

目 录

第一篇 废水动力过程及设备

第一章 流体力学基础	(1)
第一节 流体的静力学性质	(1)
(一) 重度和相对密度	(2)
(二) 流体的粘度	(3)
(三) 液体的压强	(4)
第二节 流体的动力学原理	(5)
(一) 流体的流量和流速	(5)
(二) 流体流动的两种型态	(6)
(三) 流体流动时的压强	(8)
(四) 管路阻力	(9)
第二章 废水输送管路及设备	(11)
第一节 管路	(11)
(一) 管子	(11)
(二) 管子的连接	(14)
(三) 管件	(16)
(四) 阀门	(17)
(五) 管路安装基本原则	(19)
第二节 离心泵	(19)
(一) 离心泵的构造及工作原理	(20)
(二) 离心泵的性能参数及选择方法	(20)
(三) 离心泵的安装及使用	(23)
第三节 附属构筑物	(25)
(一) 检查井	(25)
(二) 水封井	(27)

(三) 跌水井·····	(28)
(四) 废水排出口·····	(29)
第三章 本篇计算应用实例·····	(31)
离心泵的选用·····	(31)

第二篇 废水传热过程及设备

第四章 传热过程的基本原理·····	(34)
第一节 传导传热·····	(35)
第二节 对流传热·····	(37)
第三节 辐射传热·····	(39)
第五章 传热过程的典型设备·····	(41)
第一节 常见的换热设备·····	(41)
(一) 夹套式换热器·····	(41)
(二) 蛇管式换热器·····	(41)
(三) 套管式换热器·····	(43)
(四) 列管式换热器·····	(43)
(五) 列管式蒸发器·····	(44)
(六) 薄膜蒸发器·····	(45)
(七) 搅拌冷却结晶器·····	(46)
第二节 换热设备的工艺参数·····	(47)
(一) 热负荷与传热系数·····	(47)
(二) 传热平均温差·····	(49)
(三) 传热面积·····	(52)
第六章 本篇计算应用实例·····	(53)
列管式换热器的设计计算·····	(53)

第三篇 废水传质过程及设备

第七章 传质过程的基本原理·····	(60)
第一节 相平衡和传质推动力·····	(60)
(一) 相平衡·····	(60)
(二) 传质推动力·····	(62)

第二节	传质方程式	(62)
第八章	传质过程及典型设备	(64)
第一节	蒸汽蒸馏	(64)
第二节	吹脱	(67)
第三节	萃取	(70)
第四节	吸附	(72)
第五节	离子交换	(75)
第九章	本篇计算应用实例	(78)
(一)	蒸汽蒸馏法应用举例	(78)
(二)	吸附法应用举例	(82)
(三)	萃取法应用举例	(83)
第四篇 废水分离过程及设备		
第十章	废水分离的基本原理	(85)
第一节	下沉规律	(85)
(一)	非絮凝分散粒子的沉降	(85)
(二)	表面溢流率——设计沉速	(88)
(三)	絮凝物质的沉降	(91)
(四)	层状沉降和压缩	(92)
第二节	上浮原理	(92)
第三节	过滤机理	(94)
(一)	原理概述	(94)
(二)	压头损失	(95)
(三)	过滤效率	(96)
(四)	过滤性指数	(97)
第十一章	废水分离单元设备	(98)
第一节	沉淀分离设备	(98)
(一)	平流式沉淀池	(99)
(二)	圆形沉淀池	(99)
(三)	上流式沉淀池	(99)

(四) 平板脉冲沉淀池	(100)
第二节 上浮分离设备	(100)
(一) 溶解空气上浮设备	(101)
(二) 机械分散空气上浮装置	(104)
(三) 化学上浮装置	(107)
(四) 离子浮选装置	(107)
第三节 过滤分离设备	(108)
(一) 滤池分类	(108)
(二) 几种滤池(机)简介	(108)
第十二章 本篇计算应用实例	(111)
(一) 下沉法举例	(111)
(二) 上浮法举例	(113)
(三) 过滤法举例	(117)

第五篇 废水化学处理过程及设备

第十三章 废水化学概论	(121)
第一节 常用废水化学名词概述	(121)
(一) 酸碱度	(121)
(二) pH 值	(122)
(三) 色泽和浊度	(122)
(四) 化学耗氧量	(122)
(五) 生物耗氧量	(123)
(六) 悬浮物和固体物	(123)
(七) 油类	(123)
(八) 溶解物	(124)
(九) 温度	(124)
(十) 重金属及其化合物	(124)
第二节 水及废水化学特性	(125)
(一) 水的结构和特性	(125)
(二) 水化学方程组成	(126)

第十四章 化学处理过程及典型设备	(127)
第一节 酸碱中和处理	(127)
第二节 化学混凝处理	(135)
(一) 混凝剂的种类	(135)
(二) 各类混凝剂的作用机理	(137)
(三) 影响混凝的主要因素	(139)
(四) 处理流程及设备	(140)
第三节 化学氧化还原处理	(145)
(一) 氧化还原反应	(145)
(二) 物质的氧化还原与电极电势	(145)
(三) 废水处理中常用的氧化剂和还原剂	(146)
(四) 常用的化学氧化还原处理方法	(148)
第十五章 本篇计算应用实例	(153)
(一) 酸碱中和法应用举例	(153)
(二) 化学混凝法应用举例	(153)
(三) 氧化法应用举例	(155)
(四) 还原法应用举例	(158)
第六篇 废水生物降解过程及设备	
第十六章 生物降解过程的基本原理	(159)
第一节 微生物的代谢作用	(160)
第二节 酶与酶反应	(165)
第十七章 生物降解过程及典型设备	(172)
第一节 活性污泥法	(172)
(一) 活性污泥净化废水过程	(175)
(二) 活性污泥法的流程	(176)
(三) 曝气池池型的选择	(183)
(四) 曝气池的设计	(185)
第二节 生物膜法	(188)
(一) 生物滤池	(190)

(二) 生物转盘	(197)
(三) 接触氧化法	(204)
第三节 厌氧生物处理	(205)
第十八章 本篇计算应用实例	(213)
(一) 活性污泥法应用举例	(213)
(二) 生物膜法应用举例	(221)
附表 一些单位与国际单位制 (SI) 单位的换算关系	(225)

第一篇

废水动力过程及设备

第一章 流体力学基础

流体是液体和气体的统称。在废水处理过程中所处理的对象，使用的药剂，绝大多数是流体。因此，在废水处理工厂或车间，都会涉及到流体在管道中流动的问题。为了使流体物料输送时所消耗的动力最小，这就需要选择适当的流体输送设备；同时，还必须选择适宜的流体流动条件。

上述问题，都和流体力学有关。流体力学所研究的是流体的各种力学问题，也就是流体在静止或流动状态下所遵循的各种规律。其主要内容有：流体的静力学性质，流体的动力学原理。

第一节 流体的静力学性质

在废水处理中常遇到的流体，除了各种水质的废水外，还有化学混凝剂、助凝剂、氧化剂、蒸汽和空气等。这些流体输送设备和流动条件又不完全相同，因而使废水处理过程中的流体输送问题相当复杂。为了便于了解有关的流体流动理论知识，解决废水处理中流体力学方面的实际问题，这里先介绍流体的一些基本性质，如流体的重度和相对密度*，流体的粘

* 相对密度即为平时所称的“比重”，因国家标准中没有收入“比重”这一名词，本书用相对密度代替。

度、液体的压强等。

(一) 重度和相对密度

重度和相对密度这两个概念是我们经常遇到的。譬方说，当问到“油为什么会飘在水上？”有人就会回答说：“那是因为油比水轻呀！”听到这样的答复，如果不加思索，并不觉得有问题；但仔细想后，就觉得“油比水轻”的说法很不确切了。其实，我们通常所说的“油比水轻”是指在相同容积的条件下油比水轻，如果不是在同一容积下进行比较，当然没有意义了。为了表示各种流体在相同容积下的重量，我们提出了重度和相对密度这两个概念。

重度是指单位体积物质的重量。任一物质的重度可用下列公式表示：

$$r = G/V \quad (1-1)$$

式中 r ——物质的重度，公斤/米³；

G ——物质的重量，公斤；

V ——物质的体积，米³。

物质的重度随温度的变化而不同，温度越高，物质的体积会膨胀加大，其重度将随着变小。

相对密度是指物质的密度和4℃时纯水的密度的比值。4℃时纯水的重度等于1000公斤/米³，所以，任一物质的相对密度在数值上是该物质重度的千分之一倍，但没有单位。显然，物质的相对密度也是随温度变化而变化的，温度越高，其值越小。

对于气体，通常用标准状况下（0℃，1大气压）单位体积中气体的重量来表示重度。如在0℃和1大气压下，1立方米的空气重1.293公斤。表1—1及表1—2列举了某些常见流体的重度和相对密度。

表 1—1 某些常见液体物质在15~20℃时的重度和相对密度

溶液名称	重 度 (公斤/米 ³)	相对密度	溶液名称	重 度 (公斤/米 ³)	相对密度
10%FeSO ₄	1100	1.100	2%KCl	1011	1.011
10%NaOH	1109	1.109	2%NaCl	1012	1.012
30%H ₂ SO ₄	1220	1.220	2%NaNO ₃	1012	1.012
30%HCl	1149	1.149	2% (NH ₄) ₂ SO ₄	1010	1.010
2 %NH ₄ Cl	1004	1.004			

表 1—2 某些气体物质在标准状态下的重度和相对密度

气体名称	重 度 (公斤/米 ³)	相对空气 的 密 度	气体名称	重 度 (公斤/米 ³)	相对空气 的 密 度
空 气	1.293	1	乙 烯	1.2604	0.975
氮	0.7714	0.596	乙 炔	1.1747	0.907
氮 气	1.2505	0.967	丙 烷	2.0096	1.554
甲 烷	0.7168	0.554	丁 烷	2.7032	2.090

(二) 流体的粘度

粘稠的液体比稀薄的液体流得慢，这是显而易见的，因为粘稠的液体流动时，分子间摩擦阻力较大。表示流体流动时由于其分子间摩擦所产生的阻力大小叫粘度。

流体粘度随其成分、温度和压力而定。粘度的大小可用动力粘度单位和运动粘度单位等表示。动力粘度是两流层之间相距1厘米，其面积各为1平方厘米，相对移动速度为1厘米/秒时所产生的阻力，单位为克/厘米·秒。1克/厘米·秒叫1泊，百分之一泊叫厘泊。动力粘度和同温度下液体密度的比值叫运动粘度，单位是厘米²/秒。1厘米²/秒叫1沱，百分之一沱叫厘沱。表1—3列举了三种有代表性流体的粘度。

表 1—3 三种代表性流体的动力粘度〔厘泊〕

粘 流 体	温 度					备 注
		0℃	20℃	50℃	100℃	
水		1.792	1.005	0.549	0.284	代表粘度较小的液体
甘 油		12041	1069	176	10	代表粘度较大的液体
空 气		0.0172	0.0182	0.0196	0.0219	不同气体，差别不是太大

(三) 液体的压强

我们知道单位面积上所受压力的大小叫压强，并可用下式表示：

$$P = p / F \quad (1-2)$$

式中 P ——压强，公斤力/厘米²；

p ——面上所受的压力，公斤力；

F ——面积，厘米²。

知道了压强的基本概念，对液体的压强也就很容易了解了。液体是有重量的，液体的重量所引起的压强存在于液体内部各个部分。在一定深度处，液体对一个面的压强跟这个面的方向无关，其大小随着液体深度的增加而加大的，并且等于液体的重度和深度的乘积。

$$P = h \times r \quad (1-3)$$

式中 P ——液体内部某一点压强，公斤力/厘米²；

h ——液体内部某一点距液面的高度，厘米；

r ——液体的重度，公斤/厘米³。

如果液面上部空间压强不是零，那么液体任一点压强还

应加上上部空间的压强，可用下式表示：

$$p = p_0 + h \cdot r \quad (1-4)$$

式中 p_0 ——液体表面上的绝对压强，公斤力/厘米²；
其余符号与前式相同。

第二节 流体的动力学原理

上一节，我们主要讨论了流体处于相对静止时的基本性质，但在废水处理中碰到的绝大多数是流体通过管道和设备而流动的情况，故本节着重讨论流体流动时的一些基本规律问题。其主要内容有：流体的流量和流速，两种不同类型的流动；流体流动时的压强，流体流动时的阻力。

（一）流体的流量和流速

在单位时间内，通过管子有效横断面的流体量叫做流量。如果流量用体积表示，叫做体积流量；用重量表示叫做重量流量。例如，1秒钟内从一根管路中流过20公斤废水，那么废水在管内的重量流量即为20公斤/秒。

流体在单位时间内所流经的行程叫做流速。流速可用：厘米/秒、米/秒、米/时等单位表示。流体沿着管子流动时，由于流体和管壁间有摩擦力，所以管内的有效横断面上的液体质点在各点的流速并不相同。如图1—1所示，与管壁相接触的

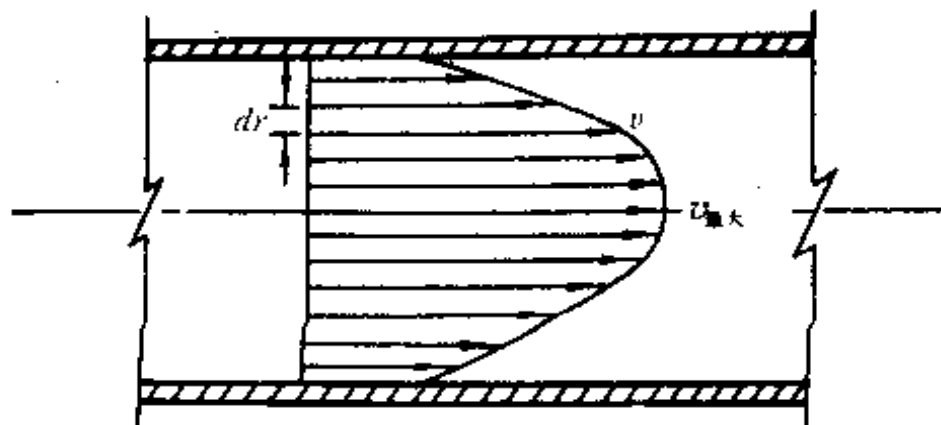


图 1—1 管内的流速分布

液体质点的速度等于零；在有效横断面上，液体质点的流速随其位置而变化，越靠近管子中心处流速越大，在管子中心处速度最大。我们平常所指的流体在管内的流速仅仅是一个平均速度，流体的平均速度可用下式求得：

$$v=V/S \quad (1-5)$$

式中 v ——流体平均速度，米/秒；
 V ——流体体积流量，米³/秒；
 S ——管子有效横断面积，米²

在废水处理中经常遇到的流体在管子中流速的大致范围如下：液体在管子中的流速小于3米/秒，粘度较大的为0.5米/秒，一般是1.5~3米/秒。气体当压强不大时，其流速约为8~15米/秒，压强较大的气体流速约为15~20米/秒。饱和蒸汽的流速约为20~30米/秒，过热蒸汽的流速约为30~50米/秒。表1—4列举了某些流体在管内的流速范围。

表 1—4 某些流体在管内的流速范围

名 称	流 速 范 围 (米/秒)
一般液体(水及粘度比水低的液体)	1~3
粘度较大的液体(如浓硫酸及油类)	0.5~1
低压气体	8~15
压强较高的气体	15~25
饱和水蒸气	20~30
过热水蒸气	30~50

(二) 流体流动的两类型态

液体运动时由于速度不同，会出现两种不同类型的流动，这可从下述试验来说明：

试验装置如图 1—2 所示，容器 1 和容器 2 由一根玻璃管相连接，其中装有水，水可从容器 1 经玻璃管流入容器 2，水在管内流速靠容器 2 下部的阀门调节。在管的进口处用另一细管导进染有红色的水。当我们调节阀门，改变水的流速时，可以明显看出管中的红色水线就会出现不同的状态：当流速很小时，管中的红色水线很清晰，流动层次分明，我们把这种流态叫层流（或滞流）；当流速增加时，红色水线开始弯曲；速度继续加大到某一值时，流动状态突然变化，红色水线由弯曲转变成漩涡状，进而混淆于整个管内。我们把这种流动层次破坏，流体质点无次序运动的流态叫做湍流（或紊流）。由此可见，水的流速对流动状态的影响是十分明显的。

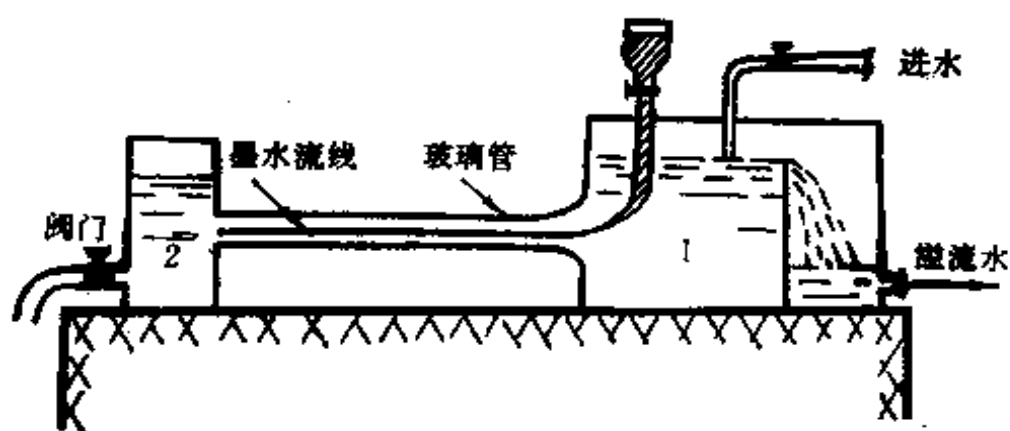


图 1—2 雷诺试验

采用各种不同粗细的管子和各种不同粘度、密度的液体进行这项试验，还可以证明流体的流动状态和管子直径、液体粘度、密度及温度等因素有关。较大的液体流速、较粗的管子、较小的液体粘度，则容易产生湍流；相反，则易产生层流。在层流和湍流两种流动状态下，流体所表现的一些性质完全不同，因此，确定一个流体的流动状态是层流还是湍流，具有重

要的实际意义。

流体流动状态的型态，可由“雷诺数”来鉴别，液体流动时的雷诺数值可按下式计算：

$$R_e = v \cdot d / u \quad (1-6)$$

式中 R_e ——雷诺数；

v ——液体管内平均流速，厘米/秒；

d ——管子直径，厘米；

u ——液体运动粘度，厘米²/秒。

将 v 、 d 、 u 各值的单位代入上式可得：

$$R_e = \frac{\text{厘米/秒} \times \text{厘米}}{\text{厘米}^2/\text{秒}} = \frac{\text{厘米}^2/\text{秒}}{\text{厘米}^2/\text{秒}}$$

由此可知，雷诺数是个没有单位的数值。经实验证明，当液体在管内流动时，雷诺数小于2320时，液体流动是层流；雷诺数大于3000时，液体流动是湍流；当雷诺数在2320~3000范围内，液体的流动既可能是层流，也可能是湍流。所以，任何液体在管内的流动状态可由雷诺数值加以判别。

（三）流体流动时的压强

研究流体运动时发现，流体的压强跟它的流速有关，流体的速度越大，其压强就越小；反之，流体的速度越小，其压强就越大。

流体在流动时的这一规律是很容易证实的。当液体在管内流动时，如果测管子粗细不同处的液体压强，就可发现（见图1—3）管内的液体压强在管子细的部分比在管子粗的部分为小。这是因为液体的流速跟管子横断面积成反比，在管子细的地方流体流动得快，液体压强则较小；在管子粗处液体流动得慢，液体的压强就较大。所以，在稳定流动中，管子细的部分压强减小，管子粗的部分压强增大，这是流体流动时的一个普

遍规律。这一现象首先被贝努里发现和总结，所以又叫贝努里定律。

(四) 管路阻力

流体流动时，流体和管壁、阀门、管件间不可避免地会发生摩擦现象，由于这种摩擦力的存在，使得流体在运动过程中产生了压强降

或叫压头损失。换句话说，输送流体时必须消耗一部分能量来抵销管路阻力所引起的压强降。

摩擦阻力所引起流体在管路的压头损失，包括两个方面：一部分是流体沿管壁运动而引起的沿程损失，另一部分是流体在运动中遇到局部阻力所引起的局部损失。形成局部阻力的原因有：流体流动方向的改变；管子形状的改变；管子直径的改变以及阀门、管件等局部障碍物的影响。

局部阻力所造成的压头损失，可用相当直管的长度来表示。例如，对于开启的闸阀，其相当长度等于管径的12倍，对于球心阀，其局部阻力相当于长度是流体管路直径的40倍长直管所产生的阻力；三通的局部阻力相当于长度是流体管路直径的60倍长直管所产生的阻力。

影响流体流经管路的压头损失的因素有：①管子内表面粗糙程度；②管子直径和长度；③流体的流速和流动状态；④流体的粘度。

流体流经管路的压头损失可按下式求得：

$$h = \lambda \frac{L}{d} \times \frac{v^2}{2g} \quad (1-7)$$

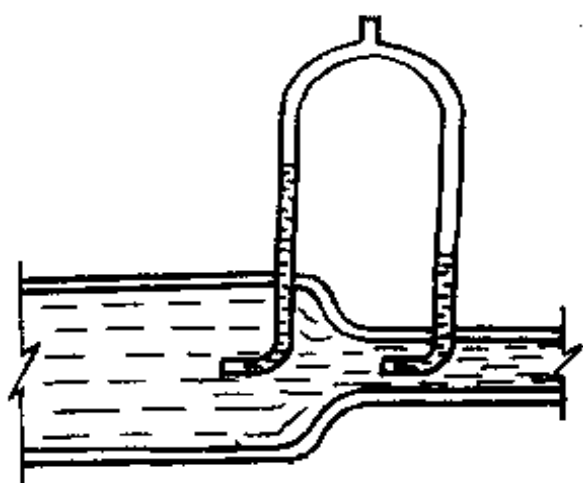


图 1—3 运动液体的压强变化

式中 h ——压头损失，用流体的液柱高度表示，米；
 λ ——摩擦系数，与管内表面粗糙度和流动状态有关；
 层流时： $\lambda = 64/R_e$ ；
 湍流时： $\lambda = 0.3164/\sqrt[4]{R_e}$ ；
 v ——流体速度，米/秒；
 g ——重力加速度，9.81米/秒²；
 d ——管子内径，米；
 L ——管子计算长度，即管子绝对长度
 与接头、配件的相当长度之和。

从上式可见，当管子内表面粗糙度、流体流动状态相同时，压头损失和管子长度以及流体的速度平方成正比，而和管径大小成反比。换句话说，管子加长2倍，其压头损失也加大2倍；液体速度增加2倍，压头损失则增加4倍。

无任何种情况，要使流体在管路中流动，都必须使流体具有一定的能量，以此来克服流体在管路中流动时的阻力。如果要将低处的废水送到高处，那就必须给废水以足够的能量，使废水具有一定的压头。废水处理中的各种流体输送设备，如泵、压缩机等就是起这作用的。

为了减少泵、压缩机等设备在运转中消耗过多的能量或动力蒸汽，以降低运转费用，必须使流体在管路中受到最小的阻力。根据流体阻力公式可见，在不影响正常处理过程，以及不增加设备费用的条件下，要尽可能降低流体的流动速度，并采用光滑直管，以及尽量减少阀门、弯头等管件。

第二章 废水输送管路及设备

废水处理过程中的流体输送设备主要有泵，以及管路和附属构筑物等，管路和附属构筑物是废水处理厂内流体流动的要道，泵则是输送废水、污泥、混凝剂等液体物料的重要设备。由于泵、管路及附属构筑物在废水处理装置中占有重要的位置，所以，掌握流体输送设备的原理、性能和结构等，对于处理操作和运行管理等具有重要的意义。

第一节 管 路

管路是管子、管件、阀门和支架的总称。它的作用是连接有关的废水处理设备，使各种流体在其间得以流通，以保证废水处理过程的正常进行。本节介绍的内容有：管子；管子的连接；管件；阀门；管路安装的基本原则等。

（一）管子

管子的规格通常用管子直径和壁厚以及工作压力来表示。表示管子规格的长度单位有两种：一种是英制，即以英尺、英寸和分作单位；另一种是公制，即以米、厘米和毫米作单位。为了使管子、管件连接尺寸的统一，同时又便于安装和使用，我国制定的管子、管件和阀门的统一标准，是按照其公称压力(P_g)和公称直径(D_g)来表示的。公称直径是与管径相近的整数，单位是毫米。表2—1列举了管子、管件的公称直径系列。

废水处理中常用的管子，按其材质可分为：铸铁管、碳钢

管、合金钢管和非金属管等。

表 2—1 管子、管件的公称直径

公称直径(Dg)		公称直径(Dg)		公称直径(Dg)		公称直径(Dg)	
(毫米)	(英寸)	(毫米)	(英寸)	(毫米)	(英寸)	(毫米)	(英寸)
3	—	65	2 ¹ / ₂	350		1400	
6	—	80	3	400		1600	
(8)	(1/4)	100	4	450		1800	
10	(3/8)	125	(5)	500		2000	
15	1/2	150	(6)	600		2200	
20	3/4	(175)	(7)	700		2400	
25	1	200	(8)	800		2600	
32	1 ¹ / ₄	225	(9)	900		2800	
40	1 ¹ / ₂	250	(10)	1000		3000	
50	2	300	(12)	1200			

注：本表摘自JB73—59及GB1047—70，带括号的表示不常用。

1. 铸铁管：常用于工厂中的下水管道。其优点是价钱便宜，与钢管相比有较好的耐腐蚀性能。但铸铁管性脆、强度低，所以蒸汽管路、气体管路和上水管路等不允许采用铸铁管。

2. 钢管：按照制造方法可分为有缝钢管（水煤气输送管）和无缝钢管两种；按照钢材种类可分为普通钢管和合金钢管两种。有缝钢管其外表镀锌的叫白铁管，不镀锌的叫黑铁管，用于压力不高（ $P_g < 16$ 公斤力/厘米²）、温度较低（ $< 75^\circ\text{C}$ ）的操作条件下，常用作废水、低压蒸汽、压缩空气和采暖系统等管路。有缝钢管按壁厚分普通钢管、加厚钢管和薄壁钢管。表 2—2 列举了国产有缝钢管的标准示例。

表 2—2 有缝钢管（水煤气输送管）的标准示例

公称直径		外径 (毫米)	普 通 管		加 厚 管		每米钢管分 配的管接头 重量（以每 6米一个管 接头计） （公斤）
(毫米)	(英寸)		壁厚 (毫米)	重量（不计 管接头） (公斤/米)	壁厚 (毫米)	重 量 (不计管 接头) (公斤/米)	
6	1/8"	10	2	0.39	2.5	0.46	—
8	1/4"	13.5	2.25	0.62	2.75	0.73	—
10	3/8"	17	2.25	0.82	2.75	0.97	—
15	1/2"	21.25	2.75	1.25	3.25	1.44	0.01
20	3/4"	26.75	2.75	1.63	3.5	2.01	0.02
25	1"	33.5	3.25	2.42	4	2.91	0.03
32	1 1/4"	42.25	3.25	3.13	4	3.77	0.04
40	1 1/2"	48	3.50	3.84	4.25	4.58	0.06
50	2"	60	3.50	4.88	4.5	6.16	0.08
70	2 1/2"	75.5	3.75	6.64	4.5	7.88	0.13
80	3"	88.5	4	8.34	4.75	9.81	0.2
100	4"	114	4	10.85	5	13.44	0.4
125	5"	140	4.5	15.04	5.5	18.22	0.6
150	6"	165	4.5	17.81	5.5	21.63	0.8

注：1.公称直径50毫米以上的管端不带螺纹的管子，可供应薄壁管，其管壁比普通管薄0.75毫米。

2.镀锌管比不镀锌管重3~6%。

3.钢管的长度：管端无螺纹的黑管为4~12米，管端带螺纹的黑管和镀锌管为4~9米，可供应定尺长度或倍尺长度的管子，其最大长度可达8米，全长允许偏差为+10毫米。

4.钢管的壁厚偏差为+12%，-15%。

5.钢管的水压试验压力：普通管为20公斤力/厘米²，加厚管为30公斤力/厘米²。

6.钢管常用材料为A。

无缝钢管的材质均匀，强度较有缝钢管高，因而管壁较薄，适合输送各种操作压力在250公斤力/厘米²以下的物料。普通无缝钢管可耐高温达450℃左右，其规格以 ϕ 外径 $\times$ 管壁厚表示。

3. 非金属管：在废水处理厂常用的非金属管有陶瓷管、水泥管、塑料管、玻璃管和橡胶管等。陶瓷管能耐酸碱腐蚀，但性脆、强度低，不耐压，大多数用作埋在地下的水管和输送有腐蚀性的物料；水泥管多数用作下水道的污水管路；塑料管是一种新型的管子，其特点是质轻，能抗酸碱腐蚀，易于加工，但耐热性和耐压性较差；玻璃管的优点是耐腐蚀，表面光滑，管路阻力小，但不耐高温（ $<150^{\circ}\text{C}$ ）和高压（ <8 公斤力/厘米²）；橡胶管的优点是耐腐蚀，有弹性，可以任意弯曲，以适应现场操作的需要，故适用于临时性的操作上。它的缺点是不耐高压、高温，对含有机物液体有腐蚀性。

（二）管子的连接

管子的连接方式可分为：螺纹连接、法兰连接、插套连接和焊接连接四种。

1. 螺纹连接：又叫丝扣连接，常用来连接小于100毫米的小直径管路。一般大管径的管子不宜采用螺纹连接，因为大管子刻制螺纹和装配管件均不方便。用螺纹连接管路时，为了保证密封，需要在螺纹上涂一些油漆并缠上麻丝。

螺纹连接用的管件有外接头、内接头和活接头（见图2—1

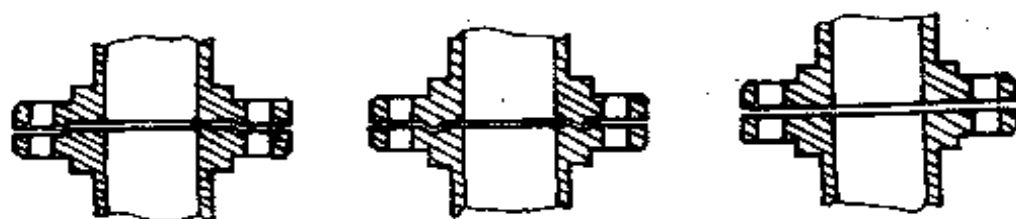


图2—1 外接头、内接头与活接头

1 所示)。外接头和内接头连接管子时结构简单,但不易装卸。活接头构造复杂一些,但易于装卸,并且密封性能好,管内流体不易漏出,所以应用较为普遍。

2. 法兰连接: 适用于连接100毫米以上的管路,其优点是便于装卸,密封性能好,适用于较高的压力和温度,缺点是费用较高。

法兰按密封端面的构造分为平面法兰、凹凸面法兰和槽圈法兰三种(如图2—2所示)。平面法兰适用于输送压力为25公斤力/厘米²(表压)以下的流体,凹凸面法兰适用输送压力为40公斤力/厘米²(表压)以下的流体,槽圈法兰适用于输送压力为250公斤力/厘米²(表压)、温度为500℃以下的流体。



平面法兰

凹凸面法兰

槽圈法兰

图2—2 各种法兰

3. 插套连接: 这种连接方式见图2—3所示,它适用于铸铁管、陶瓷管和水泥管等埋在地下的管路,一般管径都在100毫米以上,此连接的优点是安装方便,在管路因地面倾斜下沉而发生稍稍弯曲时,仍不会发生泄漏,但难于拆卸,并不耐高压。

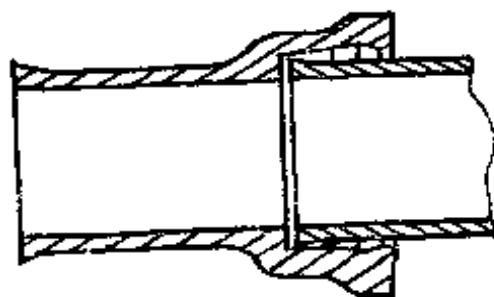


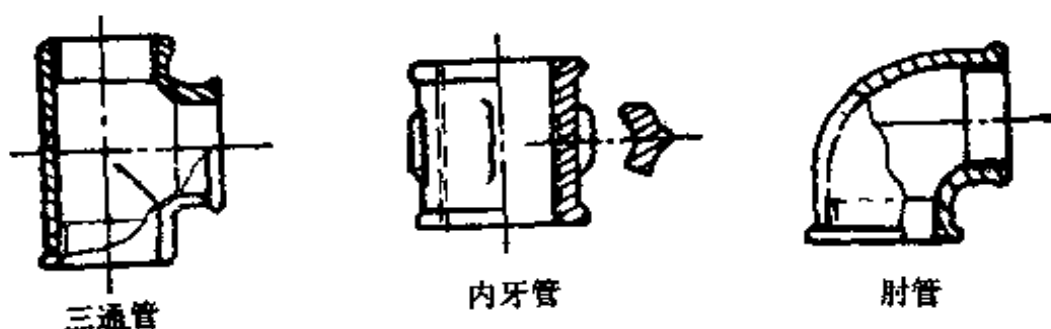
图2—3 插套连接

4. 焊接连接: 这是废水处理管路连接时最常用的一

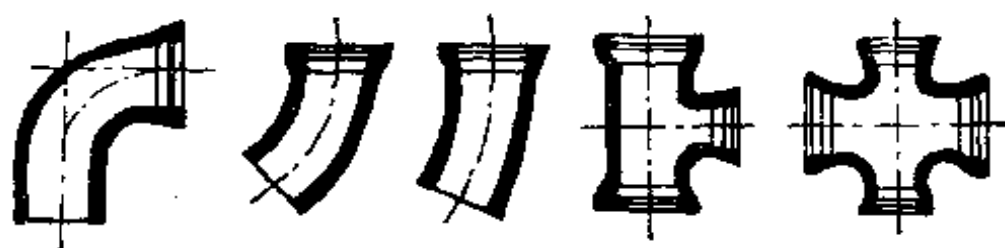
种连接方式。适用于钢管、铜管、铅管等有色金属管和塑料管，不适用于铸铁管。焊接管路的优点是费用低、耐用、密封性能好；但经常需要拆卸的管路、流体对焊缝有腐蚀以及现场不允许动火焊接的条件时，则不能使用焊接连接。

（三）管件

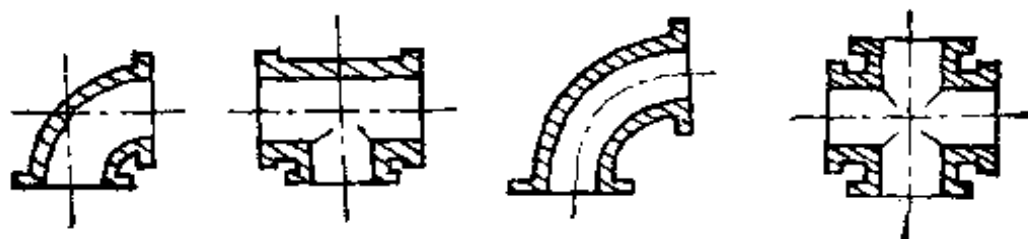
为了连接管子或改变管子方向和管子直径的大小，需要使用专门的零件，这类零件叫管件。除了上述的内接头、外接头、活接头和法兰等管件外，还有以下几类（参看图 2—4）



螺纹管件



插套管件



法兰管件



熔焊管件

图 2—4 各种管件

①改变管路方向的管件：包括弯头、三通和四通等；②改变管径的管件：如大小头等；③用来堵塞管子的管件：有管塞和管帽等。

（四）阀门

阀门是安装在管路上用来调节流量或控制流体压力的装置。在废水处理管路中的阀门用量较大，最常见的有以下几类：

1. 旋塞阀：又叫“考克”，图 2—5 是旋塞阀的结构示意图。这种阀门是靠旋塞起着关闭管路和调节流量的作用，其优点是①构造简单、价格便宜；②开闭较快；③占地方少；④容易检修和维护；⑤全开时流体阻力小。其缺点是：①不能精密调节流量；②用在大直径的管路上开关很费力。

旋塞阀主要用在自来水管（龙头）和输送流体在 120°C 和压力为 $3 \sim 5$ 公斤力/厘米²（表压）以下的管路上，并也适用于输送带有固体颗粒的流体管路。

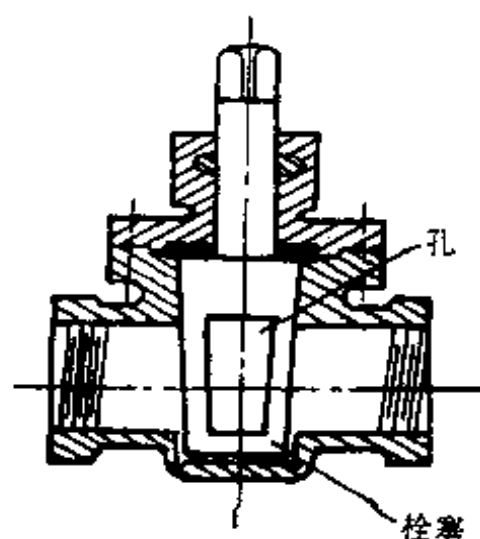


图 2—5 旋塞阀

直径大于80毫米的管路、高温高压管路以及蒸汽管路不宜安装旋塞阀。

2.截止阀：其构造如图2—6所示。这类阀门是靠装在阀杆下面的阀盘来控制开关以及调节流量的。该阀的优点是：①容易调节流量；②严密不漏，很少需要检修；③能耐较高压力和温度；④能适用于较多的流体；⑤可用于直径较大的管路。其缺点是：①构造较复杂，价格较贵；②流体经过阀门时局部阻力大。

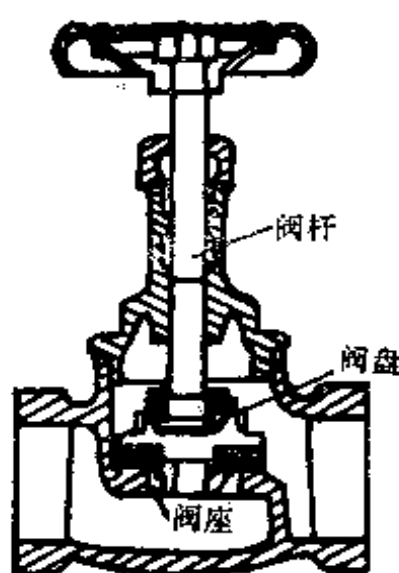


图2—6 截止阀

该阀门用途较广，常用于输送废水、水蒸气和压缩空气的管路，也可用于真空和高温高压的管路上。但由于该阀门对流体的局部阻力大，故不适宜安装在输送粘度较大流体的管路上。安装时，应使流体流向和阀门的进出口一致。

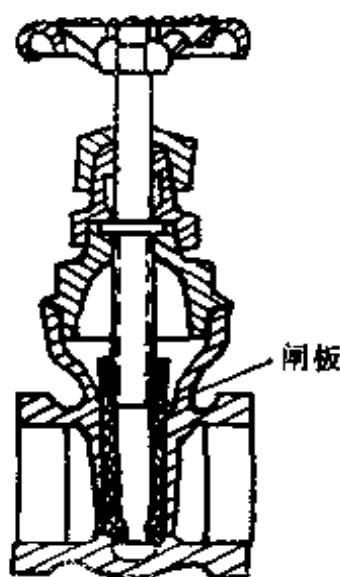


图2—7 闸板阀

3.闸板阀：又叫闸板阀，其构造见图2—7所示。它是利用闸板的升降来调节和关闭管内流体的流量。该阀的优点是：全开时流体阻力小，但制造和修理都比较困难，价格较贵，且阀体高度大，占地地方多。它一般安装在大型管路上作开闭用，如废水处理中的污泥干线、压缩空气干线的管路上大多采用。其很少用作调节流量使用，也不适合输送带固体颗粒的流

