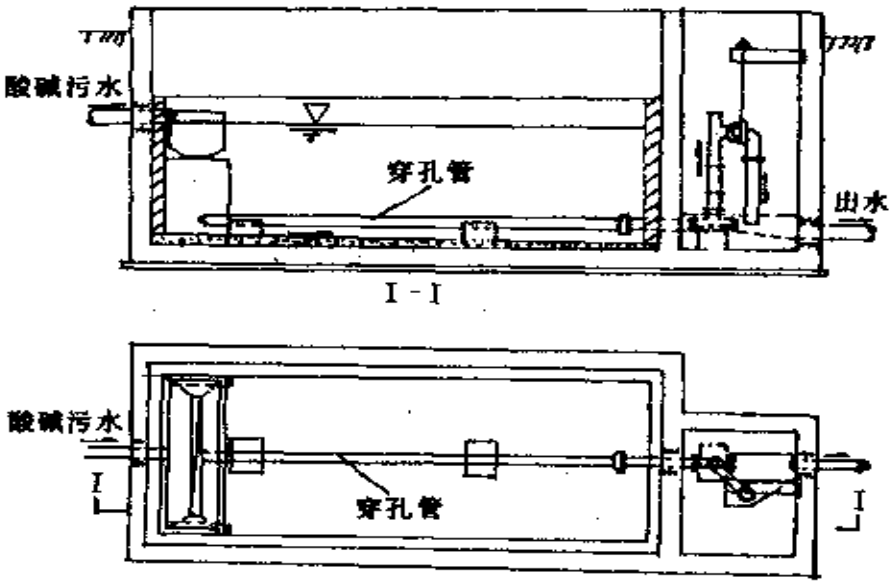


图 12-1 矩形中和池

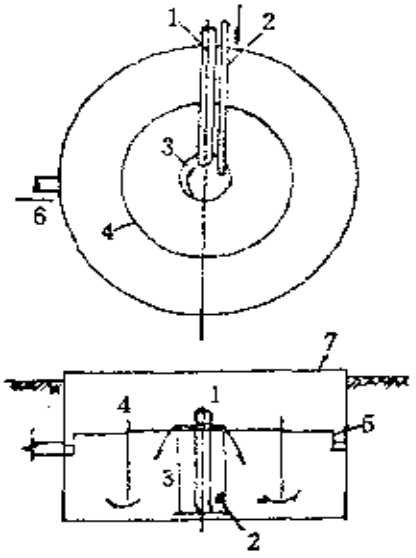


图 12-2 圆形中和池

1—酸水管；2—碱水管；3—进水筒；4—隔墙；5—出水槽；6—出水管

容积V按下式计算：

$$V=(Q_j+Q_s)T \qquad (12-2)$$

式中 T——中和反应时间，h，一般采用1～2h。

当量浓度D与其他浓度的换算关系为

$$D=\frac{c}{E}=\frac{10x}{E} \qquad (12-3)$$

式中 E——为酸（碱）的当量值，见表12-6；

c——以g/L计的浓度；

x——以百分数计的浓度。

表 12-6　　酸　碱　当　量　值

名称	H_2SO_4	HCl	HNO_3	$C_2H_4O_2$	NaOH	KOH	$Ca(OH)_2$	CaO	NH_3
E	49.04	36.47	63.01	60.0	40.01	56.1	37.05	28.04	17.0

二、设计例题

（一）已知条件

某厂生产中排出大量酸性污水，其流量$Q_s=25m^3/h$，主要含硫酸，其浓度$c_s=22068mg/L$。另有一股碱性污水，主要含NaOH，浓度$c_j=24000mg/L$，流量$Q_j=12m^3/h$。拟用该碱性污水先中和一部分酸性污水，剩下的酸性污水再另作处理。

要求：

（1）用该碱性污水能中和多少酸性污水；

（2）为该酸、碱两种污水的中和设计中和池。

（二）设计计算

1.每中和1kg硫酸所需NaOH的量a

列出反应式计算

$$H_2SO_4 + 2NaOH \rightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O$$

$$98 \qquad 2\times 40$$

$$1 \qquad a$$

所以
$$a = \frac{2\times 40}{98} = 0.816(kg)$$

2.可以中和的酸量Q_s

由公式（12-1），在只有一种酸和一种碱的情况下

$$Q_s \leqslant \frac{Q_j c_j}{c_s a K}$$

设$K = 1.8$，则

$$Q_s \leqslant \frac{12000\times 24.0}{22.068\times 0.816\times 1.8} = 8885.2(L/h)$$

取$Q_s = 9000L/h = 9m^3/h$，即该碱性废水可以中和酸性污水的量为$9m^3/h$。

剩余需另作处理的酸量 $= Q_j' - Q_s = 25 - 9 = 16(m/h)$

3.设计中和池，求中和池有效容积V

$$V = (Q_s + Q_j)T \qquad (12-4)$$

取$T = 1.5h$，则

$$V = (9 + 12)\times 1.5 = 32(m^3)$$

选用形式如图12-1的中和池，取水深$h_2 = 1.5m$，池宽$B = 2.2m$，则池长为

$$L = \frac{V}{Bh_2}$$

$$= \frac{32}{2.2\times 1.5} = 9.7(m)$$

设超高$h_1 = 0.5m$，则池总高

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.5 + 1.5 = 2.0(m)$$

§12-2 投药中和法

投药中和法可以处理任何性质、任何浓度的酸性污水，而且也可以是间歇或连续流处理。常用的药剂是石灰，将其粉碎后加水消化成一定浓度的石灰乳〔$Ca(OH)_2$〕使用，它除对酸起中和作用外，还对废水中其他金属盐类有沉淀作用，对废水中杂质具有凝聚作用。

投药量G_a可按下列推理公式计算：

$$G_a = Q_s \left(c_s a_s + \Sigma c_i \frac{E_a}{E_i} \right) \frac{K}{1000a} \text{ (kg/h)} \qquad (12-5)$$

式中 Q_s——酸性废水流量，m^3/h；

c_s——酸性废水浓度，mg/L；

c_i——废水中金属离子的浓度，如Fe，Cu，Zn，Pb，Ni等，mg/L；

E_a——中和剂的当量，例如CaO为28；

E_i——金属离子当量；

K——反应不均匀系数，一般采用1.1～1.2；

a——药剂纯度，一般生石灰含60%～80%有效CaO，熟石灰含65%～75%$Ca(OH)_2$，电石渣含60%～70%有效CaO，石灰石含90%～95%$CaCO_3$，白云石含40%～50%$CaCO_3$；

a_s——中和1g酸所需中和药剂的克数，见表12-4。

但因pH值与水中酸碱浓度之间往往不呈线性关系，所以实用中多通过实验确定加药量。

投药中和是在混合反应池内进行的，其后接沉淀池，并设污泥干化设施，见图12-3。混合反应池停留时间一般不大于5min，沉淀池中停留时间一般为1～2h。污泥溶积约为废水容积的10%～15%，含水率一般为90%～95%。

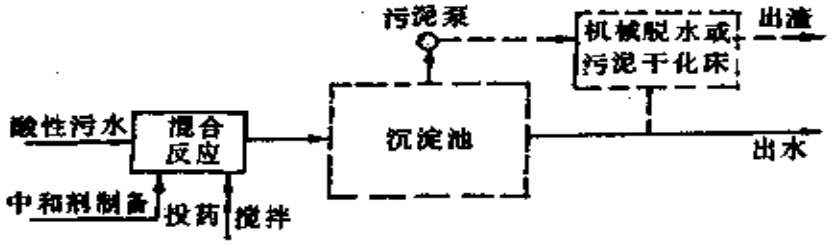


图 12-3 投药中和处理流程

【例题 12-2】 投药中和处理系统的计算。

（一）已知条件

某厂酸性废水需中和处理到pH = 7，废水流量$Q = 45m^3/h$，拟用石灰浆作中和剂，并已通过实验室试验得出了如图12-4的中和曲线图和搅拌功率与停留时间的关系曲线（如图12-5），要求据此设计中和处理系统。

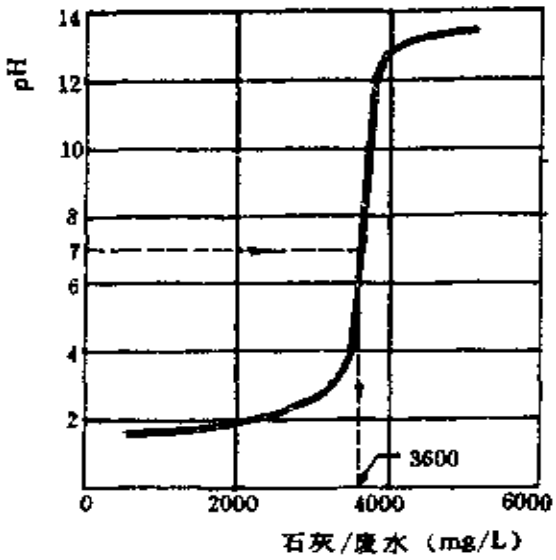


图 12-4 例题12-2的中和曲线

（二）设计计算

1.石灰浓度 c

从中和曲线（图12-4）可知，要使该废水中和到pH = 7，需使废水中石灰浓度 c 达到3600mg/L。

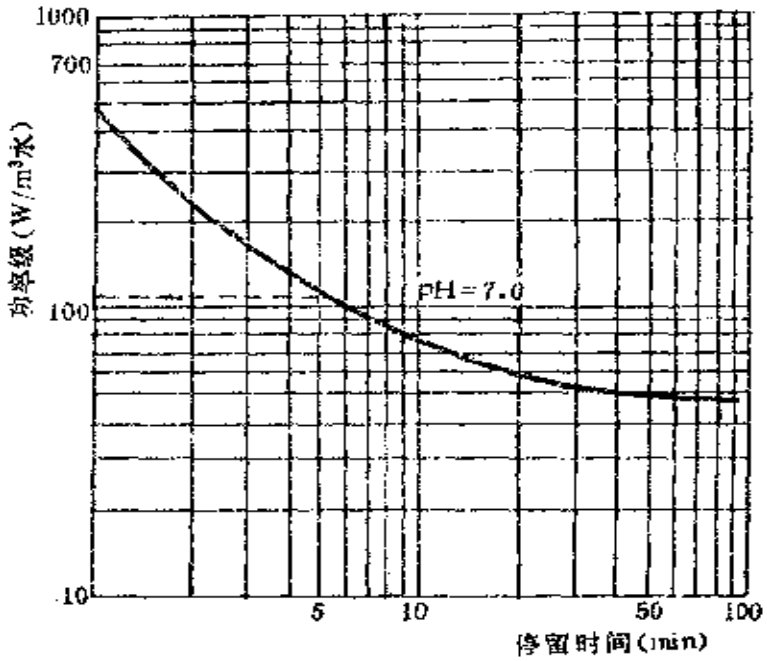


图 12-5　例题12-2的搅拌功率与停留时间的关系曲线

2.石灰浆需要量 G

$$G = Qc$$

$$= \frac{(45 \times 24) \times 3600}{1000} = 3888\,(\mathrm{kg/d})$$

3.停留时间 T

（1）先假定一个停留时间 T_1（一般为5～10min）；

（2）计算反应池容积 V（$V = Qt$）；

（3）由图12-5查出相应于 T_1 的功率 P_{01}；

（4）由已知功率选择搅拌器；

（5）估算与此停留时间 T_1 相应的总费用 M_1（即年相当基建费与年运转费用之和）；

（6）重新假设不同的停留时间 $T_2, T_3, T_4, \cdots$，重复上述(1)～(5)步计算，得出相应的 $M_1, M_2, M_3, \cdots$；

（7）绘出 M-T 曲线，从中选出与 M 最低值相对应的 T 值，即为最佳 T 值。

今假定按以上步骤得出最佳 T 值为6.6min。

4.反应器容积V

$$V = QT$$

$$= \frac{45}{60} \times 6.6 = 4.95(m^3)$$

设采用两级中和法：第一级粗调（pH），第二级精调，两级串联工作，且容积相等。

5.反应器尺寸

设反应器内水深 h为1.5m，则反应器表面积为

$$A = \frac{V}{h}$$

$$= \frac{4.95}{1.5} = 3.3(m^2)$$

设池为圆形，池直径为

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

$$= \sqrt{\frac{4 \times 3.3}{\pi}} = 2(m)$$

6.选择搅拌器

由图12-5知，对应$T = 6.6min$的功率P_0为$0.095kW/m^3$，所以每池所需搅拌器之功率P为

$$P = P_0 V = 0.095 \times 4.95 \approx 0.5(kW)$$

【例题 12-3】 投药中和处理设施的计算。

（一）已知条件

某炼油厂酸性废水平均流量$Q = 19000m^3/d$，最大时流量$Q_{max} = 950m^3/h$。为将其pH值调整至8.5，经试验需加熟石灰量c〔以$Ca(OH)_2$计〕为100～700mg/L，平均500mg/L。若调整到pH = 9，石灰需用量c_{max}为1200mg/L长期平均最大需用量为1000mg/L。要求确定：

（1）石灰贮存量V，按平均每月贮存量或最大两周需用量计。并设所用的石灰小块CaO的密度ρ为$1042.6kg/m^3$。

（2）石灰消化设备及石灰输送设备所需的能力（按最大计算用量计）。

（3）平均和最大消化用水量W（设配制成10%质量比的石灰浆）。

（4）按最小停留时间为5min计的石灰浆池的容积和尺寸。

（5）若以NaOH为备用中和剂，其纯度为98.9%，溶解度为300g/L，按最大加量相当1000mg/L熟石灰计，求24h的NaOH贮存量。

（6）求备用NaOH的投加率。

（二）设计计算

1.石灰石贮存量

（1）按调整至pH = 8.5计，平均每月$Ca(OH)_2$需用量G'为

$$G' = \frac{QC}{1000}$$

$$= \frac{19000 \times 500}{1000}$$

$$= 9500\,(kg/d)$$

折算成CaO的用量

$$G = G' \times \frac{56}{74}$$

$$= 9500 \times \frac{56}{74}$$

$$= 7189\,(kg/d)$$

式中的56及74分别为CaO及$Ca(OH)_2$的分子量，二者反应式如下：

$$CaO + H_2O \longrightarrow Ca(OH)_2$$

$$56 \qquad\qquad 74$$

（2）按pH调整至9.0计算最大两周CaO需用量G_{max}

$$G_{max}=\frac{Qc}{1000}\times\frac{56}{74}\times 7\times 2$$

$$=\frac{19000\times 1000}{1000}\times\frac{56}{74}\times 7\times 2$$

$$=201\times 10^{3}(\text{kg}/2\text{周})=201\text{吨}/2\text{周}$$

（3）需要的石灰体积V

已知所用石灰的密度$\rho=1042.6\text{kg}/\text{m}^{3}=1.0426\text{t}/\text{m}^{3}$，所以，每月平均需用石灰体积

$$V=\frac{G}{\rho}$$

$$=\frac{216}{1.0426}=207(\text{m}^{3})$$

最大两周需用石灰体积

$$V_{max}=\frac{201}{1.0426}=193(\text{m}^{3})$$

2.消化及运输能力N

设备能力应按最大负荷计算，即按最大流量时最大石灰加量计，所以消化及运输能力

$$N=c_{max}Q_{max}$$

$$=1200\times 950/1000=1140[\text{kgCa(OH)}_{2}/\text{h}]$$

或

$$N=1140\times\frac{56}{74}=862.7(\text{kgCaO}/\text{h})$$

3.石灰消化用水量W

要求配成10%（质量比）的石灰浆，所以，平均消化用水量

$$W=G'\times\frac{0.9}{0.1}\times\frac{1}{1000}$$

$$=9500\times\frac{0.9}{0.1}\times\frac{1}{1000}$$

$$=85.5(\text{m}^{3}/\text{d})$$

最大消化用水量

$$W_{max} = N \times \frac{0.9}{0.1} \times \frac{1}{1000}$$

$$= 1140 \times \frac{0.9}{0.1} \times \frac{1}{1000} = 10.3(m^3/h)$$

4.石灰消化池容积和尺寸

已知最大用水量$W_{max} = 10.3 m^3/h$，停留时间$T = 5min$，所以，消化池容积

$$V_D = W_{max} T$$

$$= \frac{10.3}{60} \times 5 = 0.86(m^3)$$

设存水深度$h_2 = 0.51m$，保护高度$h_1 = 0.69m$，则消化池平面面积

$$A = \frac{V_D}{h_2}$$

$$= \frac{0.86}{0.51} = 1.69(m^2)$$

设消化池长宽相等，其边长为b，则

$$b = \sqrt{A}$$

$$= \sqrt{1.69} = 1.3(m)$$

消化池总深度

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.69 + 0.51 = 1.2(m)$$

5.NaOH贮存量G_n及V_n

要求按最大加量c'相当1000mg/L熟石灰计，又知$Ca(OH)_2$的当量为37，NaOH的当量为40，所以，纯NaOH的用量

$$G'_n = \frac{40}{37} c' Q$$

$$= \frac{40}{37} \times \frac{1000}{1000} \times 19000 = 20541(kg/d)$$

98.9%纯度的NaOH用量

$$G=\frac{G'_n}{98.9\%}$$

$$=\frac{20541}{98.9\%}=20761(kg/d)$$

已知NaOH的溶解度为300g/L，即300kg/m³，所以，NaOH贮存池的容积

$$V_n=\frac{G_n}{300}$$

$$=\frac{20769}{300}=69.2(m^3)$$

6.NaOH的最大投加率

由2知，最大流量时最大石灰加量$N=1140kgCa(OH)_2/L$，折算成NaOH最大投加率为

$$1140\times\frac{40}{37}\times\frac{100}{98.9}\times\frac{1}{300}=4.2(m^3/h)$$

§12-3 过滤中和法

过滤中和法适于处理含硫酸浓度不大于2～3g/L，易生成溶解盐且比较洁净的各种酸性废水，当废水中含有大量悬浮物、油脂、重金属盐和其他毒物时，不宜采用。

过滤中和反应中都有CO_2产生，该CO_2溶于水，使pH值在5左右，必须后接曝气池之类，将CO_2脱除，才能将pH值提高到6左右。

中和滤池有两大类型：

1.普通中和滤池

该池为固定床，水流有平流与竖流两类，目前多用竖流。竖流中又分升流式与降流式两种，见图12-6。

滤料消耗量M(kg/d)可按下式计算：

$$M = a_s Q_s c_s \qquad (12-6)$$

式中 a_s——药剂比耗量；

Q_s——酸性废水流量，m^3/d；

c_s——酸性废水中酸的浓度，kg/m^3。

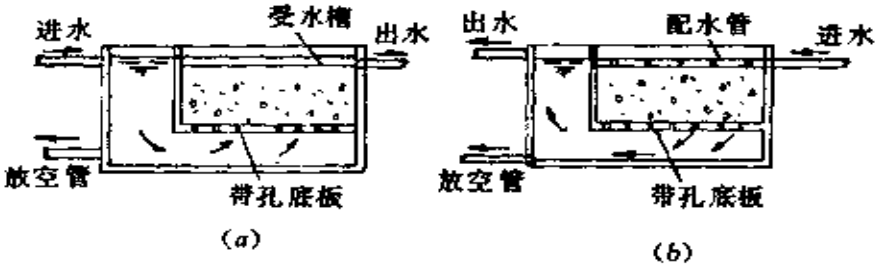


图 12-6 普通中和滤池

(a)升流式；(b)降流式

普通中和滤池在设计中常采用以下数据和措施：

（1）滤料粒径不宜过大，也不得混有粉料杂质，一般采用30～50mm。

（2）过滤速度一般不大于5m/h(1.4mm/s)。

（3）接触时间不小于10min。

（4）滤床厚度一般为1～1.5m。

2.升流式膨胀滤池

升流式膨胀滤池由底部进水装置、卵石垫层、滤料层、清水层和出水槽等部分组成，见图12-7。其中水流由下向上流动，再加上产生的CO_2气体的作用，使滤料互相碰撞摩擦，表面不断更新，滤料利用率高，中和效果好。如将装填料部分的筒体做成圆锥状，则成为变流速升流式膨胀滤池，它可防止小滤料随出水被带走，滤料反应更完全。

升流式膨胀滤池设计中常采用如下数据和措施：

（1）底部配水装置，当采用大阻力穿孔管布水系统时，孔径为9～12mm，孔距及孔数根据计算确定。

（2）卵石承托层厚为0.15～0.2m，粒径为20～40mm。

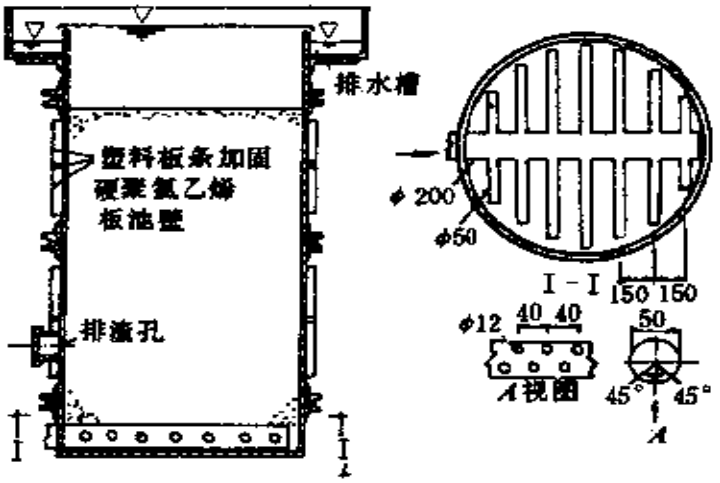


图 12-7 等速升流式膨胀滤池

（3）滤料粒径一般采用0.5～3mm。

（4）滤层厚度在运转初期采用1m，每班加料2～4次，最终换料时一般不小于2m。滤料膨胀率采用50%，顶部清水层一般为0.5m。

（5）滤柱总高3m左右，直径不大于2m，至少应设1个备用柱以备倒床换料。

（6）恒速滤柱的滤速为60～70m/h，变速滤柱下部滤速130～150m/h，上部40～60m/h。

【例题 12-4】 石灰石过滤中和系统的计算。

（一）已知条件

某厂酸性废水，其中含有HCl，浓度为0.1N，要求中和到pH=7，设计流量Q为22.72m^3/h（合6.31L/s），要求设计一个石灰石过滤中和系统，并求出石灰石的年需用量。

（二）设计计算

1.做试验

取内径为150mm的滤柱5根，分别装填0.3m、0.61m、0.91m、1.22m和1.52m高的石灰石中和滤料，测定不同滤速下每一滤柱出水的pH值，得到如图12-8的曲线，供作设计依据。

2.设计数据

从图12-8中找出相应于出水pH=7时，每一滤柱的滤速。至

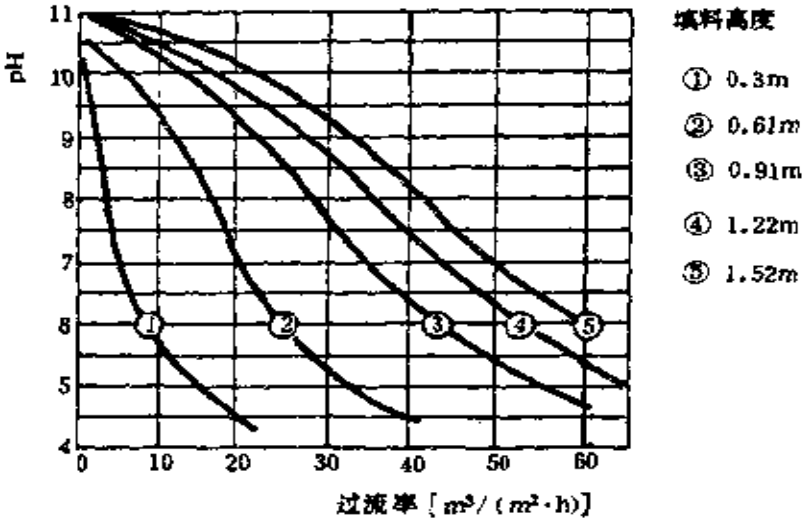


图 12-8 例题12-4滤柱中和试验结果

于设计所需断面面积、滤床容积以及滤床体积负荷等，其结果汇总于表12-7中。

表 12-7 例题12-4设计数据

(1) 滤料高度 (m)	(2) 出水pH = 7时的滤速 [m³/(m²·h)]	(3) 所需滤床的截面积 (m²) (3) = 22.72/(2)	(4) 所需滤料体积 (m³) (4) = (1)×(3)	(5) 滤床体积负荷 [m³/(m³·h)] (5) = 22.72/(4)
0.30	4.81	4.72	1.42	16.00
0.61	20.05	1.13	0.69	32.93
0.91	34.43	0.66	0.60	37.87
1.22	42.67	0.53	0.65	34.96
1.52	48.90	0.46	0.70	32.46

3.滤料高度

根据表12-7中第（5）栏滤床体积负荷所对应的第（1）栏所列的滤料高度，绘出图12-9。从中可以找出滤料体积负荷最大时所对应的滤料高度为1m，所以取设计滤料高度为1m。

4.每天所需中和的酸量

HCl的分子量为36.46，其当量也是36.46，所以0.1N的HCl中含HCl 3.646g/L，即3.646kg/m³。

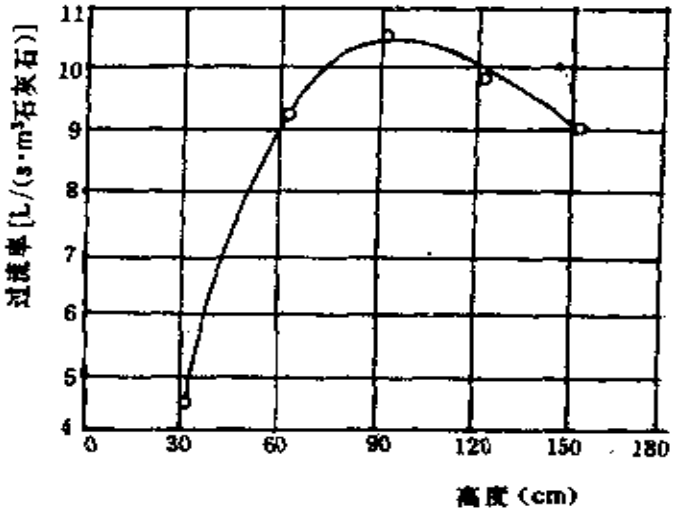


图 12-9 例题12-4滤料体积负荷与滤料高度的关系

每天排出的废水中含HCl总量为

$$3.646 \times 22.72 \times 24 = 1988.1(\text{kg/d})$$

5.石灰石滤料的需用量

该题中的中和反应式为：

$$2HCl + CaCO_3 \longrightarrow CaCl_2 + CO_2 + H_2O$$

$$2 \times 36.46 : 100$$

$$1988.1 : x$$

所以纯石灰石需用量

$$x = \frac{1988.1 \times 100}{2 \times 36.46} = 2725.7(\text{kg/d})$$

考虑反应不彻底，设反应率为80%，所以，石灰石需用量为

$$\frac{x}{0.8} = \frac{2725.7}{0.8} = 3407(\text{kg/d}) = 1244\text{t/a}$$

【例题 12-5】 升流式膨胀滤池的计算。

（一）已知条件

某厂含硫酸的废水，其流量$Q = 300\text{m}^3/\text{h}$，浓度$c_s = 2.0\text{g/L}$，拟用石灰石滤料升流式膨胀滤池进行中和处理。