体。

4.其他阀：在废水处理厂或车间比较常见的阀还有单向阀（止逆阀）、安全阀、减压阀和自动流量调节阀等，由于限于篇幅，这里不再赘述。有关阀门产品的型号规格和注意事项等，可查找有关手册或产品样本。

（五）管路安装基本原则

废水处理中的管路较多，如果安装不当，会使操作不便，甚至妨碍废水处理的正常运行，以及影响厂容的美观等。因此，在安装管路时，应遵循以下几个基本的原则：

1.为便于安装检修和操作管理，管线最好明线敷设，或安装于干燥的地沟中。同时要注意管路的整齐，管路与管路之间应相互平行，转弯处宜用直角。

2.宜将管路沿厂房墙壁安装，管与墙壁和管路间需有一定距离。并列管路上的管件和阀门应相互错开。任何管路都应避免通过电动机和配电盘的邻近处。

3.通过人行道的管路不可低于2米，更不许紧贴地面，以免妨碍交通和损坏管路。管件和阀门不要安装在人行道的上空。

4.为使检修前能将剩余在管路中的流体排除，管路应稍与水平倾斜。蒸汽管路距离较长时应安装疏水器，可自动排除冷凝水，防止蒸汽损失和泄漏。

第二节 离 心 泵

泵是废水处理中的关键设备之一。在废水处理运行中，如果泵一旦出现故障，往往会使整个处理系统停止工作。因此，有人把泵的作用比喻为废水处理工艺流程中的“心脏”。同时，泵的好坏也直接影响废水处理过程的正常进行。所以，根

据各种废水等物料的水质特点及输送要求，能够正确地选择并合理使用，都是十分重要的。由于在废水处理中广泛使用的是离心泵，所以这里以离心泵为例，介绍离心泵的构造及工作原理；离心泵的性能参数及选择方法；离心泵的安装及使用等。

（一）离心泵的构造及工作原理

离心泵的构造如图 2—8 所示。离心泵的泵体部分由叶轮和泵壳所组成，叶轮由电动机带动高速旋转时，充满在泵体中的液体被带着转动。由于离心力的作用，液体离开叶轮时即具有一定的压强，并且以较大的速度被抛向泵壳。与此同时，在叶轮的圆心形成低压，使液体不断吸入。这样，液体源源不断地吸入泵内并产生一定的压强而排至压出管，输送到需要的地方。

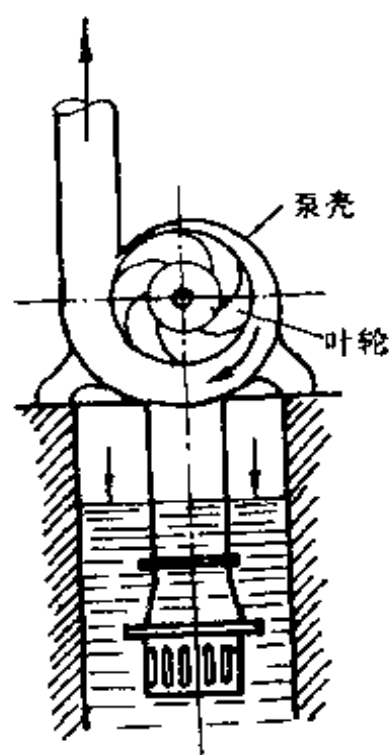


图 2—8 离心泵的构造及装置图

（二）离心泵的性能参数及选择方法

离心泵在出厂前都在泵体上钉有一块铭牌，上面刻有这台泵的型号、流量、扬程、转数、轴功率和效率等有关离心泵性能的指标。它表明了该泵的整体性能。

1. 泵的流量：又称输水量，是指泵在单位时间内输送液体的体积或重量。表示流量的各种单位有：升/秒、米³/秒、吨/时等。

2. 泵的扬程：又称压头，它表示泵能提升液体的高度，用 H 表示，单位为“米液柱”，通常用“米水柱”作单位，习惯

就简称“米”。通常一台泵的扬程是指铭牌上的数值，实际扬程比此值要低，因为沿管路有阻力损失，至于多少要由管路布置情况来决定。

3. 泵的转速：是指叶轮每分钟的转速。转速有规定的数值（额定转速）。实际转速和规定转速不一致时会引起泵性能发生变化。增加转速可加大排水量，但造成动力机械超载或带不动，且零件易损坏；降低转速会使排液量和扬程减少，设备利用率降低，所以通常不允许改变泵的转速。

4. 泵的轴功率：是指泵轴单位时间内消耗的能量。我们知道泵在输送液体过程中对液体作了功（单位有“公斤·米”等），而单位时间内所作功的大小叫功率（单位有“公斤·米/秒”等，通常用“马力”或“千瓦”作功率的单位）。离心泵在单位时间内把一定量的液体输送到某一高度所作的功率又叫有效功率。泵的有效功率可用下式表示：

$$N_{\text{有效(千瓦)}} = \frac{r \cdot Q \cdot H}{102} \quad (2-1)$$

$$\text{或 } N_{\text{有效(马力)}} = \frac{r \cdot Q \cdot H}{75} \quad (2-2)$$

式中 $N_{\text{有效}}$ ——泵对液体所作的有效功，千瓦或马力；

r ——液体的重度，公斤/米³；

Q ——泵的流量，米³/秒；

H ——泵的实际扬程，米。

泵要靠电动机带动，电动机输送给泵一定的功率，泵才能对液体做功，电动机输送给泵的功率叫泵的轴功率。泵的轴功率一定大于泵的有效功率，因为泵在运行中不可避免有功率的损耗。

5. 泵的效率：是指泵的有效功率和轴功率的比值。有效功

率越大，轴功率越小，泵效率越高；反之，泵效率就越低。目前，一般离心泵的效率大约是40~70%。

通常，每台离心泵都有三条性能曲线（或叫特性曲线），即：流量——扬程（ $Q-H$ ）性能曲线、流量——功率（ $Q-N$ ）性能曲线和流量——效率（ $Q-\eta$ ）性能曲线。制造厂出厂的离心泵都要在厂内试验，将测得的三条性能曲线绘在同一曲线图中，注以不同的纵坐标（见图2—9所示）。利用这些曲线，我们就可以了解泵的性能如何，这对于正确地选择和经济合理地使用泵，都起着很重要的作用。

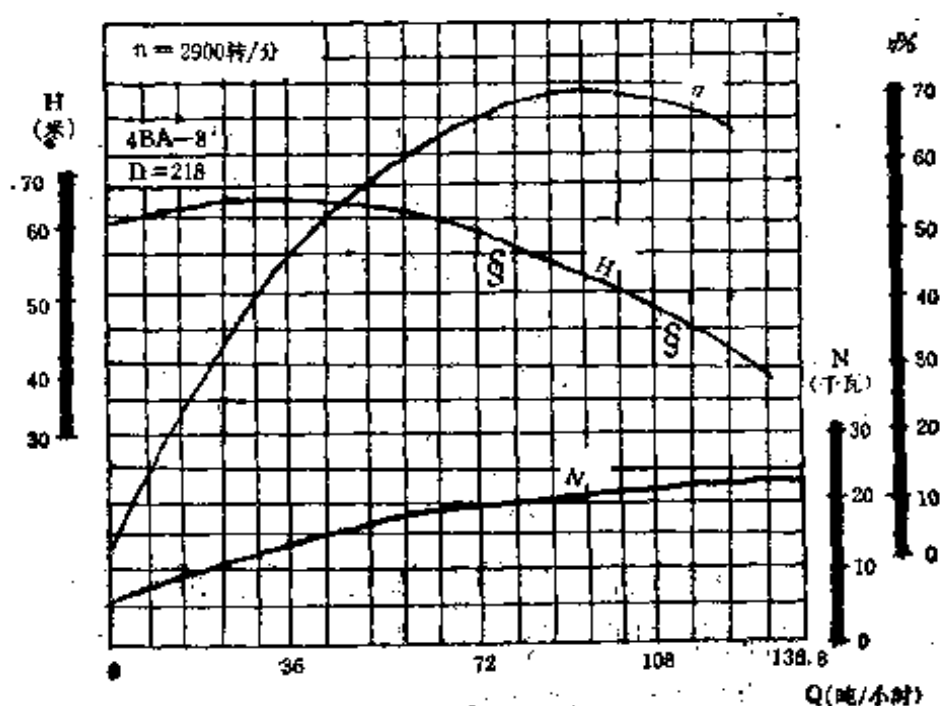


图2—9 离心泵的性能曲线

从图2—9中可见，对应于一定 Q 、 H 、 N 值， η 曲线上有一个最大值。如果泵在这点相对应的流量和扬程等性能参数下工作，其效率最高，使用最经济。如果使用点与 η 最高点相差太远，则泵的效率太低，使用就不经济。因此，并不是整个性

能曲线都是泵的工作区域。一般在曲线上标“§”符号的为该泵的推荐工作区域。有的产品样本中把曲线上允许工作范围内的各参数间的对应流量和扬程等参数值（常取三点）列于表中为泵的性能表。

对于不同型号的离心泵，其 $H-Q$ 曲线的形状不同，有的曲线比较平坦，适用于流量变化较大的场合，有的曲线比较陡峭，适用于管路压头变化大而不允许流量变化太大的场合。另外，前面介绍的性能曲线是指当转数、叶轮直径和输送液体粘度在一定条件下而言，若以上改变时，则离心泵的性能曲线就具有不同的形状。

由于使用要求的不同，离心泵有许多种类，根据输送液体的性质，可分为普通泵和专用泵，普通泵用于输送水或粘度、化学性质与水相近的液体，专用泵指输送悬浮液体、腐蚀性液体或高温液体等用途的泵。在选泵时，首先应根据输送液体的性质确定采用哪一类，然后根据管路所需的功头和流量，在泵的系列特性图上选一个泵，使所选泵的扬程和流量略大于管路所需，但也不能超过太多，以免泵的效率降低或扬程过剩，造成功率浪费。

各类离心泵的系列特性曲线和泵的型号规格等可见有关设计手册和泵的手册等。

（三）离心泵的安装及使用

离心泵的安装位置受允许吸上（或吸入）高度的限制，超过这个高度，离心泵就不能正常工作，甚至无法吸入液体。同时，被输送液体的温度越高，允许吸上高度就越低。表 2—3 列出了输送不同温度的水时，一般离心泵的允许吸上高度，供参考。

如果泵的实际吸入高度超过允许吸入高度，液体在叶轮入

表 2—3 离心泵输送水时的允许吸上高度 (参考值)

温 度 (°C)	10	20	30	40	50	60	65
吸上高度(米)	6	5	4	3	2	1	0

口附近就会部分汽化,继续流到叶轮压强较高处又迅速地凝结,使周围的液体迅速合拢,从而产生强烈的水力冲击,其频率每秒2~3万次,使叶轮表面造成严重的损伤。这种现象叫做汽蚀现象。汽蚀对泵起着严重的破坏作用,所以它是影响泵的寿命的一个重要因素。目前还没有找到一个完全能防止汽蚀破坏的方法,因此人们把它看成为水力机械的“癌症”。

为了不致降低泵的允许吸入高度,在吸入管路中应尽量避免设置不必要的管件,而且吸入管路的直径通常较压出管路为大。在调节流量时,也需注意不要关小入口阀,应只调节出口阀。

离心泵在开动前,泵内和吸入管路中必须充满液体,当气体存在时,就不能吸入液体(这种现象叫“气缚”),其原因是由于气体的重度比液体小得多,所受的压力也小得多,因此在泵内产生的压差也很小,不足以在入口处形成足够的真空度来抽吸液体。为了防止气缚的产生,在泵的吸入管底部装一单向阀(称底阀),使泵和吸入管路内充满液体。另外,在吸入管路和泵轴填料函处均不应漏气。

为了减小电机在启动时的负荷及防止出口管路发生水力冲击,泵的出口阀应在启动前关闭。但在出口阀关闭的情况下,运转时间不宜太长(例如不超过2~3分钟)以免泵会发热;停泵时,应先关闭出口阀,以免液体倒流。如较长时间不用时,应将泵内和管路内的液体放净。

第三节 附属构筑物

为了完善废水管道系统的正常运行，管道附设一系列附属构筑物，这些构筑物主要有：检查井、水封井、跌水井、废水排出口等。

(一) 检查井

为了对管道进行定期检查和疏通，必须在废水管道上设检查井，在检查井处，用明沟代替管道。检查井一般应设立在管道转弯处、管道交汇（接入）处、管道断面变更或坡度变更处和跌水处。直线管道上每隔一定距离也设有检查井。两检查井之间的管线应成一直线。检查井在直线管道上的最小间距见表 2—4。

表 2—4 直线管路上检查井间距

管 别	管径或暗渠净高 (毫米)	最 大 间 距 (米)
废 水 管 道	≤ 400	40
	500~1000	50
	1100~1500	75
	> 1500	100
两水管渠及两水与 废水的合流管渠	≤ 700	50
	800~1500	100
	> 1500	120

注：1、大口径两水管渠检查井距离可适当加大；

2、根据当地管道养护实践经验，检查井间距可以适当调整。

检查井一般由下列几部分组成：基础、底部、工作室、渐缩部、井筒及井盖，如图 2—10所示。检查井基础是由碎石、碎砖及低标号混凝土垫层构成，混凝土底板作连接上下游管道

的流槽，流槽高度可等于0.8倍大管管径。流槽应在平面上或剖面上都呈圆弧形。流槽两侧至检查井之间的底板（称为沟肩）应有20厘米以上宽度，以便工作人员立足，且应具有0.02~0.05的坡度，以防淤泥沉积。

如检查井设置在管道转弯处，流槽应弯曲且转弯曲度不应小于 90° ，中心线的曲率半径应大于1.5倍大管管径。

如检查井设置在管道接入处，则应设多个流槽，但进水支管不宜超过三条，以便于施工，如图2—11所示。

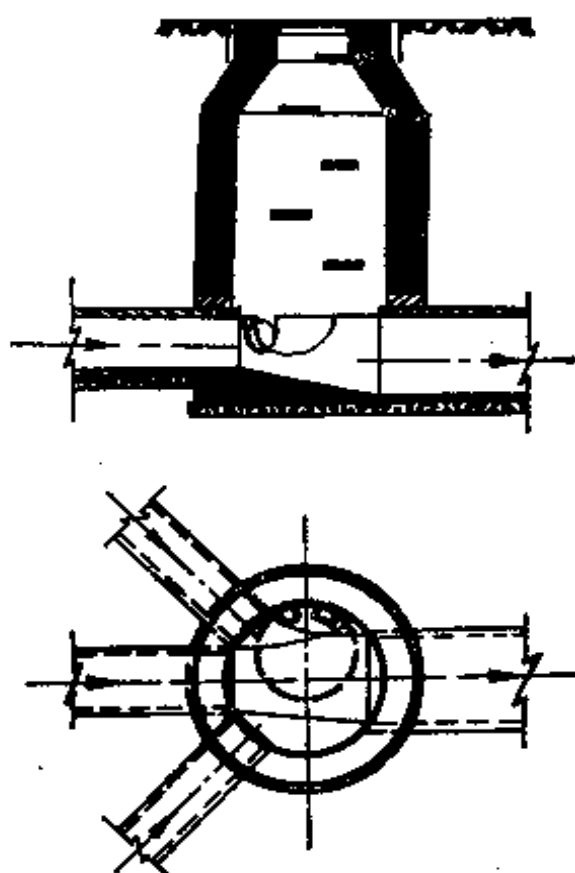


图2—10 砖砌检查井

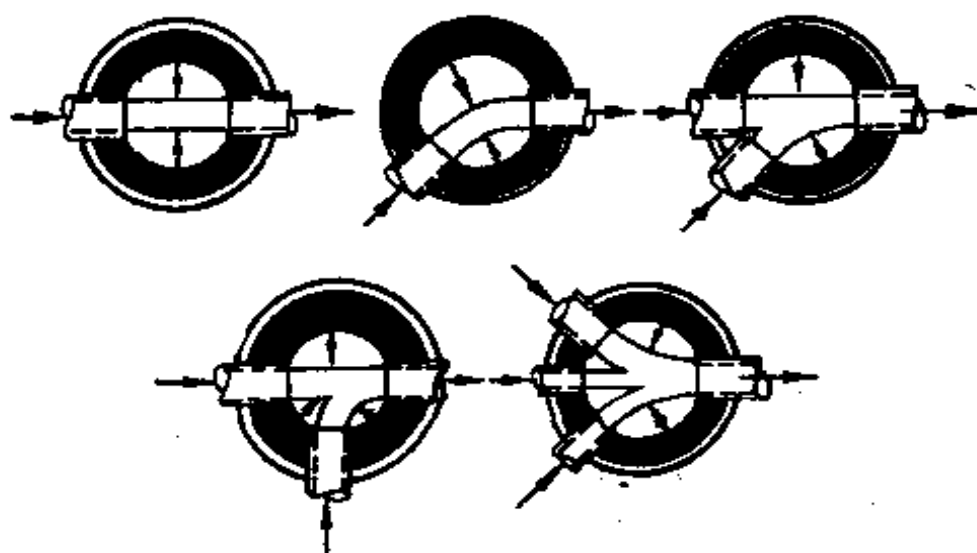


图2—11 检查井内明沟的平面图形

检查井的工作室是供工作人员在井中检查、清洗或修理等操作的场所。工作室高度一般为1.8米（从沟肩算起）；平面面积视管道直径而定。当直径小于800毫米时，一般为圆形，内径为1.0~1.5米；当管径大于800毫米时，可采用矩形，沿管线长度为1米，横向应比管道直径大0.3米；当管道埋深小于1米，且管径小于或等于300毫米时，工作室可以不设，检查井内径采用0.7米。

为了降低检查井造价和缩小井盖尺寸，一般均以锥形渐缩部来连接工作室和井口。采用混凝土预制管建造的检查井常作成一壁直立的斜锥形的渐缩部，以便于砌筑和工作人员进入检查井。

井口和渐缩部之间，是工作人员出入检查井的通道，称作井筒。井筒的直径与井口相同，一般为0.6~0.7米。井筒的高度则随管道的埋深而异。

沿井壁应安装踏步，踏步一般用铸铁制成。在废水腐蚀性强的情况下，踏步易于损坏，最好不设踏步。

井口与井盖直径一般都采用0.65~0.7米，在车行道上的检查井，一般采用铸铁井盖与井座，井盖与路面相平。在人行道及绿化地段的检查井，一般采用钢筋混凝土井盖，工厂厂内宜用铸铁井盖。

除了一般圆形及矩形检查井外，还有采用扇形的检查井和半圆形检查井，分别用于管道转弯处和支流接入处。

（二）水封井

输送含油废水及含有挥发性有毒气体的废水时，为了防止有毒气体的蔓延，以及防止可能出现的火灾，在废水管路系统内应设置水封井。水封井的位置一般设在车间废水出口处、除油池前后，或离开管道的一定距离处，以及可能出现火灾蔓延

的地方，如有不同废水接入这种废水管道时，接入处也应设水封井。

图 2—12 为水封井构造图，通过水封将两段管道的通风空隙隔开。水封的水深应不小于 0.25 米，考虑水封井所形成的水头损失，上下游管底高差应预留 0.05 米。

为防止管道淤积，尤其是当设计流速比自清流速小时

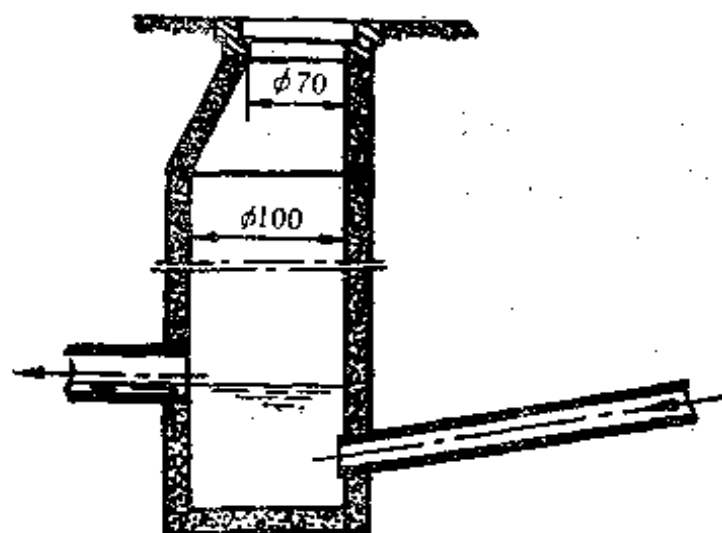


图 2—12 水封井

(在管道始端或地形平坦地段常常出现这种情况)，应加设冲洗井。冲洗井是利用自来水或上游污水、河水，使井内达到一定水位后，开启出流管道阀门，对下游管道进行冲洗的。也可以用自来水进行自动冲洗，用虹吸设备进行自动控制。

(三) 跌水井

为了连接具有较大高差的上下游管道，或连接埋深较大的干管，连接处需采用跌水井。一般地说，若跌水水头小于 0.5 米时，可在普通的检查井内跌水，检查井内设置斜流槽。若跌水水头大于 0.5 米，应设专门跌水井。

跌水井分有竖管式、溢流堰式和阶梯式几种。竖管式跌水井如图 2—13 所示，它是利用井下部的水垫层消除跌水的能量的。这种跌水井适用于管径等于或小于 400 毫米的管道。当管径在 200 毫米以内时，一次跌水高度以 6 米为限，管径为 250~400 毫米时，一次跌水以 4 米为限。

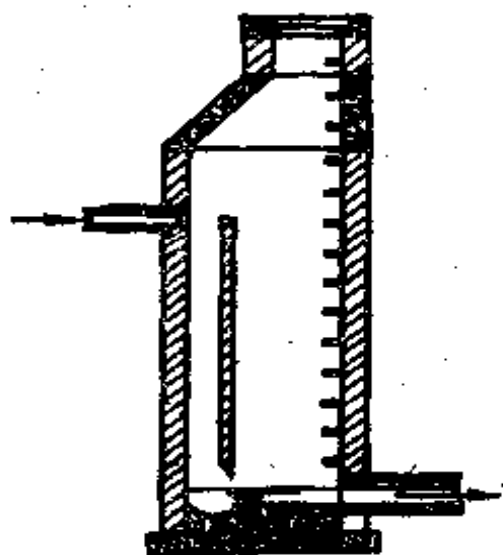


图 2—13 竖管式跌水井

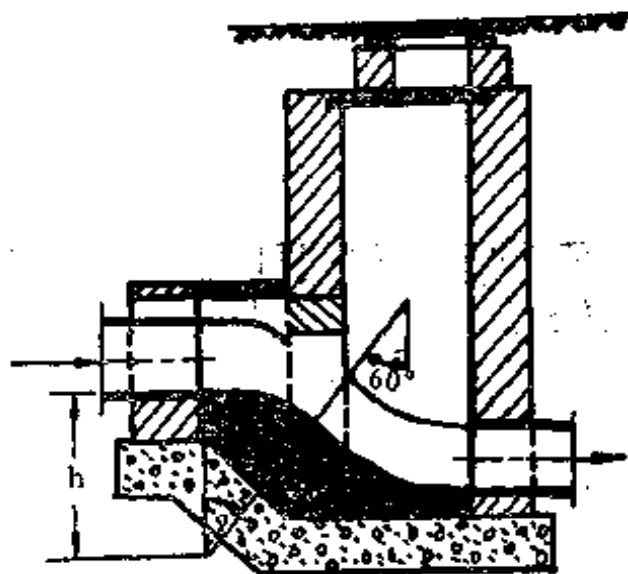


图 2—14 溢流堰式跌水井

此外，还有采用溢流堰式跌水井，利用消力槛消能，如图 2—14 所示。也有采用多级阶梯跌水，代替溢流堰，也有很好的效果。

(四) 废水排出口

废水应保证排出后尽快与水体混合，避免废水沿河岸倾泻，应尽可能深入河流断面，并淹没在河水底下。

出水口应选择正确的位置，并需经得卫生机构及航运部门同意。出水口的位置选择应遵循下列原则：

1. 出水口不应被废水挟带的杂质所堵塞，出口处应有防冲刷的措施。

2. 应保持与给水取水构筑物、游泳区及家畜饮水区有一定的距离，并避免影响下游居民点的卫生和饮用。

出水口形式有岸边式和分散式两种。岸边式出水口（图 2—15）应尽可能淹没在水面以下，其中一字形出水口适用于管道与渠道的连接，八字形出水口适用于河岸较陡处。分散式出

水口，用铸铁管或钢管将废水管顺河底引至河心，用三通作分散放水口，将废水泄入水体。河底出水总管内流速不得小于0.7米/秒，以防污泥在管内沉积。采用分散式出水口时，应设置事故出水口，以便在三通放水口堵塞时使用。

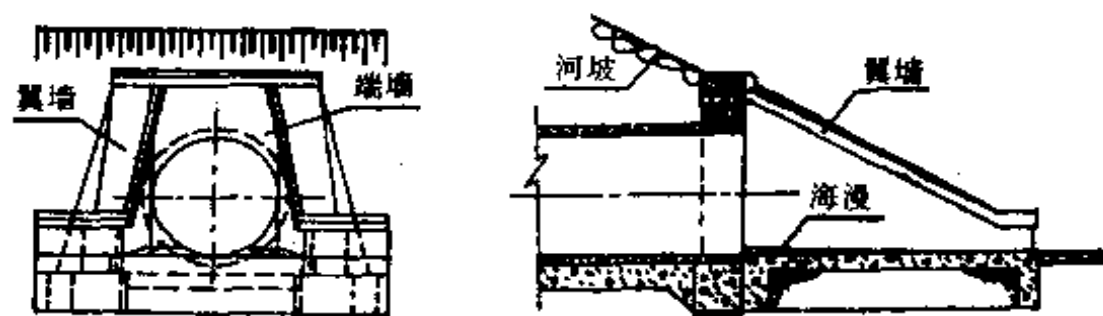


图 2—15 岸边式出水口

第三章 本篇计算应用实例

离心泵的选用

在新建或扩建废水处理厂中究竟选用哪种泵才合适呢？因为泵的类别多，型号、规格也不同，选得好坏与否，对基建费用和经常费用都有很大的影响。我们在第二章的学习中已知，通常的方法是根据输送液体的物理性质（如粘度、有无悬浮颗粒等）和化学性质（如腐蚀性等），来确定泵的类别。如果已选定了某一类的离心泵，则对此类离心泵的具体规格，可根据需要的流量、压头，从有关设计手册或泵的手册中查出此类泵

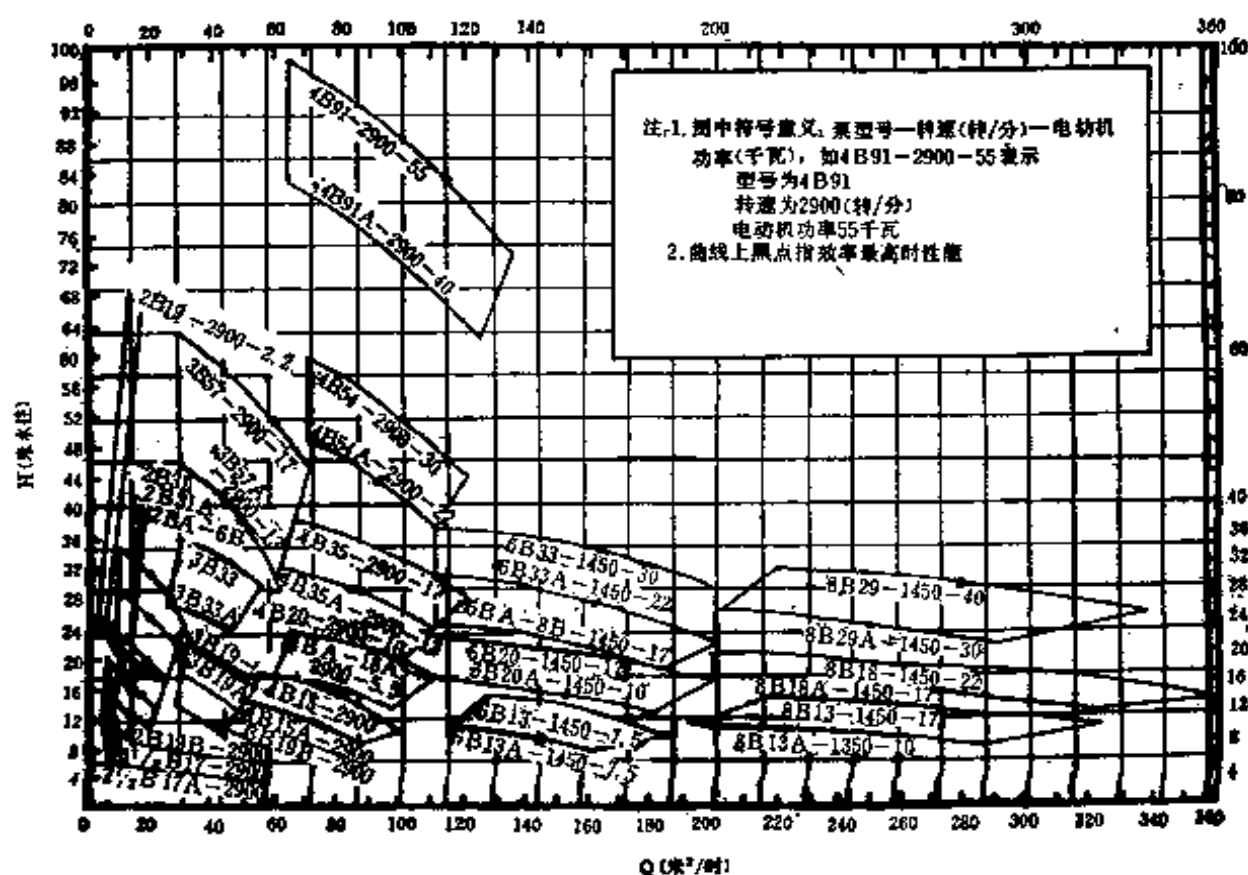


图 3—1 B型离心泵系列特性曲线

的系列特性曲线（如图3—1所示）或离心泵的性能曲线（如图2—9所示），然后选择合适的泵。

图3—1中每一扇形格代表一种型号泵的适用性能。按流量、压头标在图上，该图点落在某一扇形格内，即可选定此型号的泵。扇形格中另一数字为此泵的规定转速。如果要进一步确定此泵的工作点，则可在泵的样本或有关设计手册中查其性能曲线。我们所要求的流量、压头应位于该性能曲线 $H-Q$ 线之下，此时泵的效率也是在推荐范围内的。当泵的扬程符合要求，而扬量有多余时，则可加以调节。

有时根据要求有两种以上的泵可供选用，此时则应根据需要和供应情况作具体分析，抓住主要矛盾，满足最主要的要求即可。

〔例〕某厂在新建废水处理车间时，需要选用一台废水泵，要求流量 $Q=36$ 吨/小时，扬程 $H=30$ 米，废水粘度和清水相近，无悬浮颗粒，无腐蚀性。试选定型号，并列其主要性能。

解：（1）根据废水水质情况，以及流量、压头要求，可选用 B 型（或 BA 型）离心泵。

（2）由图3—1上标出与本流量 Q 、压头 H 值相应的一点，此点落在标有 $3B33-2900$ 这一扇形格内，则表示应选 $3B33$ 型水泵，转速为2900转/分（图中未标出转速，此泵即老型号 $3BA-9$ 水泵）。

（3）再查阅水泵样本或 $3B33$ 型水泵性能曲线，得 $3B33$ 型水泵性能（见33页表）。

要进一步了解泵的结构尺寸与安装尺寸时，可查阅水泵的产品样本。

Q (吨/小时)	H (米)	转速 (转/分)	功率(千瓦)		效率 (%)	允许吸上真空高度 Hs 允许(米)
			轴功率	电机功率		
29.88	35.5	2900	4.6	7.5	62.5	7.0
45.00	32.6		5.56		71.5	5.0
54.36	28.8		6.20		68.2	3.0

第二篇

废水传热过程及设备

热量传递过程（简称传热过程）就是热能的传递过程。热力学第二定律指出，只要有温度差存在，热量总是自动地从高温物体传向低温物体。温度差普遍出现在自然界里，所以热能的传递是一个很普遍的自然现象。对于废水处理过程来说，传热过程的应用也是非常广泛的。首先，许多废水的化学处理必须在一定的温度下才能按照预定的反应方向和反应速度进行，为了维持这一定的温度，就常常需要加热、冷却或保温。还有，废水的蒸发和蒸馏，废渣、废液的干燥和结晶，以及利用高温废水的废热等都是在加热或冷却的条件下实现的。同时废水处理厂中有关加热、保温和冷却等问题，都有着共同的特点，遵循着相同的传热规律，其中多数设备也基本相似。因此，传热过程和前面讲的流体输送过程同是废水处理中的基本过程。

为此，我们需要研究传热过程的基本原理，掌握选用传热设备并进行简单工艺设计计算的方法，以便更好地实现废水的净化和回收利用。

第四章 传热过程的基本原理

我们从日常生活和工作实践中知道，热可以从物体的一部分传到另一部分，或者从这一物体传到另一物体，这种现象叫

做热传递。热传递只能由温度高的地方传到温度低的地方，而绝不会由低温处自动地流向高温处。那么，热量究竟怎样从温度较高的物体传给温度较低的物体呢？本章将介绍热量传递的三种基本规律。

第一节 传导传热

根据传热过程物理本质的不同，热量的传递可以三种基本方式进行，即传导、对流和辐射。

传导传热是指同一物体或紧密接触的诸物体各部分，由于温度差异的存在而产生的热量传递现象。在传导传热过程中，物体高温部分的分子，由于振动和相邻分子发生碰撞，并将一部分动能传给了相邻分子，而物体分子间的相对位置并未变化，仅仅是较热的质点把热量传给了较冷的质点。

各种物质传热的本领并不相同，金属善于传热，叫热的良导体，故常用来制造各种传热设备；瓷、石棉和水泥等非金属不善于传热，叫热的不良导体，故常用来制造各种保温材料。物质的传热本领也叫导热性或导热能力，可以用导热系数来表示。假如某物质厚度是1米，两壁面温度相差1℃，那么在1小时内，这个物质在1米²表面积所能传递的热量的千卡数，就叫该物质的导热系数（用 λ 表示）。

物质的导热系数随物质组成、结构、相对密度、温度和压力的不同而有区别，要通过实验测定。通常金属材料的导热系数为2~360千卡/米·时·℃；建筑材料如水泥和砖等的导热系数为0.5~3.0千卡/米·时·℃；保温材料的导热系数为0.02~0.1千卡/米·时·℃；气体和液体的导热系数通常比较小。几种常见物质的导热系数如表4—1所示。

在实际工作中，我们不但需要知道某一物体的导热系数，

表 4—1 几种常见物质的导热系数(千卡/米·时·℃)

名 称	导热系数 (λ)	名 称	导热系数 (λ)	名 称	导热系数 (λ)
银	394	玻 璃	0.64	混 凝 土	1.10
铜	330	绝 热 砖	0.12	地 沥 青	0.60
铝	175	建 筑 砖	0.20~0.25	石 棉 板	0.10
钢	39	汽锅水垢	1.13~2.70	石棉纤维	0.095

有时还需要知道通过该一物体的传热速度，即单位时间内传递的热量。通过许多的实验证明，

任一物体在单位时间内传递的热量和该物体的导热系数、表面积以及两壁面温度差有关。如图 4—1 有一表面积为 F 米² 的固体壁，高温端表面温度为 t_1 ℃，低温端表面温度为 t_2 ℃，壁厚为 δ ，导热系数为 λ ，则单位时间内通过固体壁所传导的热量可用下式计算：

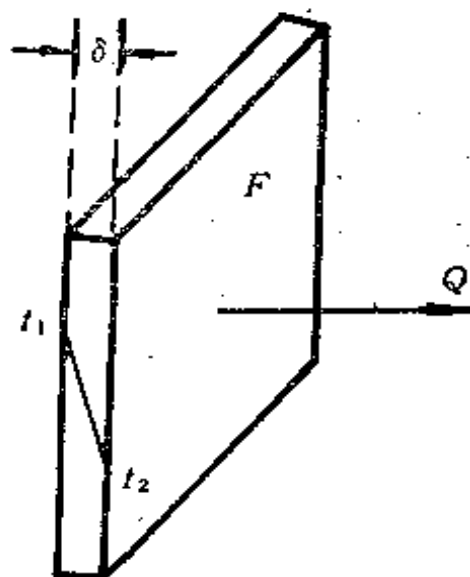


图 4—1 单层平壁的热传导

$$Q_{\text{传导}} = \frac{\lambda \cdot F}{\delta} (t_1 - t_2)$$

(4—1)

式中 $Q_{\text{传导}}$ ——每小时经传导方式传递的热量，千卡/小时；

λ ——导热系数，千卡/米·时·℃；

δ ——固体壁厚度，米；

t_1, t_2 ——壁两边表面温度，℃；

F ——壁传热的表面积，米²；

从式(4—1)可见,单位时间内传导方式所传导的热量和该固体壁的导热系数、壁表面积大小,以及壁面温度差成正比,而和壁厚成反比。也就是说,当其他条件相同时,增大导热系数、传热面积或两壁面温度差,则传热量增多;增加壁厚时,则传热量随之降低。

第二节 对流传热

对流传热的热量是靠着液体或气体的流动来传递的,在对流传热过程中,分子互相变动了位置,依靠物质的流动而将热量从一部分传到了另一部分。

按照对流传热过程的特点,又可分为自然对流和强制对流两种。自然对流是由于冷热质点的相对密度不同而引起的热的自发交换;强制对流则是在外部作用力下,使冷热质点运动而产生了传热。

液体运动的性质,对于对流传热的速率影响极大。作层流运动时,液体分子是直线运动的,在这种情况下,热量传递并不是以对流方式,而是传导方式。随着液体流速的加大,从层流转变为湍流时,热量的传递才主要是以对流方式进行。平常我们在废水处理中使用的换热器等设备都存在着对流传热,但这种对流传热的特点是热量由流体传给固体壁(如容器壁和管壁等),或由固体壁传给周围的流体,这种对流传热方式又叫做给热。可见,给热过程是既包括有对流传热,也包括有层流底层的传导传热的复杂传热过程。

给热过程的传热速率可用下式表示(参见图4—2所示)。

$$Q_{\text{给热}} = \alpha \cdot F(t_1 - t_2) \quad (4-2)$$

式中 $Q_{\text{给热}}$ ——热流体传给器壁的热量(或器壁传给冷

流体的热量)，千卡/时；

α ——给热系数，千卡/米²·时·℃；

F ——传热面积，米²；

t_1 ——较热的流体（或器壁）温度，℃；

t_2 ——较冷的流体（或器壁）温度，℃。

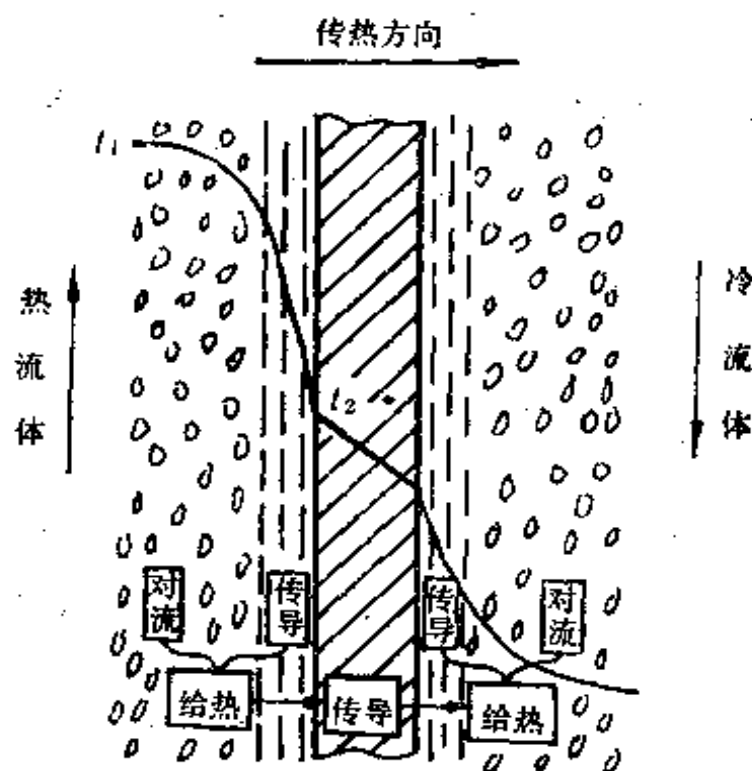


图 4—2 给热过程示意图

所谓给热系数，就是当流体和器壁温度相差 1℃，在 1 平方米传热面上，由对流作用每小时所传递的热量。其影响因素很多，如流体种类、流动特性、流体温度、流体压力、流体粘度、流体比热、导热系数，以及器壁形状等，通常要靠实验来测定。工业用换热器的给热系数 α 值的大致范围见表 4—2 所示。

表 4—2 工业用换热器中给热系数的大致范围

给 热 的 种 类	α 值(千卡/米 ² ·时·℃)
有机蒸气的冷凝	500~2000
水的加热或冷却	200~10000
水的沸腾	500~45000
过热蒸汽的加热或冷却	20~100
空气的加热或冷却	1~50
油的加热或冷却	500~1500

第三节 辐射传热

辐射传热是一种由电磁波来传递热能的方式，它与传导和对流方式有着本质的区别。它不仅产生能量的转移，而且还伴随着能量形式之间的转化，即从热能转化为辐射能，或者相反地从辐射能转化为热能。只有在高温下，辐射才能成为主要的传热方式。在各种工业用的窑炉中，都是以辐射为其主要传热方式的。

辐射传热的速率可用下式表示：

$$Q_{\text{辐射}} = C \cdot F \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (4-3)$$

式中 $Q_{\text{辐射}}$ ——辐射传热速率，千卡/时；

C ——辐射系数，与传热物体和受热物体的表面性质有关，千卡/米²·时 $\left(\frac{K}{100}\right)^4$ ；

F ——辐射表面积，米²；

T_1 ——较热的辐射面绝对温度， K ；

T_2 ——较冷的受热面绝对温度， K 。

从式(4—3)可见，辐射传热速率和辐射系数、辐射面

表面积以及热冷物体的辐射面与受热面的绝对温度的四次方之差成正比。也就是说，辐射系数越高，辐射表面积越大，热冷物体辐射表面与受热表面的温差越大，则单位时间内辐射热量越多；反之则越少。

上述三种传热方式实际上是很少单独存在的，只是在具体传热过程中所占的主次地位不同。在流体对流传热时往往同时有传导现象存在，在辐射传热时往往也有对流现象存在，不过总有一种方式是主要的。因此，在进行废水处理换热过程设计时，要针对具体情况作具体分析。

第五章 传热过程的典型设备

第一节 常见的换热设备

换热设备的种类很多，在废水处理中，由于废水种类繁多，水温高低不一，相应的处理工艺对废水的热处理要求就不相同，所用的换热设备也就不同。在废水热处理中，流体间的传热很少采用直接接触的办法，而是通过器壁或管壁进行间接传热，所以间壁式换热器的应用较多。这里介绍几种应用较早、结构较简单、在废水处理中又常见的换热设备。

（一）夹套式换热器

如图 5—1 所示，这是一种最简单，也是应用较早的换热设备。这种设备在小型及间歇废水处理中用得较多，其夹套装在容器外部，加热剂或冷却剂在夹套中通过，容器壁面为换热面。由于夹套的传热面有限，故一般用于传热量不大，处理量也不多的场合。

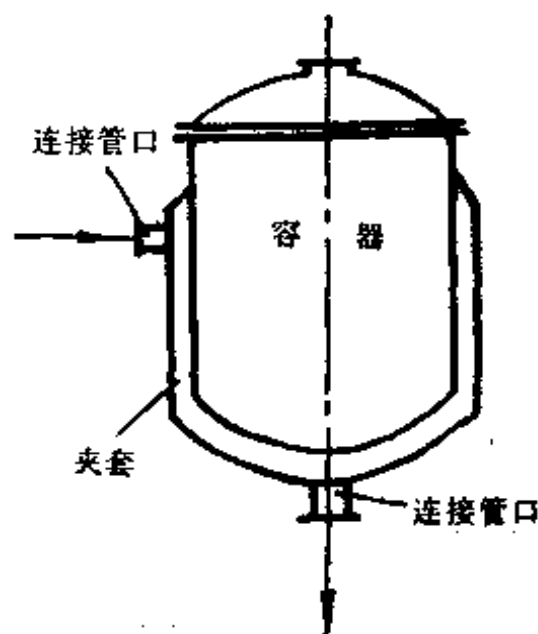


图 5—1 夹套式换热器

（二）蛇管式换热器

如图 5—2 和图 5—3 所示，蛇管式换热器也是废水处理

中常见的结构简单、操作方便的传热设备，它由U形连接的直管和盘成螺旋形的弯曲管构成，可做成沉浸式和喷淋式两种。前者如图5—2所示，将蛇管沉浸在有某种液体的容器内，管内通换热的另一种流体，可用作液体的预热器和冷却器，其缺点是设备笨重、传热效率差。但沉浸式蛇管作为反应器的传热面用还是相当普遍的。

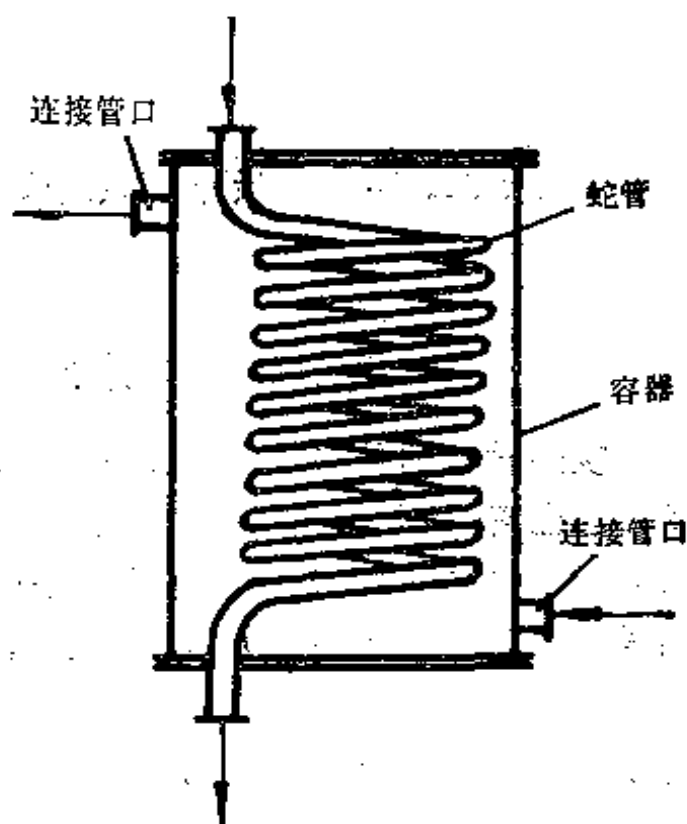


图5—2 沉浸式蛇管换热器

喷淋式蛇管换热器如图5—3所示，它是由许多上下互相平行的直管所组成，固定在钢架上，直管间用U形接管连接，

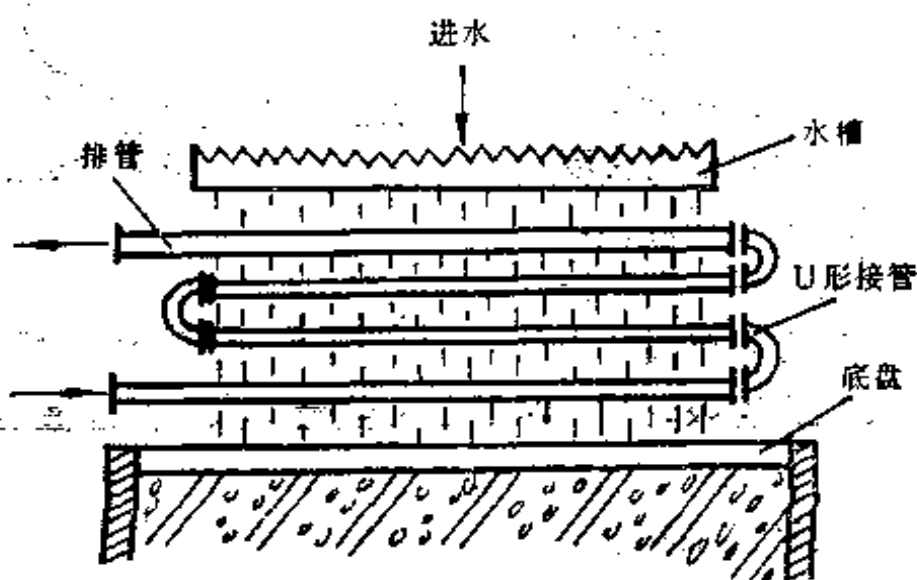


图5—3 喷淋式蛇管换热器

用冷却水从上部有锯齿边的淋水槽上均匀分布淋下，以达到冷却管内通过的废水等流体的目的。这种换热器结构简单，也便于检修和清洗，作为废水等流体的冷却器应用很广。

（三）套管式换热器

套管式换热器是将两种直径大小不同的标准管连接而成（如图 5—4 所示）。进行热交换的流体 A 走管内，而流体 B 则走管外两管之间形成的环隙通道，两种流体一般都按逆流方向流动，其传热效果还是比较好的。该换热器结构较简单，但金属耗量大，接头很多，容易发生泄漏，检查、清洗比较麻烦，占地面积也较大。这种换热器一般用于流体流量较小，而所需传热面积不大的场合。

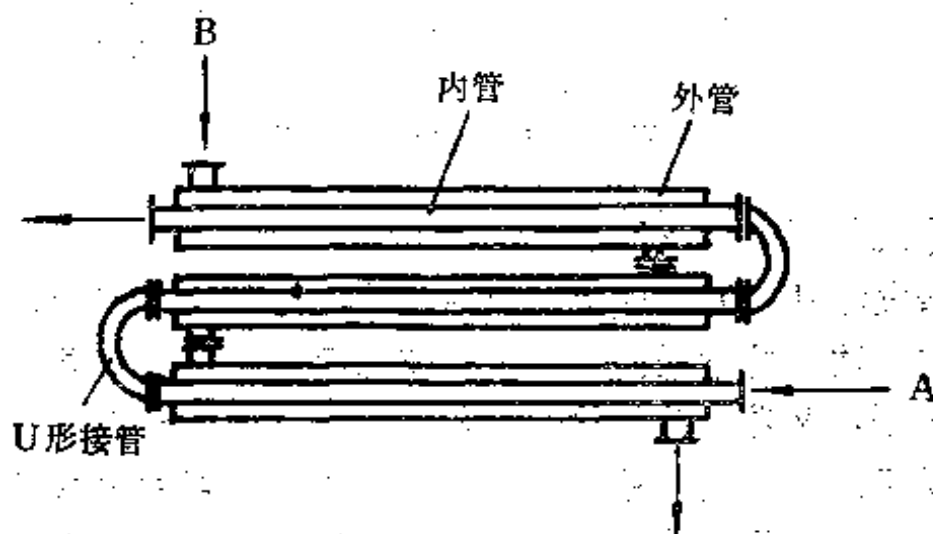


图 5—4 套管式换热器

（四）列管式换热器

列管式换热器是一种工业上应用极为广泛，而且有悠久历史的传热设备。目前，这种传热设备被当作一种传统的标准设备。图 5—5 所示是一个简单的列管式换热器，主要由外壳，列管和管板所组成。进行热交换的一种流体由管 I 流经列管的管内后流出，而另一种流体则经过接管 II 进入管束之间，也即在

壳体中流过。为了使流体在壳体内的流速提高和不发生短路，可在壳体和管束间加一些挡板。列管式换热器还可用在特殊的场合，如用于蒸汽冷凝则叫冷凝器；用于加热液体气化，则叫再沸器和蒸发器等。

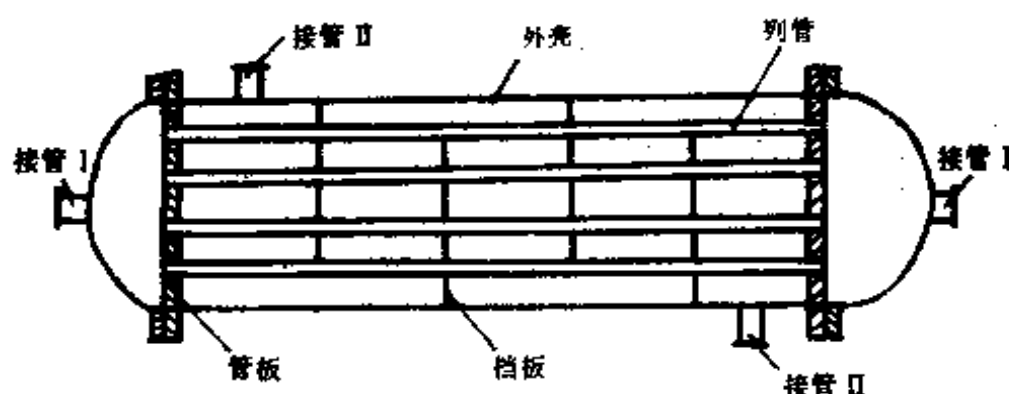


图 5—5 列管式换热器

(五) 列管式蒸发器

蒸发法是依靠加热使溶液中的溶剂（如水）汽化，从而使溶液得到浓缩的过程。对于工业废水而言，蒸发既是一种浓缩分离过程，又是一种传热过程。在工业废水的利用和处理上，列管式蒸发器也是常见的一种。列管式蒸发器的结构见图 5—6 所示，其主要部分由加热室和蒸发室组成。加热室是加热蒸汽把溶液加热并使之沸腾的部分，在加热室中央装有一根粗的管子称为中央循环管，由于其断面大，因此，管中溶液所占的相对传热面要比周围的加热管或称沸腾管要小，这样，循环管中溶液的加热程度相对地小、重度大，再加上沸腾管内蒸汽上升时的抽吸作用，使溶液自然循环而提高了蒸发器的传热系数和生产强度。蒸发室（也称分离室）是容纳二次蒸汽并使它和夹带的大量液滴分离的部分。利用较大空间的蒸发室，大部分

液滴能靠自重或靠装在顶部的挡板分液器而与二次蒸汽分离，从而大大减少二次蒸汽的污染和原液的损失。

这种蒸发器的特点是比较紧凑、传热面积较大、清洗修理较简便（因加热管短而粗），故广泛用于易生污垢和结晶溶液的蒸发中。但由于循环速度不高，不适于温度差小或粘滞度大于10厘泊的溶液。

（六）薄膜蒸发器

这种蒸发器是一种单程蒸发器，外型与原理同旋风分离器相似（如图5—7所示）。其特点是溶液在器内不作循环，只通过一次蒸发就达到所要求的浓度，稀、浓的溶液不再相混，故传热效率高，蒸发速度极快（仅几秒或十几秒钟）。因此，受到普遍的重视，在处理回收废水中也较多应用。料液是从顶部四个切线长方形进料口进入，然后通过细长的通道以高速在器壁形成均匀的旋

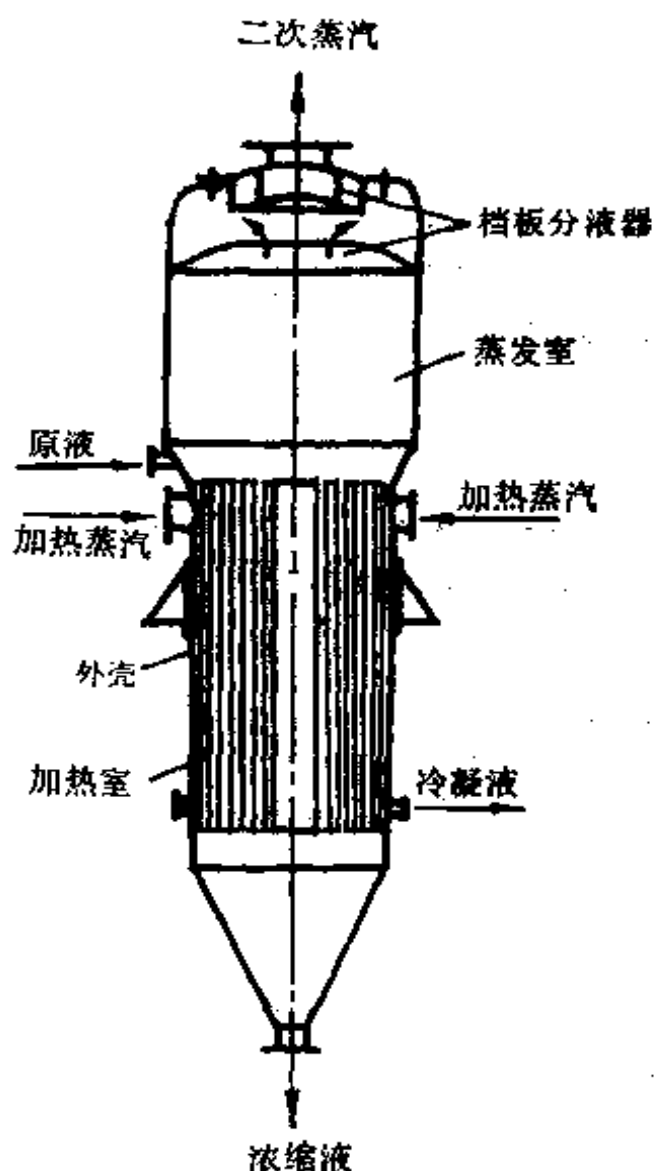


图5—6 列管式蒸发器

1, 中央循环管

涡状液膜下降，此时在很大的自由表面上进行快速蒸发，浓缩液由底部排出，二次蒸汽由顶部排出。蒸发器各部位的相对尺寸和旋风分离器相似，但进料口的设计是个关键问题。

实践说明，这种蒸发器结构简单，传热效率高，蒸发速度快，而且在器内可同时进行蒸发和结晶操作，但传热面积不能太大。

(七) 搅拌冷却结晶器

按照溶液达到过饱和所采取的手段不同，常见的结晶方法

可分为：①移除部分溶剂的结晶法——主

要靠蒸发使溶液浓缩而产生过饱和，这类蒸发结晶设备见前述；②不移除溶剂的结晶法——主要靠降温冷却使溶液变成过饱和。这类结晶器有搅拌水冷结晶器等，其结构如图 5—8 所示。该结晶器为圆形敞口筒形锅，锅内装有搅拌器，浓缩液靠

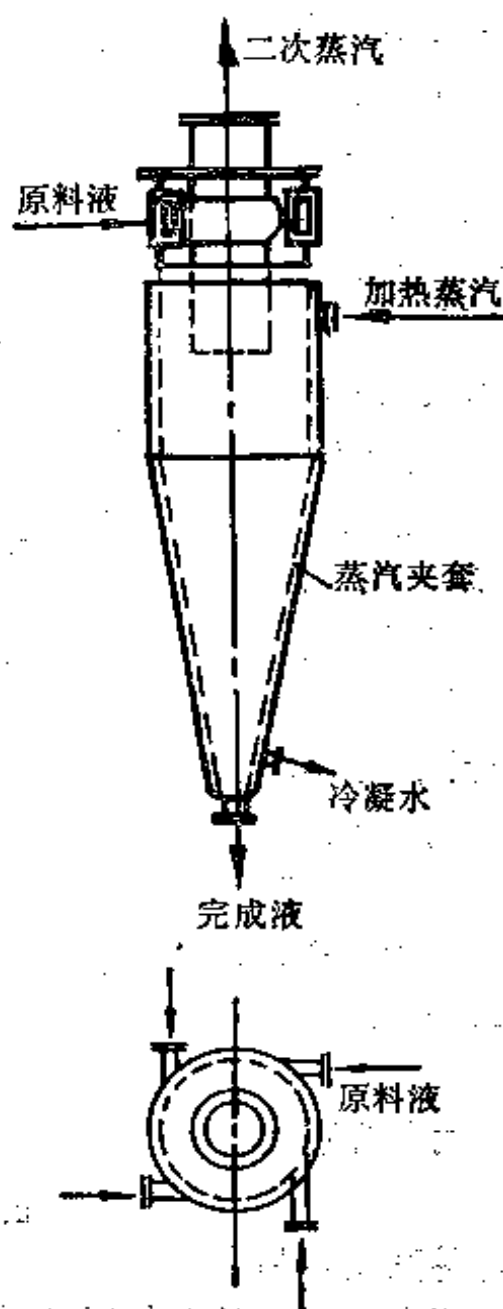


图 5—7 旋风式薄膜蒸发器

夹套和蛇管（通冷却水）冷却。

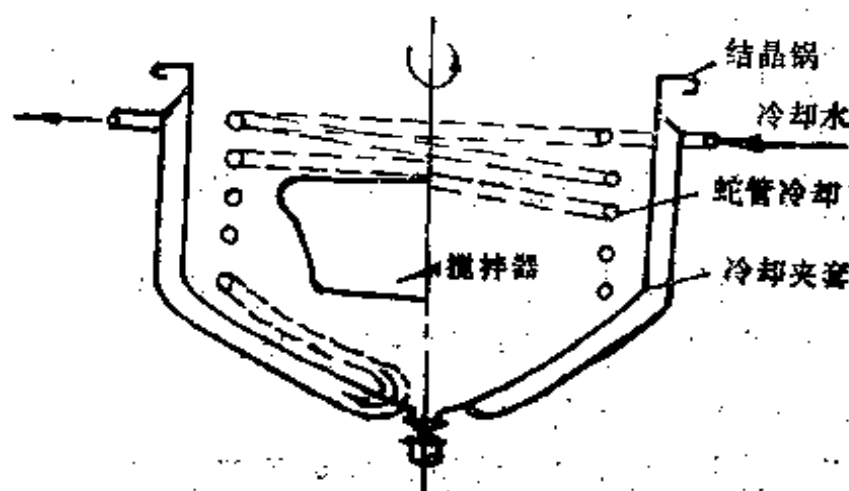


图 5—8 搅拌冷却结晶器

搅拌冷却结晶器的特点是结构简单，操作方便，也较易进行清洗和维修，在废水处理中也是应用较多的换热设备之一。

第二节 换热设备的工艺参数

在前一节里，我们介绍了废水处理中常用的换热设备，本节将介绍换热设备设计的主要工艺参数。

（一）热负荷与传热系数

换热器每小时传送的热量叫做换热器的热负荷。如果不考虑换热器散向周围环境的热量，那么换热器内热流体放出的热量应等于冷流体吸收的热量，但任何换热器实际上不可避免地有散热损失，其数值大约是热流体传送热量的 3% 左右。换句话说，冷流体仅仅能吸收热流体传送热量的 97% 左右。

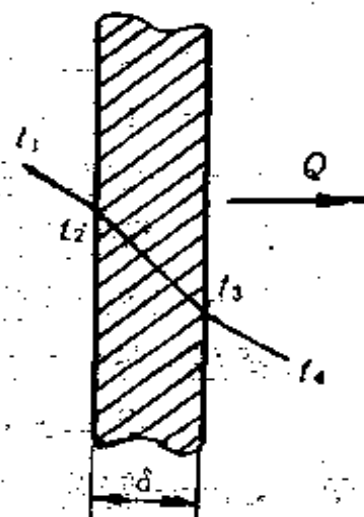


图 5—9 经过器壁的传热

在间壁式换热过程中，包括有传导和对流两种传热方式。如图 5—9 所示，热流体首先以给热方式将热量传给管壁，再以传导方式将热量传过管壁，最后，管壁又将热量以给热方式传给冷流体。即

热流体 $\xrightarrow{\text{给热}}$ 管壁一侧 $\xrightarrow{\text{传导}}$ 管壁一侧 $\xrightarrow{\text{给热}}$ 冷流体

换热器的上述传热过程，可用以下的公式分别表示：

1. 热流体以给热方式向管壁所传递的热量：

$$Q_1 = \alpha_1 \cdot F(t_1 - t_2) \quad (5-1)$$

式中 Q_1 ——热流体经给热方式传给管壁的热量，千卡/时；

α_1 ——热流体给热系数，千卡/米²·时·℃；

F ——管壁传热面积，米²；

t_1 ——热流体的温度，℃；

t_2 ——靠近热流体的管壁温度，℃。

2. 以传导方式经管壁所传递的热量：

$$Q_2 = \frac{\lambda}{\delta} F(t_2 - t_3) \quad (5-2)$$

式中 Q_2 ——热流体经传导方式通过管壁所传递的热量，千卡/时；

λ ——管壁的导热系数，千卡/米·时·℃；

δ ——管壁的厚度，米；

F ——管壁传热面积，米²；

t_2 ——靠近热流体一边的管壁温度，℃；

t_3 ——靠近冷流体一边的管壁温度，℃。

3. 管壁以给热方式传给冷流体的热量：

$$Q_3 = \alpha_2 \cdot F(t_3 - t_4) \quad (5-3)$$

式中 Q_3 ——管壁经给热方式传给冷流体的热量，千卡/时；

α_2 ——冷流体的给热系数，千卡/米²·时·℃；

F ——管壁传热面积，米²，

t_3 ——靠近冷流体一边的管壁温度，℃，

t_4 ——冷流体的温度，℃。

传热稳定时， $Q_1=Q_2=Q_3=Q$ ，三式相加，并整理即得到换热器内热流体传给冷流体的热量：

$$Q = \frac{F(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (5-4)$$

$$\text{设 } \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = K \quad (5-5)$$

$$\text{得 } Q = K \cdot F(t_1 - t_2) \quad (5-6)$$

式中 K 叫做传热系数，它表示热流体和冷流体的温度差为1℃时，在1小时内穿过1米²的管壁面积所传给冷流体的热量。其数值大小显然和给热系数 α_1 、 α_2 ，管壁厚度 δ ，管壁导热系数 λ 等有关，是传热效果的标志。

式(5-6)是换热器设计中经常使用的传热基本方程式。式中的传热面 F ，常常是设计及选择换热器时需确定的工艺参数，在给定的 Q 及 Δt 下，关键在于确定 K 值来求得传热面积 F 。在一定条件下， K 是常数，可以通过计算和调查实测两种方法求得。但目前 K 值的计算方法既繁且误差又较大，故尽量根据经验数字或生产上类似体系的换热效果来确定 K 值。工业用换热器的传热系数 K 值的大致范围可参见表5-1。

(二) 传热平均温差

换热器内冷热两种流体的流向相同的叫并流；流向相反的叫逆流；既有并向流动，也有逆向流动的叫混流。图5-10是三种流向的示意。

表 5 — 1 工业用换热器传热系数K值 (千卡/米²·时·℃)

传 热 的 流 体	传 热 系 数(K)
气体—气体	10~30
气体—水	10~50
水—水	700~4000
冷凝蒸气—水	250~4000
冷凝蒸气—油	50~300
冷凝蒸气—沸腾油	250~750

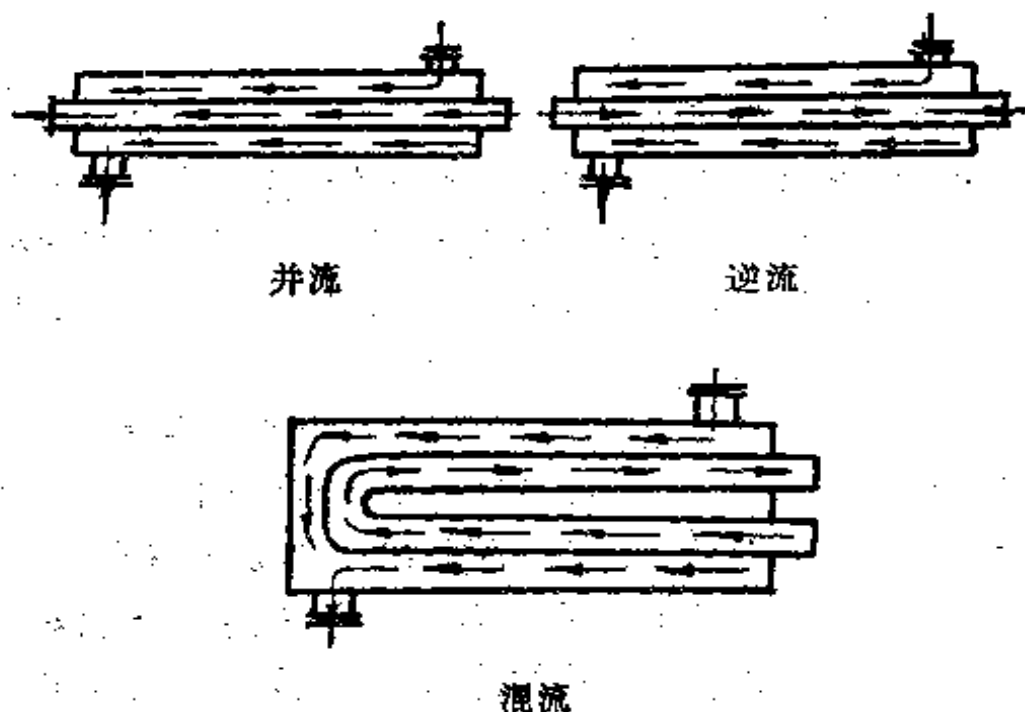


图 5 — 10 换热器内的三种流向

逆流式换热器和并流式换热器相比较,有以下几个优点:

(1) 相同条件下,逆流式的平均温差较并流式的平均温差大。所谓平均温差,一般是指对数平均温差,可按下列公式计算(参见图 5 — 11所示):

并流式:

$$\Delta t_{\text{均}} = \frac{(T_{\text{初}} - t_{\text{初}}) - (T_{\text{终}} - t_{\text{终}})}{2.3 \lg \frac{(T_{\text{初}} - t_{\text{初}})}{(T_{\text{终}} - t_{\text{终}})}} \quad (5-7)$$

逆流式:

$$\Delta t_{\text{均}} = \frac{(T_{\text{初}} - t_{\text{终}}) - (T_{\text{终}} - t_{\text{初}})}{2.3 \lg \frac{(T_{\text{初}} - t_{\text{终}})}{(T_{\text{终}} - t_{\text{初}})}} \quad (5-8)$$

式中 $\Delta t_{\text{均}}$ ——对数平均温差, $^{\circ}\text{C}$;

$T_{\text{初}}$ ——热流体进换热器温度, $^{\circ}\text{C}$;

$T_{\text{终}}$ ——热流体出换热器温度, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{初}}$ ——冷流体进换热器温度, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{\text{终}}$ ——冷流体出换热器温度, $^{\circ}\text{C}$ 。

在相同条件下, 逆流平均温差较并流温差大, 所以逆流式换热器所需传热面积较并流式小, 从而节省钢材的消耗。

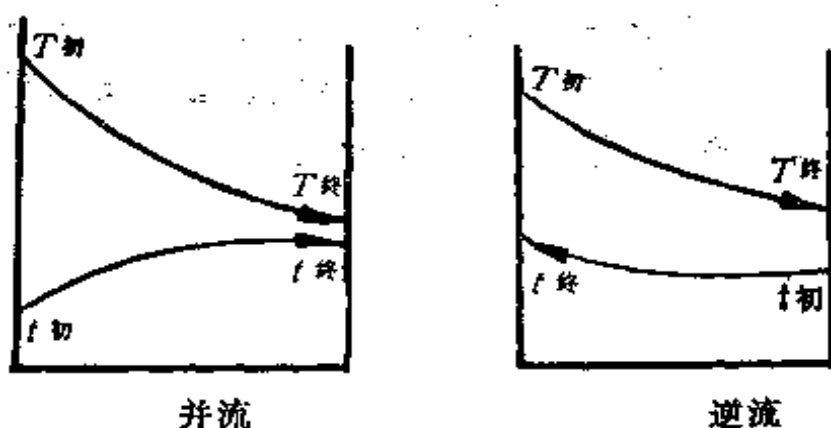


图 5-11 两种流向的温度变化

(2) 并流式的冷流体出口温度永远小于热流体出口温度, 逆流式的冷流体出口温度可以高过热流体的出口温度。如果为了加热废料液, 那么采用逆流式换热器的废料液出口温度, 要比采用并流式换热器为高。

虽然逆流式换热器有上述优点，但真正的逆流只有在套管式和螺旋板式等换热器内才能得到，而在其他类型的换热器中都是混流的。因此，当条件相同时，其平均温差较并流式大，比逆流式小。

(三) 传热面积

在选定了换热设备的型式、工作条件，以及计算出换热过程的热负荷 Q 和平均温差 Δt_m 之后，便可在确定传热系数的基础上，根据传热基本方程式算出换热设备所需的传热面积 F ：

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} \quad (5-9)$$

式中 F ——换热器所需的传热面积，米²，

Q ——换热过程的热负荷，千卡/时，

K ——传热系数，千卡/米²·时·℃，

Δt_m ——冷热流体间的平均温差，℃。

根据所需的传热面积 F ，可进一步进行换热设备的结构设计，一般应尽可能采用标准设备和定型设备，具体可参考《给水排水标准图集》等有关手册和资料。

第六章 本篇计算应用实例

列管式换热器的设计计算

换热器的设计计算较为复杂，正如前章所述，通常的方法是根据所需的传热面积估计，选用标准设备和定型设备。为使大家对整个计算过程有所了解，本章列举了列管式换热器的设计计算方法，供大家学习时参考。

〔例〕某废水处理厂利用处理后的排放水作为冷却剂，在常压下每小时要冷凝2000公斤工业酒精蒸气。冷却水比热 C_2 约等于1千卡/公斤·℃，进口温度 $t_1=25^\circ\text{C}$ ，出口温度 $t_2=40^\circ\text{C}$ ，要求设计一列管式换热器。

解：（1）热负荷（ Q ）及冷却水用量（ W_2 ）的计算：

查手册得到常压下酒精的沸点 $T=78^\circ\text{C}$ ，气化潜热 $R_1=203$ 千卡/公斤。

可见，酒精冷凝放出的热量为

$$Q=W_1 \cdot R_1=2000 \times 203=406000 \text{ 千卡/时}$$

并由热量衡算得到冷却水用量为

$$\begin{aligned} W_2 &= \frac{Q}{C_2(t_2-t_1)} \\ &= \frac{406000}{1 \times (40-25)} = 27100 \text{ 公斤/时} \end{aligned}$$

（2）计算平均温度差（ Δt_m ）：

因酒精蒸气在冷凝过程中温度不变，故两流体相互流向与 Δt_m 无关。

$$\begin{array}{rcl} 78^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 78^{\circ}\text{C} \\ 25^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 40^{\circ}\text{C} \\ \hline 53^{\circ}\text{C} & & 38^{\circ}\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_m = \frac{53-38}{\ln \frac{53}{38}} = \frac{15}{\ln 1.39} = \frac{15}{0.329} = 45.5^{\circ}\text{C}$$

(3) 估选传热系数 K 值、计算传热面积 (F):

从设计手册中查得, 有机蒸气—水的传热系数 K 值在 500~1000 之间, 此处选用 $K=600$ 千卡/米²·时·℃, 所以

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{406000}{600 \times 45.5} = 14.9 \text{ 米}^2$$

(4) 设计选用 $\phi 25 \times 2.5$ 钢管, 冷却水走管内:

有机蒸气冷凝的给热系数 α 值一般比水在强制湍流时小, 故本例 α_k 不是主要热阻, 流速不需太大, 只要保证雷诺数 $Re > 10^4$ 即可。为了减小流体阻力, 取流速 $w=0.5$ 米/秒。

(5) 计算管数 (n):

$$\begin{aligned} n &= \frac{4W_2}{3600 \cdot \pi \cdot (d_{\text{内}})^2 \cdot w \cdot r} \\ &= \frac{4 \times 27100}{3600 \times 3.14 \times 0.02^2 \times 0.5 \times 1000} = 48 \text{ 根} \end{aligned}$$

(6) 计算管长 (L):

$$L = \frac{F}{n \cdot \pi \cdot d_{\text{外}}} = \frac{14.9}{48 \times 3.14 \times 0.0225} = 4.4 \text{ 米}$$

取设备的定性长度 $l=2$ 米, 则程数 m 为

$$m = \frac{L}{l} = \frac{4.4}{2} = 2.2, \quad \text{取 } m=2。$$

所需管数 $n' = m \cdot n = 2 \times 48 = 96$ 根

查设计手册, 管子按正六角形排列时, 当对角线上为 10 根

管时，可排总管数为127根。因分双程，隔板占去13根管子的位置，所以实际可排 $127 - 13 = 114$ 根管子。

实际传热面积 $F_{\text{实}}$ ：

$$\begin{aligned} F_{\text{实}} &= n_{\text{实}} \cdot \pi \cdot d_{\text{均}} \cdot l \\ &= 114 \times 3.14 \times 0.0225 \times 2 = 16.1 \text{米}^2 \end{aligned}$$

(7) 壳体内径 ($D_{\text{内}}$)：

取管间距 $t = 32$ 毫米

$$\begin{aligned} D_{\text{内}} &= t(b-1) + d_{\text{外}} + 2(t - d_{\text{外}}) \\ &= 32(13-1) + 25 + 2(32-25) \\ &= 32 \times 12 + 25 + 14 = 423 \text{(毫米)} \end{aligned}$$

取 $D = 450$ 毫米

(8) 校核传热面积：

$$\text{水的定性温度 } t = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = 32.5 (^\circ\text{C})$$

查得水在 32.5°C 时的物理常数为：

$$\mu = 0.7601 \text{厘泊}$$

$$r = 995 \text{公斤/米}^3$$

$$C_p = 1.003 \approx 1 \text{千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\lambda = 0.533 \text{千卡/米} \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

校核水的流速：

$$\begin{aligned} w &= \frac{27100 \times 4}{3600 \times 995 \times 3.14 \times 0.02^2 \times 57} \\ &= 0.423 \text{米/秒} \end{aligned}$$

雷诺数：

$$R_e = \frac{d \cdot w \cdot r}{\mu \cdot g} = \frac{0.02 \times 0.423 \times 995}{\frac{0.7601}{9810} \times 981} = 1.11 \times 10^4$$

普兰特准数：

$$P_r = \frac{3600 \times 1.003 \times \frac{0.7601}{9810} \times 9.81}{0.533} = 5.14$$

水的给热系数:

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{水}} &= 0.023 \times \frac{0.533}{0.02} (1.11 \times 10^4)^{0.3} (5.14)^{0.14} \\ &= 0.023 \times \frac{0.533}{0.02} \times 1750 \times 1.93 \\ &= 2070 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

水的热阻:

$$R_{\text{水}} = \frac{1}{2070} = 0.000482$$

查手册, 取水的垢层热阻 $R_{\text{水垢}} = 0.0002$, 取酒精的垢层热阻 $R_{\text{酒精}} = 0.0001$ 。

假定壁温为 55°C , $t_{\text{壁}} = \frac{78 + 55}{2} = 66.5 (^\circ\text{C})$, 按 $t = 66.5^\circ\text{C}$

时, 查得酒精的物理常数为:

$$C_p = 0.71 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$r = 740 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.5 \text{ 厘泊}$$

$$\lambda = 0.138 \text{ 千卡/米} \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$v = 203 \text{ 千卡/公斤 (} 78^\circ\text{C} \text{时)}$$

冷凝准数:

$$K_D = \frac{v}{C_p \cdot \Delta t} = \frac{203}{0.71(78 - 55)} = 12.4$$

伽利略准数:

$$G_a = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2} = \frac{9.81 \times 2^3 \times \left(\frac{740}{9.81}\right)^2}{\left(\frac{0.5}{9810}\right)^2}$$

$$=1.72 \times 10^{14}$$

普兰特准数:

$$Pr = \frac{3.6 \times 0.71 \times 0.5}{0.138} = 9.25$$

$$K_D \cdot G_s \cdot Pr = 12.4 \times 1.72 \times 10^{14} \times 9.25 \\ = 1.97 \times 10^{16}$$