（二）设计计算

1.滤柱直径 D

设工作滤柱个数 $n=2$，另设1柱备用，总计3个柱。

采用滤速 $v=65\,m/h$（一般60～70 m/h），则滤池直径

$$D=\sqrt{\frac{4Q}{\pi nv}}$$

$$=\sqrt{\frac{4\times300}{\pi\times2\times65}}=1.7(m)<2m$$

2.每柱每次填装滤料量 M

所装石灰石高度 $h=2m$，体积为 V，石灰石密度 $\rho=2.65\,kg/cm^3$，则填装量

$$M=V\rho=\frac{\pi D^2h}{4}\rho$$

$$=\frac{\pi\times1.7^2\times2.65\times2}{4}$$

$$=12(t/d)=12\times10^3kg/d$$

3.每日石灰石需用量 G

由表12-4查得，对应于用石灰石中和硫酸的药剂比耗量 $a_s=1.02$，所以理论用量

$$G=Q_cc_sa_s$$

$$=300\times2.0\times1.02=612(kg/h)=14688kg/d$$

假设实际用量较理论用量多1.3倍，则实际总用量

$$G_s=1.3G$$

$$=1.3\times14688=19094(kg/d)$$

每个柱每天实际用量

$$G_{s0}=\frac{G_s}{n}$$

$$=\frac{19094}{2}=9547(kg/d)$$

4.滤料理论工作周期T

$$T=\frac{M}{G_{s0}}$$

$$=\frac{12\times10^3}{9547}=1.26(\mathrm{d})$$

5.滤池总高度H

设滤池底部布水设施层高$h_5=0.2\mathrm{m}$，卵石承托层厚$h_4=0.2\mathrm{m}$，滤料层（膨胀后）厚度$h_3=2\mathrm{m}$，滤料层以上清水层高$h_2=0.5\mathrm{m}$，超高$h_1=0.5\mathrm{m}$，则滤池总高度

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5$$

$$=0.5+0.5+2.0+0.2+0.2=3.4(\mathrm{m})$$

第十三章　气浮处理设施

气浮是从液相中分离固体或液体颗粒的单元操作，是涉及气、液、固三相介质的表面过程。

当把空气通入污水并形成微小气泡时，这些微小气泡将立即与污水中的悬浮颗粒形成气泡与悬浮颗粒的结合体，在液体浮力的作用下，它们将迅速上浮而成为浮渣，把浮渣撇除后，即达到从液相中分离固体或液体颗粒的目的。这就是污水中悬浮状污染物质载气浮升的过程，亦即气浮过程。只要条件适宜，密度比水大的颗粒也可以载气浮升；而密度比水小的颗粒将大幅度提高上浮速度。

污水中悬浮颗粒的表面特性，与气浮效率密切相关。亲气颗粒易与气泡粘附而气浮效率较高；亲水颗粒难与气泡粘附而气浮效率较低。向污水中投加适当的药剂，可改变悬浮颗粒的表面特性，从而可提高气浮效率。

在废水处理系统中，气浮主要用于去除石油加工厂或煤气发生站污水中的乳化油（粒径0.5～2.5um，比重0.72～0.93）、造纸污水中的纸浆及纤维工业废水中的细小纤维等污染物质，而这些物质实际上很难用自然沉淀或上浮的方法去除。当然也可以用污水处理过程中的沉淀池或浓缩池。气浮处理污水的实例及效果见表13-1。

表 13-1　　气浮法处理污水实例及其效果

污水类型	悬浮物质		BOD	
	含量(mg/L)	去除率(%)	含量(mg/L)	去除率(%)
生活污水	252	69	325	49.2
洗衣房污水	2500	90	--	—
石油炼厂污水	441(可浮油)	95	—	—
肉类罐头厂污水	1400	85.6	1225	67.3

续表

污水类型	悬浮物质		BOD	
	含量(mg/L)	去除率(%)	含量(mg/L)	去除率(%)
蔬菜水果罐头厂污水	1350	80	790	60.0
植物油厂污水	890	94.8	3048	91.6
制革厂污水	3790	95.0	2000	60.0
毛皮厂污水	1985	88.5	4300	63.9
洗毛厂污水	5600	98.5	11710	80
人造纤维厂污水	416	96	527	50
制浆造纸厂污水	1180	97.5	210	62.6
肥皂厂污水	392	91.5	309	91.6

气浮法的主要优点：

（1）气浮设备能在短时间内较为彻底地去除沉降速度很小的颗粒，通常只需15～20min即可完成固液分离过程，在水量、水质相同的条件下，比沉淀池具有较高的去除效率和较小的反应器容积，可节省基建投资。对自然沉淀法难于去除的悬浮物质有特殊的去除功能。

（2）气浮过程所生成的浮渣，其含水率较沉淀池污泥的含水率低，污泥量少，且表面刮渣也较为方便。

（3）若用气浮池代替活性污泥法中的二沉池，则可以消除污泥膨胀问题。

（4）气浮法对去除水中表面活性剂及嗅味等有明显效果。

（5）对低温低浊及含藻类多的水源，气浮法比沉淀法可取得更好的净化效果。

气浮法的缺点：

（1）电耗较大，每吨水比沉淀法多耗电0.02～0.04kW·h。

（2）减压阀或低压释放器易堵塞，维修工作量较大。

（3）浮渣易受较大风雨的干扰。

气浮工艺系统大体有布气气浮、真空气浮及加压溶气气浮等几种类型。因加压溶气气浮的用途较广，故本书只介绍该法的设计与计算方法。

加压溶气气浮的工艺流程，有如下三种较为常用：

（1）污水全部加压溶气气浮工艺流程，见图13-1。

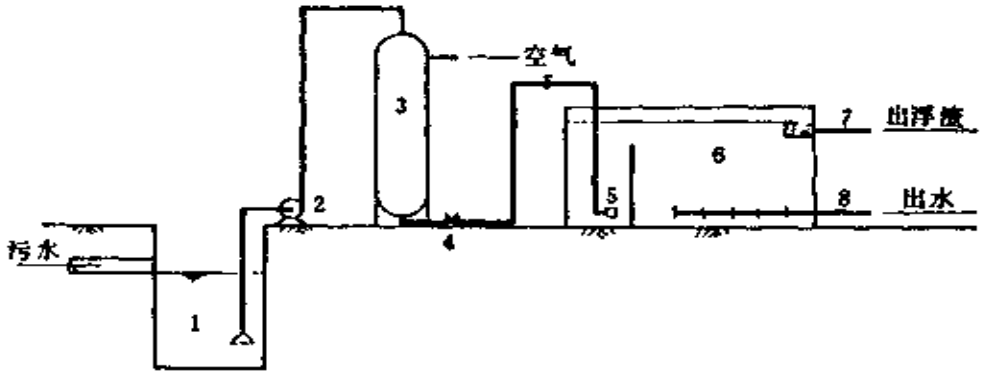


图 13-1 全部加压溶气气浮工艺流程图

1—污水调节池；2—加压泵；3—溶气罐；4—减压阀；
5—释放器；6—气浮池；7—浮渣管；8—出水管

（2）污水部分加压溶气气浮工艺流程，见图13-2。

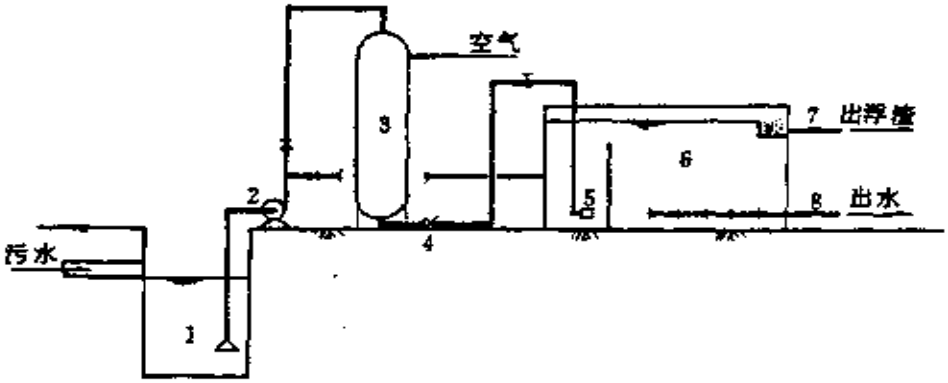


图 13-2 部分加压溶气气浮工艺流程图

1—污水调节池；2—加压泵；3—溶气罐；4—减压阀；
5—释放器；6—气浮池；7—浮渣管；8—出水管

（3）部分出水回流加压溶气气浮工艺流程，见图13-3。

废水的成分比较复杂，气浮又是涉及气、液、固三相介质的表面过程，一般应通过试验来取得可靠的设计数据。气体与固体质量的比值 $\frac{A}{S}$ 是设计中采用的重要参数，$\frac{A}{S}$ 的定义式为：

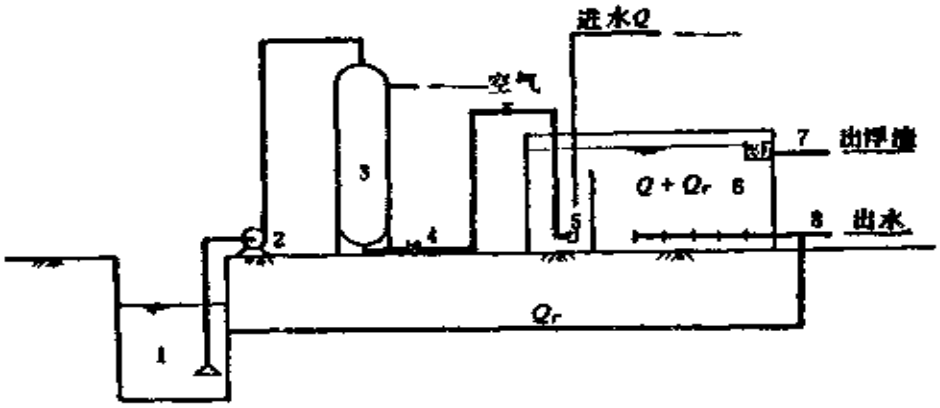


图 13-3 部分出水回流加压溶气气浮工艺流程图

1—污水调节池；2—加压泵；3—溶气罐；4—减压阀；5—释放器；6—气浮池；7—浮渣管；8—出水管

$$\frac{A}{S}=\frac{\text{每日释放的空气质量 (kg/d)}}{\text{每日流入气浮池的悬浮固体质量 (kg/d)}}$$

$\frac{A}{S}$值可决定溶气罐的操作压力和气浮出水水质，其变化范围在0.005～0.06之间，大多数情况下取0.02即可保证出水水质。$\frac{A}{S}$值增加时，可提高气浮效率，并能促使浮渣浓缩而降低浮渣总量。但$\frac{A}{S}$值过高时，气浮效率也不会有明显提高。不同的废水具有不同的气浮性能，应通过试验来确定其最佳的$\frac{A}{S}$值。

与自然沉降的情况一样，表面负荷和固体负荷决定气浮池的表面积。

在大多数场合下，表面负荷是限制气浮池设计的因素。由于进入污水全部和部分加压溶气系统的流量并无增加，故在表面负荷确定之后，气浮池的表面积均等于进水流量与表面负荷之比值。但是，在部分出水回流加压溶气气浮系统中，除进气浮池的污水流量外，还将增加作为溶解气体运送媒介的回流水量，故该系统气浮池的表面积应以污水流量与回流量之和作为计算的依据。

在加压溶气气浮浓缩污泥的场合下，则以固体负荷决定气浮池的表面积。这时部分出水回流加压系统在通常的操作压力下保证供给所需的空气量，以获得浓缩所需的$\frac{A}{S}$值，因而往往需要两倍于进水流量的回流量。气浮系统的设计参考数据见表13-2。

表 13-2　　加压溶气气浮系统设计参考数据

污水类型	表面负荷 [$m^3/(m^2 \cdot h)$]	固定负荷 [$kg/(m^2 \cdot h)$]	系统类型	典型进水特性 (mg/L)	去除程度	药剂投加
石油加工	4.89～6.11	—	*P* 或 *T*	含油200～1000	全部游离油、未乳化油 悬浮固体70%～80%	不加
石油加工	2.45～3.67	—	*R*	含油200～1000	全部油的90% 悬浮固体90%	明矾聚合电解质
肉类罐头厂	6.11	—	*P* 或 *T*	悬浮固体500～5000 脂1000～2000	全部能气浮的脂 悬浮固体40%～60%	不加
肉类罐头厂	3.67～4.4	2.44～9.74	*R*	悬浮固体500～5000 脂1000～2000	脂90% 悬浮固体90%	明矾石灰聚合电解质
造纸厂	2.45～3.67	2.44～9.74	*R*	悬浮固体200～3000	纤维素90%	明矾石灰聚合电解质
家禽加工	3.67～4.89	—	*P*, *T*, *R*	悬浮固体200～2500 脂30～1000	悬浮固体40%～60% 脂90%	不加
家禽加工	2.45～3.67	—	*R*	悬浮固体200～2500 脂30～1000	悬浮固体80%～90% 脂90%	明矾石灰聚合电解质
水果罐头	1.23～3.67	—	*R*	悬浮固体200～2500	悬浮固体80%～90%	聚合电解质
城市污水的剩余活性污泥浓缩	3.06～3.67	2.44～9.74	*R*	悬浮固体2000～10000	悬浮固体80%～90%	不加
					悬浮固体90%～95%	聚合电解质

注　*P* 表示部分污水加压，*T* 表示全部污水加压，*R* 表示出水回流加压。

由表13-2可知，凡投加化学药剂的加压溶气气浮过程，均属部分出水回流加压溶气的类型。因加压后形成的絮凝体结构在加压系统中将有所破坏，且在气浮池中难以重新形成，故在气浮前应设置混合反应池与气浮池配套使用。

§13-1 需气量和溶气罐

$\frac{A}{S}$的定义式说明，$\frac{A}{S}$值实际上就是为保证出水水质每千克悬浮固体的需气量。可见适宜的需气量是保证气浮出水水质的重要条件，而溶气罐是保证适宜需气量的关键设备，二者都是气浮过程设计中的主要计算内容。

【例题 13-1】 需气量和溶气罐的计算。

（一）已知条件

（1）进入气浮池的造纸废水流量$Q = 3000\text{m}^3/\text{d}$；

（2）进水悬浮固体的平均浓度$c_i = 1000\text{mg/L}$；

（3）气浮池的运转温度$t = 20\,℃$；

（4）气浮池出水的悬浮固体浓度$c_e = 30\text{mg/L}$；

（5）经试验，每千克悬浮固体需气20L时，可保证此出水水质。

（二）设计计算

1. 控制出水水质的$\frac{A}{S}$

已知为保证出水水质，每千克悬浮固体需气20L，即0.02m^3。又知空气的密度为1.3kg/m^3，则20L空气的质量为$0.02\times1.3=0.026(\text{kg})$，即$\frac{A}{S}=\frac{0.026\text{kg}}{1\text{kg}}=0.026$。

2. 每日流入气浮池的总固体量Qc_i

$$Qc_i = 3000\times1000\times10^{-3} = 3000(\text{kg/d})$$

3. 每日需气总量G_g

$$G_g=\frac{A}{S}\cdot Q c_i=0.026\times 3000=78(\text{kg/d})，折合60\text{m}^3/\text{d}$$

4. 单位体积污水所需气量V_g

$$V_g=\frac{60}{3000}=0.02(\text{m}^3空气/\text{m}^3污水)$$

5. 无回流时溶气罐所需的工作压力p_a

已知无回流时

$$\frac{A}{S}=\frac{1.3c_a(fp-1)}{c_i}$$

$$p=\frac{p_a+101.33}{101.33}$$

式中 1.3——空气密度（20℃，一个大气压），kg/m^3；

c_a——大气压力下，以体积表示的空气在水中的溶解度，mL/L；（见表13-3）；

f——溶气罐中空气的饱和百分比，一般为0.5～0.8；

p——溶气罐工作时的绝对压力，atm；

p_a——溶气罐工作时的表压，kPa。

表 13-3　大气压力下空气在水中的溶解度 c_a

温度(℃)	0	10	20	30
c_a(mL/L)	29.2	22.8	18.7	15.7

代入数据即得

$$0.026=\frac{1.3\times 18.7(0.7p-1)}{1000}$$

$$p=\frac{2.07}{0.7}=2.96(\text{atm})=\frac{p_a+101.33}{101.33}$$

$$p_a=198.64\,\text{kPa}$$

6.有回流时溶气罐所需的工作压力p

有回流时$\frac{A}{S}$的数学表达式为

$$\frac{A}{S}=\frac{Q_r}{Q}\cdot\frac{1.3c_a(fp-1)}{c_i}$$

式中 Q_r——加压溶气的回流水量，m^3/d。

本例设$\frac{Q_r}{Q}=0.5$，则

$$0.026=0.5\frac{1.3\times18.7(0.7p-1)}{1000}$$

$$0.7p=2.14+1$$

$$p=4.48(atm)=\frac{p_a+101.33}{101.33}$$

$$p_a=352.62(kPa)$$

溶气罐的工作压力不宜过高，一般在2～4atm之间。在计算溶气罐时，往往是先选择溶气罐的工作压力，而后再求定相应的回流量。本例假定溶气罐的工作压力为275kPa（表压），试求相应的回流量Q_r。

$$\frac{A}{S}=\frac{Q_r}{Q}\cdot\frac{1.3c_a(0.7p-1)}{c_i}$$

$$0.026=\frac{Q_r}{3000}\times\frac{1.3\times18.7(0.7p-1)}{1000}$$

$$p=\frac{275+101.35}{101.35}=3.71(atm)$$

$$0.026=\frac{Q_r}{3000}\times\frac{24.31\times(0.7\times3.71-1)}{1000}$$

$$Q_r=2009.11m^3/d$$

$$回流比=\frac{Q_r}{Q}=\frac{2009.11}{3000}=67\%$$

7.无回流时的加压溶气罐容积V

取水和空气在加压溶气罐中的接解时间$T=2.5min$，则

$$V = QT = \frac{3000}{24 \times 60} \times 2.5 = 5.21(\mathrm{m}^3)$$

采用填料式溶气罐两个，则每个溶气罐的容积为V'

$$V' = \frac{V}{2} = \frac{1}{2} \times 5.21 = 2.61(\mathrm{m}^3)$$

取溶气罐的高度$H = 3.0\mathrm{m}$，则单罐的直径为D

$$D = \sqrt{\frac{4V'}{\pi H}} = \sqrt{\frac{4 \times 2.61}{\pi \times 3}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.87}{\pi}} = 1.05(\mathrm{m})$$

选TR-10型溶气罐3个，其中一个备用，单罐直径为1.0m，水和空气的实际接触时间为T'

$$T' = \frac{AH}{\frac{1}{2}Q} = \frac{\frac{\pi}{4}D^2H}{\frac{1}{2}Q} = \frac{0.785 \times 3}{1500} = 0.0016(\mathrm{d}) = 2.3\mathrm{min}$$

加压溶气罐的实际过流密度q

$$q = \frac{Q}{2A \times 24} = \frac{3000}{2 \times 0.785 \times 24} = 79.62[\mathrm{m}^3/(\mathrm{m}^2 \cdot \mathrm{h})]$$

8.有回流时的压力溶气罐容积V

由第6项计算结果知，有回流时溶气罐的工作压力为275kPa（表压），回流量为$Q_r = 2009.11\mathrm{m}^3/\mathrm{d}$。水与空气在溶气罐中的接触时间仍取$T = 2.5\mathrm{min}$，则

$$V = Q_rT = \frac{2009.11}{60 \times 24} \times 2.5 = 3.49(\mathrm{m}^3)$$

采用填料式溶气罐两个，则每个的容积为V'

$$V' = \frac{V}{2} = \frac{1}{2} \times 3.49 = 1.75(\mathrm{m}^3)$$

取溶气罐的有效高度$H = 3.0\mathrm{m}$，则单罐的直径为D

$$D = \sqrt{\frac{4V'}{\pi H}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.75}{\pi \times 3}} = 0.86(\mathrm{m})$$

选TR-9型溶气罐3个，其中一个备用，单罐直径0.9m，水

和空气的实际接触时间为T'

$$T' = \frac{\frac{\pi}{4}D^2H}{\frac{1}{2}Q_r} = \frac{\frac{\pi}{4}\times 0.9^2\times 3.0}{\frac{1}{2}\times 2009.11} = 0.0019(\mathrm{d}) = 2.74\mathrm{min}$$

加压溶气罐的实际过流密度q

$$q = \frac{Q_r}{2\times 24\times\frac{\pi}{4}\times 0.9^2} = \frac{2009.11}{2\times 24\times\frac{\pi}{4}\times 0.9^2} = 65.53[\mathrm{m^3/(m^2\cdot h)}]$$

TR型溶气罐性能见表13-4。

表 13-4　　TR型溶气罐性能表

型　号	罐直径 (mm)	流量适用范围 (m^3/h)	适用工作压力 (kPa)	进水管公称管径 (mm)	出水管公称管径 (mm)	罐总高(含支脚) (mm)
TR-2	200	3～6	202.7～506.75	40	50	2550
TR-3	300	7～12		70	80	2580
TR-4	400	13～19		80	100	2680
TR-5	500	20～30		100	125	3000
TR-6	600	31～42		125	150	3000
TR-7	700	43～58		125	150	3180
TR-8	800	59～75		150	200	3280
TR-9	900	76～95		200	250	3330
TR-10	1000	96～118		200	250	3380
TR-12	1200	119～150		250	300	3510
TR-14	1400	151～200		250	300	3610
TR-16	1600	201～300		300	350	3780

§13-2　气　浮　池

气浮池是完成气浮过程的主要设施。它由气泡与悬浮物的接触室、浮渣分离室、低压释放器、刮渣机、排渣槽和出水管等组成。池型以平流式较为常用。

在气浮池的设计中应考虑如下问题：

（1）在有条件的情况下，应对原水进行小样试验，以确定气固比$\frac{A}{S}$及溶气压力，并依此计算所需的加压溶气水量。

（2）通过小试确定混凝剂最佳投量。反应时间一般为10～15min。

（3）反应池的设计与给水处理相同。

（4）气浮接触室的水流上升速度，一般取10～20mm/s，停留时间不小于60s。

（5）接触室内的低压释放器，应根据所需的加压溶气水量、溶气压力及释放器的性能来确定适宜的型号与数量。

（6）浮渣分离室的表面积由分离室的表面负荷率来确定（见表13-2）。

（7）气浮池的宽度一般应与刮渣机的型号相适应，单格宽度以不超过8m为宜。

（8）气浮池的有效水深一般取1.5～2.5m，水力停留时间一般为10～30min。

（9）气浮池的长宽比尚无严格要求，池长以防止浮渣回落为度，且不超过15m。

（10）气浮池排渣，一般用刮渣机定期刮入浮渣槽，刮渣机的走行速度宜小于5m/min。

（11）气浮池集水应力求均匀，穿孔集水管内的最大流速宜控制在0.5m/s左右。

（12）气浮池尽可能靠近加压溶气罐，以减少加压溶气水管的长度而降低管路损失，并避免因沿途减压而造成气泡提前析出与变大，降低气浮效率。

【例题 13-2】 无回流气浮池的计算。

（一）已知条件

（1）进入气浮池的造纸废水流量$Q=3000m^3/d=125m^3/h$；

（2）进水悬浮固体平均浓度$c_i=1000mg/L$；

（3）气浮池运转温度$t=20℃$；

（4）气浮池出水浓度$c_e=30mg/L$；

（5）根据实验结果，$\frac{A}{S}=0.026$时可满足出水要求；

（6）接触室上升流速$v_2=20mm/s=72m/h$；

（7）分离室表面负荷率$q=3.67m^3/(m^2\cdot h)$；

（8）分离室水力停留时间$T=25min$；

（9）气浮池布置形式见图13-14。

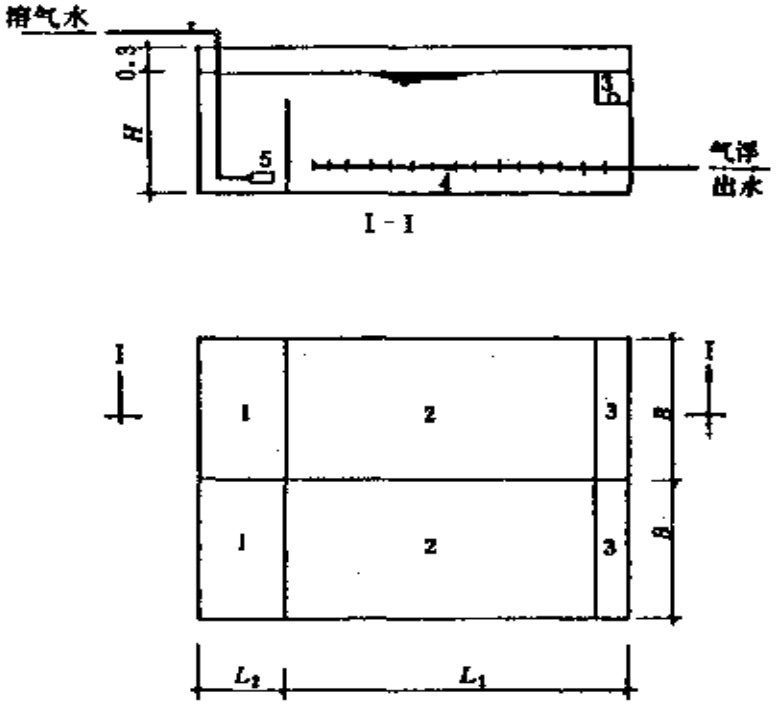


图 13-4 气浮池计算草图

1—接触室；2—分离室；3—浮渣槽；4—集水管；5—释放器

（二）设计计算

1.气浮池分离室的主要尺寸

分离室的容积V

$$V=QT=125\times\frac{25}{60}=52.08(m^3)$$

分离室的表面积A_1

$$A_1=\frac{Q}{q}=\frac{125}{3.67}=34.06(m^2)$$

分离室的水深H_1

$$H_1=\frac{V}{A_1}=\frac{52.08}{34.06}=1.53(\mathrm{m})$$

分离室的长度L_1

气浮池采用平流式，且为一组两格。为与刮渣机配套，取每格宽度$B=3.0\mathrm{m}$，则

$$L_1=\frac{A_1}{2B}=\frac{34.06}{2\times3.0}=5.68\approx5.7(\mathrm{m})$$

废水在分离室的实际停留时间T'

$$t'=\frac{L_1(2B)H_1}{Q}=\frac{5.7\times3.0\times1.53\times2}{125/60}=25.11(\mathrm{min})$$