因 $K_D \cdot G_s \cdot Pr > 10^5$, 故酒精给热系数:

$$\alpha_{\text{酒}} = 0.068 \frac{\lambda}{l} (K_D \cdot G_s \cdot Pr)^{\frac{1}{3}} \\ = 0.068 \frac{0.138}{2} (1.97 \times 10^{16})^{\frac{1}{3}} \\ = 1260 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

酒精热阻:

$$R_{\text{酒}} = \frac{1}{1260} = 0.000795$$

总热阻:

$$R = 0.000482 + 0.0002 + 0.0001 + 0.000795 = 0.00158$$

校核壁温 t_w :

$$\frac{78 - 32.5}{0.00158} = \frac{78 - t_w}{0.000795} \\ t_w = 78 - \frac{45.5}{0.00158} \times 0.000795 = 55.21^\circ\text{C}$$

可见, 与假设壁温 55°C 相符合。

$$\text{则 } K = \frac{1}{R} = 635 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$$

校核传热面积 $F_{\text{校}}$:

$$F_{\text{校}} = \frac{406000}{635 \times 455} = 14.1 \text{ 米}^2$$

$$\text{因 } \frac{F_{\text{实}}}{F_{\text{校}}} = \frac{16.1}{14.1} = 1.14, \text{ 故符合设计要求。}$$

(9) 进、出口管径的确定:

① 冷却水进、出口管径

取水的流速 $w_{\text{水}} = 2 \text{ 米/秒}$ 。

$$\text{则 } V_{\text{水}} = \frac{27100}{3600 \times 995} = 0.00755 \text{ 米}^3/\text{秒}$$

$$d_{\text{内}} = \sqrt{\frac{0.00755}{0.785 \times 2}} = 0.069 \text{ 米}$$

选用水煤气钢管规格, 公称直径 80 毫米, 壁厚 4 毫米。

② 酒精蒸气进口管

取酒精蒸气流速 $w = 20 \text{ 米/秒}$ 。

$$\begin{aligned} \text{则 } V_{\text{水}} &= \frac{200}{3600 \times 46} \times 22.4 \times \frac{273 + 78}{273} \\ &= 0.348 \text{ 米}^3/\text{秒} \end{aligned}$$

$$d_{\text{内}} = \sqrt{\frac{0.348}{0.785 \times 20}} = \sqrt{0.0221} = 0.15 \text{ 米}$$

选用热轧无缝钢管规格 $\phi 159 \times 4.5$ 。

③ 冷凝液出口管

因冷凝液的流出是靠液位差作推动力的, 故取其流速 $w = 0.5 \text{ 米/秒}$ 。

$$\text{则 } d_{\text{内}} = \sqrt{\frac{2000}{3600 \times 740 \times 0.785 \times 0.5}} = 0.044 \text{ 米}$$

选用热轧无缝钢管规格 $\phi 50 \times 3$ 。

(10) 管程流体阻力计算:

由 $R_s = 1.11 \times 10^4$, 查设计手册得 $\lambda = 0.034$,

则沿程阻力:

$$\Delta P_{\text{静}} = 2\lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{\gamma \cdot w^2}{2g}$$

$$= 2 \times 0.034 \times \frac{2}{0.02} \times \frac{995 \times 0.432^2}{2 \times 9.81}$$

$$= 61.8 \text{ 公斤/米}^2$$

$$\Delta P_{\text{局}} = \frac{\gamma \cdot w^2}{2g} 2(1+0.5) \frac{995 \times 0.423^2}{2 \times 9.81}$$

$$= 1.5 \frac{995 \times 0.179}{9.81}$$

$$= 27.3 \text{ 公斤/米}^2$$

$$\Delta P_{\text{总}} = 61.8 + 27.3 = 89.1 \text{ 公斤/米}^2$$

(11) 设计计算结果:

外壳直径:	450毫米
传热面积:	16.1米 ²
管子尺寸:	φ25×2.5毫米
管中心间距:	32毫米
管子长度:	2米
管子根数:	114根
管程数:	2程
壳程数:	1程
管子排列:	正三角形

第三篇

废水传质过程及设备

第七章 传质过程的基本原理

在废水处理的回收和利用中，我们经常遇到物质从一相转移到另一相的过程。例如，用蒸馏法回收含酚废水时，酚由液相（水）转移到气相中，这一过程即为物质传递过程，简称传质过程。其他过程如萃取、吸附、吹脱、汽提、离子交换、电渗析等，也都是传质过程。由于传质过程系借扩散作用从一相转移到另一相的过程，故通常又称为扩散过程。

在各传质操作中，我们将主要讨论传质的理论、设备，以及设计计算方法等内容，而本章着重讨论传质过程中的一些共性问题，主要有相平衡和传质推动力，传质方程式等。

第一节 相平衡和传质推动力

（一）相平衡

在废水处理中，我们看到许多单元操作如萃取、汽提等，都是以相平衡作为理论基础的。通过对相平衡的研究，就可知道传质过程进行的方向和限度，这对废水处理来说有着重要的指导意义。为了具体易懂，我们以汽提法处理含酚废水为例，简述“相平衡”的一些基本概念。

图 7—1 为用来净化含酚废水的塔设备，从图中可知，水蒸气由下而上，废水由上而下作逆流流动。通过相互接触，废水中的挥发酚就不断地向气相扩散〔如图 7—2 (a) 所示〕。但当气相中有酚时，气相中的酚又会溶解到液相中去，因为开始时气相中的酚浓度很低，在单位时间内进入液相中的酚量少于从液相逸出的酚量。因此，气相中酚的浓度逐渐增加，而液相中酚的浓度不断下降。

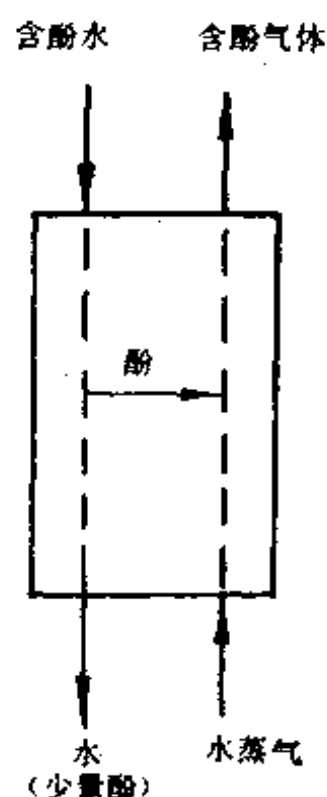


图 7—1

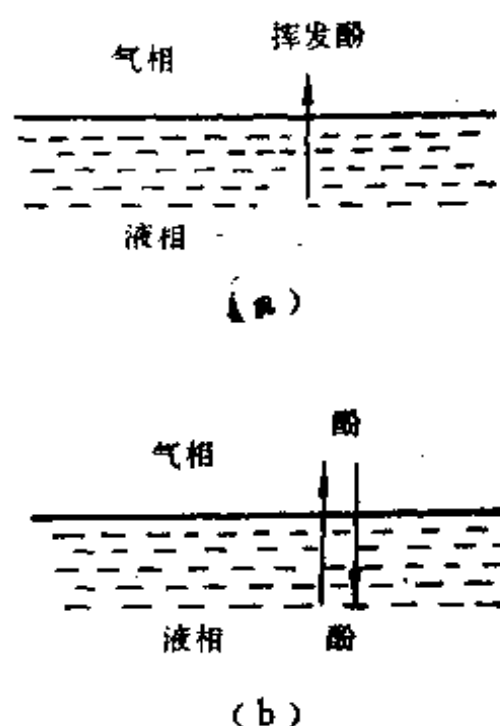


图 7—2

随着传质的进行，单位时间内从液相逸出的酚量逐渐下降，而从气相进入液相的酚量逐渐增加，当过程进行到酚进入液相的速率与从液相逸出的速率相等时，两相酚的浓度就维持一定值〔如图 7—2 (b) 所示〕，即挥发酚的逸出已达极限，这种状态称为两相达到了动平衡。达到动平衡时两相的浓度称

为平衡浓度。在一定的温度下，对于某一气相（或液相）浓度，必有一与其成平衡的液相（或气相）浓度，不同的气相浓度和与之相应成平衡的液相浓度组成两相的平衡关系。一般可将一定温度下气相浓度（ y ）与液相浓度（ x ）的平衡关系数据表示为函数关系，也可绘成曲线，称为平衡曲线（如图 7—3 所示）。

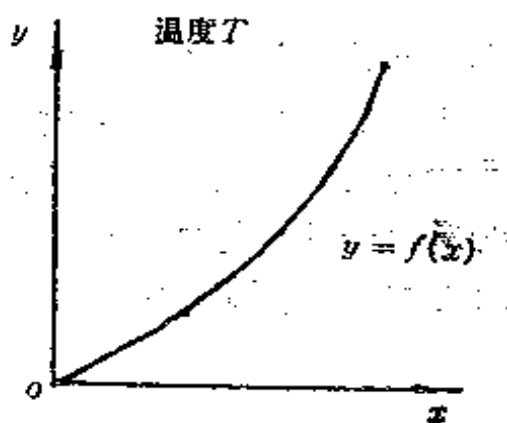


图 7—3

平衡关系是传质操作中必须知道的，它不仅告诉我们传质可以进行到什么程度，而且还是传质设计计算的基础。

（二）传质推动力

在传热中，我们知道传热的推动力为温度差 Δt 。那么，传质过程中产生质量传递的推动力是什么呢？通过上述相平衡的讨论，可知传质之所以能进行，是由于溶质在两相中的浓度不平衡，偏离平衡状态的程度表示传质过程的推动力，偏离平衡状态越大，传质的推动力也就越大。也可以说，传质推动力为某一相的浓度与平衡浓度之差。

在传质操作中，推动力是一个变数，其值逐渐减小，当达到平衡状态时，推动力等于零。进行逆流操作，可以增大传质过程的推动力，所以在汽提、吹脱或萃取等传质操作中，工程上都用逆流操作，即汽、液两相或液、液两相呈逆流流动，密度大的由上往下，密度小的由下往上。

第二节 传质方程式

在传质操作中，两相间物质的传递速率（ G ）与推动力

(Δ)成正比, 与两相的接触面积(F)成正比, 故可得下式:

$$G = K_{\Delta} \cdot F \cdot \Delta \quad (7-1)$$

式中 G ——单位时间内的传递量, 公斤/时或公斤分子/时;

F ——传质面积, 米²;

Δ ——传质推动力, 即废水中溶质的实际浓度与平衡时的浓度之差;

K_{Δ} ——传质系数, 概括了两相的性质、浓度、温度、pH值等各因素的影响。

式(7-1)即为传质方程式, 我们可用它计算物质传递速率或算出所需的传质面积。但由于传质系数 K_{Δ} 的关联比传热系数 K 要复杂得多, 特别当气液两相接触时, 传质面积 F 很难测定, 所以, 在有些传质设备的计算中, 应用传质方程式来确定设备尺寸尚有困难。当然, 传质方程式能够定性地告诉我们强化传质过程的途径。在工程上, 为了增大相的接触面积, 传质过程中尽量使某一相呈分散状态, 分散得越细小, 接触面积就越大, 我们称之为分散相; 对应的另一相则称为连续相。例如在吹脱过程中, 往往在吹脱塔中把废水喷淋成许多小液滴, 成为分散相, 吹入的空气是连成一片的, 成为连续相, 进行传质。此外, 在传质过程中应尽量使两相之间形成合理的湍流状态, 这样可以大大加快传质的进行。在建立合理的湍流状态时, 气—液两相形成泡沫状态, 液—液两相形成一定程度的乳化状态, 固—液两相形成流动状态(即称流动床)。当然, 这种湍流状态应控制在合理的范围之内, 否则将破坏传质的进行。另外, 在传质过程中两相间的性质、浓度、温度、pH值等都会影响传质的进行, 这些将在各单元操作中另行论述。

第八章 传质过程及典型设备

在废水处理中，常用的传质单元操作有蒸汽蒸馏（汽提）、吹脱、萃取、吸附、离子交换、电渗析、反渗透等，限于篇幅，本章仅对主要单元操作的基本原理、主要设备、以及处理特点等作一简要的概述。

第一节 蒸汽蒸馏

当废水中含有可挥发性物质（如硫化氢、氨、甲醛、苯胺及挥发酚等）时，可以往废水中通蒸汽的方法将其提取出来，这就是所谓“蒸汽蒸馏”或简称“汽提”。带出来的挥发性物质可以通过适当的方法加以回收或烧掉。

汽提通常是在密闭的塔内进行的，其流程见图8—1所示。被加热的废水由塔顶送入，塔底送入水蒸气，当水溶液的

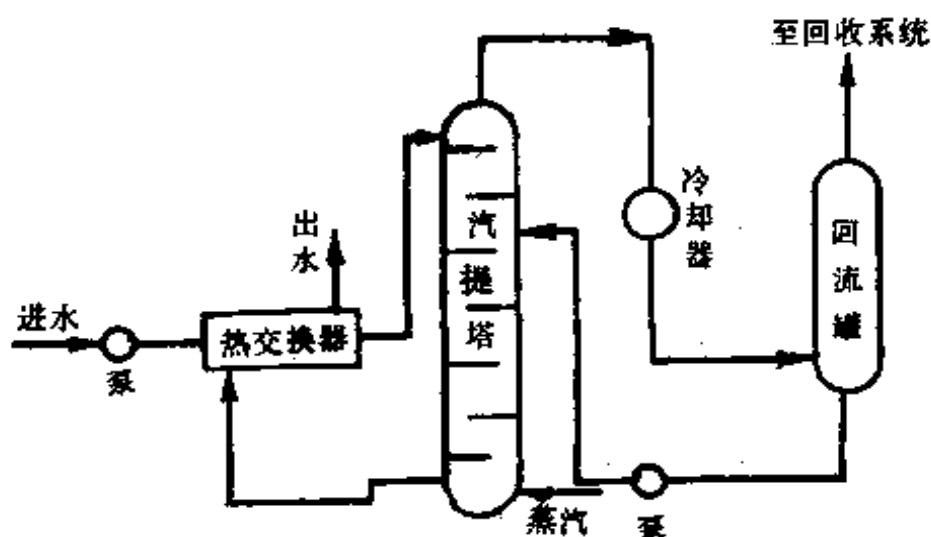


图 8—1 蒸汽蒸馏流程示意图

蒸汽压（等于挥发性物质的蒸汽压与水蒸气的蒸汽压之和）恰好超过外压时，废水就开始沸腾，从而加速了挥发性物质由液相转入气相的过程。另一方面，当水蒸气以气泡形态穿过水层时，水和气泡表面之间形成了自由界面，使液体不断地向气泡内蒸发扩散，当气泡上升到液面时，气泡破裂而放出其中的挥发性物质。故数量极多的水蒸气气泡显著地扩大了水的蒸发面，加强了传质过程的进行。其传质的推动力是废水中溶质的实际浓度与平衡浓度之差，当平衡时，溶质在液相中的浓度存在下列关系：

$$\frac{C_{\kappa}}{C_{*}} = K \quad (8-1)$$

式中 C_{κ} ——平衡时溶质在蒸汽冷凝液中的浓度，克/升；

C_{*} ——平衡时溶质在废水中的浓度，克/升；

K ——分配系数，随溶质性质及浓度而异。如 $K > 1$ 说明溶质比溶剂易于挥发。 K 值越大，挥发性越强，越适用于汽提法去除。对于 $0.01 \sim 0.1N$ 的低浓度废水，可大致视为定值。一些溶质的 K 值见表 8—1 所示。

表 8—1 一些溶质的 K 值

溶 质	挥 发 酚	苯 胺	游 离 氨	甲 基 苯 胺	氮 基 甲 烷
K 值	2	5.5	13	16	11

蒸汽蒸馏的主要设备是蒸汽蒸馏塔，它的构造形式有填料塔、浮阀塔、筛板塔等多种，传质效果及操作条件较好的是浮阀塔（图 8—2），其简单原理是：被预热到沸点的废水由塔

顶经各板的溢流管往下流动，蒸汽由塔底往上，靠气流速度顶开浮阀，以水平方向吹入液层进行传质，然后连续往上进入另一塔板。由于阀片的开度随吹入塔内的蒸汽流量的变化而变化，因而能维持良好泡沫状态的阀缝速度，能在较大的气体流量范围内保持较高的传质效率，气体中雾沫夹带量

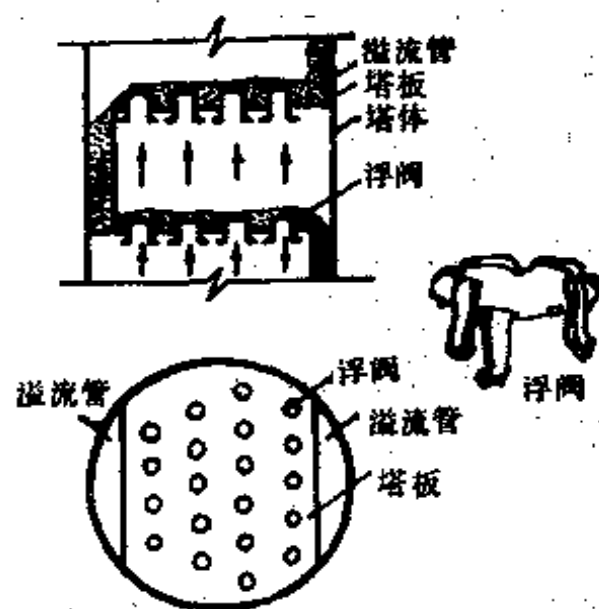


图 8—2 浮阀塔示意图

也较小。塔板开孔 $\phi 39$ 毫米（与国内标准浮阀 F-1 型相配，见化工部标准 JB118-68），按正三角形排列，阀孔中心距取 75 或 100 毫米，溢流堰高为 25 毫米，溢流管底距离塔板为 19 毫米，塔板间距可随塔径选择，见表 8—2 所示。

表 8—2 浮阀塔塔板间距选择

塔直径D(米)	0.3~0.5	0.8~1.6	1.6~2.0	2.4以上
塔板间距(毫米)	200~300	350~400	400~500	600

蒸汽通过阀孔的设计速度：

$$v_0 = \frac{F}{\sqrt{\gamma_v}} \quad (8-2)$$

式中 F ——气体动能因素，简称 F 因子。据实验， $F=5\sim6$

可保持浮阀不漏液。在正常负荷时，希望阀片在即将全开时操作，以便保证较宽的操作范围，则 F 可按 9~11 设计。

γ_v ——蒸汽重度，公斤/米³。

v_0 ——蒸汽通过阀孔的设计速度，米/秒。

每块塔板的浮阀个数：

$$n = \frac{V}{\frac{\pi}{4} d^2 \cdot v_0} \quad (8-3)$$

式中 d ——阀孔直径， $\phi 39$ 毫米；

V ——蒸汽流量，米³/秒。

根据所需浮阀个数可计算塔径，或者根据浮阀塔标准选定塔径。

关于塔板数的计算与许多因素有关，计算也较复杂，一般多根据试验或生产上的实践资料决定。

第二节 吹 脱

所谓“吹脱”，就是向废水中吹入空气。溶解于废水中的挥发性物质，如 H_2S 、 CS_2 、 CO_2 、 HCN 等，可以用吹脱法来去除。

将空气通入一定温度的废水中，空气与溶解状的挥发性物质可产生两种作用：

(1) 化学氧化作用：例如， $H_2S + 1/2O_2 \rightarrow H_2O + S$ 。化学氧化只对还原剂起作用，对 CO_2 则不能氧化。氧化反应程度与挥发物质的性质、浓度、温度、pH 值等有关。

(2) 吹脱作用：使废水中溶解状挥发物质由液相转入气相扩散到大气中去，属于传质过程。其推动力为废水中挥发物

1753

质的浓度与大气中该物质的浓度差。在此浓度差的作用下，可溶性气体由废水向气泡内扩散，并随气泡一起离开水体，因而使废水得到净化。逸出的气体可进一步分离、回收等。

为了进行吹脱，可以在废水池内安装压缩空气管或者设置吹脱塔（见图 8—3 所示）。用塔式装置吹脱效率较高，也便于回收挥发性物质。塔内装置瓷环填料或栅板（特性数据见表 8—3）

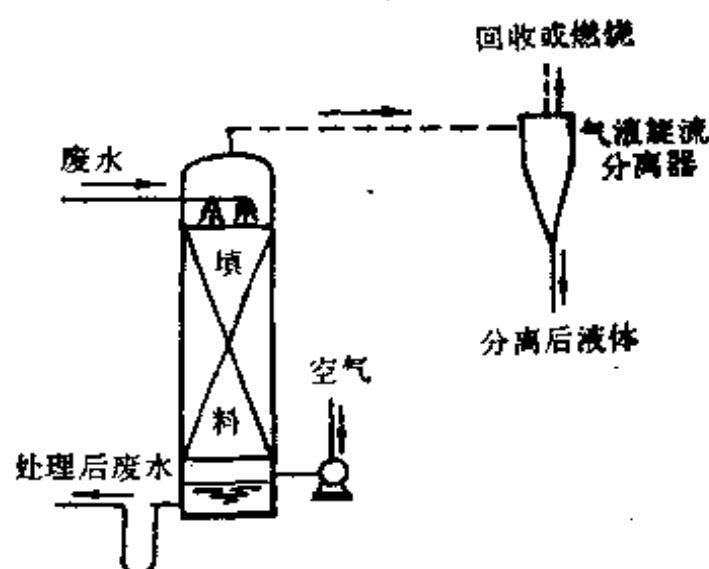


图 8—3 吹脱流程示意图

或筛板，以促进气液两相的混合，增加传质面积。废水由塔顶喷入，压缩空气由塔底部通入。废水在向下途中，在填料表面处接受曝气，同时进行氧化及吹脱。

表 8—3 填料特性数据

填 料 种 类	每个填料单元的尺寸 (毫米)	比表面积 (米 ² /米 ³)	件/米 ³
瓷 环 (不规则排列)	15×15×2	330	205000
	25×25×3	200	48700
	35×35×4	140	18000
	50×50×5	90	5830
木 制 栅 板	10×100板间距10	100	
	10×100板间距20	65	
	10×100板间距30	48	

对于吹脱含 H_2S 废水的填料塔, 废水的喷淋密度为 $50 \text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$, 耗气量为 $30 \sim 40 \text{米}^3/\text{米}^3 \text{水}$, 填料表面积:

$$A = \frac{B}{G} \cdot \Delta \pi \quad (8-4)$$

式中 A ——填料表面积, 米^2 ,

G ——废水中吹脱的 H_2S 数量, $G = Q(C_0 - C)$, 公斤/时,

Q ——废水量, $\text{米}^3/\text{时}$,

C_0, C ——进水、出水中 H_2S 的含量, 公斤/米³,

$\Delta \pi$ ——吹脱过程的平均推动力, 公斤/米³,

可近似地写成:

$$\Delta \pi = \frac{C_0 - C}{2.3 \lg \frac{C_0}{C}} \quad (8-5)$$

B ——吹脱系数, $\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$,

$$B = \frac{760}{n \left(50.7 + \frac{109.9}{f^{0.324}} \right)} \quad (8-6)$$

式中 n ——常压下 H_2S 在水中的溶解度 (见表 8—4 所示), 公斤/米³,

f ——塔截面积, 米^2 。

表 8—4 常压下 H_2S 溶解度

水 温($^{\circ}\text{C}$)	0	10	20	30	40	50	60	80	100
n (公斤/米 ³)	7.1	5.1	3.9	3.0	2.4	1.9	1.5	0.8	0

填料吹脱塔的缺点是塔体庞大，相对来说传质效率不高，处理含悬浮物较多的废水易使填料堵塞。应用穿流式筛板吹脱塔在泡沫状态下工作（又称泡沫吹脱塔），可使传质效率大为提高。该塔正常运行的关键是气流的空塔速度，过小不形成泡沫，过大则造成液泛，一般为1.5~2.5米/秒，筛板孔径为6~8毫米，筛板间距为200~300毫米，气体穿过筛孔的流速宜控制在7~13米/秒，水在塔内的喷淋密度范围可以很大（0.2~100米³/米²·时），筛板数目由于计算较复杂，一般根据经验选定。

第三节 萃 取

酒能很好地溶解于水中，而油滴在水中却总是浮在水面，可见，不同的物质在相同的溶剂中具有不同的溶解度，这就是萃取操作的基本依据。例如用萃取法处理含酚废水，是将溶剂（萃取剂）醋酸丁酯加入含酚废水中并充分混合之后，水中溶质（酚）即开始转溶于溶剂醋酸丁酯中，直到溶质在两相中达到平衡为止，然后靠相对密度的差值将溶剂与废水分离，废水则得到一定程度的净化，而溶质则可通过某些操作（如蒸馏或蒸发等）再从溶剂中分离出来得到回收。这种利用溶解度的不同，使混合物中的组分得到完全或部分分离的过程称为“萃取”。

萃取分固——液萃取和液——液萃取，前者是用溶剂分离固体混合物中的组分，后者是用溶剂分离液体混合物（溶液）中的组分，废水处理中采用的萃取属于后者，即液——液萃取。

在液——液萃取中，萃取剂的选择是一个主要的问题，不仅萃取剂的用量多少可以影响废水中溶质的萃取，同时，萃取剂的性质又能直接影响到废水萃取处理的效果和处理过程的经济程度。因此，要使萃取过程获得一个满意的结果，必须选择恰当的萃取剂。下面介绍几点选择萃取剂的一般依据。

1. 希望有较大的选择性。在萃取操作中，所加入的萃取剂对废水中各组分溶解度的差异称为萃取剂的选择性。差异越大，则这种溶剂的选择性越高。例如，在一定条件下，下述溶剂对含酚废水中酚的选择性为：

醋酸丁酯 > 磷酸三甲苯 > 异丙醚 > 苯

2. 萃取剂的物化性质与废水有较大的区别。如相对密度差别大，则便于分离；萃取剂在水中的溶解度小，则可减少溶剂的损失；萃取剂——废水——溶质间的沸点差别大，则便于用蒸馏或蒸发的方法回收溶剂；表面张力小，则易于乳化，影响分离效果；表面张力大，则易于分离，但分散程度差，影响两相间的充分接触。

另外，还需考虑的因素有溶剂的挥发性小、着火点高、毒性小、腐蚀性小、便宜、来源广等。当然，各种指标都理想的萃取剂是不可多得的，在实际应用中需要根据具体情况权衡利弊后选定。

萃取过程是一个先使两液层充分混合，以便溶质重新分配，然后又完全分离，最后使萃取剂再生的过程（见图 8—4

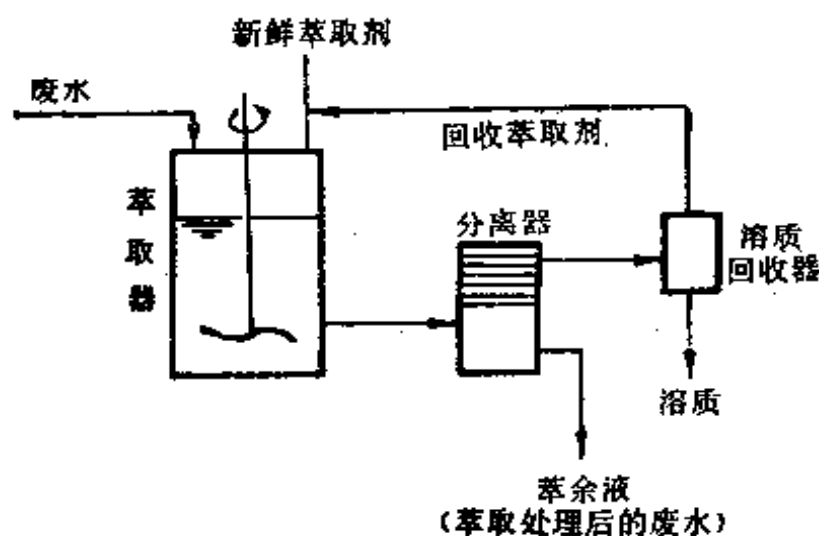


图 8—4 萃取流程示意图

所示)，按其过程的连续性，可分为间歇萃取和连续萃取，工业废水处理多采用连续萃取，其设备多用塔式设备，如脉冲筛板塔、转盘塔等。

(1) 脉冲筛板塔：如图 8—5 所示，可分为三部分，中间是工作段，上、下两个扩大部分是轻重液分离段。工作段有很多固定在轴上的筛板，它们作上下往复运动，从而提高两相的分散度，保证其良好的接触。

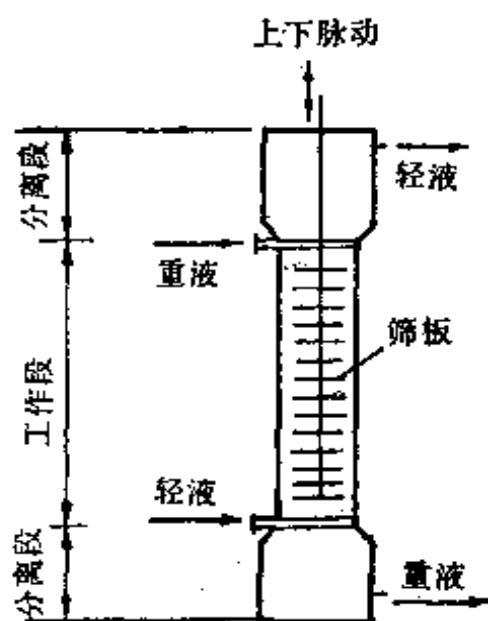


图 8—5 脉冲筛板塔

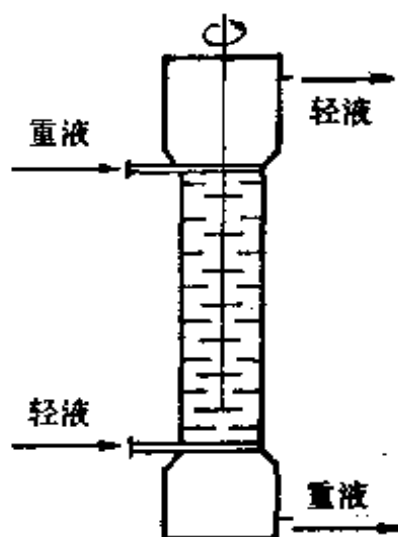


图 8—6 转盘塔

(2) 转盘塔：如图 8—6 所示，在转盘塔工作段的塔身上，每隔一定距离有一圈环状隔板，在中间轴上有一连串的圆盘并随轴转动，形成强烈的搅拌，使轻相液体分散成细小颗粒，加强了两相的接触，强化了传质过程。该塔的特点是处理量大。

第四节 吸 附

在废水处理中，利用多孔性固体物质（吸附剂）吸附废水

中一种或几种溶质（吸附质），用以回收或去除某种溶质，从而达到废水净化的目的，这一过程称为“吸附”。

吸附的机理较为复杂，迄今尚无定论。但一般认为吸附作用的发生，主要是由于固体表面力的作用。根据吸附作用力的不同，吸附可分为物理吸附、化学吸附、交换吸附。

物理吸附是由于固体表面粒子（分子、原子或离子）存在着剩余的吸引力，即分子间力所引起的，是最常见的一种吸附现象。其特点是没有吸附选择性，且整个过程是可逆的。它和一切自发过程都是降低体系能量的过程一样，物理吸附是一个放热过程，所以降温有利于吸附，升温则有利于解吸。

化学吸附是由于吸附剂与吸附质的原子或分子间的电子转移或共有，也就是靠化学键进行吸附的。因为伴随有化学反应，所以化学吸附是不可逆的选择性吸附，也是放热过程。

交换吸附即为在吸附过程中每吸附一个吸附质的离子，同时吸附剂也放出一个等当量的离子，这就是离子交换吸附。用离子交换法处理废水的单元操作将在下一节另行讨论。

在吸附操作中，首先遇到的就是用什么样的吸附剂好，如何进行废水的预处理，以及用什么样的设备能满足处理工艺的要求等问题。为此，这里作一简要的概述。

1. 吸附剂的选择：在废水处理中应用的吸附剂很多，除人们熟悉的活性炭和硅胶外，还有各种白土、硅藻土、磺化煤、木炭、焦炭，甚至那些弃之为废物的炉渣、木屑、煤粉等都是常用的吸附剂。在选用吸附剂时，针对回收或去除的吸附质不同，通过对比试验，选用吸附性能好，再生比较容易的吸附剂，同时，也要考虑影响吸附剂使用寿命的因素，如它的机械强度等，以及吸附剂的来源、价格、当地条件等因素进行综合考虑后选定。

2. 废水的预处理：在用活性炭、磺化煤等吸附剂时，都要尽量预先去除废水中的悬浮物、油类物质，以免它们包住吸附剂的颗粒，阻塞吸附剂的孔隙，影响吸附效果。吸附法一般用于混凝沉淀、过滤等方法之后。

3. 吸附操作及设备：吸附操作包括三个步骤，即：①使废水和吸附剂充分接触进行吸附，使废水中的污染物吸附于吸附剂上；②将吸附净化后的废水与吸附有污染物的吸附剂分开；③进行吸附剂的解吸再生或更换部分（或全部）吸附剂。

吸附操作设备有间歇式和半连续式固定床、移动床、流化床等形式。图 8—7 是以活性炭作吸附剂的固定床吸附塔构造图。当活性炭吸附达到饱和状态后，就不能吸附废水中的污染物而失去吸附能力。对失效的活性炭要进行处理，以除去所吸附的物质，使其恢复活性，这步操作即称为“再生”。

活性炭再生有药品再生和热再生等方法，常用的方法是在水蒸气存在下进行高温再生。其再生设备有盘式再生炉、外热立式移动床再生炉等。

再生的好坏直接影响活性炭处理废水的技术指标。如何合理地选择再生条件，是保证饱和吸附剂再生后吸附能力的恢复，以及减少再生损失的重要因素。主要再生条件有再生温

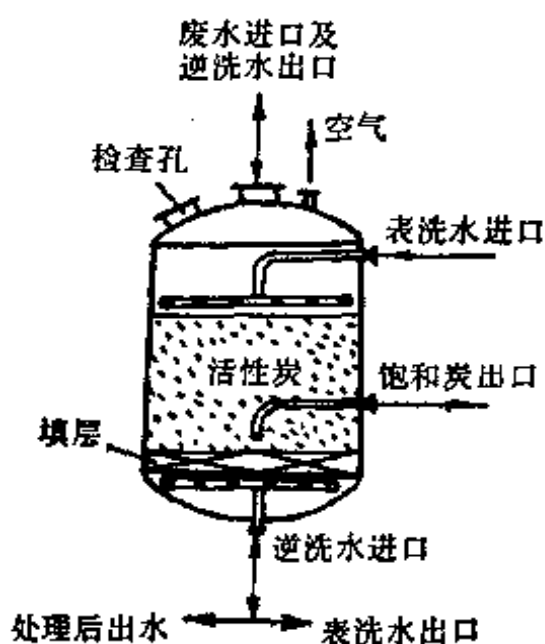


图 8—7 固定床吸附塔构造图

度、停留时间、活化的水蒸气与吸附剂比、冷却方式等。

第五节 离子交换

在前一节“吸附”中已知，离子交换是一种特殊类型的吸附，即交换吸附。它也是用固体物质（离子交换树脂）去除废水中的某些有害物质，常用在含重金属废水的处理和利用中。该法特点在于吸附离子化的物质，当某些物质溶于水后便发生离子化，从而形成了带正电荷的阳离子和带负电荷的阴离子。当这些离子化的物质与离子交换剂接触时，相同符号的离子将按化学计算当量进行交换，参与交换的离子从固体颗粒的表面甚至从内部移动出来。与废水中的阳离子交换的离子交换剂称为阳离子交换树脂；与阴离子交换的则称为阴离子交换树脂；某些既能与阳离子交换，又能与阴离子交换的则称为两性离子交换树脂。

常用的离子交换剂是一种通过有机合成方法制成的不溶性高分子化合物，外形与树脂相似，故称为“离子交换树脂”。它与一般塑料不同，外形看来象实心小球一样的树脂颗粒，其实具有海绵状的网络立体结构。在这些网络上带有大量可进行离子交换的活性基团，离子交换树脂的性质主要是由树脂的活性基团决定的。阳离子交换树脂的活性基团有磺酸基（ $-\text{SO}_3\text{H}$ ），羧基（ $-\text{COOH}$ ），羟基（ $-\text{OH}$ ）等，前者为强酸性的，后两者为弱酸性的。在阴离子交换树脂的活性基团中，季胺基（ $-\text{N}(\text{CH}_3)_3^+$ ）是强碱性的，叔胺基是弱碱性的。

离子交换过程可以多种方式进行，相应的设备有单阳床、单阴床，以及阳床和阴床串联使用的复床等。常用的交换装置是用塑料或钢制成的，内装离子交换树脂，溶液自上而下（或自下而上）地通过树脂层（如图 8—8 所示）而经历以下过

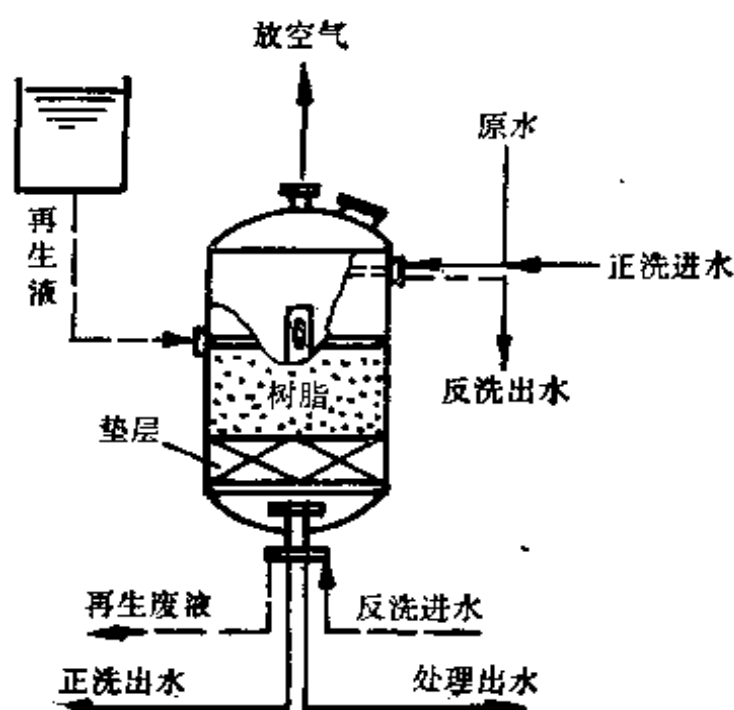


图 8—8 离子交换树脂床示意图

程；

- (1) 污染物交换离子从废水中扩散到树脂颗粒表面；
- (2) 交换离子在树脂颗粒内部扩散；
- (3) 交换离子与结合在树脂活性基团上的可交换离子发生交换反应；

(4) 被交换出来的离子在树脂颗粒内部扩散；

(5) 被交换出来的离子在废水中扩散。

当树脂失去交换能力之后，用水自下而上进行反洗，使树脂得到松动。然后用再生液自上而下（或自下而上）进行再生，使树脂恢复交换能力。再生后用清水自上而下进行正洗，洗去过剩的再生剂，然后离子交换设备即可投入下一个循环。交换过程的工作顺序是：工作——反洗——再生——正洗。

由于废水水质复杂，在处理要求上又不仅是去除某些离

子，还要考虑回收利用。因此，在应用离子交换法处理废水时，应该注意以下几个问题：

（1）废水的预处理：对于那些杂质成分复杂，含量也较高的废水，如直接进入交换设备，废水中的悬浮物容易堵塞树脂的孔隙，油类会裹胁树脂颗粒，造成树脂交换能力降低。因此，在进入交换设备前，应考虑进行砂滤、隔油等预处理。

（2）废水的 pH 值：处理废水 pH 值的大小，会影响某些离子在废水中的形态（如形成络合离子或胶体）。由于强酸、强碱性树脂活性基团的电解不受 pH 值的限制，故强酸、强碱性树脂可以应用于各种 pH 值的废水处理。而弱酸、弱碱性树脂则不同，其活性基团的离解与 pH 值有很大关系。如弱酸性树脂在碱性条件下交换能力强；而弱碱性树脂则只能在酸性条件下才能发挥作用。

（3）废水的水温：一般给水水温是常温，而有些废水水温可能较高，水温升高除了可加速离子交换的扩散反应外，也可能引起树脂的分解而破坏交换能力。一般阳树脂最高使用温度小于 100°C ，阴树脂最高使用温度小于 60°C 。因此，高温废水在进入交换设备前，需采取降温措施。

第九章 本篇计算应用实例

(一) 蒸汽蒸馏法应用举例

用蒸汽蒸馏法净化废水常用的设备有填料塔、浮阀塔、筛板塔等，其中填料塔已广泛用于废水脱酚的生产实践。它一般用钢板制成圆筒形，筒内分成上下两层。上层（脱酚段）放木栅或瓷环，下层（再生段）放钢屑片或金属螺旋片填充物。金属螺旋填充物是用宽9.5毫米、厚0.2毫米的冷轧镀锌钢带经机械加工制成；螺旋长380毫米，直径19毫米，螺距25毫米。1米³螺旋的表面积为130米²，重104公斤。

此外，塔内还设置有含酚废水以及碱液的喷洒装置和保持塔内温度的蒸汽加热蛇管。在除酚后废水和循环碱液的排出管上还装有水封，以免塔中蒸汽泄出。填料脱酚塔的构造如图9—1所示。

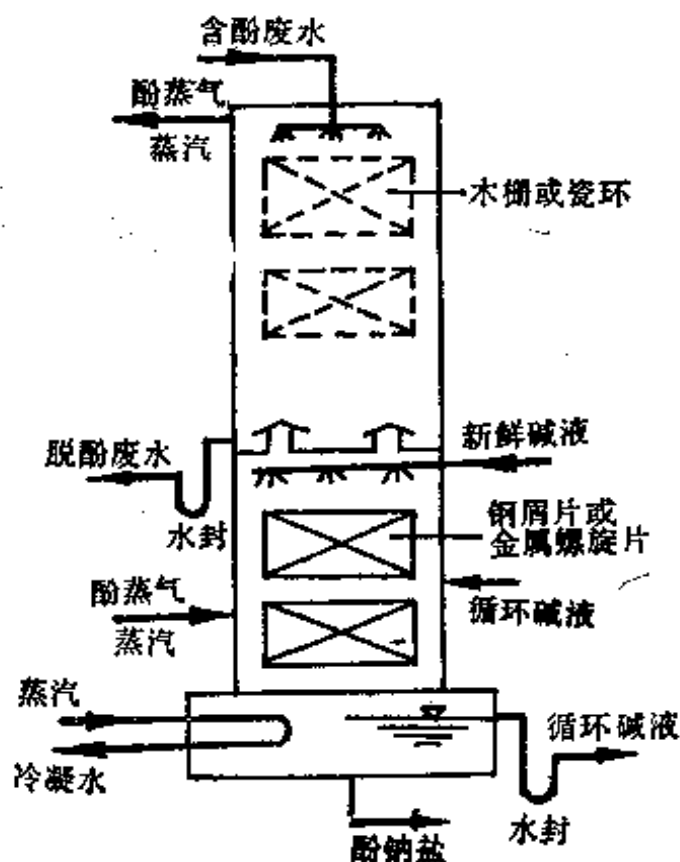


图9—1 填料脱酚塔构造示意图

下面介绍生产设计部门常用的填料脱酚塔的计算方法。

〔例〕已知某焦化厂废水中含酚量为3000毫克/升,每小时排放量为30米³,填料脱酚塔的主要计算如下:

解: (1) 计算循环蒸汽消耗量:

$$W = W_1 \cdot q = 30 \times 2000 = 60000 \text{ 米}^3/\text{时}$$

式中 W ——蒸汽消耗量, 米³/时;

W_1 ——含酚废水量, 米³/时;

q ——处理单位体积含酚废水需要的蒸汽量, 一般为2000~2500米³/米³(温度应为105℃左右, 压力为250~500毫米水柱)。

另外, q 也可采用计算方法求得。设废水中酚的初始浓度为 C_0 , 如使浓度降到 C , 则除去的酚为 $C_0 - C$, 设分配系数为 K , 则排出蒸汽中含酚浓度为 KC , 于是:

$$q = \frac{C_0 - C}{KC}$$

在生产条件下, 很难做到正好在塔的顶层达到平衡, 故实际耗汽量比理论计算值大。计算实际耗汽量是根据热量损失, 也就是通过器壁损失的热量、废水受热消耗的热量、使溶解于废水中的污染物由液体转变为气体所需要的热量三者的总和。

(2) 计算填料脱酚塔的截面积:

$$F = \frac{W}{3600v} = \frac{60000}{3600 \times 1.2} = 14 \text{ 米}^2$$

式中 F ——脱酚塔的截面积, 米²;

v ——塔内蒸汽流速, 一般 $v = 1.2 \sim 1.6$ 米/秒;

W ——蒸汽消耗量, 米³/时。

(3) 计算脱酚塔的直径:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 14}{3.14}} = 4.2 \text{ 米}$$

塔径取4.5米，截面积为15.9米²。

式中 D ——脱酚塔的直径，米；

F ——脱酚塔的截面积，米²。

(4) 计算脱酚塔的高度：

木栅层及金属螺旋片填料层体积：

$$V_{\text{木}} = W \cdot V_1 = 60000 \times 0.0028 = 168 \text{米}^3$$

$$V_{\text{金}} = W \cdot V_2 = 60000 \times 0.0022 = 132 \text{米}^3$$

式中 $V_{\text{木}}$ ——木栅填料层体积，米³；

$V_{\text{金}}$ ——金属螺旋片填料层体积，米³；

W ——蒸汽消耗量，米³/时；

V_1 ——1米³/时蒸汽所需要的木栅填料层体积，应实际测定。如无测定资料，可按 $V_1 = 0.00221 \sim 0.0028$ 米³/米³/时估算；

V_2 ——1米³/时蒸汽所需要的金属螺旋片填料层体积，应实际测定。如无测定资料，可按 $V_2 = 0.00173 \sim 0.0022$ 米³/米³时估算。

木栅层及金属螺旋片填料层高度：

$$h_{\text{木}} = \frac{V_{\text{木}}}{F} = \frac{168}{16} = 10.5 \text{米}$$

$$h_{\text{金}} = \frac{V_{\text{金}}}{F} = \frac{132}{16} = 8.3 \text{米}$$

式中 $h_{\text{木}}$ ——木栅填料层高度，米；

$h_{\text{金}}$ ——金属螺旋片填料层高度，米。

木栅采用三层，每层3.5米，层间间距0.45米，上下层自由空间高度分别用2.5米和1.5米。木栅采用10×120毫米木条制作，并加25×140毫米的中间横板，木条间缝隙为10毫米。1米³这样的木栅，表面积为50米²。

复核木栅层的表面积：

木栅层的表面积为：

$$168 \times 50 = 8400 \text{米}^2$$

需要的木栅层表面积为： $30 \times 280 = 8400 \text{米}^2$ ，故可采用每层高度为 3.5 米三层木栅。

复核金属螺旋片填充层的表面积：

金属螺旋片填充层的表面积为： $132 \times 130 = 17160 \text{米}^2$

需要的金属螺旋片填料层表面积为 $(30 \times 550) + (30 \times 275) = 24750 \text{米}^2 > 17160 \text{米}^2$

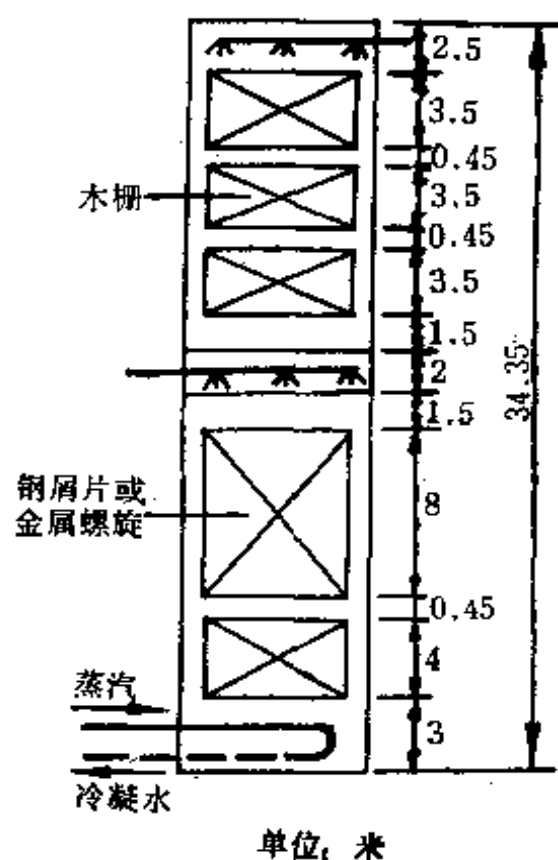


图9—2 脱酚塔尺寸示意图

式中550——为 $1 \text{米}^3/\text{时}$ 脱酚水所需新鲜碱液喷洒的金属螺旋片填料的表面积（建议的设计数据）；

275——为 $1 \text{米}^3/\text{时}$ 脱酚水所需用循环碱液喷洒的金属螺旋片填料的表面积（建议的设计数据）。

可见，金属螺旋片填充层的高度、应根据喷洒表面积重新计算如下：

用新鲜碱液喷洒的金属螺旋片填料层体积为 $16500/130 = 127 \text{米}^3$ ，其高度为 $127/16 = 7.95 \text{米}$ ，取 8 米。

用循环碱液喷洒的金属螺旋片填料层体积为 $8250/130 = 63.5 \text{米}^3$ ，其高度为 $63.5/16 = 3.97 \text{米}$ ，取 4 米。

金属螺旋片采用两层，上层高 8 米，下层高 4 米，层间间

距为0.45米，上下层自由空间高度分别用1.5米和3米。塔中间碱液喷洒装置高度为2米。

$$\begin{aligned}\text{塔总高度} &= (3 \times 3.5 + 0.45 \times 2 + 2.5 + 1.5) \\ &\quad + (8 + 4 + 0.45 + 1.5 + 3) + 2 \\ &= 34.35 \text{ 米}\end{aligned}$$

通过计算确定的脱酚塔的尺寸示于图9—2中。

(二) 吸附法应用举例

〔例〕某石油化工厂拟采用活性炭吸附法对炼油污水进行深度处理。处理水量 $W=600$ 米³/时，原水 COD 平均为 90 毫克/升，出水 COD 要求小于 30 毫克/升，要计算吸附塔的基本尺寸。

根据动态吸附试验结果，决定采用间歇式移动床吸附塔，主要的设计参数如下：

- (1) 空塔速度 $v_L=10$ 米/时；
- (2) 接触时间 $T=30$ 分钟；
- (3) 通水倍数 $N=6.0$ 米³/公斤；
- (4) 碳层密度 $\rho=0.43$ 吨/米³。

解：(1) 吸附塔总面积 F 的计算：

$$F = \frac{W}{v_L} = \frac{600}{10} = 60 \text{ 米}^2$$

(2) 吸附塔个数 n 的计算：

采用 4 塔并联式移动床，即 $n=4$

(3) 计算每个吸附塔的面积 f ：

$$f = \frac{F}{n} = \frac{60}{4} = 15 \text{ 米}^2$$

(4) 计算吸附塔直径 D ：

$$D = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 15}{\pi}} = 4.4 \text{ 米，取 } 4.5 \text{ 米。}$$

(5) 计算吸附塔碳层高度 h ;

$$h = v_L \cdot T = 10 \times 0.5 = 5 \text{ 米}$$

(6) 每个吸附塔碳层容积 V ;

$$V = f \cdot h = 15 \times 5 = 75 \text{ 米}^3$$

(7) 每塔填充活性碳重量 G ;

$$G = V \cdot \rho = 75 \times 0.43 = 32.25 \text{ 吨}$$

(8) 每天需碳量 g ;

$$g = \frac{24W}{N} = \frac{24 \times 600}{6.0} = 2400 \text{ 公斤/天}$$

(三) 萃取法应用举例

〔例〕已知含酚废水量为 $8 \text{ 米}^3/\text{时}$, 含酚浓度为 3000 克/米^3 通过试验, 决定采用重苯为萃取剂, 重苯: 废水 = 1 : 1。萃取设备用脉冲筛板塔, 要计算脉冲筛板萃取塔的基本尺寸。

解: 根据实验及生产实践资料, 往复叶片式脉冲萃取塔的主要设计参数采用下列数值: 筛板间距 $200 \sim 400$ 毫米, 筛板与塔体间隙为 $5 \sim 10$ 毫米, 筛板孔径为 $6 \sim 8$ 毫米, 呈三角形排列, 孔隙率为 $20 \sim 25\%$, 搅拌(脉冲)强度 = $2 \times \text{振幅} \times \text{频率}$ 。根据试验, 搅拌强度一般在 $3000 \sim 4000$ 毫米/分钟为宜, 振幅为 $4 \sim 8$ 毫米左右(脉冲设备最好做成可调节的, 通过实践找出最适宜的参数)。

对含酚废水来说, 如以重苯为萃取剂, 脉冲萃取塔最适宜的容积流量(以废水计)约为 $14 \sim 18 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$, 筛板数一般根据试验或生产实践资料决定, 常常取 $15 \sim 20$ 块或更多。萃取塔分离段的分离时间取 $20 \sim 30$ 分钟。其基本尺寸计算如下:

(1) 计算脉冲筛板萃取塔塔径 D_1 ;

按最适宜的容积流量 ($16 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$) 计算, 可得塔截面积为: $8/16 = 0.5 \text{ 米}^2$, 则萃取塔直径 $D_1 = 0.8 \text{ 米}$ 。

(2) 计算萃取塔工作区高度 H_1 ;

为保证萃取效率, 采用26块筛板, 板间距为200毫米, 再加上0.5米作为安装进水及重苯的分布器用, 则萃取塔工作区的高度为:

$$H_1 = (26 - 1) \times 0.2 + 0.5 = 5.5 \text{ 米}$$

(3) 计算萃取塔上、下分离段直径 D_2 ;

通过试验, 按最适宜的流速4.5米/时计算, 可得上、下分离段的直径为:

$$D_2 = \sqrt{\frac{4W}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \times 8}{\pi \times 4.5}} = 1.5 \text{ 米}$$

(4) 计算萃取塔上、下分离段高度 H_2 ;

按停留时间20分钟计算, 则可得:

$$H_2 = 4.5 \times \frac{20}{60} = 1.5 \text{ 米}$$

分离段扩大部分与工作区的联接用45°的锥度。

第四篇

废水分离过程及设备

废水物理分离过程包括下沉、上浮、过滤、离心分离和磁力分离等方法。本篇介绍下沉、上浮、过滤三个过程的基本原理、单元设备和计算实例。有关离心分离和磁力分离方法可参阅其他专著。

第十章 废水分离的基本原理

第一节 下沉规律

下沉法是利用重力作用使废水中的悬浮物质沉降，从而净化废水的物理处理方法。工业废水中含有不同的悬浮物，如肉类加工工业和皮革加工工业的废水中含有有机性悬浮物，选矿和洗煤废水中含有矿石、煤粉等无机悬浮物，这些悬浮物多数是有用物质，用重力分离法进行处理，既可使废水得到一定程度的净化，又可回收有用物质。

（一）非絮凝分散粒子的沉降

非絮凝分散粒子的经典理论认为，当一个密度为 ρ_p 的球体粒子，在不受其他粒子干扰的情况下，在密度为 ρ 的液体中

沉降，粒子很快达到恒定的终速 V_P ，作用在粒子上的力有重力 F_G 、浮力 F_B 和曳力 F_D ：

$$F_G = mg \quad (10-1)$$

$$F_B = V_P g = mg \frac{\rho}{\rho_P} \quad (10-2)$$

$$F_D = C_D \rho A_P \frac{V_P^2}{2} \quad (10-3)$$

式中 g ——重力加速度，米/秒²；

m ——粒子质量，公斤；

v ——粒子体积，米³；

A_P ——在沉降垂直方向平面上粒子投影面积，米²；

C_D ——曳力系数（无量纲），在达到终速时，

$$F_G - F_B = F_D \quad (10-4)$$

$$\frac{mg}{\rho_P} (\rho_P - \rho) = C_D \rho \frac{V_P^2}{2} A_P \quad (10-5)$$

因为 $\frac{m}{\rho_P} = V \quad (10-6)$

$$V_P^2 = \frac{2g}{C_D} \left(\frac{\rho_P - \rho}{\rho} \right) \frac{V}{A_P} \quad (10-7)$$

对于一个直径为 d 的球体粒子，

$$\frac{V}{A_P} = \frac{\pi d^3}{6} \frac{4}{\pi d^2} = \frac{2d}{3} \quad (10-8)$$

由此可得表示沉降速度的通式为

$$V_P = \left[\frac{4}{3} \frac{gd}{C_D} \left(\frac{\rho_P - \rho}{\rho} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (10-9)$$

C_D 为雷诺数 R_e （无量纲）的函数，可参见图10-1。 R_e 可从下式计算：

$$R_e = \frac{\rho V_P d}{\mu} \quad (10-10)$$

式中 μ ——液体的绝对粘度, 牛顿·秒/米², μ 和 e 均随温度而改变。

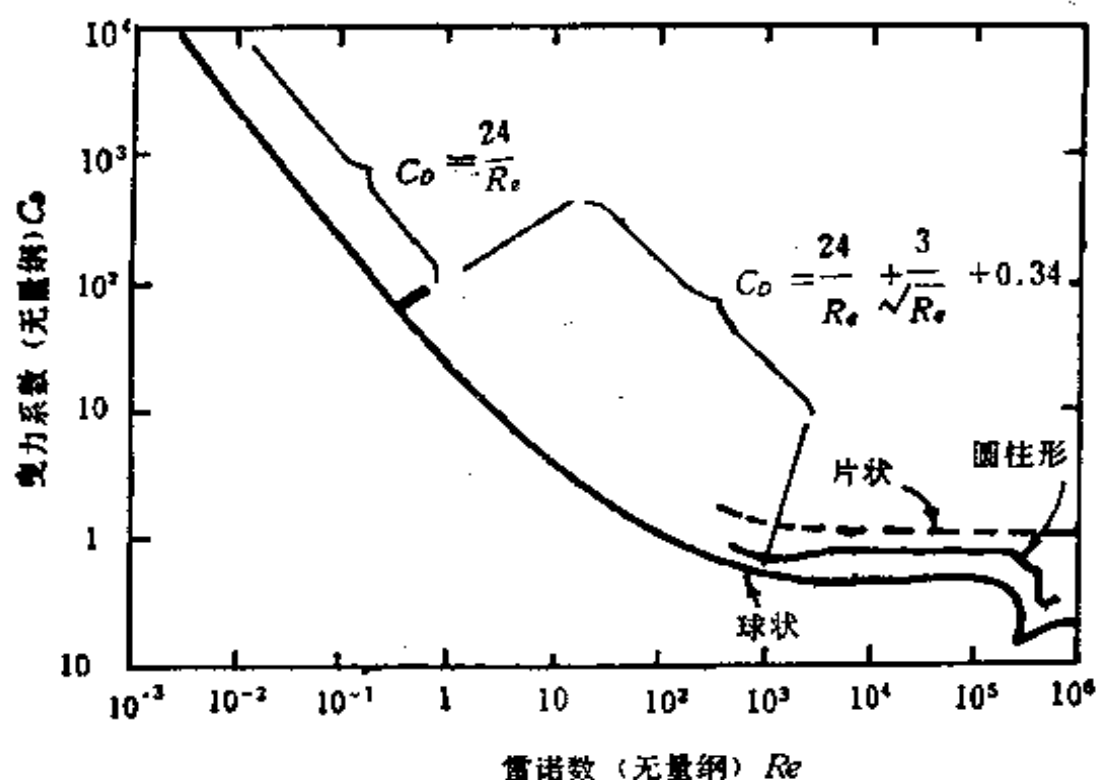


图10—1 曳力系数随雷诺数的变化曲线

当 $Re < 0.5$ 时,

$$C_D \approx \frac{24}{Re} \quad (10-11)$$

$$V_P = \frac{gd^2}{18\nu} \left(\frac{\rho_P - \rho}{\rho} \right) \quad (10-12)$$

式中 ν ——液体的动力粘度, 米²/秒, 即

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (10-13)$$

$Re \leq 0.5$ 的区间即为斯托克斯定律的沉降区间。在 $10^3 < Re < 10^5$ 区间内, C_D 值与悬浮粒子的形状和相对尺度有关。例如, 球状粒子的 C_D 值为 0.4。该区间称为牛顿定律沉降区间。对于

球形粒子，

$$V_P = \left[\frac{gd}{0.3} \left(\frac{\rho_P - \rho}{\rho} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (10-14)$$

当 $Re > 10^5$ ，产生液体边界层分离， C_D 达到很低值。对于存在于天然水体中的许多悬浮粒子，它们的相对密度 (ρ_P/ρ) 和直径可使 Re 值介于 $0.5 < Re < 10^3$ ，该区间的 C_D 可用下式近似地进行计算：

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 \quad (10-15)$$

要确定 V_P 值，必须用迭代法进行计算。

实际上，水和废水中的悬浮粒子几乎很少成完整的球形，所以，要解释 $\frac{V}{A_P} < \frac{2d}{3}$ ，必须在式 (10-9) 中引入各种因子。

一个方法是规定无量纲的球形系数 ψ ，

$$\psi = \frac{d_s}{\bar{d}} \quad (10-16)$$

式中 d_s ——直径为 $\bar{d}$ 的粒子具有相同沉降速度的球状粒子的直径。可为通过和截留样品的筛孔尺寸的几何平均值， n 个参数 $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ 的几何平均值为 $(x_1 x_2 x_3 \dots x_n)^{\frac{1}{n}}$ 。不同物料的 ψ 值见表 10-1。可使用下列公式计算非球形粒子的沉降终速：

$$\frac{V}{A_P} = \frac{2}{3} \psi \bar{d} \quad (10-17)$$

上式可用于式 (10-7)，可用迭代法完成计算，可用乘积 $\psi \bar{d}$ 代替 Re 计算式中的 d 。

(二) 表面溢流率——设计沉速

表面溢流率 (或流量/表面积) 是沉淀池设计的主要指标。可参照图 10-2 进行计算。进入图 10-2 所示的平流沉淀池的悬浮水柱中含有多钟不同尺寸和密度的粒子， P 粒子为其中之

一，沉淀池是理想的，无边界效应，也无冲刷作用。 $ORST$ 表示沉淀池的终端，如果 P 粒子在未到达 ST 前沉到池底，可作“除去”论。

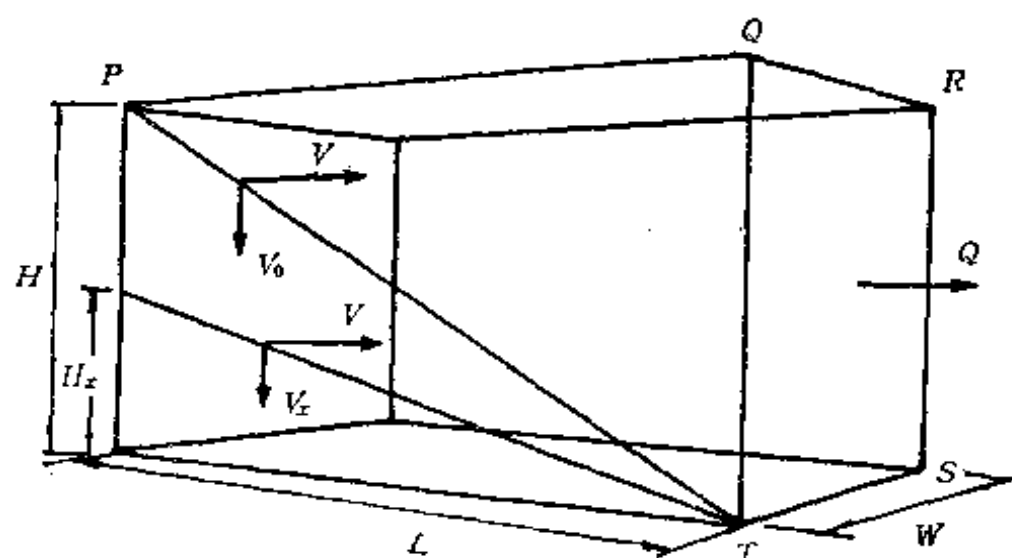


图10—2 平面沉淀池的理想沉降

表10—1 几种物料的球形系数 ψ

	ψ	密度(千克/米 ³)
渥太华砂	0.95	
Lighton Buzzard砂	0.80	2650
聚苯乙烯	0.72	1060
英国无烟煤, NCB3级	1.00	1040
金刚砂	0.62	3830
磁石砂(碎)	0.85	2650
	0.78~0.83	

据几何学公式，

$$\frac{V}{V_0} = \frac{L}{H} \quad (10-18)$$

式中 V ——前向速度，

L, H ——分别为沉淀池的长度和深度；

V_0 —— P 粒子的沉降速度。

但是，

$$V = \frac{Q}{WH} \quad (10-19)$$

式中 Q ——进入池内的流速，

W ——沉淀池宽度。

由式(10—18)和式(10—19)可得

$$V_0 = \frac{Q}{WL} = \frac{Q}{A} \quad (10-20)$$

式中 A ——沉淀池表面积。

很明显，速度大于 V_0 的全部粒子必须在池中沉淀，故可把 V_0 作为沉淀池的设计沉速度，故有因为

$$Qt_r = WHL \quad (10-21)$$

式中 t_r ——沉淀池中的停留时间

$$\frac{H}{t_r} = \frac{Q}{WL} \quad (10-22)$$

式(10—22)表明，流量与单位表面积之比等于池深与停留时间之比。令人惊讶的是沉速与池深无关。

沉速小于 V_0 的那一部分粒子也可在这平流沉淀池中除去。设想有一 P_x 粒子，处于高度 H_x (或低于 H_x)，其沉降速 V_x 足够使它在池内沉出，则，

$$\frac{H_x}{L} = \frac{V_x}{V} \quad (10-23)$$

但是，
$$v = \frac{L}{H} V_0 \quad (10-24)$$

因此，
$$\frac{H_x}{H} = \frac{V_x}{V_0} \quad (10-25)$$

因为任何一个具有沉速 V_x 且在池内高度小于或等于 H_x 的粒子必然会沉出，这种粒子的除去率为 V_x/V_0 ，平流沉淀池中的总去除率 x_T 可用下式计算：

$$x_T = 1 - x_0 + \int_x^{x_0} \frac{V_x}{V_0} dx \quad (10-26)$$

式中 x_T ——平流沉淀池的总去除率；

x_0 ——速度 $\leq V_0$ 的粒子的百分率，由于各种悬浮粒子的种类、尺寸和形状大不一样，计算粒子的沉速较为困难，故可用分批沉淀方法确定

$$\int_x^{x_0} \frac{V_x}{V_0} dx$$

(三) 絮凝物质的沉降

絮凝物质与分散粒子不同，它的密度不定，因为当絮凝物质的微粒增大时，会有不同数量的母液（溶剂）进入絮凝体网格内。据报道，混浊河水含有细小的硅石、粘土和淤泥，分散砂粒的密度为2600千克/米³，而含水95%的絮凝泥粒，密度低到1030千克/米³。经过混凝处理的水体，刚沉淀下来的 $Al_2O_3 \cdot 20H_2O$ ，密度为1180千克/米³， $Fe_2O_3 \cdot 20H_2O$ 的密度为1340千克/米³，含水75% (V/V) 的方解石晶体聚集物 ($CaCO_3$) 的密度为1200千克/米³。由于混凝剂形成的含水99% (V/V) 的絮凝体，密度低到1002千克/米³。

对于含有几个基本粒子的絮凝体，其半径 r_f 和固体百分率 Ω 可用下式计算：

$$r_f = K_1 n^{0.429} \quad (10-27)$$

$$\Omega = K_2 n^{-0.29} \quad (10-28)$$

式中 K_1 和 K_2 为常数。也可用下式进行计算：

$$(\rho_f - \rho) = K_3 A_p^{-0.538} \quad (10-29)$$

式中 ρ_f ——絮凝体密度；

K_3 ——常数；

A_p ——投影面积（假定絮凝体粒子近于球状）。

鉴于絮凝粒子沉降的复杂性，常用分批沉降实验方法来确定预期的固体去除率。

（四）层状沉降和压缩

当悬浮物粒子聚集成一个大的集合体，而以“毯状”形式下沉，此时，下沉污泥与澄清水之间存在明显界面，此种现象称层状沉降。层状沉降往往发生在活性污泥以及絮凝的高浓度悬浮液中。

沉降粒子积聚在沉淀池底部后，积聚物质所产生的结构，限制其进一步固结，这一过程称为“压缩”。压实的污泥支持上面粒子的重量。悬浮物粒子固结的速度常数和污泥的最终高度均需通过实验求定。

第二节 上浮原理

在下沉规律一节中，曾提及斯托克斯定律，水中杂质粒子的沉降速度，通常以下式表示：

$$V_p = \frac{gd^2}{18\nu}(\rho_p - \rho) \quad (10-30)$$

式中 ν ——水的动力粘度系数；

ρ_p 和 ρ ——杂质粒子和水的密度；

d ——球形粒子直径。

据调查，浑浊的地表水中悬浮粒子的密度界于2.65（砂粒）至1.03（有机物及泥浆的凝集粒子）之间，混凝或絮凝后的絮凝体密度约为1.18（氧化铝）至1.34（氧化铁）之间。故密度差（ $\rho_p - \rho$ ）为正值，沉速为正值，即絮凝体粒子下沉。但如絮凝

体吸附足够数量的气泡，其表观密度小于水的密度，则密度差($\rho_p - \rho$)为负值，沉速为负值，则絮凝体粒子上浮至水面。因此，上浮法和沉淀法都是利用重力作用使废水中悬浮物质分离的物理方法。

上浮法可用来去除废水中的不溶性分散颗粒杂质，也用来去除可溶性杂质，如表面活性物质。该法已广泛应用于炼油、人造纤维、造纸、制革、化工、电镀、制药、钢铁等行业的废水处理。也用于生物处理后分离活性污泥。

上浮法优点在于生产过程可连续操作，应用范围广，基建投资和运转费用小，设备简单，对分离杂质有选择性，分离速度较沉降法快，残渣含水量较低(90~95%)，杂质去除率高(95~98%)，可以回收有用物质。上浮过程中，同时达到废水充氧，表面活性物质、易氧化物质、细菌和微生物的浓度也随之降低。

上浮法的原理是：当水中升起的空气泡与疏水固体粒子接近时，穿透包围固体粒子的水层（具有某一临界厚度），气泡与粒子粘着，一起上浮至水面，形成泡沫（亦称浮渣）。粘附的几率与粒子浸润性有关，粒子的浸润性以浸润角 θ 的大小来表示（参见图10—3）。浸润角越大，附着的几率越大，气泡

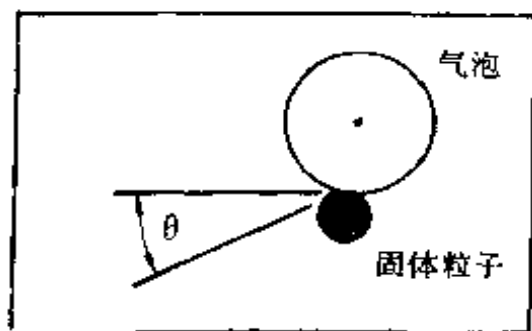


图10—3 上浮原理示意图

附着在粒子表面也就越牢固。吸附现象和水中的表面活性物质、电解质均影响悬浮粒子表面的浸润性能。表面活性物质吸附在粒子表面，降低其浸润性，使粒子变为疏水性。常用的表面活性物质有植物油、脂肪酸及其盐类、硫醇、黄原酸酯、烷

基硫酸盐和胺等。提高溶解气体在粒子表面的分子吸着作用也可增加粒子的疏水性。

上浮分离的效果与气泡的大小和数量有关。气泡理想尺寸为15~30微米，同时必须提高水中的含气量。废水中杂质含量提高，接触和粘着的几率也随着提高，因此，空气的单位体积耗量也就减少。上浮过程中必须稳定气泡大小，为此，加入各种泡沫生成剂，以减少相分离的表面能。如加入松脂、甲酚、酚、烷基硫酸钠等。这些物质中的一部分功能团具有捕集和生成泡沫等特性。废水中杂质粒子的重量不应超过粒子对气泡的粘着力和气泡浮力，上浮性能良好的粒子尺寸大小取决于物质的密度，约为0.2~1.5毫米。

上浮过程也可与絮凝法结合使用，称为絮凝上浮法。气泡对新生成的絮凝物的附着几率比几小时前生成的絮凝物要高些，形成气泡-粒子复合体的几率可按下式计算：

$$W = \frac{n \frac{4}{3} \pi (R+r)^3 - n \frac{4}{3} \pi R^3}{V}$$

$$= C_r \left[\left(1 + \frac{r}{R} \right)^3 - 1 \right] \quad (10-31)$$

式中 n —— 体积为 V 的液体中半径为 R 的气泡数量；

r —— 粒子半径；

C_r —— 气相的体积浓度，可按下式计算：

$$C_r = n \left(\frac{4}{3} \right) \frac{\pi R^3}{V}$$

第三节 过滤机理

(一) 原理概述

过滤在给水和废水处理中应用均较广。废水处理时，过滤

用于除去二级处理出水中的生物絮体、除磷酸盐处理时生成的沉析物、物理化学处理过程或深度处理过程中经化学凝聚后生成的固体悬浮物。此外小厂用砂滤池作为消化污泥的脱水方法，大型污水处理厂则用回转真空过滤机进行污泥脱水。

过滤除去悬浮粒子的机理较为复杂，其机理包括吸附、絮凝、沉降和粗滤。其中有物理过程，也有化学过程。悬浮粒子在滤料颗粒表面的吸附是滤池的重要工作性能，吸附作用与滤池和悬浮液的物理特性有关，也与滤料粒子尺寸、悬浮物粒子的尺寸、附着性能与抗剪强度有关。吸附作用还受悬浮粒子、滤料粒子和水的化学性能影响，如电化作用力和范德华氏作用力。

刚开始过滤时，滤料洁净，选择性地吸附悬浮粒子的作用占优势，但随着过程的进行，已吸附着一些悬浮粒子的滤料颗粒的选择性吸附条件就差些，当滤层中滤料颗粒的吸附位置完全被占据，吸附能力就大大减小。

在过滤过程中，滞留在滤层内的沉淀物颗粒积聚起来，这些颗粒的附着力必须与该点水力剪力保持平衡，否则就会被水流带入更深的滤层甚至带出滤层。随着沉积物在滤料中的积聚，滤料上层必被堵塞，若加快流速，则截留能力就大大降低，这样，上层滤料的过滤任务不得不由下层来承担，并依此传递，越来越向深层，结果，滤层中再无足够厚度的洁净层可以保证出水水质，从而结束过滤周期。对于已经积有相当数量沉积物的滤池，如突然增加滤速，则滤层内部的水力剪力必然随之突然增大，这就破坏了原先在水与沉积颗粒之间的平衡，一些颗粒剥落并随水流走，故设计中应消除任何造成滤速突变的起因。

（二）压头损失

滤池的压头损失提供了调节床层和单元正常运转的信息。

初始压头损失增大表示砾石层或集水体系阻塞，床层需要清洗。压头损失增大对于预处理和过滤效率影响很大。

测定压头损失的方法较为简单。只需测定滤池两侧的水平液面即行。对于重力滤池，最简单的方法是并排安装两根透明管子，中间置一刻度板（以厘米分格），一根透明管连接到滤池的进水管，另一透明管连接到滤池的出水管，观察到的两透明管内的水平面差，即为压头损失。也有采用较复杂的测定方法，测量压头损失的装置可以连接到滤池自动反洗的控制体系，这样，当压头损失到达某一预定的极值时，可自动打开反洗操作开关。

（三）过滤效率

水温、悬浮粒子和胶体粒子的性质、浓度、附着性能和颗粒大小等因素均影响过滤效率。虽然冷水较热水难过滤，但通常对水温并不调节。含有悬浮杂质的水的过滤性能与水中悬浮杂质和胶体杂质、颗粒尺寸、浓度和附着能力有关，在滤池进水中加入少量絮凝剂或极少量聚合电解质可以改变水的过滤性能，该种情况下，粗-细滤池比细-粗滤池更为适用，因为前者有较大空间储存截留的固体杂质，而后者表层则会很快发生堵塞。

滤料颗粒大小和形状、床层孔隙度（或孔的水力学半径）、不同滤料层的排列方式（由细到粗或由粗到细）、床层深度、水流通过床层后的压头损失等也影响过滤效率。一般地说，滤料颗粒尺寸越小、孔率越低、床层越深，则过滤效率越高。粗-细滤池为水中除去的固体杂质提供了较多储存空间，该种滤池在底层使用细滤料比细-粗滤池顶层所使用的量更多，因此，粗-细滤池由于滤料粒子尺寸小、孔隙率小、其过滤效率也远较细-粗滤池为高。

滤速也影响滤池效率。当其他条件全部相同时，滤速越低，效率越高。滤速为 $0.04\text{米}^3/\text{分}\cdot\text{米}^2$ 时的出水水质比滤速为 $0.3\text{米}^3/\text{分}\cdot\text{米}^2$ 时的出水水质为好。但事实上，滤速并非是唯一重要的因素，只要预处理或过滤操作得当，对同一滤池，可在 $0.3\text{米}^3/\text{分}\cdot\text{米}^2$ 的滤速时获得满意结果，也由于进水的过滤性能较差，即使滤速慢到 $0.04\text{米}^3/\text{分}\cdot\text{米}^2$ ，也不获得满意的出水水质。过去，主要依靠使用慢滤速（ $0.08\sim 0.12\text{米}^3/\text{分}\cdot\text{米}^2$ ）。但要选定最佳滤速往往还需考虑经济问题。

滤池除去细菌的效率随负荷而改变，但只要适当预处理，除去率可超过99%，不过永远也不会到达100%。为了充分消毒，必须加氯。

（四）过滤性指数

有人主张用过滤性指数 F 来表示滤池的过滤性：

$$F = \frac{C_t h_t}{C_0 q_t} \quad (10-32)$$

式中 C_t, C_0 ——分别表示时间为 t 和零时的浓度；

h_t —— t 时刻的压头损失；

q_t ——通过滤池表面的速度。

使悬浮液通过30毫米（深度） $\times$ 30毫米（直径）滤料床，测定流速、压头损失和时间，算出 F ，可用来评价预处理体系（如絮凝）的效果， F 减少，表示效率提高和生产规模设备的过滤周期延长。对于某一快速重力滤池， $h=2\text{米}$ ， $\frac{C_t}{C_0}=0.005$ ， $q=10\text{米}/\text{时}$ ， $t=20\text{小时}$ ，根据式（10—32）可算得 $F=5\times 10^{-5}$ ，这一 F 值表示过滤性良好。对于相同过滤体系，若 $\frac{C_t}{C_0}$ 增加十倍，或 t 减少至 $2h$ ，压头损失仍为 $h=2\text{米}$ ，则 $F=5\times 10^{-4}$ ， F 增加，表示体系的过滤性减小。

第十一章 废水分离单元设备

第一节 沉淀分离设备

(一) 平流式沉淀池

平流式沉淀池特别适用于除去使用助凝剂后形成的淤泥，图11—1为其示意图。这类沉淀池的长/宽比为3或4，长/深比为4~8，有人经过推算，若

$$\frac{\text{长度}}{\text{深度}} \times \frac{\text{长度}}{\text{宽度}} \geq 20 \quad (11-1)$$