分离室的总高度H

取超高$H_2=0.3\mathrm{m}$，则

$$H=H_1+H_2=1.53+0.3=1.83(\mathrm{m})$$

2.接触室的主要尺寸

接触室的表面积A_2

$$A_2=\frac{Q}{v_2}=\frac{125}{72}=1.74(\mathrm{m}^2)$$

接触室长度L_2

已知接触室的宽度为$2B=6\mathrm{m}$，则

$$L_2=\frac{A_2}{2B}=\frac{1.74}{2\times3}=0.29(\mathrm{m})$$

因该尺寸无法施工，故取$L_2=0.8\mathrm{m}$。

接触室的水深与气浮池相同，即$H_1=1.53\mathrm{m}$。

接触室的实际表面积A_2'

$$A_2'=2BL_2=2\times3\times0.8=4.8(\mathrm{m}^2)$$

3.无回流气浮池的最终主要尺寸

气浮池的总长度L

$$L=L_1+L_2=5.7+0.8=6.5(\mathrm{m})$$

气浮池的总宽度为

$$2B = 2 \times 3 = 6(\text{m})$$

【例题 13-3】 有回流气浮池的计算。

（一）已知条件

（1）回流量$Q_r = 2009.11\text{m}^3/\text{d} = 83.71\text{m}^3/\text{h}$；

（2）进入气浮池的造纸废水流量$Q = 3000\text{m}^3/\text{d} = 125\text{m}^3/\text{h}$；

（3）进水悬浮固体平均浓度$c_i = 1000\text{mg/L}$；

（4）气浮池出水浓度$c_e = 30\text{mg/L}$；

（5）气浮池运转温度$t = 25\,℃$；

（6）接触室上升流速$v_2 = 20\text{mm/s} = 72\text{m/h}$；

（7）分离室表面负荷率$q = 3.67\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$；

（8）分离室水力停留时间$T = 25\text{min}$；

（9）根据实验结果，$\frac{A}{S} = 0.026$时可满足出水要求。

（二）设计计算

1.气浮分离室的主要尺寸

分离室的容积V

$$V = T(Q + R) = \frac{25}{60}(125 + 83.71) = 86.96(\text{m}^3)$$

分离室的表面积A_1

$$A_1 = \frac{Q + Q_r}{q} = \frac{125 + 83.71}{3.67} = 56.87(\text{m}^2)$$

分离室的水深H_1

$$H_1 = \frac{V}{A_1} = \frac{86.96}{56.87} = 1.53(\text{m})$$

分离室的长度L_1

气浮池采用平流式，且为一组两格。为与刮渣机配套，取每格宽度$B = 3.0\text{m}$，则

$$L_1 = \frac{A_1}{2B} = \frac{56.87}{2 \times 3} = 9.48 \approx 9.5(\text{m})$$

气浮分离室的总高度H

取超高$H_2 = 0.3\text{m}$，则

$$H = H_1 + H_2 = 1.53 + 0.3 = 1.83(\text{m})$$

2. 接触室的主要尺寸

接触室的表面积A_2

$$A_2 = \frac{Q + Q_r}{V_2} = \frac{125 + 83.71}{72} = 2.90(\text{m}^2)$$

接触室的长度L_2

已知接触室的宽度为$2B = 6\text{m}$，则

$L_2 = \frac{A_2}{2B} = \frac{2.90}{6} = 0.48(\text{m})$，取$L_2 = 0.8\text{m}$。

接触室的水深与气浮池相同，即$H_1 = 1.53\text{m}$。

接触室的表面积实际为A_2'

$$A_2' = 2BL_2 = 2 \times 3 \times 0.8 = 4.8(\text{m}^2)$$

3. 有回流气浮的最终主要尺寸

气浮池的总长度L

$$L = L_1 + L_2 = 9.5 + 0.8 = 10.3(\text{m})$$

气浮池的总宽度为

$$2B = 2 \times 3 = 6(\text{m})$$

气浮池的总深度

$$H = 1.83(\text{m})$$

溶气释放器是把在溶气罐工作压力下溶解于水中的空气，在常压条件下以微细气泡的形式释放到气浮接触室的重要装置。它可以代替溶气罐出口处的减压阀。其规格型号见表3-5。

表 13-5　　TS型溶气释放器性能表

型号	规格 D_g (mm)	接口尺寸 D_j (mm)	不同压力下的流量 (m^3/h)					作用范围 (cm)
			98 (kPa)	196 (kPa)	294 (kPa)	392 (kPa)	490 (kPa)	
TS-78-Ⅰ	15	15	0.25	0.32	0.38	0.42	0.45	25
TS-78-Ⅱ	25	20	0.52	0.70	0.83	0.93	1.00	35
TS-78-Ⅲ	32	25	1.01	1.30	1.59	1.77	1.91	50
TS-78 Ⅳ	40	25	1.68	2.13	2.52	2.75	3.10	60
TS-78-Ⅴ	50	40	2.34	3.47	4.00	4.50	4.92	70

【例题 13-4】 溶气释放器的计算。

（一）已知条件

（1）无回流时的加压溶气水量$Q=125\text{m}^3/\text{h}$，相应的溶气罐的工作压力为198.64kPa(表压)；

（2）有回流时的加压溶气水量$Q_r=83.71\text{m}^3/\text{h}$，相应的溶气罐的工作压力为275kPa(表压)。

（二）设计计算

1.无回流时溶气释放器的规格和数量

查表13-5可知，工作压力为196kPa时，TS-78-V型释放器的出流量为$3.47\text{m}^3/\text{h}$。所需释放器的个数$n=\dfrac{Q}{3.47}=\dfrac{125}{3.47}\approx 36$个。由于溶气罐的实际工作压力为198.64kPa，故这种选择较为安全。

2.有回流时溶气释放器的规格与数量

查表13-5可知，溶气罐工作压力为294kPa时，TS-78-V型释放器的出流量为$4.0\text{m}^3/\text{h}$。所需释放器的个数$n=\dfrac{Q_r}{4.0}=\dfrac{83.71}{4.0}\approx 21$个。因为溶气罐的实际工作压力275kPa＜294kPa，故选用$n=22$较为安全。

【例题 13-5】 气浮池集水管的计算。

（一）已知条件

（1）无回流时流出气浮池的流量$Q=125\text{m}^3/\text{h}$；

（2）有回流时流出气浮池的流量$Q=208.71\text{m}^3/\text{h}$；

（3）穿孔集水管孔眼的水头损失$\Delta h=0.3\text{m}$；

（4）集水孔眼的流量系数$\mu=0.94$。

（二）设计计算

1.每根集水管的集水流量Q'

全池共采用集水管4根，则无回流时

$$Q'=\frac{1}{4}Q=\frac{1}{4}\times 125=31.25(\text{m}^3/\text{h})$$

有回流时

$$Q' = \frac{1}{4}Q = \frac{1}{4} \times 208.71 = 52.18\,(m^3/h)$$

2. 集水孔眼的流速 v

$$v = \mu\sqrt{2g\Delta h} = 0.94\sqrt{2 \times 9.8 \times 0.3} = 2.35\,(m/s)$$

3. 集水孔眼的总面积 ω

$$\omega = \frac{Q'}{0.64v}$$

式中　0.64——孔口收缩系数。

无回流时

$$\omega = \frac{31.25}{0.64 \times 2.35 \times 3600} = 0.0058\,(m^2)$$

有回流时

$$\omega = \frac{52.18}{0.64 \times 2.35 \times 3600} = 0.0096\,(m^2)$$

4. 集水孔眼总数 n

$$n = \frac{\omega}{A_0}$$

式中　A_0——单孔面积，取孔口直径为15mm，则A_0=0.000177m^2。

无回流时

$$n = 0.0058 \div 0.000177 = 33\,(个)$$

有回流时

$$n = 0.0096 \div 0.000177 = 54\,(个)$$

5. 集水管的管径

无回流时选用D_g150钢管，管中最大流速为0.52m/s。

有回流时选用D_g200钢管，管中最大流速为0.52m/s。

第十四章　离心分离处理设备

用于废水处理工程中由水流旋转产生离心力的分离设备有压力式水力旋流分离器和重力式水力旋流分离器。重力式水力旋流分离器又称水力旋流沉淀池。水力旋流沉淀池有上旋型和下旋型两种。

§14-1　压力式水力旋流分离器

一、工况概述

分离比重较大的悬浮颗粒的压力式水力旋流分离器如图14-1所示。设备由钢板焊接而成。入流由水泵沿切线方向压送进入水

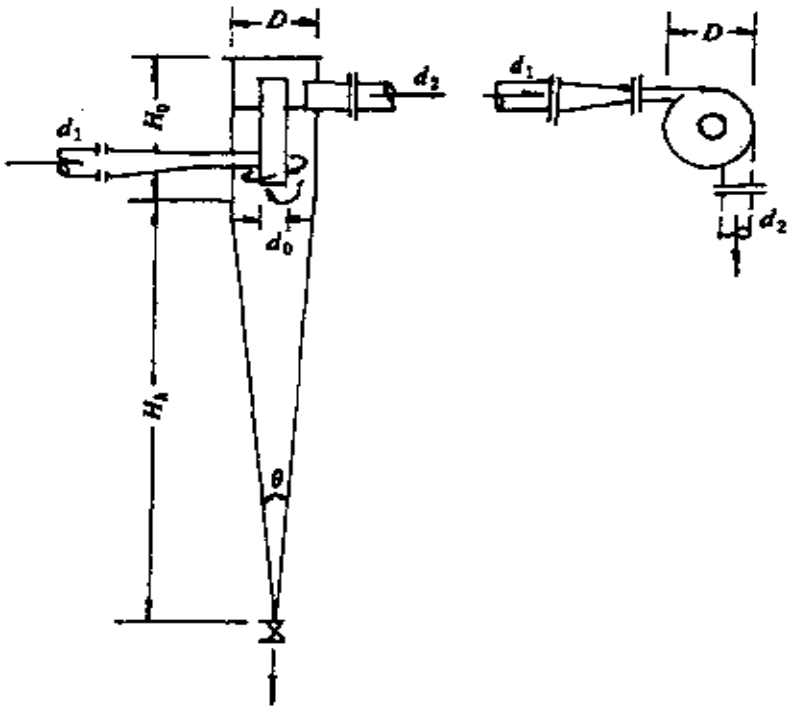


图 14-1　压力式水力旋流分离器

力旋流分离器，水流沿器壁向下旋转运动，该水流称为一次涡流。然后水流向上旋转，称为二次涡流。澄清液通过上部清液排出管排出。较大的悬浮颗粒在离心力的作用下随一次涡流被甩向器壁，并在其自身重力作用下，沿器壁向下滑动，随浓液从底部排出。较小的悬浮颗粒旋转到一定程度后随二次涡流由清液管排出。压力式水力旋流分离器的中心部分还上下贯通有空气旋涡柱，空气由下部进入，上部排出。

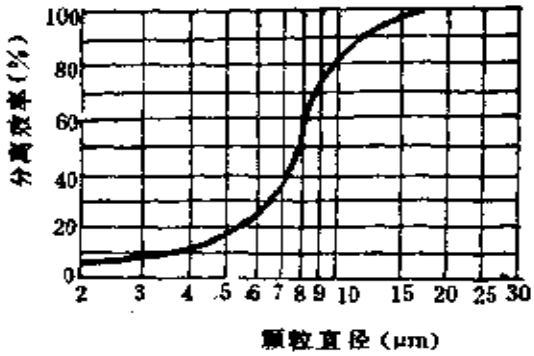


图 14-2 颗粒直径与分离效率的关系

压力式水力旋流分离器的分离效率与颗粒直径大小有关。图14-2是某压力式水力旋流分离器的分离效率和废水中悬浮颗粒直径的关系曲线。由图可知，分离效率与颗粒直径的关系曲线呈S型。分离效率为50%时的颗粒直径称为极限直径，它是判断压力式水力旋流分离器分离程度的主要标准之一。极限直径可以通过试验确定，也可用经验公式计算。

压力式水力旋流分离器体积小，单位容积处理能力高，被广泛应用于从轧钢废水中去除氧化铁皮，以及从纸浆、矿浆和洗毛废水中除砂。

二、设计概要

由于离心力与旋转半径成反比，所以压力式水力旋流分离器直径一般在500mm以内，如处理的废水量较大，可以数个并联工作。

为使水流下旋，进水口可下倾3°～5°，进水流速6～8m/s。进口处压力不超过39.2×10^4Pa，进水口和出水口压力差Δp一般为$9.8\times10^4\sim19.6\times10^4$Pa。

压力式水力旋流分离器的分离效果主要由分离器各部位尺寸的相互关系所决定。图14-1所示压力式水力旋流分离器各部位的最适宜相关尺寸如下：

圆筒部分直径　　D

圆筒部分高度　　$H_0 = 1.7D$

锥体高度　　$H_k = 3H_0$

锥体角度　　$\theta = 10° \sim 15°$

进水管直径　　$d_1 = (0.25 \sim 0.4)D$

澄清液排出中心管管径　　$d_0 = (0.25 \sim 0.3)D$

出水管直径　　$d_2 = (0.25 \sim 0.5)D$

底部浓液排出管直径　　$d_3 = (0.5 \sim 0.7)d_2$

【例题 14-1】 压力式水力旋流分离器的计算。

（一）已知条件

废水流量$Q = 340\text{m}^3/\text{h}$，用压力式水力旋流分离器对废水进行预处理，以去除废水中的悬浮无机颗粒。

（二）设计计算

1.压力式水力旋流分离器各部分尺寸（符号同图14-1）

选择圆筒部分直径$D = 40\text{cm}$，其他部分尺寸如下：

圆筒部分高度　　$H_0 = 1.70D = 68\text{cm}$

进水管直径　　$d_1 = 0.25D = 10\text{cm}$

澄清液排出中心管管径　　$d_0 = 0.25D = 10\text{cm}$

出水管直径　　$d_2 = 0.25D = 10\text{cm}$

底部浓液排出管直径　　$d_3 = 0.5d_2 = 5\text{cm}$

锥体角度　　$\theta = 10°$

锥体高度　　$H_k = \dfrac{D - d_3}{2\text{tg}\theta} = \dfrac{40 - 5}{2\text{tg}10°} = 99.2\text{cm}$

2.压力式水力旋流分离器各部位压力

选择压力式水力旋流分离器进水口处压力为$29.4 \times 10^4\text{Pa}$（$3\text{kg/cm}^2$），对于一级水力旋流分离器出口为常压，进出口压力差Δp即为$29.4 \times 10^4\text{Pa}$。

3.压力式水力旋流分离器的生产能力

处理水量Q可按下式计算：

$$Q = kDd_0\sqrt{g\Delta p}$$

式中 Q——处理水量，L/min；

k——流量系数，$k=5.5\frac{d_1}{D}$。

$$Q=5.5\times\frac{10}{40}\times 40\times 10\times\sqrt{9.8\times 3}=2982(\mathrm{L/min})=178.9(\mathrm{m^3/h})$$

采用两座分离器并联，总处理能力为$178.9\times 2=358(\mathrm{m^3/h})$。

4.进水管内流速

$$v=\frac{Q}{\frac{\pi d_1^2}{4}}=\frac{2982}{1000\times 60\times\frac{3.14\times 0.1^2}{4}}=6.33(\mathrm{m/s})\ \text{（符合要求）}$$

§14-2 重力式水力上旋流分离器

重力式水力上旋流分离器又称为水力上旋流沉淀池。废水沿切线方向进入沉淀池，借进出水的水头差在沉淀池内旋转流动。水力上旋流沉淀池的表面负荷一般为25～30$\mathrm{m^3/(m^2\cdot h)}$。废水在池内的水力停留时间为15～20min，池的有效水深（由进水管嘴中心至溢流堰顶）为池直径的1.2倍。进水管管底至渣坑上缘高度为0.8～1.0m，以免进水将沉渣冲起。进水管嘴向下倾斜0°～5°，以利形成旋流。进水管管嘴流速不宜过大，以1.2m/s为宜，不应超过1.4m/s，进水管管嘴流速过大将使进水管吸进较多空气而影响沉淀效果。

水力上旋流沉淀池表面积可按表面负荷进行计算。

进出水水头差h可按下式计算：

$$h=a\frac{v^2}{2g}+1.1\left(\Sigma\xi\frac{v_1^2}{2g}+li\right)$$

式中 a——系数，通过实验确定，采用4.5；

ξ——局部阻力系数；

v_1——进水管内流速，m/s；

v ——进水管嘴处流速，m/s；

l ——进水管长度，m；

i ——进水管单位长度沿程水头损失。

水力上旋流沉淀池多用于从轧钢废水中去除氧化铁皮。沉渣可用抓斗从池底渣坑中清除。

【例题 14-2】 水力上旋流沉淀池计算。

（一）已知条件

钢厂轧钢车间废水量$Q = 1000\text{m}^3/\text{h}$，用水力上旋流沉淀池去除废水中大颗粒氧化铁皮。

（二）设计计算

1.水力上旋流沉淀池直径

选用表面负荷$q = 35.4\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$，则沉淀池表面积

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{1000}{35.4} = 28.25(\text{m}^2)$$

沉淀池直径

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 28.25}{3.14}} = 6.0(\text{m})$$

2.有效水深H_0

$$H_0 = 1.2D = 1.2 \times 6 = 7.2(\text{m})$$

3.水力停留时间T

$$T = \frac{AH_0}{Q} \times 60 = \frac{28.25 \times 7.2}{1000} \times 60 = 12.2(\text{min})$$

4.进水管直径

取进水管内流速$v_1 = 1.4\text{m/s}$，则进水管直径

$$d_1 = \sqrt{\frac{4Q}{3600\pi v_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 1000}{3600 \times 3.14 \times 1.4}} = 0.5(\text{m})$$

5.管嘴直径

管嘴处流速v取1.2m/s，则管嘴直径

$$d_2 = \sqrt{\frac{4Q}{3600\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 1000}{3600 \times 3.14 \times 1.2}} = 0.54(\text{m})$$

6.渣坑尺寸

渣坑深度取2.5m，侧壁倾角取60°，则渣坑底直径为3.12m，渣坑上缘保护高度取0.5m。

计算简图见图14-3。

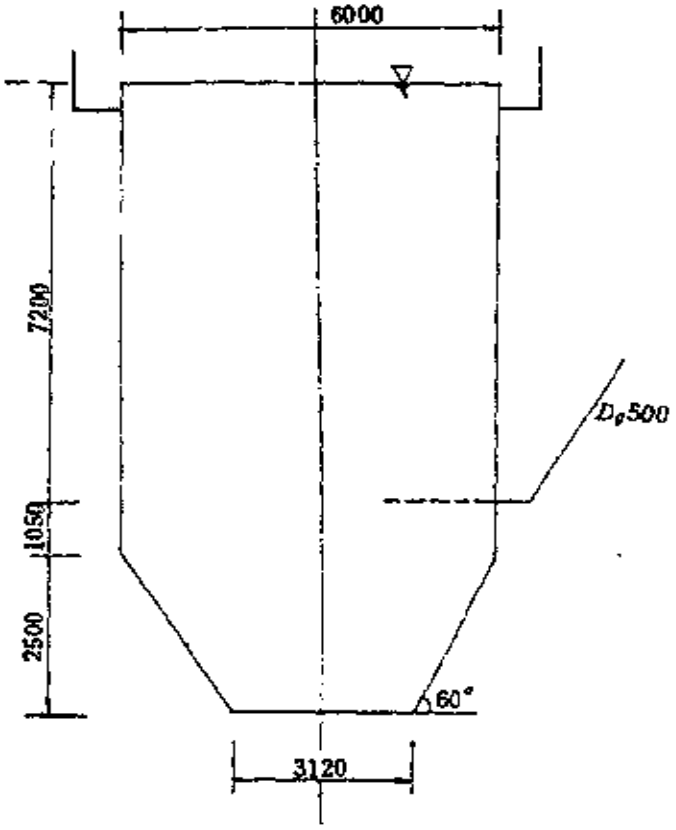


图 14-3　水力上旋流沉淀池计算简图

§14-3　重力式水力下旋流分离器

重力式水力下旋流分离器又称为水力下旋流沉淀池，如图14-4所示。废水由进水口沿切线方向进入中心圆筒，在中心圆筒内水流向下旋转，这种向下旋转的水流运动加速了颗粒的沉降过程。在中心圆筒内不能沉降的细颗粒被水流携带，经整流板整流后进入沉淀池外圈部分，此时水流不再旋转，只是单纯向上流动，

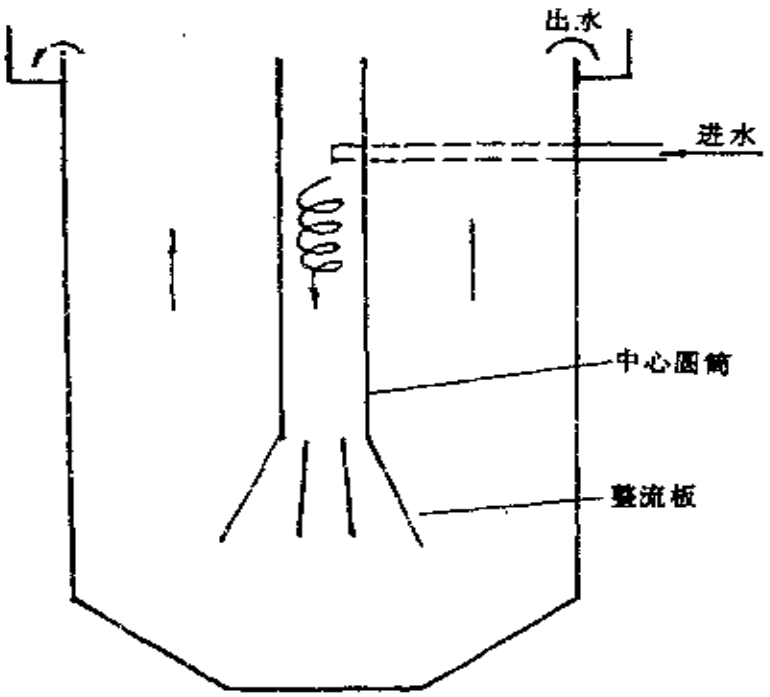


图 14-4　水力下旋流沉淀池

颗粒依靠重力沉降，与竖流式沉淀池的沉淀原理相同。

中心圆筒在水力下旋流沉淀池中的作用与竖流沉淀池中配水筒相同，但中心圆筒同时是抓斗清渣的通路。中心圆筒中颗粒沉降快慢对沉淀池出水水质并不产生影响，出水水质主要取决于细颗粒的沉淀情况。中心圆筒下旋水流虽然加快了细颗粒的沉淀速度，但由于沉淀时间短，细颗粒不能沉淀下来，仍会被水流带入沉淀池外圈部分，细颗粒主要在沉淀池外圈部分进行沉淀。

水力下旋流沉淀池有关量的计算公式如下：

$$A = A_1 + A_2$$

式中　A——沉淀池总面积，m^2；

A_1——沉淀池有效部分面积（外圈部分），m^2；

A_2——中心圆筒部分面积，m^2。

中心圆筒直径应根据抓斗张开度来定，不宜过小，中心圆筒还起配水作用。

$$A_1 = \frac{Q}{q\varphi}$$

式中 Q——处理水量，m^3/h；

q——沉淀池表面负荷，$m^3/(m^2 \cdot h)$；

φ——不同直径布水不均匀修正系数，见表14-1。

表 14-1　　布水不均匀修正系数 φ

直径（m）	5	6	7	8	9	10	11	12
φ	0.69	0.67	0.65	0.63	0.61	0.59	0.57	0.55

沉淀池有效工作水深H

$$H=\frac{q\varphi T}{60}$$

式中 T——沉淀时间，min。

水力下旋流沉淀池多用于去除轧钢废水中的氧化铁皮，表面负荷可采用30～40$m^3/(m^2 \cdot h)$，沉淀时间8～10min。

水力下旋流沉淀池入口处流速一般为2m/s左右。

【例题 14-3】 水力下旋流沉淀池计算。

（一）已知条件

初轧废水量$Q=2100m^3/h$，水中铁皮含量2316mg/L。从废水中铁皮颗粒级配试验结果知，粒径大于1mm的铁皮颗粒为65%，要求经处理后总沉淀效率为95%，出水铁皮含量为116mg/L。对于粒径小于1mm的铁皮颗粒，沉淀试验结果如图14-5所示。

（二）设计计算

1.废水中粒径小于1mm的铁皮含量

$$2316\times(1-0.65)=811(mg/L)$$

2.设计沉淀效率

因为粒径大于1mm的氧化铁皮在中心圆筒内可以沉降下来，所以粒径小于1mm的氧化铁皮在沉淀池外圈部分的沉淀效率η为

$$\eta=\frac{811-116}{811}\times 100\%=85.7\%$$

3.表面负荷

查图14-5，当$\eta = 85.7\%$时，$q = 64.2 m^3/(m^2 \cdot h)$。

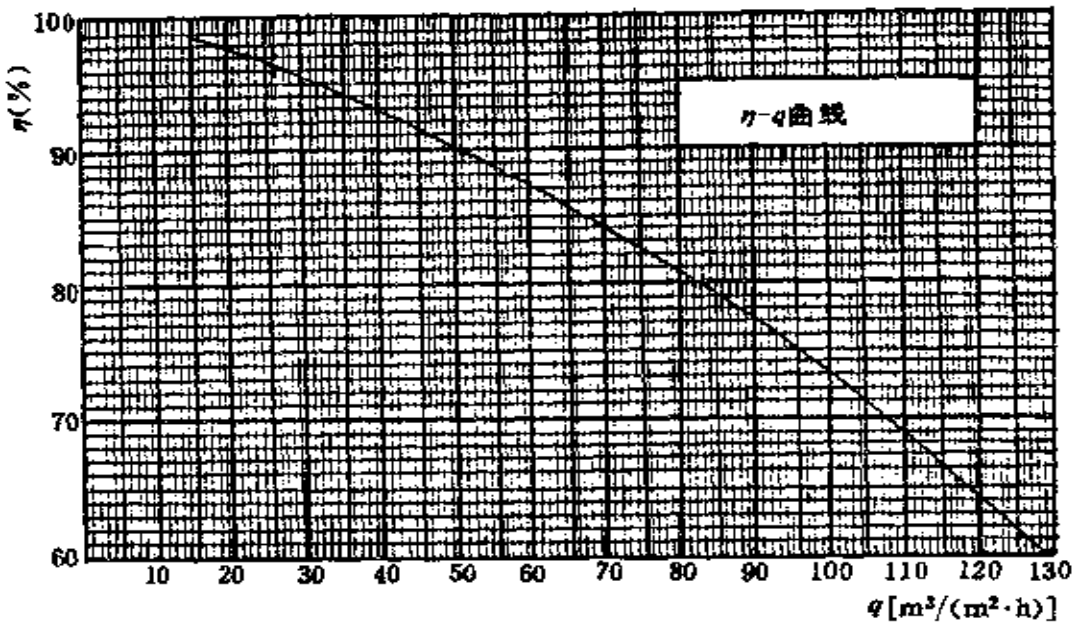


图 14-5 沉淀效率与表面负荷的关系曲线

4.沉淀池有效部分面积

设沉淀池直径$D = 9m$，从表14-1中查$\varphi = 0.61$，则

$$A_1 = \frac{Q}{q\varphi} = \frac{2100}{64.2 \times 0.61} = 52(m^2)$$

5.中心圆筒部分面积

中心圆筒外径$d = 4m$，则

$$A_2 = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3.14 \times 4^2}{4} = 12.56(m^2)$$