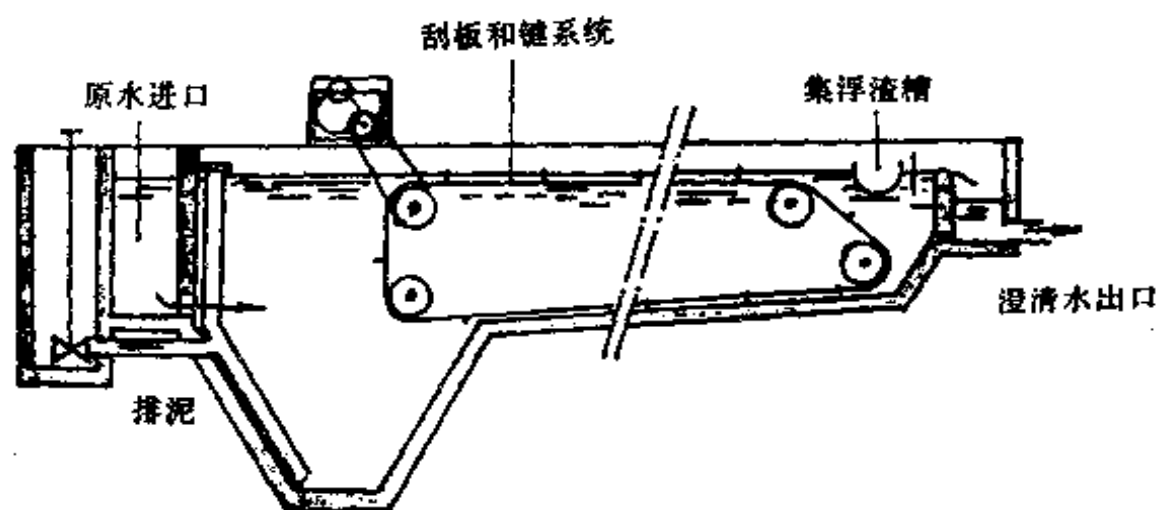


图11—1 平流式沉淀池

那么，最大流速必须比污泥冲刷速度小八倍。据报道，矾絮凝体的冲刷速度为55毫米/秒时，如果前向速度为6.9毫米/秒，则很少冲刷作用。实际上采用的前向速度是上述数值的几倍。表面溢流率 $\frac{Q}{A}$ 是设计的主要指标，对于矾絮凝体，其表面溢流率为

15~30米³/米²·日,而对于石灰软化固体沉淀物,表面溢流率为40~80米³/米²·日,如加入混凝助剂(如聚合电解质,硅酸钠或膨润土),则沉淀速度可能加倍,堰溢流速率也相应增高。

(二) 圆形沉淀池

圆形沉淀池在废水处理中应用甚广,因为去除污泥较为方便。最简易的一种装有中心表面进口,有人已把絮凝室放入中心进口系统。图11-2为涡轮循环圆形沉淀池,它用来连接污泥回收系统(用进水搅拌)、污泥增长区和澄清区(将污泥扫除进中央污泥斗)。

设计圆形沉淀池虽较平流沉淀池简单,但发现,反向冲刷速度的大小和方向可能变化很大。

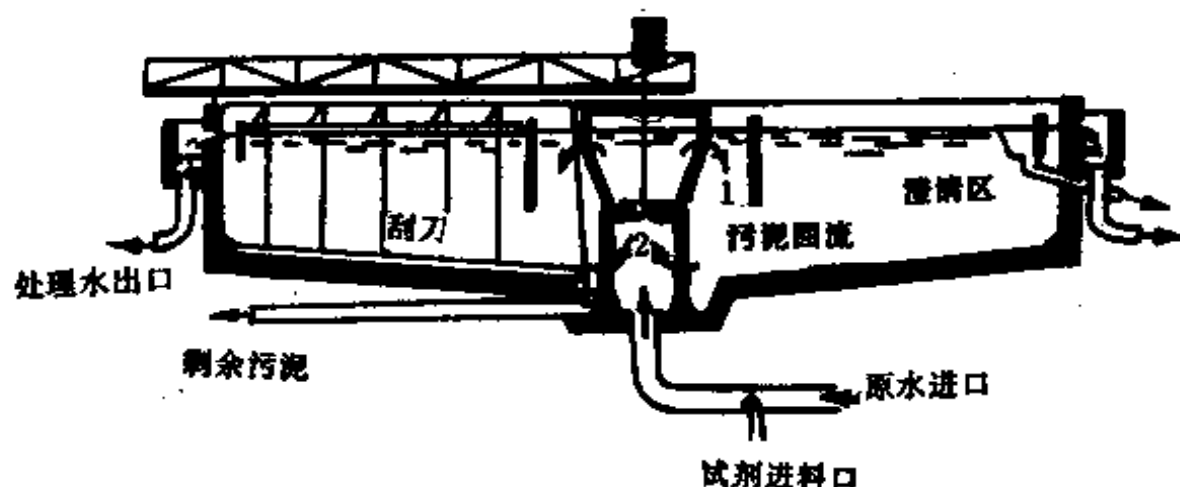


图11-2 径向流圆形沉淀池(污泥回流到中央进料沉淀器)

1—絮凝物; 2—原水和循环污泥搅拌均匀

(三) 上流式沉淀池

上流式沉淀池表面呈方形,侧壁成60°坡度,可以自动卸泥。溢流率随固体种类而改变,矾絮凝体的溢流率为1~2米/时,矾加助凝剂时的溢流率为2~5米/时,石灰软化污泥的溢流率为2~6米/时,为了避免大量挖掘土方,池底采用圆锥

形，虽易收集污泥，但限制了单元尺寸。较大单元沉淀池的侧壁坡度小于或等于 60° ，常建成方形、圆角，需要旋转刮板清除角落，维修可能困难些。

（四）平板脉冲沉淀池

管道沉降能增加每单元池面积流通量，且无机械上的问题。方法是使原水快速流入沉降池，通流时间短，此时污泥层膨胀并上升，然后切断水流，污泥均匀沉降。该法较连续上流式沉淀法为优。要获得脉冲，可用泵从进水口抽出空气，直至预期的水位（比沉淀顶部水位高出 $0.6\sim 1$ 米），空气进入真空室，液体脉冲进入沉淀池，污泥增稠，并由浓缩器排出，参见图11—3。

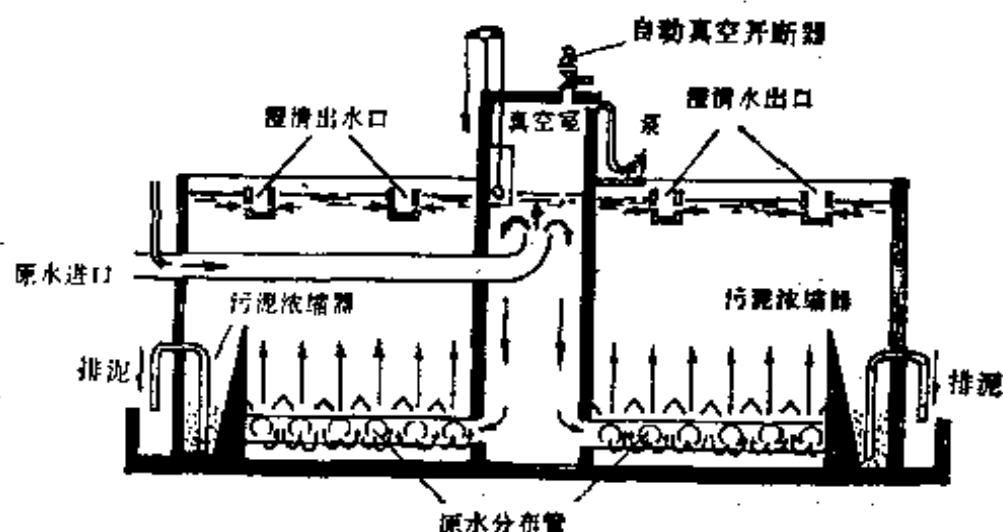


图11—3 平板脉冲沉淀池

第二节 上浮分离设备

上浮法种类很多，根据产生气泡方式的不同，可以分为溶解空气上浮法、机械分散空气上浮法、电解上浮法、生物及化学上浮法、离子上浮法等。这些方法中，以加压溶气上浮法最

有发展前途。

(一) 溶解空气上浮设备

该设备用来净化含污染物粒子很少的废水。方法的实质是在废水中溶入过饱和量的空气,再降低压力,使空气气泡析出并带着粘附在一起的固体杂质粒子上浮。根据废水中制造过饱和空气溶液方法的不同,可分为真空上浮、压力上浮和空气升液上浮等。

1.真空上浮装置:先将废水在常压下充满空气,送往气浮池,用真空泵维持真空度为225~300毫米汞柱,析出的极细小气泡把部分杂质带出,该上浮过程约需20分钟。该法的优点是气泡的生成及其与粒子间的粘着是在静止介质中进行的,故气泡-粒子聚集体的破坏几率可减小到最低程度,而且上浮过程动耗甚小。缺点是废水中所含气泡不多,在悬浮粒子浓度很高时(不超过250~300毫克/升)不宜使用这种方法,应建造密闭的浮选装置,并配置刮板。

2.加压溶气上浮装置:在生产管理中,加压溶气装置简便、可靠,故使用范围比真空上浮装置更广。该装置可净化每升含4~5克悬浮粒子的废水,为了提高去除率,常在废水中加入混凝剂。加压溶气上浮装置在炼油中已普遍应用。溶气罐压力一般为3~5千克力/厘米²,混合时间一般为1~3分钟。混凝剂一般采用硫酸铝,含油废水经隔油池处理后,再经加压溶气上浮处理,出水油含量通常为10~25毫克/升。最近,加压溶气上浮法在处理水厂原水、印染废水、电镀废水、造纸废水、皮革废水等方面也都有较好效果。

加压溶气上浮装置主要由三个部分组成:溶气罐、释放器和气浮池。

(1)溶气罐:溶气形成可有多种,如水泵吸气式,射流溶

气式及空压机供气式等。空压机供气稳定，保证了水泵在高效条件下工作，使溶气效率有很大提高。由于空气溶解度甚小，故一般只需小功率空压机即可，从节能的观点来看，十分合适。用空压机供气，在无填料的情况下，溶气效率可达60%左右。如果用填料式溶气罐，可比不加填料时提高效率30%左右。影响溶气效率因素众多，如不同的填料，填料层的高度、溶气罐中水位高低、供气流量大小、供气方式、水温等，在设计溶气罐时都应考虑。

(2)释放器：要提高气浮法净水效果，不仅需要提高溶气效率，而且需要好的释放条件，使微气泡能彻底释出。TS型溶气释放器在1.5~2.0公斤力/厘米²的低压下能完善地释出大量可供气浮净水用的有效气泡。该释放器由底座、孔盒、管嘴接头所组成，关键在于孔盒的构造，即进、出水孔直径及位置，圆环直径及宽度、环与盒盖间的缝隙尺寸、孔盒高度等的合理选择与组合。

(3)气浮池：
气浮池形式多样，可根据原水水质、水量大小、水温、建造条件等因素综合考虑后选定。实践中使用的浮选池(器)有各种结构，图11—4所示是其中的一种。废水(溶有过饱和空气)通入浮选器，

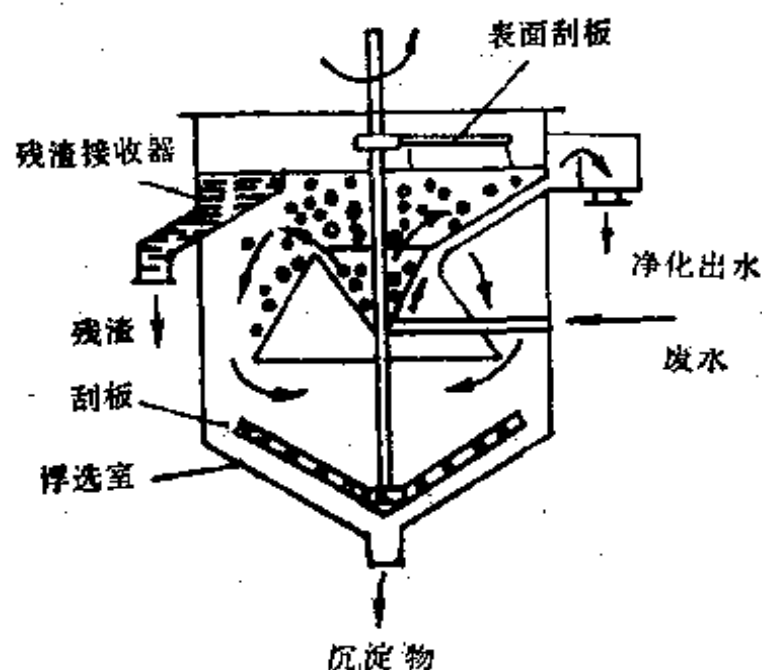


图11—4 浮选器示意图

析出的气泡捕集悬浮物上浮后的泡沫层，用刮板刮入残渣接收器。因重力作用沉入浮选器底部的固体粒子由底部刮板刮入接收器，通过管道排出。也采用其他圆柱形浮选器，直径大小不一，因此生产效率各异，例如，净化能力为600米³/时的圆柱形浮选器的直径为12米。

净化废水多室上浮装置的示意图见图11—5，废水先进入水力旋风除尘器除去一部分悬浮粒子，然后流入第一室，在该室与饱和空气的循环水混合，在室中析出气泡，带同污染物粒子上浮，然后废水相继进入第二室、第三室，继续进行浮选。经过第三室处理后，已净化的水从上浮装置中排出，一部分进行循环，用泵抽入压力罐，在其中溶入空气。泡沫由泡沫接收器排除。

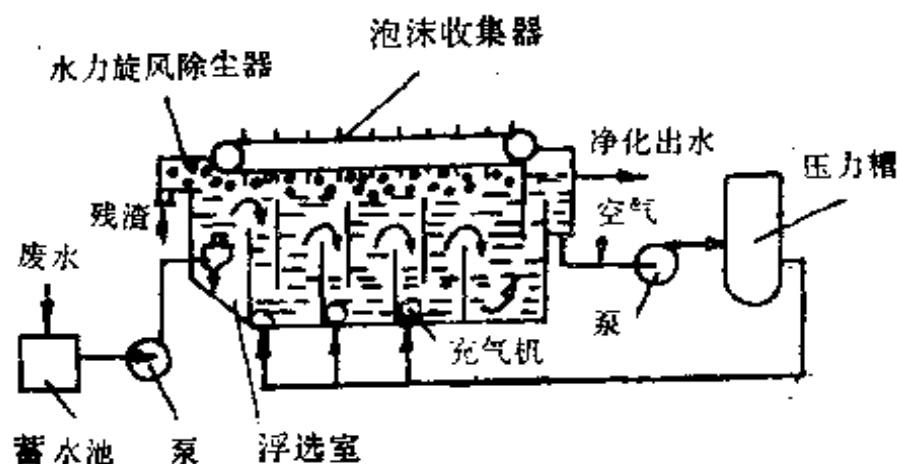


图11—5 循环水多室上浮装置示意图

3. 空气升液上浮装置：该装置用来净化化工废水，装置结构简单，消耗动力仅为加压溶气上浮装置的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{4}$ ，缺点是浮选池要设在很高的地方。空气升液式装置流程见图11—6，废水由20~30米高处流入溶气罐，压缩空气进入其中，并在较高的压力溶入废水。废水沿空气升液管升高时饱含空气气泡，并在

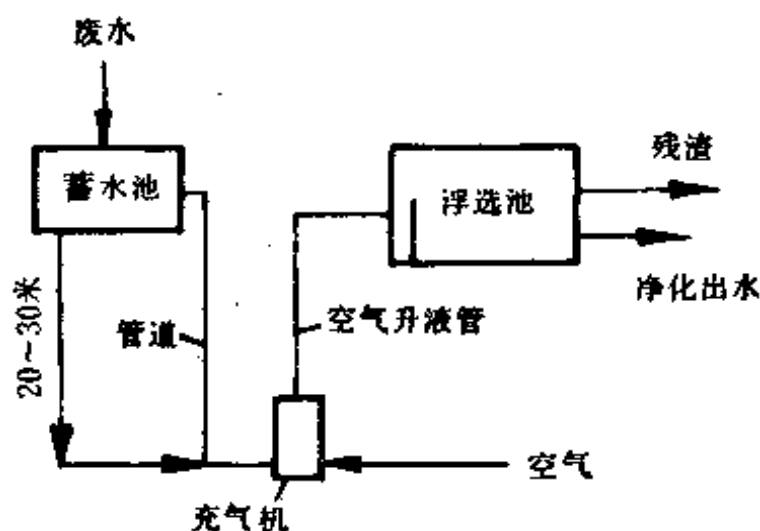


图11-6 空气升液上浮装置流程示意图

浮选池中折出，带固体杂质粒子的泡沫层用刮板刮除，澄清的水再进一步净化。

（二）机械分散空气上浮装置

属于这一类的空气上浮装置有叶轮扩散上浮装置、扩散曝气上浮装置和喷射上浮装置。

1. 叶轮扩散上浮装置：该装置靠叶轮高速旋转形成负压而吸入空气，并使空气呈细微气泡状，经导向叶片整流后，垂直上升进行浮选。叶轮是一个具有放射型叶片的圆盘，在选集有用矿物时，广泛使用这种装置，最近人们常用这种装置来处理含有较高浓度悬浮物（大于2克/升）的废水。叶轮在废水中旋转时产生许多小涡流，进而分散成一定大小的气泡。净化效果与叶轮转速有关，转速越快，形成的气泡越小，效果越好。但转速过高会产生紊流，破坏絮状粒子，从而降低处理效果。叶轮上浮装置的工艺流程图见图11-7。废水进入浮选器接收端，沿管道进入叶轮，叶轮在轴的下端旋转。轴固定在管内，空气通过该管吸入，因为叶轮旋转时产生一个低压区。浮

选操作要求废水中含空气量较多，1份水应含0.1~0.5份空气（体积比）。通常，浮选机由几个串联的浮选室组成。叶轮直径为600~700毫米。

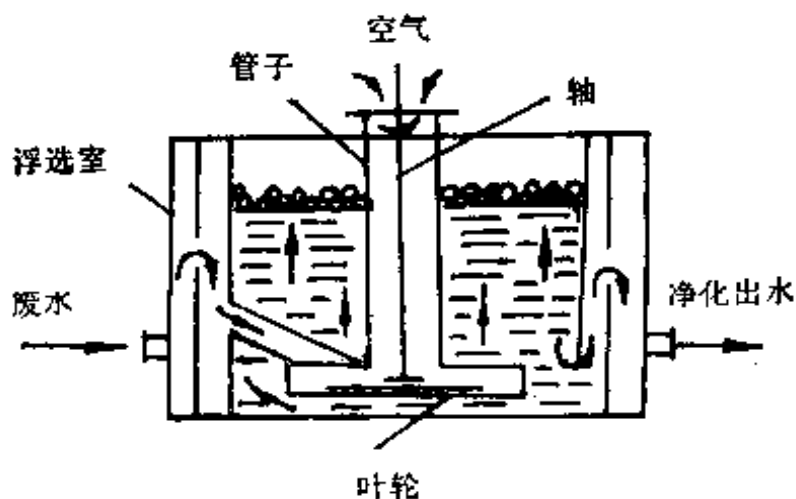


图11—7 叶轮浮选器

2.喷射上浮装置：该装置可用来净化含有溶解杂质的废水，因为这类杂质要腐蚀机械装置的泵和叶轮等部件。具体做法是让空气通过专门制造的喷嘴，其孔径为1.0~1.2毫米，工作压力为0.3~0.5毫巴。空气喷出速度为100~200米/秒。每次操作时间一般为15~20分钟，也可视实际情况决定。

3.扩散板（或罩）曝气上浮装置：这种上浮装置的优点是浮选室结构简单，耗能较少。缺点是产生气泡较大，处理效率不如加压溶气上浮装置，且扩散板易堵塞，难以选择具有相同孔径的材料，因此不能保证产生大小相近的微小气泡。

当空气通过扩散板或罩（如素烧陶瓷材料制成的）时产生的小气泡尺寸为：

$$R = 6 \sqrt[4]{r^2 \sigma} \quad (11-2)$$

式中 R, r ——气泡和孔的半径；

σ ——水的表面张力系数。

净化数量不多的废水可使用装有素烧陶瓷罩的浮选室，参见图11—8，废水从上流入，空气通过素烧陶瓷罩形成气泡上浮。泡沫转流到环形斜槽中，并由此排出，装置可以是一级或数级。若空气通过扩散板输入，则装置的处理效率提高，参见图11—9。浮选效果取决于材料孔径大小、耗气量、上浮操作持续时间和浮选器内水位等。孔径一般为4~20微米，空气压力为0.1~0.2毫巴，耗气量为40~70米³/米²时，持续时间为20~30分钟，浮选室水位在浮选前应为1.5~2.0米。

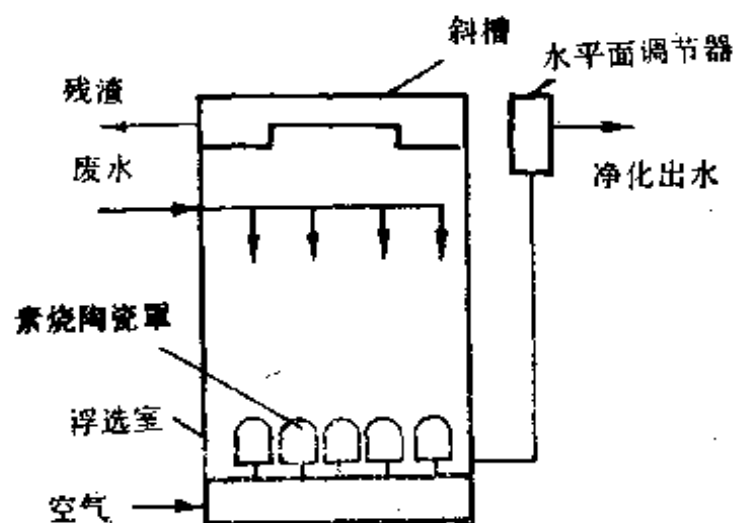


图11—8 装有素烧陶瓷罩的浮选器

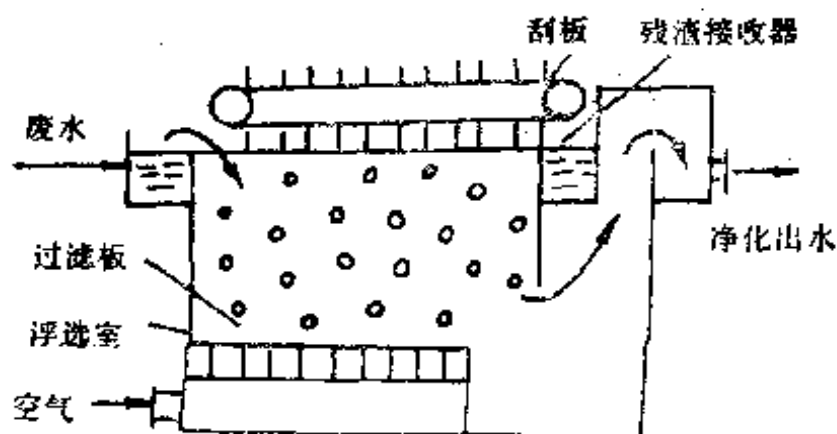


图11—9 装有过滤板的浮选器

（三）化学上浮装置

废水处理时,加入的某些物质可能会发生化学反应并析出气体(O_2 、 CO_2 、 Cl_2 等)。在一定的条件下,这些气体的气泡可以粘附在不溶性悬浮粒子上,并上浮到泡沫层,例如,在加入混凝剂的条件下用漂白粉处理废水时,可观察到上述现象。化学浮选用的浮选室示意图可参见图11—10。废水先进入反应室,在室中进行反应。为了避免气体逸失,室内废水停留时间应尽可能地短,废水被气体饱和后进入浮选室。本法的缺点是试剂耗量较大。

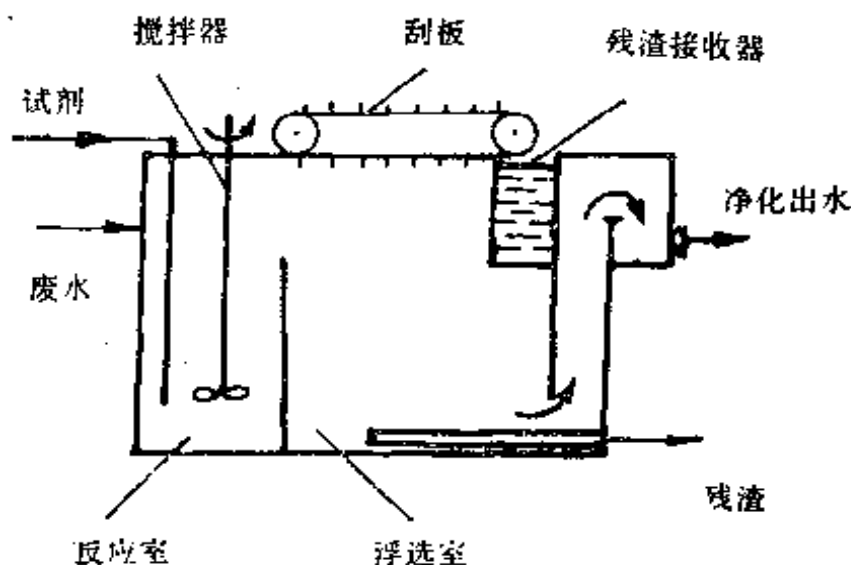


图11—10 化学上浮装置图

（四）离子浮选装置

离子浮选法的原理是向废水中投加一种界面活性剂（需与废水中的金属离子电荷相反）时，即与金属离子生成水溶性络合物或不溶性沉淀物。依靠表面活性剂在气-液界面处具有吸附能力的特性，使络合物或沉淀物吸附在鼓入的气泡表面，并上浮形成泡沫（即浮渣），然后回收金属。离子浮选适用于从大量的稀溶液中分离浓集有用物质，例如，可以从铀矿废水和海水中回

收铀或其他金属。该法的工艺设备如图11—11和图11—12所示。

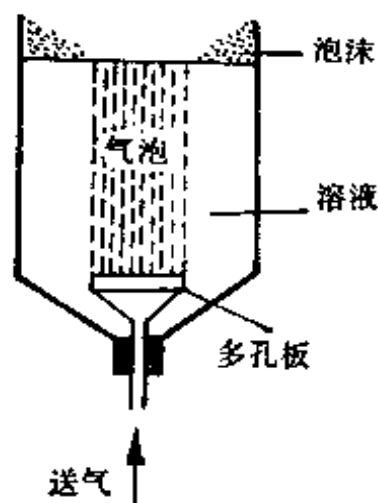


图11—11 间歇式离子浮选机

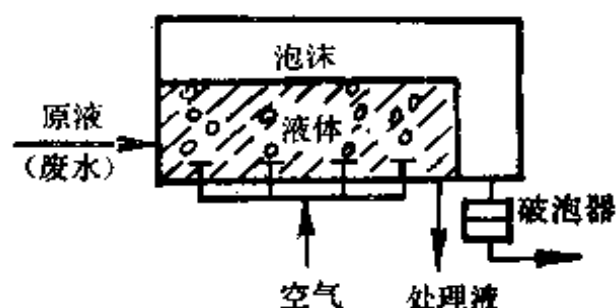


图11—12 实验用连续浮选机

第三节 过滤分离设备

（一）滤池分类

滤池可按不同方式分类。根据滤池单位表面积流速的不同，可以分为慢滤池和快滤池。慢滤池操作速度为 $0.001 \sim 0.01 \text{ 米}^3/\text{分米}^2$ ，快滤池的操作速度则高达 $0.04 \sim 0.3 \text{ 米}^3/\text{分} \cdot \text{米}^2$ 。也可根据滤料种类分类，如，砂滤池、煤（或无烟煤）滤池、煤-砂滤池、混合床滤池和硅藻土滤池。还有人根据水流通过床层的方向分类，如上流式滤池、下流式滤池、双向流式滤池、细（滤料）-粗（滤料）滤池、粗-细滤池，更有把滤池分为压力式滤池和重力式滤池。由于给水和废水处理面临设计和工艺的快速变化，可把滤池分为常规滤池和发展型滤池。

（二）几种滤池（机）简介

1. 微滤机：由不锈钢丝筛网构成，网孔为 $23 \sim 35$ 微米，操作时压头损失高于150毫米，适用于原水预先粗滤和除去出水中的固体物质。

2. 慢砂滤池：这是最古老的滤池。其净化机理是顶层的表面粗滤、光合供氧，继之以有机物的细菌氧化，接着在床层最后10~20毫米处由原生动物进行净化。通常使砂粒的有效尺寸（有10%砂子过筛的筛孔直径，常记作 d_{10} ）为0.25~0.35毫米，均匀系数（ d_{60}/d_{10} ，即60%砂粒可过筛的筛孔直径与有10%砂粒可过筛的筛孔孔径之比值）为1.7~3.0。床层深度英国为0.9米，美国为1.2米。20~60天后加以清理，当压头损失超过1米时，刮去表面砂层15~20毫米，但床层深度减到0.6米就不能再减。在托体和集水体系上复有0.08~0.6米砾石层。下向流速较低（0.10~0.23米³/米²·时）时可能使设备庞大而且花费较高。该种滤池可用于水处理和除去水中的固体。

3. 快速重力滤池：使用的砂粒的有效尺寸为0.4~1.0毫米，均匀系数为1.35~1.75。。床层深为0.5~0.8米，且维持常数。当到达最大操作压头（一般小于2.8米）或浊度到达不允许的数值时，用反洗法清理滤池。冲洗时向下流速为3~11米³/米²·时，同时用空气冲刷。接着不同尺寸的滤层颗粒沉降，下层颗粒尺寸较大。冲洗水一般用量占全部滤出水的2~6%。

预处理可以是混凝和沉降；混凝和絮凝；也可只加入化学试剂。后一情况称为“直接过滤”，可用砂滤池，也可用多种滤料滤池。若必须维持较高的水头，可使用各种压力滤池，在密闭容器操作，压力高达1000千巴。

4. 上流式滤池：该种类型的滤池在上流体系中运转。粒子尺寸向水流方向减少。砾石和砂粒可再用。

5. 多种滤料滤池：这种滤池由密度和粒子尺寸不同的多种滤料层组成。选择滤料粒子尺寸时要保证在冲洗后粒子尺寸顺着下流方向降低。上流方向冲洗操作与快速重力滤池相同。选用的滤料有聚苯乙烯、煤（无烟煤）、燧石砂、金刚砂和磁铁矿砂，

密度分别约为1040, 1400, 2650, 3820, 4900(千克/米³)。表11—1给出这种多滤料滤池的床层深、滤料种类、滤料尺寸和流速。

表11—1 多种滤料滤床的组成

例 1	无烟煤床层0.6米	有效尺寸1.6毫米	} 流速 > 12.5 米 ³ /米 ² ·时
	砂床层 0.4米	有效尺寸0.8毫米	
	金刚砂床层0.4米	有效尺寸0.5毫米	
例 2	聚苯乙稀床层0.2米	有效尺寸1.8毫米	} 流速 ~ 7.5 米 ³ /米 ² ·时
	无烟煤床层0.2米	有效尺寸1.3毫米	
	砂床层 0.2米	有效尺寸0.5毫米	

6. 预涂层滤池：该种滤池内有多孔支持管或不锈钢圆盘，上面涂上硅藻土。过滤时流速为1~15米³/米²·时，直到滤池阻塞。有专用的工具进行清洗。

7. 直接过滤法：该工艺使用混凝剂和絮凝剂，但在进入滤池前未进行沉淀。双滤料滤池由砂（有效尺寸0.4~0.5毫米）和无烟煤（有效尺寸1.1毫米）组成，有时用第三种滤料，如0.2~0.3毫米（有效尺寸）的金刚砂。砂床层深380~900毫米，无烟煤床层深200~300毫米。过滤时间为12小时到数日。下向流速0.7~4.0毫米/秒，冲洗速度8~14毫米/秒。过滤前使用的化学试剂有铁盐、铝盐和聚合电解质。

8. 活性炭滤池：活性炭细粉（有效尺寸为10~50微米），可直接加入原水中，也可作滤池的预涂层。也可将有效尺寸为0.4~1.6毫米、均匀系数为1.4~1.6的活性炭作为滤池的滤料。其优点是能快速吸附微量有机物质（如卤代烃）。可在砂滤池前一工序使用，也可作为最终一道处理工序。活性炭常在800℃时加热再生。在美国，水厂用粒状活性炭除去氯代有机化合物。

第十二章 本篇计算应用实例

(一) 下沉法举例

〔例1〕计算1毫米直径的球状粒子在绝对粘度为 1.1×10^{-3} 牛顿·秒/米²和密度为1000千克/米³的液体中的沉降速度 V_P ，若球状粒子的密度为2650千克/米³。

解：计算时可先假定 $V_P = 1$ 米/秒（很明显，这一速度是过大了）

$$R_e = \frac{10^3 \times 1 \times 10^{-3}}{1.1 \times 10^{-3}} = 909$$

$$C_D = \frac{24}{909} + \frac{3}{\sqrt{909}} + 0.34 = 0.466$$

$$V_P = \left[\frac{4}{3} \times \frac{9.81}{0.466} \times 10^{-3} (1.65) \right]^{\frac{1}{2}} = 0.215 \text{ 米/秒}$$

将 $V_P = 0.215$ 米/秒再代入上式重新计算，得 $R_e = 1.95$ ， $C_D = 0.677$ ， $V_P = 0.179$ 米/秒，如此进行迭代计算多遍，得 V_P 的近似值0.171米/秒。

〔例2〕为了避免例1中的迭代计算，有人建议利用下列两个公式（无量纲）：

$$C_D/R_e = \frac{4}{3} \frac{(\rho_P - \rho)g\mu}{\rho^2 V_P^3}$$

$$C_D R_e^2 = \frac{4}{3} \frac{\rho(\rho_P - \rho)gd^3}{\mu^2}$$

曲线 C_D/R_e 和 $C_D R_e^2$ 如图12—1所示。假定 $R_e \leq 1$ ， $C_D = 24/R_e$ ； $1 < R_e \leq 10^3$ ， $C_D = 24/R_e + 3/\sqrt{R_e} + 0.34$ 。

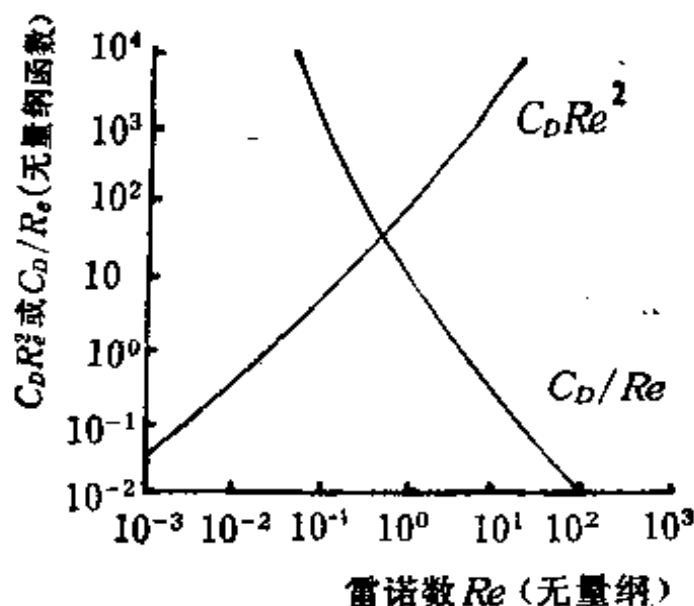


图12—1 $C_D R_s^2$ 和 C_D / R_s 与雷诺数关系曲线

设有一粒子,其沉速为0.1米/秒, $\rho_P = 2650$ 千克/米³, $\rho = 1000$ 千克/米³, $\mu = 1.3 \times 10^{-3}$ 牛顿·秒/米², 试计算其直径。

$$\text{解: } C_D / R_s = \frac{4}{3} \left(\frac{1650}{10^3} \right) \frac{9.81 \times 1.3 \times 10^{-3}}{10^{-3}} = 0.0281$$

由 $C_D / R_s - R_s$ 曲线, 可知当 $C_D / R_s = 0.0281$ 时, $R_s \cong 50$, 因此,

$$d = \frac{50 \times 1.3 \times 10^{-3}}{10 \times 10^3} = 0.65 \times 10^{-3} \text{ 米或 } 0.65 \text{ 毫米, 反过来,}$$

如其他条件同上, 已知 $d = 0.2$ 毫米, 可计算出 V_P 。

$$C_D R_s^2 = \frac{4}{3} \frac{10^3 (1650) 9.81 \times (0.2 \times 10^{-3})^3}{(1.3 \times 10^{-3})^2} = 102.2$$

由 $C_D R_s^2 - R_s$ 曲线可知, 当 $C_D R_s^2 = 102.2$ 时, $R_s = 3.7$, 由此可算出 V_P 。

$$V_P = \frac{3.7 \times 1.3 \times 10^{-3}}{10^3 \times 0.2 \times 10^{-3}} = 0.241 \text{ 米/秒}$$

〔例3〕圆形沉淀池(用泵)的基建费用曲线, 运转费用

和维修费用曲线及年需电量曲线见图 12—2、图 12—3、图 12—4。其设计参数如下：表面负荷率，未处理废水为 $1.2 \sim 2.4$ ($\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$)；铝矾凝絮 $0.7 \sim 1.2$ ($\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$)；铁盐凝絮 $1.1 \sim 1.6$ ($\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$)；石灰凝絮 $1.1 \sim 2.4$ ($\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{时}$)；停留时间 $1.5 \sim 3.0$ 小时；压头 $0.61 \sim 0.91$ 米水柱，粒子前向运动速度必须比粒子沉降速度小 $9 \sim 15$ 倍；污泥泵速 $2.5 \sim 20 \text{米}^3/\text{日} \cdot \text{千米}^3 \text{废水}$ ，视化学添加剂和操作而定。

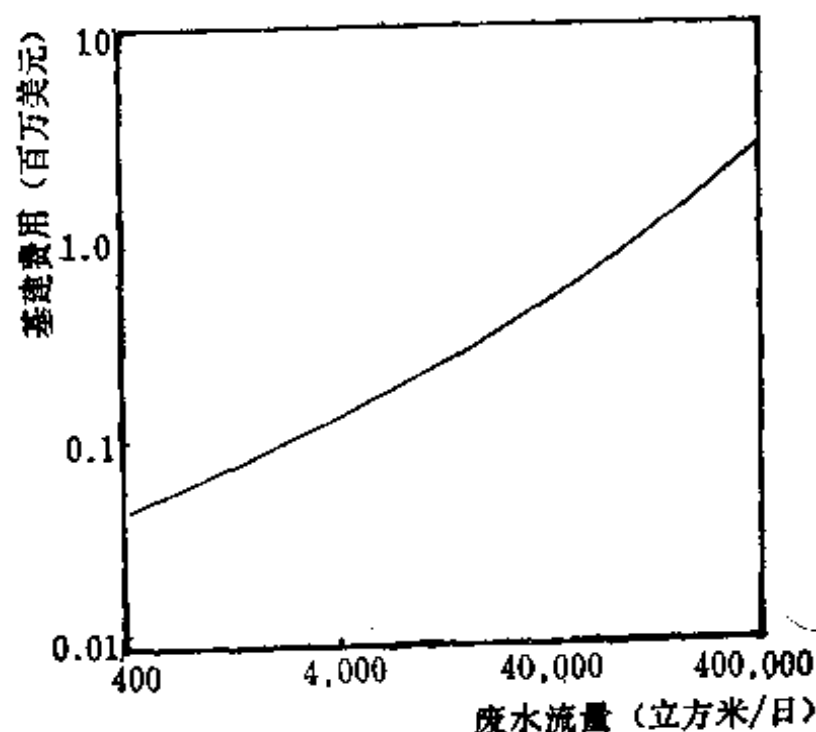


图12—2 圆形沉淀池基建费用曲线

（二）上浮法举例

〔例〕加压溶气上浮装置的设计参数与费用估算：加压溶气上浮装置的设计参数，基建费用曲线、运转和维修费用曲线和年需电量曲线可参见表 12—1 和图 12—5、图 12—6、图 12—7。

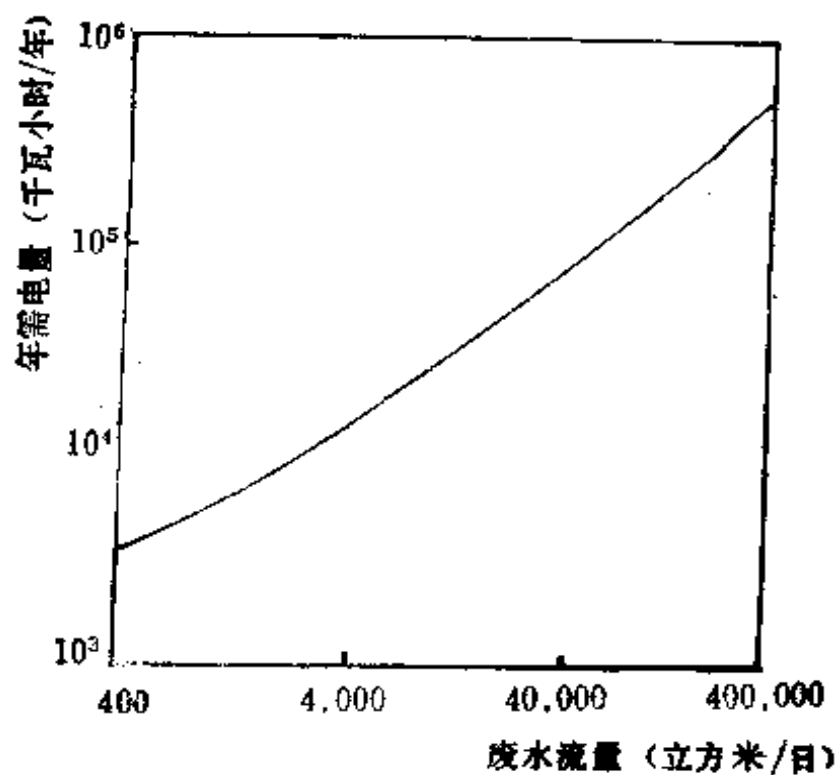


图12—3 圆形沉淀池年需电量曲线

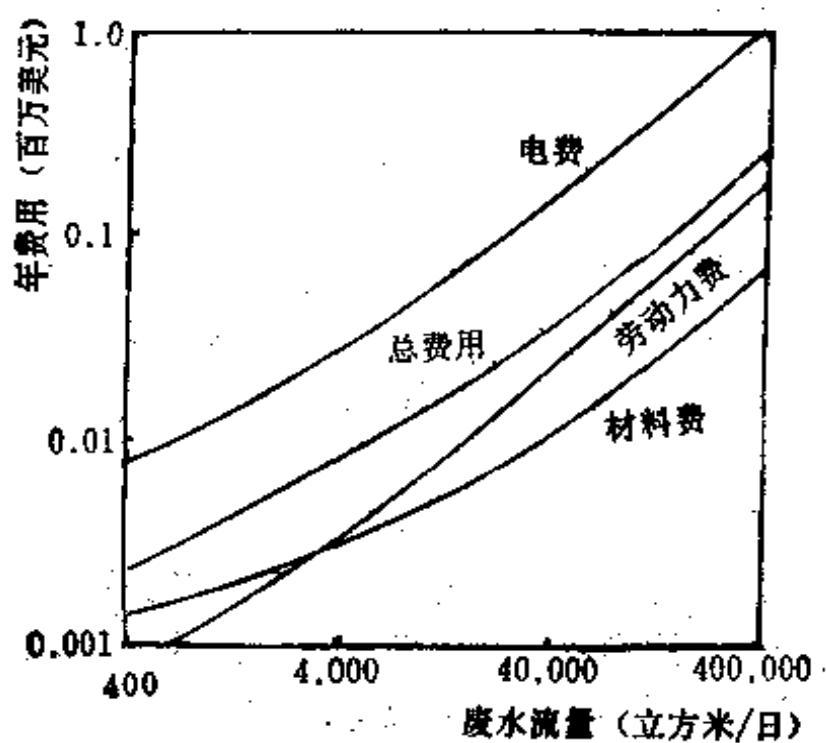


图12—4 圆形沉淀池运转和维修费用

表12—1 气浮装置的设计参数

参 数	范 围
压力 (公斤力/厘米 ²)	1.7~4.8
气固比 (重量比)	0.01~0.1
停留时间 (分)	20~60
表面水力负荷 (米 ³ /日·米 ²)	20~320
回流比	5~120

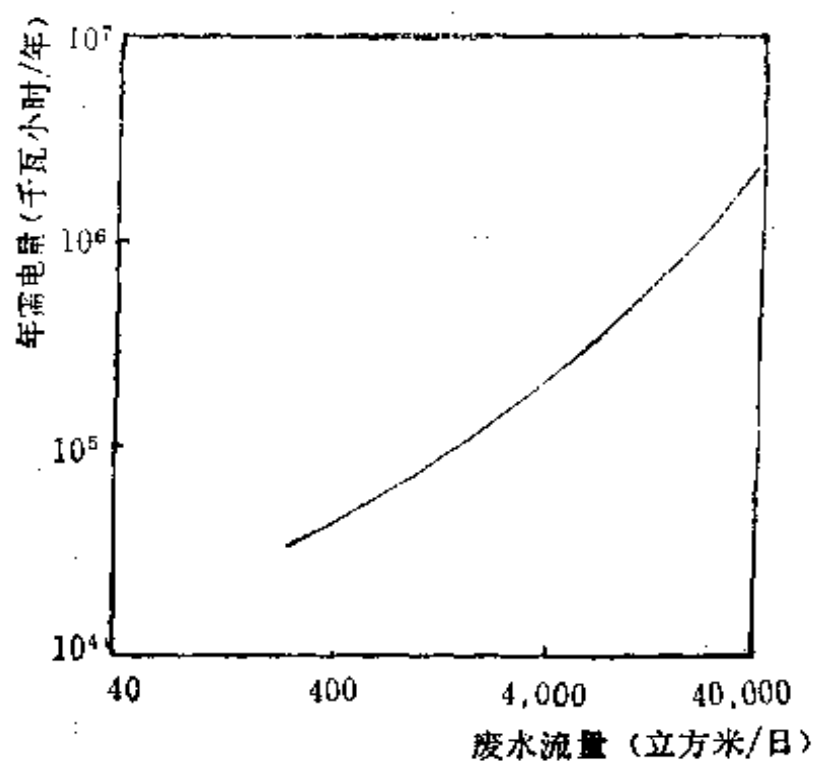


图12—5 加压溶气上浮装置年需电量曲线

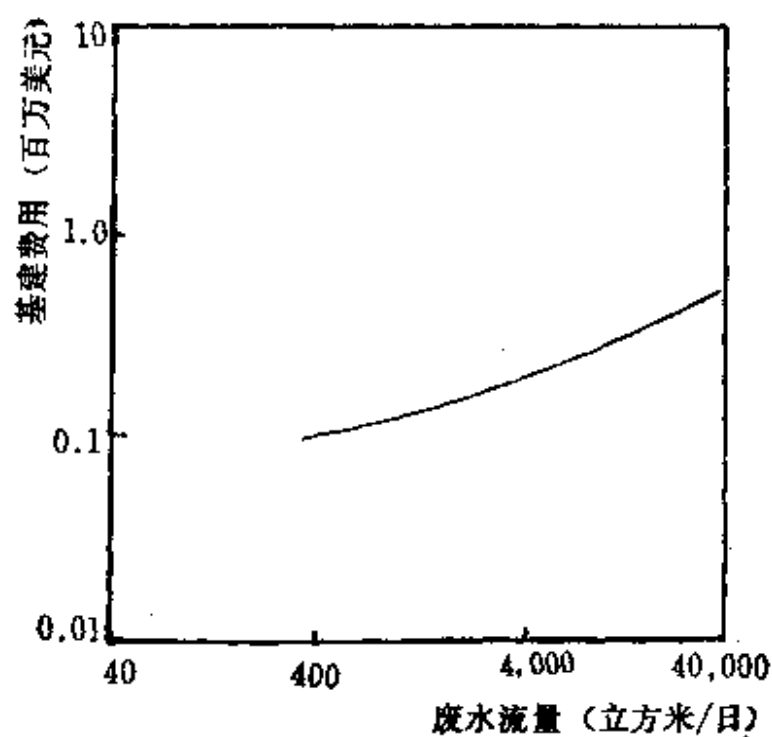


图12—6 加压溶气上浮装置基建费用曲线

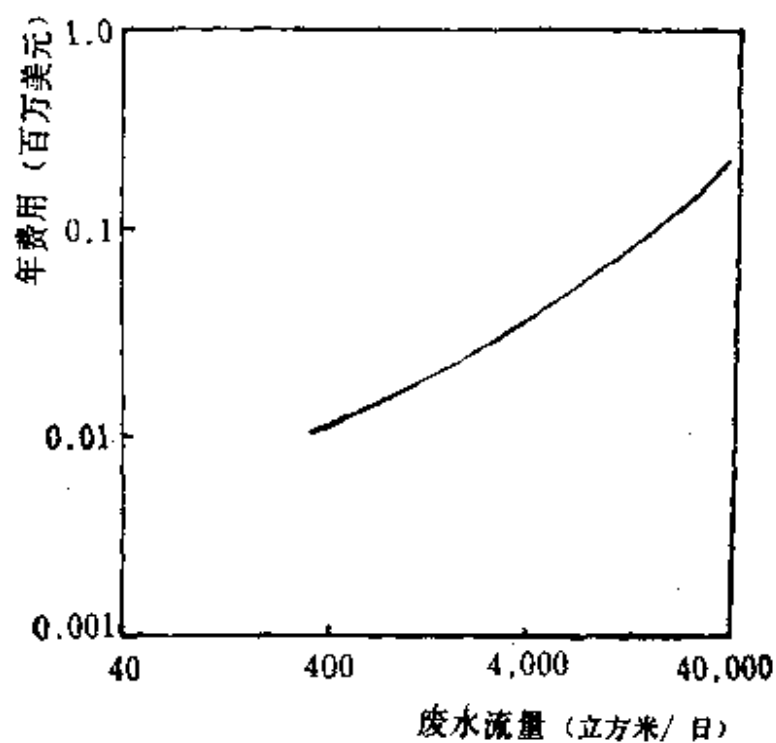


图12—7 加压溶气上浮装置运转和维修费用曲线

(三) 过滤法举例

〔例1〕一双层滤池由30.5厘米厚的煤层和30.5厘米厚的砂层组成。煤的最大粒径为2.0毫米,球形系数为0.7,相对密度为1.47,孔隙率为0.49;砂的最小粒径为0.5毫米,球形系数为0.81,相对密度为2.65,孔隙率为0.4。试校核在反冲洗后煤层和砂层是否仍能分层,并计算反冲洗时双层滤池中的水头损失。

解:反冲洗过程中,当上层最大颗粒与下层最小颗粒具有相同的膨胀和沉降时,则两滤层的相对位置保持不变。此时有下列关系式:

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{\psi_2}{\psi_1} \left(\frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_1 - 1} \right)^{\frac{1}{2}}$$

式中,脚注1和2分别表示上层和下层滤料, d_1 为上层的最大粒径, d_2 为下层的最小粒径, ψ_1 和 ψ_2 分别为上、下层滤料的球形系数。 ρ_1 和 ρ_2 分别为上、下层滤料的密度。计算上式右项,可得两种滤料完全分层时 $\frac{d_1}{d_2}$ 的最大允许比值

$$\left(\frac{d_1}{d_2} \right)_{\text{最大允许值}} = \frac{0.81}{0.70} \left(\frac{2.65 - 1}{1.47 - 1} \right)^{\frac{1}{2}} = 2.17$$

但按题意,煤的最大粒径为2.0毫米,砂的最小粒径为0.5毫米,即本例中 $\frac{d_1}{d_2} = \frac{2.0}{0.5} = 4.0$,因此,反冲洗后,两种滤料将有一些混杂。

另外,反冲洗时,双层滤料中的水头损失等于各滤层在水中的重量,可按下式计算

$$h = l(1 - e)(\rho - 1)$$

式中 h —— 水头损失;
 l —— 滤层厚度;
 e —— 为滤层孔隙率;
 ρ —— 滤料密度。

利用本题所给数据，计算结果如下：

$$h_{\text{煤}} = 30.5 \times (1 - 0.49) \times (1.47 - 1) = 7.3 \text{ 厘米}$$

$$h_{\text{砂}} = 30.5 \times (1 - 0.4) \times (2.65 - 1) = 30.2 \text{ 厘米}$$

$$h_{\text{总}} = h_{\text{煤}} + h_{\text{砂}} = 37.5 \text{ 厘米}$$

〔例2〕双层重力滤池是颗粒状滤料滤池较经济的一种。在饮用水处理中已应用多年，在废水处理中应用也已10~15年。该种滤池用于除去二级处理中沉降出水中的残余生物絮凝体，也用于除去三级处理或单独物理化学处理时经铝盐、铁盐、石灰沉降后的残余化学-生物絮凝体。过滤可以作为废水活性炭吸附或反渗透处理前的准备工序，也可作为继其他处理工序后的最终处理。其处理效果见表12—2。处理费用主要与预处理水质和流量有关。增加悬浮固体负荷会缩短过滤周期，流量变化很大时，会影响处理的出水水质。

表 12—2

滤池进水的前处理工艺	滤池出水水质（毫克/升）
快速滴滤池	10~20
二级滴滤池	6~15
接触稳定池	6~15
常规活性污泥	3~10
延时曝气	1~5

双层重力滤池（器）可用混凝土或钢铁件制造，池内可以分隔，也可不分隔。钢制滤器可分竖式和卧式两种，常用于压力过滤。系统可以自动控制，也可手控。

双层滤池的设计标准如下：滤速 $0.08 \sim 0.32 \text{ 米}^3/\text{分} \cdot \text{米}^2$ 滤层厚61~122厘米（砂层与煤层厚度比为1 : 1~4 : 1），冲洗速度 $0.6 \sim 1.0 \text{ 米}^3/\text{分} \cdot \text{米}^2$ ，空气冲刷速 $0.92 \sim 1.53 \text{ 米}^3/\text{分} \cdot \text{米}^2$ ，

过滤周期 4~48 小时，最终压头损失 1.83~4.57 米。

双层重力滤池的工艺流程参见图 12—8。

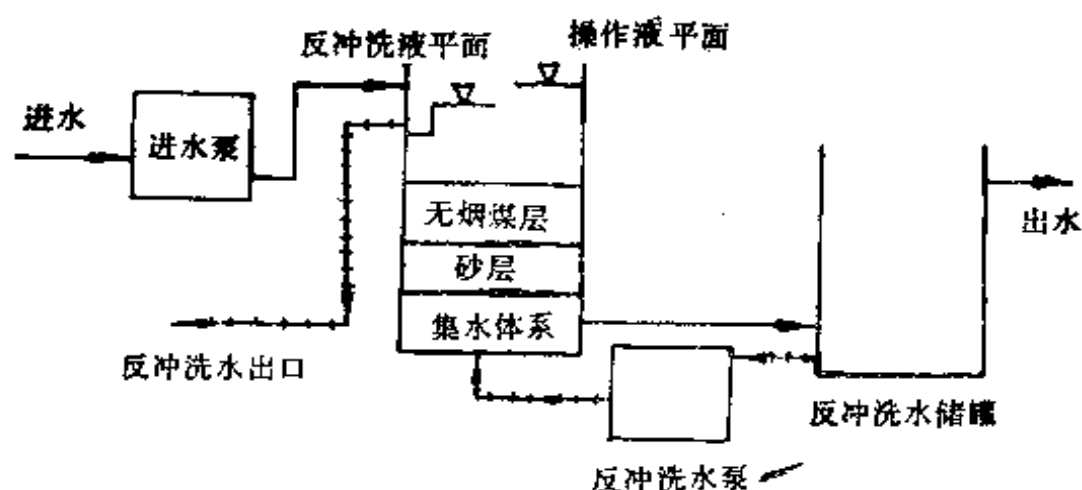


图 12—8 双层动力滤池流程图

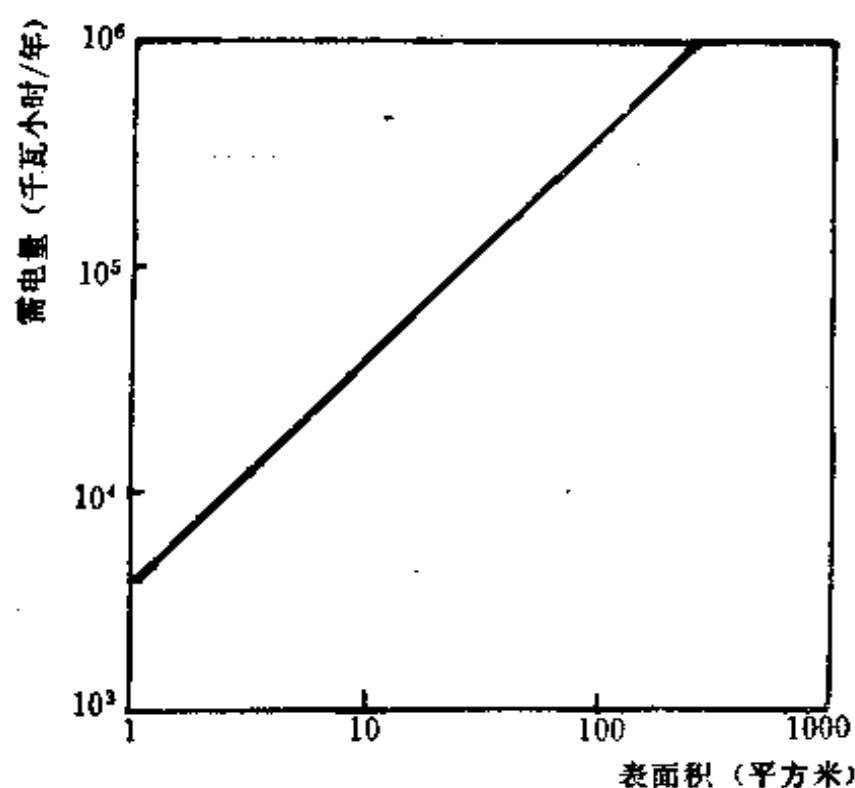


图 12—9 双层重力滤池基建费用曲线

双层重力滤池的基建费用曲线、运转和维护费用曲线、年需电量曲线见图 12—9、图 12—10、图 12—11。

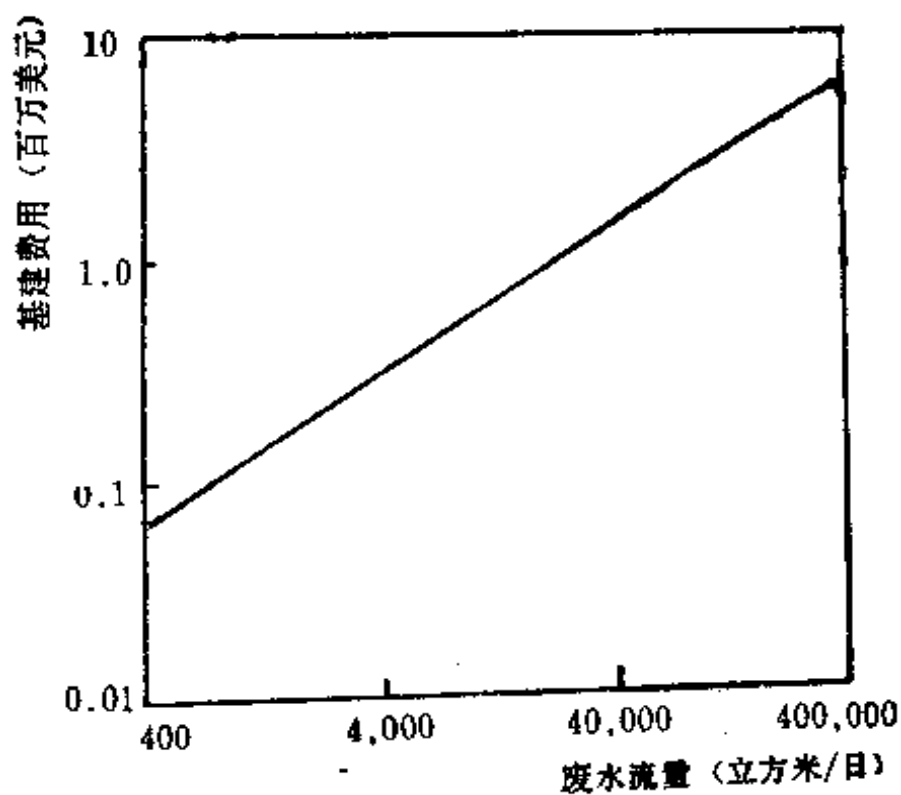


图12—10 双层重力滤池年需电量曲线

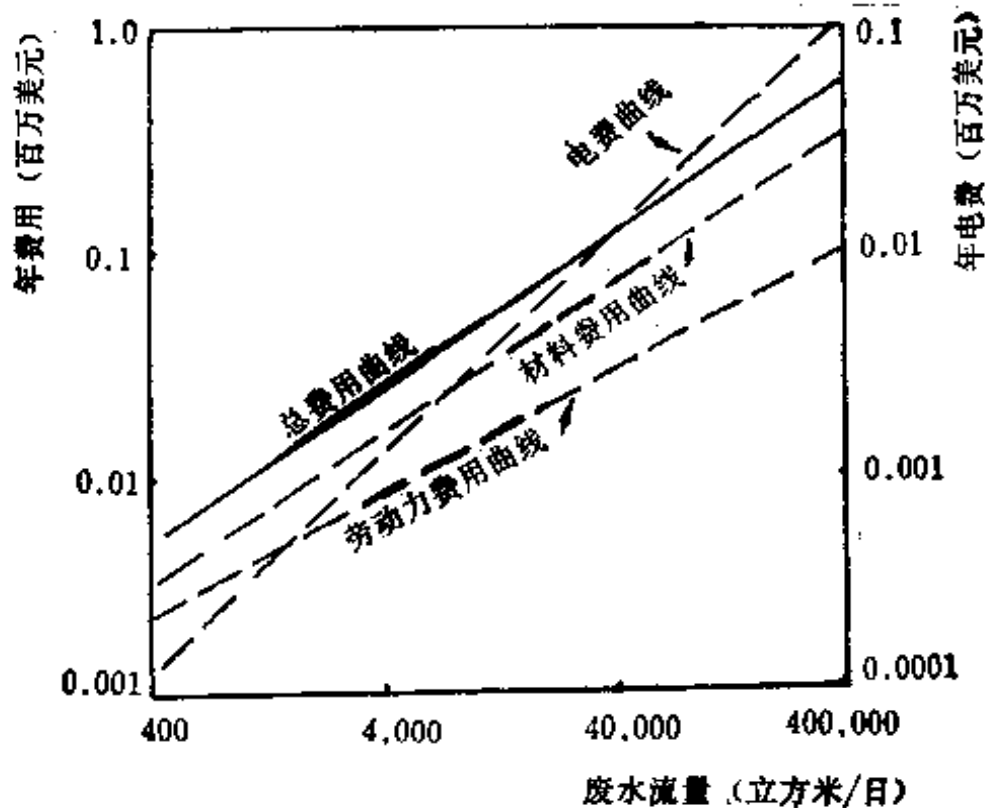


图12—11 双层重力滤池运转和维修费用曲线

第五篇

废水化学处理过程及设备

第十三章 废水化学概论

第一节 常用废水化学名词概述

在废水处理中涉及的化学问题极为广泛，几乎遍及化工化学的各个学科领域，无论是化学工程，无机化学，分析化学还是有机化学，胶体化学等都有较多的应用。现在已经发展成具有特定内容范畴的独立体系，即称用水废水化学或环境水化学。

为判断废水中污染物质的危害程度，各国都制订了一些污染参数，常用的表示污染程度的参数主要有酸碱度，pH值，色泽和浊度，化学耗氧量，生物耗氧量，悬浮物，油类，溶解物，温度等，现简述如下：

（一）酸碱度

废水的酸碱度是对化合物在水溶液中所离解生成的氢离子(H^+)或氢氧根离子(OH^-)浓度的量度。废水中的酸度常为无机和有机酸的离解而生成；而碱度常为含钠、钾或钙的盐、合成氨、有机碱类离解所产生。例如邻苯基苯酚的酸洗废水的酸度常达二万多毫克/升，而苯磺化的洗涤废水的碱度可达三万

多毫克/升。

（二）pH 值

pH 值也是污染指标之一。生活污水一般呈弱碱性。某些工业废水的 pH 值变化极大。所谓 pH 值，即表示水溶液中氢离子浓度的负对数值。pH 值的范围是从 0 到 14。pH 值等于 7 时，即表示中性，也就是说，在这种条件下氢离子和氢氧根离子数相等。pH 值小于 7 时为酸性，大于 7 时为碱性。水生生物通常能生存的 pH 值范围为 5 ~ 9。强酸性的废水对混凝土管道有腐蚀作用，而强碱性的废水不仅不利于废水的生物处理，且使锅炉管道产生苛性脆化。

常用 pH 计（或称酸度仪）来测定废水的 pH 值。

（三）色泽和浊度

色泽和浊度虽然不一定有害，但带有颜色和混浊的水容易使人感到厌恶，所以也是一个重要的污染指标。色泽和浊度是与废水中某些溶质和悬浮粒子的浓度有关的物理性质，它能降低光线穿透水的深度，从而抑制了水体中依赖光合作用生存的生物生长。

废水的色泽有真色度和表观色度两种，前者是由溶解污染物所产生的色泽，而后者是由悬浮物和胶体所产生的色泽。废水色泽的测定常采用样品和钴、钼标准液相比较的办法，而浊度的测定则可应用能测量散射光或透射光的浊度测定仪来完成。

（四）化学耗氧量

废水中的有机物在化学氧化过程中所需要的氧量称为化学耗氧量（以 COD 表示），因其基本上能反映出有机物进入水体后，在一般情况下氧化分解所消耗的氧量，故可代表水的总污染程度。测定 COD 最常用的方法是在酸性条件下，温度为

180℃时，用重铬酸钾或高锰酸钾氧化。前者所测得的耗氧量称为化学耗氧量或重铬酸钾法化学耗氧量，以 COD 或 COD_{Cr} 表示；而后者测得的耗氧量称为高锰酸钾法化学耗氧量，以 COD_{Mn} 表示。

某些高分子化合物和一些较稳定的化合物不能用上述方法予以氧化，例如苯就不能被任何化学氧化剂所氧化。此外，在某些废水中，由于其他污染物的干扰，例如高浓度的氯化物，常使化学耗氧量的测定值发生较大的误差，这时就应该加入硫酸汞等试剂，以完全地消除干扰因素，提高测定的准确性。

（五）生物耗氧量

生物耗氧量（以 BOD 表示）是表示废水中的有机物由于微生物的生物氧化作用进行氧化分解所需要的氧量。生物耗氧量越高，表示废水中的有机污染物越高。最终的生物耗氧量是全部有机物质经生物氧化至简单的最终产物时所需的氧量，常用以五天为期的生物耗氧量（ BOD_5 ）表示之。

废水的 COD 和 BOD 之间一般没有转化关系，只有某些特定的废水，两者之间才有一定的相互关系。这时，废水的 COD 在废水处理过程中成为一个有价值的参数。

（六）悬浮物和固体物

废水中的污染物质，根据它存在的物理状态可分为沉淀物、悬浮物、胶体物和溶解物等几类。溶解的有机固体物能使废水产生颜色、味道、臭味并增加耗氧量。当溶解的固体物浓度大于 1000 毫克/升时，水即有味道了，就不宜作工业锅炉用水及饮用水。悬浮物（包括胶体物质）是指不溶于水但悬浮在水中的固体粒子，它们即使在一般的静止条件下也不沉淀。

总固体物是指水中的可溶性固体物和悬浮性固体物之和。

（七）油类

油类也是废水中的一种重要污染物质。水面被油膜覆盖后，阻止空气中的氧溶解到水里面，且使水中的浮游动物断绝了氧的来源而死亡。同时，还妨害植物性浮游生物的光合作用，使水变臭而不能使用。有时由于含油过多，也会影响某些处理设备的正常运行。

（八）溶解物

一般说，溶解物越多，水中所含的盐类也越多。溶解物的测定对于某些处理方法的选择具有很大的意义。例如，采用离子交换法处理废水时，如水中所含盐分特别多，则将大大增加离子交换树脂的再生频率，有时甚至导致离子交换法失效。

（九）温度

测定废水的水温也很重要，因为废水温度太高时，会引起水域温度的升高，致使水中溶解氧急剧下降，对水生生物造成严重危害，同时，又会引起藻类大量繁殖而恶化水质。所以必须禁止高温废水直接排入水域。

（十）重金属及其化合物

废水中重金属及其化合物的来源一部分是直接的化工原料，大部分来自催化剂或其他添加剂。重金属及其化合物，如汞、铬、镉、砷等在水中不能象有机物那样的被降解为低分子量的无机化合物，相反，有的重金属由于食物链的传递，浓缩、积聚在水生生物体内，被人食用后危害人体健康，甚至造成死亡。采用稀释方法即使达到排放标准也不能认为已真正解决重金属的污染问题。

工业废水中常含的重金属元素主要有铅(Pb)、铬(Cr)、镉(Cd)、锌(Zn)、汞(Hg)、铜(Cu)等。处理时，必须根据具体废水的特性，采用不同的方法予以处理。

第二节 水及废水化学特性

(一) 水的结构和特性

水是最常见的物质，也是大家最为熟悉的物质。它具有许多异常特性，要研究水及其所含杂质共同表现的特性，首先必须了解水本身的特性。

1. 常温附近有三态变化：水的融点为 0°C ，沸点为 100°C ，在常温下为液体，用一般的加热或冷却方法不难转化为固态或气态。因此，在生产实践中常利用水的固、液、气三态变化来转换能量。

常压下，1克 100°C 的水蒸发成相同温度时的蒸气需吸收 539 卡热量。1克 0°C 的水结成相同温度时的冰，则放出 80 卡热量。

2. 温度—体积效应异常：“热胀冷缩”是物质的一般变化规律，但水在 4°C 时体积最小而密度最大。由于这个特性，天然水体在冬季即使形成表面冰盖，水下生物且仍得以生存，这对地球上生物的存在起了极大的作用。

此外，在所有液体和固体中，水的比热最大。在所有的液体中水具有最大的蒸发热，融解热也很高。水是一种强溶剂，多种物质不但在水中有很大溶解度，而且有最大的电离度。水中溶解的各种物质可以进行各种化学反应，水本身也很容易参与化学反应，而且在许多方面还是一种催化剂。

除汞以外，水在所有常温下呈液状的物质中具有最大的表面张力，同时，水的各种界面特性如毛细管作用、润湿、吸附等都很突出，这在各种物理化学作用中及自然界机体生命活动中都起着重要的作用。

生命的存在与水也是不可分割的，植物通过光合作用把二

氧化碳和水转化为各种有机生命物质。

水的上述异常特性是由它的异常结构所产生的。水分子结构上的突出特点就是它具有很大的极性和很强的生成氢键的能力，这就大大增强了水分子间的作用力，从而产生了上述种种特性。

（二）水化学方程组成

水处理中常用的水化学反应有两种，即互换反应和氧化还原反应。前者即是在溶液中，反应物质进行原子价不变的反应（互换作用），而氧化还原反应则是指溶液中反应物质进行原子价有改变的反应。

1. 互换反应方程的组成：根据电离学说，所有酸、碱、盐在水溶液中的反应，都是离子间的反应。因为上述的物质溶解于水，即电离成离子，其情况有如下两种：

（1）反应生成物是溶于水的强电解质，则在水中完全电离为离子。

（2）反应后有气体、沉淀、弱电介质、络离子等产生（即生成离开体系的物质），反应向着生成离开体系的物质这一方向进行到底。

2. 氧化—还原方程的组成：在氧化还原反应中必定有电子从一些原子、分子或离子转移到另一些原子、分子或离子。按照电子离子理论，原子、分子或离子给出电子的反应叫氧化，得到电子的反应叫还原。失去电子的物质叫还原剂，获得电子的物质叫氧化剂。

还原剂 $\longrightarrow$ 氧化剂 + 电子

第十四章 化学处理过程 及典型设备

化学方法是废水处理的基本方法之一，它是利用化学反应的原理来回收或处理废水中的污染物质。由于工业废水的组分十分复杂，化学处理的方法也很多，现将主要的几种介绍如下：

第一节 酸碱中和处理

化学工业，炼油部门，电镀行业和金属酸洗车间等部门，在制酸或用酸过程中，常常排放出含有硫酸、盐酸、硝酸、磷酸等无机酸和醋酸、油酸等有机酸的酸性废水，pH 值常达 1~2，有的废水甚至含 5~10% 的游离酸。同样，在造纸、印染、皮革等工业部门，又常常排放出碱性污水，pH 值常在 10 以上。上述废水若任意排入水系，必将损坏农作物，伤害鱼类及其他水生物，且可腐蚀排水管道和混凝土构筑物，摄入人体将会引起多种疾病，危及人类的健康。

以 pH 值表示，酸碱废水可分为：

强酸性废水	$\text{pH} < 4.5$
弱酸性废水	$\text{pH} = 4.5 \sim 6.5$
中性废水	$\text{pH} = 6.5 \sim 8.5$
弱碱性废水	$\text{pH} = 8.5 \sim 10.0$
强碱性废水	$\text{pH} > 10$

治理酸性或碱性废水时，首先应当考虑综合利用，这样既

可回收有用的酸和碱，又可大大减轻或消除这些废水的处理负荷。例如：××炼油厂的碱渣处理，采用硫磺回收尾气制取亚硫酸钠；用金属清洗废水（含硫酸3~5%、硫酸亚铁15~25%）制造硫酸亚铁；以农药厂废盐酸制沉淀磷酸钙等，都有很大的经济效益和社会效益。酸性或碱性废水综合利用的技术措施是多种多样的，应当根据具体条件选择使用。

对于低浓度的酸性废水，特别是对暂时还不能实现综合利用的废水，在排放前都应当进行中和处理，以使排放的水质达到规定的pH值。此外，在采用其他方法如混凝，离子交换等处理过程中，为了获得最佳的处理效果，也常常把废水预先中和到一定的pH值。

中和处理的方法，目前比较实用的有如下三种：

1. 酸碱废水相互中和：采用这种方法既简单又经济。当本厂或邻近工业部门同时排出酸性和碱性废水时，将它们相互混合，就可达到中和的目的。根据当量定律，当酸、碱两者的总当量数相等时，则恰好达到平衡。即

$$mA=nB$$

式中 m, n ——分别为酸、碱的当量浓度；

A, B ——分别为酸、碱溶液的体积。

但在一般情况下，不一定能完全中和，所以混合后的水仍具有一定的酸性或碱性，其酸度或碱度 P 为：

$$P = \frac{|mA - nB|}{m + n} \quad (14-1)$$

若 P 值仍较高，则需用其他方法再行处理。例如，某厂排出含碱废水，测得其浓度为2.6%，流量为15米³/小时，而邻厂酸洗车间排放的盐酸废水，其浓度为2.8%，流量为13米³/小时，混合处理后，其结果如下：

(1) 先将百分浓度换算为当量浓度：氢氧化钠废水当量浓度为

$$N_1 = \frac{1000 \times 2.6\%}{40.01} = 0.6500 \text{ 当量}$$

盐酸废水当量浓度为

$$N_2 = \frac{1000 \times 2.8\%}{36.5} = 0.7671 \text{ 当量}$$

(2) 每小时两种废水各流出的总当量数：

$$\text{氢氧化钠当量数} = 0.6500 \times 15 \times 1000 = 9750$$

$$\text{盐酸的当量数} = 0.7671 \times 13 \times 1000 = 9972$$

盐酸的总当量数略大于苛性钠，按等当量反应，混合后的废水中尚含有 $9972 - 9750 = 222$ 当量的盐酸。

(3) 混合后废水的当量浓度：

$$N_3 = \frac{222}{100(15+13)} = 0.0793 \text{ 当量}$$

(4) 混合后废水的 pH 值的计算：盐酸在水中全部电离，且其当量浓度与体积摩尔浓度相等，所以混合后废水的氢离子的体积摩尔浓度应与其当量浓度等值，即 $[H^+] = 7.93 \times 10^{-2}$ 摩尔/升，可以直接查表或由计算求得 pH 值。

$$\text{pH} = \lg[H^+] = -\lg 7.93 \times 10^{-2} = 1.10$$

由上述计算可知，两企业之酸碱废水的混合处理方法是可取的，混合后的废水 pH 值仍偏低，此时可在混合后的废水中再投加少量碱性药剂予以中和。

2. 药剂中和法：在酸碱废水中投加适量的药剂可以达到中和的效果。对酸性废水，常用的碱性药剂有石灰石、石灰乳、烧碱等；对碱性废水，常用的酸性药剂有工业硫酸、工业盐酸等。为了降低处理成本，应尽可能利用工业废料作中和药剂，

例如废电石渣、废石灰、废酸和烟道气等。常用的药剂见表14—1，如用石灰作中和剂，则可采用干投或湿投，分别如图14—1，图14—2所示。

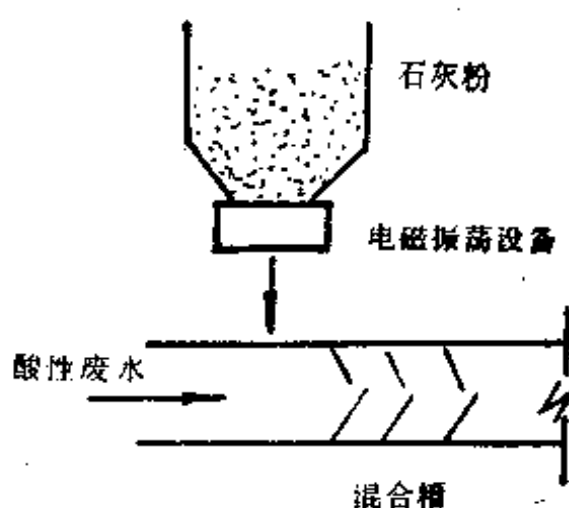


图14—1 石灰干投法

为了便于控制药剂的投加量和掌握废水pH值的变化规律。在用药剂处理时，首先需作出废水的中和曲线。中和曲线可通过滴定法加以绘制。即取一定量的酸碱废水，不断地滴加已知浓度的酸碱标准溶液，同时用pH计测定废水的pH值。然后以pH值为纵坐标，酸或碱的投加量为横坐标作图，所得曲线即为中和曲线。如图14—3，图14—4所示。