6.沉淀池总面积

$$A = A_1 + A_2 = 52 + 12.56 = 64.56(m^2)$$

沉淀池直径

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 64.56}{3.14}} = 9.1(m)$$

采用原设定数值$D = 9m$。

7.沉淀池有效工作水深

沉淀时间采用6min，则

$$H=\frac{q\varphi T}{60}=\frac{64.2\times0.61\times6}{60}=3.92(\mathrm{m})$$

取$H=4\mathrm{m}$

8.进水管直径

进水管内流速$v=2\mathrm{m/s}$，则

进水管截面积

$$A'=\frac{Q}{v}=\frac{2100}{2\times3600}=0.292(\mathrm{m^2})$$

进水管直径

$$d=\sqrt{\frac{4A'}{\pi}}=\sqrt{\frac{4\times0.292}{3.14}}=0.609(\mathrm{m})$$

取$d=600\mathrm{mm}$

第十五章 化 学 沉 淀

工业废水中的许多重金属离子，均可用化学沉淀法去除。向废水中投加某种化学沉淀剂，即可造成离子积大于溶度积的沉淀条件，亦即使废水中的重金属离子等物质得以生成难溶盐沉淀而被去除。难溶盐的溶度积常数见表15-1。常用的化学沉淀剂有石灰、碳酸钠、苛性钠及硫化氢等。

依沉淀物的不同，化学沉淀可分为氢氧化物沉淀、硫化物沉淀等类型。

表 15-1 难溶盐的溶度积常数

分子式	K_s	pK_s	分子式	K_s	pK_s
AgBr	5.3×10^{-13}	12.28	$Cu(OH)_2$	5.0×10^{-20}	19.30
AgCN	2.3×10^{-16}	15.64	$FeCO_3$	5.7×10^{-11}	10.25
Ag_2CO_3	8.2×10^{-12}	11.09	$Fe(OH)_2$	1×10^{-15}	15.00
AgCl	1.8×10^{-10}	9.75	$Fe(OH)_3$	3.2×10^{-38}	37.49
$AgCrO_4$	1.1×10^{-12}	11.95	$HgCl_2$	1.3×10^{-18}	17.88
$AgCr_2O_7$	2.0×10^{-7}	6.70	HgI_2	4.5×10^{-29}	28.36
AgI	8.3×10^{-17}	16.08	K_2PtCl_6	1.4×10^{-6}	5.85
$AgIO_3$	3.0×10^{-8}	7.52	$MgCO_3$	1×10^{-5}	5.00
Ag_2SO_4	1.6×10^{-5}	4.80	$Mg(OH)_2$	1.8×10^{-11}	10.74
$Al(OH)_3$	1.3×10^{-33}	32.89	$MnCO_3$	3.8×10^{-11}	10.42
$BaCO_3$	5.1×10^{-9}	8.29	$Mn(OH)_2$	1.1×10^{-13}	12.96
$BaCrO_4$	1.2×10^{-10}	9.92	$PbCO_3$	1×10^{-13}	13.00
$CaCO_3$	4.8×10^{-9}	8.32	$PbCl_2$	1.6×10^{-5}	4.79
CaF_2	4.0×10^{-11}	10.40	$Pb(OH)_2$	1.5×10^{-15}	14.82
$CaCrO_4$	2.3×10^{-9}	8.64	PbS	2.5×10^{-27}	26.60
$Ca(OH)_2$	5.5×10^{-6}	5.26	$ZnCO_3$	1.5×10^{-11}	10.82
$CaSO_4$	2.5×10^{-5}	4.60	$Zn(OH)_2$	7.1×10^{-18}	17.15

§15-1 氢氧化物沉淀法

废水中的许多重金属离子可以生成氢氧化物沉淀而得以去除。各种金属氢氧化物的溶度积常数见表15-2。

表 15-2　　金属氢氧化物的溶度积常数

分子式	K_s	pK_s	分子式	K_s	pK_s
AgOH	1.6×10^{-8}	7.80	$Fe(OH)_3$	3.2×10^{-38}	37.50
$Al(OH)_3$	1.3×10^{-33}	32.89	$Hg(OH)_2$	4.8×10^{-26}	25.32
$Ba(OH)_2$	5×10^{-3}	2.30	$Mg(OH)_2$	1.8×10^{-11}	10.74
$Ca(OH)_2$	5.5×10^{-6}	5.26	$Mn(OH)_2$	1.1×10^{-13}	12.96
$Cd(OH)_2$	2.2×10^{-14}	13.66	$Ni(OH)_2$	2.0×10^{-15}	14.70
$Co(OH)_2$	1.6×10^{-15}	14.80	$Pb(OH)_2$	1.2×10^{-15}	14.92
$Cr(OH)_2$	2×10^{-16}	15.70	$Sn(OH)_2$	6.3×10^{-27}	26.20
$Cr(OH)_3$	6.3×10^{-31}	30.20	$Th(OH)_4$	4.0×10^{-45}	44.4
$Cu(OH)_2$	5.0×10^{-20}	19.30	$Ti(OH)_3$	1×10^{-40}	40
$Fe(OH)_2$	1.0×10^{-15}	15.0	$Zn(OH)_2$	7.1×10^{-18}	17.15

从表15-2可看出，金属氢氧化物的溶度积一般都非常小，因此用氢氧化物沉淀法去除废水中重金属离子的效率很高。常用的沉淀剂有石灰、碳酸钠、氢氧化钠、石灰石及白云石等。氢氧化物沉淀法对重金属的去除范围广，沉淀剂来源丰富，价格低廉，不造成二次污染，是一种实用性较强的废水处理方法。难溶金属氢氧化物沉淀能否从废水中沉淀析出的关键，是废水中金属离子浓度和OH^{-1}离子浓度，即溶液的pH值是沉淀金属氢氧化物的重要条件。金属氢氧化物沉淀析出的最佳pH范围见表15-3。

表 15-3　　金属氢氧化物沉淀析出的最佳pH范围

金属离子	最佳pH值	金属离子	最佳pH值
Fe^{3+}	9～12	Ni^{2+}	>9.5
Al^{3+}	5.5～8	Pb^{2+}	9～9.5
Cr^{3+}	6～9	Fe^{2+}	5～12
Cu^{2+}	>8	Mn^{2+}	10～14
Zn^{2+}	9～10	Cd^{2+}	>10.5

废水中存在氨和氰时，对氢氧化物的沉淀析出有不利影响，在预处理中应予去除。

实际废水是十分复杂的共存离子体系，影响氢氧化物沉淀的因素很多，应通过试验来确定最佳投药量和最佳pH值及所需的反应时间等工艺参数后，再进行设计和计算。

用金属离子对数浓度线图可粗略估算在任一pH值条件下，废水中可以存在的金属离子最大浓度，或者估算欲维持某一金属离子浓度所需的pH值。金属离子对数浓度线图见图15-1。

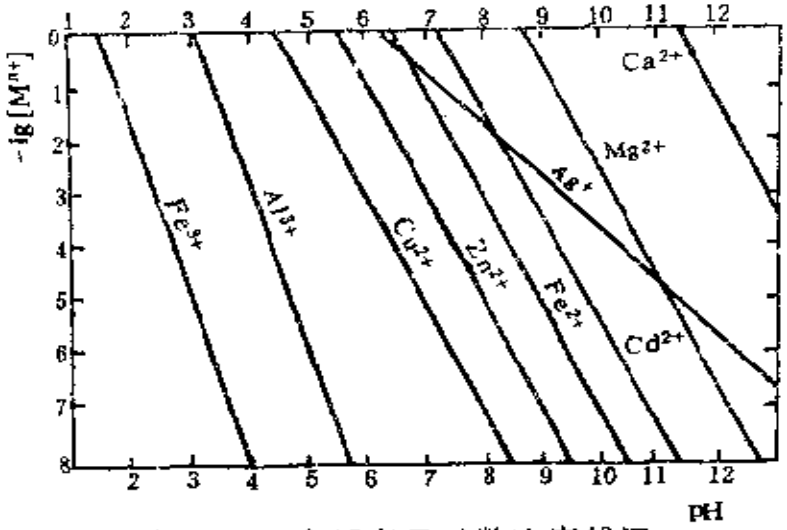


图 15-1 金属离子对数浓度线图

【例题 15-1】 产生氢氧化镉沉淀所需pH值的计算。

（一）已知条件

用氢氧化物沉淀法把含镉工业废水中的Cd^{2+}离子浓度降到0.1mg/L，求相应的pH值。

（二）计算

Cd的原子量为112.4，0.1mg/LCd^{2+}折合mol/L浓度为：

$[Cd^{2+}] = 0.1/112.4 \times 10^{3} = 8.9 \times 10^{-7} \approx 10^{-6}(mol/L)$

$-\lg[Cd^{2+}] = 6$，查图15-1，得相应的pH=10.3。

【例题 15-2】 指定pH条件下的锌离子浓度计算。

（一）已知条件

（1）$Zn(OH)_2$的溶度积$K_s = 7.1 \times 10^{-18}$，$pK_s = 17.15$；

（2）pH = 9.2。

求此条件下，可溶锌离子的浓度 $[Zn^{2+}]$

（二）计算

1. 用公式计算

$$[Zn^{2+}] = \frac{K_s}{[OH^-]^2}$$

式中 $[Zn^{2+}]$——在任一pH值条件下，溶液中可以存在的金属离子最大浓度，mol/L；

K_s——$Zn(OH)_2$的溶度积；

$[OH^-]$——同一溶液中的 $[OH^-]$ 离子浓度，在pH = 9.2的溶液中，$[OH^-] = 10^{-4.8}$ mol/L。

$$[Zn^{2+}] = \frac{7.1 \times 10^{-18}}{(10^{-4.8})^2} = \frac{7.1 \times 10^{-18}}{10^{-9.6}} = 7.1 \times 10^{-8.4}$$

$$= 7.1 \times 10^{-0.4} \times 10^{-8} = 7.1 \times 0.398 \times 10^{-8}$$

$$= 2.8 \times 10^{-8} (mol/L)$$

2. 用图15-1计算

由图15-1可查得，pH = 9.2时，相应的 $-\lg[Zn^{2+}] = 7.56$，$[Zn^{2+}] = 2.75 \times 10^{-8}$ mol/L。

两种算法的结果较为接近。

用氢氧化物沉淀法去除废水中的重金属离子时，废水的pH值是一个操作的重要条件。在酸性镀锌废水的处理过程中，如把pH值控制在9～11，出水中锌的浓度可达到1～2.5mg/L，上述计算方法对该污水的处理过程，具有一定的指导意义。但由于在实际的操作过程中，往往加碱过量，致使pH值超过11而导致锌离子与羟基生成的可溶性络合物返回或保留在废水中，即废水中实际存在的羟基络合物将使金属氢氧化物的溶解度增大，并导致锌的去除效率降低。以锌为例，当pH = 9时，锌几乎全部以$Zn(OH)_2$的形式沉淀。但当pH＞11时，生成的$Zn(OH)_2$沉淀又能生成$Zn(OH)_3^-$和$Zn(OH)_4^{2-}$，且溶于废水之中。因此，必须用另一种计算方法来确定羟基络合物与pH值的关系，以控制生成氢氧化物

沉淀的最佳条件，才不致得出错误的结论。

【例题 15-3】 锌的羟基络合物沉淀条件的计算。

（一）已知条件

（1）含锌废水中锌的总浓度$[Zn\text{II}]=1.0\times10^{-5}\,mol/L$；

（2）废水中锌的羟基络合物有Zn^{2+}、$Zn(OH)^{+}$、$Zn(OH_2)$（液）、$Zn(OH)_3^{-}$及$Zn(OH)_4^{-2}$几种，即废水中各种二价锌的总浓度为：

$$[Zn\text{II}]=[Zn]^{2+}+[Zn(OH)^{+}]+[Zn(OH)_2(液)]+[Zn(OH)_3^{-1}]+[Zn(OH)_4^{-2}]$$
$$=1.0\times10^{-5}\,mol/L$$

（3）废水的pH = 8，即 $[OH^-]=1.0\times10^{-6}\,mol/L$

要求按羟基络合物反应顺序，分别计算各种羟基络合物的数量并判断是否沉淀。

（二）计算

1. $Zn^{2-}+OH^-\overset{K_1}{\rightleftharpoons}Zn(OH)^{+}$

已知络合生成常数K_1为

$$K_1=\frac{[ZnOH^{+}]}{[Zn^{2+}][OH^-]}=5\times10^5$$

$$\lg K_1=5.70$$

$$[Zn(OH)^{+}]=5\times10^5[Zn^{2+}][OH^-]$$
$$=(5\times10^5)[Zn^{2+}](10^{-6})$$
$$=0.5[Zn^{2+}]$$

2. $Zn(OH)^{+}+OH^-\overset{K_2}{\rightleftharpoons}Zn(OH)_2(液)$

已知络合生成常数K_2为

$$K_2=\frac{[Zn(OH)_2(液)]}{[Zn(OH)^{+}][OH^-]}=2.7\times10^4$$

$$\lg K_2=4.43$$

$$[Zn(OH)_2液]=2.7\times10^4[Zn(OH)^{+}][OH^-]$$
$$=(2.7\times10^4)(0.5[Zn^{2+}])(10^{-6})$$
$$=0.0135[Zn^{2+}]$$

3. $Zn(OH)_2$(液) $+OH^- \overset{K_3}{\rightleftharpoons} Zn(OH)_3^-$

已知络合生成常数K_3为

$$K_3 = \frac{[Zn(OH)_3^-]}{[Zn(OH)_2液][OH^-]} = 1.26 \times 10^4$$

$$\lg K_3 = 4.10$$

$$[Zn(OH)_3^-] = 1.26 \times 10^4 [Zn(OH)_2液][OH^-]$$
$$= (1.26 \times 10^4)(0.0135[Zn^{2+}])(10^{-6})$$
$$= 0.00017[Zn^{2+}] \approx 0$$

4. $Zn(OH)_3^- + OH^- \overset{K_4}{\rightleftharpoons} Zn(OH)_4^{2-}$

已知络合生成常数K_4为

$$K_4 = \frac{[Zn(OH)_4^{2-}]}{[Zn(OH)_3^-][OH^-]} = 1.82 \times 10$$

$$\lg K_4 = 1.26$$

$$[Zn(OH)_4^{2-}] = 1.82 \times 10[Zn(OH)_3^-][OH^-]$$
$$= (1.82 \times 10)(0.00017[Zn^{2+}])(10^{-6})$$
$$\approx 0$$

5. $[ZnⅡ] = [Zn^{2+}] + 0.5[Zn^{2+}] + 0.0135[Zn^{2+}] + 0 + \cdots + 0$
$$= 1.5135[Zn^{2+}] = 1.0 \times 10^{-5} mol/L$$

6. $[Zn^{2+}] = 0.66 \times 10^{-5} mol/L$

7. $[Zn(OH)^+] = 0.5[Zn^{2+}] = 0.5 \times 0.66 \times 10^{-5}$
$$= 0.33 \times 10^{-5} mol/L$$

8. $[Zn(OH)_2(液)] = 0.0135[Zn^{2+}] = 0.0135 \times 0.66 \times 10^{-5}$
$$= 0.009 \times 10^{-5} mol/L$$

9. $[Zn(OH)_3^-] = 0$

10. $[Zn(OH)_4^{2-}] = 0$

11. 各种羟基络合物所占比例

$[Zn^{2+}]$	66%
$[Zn(OH)^+]$	33%
$[Zn(OH)_2液]$	0.9%
$[Zn(OH)_3^-]$	0%

$[Zn(OH)_4^{2-}]$	0%
合　计	≈100%

12.判断沉淀条件

在有沉淀物$Zn(OH)_2$(固) 共存的饱和系统中，沉淀固体络合物之间也同样都存在溶解平衡。各级的溶度积常数为：

一般的溶度积常数K_{s0}(见表15-2)

$K_{s0}=[Zn^{2+}][OH^-]^2=7.1\times10^{-18}$，$\lg K_{s0}=-17.15$

$Zn(OH)_2$(固)$\rightleftharpoons ZnOH^+ + OH^-$

$K_{s1}=[Zn(OH)^+][OH^-]=3.55\times10^{-12}$，$\lg K_{s1}=-11.45$

$Zn(OH)_2$(固)$\rightleftharpoons Zn(OH)_2$(液)(不沉淀，不离解)

$K_{s2}=[Zn(OH)_2(液)]=9.5\times10^{-8}$，$\lg K_{s2}=-7.02$

$Zn(OH)_2$(固)$+OH^-\rightleftharpoons Zn(OH)_3^-$

$K_{s3}=[Zn(OH)_3^-]/[OH^-]=1.2\times10^{-8}$，$\lg K_{s3}=-2.92$

$Zn(OH)_2$(固)$+2OH^-\rightleftharpoons Zn(OH)_4^{2-}$

$K_{s4}=[Zn(OH)_4^{2-}]/[OH^-]^2=2.19\times10^{-2}$，$\lg K_{s4}=-1.66$

判断沉淀条件时可直接应用溶度积常数K_{s2}。已知$K_{s2}=9.5\times10^{-8}=[Zn(OH)_2(液)]$，废水中发生$Zn(OH)_2$(固) 沉淀的条件是：

$$[Zn(OH)_2(液)]>9.5\times10^{-8}mol/L$$

本例求得之$[Zn(OH)_2(液)]=0.009\times10^{-5}mol/L$，即$[Zn(OH)_2(液)]=9\times10^{-8}<9.5\times10^{-8}$，所以不会产生$Zn(OH)_2$(固) 的沉淀。

欲使$Zn(OH)_2$(固)发生沉淀，必须再加碱，使pH>8。

本例平衡常数见表15-4。

用上例的计算方法可作出$-\lg[Zn(II)]$—pH图，即氢氧化锌(物) 溶解区域图，见图15-2。

图15-2中有五条对数浓度线，它们分别表示饱和溶液中各种溶解性化合态的浓度，是各种溶解性化合态转入沉淀状态的分界线，综合这五条线可得到图中所示的曲线。该曲线所包围的区域为$Zn(OH)_2$的沉淀区，其纵坐标为饱和溶液中各种二价锌的总

表 15-4　　羟基络合物的平衡常数

金属离子	平衡常数对数值(lgK)								
	K_1	K_2	K_3	K_4	K_{s0}	K_{s1}	K_{s2}	K_{s3}	K_{s4}
Ag^+	2.30	1.72			-7.80	-5.50	-3.78		
Zn^{2+}	5.70	4.43	4.10	1.26	-17.15	-11.45	-7.02	-2.92	-1.66
Cd^{2+}	4.16	4.23	0.69	-0.32	-13.66	-9.5	-5.37	-4.68	-5.0
Fe^{2+}	5.7	3.4	0.9	-0.4	-15.0	-9.3	-5.9	-5.0	5.4
Co^{2+}	1.8	7.4	1.3		-14.8	-13.0	-5.6	-4.3	
Ni^{2+}	3.40	6.8	2.8		-14.70	-11.30	-4.5	-1.7	
Mn^{2+}	3.4	3.4	1.0		-12.35	-8.95	-5.55	-4.55	
Hg^{2+}	10.30	11.40			-25.32	-15.02	-3.62		
Mg^{2+}	2.58				-10.74	-8.16			
Ca^{2+}	1.51				-5.26	-3.75			
Sr^{2+}	0.82								
Ba^{2+}	0.64								

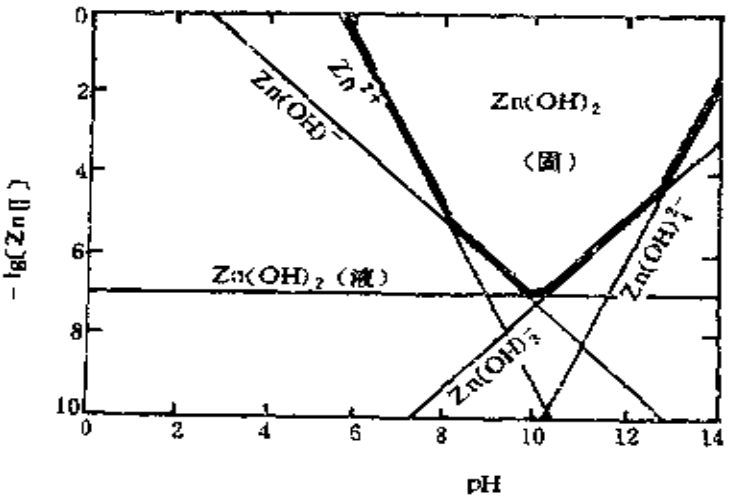


图 15-2　氢氧化锌溶解区域图

浓度，而该曲线就是金属氢氧化物总量的溶解和沉淀两种状态的分界线。

图15-2表明，在低pH值条件下，Zn^{2+}是废水中存在的主要溶解物质，其次为$Zn(OH)^+$，在高pH条件下，主要为$Zn(OH)_4^{2-}$，其次为$Zn(OH)_3^-$。

【例题 15-4】 废水中金属羟基络合物溶解条件的计算。

（一）已知条件

利用图15-2，估算锌在废水中溶解度最小时的pH值以及各种羟基络合物的数量。

（二）计算

查图可知，在pH值为9.4时溶解度最小，此时，锌的总平衡浓度为$10^{-6.8}$ mol/L或1.6×10^{-7} mol/L，主要可溶物质$Zn(OH)^{+}$的浓度为1.1×10^{-7}mol/L，其次是$Zn(OH)_3^-$的浓度为3.6×10^{-7} mol/L，Zn^{2+}的浓度为1.3×10^{-7}mol/L。

【例题 15-5】 用石灰处理含锌废水的沉淀条件计算。

（一）已知条件

含锌电镀废水中锌的浓度为10^{-3}mol/L，若加入石灰，在pH为何值时锌正好开始沉淀？欲将锌的浓度降低到10^{-5}mol/L以下，最小pH值应为何值？

（二）计算

查图15-2可知，当锌的最大平衡浓度为10^{-3}mol/L($\lg[Zn^{II}]=-3$)时，pH值为6.9，只要pH值高于此值，锌即开始沉淀。

为将锌的浓度降低到10^{-5} mol/L ($\lg[Zn^{II}]=-5$)以下，pH值应高于7.9，但不得超过9.4。

§15-2 硫化物沉淀法

金属硫化物是比氢氧化物溶度积更小的难溶沉淀物，在工业废水处理中有时用生成硫化物沉淀的方法从水中去除重金属离子。促成硫化物沉淀所用的方法有通入H_2S气体或加入硫化钠药剂。重金属硫化物的溶度积见表15-5。

【例题 15-6】 用H_2S处理含镉废水的计算。

（一）已知条件

向含镉废水中通入H_2S气体并达到饱和，调整pH值达8.0，

表 15-5　　重金属硫化物的溶度积

分子式	K_s	分子式	K_s	分子式	K_s
Ag_2S	6.3×10^{-50}	FeS	3.2×10^{-19}	PbS	8×10^{-28}
CdS	7.9×10^{-27}	Hg_2S	1.0×10^{-45}	SnS	1×10^{-25}
CoS	4.0×10^{-21}	H_2S	4.0×10^{-53}	ZnS	1.6×10^{-24}
Cu_2S	2.5×10^{-48}	MnS	2.5×10^{-13}	Al_2S_3	2×10^{-7}
CuS	6.3×10^{-36}	NiS	3.2×10^{-19}		

求水中剩余的Cd^{2+}浓度。

（二）计算

$$Cd^{2+}+S^{2-}\rightleftharpoons CdS$$

查表15-4，$K_s=7.9\times10^{-27}$。

$$[Cd^{2+}]=K_s[H^+]^2/K_s'=K_s[H^+]^2/(0.1K_1K_2)$$

其中

$$K_1=\frac{[H^+][HS^-]}{[H_2S]}=8.9\times10^{-8}$$

$$K_2=\frac{[H^+][S^{2-}]}{[HS^-]}=1.3\times10^{-15}$$

式中　K_1——H_2S一级电离常数；

K_2——H_2S二级电离常数。

而　$K_1K_2=1.16\times10^{-22}$，pH = 8，即 $[H^+]=10^{-8}$。

所以

$$[Cd^{2+}]=(7.9\times10^{-27})\times(10^{-8})^2/(0.1\times1.16\times10^{-22})$$
$$=6.8\times10^{-20}(mol/L)$$
$$=6.8\times10^{-20}\times112.4\times10^3 mg/L$$
$$=7.65\times10^{-16}mg/L$$

第十六章　电解法处理设备

电解法主要用于处理电镀过程中排出的含铬、含氰废水。电镀废水中的铬主要以六价铬的形式存在。

§16-1　含铬废水电解处理设备

电解法处理含铬废水是以铁板为阳极和阴极，在废水中投加一定量的食盐，通以直流电源进行电解处理。电解槽内需要用压缩空气进行搅拌。电解过程中铁板阳极溶解产生的亚铁离子，将废水中的六价铬还原成三价铬，其离子反应方程式如下：

$$Fe-2e\longrightarrow Fe^{2+}$$

$$Cr_2O_7^{2-}+6Fe^{2+}+14H^+\longrightarrow 2Cr^{3+}+6Fe^{3+}+7H_2O$$

$$CrO_4^{2-}+3Fe^{2+}+8H^+\longrightarrow Cr^{3+}+3Fe^{3+}+4H_2O$$

在阴极氢离子放电，析出氢气。废水中少量的六价铬（约占亚铁离子还原的六价铬量的4%）在阴极直接还原，离子反应方程式如下：

$$2H^+-2e\longrightarrow H_2\uparrow$$

$$Cr_2O_7^{2-}+6e+14H^+\longrightarrow 2Cr^{3+}+7H_2O$$

$$CrO_4^{2-}+3e+8H^+\longrightarrow Cr^{3+}+4H_2O$$

随着电解过程的不断进行，废水中氢离子浓度逐渐降低，废水碱性增强，生成氢氧化铬和氢氧化铁沉淀，反应式为：

$$Cr^{3+}+3OH^-\longrightarrow Cr(OH)_3\downarrow$$

$$Fe^{3+}+3OH^-\longrightarrow Fe(OH)_3\downarrow$$

向电解槽中投加食盐，可以提高废水的导电率，并能活化铁板阳极，减轻阳极钝化。

电解法处理含铬废水工艺流程如图16-1所示。

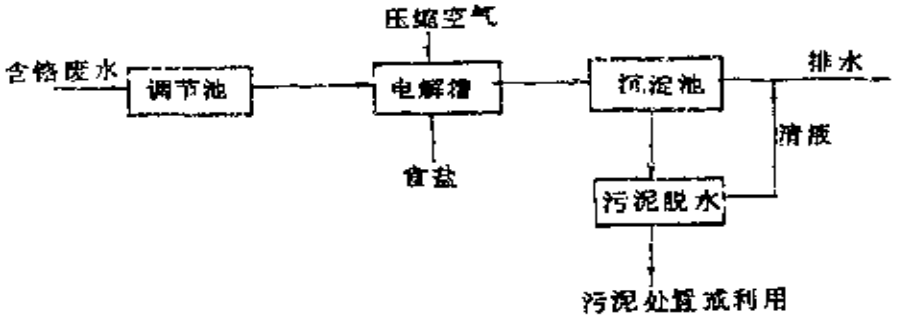


图 16-1 电镀含铬废水电解处理工艺流程

【例题 16-1】 除铬电解槽计算。

一、设计概述

（一）电解槽的设计参数

1.极距

即阳极极板和阴极极板之间的距离。电解除铬时选用可溶性电极，极距随极板的消耗略有增加。极距可以极板的中心距离表示。极距越小，极间电压降越低，电耗越小，电流效率越高。一般极距采用10～15mm。

2.阳极电流密度

即阳极工作面单位面积上的电流强度，以A/m²或A/dm²表示。阳极工作面是指阳极与阴极相对应之面。如两块阴极间的阳极，它的工作面应按两面来计算；在电解槽两侧的阳极，应按一面计算。

阳极电流密度可按下式计算：

$$J=\frac{I}{0.8A}$$

式中 J——电流密度，A/m²或A/dm²；

I——电流强度，A；

A——阳极工作面积，m²或dm²；

0.8——阳极面积减少系数，即在阳极面积减至80%时仍能继续使用，此时电流密度增大。

阳极电流密度的大小与电极接线方式和废水性质有关，常用

0.2～0.5A/dm²，一般说来，采用低阳极电流密度可节省电能，但相应会使电解历时过长而导致电解槽太大。

3. 电压

即电解时阳极与阴极间槽电压，它包括平衡电极电位，过电位和导线、极板及溶液的电压降。

4. 电解时间

系指废水在电解槽中的停留时间。电解时间与废水性质有关，由几分钟至十几分钟。当废水中Cr^{6+}浓度为25～50mg/L时，电解时间选用 3 ～ 6 min。

5. 电耗

电解时理论耗电量可根据法拉第电解定律来计算。由于电解过程中有副反应发生，实际电耗比理论值大些。理论上电解去除1gCr^{6+}，耗电11090.3C，实际耗电量为13682.8～14402.9C。

（二）电极的联接和组合

1. 并联

如图16-2所示。并联联接适用于电源电流大、电压小的电源设备。

2. 串联

如图16-3所示。图16-3为两组并联的电极组形式串联。还可以多组串联，串联组数越多，槽电压越大。总电流及电流密度与一组并联电极相同。这种电极组适用于电流小、电压大的电源设

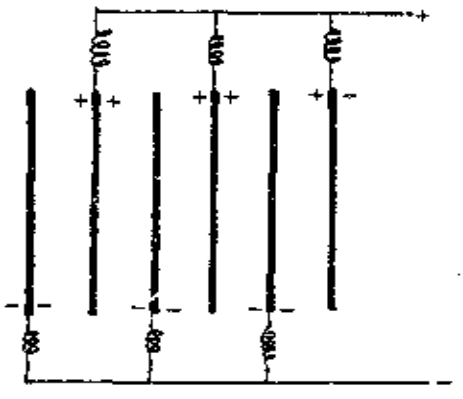


图 16-2　并联联接

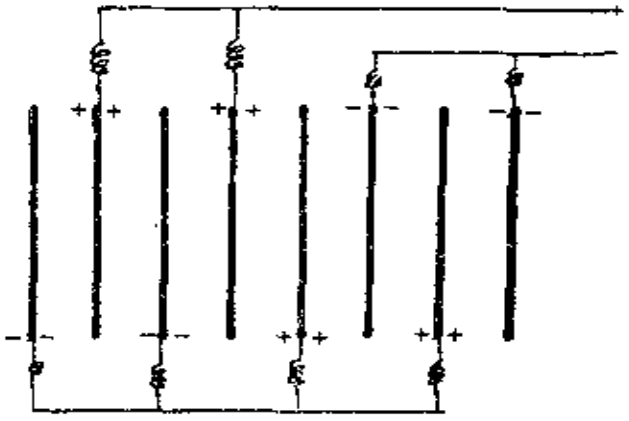


图 16-3　串联联接

备。

3. 双电极

双电极的联接就是在接有导线的阳、阴极间插入一块或数块同材料的极板，这些插入的极板不接导线，如图16-4所示。图16-5为双电极串联极组。选择和计算电源能力与串联极组相同。中间插入极板的数量应根据处理工艺的要求和电源设备能力来计算。近年来由于电源设备采用高电压的直流整流器，因此极板多用双电极。双电极具有如下优点：①极板接线少，安装维修方便，有利于小极距和电解槽设备化；②可以采用较高电压和较低电流的直流电源，减小导线截面，节省投资；③可以达到单极式电解槽的电流效率；④有利于电解浮升作用。

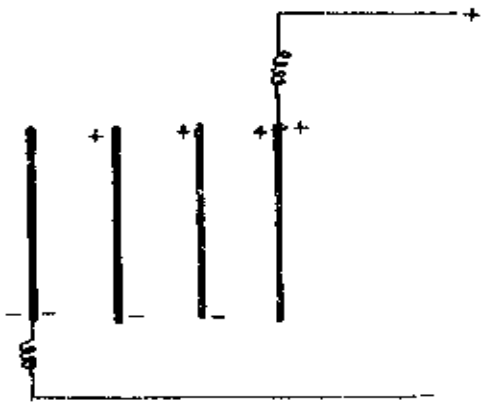


图 16-4 双电极

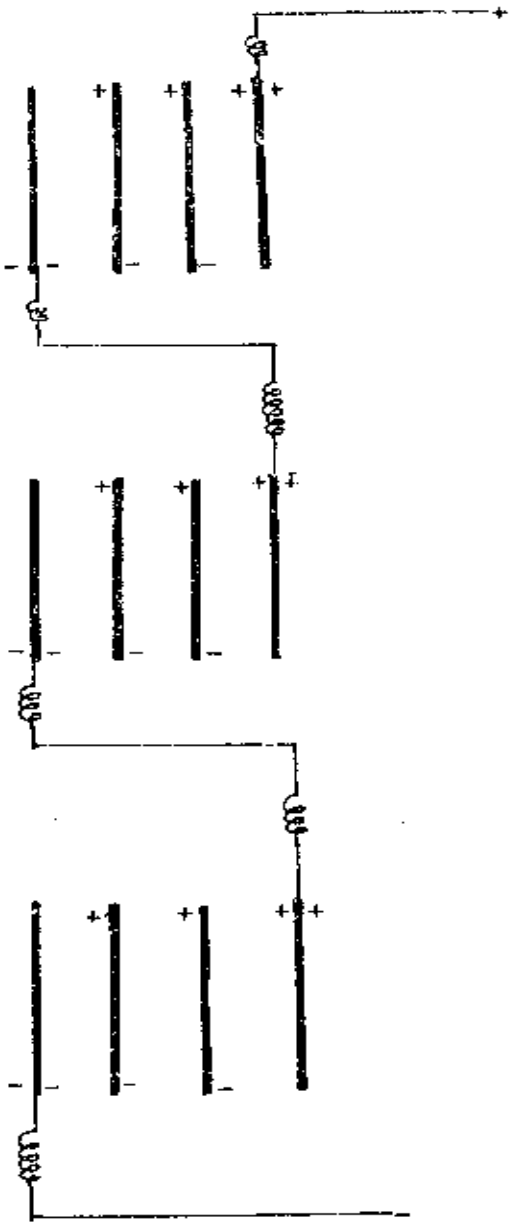


图 16-5 双电极串联极组

（三）电解槽的型式

根据水流方式可分为回流式和翻腾式两种。图16-6(*a*) 为回流式电解槽平面图，图16-6(*b*)为翻腾式电解槽剖面图。回流式电解槽采用坐式极板安装，水流线路长，废水和极板接触充分，电解槽容积利用率高，但可溶性极板的溶解是自下而上进行的，坐式极板运行一段时间以后极板下部变薄，在极板自重作用下弯曲，以至相邻电极板发生碰撞造成短路。同时泥渣也不易排净，由此也容易发生短路。翻腾式电解槽虽然水流会产生短路，电解槽容积利用率低，但由于极板采用悬挂式固定，所以有效地克服了回流式电解槽的缺点。

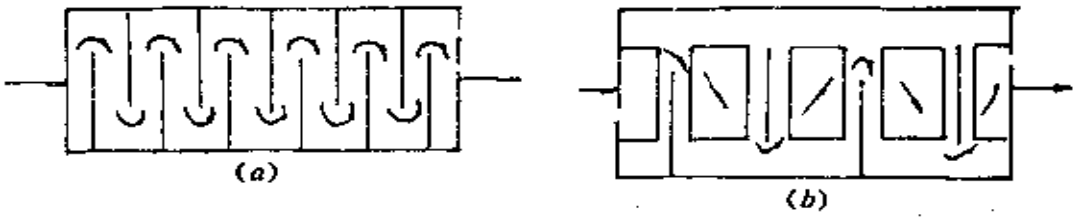


图 16-6 电解槽

(*a*)回流式平面图；(*b*)翻腾式纵剖面图

设计电解槽首先要确定电流密度、电解时间和槽电压三个主要参数。一般应先通过小型试验或采用类似工厂工业废水电解处理数据，对电流密度和电解时间的关系、电流密度和电压的关系，以及极距和电压的关系进行分析，由此确定电流密度、电解时间和极距的最佳条件，作为电解槽设计的基本数据。

二、计算例题

（一）已知条件

电镀车间排出的含铬废水平均流量 $Q=3\mathrm{m^3/h}$，Cr^{6+}浓度 $c=50\mathrm{mg/L}$，pH＜6.5，二班生产。

（二）设计计算

1. 所需电流强度I

按电解去除1gCr^{6+}耗电13682.8C电量(3.8A·h)计算

$$I=3.8Qc=3.8\times 3\times 50=570(\mathrm{A})$$

2. 电解槽有效容积

采用电解历时$T=7.2\text{min}$，则

$$V=\frac{QT}{60}=\frac{3\times7.2}{60}=0.36(\text{m}^3)$$

3. 电解槽阳极总面积

电解槽的极距$l=15\text{mm}$，极水比（电解槽工作时阳极极板面积与有效容积之比）$\lambda=3.5\text{dm}^2/\text{L}$，则电解槽阳极总面积

$$A=1000\lambda V=1000\times3.5\times0.36=1260(\text{dm}^2)$$

4. 阳极电流密度

$$J=\frac{I}{0.8A}=\frac{570}{0.8\times1260}=0.57(\text{A}/\text{dm}^2)$$

5. 极间电压

$$U_1=N+MJ$$

式中 N——系数，即电解除铬时的分解电压，一般情况约为1V；

M——系数，电解除铬时电流密度与极间电压关系曲线的斜率，主要与极距、食盐投量和温度有关，可按表16-1选用。

表 16-1　　电解除铬时M值（水温10～15℃）

极距(mm) \ M 食盐投量(g/L)	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0
10	10.5	7.0	5.2	4.0	3.4	2.8
15	12.5	8.4	6.2	4.5	3.9	3.2
20	15.7	10.2	7.4	5.7	4.7	4.1
30	23.8	13.8	10.6	8.4	7.5	6.6
40		18.1	13.9	11.6	10.6	9.4
50		23.5	17.9	15.2	13.6	12.7

食盐投量采用0.5g/L，查表16-1，$M=12.5$，则

$$U_1=1+12.5\times0.57=8.13(\text{V})$$

6. 线路电压损失

设母线线路长度$L=10\text{m}$，选用100mm×10mm铜排，则线路电压损失为

$$U_2=\frac{2KLI}{r_{20}S}$$

式中 r_{20}——导线材料导电系数，铜为57，铝为34；

S——导线截面积，mm^2；

K——考虑导线升温和接触电压损失系数，取1.2～1.3。

$$U_2=\frac{2\times1.2\times10\times570}{57\times100\times10}=0.24(V)$$

7. 电源电流及电压

如果所有极板采用并联，则直流电源输出电流$I>570A$，输出电压$U>8.13+0.24=8.37(V)$。

如果采用三组串联电极，母线截面积不变，直流电源的输出电流应为$I=570/3=190(A)$，输出电压$U>3\times8.13+\frac{0.24}{3}=24.47(V)$。

8. 电解槽压缩空气供给量

$$G=pV$$

式中 p——搅拌空气强度，压力为$9.8\times10^4\sim19.6\times10^4Pa$下，一般为$0.2\sim0.3m^3/(min\cdot m^3)$。

$$G=0.2\times0.36=0.072(m^3/min)$$

9. 电能消耗

$$W_e=\frac{UIT}{1000V\eta}$$

式中 η——直流电源效率，直流发电机约为60%～75%，整流器为80%以上。

按三组串联极组考虑，使用整流器

$$W_e=\frac{24.47\times190\times\frac{7.2}{60}}{1000\times0.36\times0.8}=1.94(kW\cdot h/m^3)$$

10. 每小时食盐耗量

$$Q\cdot c=0.5\times3=1.5(kg/h)$$

11. 调节池容积

按2h流量计算，调节池容积

$$V' = 3 \times 2 = 6(m^3)$$

12. 沉淀池

采用平流式沉淀池，沉淀时间2h，水流部分容积

$$V_w = 3 \times 2 = 6(m^3)$$

每天排泥1次，污泥斗容积

$$V_s = \frac{1.2 \times 10cQT}{1000 \times 1000(1 - \varphi)}$$

式中 T——排泥周期内工作小时数，h；

c——废水中Cr^{6+}浓度，mg/L；

φ——与排泥周期相应的污泥含水率，当排泥周期为1d时，φ约为99.4%。

$$V_s = \frac{1.2 \times 10 \times 50 \times 3 \times 16}{1000 \times 1000 \times (1 - 0.994)} = 4.8(m^3)$$

§16-2 含氰废水电解处理设备

电解法处理含氰废水是以石墨为阳极，铁板为阴极，向废水中投加一定量的食盐，通以直流电进行电解处理。主要的电极反应如下：

电解时阴极析出氢气，使废水pH值升高：

$$2H_2O + 2e^- \longrightarrow H_2 + 2OH^-$$

阳极Cl^-放电生成Cl，Cl又结合生成Cl_2，Cl_2极易溶于水生成HClO，生成的Cl_2和HClO可以氧化CN^-生成CNCl：

$$CN^- + Cl_2 \longrightarrow CNCl + Cl^-$$

$$CN + HClO \longrightarrow CNCl + OH^-$$

在碱性条件下，CNCl水解生成CNO^-：

$$CNCl + 2OH^- \longrightarrow CNO^- + Cl^- + H_2O$$

CNO^-进一步氧化，生成N_2和CO_2：

$$2CNO^- + 6Cl + 4OH^- \longrightarrow 2CO_2 + N_2 + 2H_2O + 6Cl^-$$

$$2CNO^- + 3ClO^- + H_2O \longrightarrow 2CO_2 + N_2 + 3Cl^- + 2OH^-$$

电解法处理含氰废水工艺流程与电解法除铬工艺流程相似，如图16-7所示。由于电解法处理含氰废水产生的沉淀物较少，故在废水浓度低时，也可不设沉淀池而直接排放。

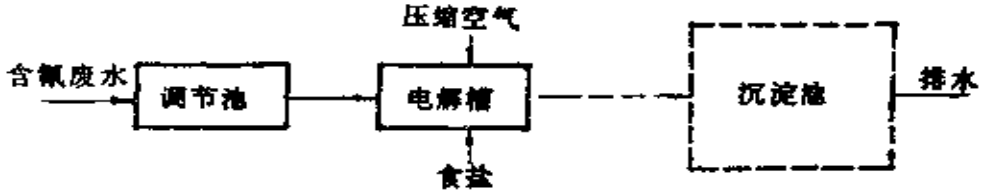


图 16-7　电解法处理含氰废水工艺流程

【例题 16-2】 除氰电解槽计算。

一、设计概述

（一）电解槽的特征参数

1.极距

由于采用石墨阳极板，极板厚度较大，除氰电解槽的极距以极板间净距表示。

2.极水比

即阳极表面积与电解槽有效水容积之比，常以dm^2/L表示。一般来说，极距小，极水比大；反之亦然。国内除氰电解槽设计时，一般极距采用10～15mm，极水比3.0～4.0dm^2/L。

3.阳极电流密度

采用0.4～0.7A/dm^2。

4.电解时间

当CN^-浓度为25～80mg/L时，电解时间为 5 ～20min。

5.电耗

还原1gCN^-平均耗电量变化幅度很大，可在 5 ～20A·h，甚至更大范围内变化，一般应通过试验确定。

二、计算例题

（一）已知条件

电镀车间排出的含氰废水平均流量$Q=3m^3/h$，CN^-浓度$c=50mg/L$，pH=10，二班生产。

（二）设计计算

1.所需电流强度

按去除1gCN^-耗电15A·h计算

$$I=15Qc=15\times 3\times 50=2250(A)$$

2.电解槽有效容积

电解时间T采用20min，则电解槽有效容积

$$V=\frac{QT}{60}=\frac{3\times 20}{60}=1(m^3)$$

3.电解槽参数

电解槽的极距$l=15mm$，极水比$\lambda=4dm^2/L$，食盐投加量为3g/L。

4.所需电解槽阳极总面积

$$A=1000\lambda V=1000\times 4\times 1=4000(dm^2)$$

5.阳极电流密度

$$J=\frac{I}{0.8A}=\frac{2250}{0.8\times 4000}=0.7(A/dm^2)$$

6.极间电压U_1

当$J<0.5A/dm^2$时，$U_1=N+MJ$

当$J>0.5A/dm^2$，$l=20mm$，食盐投量大于或等于3g/L时

$$U_1=N'+M'J-p\lg J$$

式中 U_1——极间电压，V；

N,N'——系数，即电解除氰时的分解电压，$N\approx N'=2.3V$；

M,M'——系数，电解除氰时电流密度与极间电压关系曲线的斜率，主要与极距、食盐投量和温度有关，可按表16-2和表16-3选取；

p——系数，$p=0.8$。

表 16-2　　电解除氟时的M值(水温10～15℃)

M 食盐投量(g/L) / 净极距(mm)	0.5	1.0	1.5	2.0	3.0	4.0	5.0
10	5.3	4.8	4.4	4.1	3.6	3.1	2.7
15	7.9	5.9	5.3	4.7	3.9	3.3	2.8
20	13.0	8.2	6.9	6.1	5.1	4.5	3.8
25	25.4	11.2	9.0	7.9	6.5	5.7	4.9
30	37.0	15.2	11.9	10.2	8.4	7.3	6.3

表 16-3　　电解除氟时的M'值(水温10～15℃)

M' 食盐投量(g/L) / 净极距(mm)	3	4	5
10	3.1	2.6	2.2
15	3.4	2.8	2.3
20	4.7	4.0	3.3

$$U_1 = N' + M'J - p\lg J$$
$$= 2.3 + 3.4 \times 0.7 - 0.8\lg 0.7$$
$$= 4.8(\mathrm{V})$$

7. 线路电压损失U_2

设母线线路长$L = 10\mathrm{m}$，选用100mm×10mm铜排，则线路电压损失

$$U_2 = \frac{2KLI}{r_{20}S}$$
$$= \frac{2 \times 1.2 \times 10 \times 2250}{57 \times 100 \times 10} = 0.95(\mathrm{V})$$

8. 电源电流和电压

如果所有极板采用并联，则直流电源输出电流强度$I \geqslant 2250\mathrm{A}$，输出电压$U \geqslant 4.8 + 0.95 = 5.75(\mathrm{V})$。

如果极板采用三级串联，母线截面积不变，则直流电源的输出电流强度$I>\frac{2250}{3}=750(A)$，输出电压$U>3\times4.8+0.95/3=14.7(V)$。

9. 压缩空气供给量G

$$G=pV$$

式中 p——搅拌空气强度，压力$9.8\times10^4\sim19.6\times10^4Pa$下，一般为$0.2\sim0.3m^3/(min\cdot m^3)$。

$$G=0.2\times1=0.2(m^3/min)$$

10. 电能消耗

$$W_e=\frac{UIT}{1000W\eta}$$

按三级串联计算，则

$$W_e=\frac{14.7\times750\times\frac{20}{60}}{1000\times1\times0.8}=4.59(kW\cdot h/m^3)$$

11. 每小时食盐用量

$$3\times3=9(kg)$$

12. 调节池容积

按调节2h流量计，调节池容积

$$V=3\times2=6(m^3)$$

第十七章　活性炭吸附处理装置

用于污水处理的活性炭有粉状炭和粒状炭两类。粉炭的吸附采用静态吸附，即把一定数量的粉炭投加到欲处理废水中，并不断地进行搅拌以达到吸附平衡，然后用沉淀方法使废水和粉炭分离。粒炭吸附多采用动态吸附，即废水在流动条件下与炭床接触的吸附操作，动态吸附在活性炭接触塔中进行。

§17-1　粉炭静态吸附设备

粉炭吸附系统可分为单级吸附和多级逆流吸附两种方式。多级逆流吸附的目的是使粉炭的吸附能力比在单级吸附中得到更充分的利用。在污水处理中吸附的级数一般不超过两级。单级吸附和二级逆流静态吸附工艺流程如图17-1和图17-2所示。

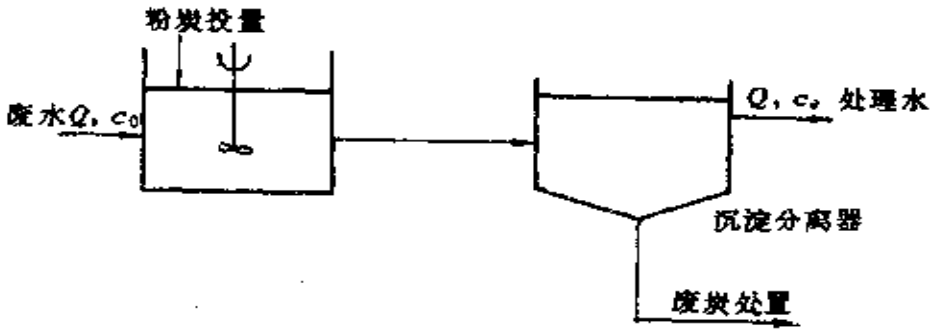


图 17-1　单级粉炭静态吸附工艺流程

静态吸附可在池中进行。为了使粉炭与废水能充分地接触，池中可设机械搅拌设备。连续搅拌吸附接触池的容积，可以根据废水量和静态吸附试验时给出的达到吸附平衡所需时间进行计算。粉炭投加量可根据废水静态吸附等温线试验结果进行计算。

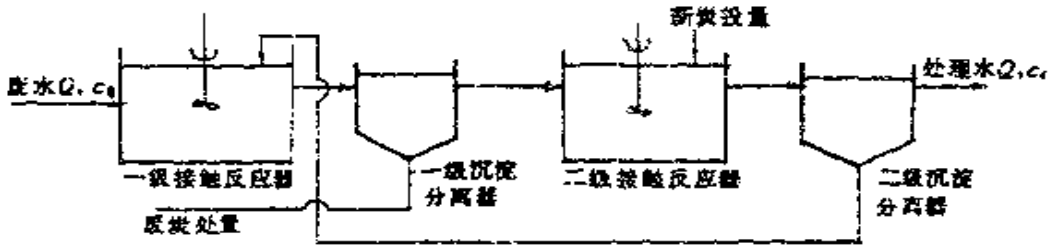


图 17-2 二级逆流粉炭静态吸附工艺流程

【例题 17-1】 活性炭吸附等温式计算。

一、概述

吸附等温式表示活性炭单位吸附量与平衡浓度的关系。根据吸附等温式可以绘出吸附等温线。在污水处理中，常用的有朗谬尔吸附等温式和费兰德利希吸附等温式。

朗谬尔吸附等温式如下式：

$$\frac{x}{M}=\frac{abc}{1+ac}$$

式中 $\frac{x}{M}$——与溶质浓度 c 相平衡时，单位质量活性炭所吸附溶质的质量；

c——吸附达平衡时溶液中溶质的浓度；

a，b——常数。

将上式改写为倒数式，即

$$\frac{1}{x/M}=\frac{1}{ab}\cdot\frac{1}{c}+\frac{1}{b}$$

从上式知，$\frac{1}{x/M}$与$\frac{1}{c}$成直线关系，利用该直线关系可以求常数a、b。

费兰德利希吸附等温式如下式所示：

$$\frac{x}{M}=Kc^{\frac{1}{n}}$$

式中 K，n——常数。

将上式改写为对数形式：

$$\lg\frac{x}{M}=\lg K+\frac{1}{n}\lg c$$

从上式知，$\lg\frac{x}{M}$与$\lg c$成直线关系，据此可以$\lg\frac{x}{M}$为纵坐标，以$\lg c$为横坐标，画出费兰德利希吸附等温线。直线的斜率为$\frac{1}{n}$，截距为$\lg K$，据此求出常数K和n的数值。在污水处理中，最常用的是费兰德利希吸附等温式。

二、计算示例

（一）已知条件

在实验室内，通过一组活性炭吸附批量试验，完成从水溶液中去除农药的初步研究。在10个500mL的三角烧瓶中各注入250mL含有约为500mg/L农药的溶液。其中8个烧瓶中各加入不同质量的粉状活性炭（粒状活性炭磨碎、过筛并烘干），另外两个烧瓶不加活性炭作空白样。每个烧瓶用塞子塞好，在25℃下摇动8h（预先确定的足以达到吸附平衡所需时间）。然后，把活性炭从上清液中分离出来，并分析上清液中农药的浓度，吸附试验结果示于表17-1。两个不含活性炭的空白瓶中，农药的平均浓度为515mg/L。

表 17-1　　静态吸附试验结果

瓶　　号	1	2	3	4	5	6	7	8
残余农药浓度（μg/L）	58.2	87.3	116.4	300	407	786	902	2940
活性炭投量（mg）	1005	835	641	491	391	298	290	253

（二）计算

1. 单位吸附量$\frac{x}{M}$的计算

$$\frac{x}{M}=(c_0-c)\frac{V}{M}$$

式中　c_0——未加活性炭空白瓶中溶质浓度，mg/L；

c——吸附平衡时溶液中溶质浓度，mg/L；

V——瓶中水溶液体积，L；

M——瓶中炭的质量，mg。

对于 1 号瓶

$$\frac{x}{M}=\frac{(515-0.058)\times 0.25}{1005}=0.128(\mathrm{mg/mg})$$

各样瓶中$\frac{x}{M}$的计算结果列表如下：

表 17-2　　单位吸附量计算

瓶　号	1	2	3	4	5	6	7	8
c (mg/L)	0.0582	0.0873	0.1164	0.300	0.407	0.786	0.902	2.94
$\frac{x}{M}$ (mg/mg)	0.128	0.154	0.201	0.262	0.329	0.431	0.443	0.506

2. 求费兰德利希吸附等温线及等温式

在双对数坐标纸上画出$\frac{x}{M}$-c关系图，得图17-3 所示的费兰德利希吸附等温线。由图可知，直线斜率 $=\frac{1}{n}=0.43$，所以$n=2.33$，直线截距（$c=1$ 时的$\frac{x}{M}$值）$K=0.47$，费兰德利希吸附等温式为$\frac{x}{M}=0.47c^{\frac{1}{2.33}}$。

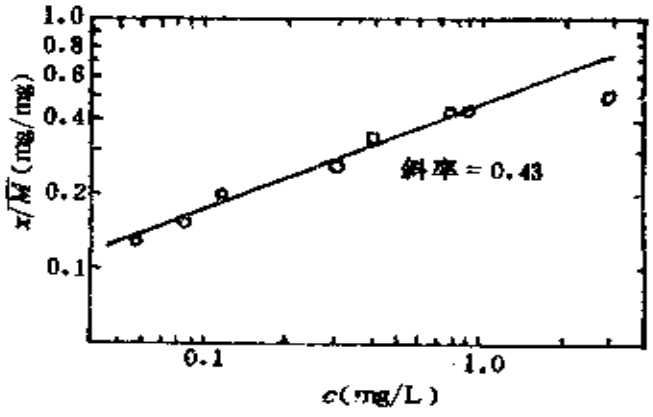


图 17-3　费兰德利希吸附等温线

【例题 17-2】 单级静态间歇吸附操作设备计算。

（一）已知条件

某工厂为一班生产，工业废水量$Q=50m^3/h$，经生物处理后COD浓度为50mg/L，拟将这部分废水回用，回用水COD为10mg/L。生物处理出水粉炭吸附等温线试验得费兰德利希吸附等温式为$\frac{x}{M}=0.002c^{1.39}$，吸附平衡时间试验表明粉炭与废水接触时间为2h。

（二）设计计算

1.连续搅拌吸附接触池容积

$$V=QT=50\times 2=100(m^3)$$

2.粉炭投加量M

当出水COD=10mg/L时，粉炭的单位吸附量

$$\frac{x}{M}=0.002c^{1.39}=0.002\times 10^{1.39}$$

$$=0.049(mgCOD/mg炭)$$

当出水COD=10mg/L时，粉炭吸附所去除的COD为

$$\frac{50\times(50-10)}{1000}=2(kg/h)$$

粉炭投加量

$$M=\frac{2}{0.049}=40.8(kg/h)$$

【例题 17-3】 二级逆流静态间歇吸附操作投炭量计算。

（一）已知条件

某工厂为一班生产，工业废水量为$Q=50m^3/h$，经生物处理后出水COD为50mg/L，要求用活性炭吸附将出水COD浓度降为10mg/L。废水静态吸附试验得费兰德利希吸附等温式为$\frac{x}{M}=0.002c^{1.39}$，废粉炭再生后$\left(\frac{x}{M}\right)_0=0.01mgCOD/mg炭$。逆流吸附操作由图17-4表示。活性炭吸附平衡时间为2h。

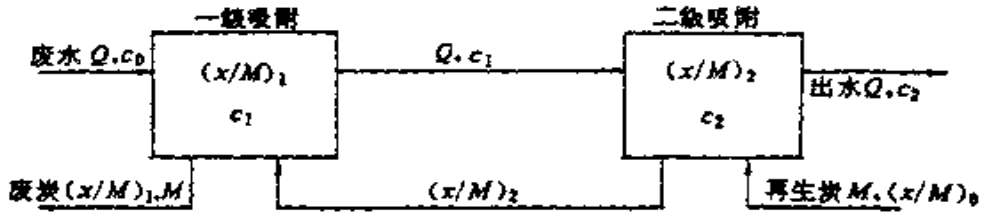


图 17-4 二级逆流静态吸附操作流程示意图

（二）计算

1. 每级吸附池容积

$$V = QT = 50 \times 2 = 100(\mathrm{m}^3)$$

2. 忽略底流中炭泥的水量，写出每级COD的物料平衡

一级吸附

$$Q(c_0 - c_1) = M\left[\left(\frac{x}{M}\right)_1 - \left(\frac{x}{M}\right)_2\right]$$

二级吸附

$$Q(c_1 - c_2) = M\left[\left(\frac{x}{M}\right)_2 - \left(\frac{x}{M}\right)_0\right]$$

3. 列吸附等温式

每一级吸附操作都达到吸附平衡，吸附等温式为

$$\left(\frac{x}{M}\right)_2 = 0.002c_2^{1.39}$$

$$\left(\frac{x}{M}\right)_1 = 0.002c_1^{1.39}$$

4. 将上四式联立，求解浓度

$$\left(\frac{c_1}{c_2}\right)^{1.39} + \frac{c_0 - c_1}{c_1 - c_2}\left[\frac{\left(\frac{x}{M}\right)_0}{0.002c_2^{1.39}} - 1\right] = 1$$

$c_0 = 50\mathrm{mg/L}$，$c_2 = 10\mathrm{mg/L}$，$\left(\frac{x}{M}\right)_0 = 0.01$

代入得 $$0.0407c_1^{1.39} - 0.796\frac{50 - c_1}{c_1 - 10} = 1$$

14B

用试算法解得$c_1=21.7\text{mg/L}$

5.粉炭投量

第二级吸附达平衡时，粉炭单位吸附量为

$$\left(\frac{x}{M}\right)_2=0.002c_2^{1.39}=0.002\times10^{1.39}$$

$$=0.0491(\text{mgCOD/mg炭})$$

粉炭投量

$$M=\frac{Q(c_1-c_2)}{\left(\frac{x}{M}\right)_2-\left(\frac{x}{M}\right)_0}=\frac{50\times(21.7-10)}{(0.0491-0.01)\times1000}$$

$$=14.96(\text{kg/h})$$

从计算结果知，二级逆流间歇静态吸附时粉炭投量比单级静态吸附少（单级静态吸附见例17-2）。

§17-2 粒炭动态吸附设备

废水处理用粒炭动态吸附方式有：

1.固定床方式

废水连续通过填充粒炭的吸附塔或吸附滤池。当出水中吸附质的含量从零增加到规定的数值时停止通水，对粒炭进行再生。吸附和再生可在同一设备内交替进行，也可将失效炭从吸附设备中卸出，送再生设备中进行再生。

固定床根据水流方向又可分为升流式和降流式两种通水方式。

固定床根据处理水量、原水水质和处理要求可采用单床、多床串联和多床并联三种运行方式。

固定床又可分为压力式和重力式。前者吸附在压力容器中进行，后者在敞开的吸附滤池中进行。对于有设计良好的配水和集水系统的吸附设备，炭层深度与炭床直径之比并不重要，甚至可

以小于1。如果主要利用颗粒炭床本身来使配水均匀的话，应采用较大的床深与直径之比(4:1)，以避免短流。固定床吸附塔直径一般为1～3.5m，炭床深度为3～10m。空床线速度为4.8～24m/h。

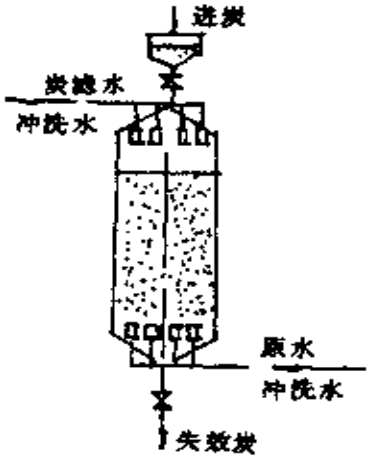


图 17-5 移动床吸附操作

2. 移动床方式

如图17-5所示，水在加压状态由吸附塔底部以升流式通过粒炭炭床，吸附后的出水及反冲洗水由塔顶排出，失效炭借重力由塔底部间歇或连续排出。再生炭在塔顶间歇或连续投入。在移动床中废水和粒炭逆流接触。

3. 流化床方式

废水由塔底部进入炭床，上升水流流速使炭床膨胀。对于一定粒径的炭床，膨胀率和水流线速度的关系应由试验确定。

【例题 17-4】 吸附塔设计计算。

一、设计概述

吸附塔的设计方法可以采用博哈特（Bohart）和亚当斯Adams）所推荐的下述方程式进行设计。

$$\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)=\ln\left[\exp\left(\frac{KN_0h}{v}\right)-1\right]-Kc_0T$$

式中 T——炭床工作时间，h；

v——水通过炭床的空床线速度，m/h；

h——炭床床深，m；

c_0——进水中吸附质浓度，kg/m^3；

c_e——出水中吸附质允许浓度，kg/m^3；

N_0——吸附容量，即达到饱和时活性炭对吸附质的吸附量，kg/m^3；

K——吸附速率常数，$m^3/(kg\cdot h)$。

因为$\exp\left(\frac{KN_0h}{v}\right)\gg 1$，上式中括号内的1可以略去，得出炭床工作时间$T$为

$$T=\frac{N_0}{c_0v}h-\frac{1}{c_0K}\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)$$

设$T=0$，解得　　$h_0=\frac{v}{KN_0}\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)$

h_0为临界高度，即保证出水中吸附质浓度不超过允许浓度c_e时炭床的理论深度。

设计中为确定N_0、K等参数应进行炭柱吸附模型试验。模型试验装置如图17-6所示。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的废水，以一定的线速度通过三个吸附柱，三个取样口吸附质浓度达到允许出水浓度c_e的时间分别为T_1、T_2和T_3。以T为纵坐标，h为横坐标作图得一直线，该直线的斜率为$\frac{N_0}{c_0v}$，截距为$\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)/(Kc_0)$。由此计算在该线速度条件下的$N_0$和$K$的数值，并计算$h_0$值。改变线速度，可求

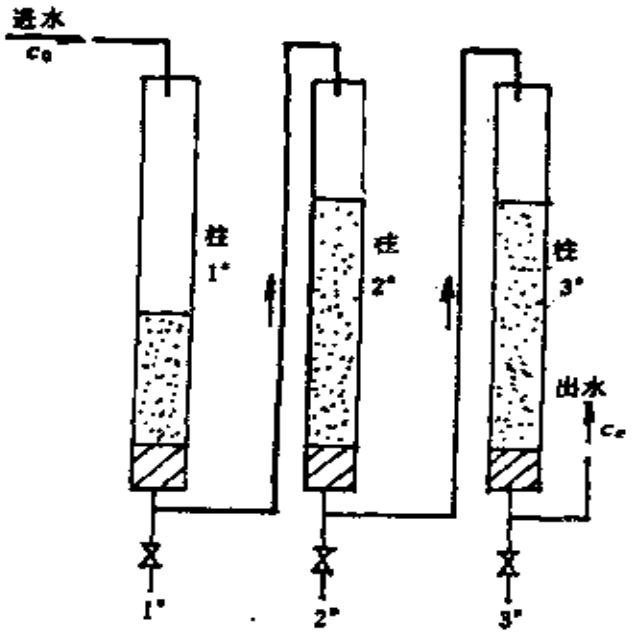


图 17-6　活性炭炭柱模型试验装置

得不同的N_0、K和h_0的数值。一般至少应该用三种不同的线速度进行试验。

二、计算例题

（一）已知条件

工厂为一班生产，废水量$Q=65.25m^3/d$。含酚浓度$c_0=12mg/L$，要求炭柱吸附后出水酚含量$c_e=0.5mg/L$。炭柱吸附模型试验结果示于表17-3中。

表 17-3　　炭柱吸附模型试验数据

空床线速度 (m/h)	炭床高度 (m)	通过水量 (m^3)	工作时间 (h)
6.11	0.91	3.10	1000
	1.52	6.85	2213
	2.13	10.56	3412
11.0	0.91	2.23	400
	1.52	5.50	987
	2.74	12.04	2162
19.55	1.52	4.34	438
	2.74	10.50	1060
	3.66	15.10	1525

（二）设计计算

1. 根据炭柱吸附模型试验结果计算N_0、K和h_0

对每一空床线速度，绘工作时间T与炭床高度h的关系图，如图17-7所示。直线斜率为$\frac{N_0}{c_0 v}$，直线截距为$\frac{1}{c_0 K}\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)$，由直线斜率和截距值计算$N_0$、$K$和$h_0$，计算结果示于表17-4中。

表 17-4　　N_0、K和h_0计算结果

空床线速度 (m/h)	斜率 (h/m)	截距 (h)	N_0 (kg/m^3)	K [$m^3/(kg\cdot h)$]	h_0 (m)
6.11	1978.3	-800	139.2	0.326	0.41
11.0	964.6	-488	127.4	0.534	0.51
19.55	508.5	-330	119.4	0.773	0.66

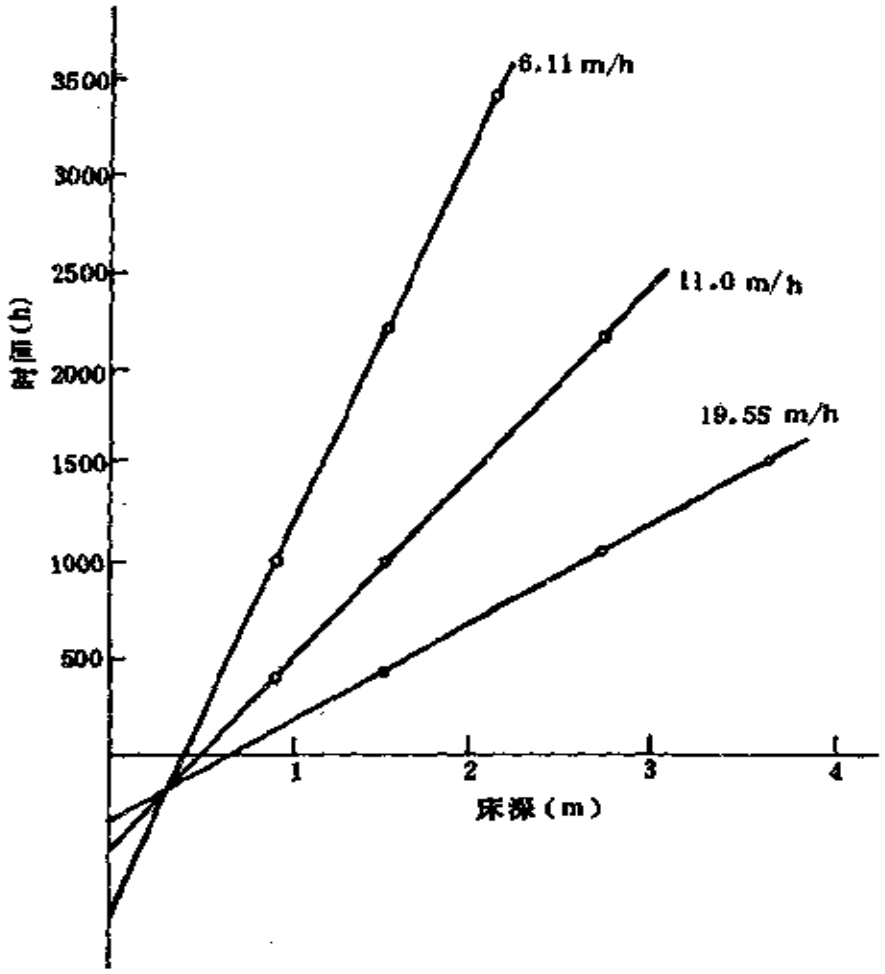


图 17-7 确定博哈特—亚当斯参数图

2.绘 N_0-v 和 $K-v$ 曲线

以空床线速度为横坐标，以 N_0 和 K 分别为纵坐标，绘出 N_0-v 和 $K-v$ 两条曲线，示于图17-8中。

3.选择炭柱直径为1.0m，炭柱床层高度为1.8m，炭柱每日工作8h，空床线速度

$$v=\frac{65.25}{\frac{\pi}{4}\times 1\times 8}=10.39(\mathrm{m/h})$$

由图17-8查得，当 $v=10.39\mathrm{m/h}$ 时，$N_0=129.0\mathrm{kg/m^3}$，$K=0.51\mathrm{m^3/(kg\cdot h)}$。

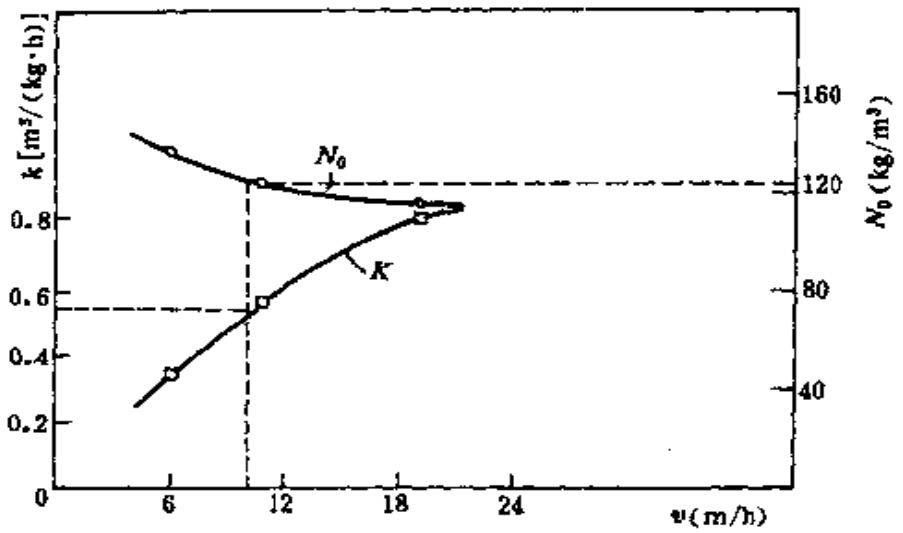


图 17-8 N_0和K与v的关系曲线

4. 临界高度h_0

$$h_0=\frac{v}{KN_0}\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)=\frac{10.39}{0.51\times129.0}\ln\left(\frac{12}{0.5}-1\right)$$

$$=0.50(\mathrm{m})$$

5. 炭柱工作时间T

$$T=\frac{N_0h}{c_0v}-\frac{1}{c_0K}\ln\left(\frac{c_0}{c_e}-1\right)$$

$$=\frac{129.0\times1.8}{12\times10^{-3}\times10.39}-\frac{1}{12\times10^{-3}\times0.51}\times\ln\left(\frac{12}{0.5}-1\right)$$

$$=1352(\mathrm{h})$$

6. 每年更换次数

$$\frac{365\times8}{1352}=2.16$$

炭的年消耗容积为

$$1.8\times\frac{3.14}{4}\times1^2\times2.16=3.05(\mathrm{m}^3)$$

7. 活性炭床利用率

$$\frac{h-h_0}{h}\times100\%=\frac{1.8-0.5}{1.8}\times100\%=72.2\%$$

第十八章　吹脱法处理装置

水或废水如含有CO_2、NH_3、H_2S、HCN、CS_2等溶解气体或挥发性有机物，可以用吹脱法来去除。进行吹脱处理的构筑物有吹脱池和吹脱塔。

吹脱池是用空气扩散系统将空气吹入水中进行曝气，水中溶解气体转入气相中从水面逸出。吹脱塔内装填料，水从塔顶送入，往下喷淋，空气由塔底送入，由于填料的作用，促进气液两相的混合，增加了传质面积，吹脱塔的吹脱效率比吹脱池高。图18-1为吹脱塔流程示意图。

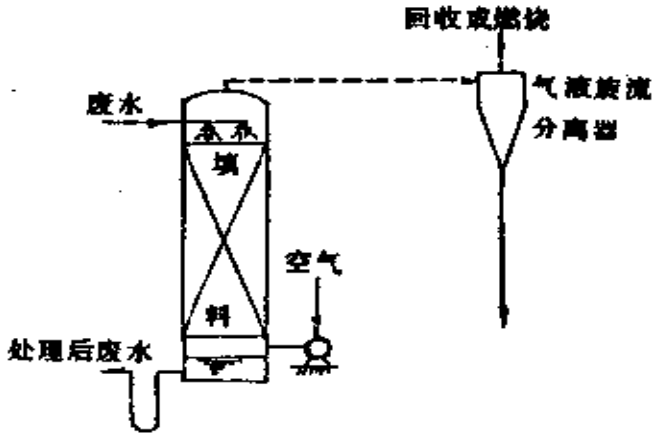


图 18-1　吹脱塔流程示意图

§18-1　溶解气体吹脱填料塔

填料塔常用填料的技术特性示于表18-1。

填料塔内所需填料表面积F可由下式计算

$$F=\frac{G}{K\Delta c}$$

其中

$$G = Q(c_0 - c)$$

$$\Delta c = \frac{c_0 - c}{2.3 \lg \frac{c_0}{c}}$$

式中 G——由水中吹脱出来的溶解性气体量，kg/h；

Q——进水量，m^3/h；

c_0——进水中溶解性气体浓度，kg/m^3；

c——出水中溶解性气体浓度，kg/m^3；

Δc——吹脱过程的平均推动力，kg/m^3；

K——吹脱系数，与气体性质、温度等有关。吹脱CO_2时，K_{CO_2}值可由表18-2查得。

表 18-1 填 料 特 性

填料名称	规格 (mm)	填料个数 (个/m^3)	比表面积 (m^2/m^3)
拉希环(瓷)	15×15×2	205000	330
	25×25×3	48700	200
	35×35×4	18000	140
	50×50×5	5830	90
鲍尔环	25		194
	38		155
	50		106.4

表 18-2 K_{CO_2} 值

温度(℃)	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
K_{CO_2}(m/h)	0.26	0.31	0.36	0.41	0.46	0.51	0.56	0.63	0.69	0.76

吹脱H_2S时，

$$K_{H_2S} = \frac{760}{x\left(50.7 + \frac{110}{A^{0.324}}\right)}$$

式中　x——常压下H_2S在水中的溶解度，可由表18-3查得；

A——填料塔横截面积，m^2。

表 18-3　　x　　值

温度(℃)	0	10	20	30	40	50	60	80	100
x	7.1	5.1	3.9	3	2.4	1.9	1.5	0.8	0

填料塔鼓风量为30～40m^3/m^3水，鼓风机风压为

$$h \geqslant 1.2(h_d H + h_\xi)$$

式中　h_d——填料阻力，对瓷环填料，每米高填料约为30mmH_2O；

H——填料高度，m；

h_ξ——塔内局部阻力的总和，可按30～40mmH_2O计算。

塔内喷淋密度一般取40～60$m^3/(m^2 \cdot h)$。

【例题 18-1】 CO_2吹脱塔计算。

（一）已知条件

工业废水量$Q=1000m^3/h$，溶解性CO_2含量c_0为820mg/L，废水生物处理前要求经吹脱塔吹脱后提高废水pH值，溶解性CO_2含量c降至190mg/L。水温20℃。

（二）设计计算

1. 填料

选择拉希环填料，填料尺寸为50mm×50mm×5mm，从表18-1查得，比表面积为90m^2/m^3。

2. 吹脱过程平均推动力Δc

$$\Delta c = \frac{c_0 - c}{2.3\lg\frac{c_0}{c}} = \frac{820-190}{2.3\lg\frac{820}{190}} = 432(mg/L)$$

3. 填料参数

从表18-2查得，当水温为20℃时，$K_{CO_2}=0.41m/h$

填料塔内填料表面积

$$A=\frac{Q(c_0-c)}{K_{CO_2}\Delta c}=\frac{1000\times(820-190)}{0.41\times432}=3557(m^2)$$

填料体积

$$V=\frac{3557}{90}=39.5(m^3)$$

4. 填料塔截面积

喷淋密度 q 取60m³/(m²·h)，则填料塔横截面积

$$A'=\frac{Q}{q}=\frac{1000}{60}=16.7(m^2)$$

5. 填料塔直径

$$D=\sqrt{\frac{4A'}{\pi}}=\sqrt{\frac{4\times16.7}{3.14}}=4.6(m)$$

6. 填料塔高度

$$H=\frac{V}{A'}=\frac{39.5}{16.7}=2.4(m)$$

7. 鼓风机风量

气水比值取20～30m³/m³水，则鼓风机风量

$$Q_A=20\times1000\sim30\times1000=20000\sim30000(m^3/h)$$

8. 鼓风机风压

$$h=1.2(h_dH+h_\xi)=1.2\times(30\times2.4+30)$$
$$=122(mmH_2O)$$

【例题 18-2】 氨吹脱塔计算。

一、设计概述

污水中可能存在铵离子（NH_4^+），或溶解的氨气（NH_3），或者两者都有。水中所含氨氮中游离氨所占比例可由下式计算

$$NH_3(\%)=\frac{10^{pH}}{K_b/K_w+10^{pH}}\times100$$

式中 K_b——NH_3在25℃时的电离平衡常数；

K_w——水在25℃时的离子积常数。

图18-2说明不同温度和pH值对氨和铵离子在水中分布的影

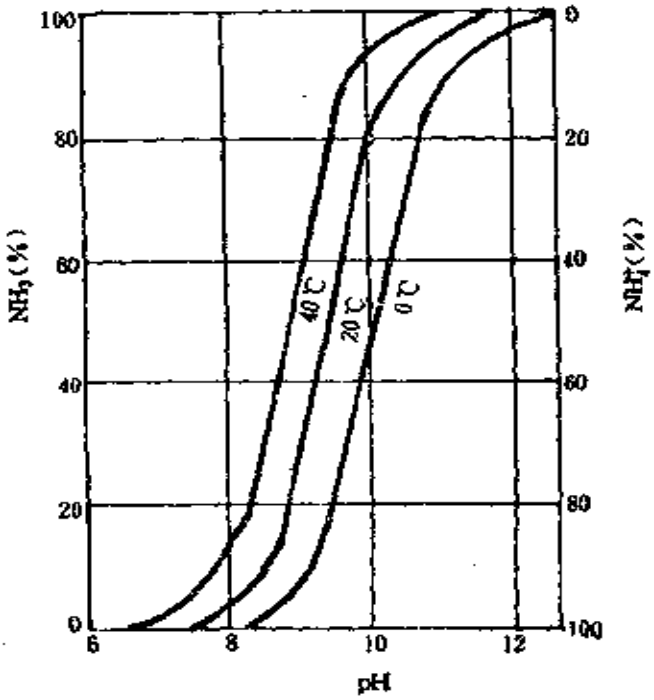


图 18-2 pH值及温度对氨和铵离子在水中分布的影响

响。从图18-2可知，当pH = 11时，NH_3含量为90%左右。因此可用石灰将城市污水生物处理后的出水的pH值提高到10.8～11.5后，经吹脱塔吹脱去除。

氨吹脱的典型流程如图18-3所示。

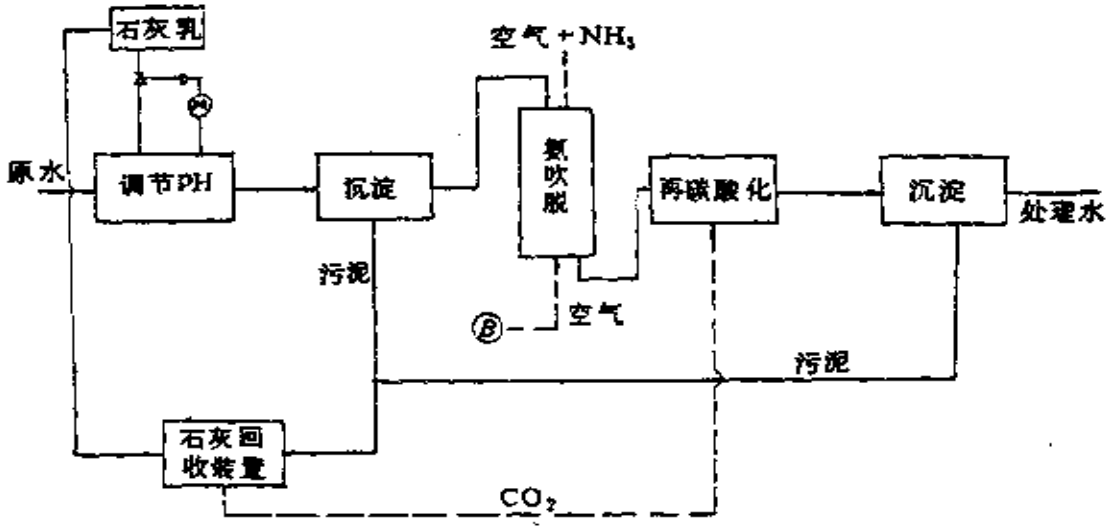


图 18-3 氨吹脱流程图

用石灰乳提高原水的pH值并除去水中的磷。水经氨吹脱塔吹脱后，通入CO_2使生成$CaCO_3$沉淀，同时降低pH值。沉淀物经脱水后回收，CaO和CO_2可以重复利用，残留污泥送去进行污泥处理。

吹脱塔有两种类型：横流塔（如图18-4）和逆流塔（如图18-5）。逆流塔效果较好。横流塔容易产生结垢。

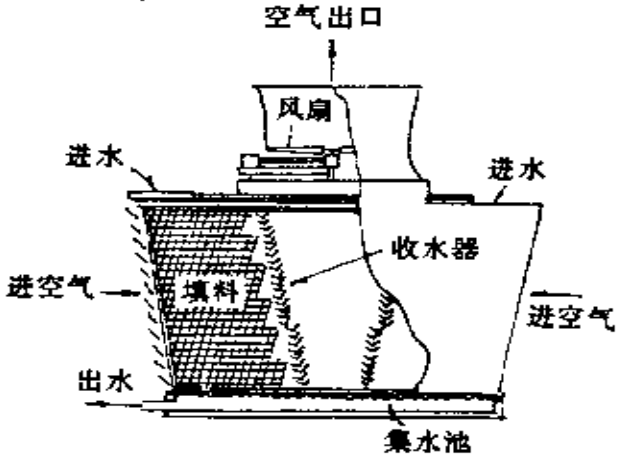


图 18-4 横流氨吹脱塔

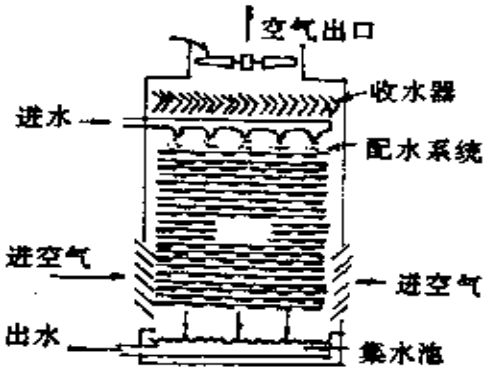


图 18-5 逆流氨吹脱塔

吹脱塔的设计参数主要有进水pH值、水温、水力负荷、塔的填料高度、气液比等。填料高度一般为5～10m，水力负荷为60～150$m^3/(m^2 \cdot d)$，气液比为2000～5500m^3/m^3水。

表18-4为国外氨吹脱塔的生产和试验数据，可供设计时参考。

表 18-4 国外氨吹脱塔生产和试验数据

处理场和研究者 / 设计和运行参数	美国南塔霍湖	日本横须贺	日本根本等人	美国EPA（哥伦比亚特区）
处理水量（m^3/d）	9463	130～430	240	936～2300
吹脱塔形式	直交流双吸型	直交流竖型多层筛板（6层）	直交流吸入型	直交流水平型串联式（5级）
塔高（m）	7.3	7.5	5.0（有效高度2.5）	7.6

续表

处理场和研究者 / 设计和运行参数	美国南塔霍湖	日本横须贺	日本根本等人	美国EPA（哥伦比亚特区）
塔截面积 (m^2)	80.6	2.2（有效截面0.96m^2）	8	16
塔的体积 (m^3)	588	16.2	40	122
填料材料	木 滤 水 板	竹帘状填料（松木）厚1cm，宽4cm，在中心水平5cm，垂直间距4cm	木制滤水板面积45m^2/m，板宽3cm，水平间距3cm，垂直间距2cm	聚丙烯制格子1.2m×1.5m，厚1.3cm，间距6.4cm
空气量 (m^3/min)	19820	60～150	670	61cm的离心风机用3.7kW电动机驱动
空气流速 (m/s)	4.1	1.04～2.06	2.0	
气液比 (m^3/m^3水)	2917	1800～4500	4000	2450*～5600
水力负荷 [$m^3/(m^2 \cdot d)$]	117	60～200	60	58.6～114
进水pH	10.8～11.5	10.5左右	10～11	10.5以上

* 获得80%以上去除率时的条件。

表中美国南塔霍湖氨吹脱塔见图18-4。日本横须贺氨吹脱塔如图18-6所示，日本根本等人的试验装置和吹脱塔构造示意图如图18-7所示，美国EPA试验装置如图18-8所示。

二、计算例题

（一）已知条件

城市污水二级处理出水NH_3含量为25～35mg/L，水量Q=5000m^3/d，根据小试结果，当水温为20℃，pH=10.8时，水力

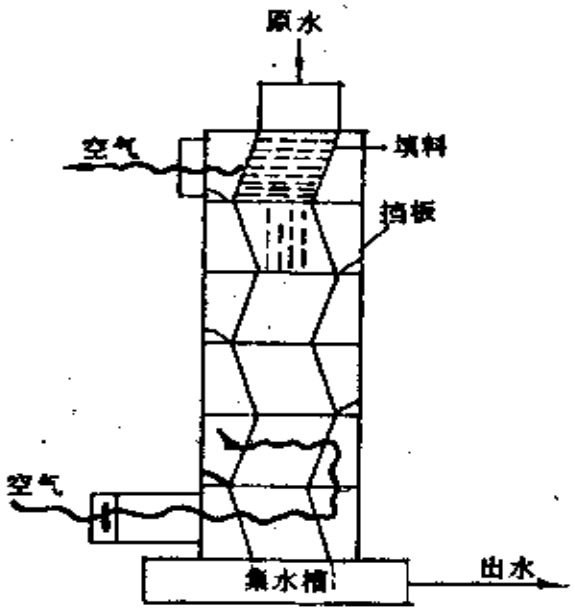


图 18-6 横须贺的氨吹脱塔示意图

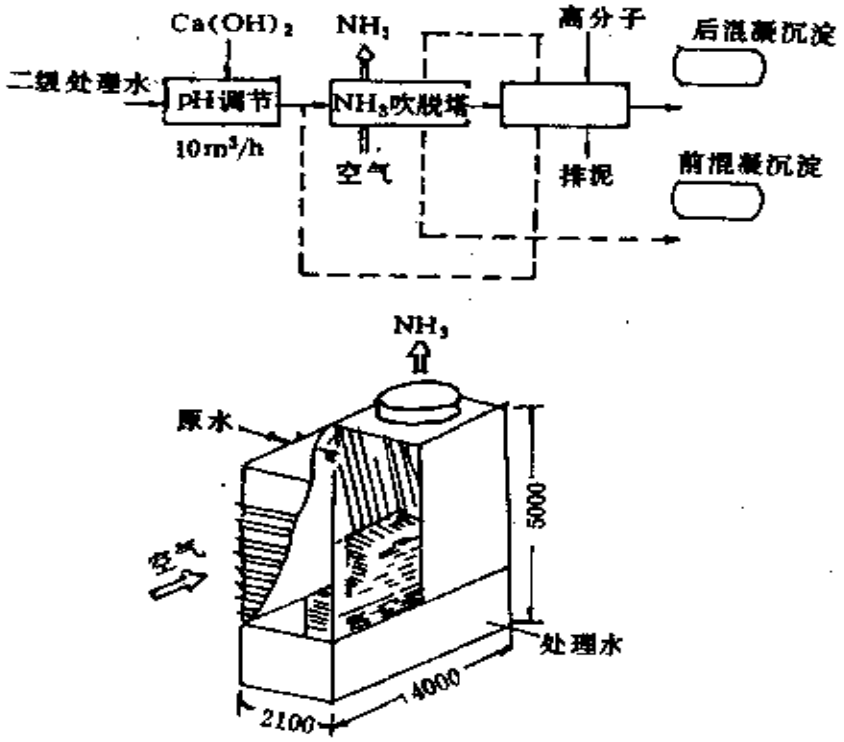


图 18-7 根本等人的试验装置和吹脱塔构造示意图

负荷q为120m³/(m²·d)，气液比为4100m³/m³水，采用木制溅水板填料、填料高度为8.0m时，NH_3的稳定去除率能达到80%。

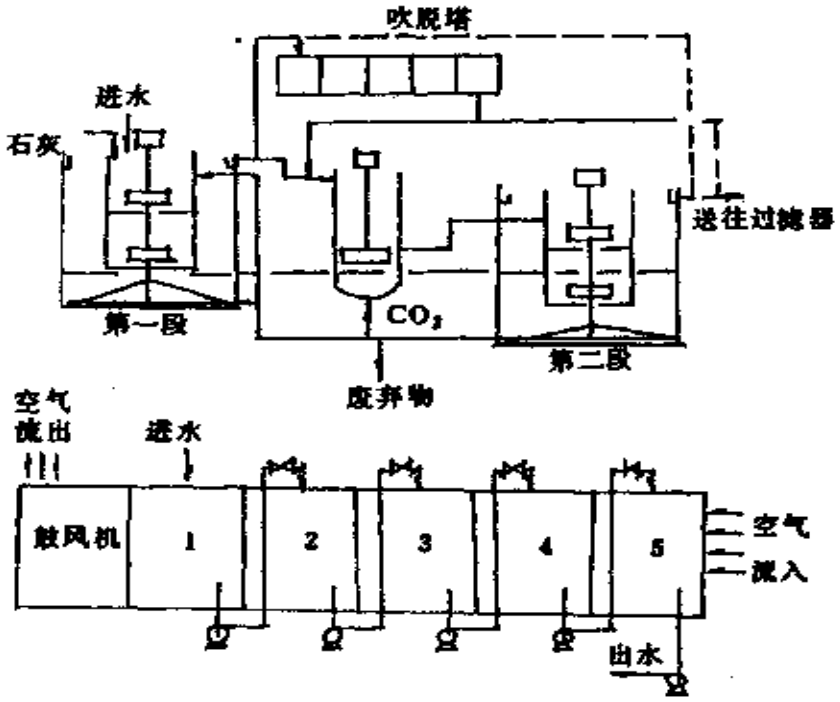


图 18-8 EPA试验装置示意图

（二）设计计算

1.填料塔截面积

$$A=\frac{Q}{q}=\frac{5000}{120}=41.67(\mathrm{m}^2)$$

填料塔直径

$$D=\sqrt{\frac{4A}{\pi}}=7.3(\mathrm{m})$$

2.空气量

气液比为4100m^3/m^3水，所需气量为

$$4100\times5000=2.05\times10^7(\mathrm{m}^3/\mathrm{d})=14236\mathrm{m}^3/\mathrm{min}$$

3.空气流速

$$v=\frac{14236}{60\times41.67}=5.7(\mathrm{m/s})$$

4.填料高度

采用$8.0\times1.2=9.6$m，1.2为考虑塔高对去除率影响的安全

系数。

§18-2 挥发有机物的填料塔吹脱

水中的挥发性有机物可用空气吹脱填料塔去除。吹脱的效果取决于有机物的挥发程度，亨利系数大者容易被吹脱去除。表18-5为一些有机物的亨利系数。

表 18-5 挥发有机物的亨利系数H_c(20℃)

有机物	亨利系数 (atm·m³/mol)	有机物	亨利系数 (atm·m³/mol)
氯化乙烯	6.4	苯	4.6×10^{-3}
二氯氟甲烷	2.1	氯苯	4.0×10^{-3}
1,1—二氯乙烯	1.7×10^{-1}	1,1,1—三氯乙烷	3.6×10^{-3}
1,2—二氯乙烯	1.7×10^{-1}	氯仿	3.4×10^{-3}
四氯化碳	2.5×10^{-2}	二氯甲烷	2.5×10^{-3}
四氯乙烯	2.3×10^{-2}	六氯甲烷	1.1×10^{-3}
氯乙烯	1.5×10^{-2}	1,1,2—三氯乙烷	7.8×10^{-4}
三氯乙烯	1.0×10^{-2}	萘	3.6×10^{-4}
氯化甲烷	8.0×10^{-3}	酚	2.7×10^{-7}
乙基苯	5.7×10^{-3}		

挥发有机物的吹脱效率可用下式计算：

$$\frac{c_2}{c_1}=\left(1+\frac{H_c A_w}{3.785RT}\right)^{-1}$$

式中 c_2——吹脱后废水中挥发有机物浓度，mg/L；

c_1——吹脱前废水中挥发有机物浓度，mg/L；

H_c——亨利系数，atm·m³/mol；

A_w——气水比，m³/m³水；

R——气体常数，$R=8.206\times10^{5}$atm·m³/(mol·K)；

T——温度，K。

填料塔填料容积V_P可用下式计算：

$$V_P = HA = \frac{Q}{K_{La}}\left[\frac{\ln(c_1/c_2) - 3.785RT/(A_wH_c)(c_1/c_2) - 1}{1 - 3.785RT/(A_wH_c)}\right]$$

式中 H——填料塔高度，m；

A——填料塔横截面积，m^2；

Q——废水流量，m^3/min；

K_{La}——传质系数，与填料有关，应通过小试确定。

填料塔每米高度空气阻力约20～40mmH_2O。

【例题 18-3】 挥发有机物填料吹脱塔计算。

（一）已知条件

工业废水中含三氯乙烯，c_1=5mg/L，废水流量Q=5m^3/min，废水水温20℃，要求经填料塔吹脱后三氯乙烯含量c_2=0.5mg/L。

（二）设计计算

1.气水比A_w

因为
$$\frac{c_2}{c_1} = \left(1 + \frac{H_cA_w}{3.785RT}\right)^{-1}$$

所以
$$A_w = 3.785RT(c_1/c_2 - 1)/H_c$$

由表18-5得$H_c = 1.0\times10^{-2}$atm·m^3/mol，则

$$A_w = \frac{3.785\times8.206\times10^{-5}\times(273+20)\times\left(\frac{5}{0.5}-1\right)}{1.0\times10^{-2}}$$

$$= 81.9(m^3/m^3水)$$

2.传质系数

填料采用16mm鲍尔环，传质系数K_{La}由下式计算：

$$K_{La} = \exp\left(8.52 - \frac{2515}{T}\right)$$

$$= \exp\left(8.52 - \frac{2515}{293}\right)$$

$$= 0.94$$

3. 填料容积

$$V_P = \frac{Q}{K_{La}}\left[\frac{\ln(c_1/c_2) - 3.785RT/(A_w H_c c_1/c_2) - 1}{1 - 3.785RT/(A_w H_c)}\right]$$

$$= \frac{5}{0.94}\left[\frac{\ln\left(\frac{5}{0.5}\right) - \frac{3.785\times 8.206\times 10^{-5}\times 293}{81.9\times 1.0\times 10^{-2}\times\frac{5}{0.5}} - 1}{1 - \frac{3.785\times 8.206\times 10^{-5}\times 293}{81.9\times 1.0\times 10^{-2}}}\right]$$

$= 7.72(\mathrm{m}^3)$

4、填料塔高度

取填料塔直径$D = 2.0\mathrm{m}$，则填料塔高度

$$H = \frac{V_P}{\frac{\pi}{4}D^2} = \frac{7.7^2}{\frac{3.14}{4}\times 2^2} = 2.46(\mathrm{m})$$

5. 空气用量

$$81.9\times 5 = 409.5(\mathrm{m}^3/\mathrm{min})$$

6. 鼓风机风压

填料塔每米填料空气阻力取30mmH_2O，局部阻力40mmH_2O，鼓风机风压

$$h = 30H + 40 = 30\times 2.46 + 40 = 114(\mathrm{mm}H_2O)$$

附　录

一、我国《地面水环境质量标准》GB3838—88（摘）

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。

以上地面水五类水域的水质要求，见附表 1。

附表 1　　地面水环境质量标准（mg/L）

序号	标准值 / 分类 / 参数	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（℃）	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				

续表

序号	标准值 参数 / 分类		Ⅰ 类	Ⅱ 类	Ⅲ 类	Ⅳ 类	Ⅴ 类
2	pH		6.5～8.5				6～9
3	硫酸盐①（以SO_4^{2-}计）	≤	250以下	250	250	250	250
4	氯化物①（以Cl^-计）	≤	250以下	250	250	250	250
5	溶解性铁①	≤	0.3以下	0.3	0.5	0.5	1.0
6	总锰①	≤	0.1以下	0.1	0.1	0.5	1.0
7	总铜①	≤	0.01以下	1.0（渔0.01）	1.0（渔0.01）	1.0	1.0
8	总锌①	≤	0.05	1.0（渔0.1）	1.0（渔0.1）	2.0	2.0
9	硝酸盐（以N计）	≤	10以下	10	20	20	25
10	亚硝酸盐（以N计）	≤	0.06	0.1	0.15	1.0	1.0
11	非离子氨	≤	0.02	0.02	0.02	0.2	0.2
12	凯氏氮	≤	0.5	0.5	1	2	2
13	总磷（以P计）	≤	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	≤	2	4	6	8	10
15	溶解氧	≥	饱和率90%	6	5	3	2
16	化学需氧量（COD_{Cr}）	≤	15以下	15以下	15	20	25
17	生化需氧量（BOD_5）	≤	3以下	3	4	6	10
18	氟化物（以F计）	≤	1.0以下	1.0	1.0	1.5	1.5
19	硒（四价）	≤	0.01以下	0.01	0.01	0.02	0.02
20	总砷	≤	0.05	0.05	0.05	0.1	0.1
21	总汞②	≤	0.00005	0.00005	0.0001	0.001	0.001

续表

序号	分类 / 标准值 / 参数		Ⅰ类	Ⅱ类	Ⅲ类	Ⅳ类	Ⅴ类
22	总镉③	≤	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②	≤	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②	≤	0.002	0.002	0.005	0.01	0.1
27	石油类②(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③（个/L）	≤			10000		
30	苯并(a)芘③（μg/L）	≤	0.0025	0.0025	0.0025		

① 允许根据地方水域背景值特征做适当调整的项目。
② 规定分析检测方法的最低检出限，达不到基准要求。
③ 试行标准。

二、我国《污水综合排放标准》GB8978—88（摘）

本标准适用于排放污水和废水的一切企业、事业单位。

1.标准分级

1.1 本标准按地面水域使用功能要求和污水排放去向，对向地面水水域和城市下水道排放的污水分别执行一、二、三级标准。

1.1.1 特殊保护水域，指国家GB3838—88《地面水环境质量标准》Ⅰ、Ⅱ类水域，如城镇集中式生活饮用水水源地一级保护区、国家划定的重点风景名胜区水体、珍贵鱼类保护区及其他有特殊经济文化价值的水体保护区，以及海水浴场和水产养殖场等水体，不得新建排污口，现有的排污单位由地方环保部门从严控制，以保证受纳水体水质符合规定用途的水质标准。

1.1.2 重点保护水域，指国家GB3838—88Ⅲ类水域和《海水水质标准》Ⅱ类水域，如城镇集中式生活饮用水水源地二级保护区、一般经济渔业水域、重要风景游览区等，对排入本区水域的污水执行一级标准。

1.1.3 一般保护水域，指国家GB3838—88Ⅳ、Ⅴ类水域和《海水水质标准》Ⅲ类水域，如一般工业用水区、景观用水区及农业用水区、港口和海洋开发作业区，排入本区水域的污水执行二级标准。

1.1.4 对排入城镇下水道并进入二级污水处理厂进行生物处理的污水执行三级标准。

1.2 对排入未设置二级污水处理厂的城镇下水道的污水，必须根据下水道出水受纳水体的功能要求按1.1.2和1.1.3条规定，分别执行一级或二级标准。

2.标准值

2.1 本标准将排放的污染物按其性质分为二类。

2.1.1 第一类污染物，指能在环境或动植物体蓄积，对人体健康产生长远不良影响者，含有此类有害污染物质的污水，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出口取样，其最高允许排放浓度必须符合附表2的规定。

附表 2　第一类污染物最高允许排放浓度(mg/L)

污染物	最高允许排放浓度	污染物	最高允许排放浓度
1 总　汞	0.05*	6 总　砷	0.5
2 烷基汞	不得检出	7 总　铅	1.0
3 总　镉	0.1	8 总　镍	1.0
4 总　铬	1.5	9 苯并(a)芘①	0.00003
5 六价铬	0.5		

*　烧碱行业（新建、扩建、改建企业）采用0.005mg/L。

①　为试行标准，二级、三级标准区暂不考核。

2.1.2 第二类污染物，指其长远影响小于第一类的污染物质，在排污单位排出口取样，其最高允许排放浓度和部分行业最高允许排水定额必须符合附表3和附表4的规定。

附表 3　第二类污染物最高允许排放浓度(mg/L)

标准分级 / 标准值 / 规模 / 污染物	一级标准		二级标准		三级标准
	新扩改	现有	新扩改	现有	
1 pH值	6～9	6～9	6～9	6～9①	6～9
2 色度（稀释倍数）	50	80	80	100	—
3 悬浮物	70	100	200	250②	400
4 生化需氧量（BOD_5）	30	60	60	80	300③
5 化学需氧量（COD_{Cr}）	100	150	150	200	500③
6 石油类	10	15	10	20	30
7 动植物油	20	30	20	40	100
8 挥发酚	0.5	1.0	0.5	1.0	2.0
9 氰化物	0.5	0.5	0.5	0.5	1.0
10 硫化物	1.0	1.0	1.0	2.0	2.0
11 氨氮	15	25	25	40	—
12 氟化物	10	15	10	15	20
	—	—	20④	30④	—
13 磷酸盐（以P计）⑤	0.5	1.0	1.0	2.0	—
14 甲醛	1.0	2.0	2.0	3.0	—
15 苯胺类	1.0	2.0	2.0	3.0	5.0
16 硝基苯类	2.0	3.0	3.0	5.0	5.0
17 阴离子合成洗涤剂(LAS)	5.0	10	10	15	20
18 铜	0.5	0.5	1.0	1.0	2.0
19 锌	2.0	2.0	4.0	5.0	5.0
20 锰	2.0	5.0	2.0⑥	5.0⑥	5.0

① 现有火电厂和粘胶纤维工业，二级标准pH值放宽到9.5。

② 磷肥工业悬浮物放宽至300mg/L。

③ 对排入带有二级污水处理厂的城镇下水道的造纸、皮革、食品、洗毛、酿造、发酵、生物制药、肉类加工、纤维板等工业废水，BOD_5可放宽至600mg/L；COD_{Cr}可放宽至1000mg/L。具体限度还可以与市政部门协商。

④ 为低氟地区（系指水体含氟量＜0.5mg/L）允许排放浓度。

⑤ 为排放蓄水性河流和封闭性水域的控制指标。

⑥ 合成脂肪酸工业新扩改为5mg/L，现有企业为7.5mg/L。

附表 4　　部分行业最高允许排水定额及污染物最高允许排放浓度①

序号	行业类别				企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
							BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
							一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
1	矿山工业	冶金系统选矿			新扩改	(90%)						300				
		有色金属系统选矿				(75%)										
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等				(选煤90%)										
		冶金系统选矿			现有	大中(75%)小(60%)					150	400				
		有色金属系统选矿				大中(60%)小(50%)										
		其他矿山工业采矿、选矿、选煤等				(选煤85%)										
		黄②金矿山	脉金选矿	重选	新扩改	16.0m³/t矿石						500				
				浮选		9.0m³/t矿石										
				氰化		8.0m³/t矿石										
				碳浆		8.0m³/t矿石										
				重选	现有	16.0m³/t矿石						500				
				浮选		9.0m³/t矿石										
				氰化		8.0m³/t矿石										
				碳浆		8.0m³/t矿石										

续表

序号	行业类别		企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
											石油类		硫化物	
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
2	钢铁、铁合金、钢铁联合企业（不包括选矿厂）		新扩改	（缺水区90%）										
				（南方丰水区80%）						200				
			现有	（缺水区85%）										
				（南方丰水区60%）					150	300				
3	焦化企业(煤气厂)		新扩改	1.2m³/t焦炭				200						
			现有	缺水区3.0m³/t焦炭										
				南方丰水区6.0m³/t焦炭				350						
4	有色金属冶炼及金属加工		新扩改	(80%)						200				
			现有	(60%)					150	300				
5	陆地石油开采	普通油田	新扩改	(回注率90%～95%)				200		200				
			现有	(回注率85%～90%)				200	150	200				
		气田及高含盐油田	新扩改	(回注率75%～80%)				200		200				
			现有	(回注率60%～65%)				200	300	500		30		

续表

序号	行业类别	企业性质		最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
											石油类		硫化物	
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
6	石油炼制工业（不包括直排水炼油厂） 加工深度分类： A类：燃料型炼油厂 B类：燃料+润滑油型炼油厂 C类：燃料+润滑油型+炼油化工型炼油厂（包括加工高含硫原油页石油和石油添加剂生产基地的炼油厂）	新扩改	A	$1.0m^3/t$原油(>500万t)										
				$1.2m^3/t$原油(250～500万t)				100				10		1.0
				$1.5m^3/t$原油(<250万t)										
			B	$1.5m^3/t$原油(>500万t)										
				$2.0m^3/t$原油(250～500万t)				100				10		1.0
				$2.0m^3/t$原油(<250万t)										
			C	$2.0m^3/t$原油(>500万t)										
				$2.5m^3/t$原油(250～500万t)				120				15		1.0
				$2.5m^3/t$原油(<250万t)										
		现有	A	$1.0m^3/t$原油(>500万t)										
				$1.5m^3/t$原油(250～500万t)			100	120			10	10	1.0	1.0
				$2.0m^3/t$原油(<250万t)										
			B	$2.0m^3/t$原油(>500万t)										
				$2.5\ m^3/t$原油(250～500万t)			100	150			10	10	1.0	1.0
				$3.0m^3/t$原油(<250万t)										
			C	$3.5m^3/t$原油(>500万t)										
				$4.0m^3/t$原油(250～500万t)			150	200			15	20	1.0	1.5
				$4.5m^3/t$原油(<250万t)										

续表

序号	行业类别		企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
											LAS		有机磷农药(以P计)	
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
7	合成洗涤剂工业	氯化法生产烷基苯	新扩改	200.0m³/t烷基苯								15		
		裂解法生产烷基苯		70.0m³/t烷基苯										
		烷基苯生产合成洗涤剂		10.0m³/t产品										
		氯化法生产烷基苯	现有	250.0m³/t烷基苯							15	20		
		裂解法生产烷基苯		80.0m³/t烷基苯										
		烷基苯生产合成洗涤剂		30.0m³/t产品										
8	合成脂肪酸工业		新扩改	200.0m³/t产品				200						
			现有	300.0m³/t产品				350						
9	湿法生产纤维板工业		新扩改	30.0m³/t板		90		200						
			现有	50.0m³/t板		150		350						
10	石油化工工业(大、中型)③		新扩改			60		150						
			现有		60	80	150	200						
11	石油化工工业(小型)③(排放废水量<1000m³/d)		新扩改					150						
			现有				150	250						
12	有机磷农药工业		新扩改					200						0.5
			现有					250						0.5

续表

序号	行业类别				企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
							BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
							一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
13	造纸工业	制浆、造纸④	木浆及浆粕行业（包括化纤浆粕）	本色	新扩改	150.0m³/t浆										
				漂白		240.0m³/t浆		150		350		200				
				本色	现有	190.0m³/t浆 220.0m³/t浆	150	180	350	400	200	250				
				漂白		280.0m³/t浆 320.0m³/t浆										
			非木浆	本色	新扩改	190.0m³/t浆										
				漂白		290.0m³/t浆		150		350		200				
				本色	现有	230.0m³/t浆 270.0m³/t浆										
				漂白		330.0m³/t浆 370.0m³/t浆	150	200	350	450	200	250				
		造纸（无纸浆）			新扩改	60.0m³/t纸										
					现有	70.0m³/t浆 80.0m³/t纸										
14	制糖工业	甘蔗制糖			新扩改	10.0m³/t甘蔗		100		160		150				
					现有	14.0m³/t甘蔗	100	120	160	200	150	200				
		甜菜制糖			新扩改	4.0m³/t甜菜		140		250		200				
					现有	6.0m³/t甜菜	150	250	250	400	200	300				

续表

序号	行业类别		企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
15	皮革工业	猪盐湿皮	新扩改	60.0m³/t原皮	150		300		200					
		牛干皮		100.0m³/t原皮										
		羊干皮		150.0m³/t原皮										
		猪盐湿皮	现有	70.0m³/t原皮		250	400		300					
		牛干皮		120.0m³/t原皮										
		羊干皮		170.0m³/t原皮										
16	发酵、酿造工业	酒精行业 以玉米为原料	新扩改	100.0m³/t酒精	200		350		200					
		酒精行业 以薯类为原料		80.0m³/t酒精										
		酒精行业 以糖蜜为原料		70.0m³/t酒精										
		酒精行业 以玉米为原料	现有	160.0m³/t酒精	300		450		300					
		酒精行业 以薯类为原料		90.0m³/t酒精										
		酒精行业 以糖蜜为原料		80.0m³/t酒精										
		味精行业	新扩改	600.0m³/t味精		200		350		200				
		味精行业	现有	650.0m³/t味精	200	300	350	450	200	300				
		啤酒行业（排水量不包括麦芽水部分）	新扩改	16.0m³/t味精										
		啤酒行业（排水量不包括麦芽水部分）	现有	20.0m³/t啤酒										

续表

序号	行业类别		企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)							
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他	
											氨氮	
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
17	烧碱工业	汞法	新扩改	1.5m³/t产品								
		隔膜法		7.0m³/t产品								
		汞法	现有	2.0m³/t产品								
		隔法		7.0m³/t产品								
18	铬盐工业		新扩改	5.0m³/t产品								
			现有	20.0m³/t产品								
19	硫酸工业（水洗法）		新扩改	15.0m³/t硫酸								
			现有	15.0m³/t硫酸								
20	合成氨工业		新扩改	引进厂或装置≥30万t装置，10.0m³/t氨								50
				≥4.5万t装置，80.0m³/t氨								
				<4.5万t装置，120.0m³/t氨								
			现有	引进厂或装置≥30万t装置，10.0m³/t氨								120
				≥4.5万t装置，100.0m³/t氨								80
				<4.5万t装置，150.0m³/t氨								100

续表

序号	行业类别		企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)									
					BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他			
											锌		色度(稀释倍数)	
					一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
21	制药工业	生物制药工业	新扩改					300						
			现有					350						
		化学制药工业	新扩改					150						
			现有					250						
22	纺织印染及染料工业	染料工业	新扩改			60		200						180
			现有			80		250						200
		苎麻脱胶工业⑤	新扩改	500.0m³/t原麻或750.0m³/t精干麻		100		300						
			现有	700.0m³/t原麻或1050.0m³/t精干麻		100	300	350						
		纺织印染工业④	新扩改	2.5m³/百米布		60		180						100
			现有	2.5m³/百米布	60	80	180	240						160
23	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)	新扩改	300m³/t纤维										
		长纤维		800m³/t纤维		60		120				5.0		
		短纤维(棉型中长纤维、毛型中长纤维)	现有	350m³/t纤维										
		长纤维		1200m³/t纤维	50	60	160	200			4.0	5.0		

续表

序号	行业类别	企业性质	最高允许排水量或最低允许水循环利用率	污染物最高允许排放浓度(mg/L)							
				BOD_5		COD_{Cr}		悬浮物		其他 大肠菌群数(个/L)	
				一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级
24	肉类联合加工工业	新扩改	5.8m³/t活畜 6.5m³/t活畜			100	120			5000	
		现有	7.2m³/t活畜 7.8m³/t活畜			120	160			5000	
25	铁路货车洗刷	新扩改	5.0m³/辆								
		现有	5.0m³/辆								
26	城市二级污水处理厂(现有城市污水处理厂，根据超负荷情况与当地环保部门协商，指标值可适当放宽)	新扩改			30		120			30	
		现有			30		120			30	

① 最高允许排水定额不包括间接冷却水，厂区生活排水及厂内锅炉、电站排水。括弧内数字为最低允许水循环利用率。本列最高允许排水量的行业，应由行业或地方环境保护部门补充制订最高允许排水定额。

② 砂金选矿（对环境影响小的边远地区，在矿区处理设施出口检测）悬浮物新扩改，800mg/L，现有1000mg/L。

③ 有丙烯腈装置的石油化工工业现有企业二级标准氰化物为1.0。

④ 制浆、苎麻脱胶工业排水色度暂不考核。

⑤ 印染污水排放定额不包括洗毛、煮茧和单一漂厂及用水量较大的灯芯绒等品种的生产厂。毛精纺染色排水COD_{Cr}、BOD_5按附表3标准值执行。

三、我国《农田灌溉水质标准》GB5084—85(摘)

按照灌溉水的用途，农业灌溉水水质要求分二类。

一类是指工业废水或城市污水作为农业用水的主要水源，并长期利用的灌区。

二类是指工业废水或城市污水作为农业用水的补充水源，而实行清污混灌轮灌的灌区。

农田灌溉水质标准值见附表5。

附表 5　　农田灌溉水质标准

标准值 / 分类 / 项目		一　类	二　类
水温(℃)	≤	35	35
pH值		5.5～8.5	5.5～8.5
全盐量①(mg/L)	≤	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	1500(非盐碱土地区) 2000(盐碱土地区) 有条件的地区可以适当放宽
氯化物(mg/L)	≤	200	300
硫化物(mg/L)	≤	1	1
汞及其化合物(mg/L)	≤	0.001	0.001 0.005(绿化地)
镉及其化合物(mg/L)	≤	0.002(轻度污染灌区)② 0.005	0.003(轻度污染灌区) 0.01　0.05(绿化地)
砷及其化合物(mg/L)	≤	0.05(水田) 0.1(旱田)	0.1(水田) 0.5(旱田及绿化地)
六价铬化合物(mg/L)	≤	0.1	0.5
铅及其化合物(mg/L)	≤	0.5	1.0
铜及其化合物(mg/L)	≤	1.0	1.0(土壤pH<6.5) 3.0(土壤pH>6.5)
锌及其化合物(mg/L)	≤	2.0	3.0(土壤pH<6.5) 5.0(土壤pH>6.5)

续表

项目 \ 标准值 \ 分类	一　　类	二　　类
硒及其化合物 (mg/L) ≤	0.02	0.02
氟化物 (mg/L) ≤	2.0(高氟区) 3.0(一般地区)	3.0(高氟区) 4.0(一般地区)
氰化物 (mg/L) ≤	0.5(土层小于1m地区) 1.0(一般地区)	0.5(土层小于1m地区) 1.0(一般地区)
石油类 (mg/L) ≤	5.0(轻度污染灌区) 10.0	10.0
挥发性酚 (mg/L) ≤	1.0(土层小于1m地区) 3.0	1.0(土层小于1m地区) 3.0
苯 (mg/L) ≤	2.5(土层小于1m地区) 5.0	2.5(土层小于1m地区) 5.0
三氯乙醛 (mg/L) ≤	0.5(小麦) 1.0(水稻、玉米、大豆)	0.5(小麦) 1.0(水稻、玉米、大豆)
丙烯醛 (mg/L) ≤	0.5	0.5
硼 (mg/L) ≤	1.0(西红柿、马铃薯、笋瓜、韭菜、洋葱、黄瓜、梅豆、柑桔) 2.0(小麦、玉米、茄子、青椒、小白菜、葱) 4.0(水稻、萝卜、油菜、甘蓝)	1.0(西红柿、马铃薯、笋瓜、韭菜、洋葱、黄瓜、梅豆、柑桔) 2.0(小麦、玉米、茄子、青椒、小白菜、葱) 4.0(水稻、萝卜、油菜、甘蓝)
大肠菌群 (mg/L) ≤	10000(生吃瓜果收获前一星期)	10000(生吃瓜果收获前一星期)

注　放射性物质按国家放射防护规定的有关标准执行。

① 在以下具体条件的地区，全盐量水质标准可略放宽：

a.在水资源缺少的干旱和半干旱地区。

b.具有一定的水利灌排工程设施，能保证一定的排水和地下径流条件的地区。

c.有一定的淡水资源能满足冲洗土体中盐分的地区。

d.土壤渗透性较好，土地较平整，并能掌握耐盐作物类型和生育阶段的地区。

② 轻度污染灌区指污染物含量超过土壤本底上限，但农作物残留不超过农作物本底上限。

四、我国《渔业水质标准》GB11607—89（摘）

渔业水域的水质标准见附表 6 。

附表 6　渔业水质标准（单位：mg/L，个别项目另标除外）

项目序号	项　目	标　　准　　值
1	色、臭、味	不得使鱼虾贝藻类带有异色、异臭、异味
2	漂浮物质	水面不得出现明显油膜或浮沫
3	悬浮物质	人为增加的量不得超过10mg/L，而且悬浮物质沉积于底部后，不得对鱼虾贝类产生有害的影响
4	pH值	淡水6.5~8.5，海水7.0~8.5
5	溶解氧	连续24h中，16h以上必须大于5mg/L，其余任何时候不得低于3mg/L，对于鲑科鱼类栖息水域冰封期其余任何时候不得低于4mg/L
6	生化需氧量（五天、20℃）	不超过5mg/L，冰封期不超过3mg/L
7	部大肠菌群	不超过5000个/L（贝类养殖水质不超过500个/L）
8	汞	≤0.0005
9	镉	≤0.005
10	铅	≤0.05
11	铬	≤0.1
12	铜	≤0.01
13	锌	≤0.1
14	镍	≤0.05
15	砷	≤0.05
16	氰化物	≤0.005
17	硫化物	≤0.2
18	氟化物（以F^-计）	≤1
19	非离子氨	≤0.02
20	凯氏氮	≤0.05
21	挥发性酚	≤0.005
22	黄磷	≤0.001
23	石油类	≤0.05
24	丙烯腈	≤0.5
25	丙烯醛	≤0.02
26	六六六（丙体）	≤0.002
27	滴滴涕	≤0.001
28	马拉硫磷	≤0.005
29	五氯酚钠	≤0.01
30	乐果	≤0.1
31	甲胺磷	≤1
32	甲基对硫磷	≤0.0005
33	呋喃丹	≤0.01

五、我国《医院污水排放标准》GBJ48—83（摘）

医院污水经处理与消毒后，应达到下列标准：连续三次各取样500mL进行检验，不得检出肠道致病菌和结核杆菌；总大肠菌群数每升不得大于500个。

当采用氯化法消毒时，接触时间和接触池出水中的余氯含量，应符合附表7的要求。

附表 7　　接触时间与总余氯量

医院污水类别	接触时间 (h)	总余氯量 (mg/L)
综合医院污水及含肠道致病菌污水	不少于1	4～5
含结核杆菌污水	不少于1.5	6～8

六、我国《生活杂用水水质标准》CJ25.1—89（摘）

生活杂用水的水质不应超过附表8所规定的限量。

附表 8　　生活杂用水水质标准

项　　目	厕所冲洗便器 城市绿化	洗车、扫除
浊度（度）	10	5
溶解性固体（mg/L）	1200	1000
悬浮性固体（mg/L）	10	5
色度（度）	30	30
臭	无不快感	无不快感
pH值	6.5～9.0	6.5～9.0
BOD_5(mg/L)	10	10
COD_{Cr}(mg/L)	50	50
氨氮(以N计)(mg/L)	20	10
总硬度(以$CaCO_3$计)(mg/L)	450	450
氯化物(mg/L)	350	300
阴离子合成洗涤剂(mg/L)	1.0	0.5
铁(mg/L)	0.4	0.4
锰(mg/L)	0.1	0.1
游离余氯(mg/L)	管网末端水不小于0.2	
总大肠菌群(个/L)	3	3

七、地面水水质卫生要求

地面水水质卫生要求见附表9。

附表 9　　地面水水质卫生要求

指　标	卫　生　要　求
悬浮物质	含有大量悬浮物质的工业废水，不得直接排入地面水体
色、臭、味	不得呈现工业废水和生活废水所特有的颜色、异臭或异味
漂浮物质	水面上不得出现较明显的油膜和浮沫
pH值	6.5～8.5
生化需氧量(五日,20℃)	不超过3～4mg/L
溶解氧	不低于4mg/L（东北地区渔业水体应不低于5mg/L）
有害物质	不超过附表10规定的最高容许浓度
病原体	含有病原体的工业废水和医院污水，必须经过处理和严格消毒，彻底消灭病原体后方准排入地面水体

注　本表摘自《工业企业设计卫生标准》TJ 36—79。

八、地面水中有害物质的最高容许浓度

地面水中有害物质的最高容许浓度见附表10。

附表 10　　地面水中有害物质的最高容许浓度

编号	物质名称	最高容许浓度(mg/L)	编号	物质名称	最高容许浓度(mg/L)
1	乙　腈	5.0	25	异丙苯	0.25
2	乙　醛	0.05	26	汞	0.001
3	二硫化碳	2.0	27	吡啶	0.2
4	二硝基苯	0.5	28	钒	0.1
5	二硝基氯苯	0.5	29	松节油	0.2
6	二　氯　苯	0.02	30	苯	2.5
7	丁基黄原酸盐	0.005	31	苯乙烯	0.3
8	三　氯　苯	0.02	32	苯　胺	0.1
9	三硝基甲苯	0.5	33	苦味酸	0.5
10	马拉硫磷（4049）	0.25	34	氟化物	1.0
11	己内酰胺	按地面水中生化需氧量计算	35	活性氯	不得检出(按地面水需氯量计算)
12	六六六	0.02	36	挥发酚类	0.01
13	六氯苯	0.05	37	砷	0.04
14	内吸磷（E059）	0.03	38	铝	0.5
15	水合肼	0.01	39	铅	0.1
16	四乙基铅	不得检出	40	钴	1.0
17	四氯苯	0.02	41	镍	0.0002
18	石油(包括煤油、汽油)	0.3	42	硒	0.1
19	甲基对硫磷(甲基E605)	0.02	43	铬：三价铬	0.5
20	甲　醛	0.5		六价铬	0.05
21	丙烯腈	2.0	44	铜	0.1
22	丙烯醛	0.1	45	锌	1.0
23	对硫磷（E605）	0.003	46	硫化物	不得检出(按地面水溶解氧计算)
24	乐戈(乐果)	0.08			

续表

编号	物质名称	最高容许浓度(mg/L)	编号	物质名称	最高容许浓度(mg/L)
4	氰化物	0.05	51	滴滴涕	0.2
48	氯苯	0.02	52	镍	0.5
49	硝基氯苯	0.05	53	镉	0.01
50	锑	0.05			

注 上表所列各项指标和有害物质的检验方法，应按现行的《地面水水质监测检验方法》执行。

本表摘自《工业企业设计卫生标准》TJ36—79。

九、我国《污水排入城市下水道水质标准》CJ18—86(摘)

污水排入城市下水道的水质标准见附表11。

附表 11　　污水排入城市下水道水质标准

单位：mg/L（除水温、pH值及易沉固体）

序号	项目名称	最高允许浓度	序号	项目名称	最高允许浓度
1	pH值	6－9	15	苯胺	3
2	悬浮物	400	16	氰化物	15
3	易沉固体	10mL/L 15min	17	汞及其无机化合物	0.05
4	油脂	100	18	镉及其无机化合物	0.1
5	矿物油类	20	19	铅及其无机化合物	1
6	苯系物	2.5	20	铜及其无机化合物	1
7	氰化物	0.5	21	锌及其无机化合物	5
8	硫化物	1	22	镍及其无机化合物	2
9	挥发性酚	1	23	锰及其无机化合物	2
10	温度	35℃	24	铁及其无机化合物	10
11	生化需氧量	100	25	锑及其无机化合物	1
	(5天 20℃)	(300)	26	六价铬无机化合物	0.5
12	化学耗氧量	150	27	三价铬无机化合物	3
	(重铬酸钾法)	(500)	28	硼及其无机化合物	1
13	溶解性固体	2000	29	硒及其无机化合物	2
14	有机磷	0.5	30	砷及其无机化合物	0.5

注 括号内数字适用于有城市污水处理厂的下水道系统。

十、一般工业废水的BOD值

一般工业废水的BOD值见附表12。

十一、非法定计量单位与法定计量单位换算

常用非法定与法定计量单位的换算关系见附表13。

附表 12　　一般工业废水的 BOD 值

工业类别	产生有害物的物品	主要污染源	BOD (mg/L)	主要处理方法
食品工业				
肉制品厂	畜肉、鱼肉、调料	原料处理、烧煮、冷却水	300～600	沉淀、活性污泥法
乳制品厂	牛乳、洗涤剂、杀菌剂	洗瓶及各种器具	50～400	活性污泥法、生物滤池
水产食品厂	鱼介类、调料	原料处理、烧煮、洗涤、脱臭	200～2000	沉淀、活性污泥法
砂糖厂	原糖	过滤、冷却水	80～200	沉淀、活性污泥法
面包、糖果厂	面粉、砂糖、酵母	洗和面机及各种容器	200～600	沉淀、气浮分离、活性污泥法
清凉饮料厂	砂糖、碳酸	洗瓶及各种器具	250～350	中和沉淀、活性污泥法
啤酒厂	麦芽、酒花、碳酸	麦芽洗涤、冷却水	200～800	中和、活性污泥法
米酒厂	米	洗瓶	50～300	活性污泥法
烧酒、果酒厂	白薯、芋头、各种水果	蒸馏残液，洗瓶水	600～9000	活性污泥法
琼脂厂	石花菜	原料处理、融解、漂白	300～600	活性污泥法
蔬菜、水果罐头厂	各种蔬菜、水果	原料处理、杀菌、冷却水	200～600	过滤、活性污泥法
调料厂	小麦、米、蔬菜	原料处理、洗瓶、设备洗涤	40～300	活性污泥法
碾米厂	小麦、大豆等	原料处理、集尘装置排水	20～400	沉淀、气浮、活性污泥法
发酵粉、酵母制品	面粉、糖蜜	发酵废水、洗涤及其他排水	300～1200	活性污泥法
食用油脂厂	各种油	原油洗净、脱酸、冷却水	150～1100	沉淀（油分离）
沉粉厂	白薯、马铃薯、玉米	原料处理、漂白	500～3000	沉淀
葡萄糖、饴糖厂	淀粉、麦芽	原料处理、漂白	1500～2000	活性污泥法
面食加工厂	面粉、荞麦粉	原料处理、烧煮	250～600	凝聚沉淀、活性污泥法
馅料制品厂	大豆、杂豆	原料处理、沉淀、压榨	500～4000	活性污泥法
豆腐、豆制品业	大豆	综合排水	200～600	活性污泥法
纤维及纤维制品工业				
缫丝厂	蚕茧	缫丝等设备排水	150～300	活性污泥法、沉淀
纺织厂	棉、麻	染色、漂白、上浆	150～200	活性污泥法
针织厂	各种针织品	染色	40～100	
染色整理业	各种纤维制品	精洗、染色、漂白	10～350	化学处理（中和、脱色）
毛毯厂	羊毛	洗毛、染色	3000～10000	凝聚沉淀
纤维卫生材料业	棉、纱	漂白、洗净	250～300	凝聚沉淀

续表

工业类别	产生有害物的物品	主要污染源	BOD (mg/L)	主要处理方法
纸浆、造纸及纸品工业				
纸浆厂	木材（纸浆）	蒸解、漂白、抄纸	400～1000	凝聚沉淀、活性污泥法
造纸厂	纸浆、废旧纸	抄纸	150～250	气浮分离、过滤、沉淀
特种纸厂	废旧纸、纸浆、稻草	抄纸	50～200	沉淀、凝聚沉淀
化学工业				
化肥厂	磷矿石、酸	反应设备、气体洗涤	40～90	中和沉淀
无机化工制品	食盐、石灰	反应设备、洗涤、排气洗净	1000～1500	中和沉淀
硫酸、硫酸锰		综合废水	6～7	
苛性碱		综合废水	130～200	
钡、铅盐类		钡盐系统废水	3780	
重铬酸盐		综合废水	50～40	
有机化工制品	煤干馏产物	反应设备、洗涤设备	100～300	中和沉淀、活性污泥法 凝聚沉淀
有机颜料厂		综合废水	50～110	
染料、医药中间体			210～1210	
香料厂			130～140	
化纤制品厂	纤维、酸、碱	洗净设备、漂白设备	100～200	活性污泥法
人纤厂		综合废水	10～150	
动植物油脂制造	动物油、鱼油、植物油	抽取、洗净、脱酸	100～2000	油分离、沉淀
油脂加工制品、涂料制造（包括去污剂）	硬化油、颜料	原料油洗净、冷却水	200～400	油分离、中和沉淀
天然树脂制品、木材化学制品	木材、木油	蒸馏设备	10000～30000	活性污泥法
制药厂	各种原料	反应设备、合成设备、蒸馏设备	40～2500	中和沉淀、活性污泥法
杀虫剂、杀菌剂厂	石油产品	反应设备、清洗设备	20～100	中和沉淀
动物胶、粘合剂厂	骨、皮	抽提设备、反应设备	1000～5000	活性污泥法
感光材料厂		反应设备、清洗设备	20～60	中和处理

续表

工业类别	产生有害物的物品	主要污染源	BOD (mg/L)	主要处理方法
石油化学工业				
炼油厂	原油	洗净、蒸馏	250～2000	浮上和生物处理
废油再生业	废油	洗净设备	100～200	油分离
橡胶皮革工业				
轮胎、胶管厂	天然橡胶、合成橡胶、炭黑	洗净、硫化	10～40	生物处理
皮革厂	牛、猪、羊皮及其他水产动物皮	原料处理、鞣皮、石灰浸渍、染革	500～2000	凝聚沉淀、生物处理
窑业及土石制品工业				
窑业	粘土、硅砂	原料清洗、加工设备	70～100	凝聚沉淀
土石制品厂	硅砂、砂石	清洗、磨研	20～70	凝聚沉淀
水泥制品厂	砂、水泥、钢筋	成形、养生	20～30	中和沉淀
冶金、机械及电机工业				
钢铁厂	铁矿石、粗钢	冷却、酸洗、压延、集尘	2500（煤气厂排水）	中和凝聚沉淀
有色金属冶炼厂	铜、铅、锌及其矿石	酸洗、洗气、冷却水	—	中和凝聚沉淀
电镀厂	各种金属、盐类、酸、碱	电镀设备、清洗废气、洗涤	—	氰氧化分解铬还原中和沉淀
其他金属加工厂	酸、碱、各种涂料	化学镀膜、清洗	30～50（磷酸锌镀膜）	中和沉淀
			40～60（铬酸镀膜）	

附表 13　　常用非法定计量单位与

量的名称	非法定计量单位		法定计量单位	
	名　称	符　号	名　称	符　号
力	千克力	kgf	牛顿	N
力矩	千克力米	kgf·m	牛顿米	N·m
力偶矩、转矩	千克力二次方米	kgf·m²	牛顿二次方米	N·m²
重力密度	千克力每立方米	kgf/m³	牛顿每立方米	N/m³
压强	千克力每平方米	kgf/m²	帕斯卡	Pa
	工程大气压	at	帕斯卡	Pa
	巴	bar	帕斯卡	Pa
	毫米水柱	mmH_2O	帕斯卡	Pa
	毫米汞柱	mmHg	帕斯卡	Pa
应力、强度	千克力每平方厘米	kgf/cm²	帕斯卡	Pa
	千克力每平方毫米	kgf/mm²	帕斯卡	Pa
弹性模量、剪切模量	千克力每平方厘米	kgf/cm²	帕斯卡	Pa
〔动力〕粘度	泊	P	帕斯卡秒	Pa·s
能量、功	千克力米	kgf·m	焦　耳	J
功率	千克力米每秒	kgf·m/s	瓦　特	W
	〔米制〕马力		瓦　特	W
热、热量	国际蒸汽表卡	cal	焦　耳	J
导热率	国际蒸汽表卡每秒厘米开尔文	cal/(s·cm·K)	瓦特每米开尔文	W/(m·K)
传热系数	国际蒸汽表卡每秒平方厘米开尔文	cal/(s·cm²·K)	瓦特每平方米开尔文	W/(m²·K)
比热容、比熵	国际蒸汽表卡每克开尔文	cal/(g·K)	焦耳每千克开尔文	J/(kg·K)
比内能	国际蒸汽表卡每克	cal/g	焦耳每千克	J/kg

注　常用非法定计量单位与法定计量单位相同者，本表未列出。

法定计量单位的换算关系

换 算 关 系	备 注
1kgf = 9.806 65N 1kgf·m = 9.806 65N·m 1kgf·m² = 9.806 65N·m² 1kgf/m³ = 9.806 65N/m³	力的单位一般采用kN，如1000kgf ≈ 10kN 其中力的单位一般采用kN 其中力的单位一般采用kN 其中力的单位一般采用kN
1kgf/m² = 9.806 65Pa 1at = 9.806 65 × 10⁴Pa 1bar = 10⁵Pa 1mmH₂O = 9.806 65Pa 1mmHg = 133.322Pa	压强的单位一般采用kPa，如150kgf/m² = 1.5kPa
1kgf/cm² = 9.806 65 × 10⁴Pa 1kgf/mm² = 9.806 55 × 10⁶Pa	应力，强度的单位一般采用MPa，如 300kgf/cm² ≈ 30MPa 24kgf/mm² ≈ 240MPa
1kgf/cm² = 9.806 65 × 10⁴Pa	弹性模量的单位一般采用MPa，如 2.1 × 10⁶kgf/cm² ≈ 2.1 × 10⁵MPa
1P = 0.1Pa·s 1kgf·m = 9.806 65J 1kgf·m/s = 9.806 65W 1(米制)马力 = 735.199W	
1cal = 4.1868J 1cal/(s·cm·K) = 4.1868 × 10²W/(m·K) 1cal/(s·cm²·K) = 4.1868 × 10⁴W/(m²·K) 1cal/(g·K) = 4.1868 × 10³J/(kg·K) 1cal/g = 4.1868 × 10³J/kg	

参 考 文 献

[1] 中国市政工程西南设计院，给水排水设计手册（第1册），中国建筑工业出版社，1986。

[2] 北京市市政设计院，给水排水设计手册（第5、6册），中国建筑工业出版社，1986。

[3] 哈尔滨建筑工程学院主编，排水工程（下册）第二版，中国建筑工业出版社，1989。

[4] Metcalf & Eddy, INC.Wastewuter Engineering Treatment, Disposal, Reuse, Mc Graw-Hill Book Company, 1979.

[5] W.Wesley Eckenfelder, Jr.Principles of Water Quality Management, CBI Publishing Company, INC, 1980.

[6] [加] R.S.Ramalho著，严忠琪等译，废水处理概论，中国建筑工业出版社，1981。

[7] 井出哲夫，水处理工学，技報堂出版株式会社，1978。

[8] 金儒霖、刘永龄，污泥处置，中国建筑工业出版社，1982。

[9] W.W.Eckenfelder Jr. Industrial Water pollution control McGraw-Hill Book Company, 1989.

[10] 华东化工学院等，化工过程及设备，中国工业出版社，1961。

[11] Larry D.Benefiled and Clifford W. Randall Bioloyical process design for Wastewater treatment, Prentice-Hau, Inc.1980.

[12] 郑元景等，污水厌氧生物处理，中国建筑工业出版社，1988。