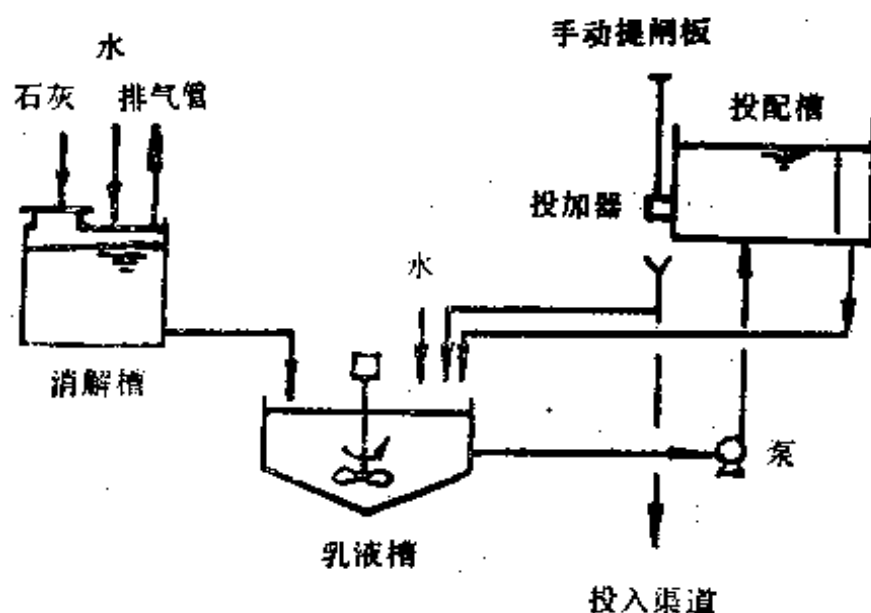


图14—2 石灰湿投法

表14—1 酸碱度水中和处理常用药剂

名 称	化 学 式	主 要 特 性
氢氧化钠	NaOH	溶解度、反应速度都很大，供给容易，处理方便，但价格较高
碳酸钠	Na ₂ CO ₃	
生石灰	CaO	因溶解度小，以浆状加入，反应速度慢，多数情况下反应生成物溶解度极小，但脱水性好，价格便宜
消石灰	Ca(OH) ₂	
电石残渣	Ca(OH) ₂	
石灰石	CaCO ₃	主要用于处理强酸性废水，但为了使处理水达到或接近中性，还需添加消石灰
水泥灰尘	CaO	
白云石	CaCO ₃ ·MgCO ₃	
硫酸	H ₂ SO ₄	溶解度大，反应速度大，容易控制，但处理不安全
盐酸	HCl	
烟道气	SO ₂ 、CO ₂	易于吸收，处理后常含较多硫化物

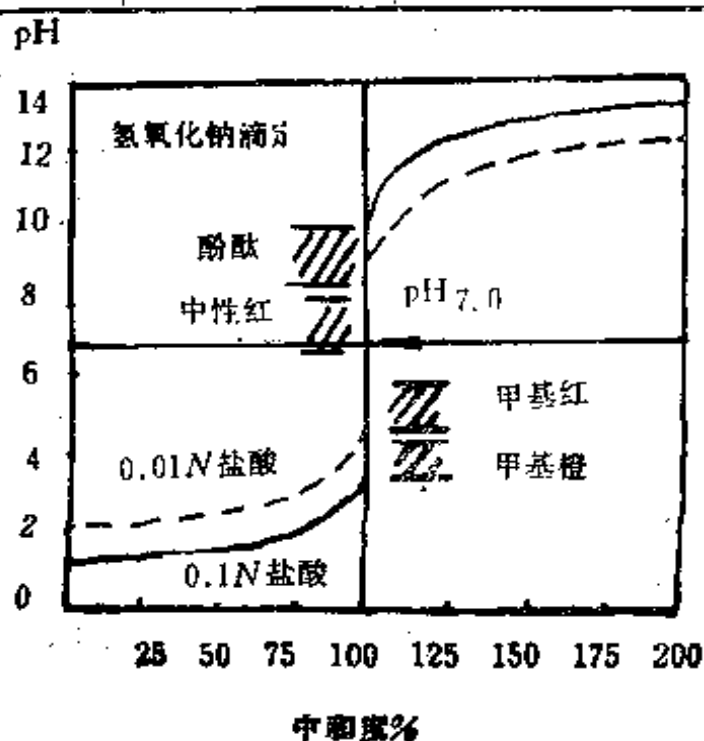


图14—3 强酸和强碱的中和曲线

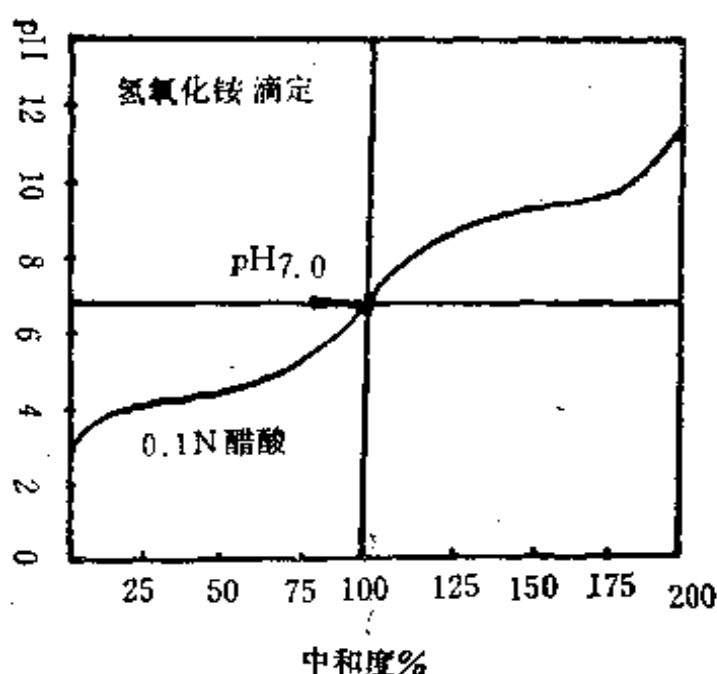


图14—4 弱酸和弱碱的中和曲线

由于工业废水中往往含有复杂的成分，因此药剂投加量不能单纯靠化学计量法计算。参考中和曲线，再加以实际的试验验证才是比较合适的。

药剂中和法的一般装置及示意流程如图14—5所示。酸碱中和的反应速度是较快的，可说是瞬时反应，因此反应可在一个池内完成。混合反应池内应设搅拌设备，以机械搅拌为宜。当废水中含重金属离子，或经投药后，产生沉渣时，需设置沉淀池。沉淀时间一般采用1~1.5小时。

混合反应池的容积按下式计算：

$$V = \frac{Qt}{60} \quad (14-2)$$

式中 Q ——废水设计流量，米³/小时；

t ——混合反应时间一般采用2~4分钟。当有重金属离子时应按去除重金属离子的要求确定。

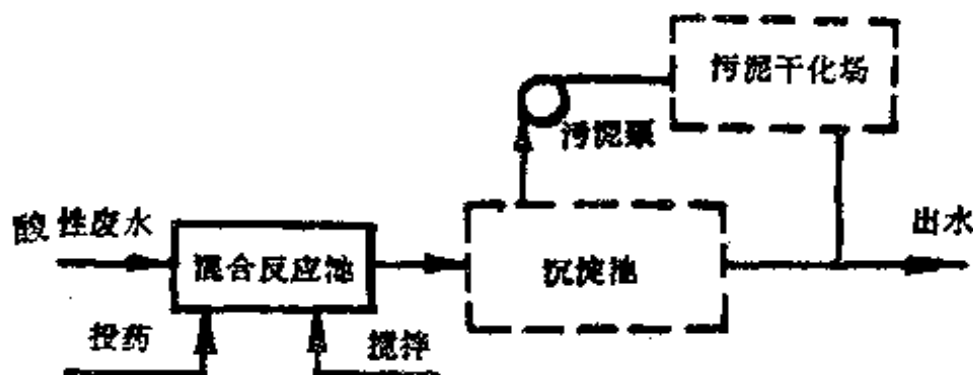
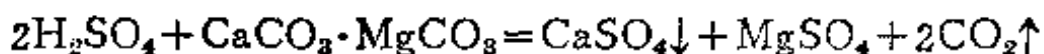


图14—5 酸性废水处理流程

3. 中和滤池：目前均选用碱性矿物颗粒材料作为滤池填料，分层堆放，使酸性废水以一定速度滤过，从而达到中和的目的。这些碱性填料，几乎都不溶于水，大多是各种碳酸钙矿物质，如石灰石、大理石、白云石等，其化学主成分都是碳酸钙或碳酸钙镁。滤料的选择可根据含酸废水的特性选用。如对强酸废水，宜选用石灰石为滤料；对含硫酸的废水，可应用低品位煤或使用悬浮滤料，并采用逆向过滤中和的方式，而对于弱酸废水，宜采用焙烧的白云石为滤料。

白云石与硫酸的反应为



石灰石与硫酸的反应为



采用白云石为中和滤料时，由于 MgSO_4 的溶解度很大，不致造成中和的困难。因为产生不溶的石膏量仅为石灰石反应生成物的一半，所以影响就小了，也就是说，相应的进水硫酸浓度允许提高，但白云石的缺点是反应速度比石灰石慢。

图14—6 是某厂石灰石中和滤池装置的示意图。

中和滤池的设备常分：普通中和滤池，升流式膨胀滤池，

变速膨胀式中和滤池和滚筒式中和滤池等。普通中和滤池设备简单，但效率较低，滤料表面结垢后不易冲掉；滚筒式滤池加工比较困难，动力费用高，噪声大。所以目前较为常用的是升流式膨胀滤池，它具有体积小，处理效果稳定，操作管理方便等优点。缺点是滤料的加工较困难，一般要求滤料粒径为0.5~3毫米。等速升流式膨胀滤池的滤料膨胀率常采用50%，废水流速可达1~1.2米/分。对变速锥型中和滤池，下部滤速可达2.20~2.50米/分，中和每吨硫酸约耗滤料1.2吨。

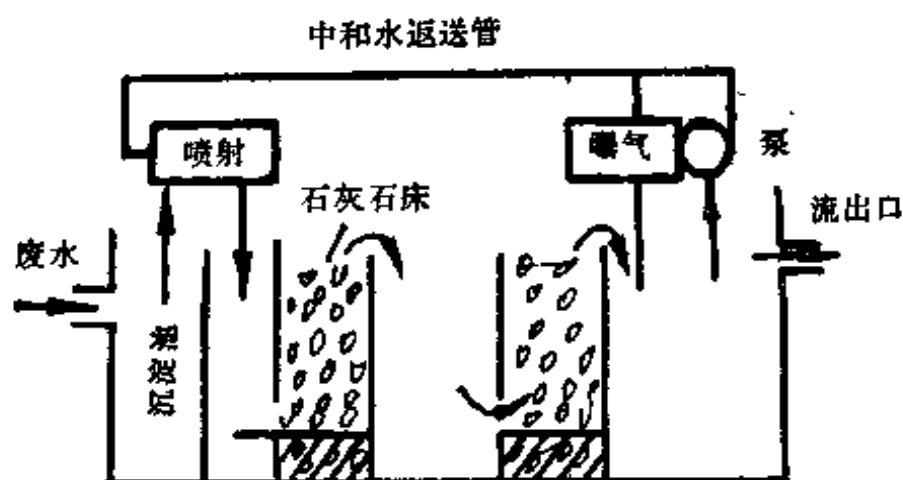


图14—6 石灰石滤池装置示意图

图14—7，图14—8是目前普遍采用的两种升流式膨胀滤池。

滤池法的优点是操作管理简单，出水pH值较稳定，不影响环境卫生，沉渣少（只占废水体积的0.1%左右）。缺点是废水进口浓度受到限制。需要特别指出的是处理酸性废水的构筑物，其防腐蚀问题十分重要，一般认为内衬玻璃钢的设备比较有效。

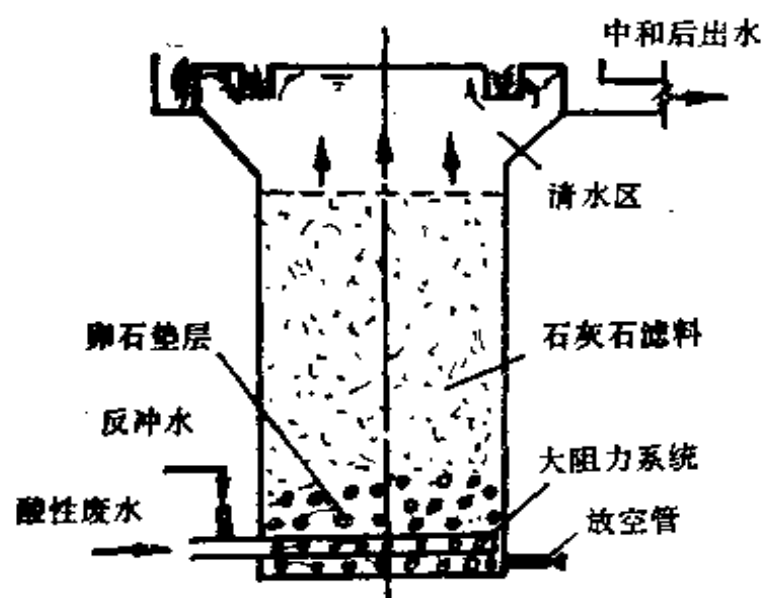


图14—7 升流式膨胀滤池

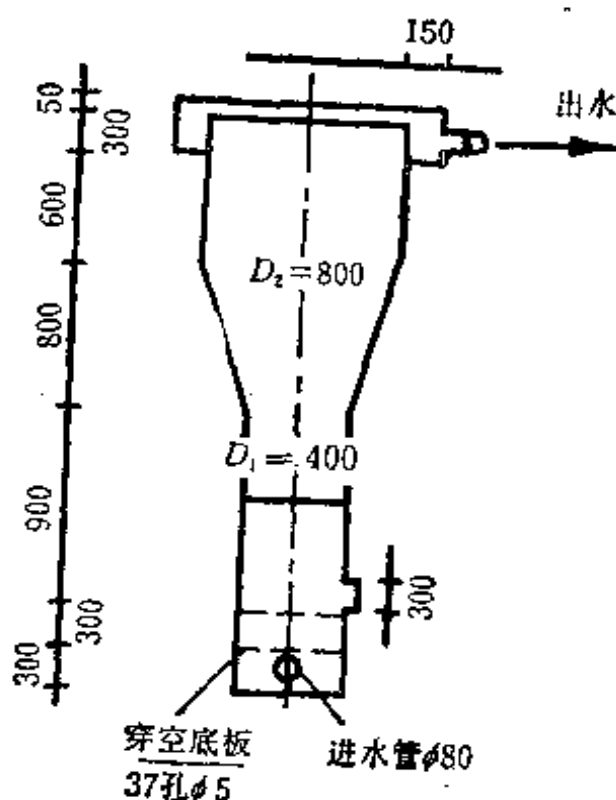


图14—8 变速膨胀式中和滤池

第二节 化学混凝处理

混凝法在废水处理中具有十分重要的地位，它对于沉淀速度小于1厘米/分的细小悬浮物具有明显的效果。很多工业废水，例如煤气洗涤废水、含油废水、洗毛废水、印染废水等，都相当广泛地应用该法以去除废水中的分散细颗粒粒子、乳状油及胶体物质等。混凝法的作用原理是：在废水中投入电解质作混凝剂，水解后，形成胶团，其所带电荷与废水中原有胶体物或乳状油所带的电荷相反，因而产生电中和而凝聚成絮状绒粒。在沉降过程中，废水中的细分散粒子亦被吸附，形成絮状颗粒而一起沉降下来。

（一）混凝剂的种类

混凝剂大体可分为三类：无机、有机电解质，无机聚合

物；高分子聚合物。

各类混凝剂的主要品种如表14—2，表14—3所示。

表14—2 常用无机、有机混凝剂

分 类	类	主 要 混 凝 剂
无 机 混 凝 剂	无机盐类	硫酸铝，硫酸亚铁，硫酸铁，铝酸钠等
	碱 类	碳酸钠，氢氧化钠，石灰
	金属电解产物	氢氧化铝，氢氧化铁
	固体细粉	高岭土，膨润土，酸性白土，碳黑，煤灰
有机合 成混凝 剂 (表面活 性剂)	阴离子型	月桂酸钠，硬脂酸钠，油酸钠，十二烷基苯磺酸钠，松香酸钠等
	阳离子型	十二烷基胺醋酸盐，苯乙二酮，松香胺醋酸盐，十八烷基醋酸盐等

表14—3 高分子混凝剂

分 类	型 号	主 要 混 凝 剂
低聚合 度高分 子物 (分子量 约1千 至数万)	阴离子型	精氨酸钠，羧甲基纤维素钠
	阳离子型	水溶性苯胺树脂盐酸盐，聚乙烯苯甲基三甲基胺等
	非离子型	淀粉，水溶性尿醛树脂等
	两 性	明胶，其他
高聚合 度高分 子物(分 子量约 数十万 至数万)	阴离子型	顺丁烯酸共聚体盐，部分水解聚丙烯酰胺
	阳离子型	吡啶盐酸，吡啶共聚物盐
	非离子型	聚丙烯酰胺，环氧树脂

对不同的废水，其混凝剂的选择与其效果有很大关系，目前尚不能完全依赖于理论指导，有时要根据实际试验来确定。有些工业废弃物，也可用作混凝剂，例如，垃圾焚烧时所排出的灰分和除尘器所截留住的飞灰，也可用于处理废水，而其所花的费用大约只占使用氯化铁混凝剂的三分之一。

（二）各类混凝剂的作用机理

废水中的污染物常呈悬浊、溶胶和高分子状态、都具有一定的稳定性，只用简单的沉淀、过滤等方法是很难将这些杂质有效地除去的。因此常需投加混凝剂，其作用首先是降低水中胶体及悬浮杂质的稳定性，然后使它们聚集成较粗的凝聚物，以便迅速地从水中分离出去。但是各类混凝剂由于其特性不同，凝聚的机理也各不相同。例如，电解质的凝聚作用是由于电解质使扩散层收缩和 ξ 电位降低，胶粒间排斥效应减弱而产生。而高分子聚合物的絮凝机理一般认为有如下两个原因：①同电解质一样，通过压缩扩散层，降低排斥势能与 ξ 电位，从而使胶粒互相接近而发生聚沉，即所谓电中和作用。②通过分子链上的活性链吸附胶粒的粘结架桥作用，使胶粒絮凝。对于无机混凝剂的凝聚作用，如最常用的硫酸铝 $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3]$ 、硫酸亚铁 (FeSO_4) ，其作用原理是由于这些药剂的水解产物可以看作是多种无机聚合物的混合物，在废水中起着如下三方面的作用：①脱稳凝聚：低聚高电荷络离子对溶胶微粒扩散层的压缩及电中和而使胶粒脱稳聚沉。②桥联絮凝，与上述高分子聚合物的粘接架桥情况相似而使杂质絮凝，起主要作用的仍是高聚低电荷络离子。③吸附卷扫：缩聚反应形成的氢氧化物沉淀是一种微小的凝絮，它能够吸附和粘缚废水中的杂质而一起从水中沉淀下来。这三种作用有时可能同时存在，有时又以其中的一种作用为主要因素。当pH值偏低，杂质浓度大，投药量少时，

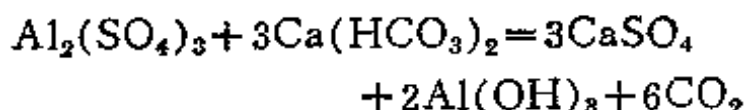
脱稳凝聚作用显著；pH 值偏低杂质浓度大，投药量少时，脱稳凝聚作用显著；pH 值较高，杂质浓度不大，投药量充分，则可能以吸附卷扫为主；pH 值适当，投药量适宜，那么桥联絮凝可能为主要作用形式。

为了使混凝过程能取得用量少，聚沉能力强的最佳效果，可以将铝盐等制成各种最优形态的无机聚合物，如工业上广泛应用的聚合氯化铝 (PAC) 即是。聚合氯化铝是介于 AlCl_3 和 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 之间的中间水解产物，分子中带有数量不等的羟基，其化学通式为 $[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{3-n}]_m$ ，由于生产时的操作条件不同，产品的组成也不是呈固定形态的。聚合氯化铝投入废水后，可继续水解，生成绒体沉淀。在水解过程中，伴随发生电化、混凝、吸附、沉淀等物理化学过程，从而达到净化的目的。

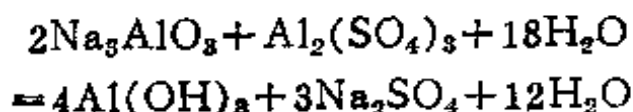
有时，为了促进混凝过程，生成大而结实的矾花，还另外加一些辅助药剂，叫助凝剂，常用的助凝剂有石灰乳，活化硅酸等。

几个常用的混凝方程式如下：

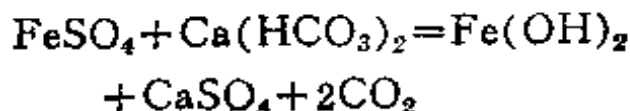
(1) 硫酸铝



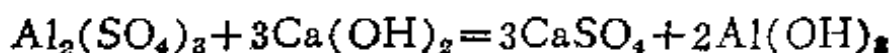
(2) 硫酸铝 + 铝酸钠



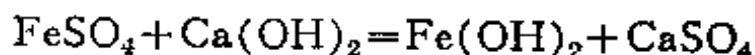
(3) 硫酸亚铁



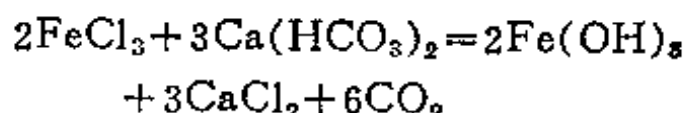
(4) 硫酸铝 + 石灰乳



(5) 硫酸亚铁+石灰乳



(6) 氯化高铁



(三) 影响混凝的主要因素

除了废水中污染物的固有性质外，影响混凝效果的因素是多方面的，主要有混凝剂的种类、浓度和用量等。混凝处理时的搅拌状况，pH 值，温度及其变化等，应根据具体情况采用不同的对策。

1. 混凝剂的种类和用量：对不同的废水应选用不同的混凝剂，混凝剂的用量在很大程度上影响混凝的效果，过量与不足都将导致溶胶粒子的分散和稳定。因此都应该通过实验确定最佳投加量，一般说，无机混凝剂的用量较高，常达几百至上千 ppm，而有机高分子聚合物混凝剂的投加量通常在 1~10 ppm，最高不超过 25 ppm。

2. 搅拌及反应时间的影响：搅拌对凝聚效果有很大的影响，目前一般采用三级或两级搅拌的方式进行，其搅拌特点是先快速短时（100~200 转/分，搅拌 0.5~5 分钟）而后慢速（40 转/分）搅拌 15 分钟左右，沉淀停留时间常为 60~90 分钟。

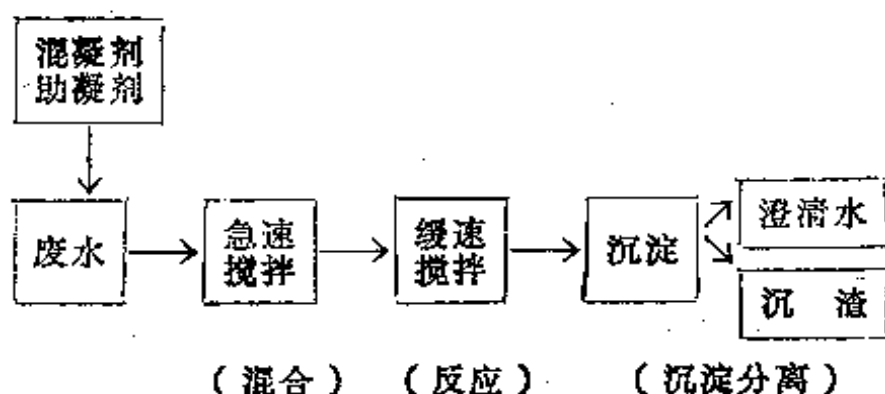
3. pH 值的影响：pH 值对混凝操作具有很大的影响，所以废水在进行混凝处理时，必须充分注意其有效的 pH 值范围。有机聚合物混凝剂对 pH 值的限制不太严格，仅对混凝剂在水中的伸展有较大的影响，而无机混凝剂对废水的 pH 值比较敏感，例如 Al^{3+} 的水解产物在低 pH 值时，多产生高电荷低聚合度的络合物；pH 值升高，则低电荷高聚合度络合的比例增大，因此，必须根据具体处理对象控制 pH 值。一般以 pH

值6.0~8.5最为适宜，而使用硫酸亚铁作混凝剂时，最佳 pH 值应在8.1~9.6。

4.温度的影响：温度升高有利于胶粒间的碰撞而产生凝聚，但对高分子混凝剂，当温度超过100℃时易老化而失效。

（四）处理流程及设备

混凝沉淀法的简要处理流程如下：



通过上述反应，能使废水中的细碎颗粒、胶体微粒、有机物及溶解性的有机污染物一同沉淀，同时也加速了废水中较大的悬浮颗粒的沉降，使废水得到净化。

混凝沉淀法的处理设备主要有以下几部分：

1.药剂的制备与投配设备：湿投法的药剂投加量较易控制，应用较广，但需要一套溶药及投药设备，如图14—9所示。

溶解池根据药剂性能可采用热水或蒸汽加热，但一般只需适当搅拌即可。溶解池常采用两个，交换使用。

2.混合设备：药剂与废水的混合过程大约在10~30秒钟内完成，要求快速均匀。混合设备的种类很多，常不外乎用机械的和水力的两种。机械混合可采用浆板式搅拌机，消耗功率约0.75千瓦/米³设备容积。当水泵与反应设备距离很近时，可利用水泵进行混合，具有较好的效果，且节省了设备，但要防止空气进入水泵。

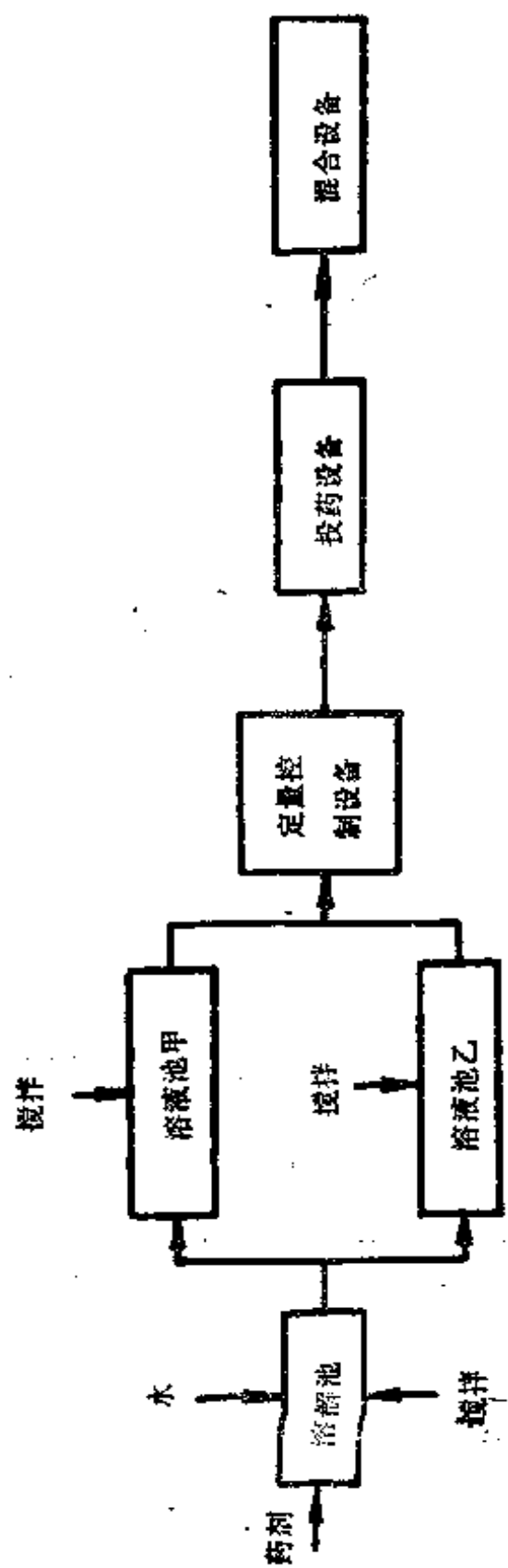


图14—9 药剂的溶解和投加过程

3. 反应设备：根据搅拌方式可分为机械式反应池和水力式反应池两类，前者便于调节搅拌强度，控制反应过程，但设备较为复杂。

国内目前最常用的是水力式反应池，机械式反应池只是近年来才有较大的发展。

表14—4列出了三种常见的水力反应池的适用范围和特性。具体计算可查阅有关手册。

表14—4 反应设备比较表

型 式	隔板式反应池	旋流式反应池	涡流式反应池
主要搅拌作用	水流转弯处的搅拌作用	喷嘴射流的搅拌作用	进水水流扩散的搅拌
停留时间	20~30分钟	8~15分钟	6~10分钟
搅拌强度 控制因素	廊道内流速及拐弯数目	喷嘴出口流速及池高与直径之比	底部入口流速及上部圆柱上升流速及锥角
与沉淀池衔接关系	与平流式沉淀池衔接	单用或建于竖流式沉淀池内	单用或建于竖流式沉淀池内
其他布置关系	廊道可垂直方向布置	可由池子上部进水，下部出水	平面为矩形，断面为锥形
型 式	隔板式反应池	旋流式反应池	流式反应池
优 缺 点	构造简单，施工方便，容积较大，水头损失大	容积小，水头损失小，池子较深，地下水位高处施工困难	反应时间短，容积小，造价较低，池子较深，锥底施工较困难
适用条件	水量变动小的大型处理厂	中、小型处理厂	中、小型处理厂

4. 澄清池：澄清池是利用接触凝聚的原理去除废水中悬浮

物的一类设备。采用澄清池作混凝处理设备，能在池内同时完成混合、反应、沉淀分离等过程。因此它占地面积小，同时还具有较好的处理效果，生产效率高，节约药剂用量等优点，但也存在管理比较复杂等缺点。当进水水质、水量、水温波动时，影响净化效果，出水水质不稳定，设备结构较复杂。

澄清池的构造型式很多，常用钢筋混凝土结构，也有用砖石结构或钢结构的。从基本原理上分，可分两大类：一类是悬浮泥渣型，有悬浮澄清池、脉冲澄清池；另一类是泥渣循环型，有机械加速澄清池和水力循环加速澄清池。目前机械加速澄清池用得较多。

图14—10，图14—11，图14—12为目前常用的几种澄清池结构简图。有关澄清池的设计计算可参照《给排水设计手册》^[20]的有关部分进行。

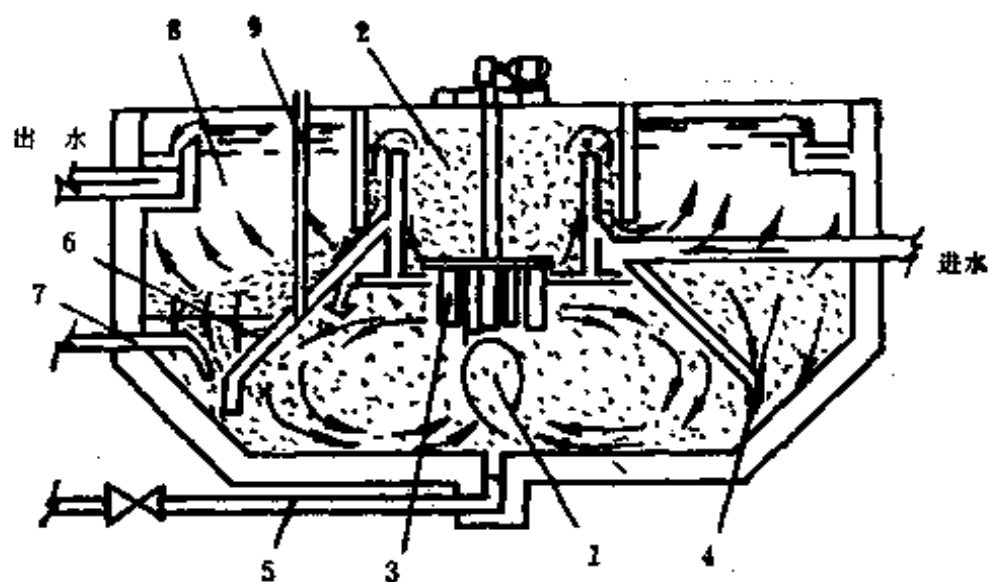


图14—10 机械加速澄清池

- 1—第一反应室；2—第二反应室；3—搅拌器；
4—污泥回流区；5—反应器排水管；6—污泥浓缩区；
7—排泥管；8—澄清水；9—混凝剂投配管

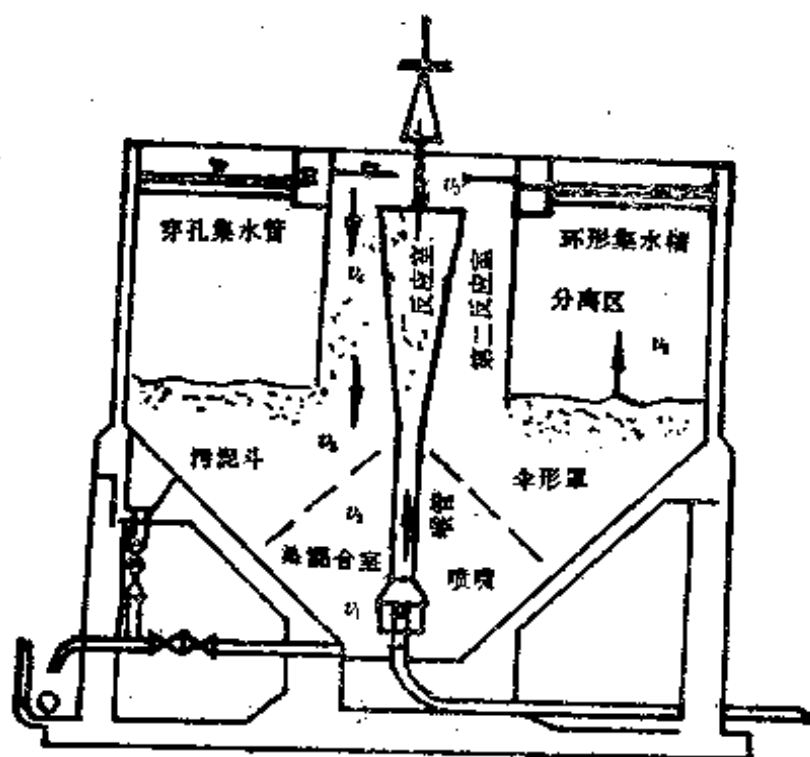


图14—11 水力循环澄清池

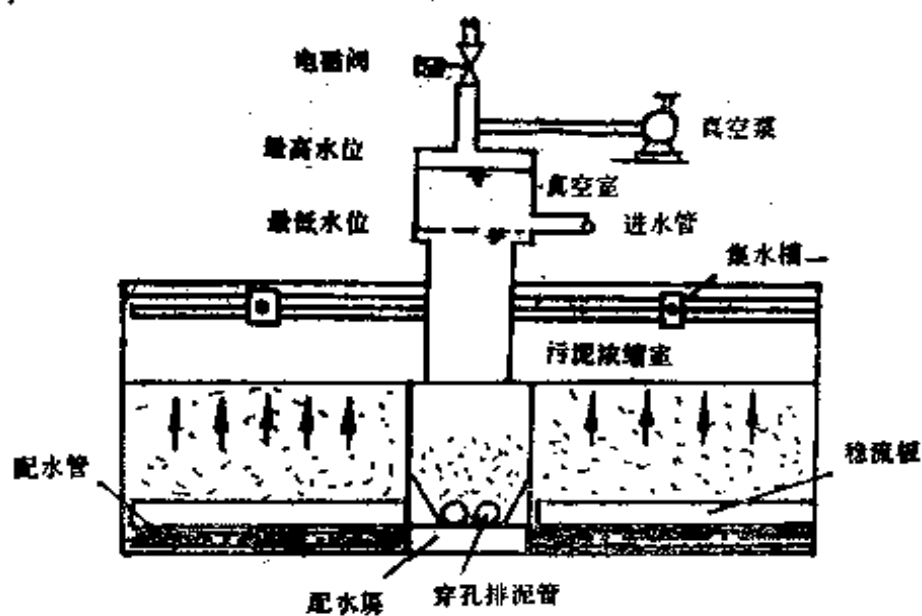


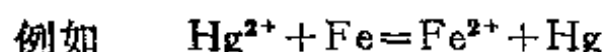
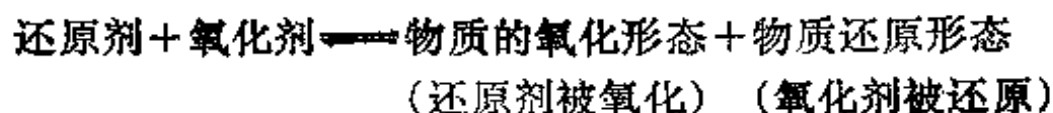
图14—12 脉冲澄清池（真空）

第三节 化学氧化还原处理

废水中的某些污染物质，可利用其在化学反应过程中被氧化或还原的性质，将它转变成无毒或微毒的新物质，从而达到废水处理的目。例如炼油厂的含硫废水，可以通入空气气提，使硫化物氧化成无毒的硫代硫酸盐或硫酸盐；含汞废水可用铁为还原剂，使二价汞变成金属汞而被回收等。因此在废水处理中，化学氧化还原法也得到广泛的应用。

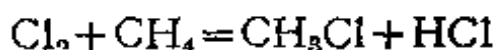
(一) 氧化还原反应

氧化还原法的实质是，在化学反应中，元素（原子或离子）失去或得到电子，引起化合价的升高或降低，失去电子的称氧化，得到电子的叫还原，任何氧化还原过程，都可以用下式表示：



式中 Hg^{2+} 离子获得两个电子，所以说 Hg^{2+} 被还原。反之，铁就被氧化。

有机物的氧化还原反应，常常不能明显地看出电子的转移，而以氧化数的增减来判别，凡是加氧或去氢的反应称氧化，加氢去氧的反应称还原。例如



甲烷 (CH_4) 失去氢原子即被氧化，而 Cl_2 就被还原。

(二) 物质的氧化还原与电极电势

在氧化还原反应中，为了比较各种物质的氧化还原能力的大小和估计反应可能进行的程度，就要知道其有关的电极电势的大小。通常以标准电极电势 E° 表示（即在 25°C 时，金属同

该金属离子浓度为 1 摩尔的溶液相接触的电势)。 E° 的大小表示物质得失电子的难易， E° 越大，表示物质的氧化能力越强。电极电势不但与电极本身的性质有关，而且与温度及反应物的浓度有关，也与反应时溶液的 pH 值有很大关系。例如亚砷酸 (H_2AsO_3) 是一种还原剂，但在强酸溶液中，它又能作为氧化剂氧化碘离子。

根据物质的电极电势，可以判断氧化还原反应能否进行，进行的程度和次序，也可以依此来选择氧化剂和还原剂，因此电极电势在氧化还原反应中是非常重要的。对于无机物的反应，可查阅有关的标准电极电势数据，进行正确计算。但对有机化合物，目前还没有系统的资料，只能靠经验。

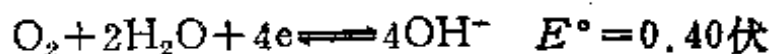
(三) 废水处理中常用的氧化剂和还原剂

在废水处理中，选择氧化剂或还原剂时，至少要求这些药剂本身是无害的。此外，还应考虑它们的处理效果、处理费用、操作方法和要求等。

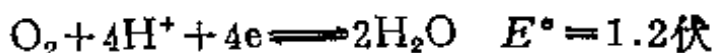
1. 氧化剂：

(1) 空气和某些电负性较大的元素单质，如氧，氯、臭氧等，是较常用的氧化剂。

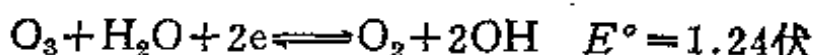
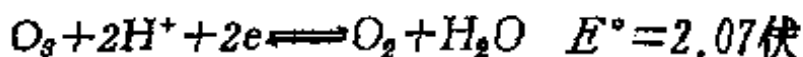
空气是成本最低的氧化剂，其主要作用就是其中的氧。在碱性介质中



在酸性介质中

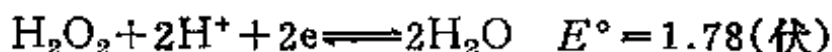


臭氧具有极强的氧化能力，其电极电势仅次于氟。

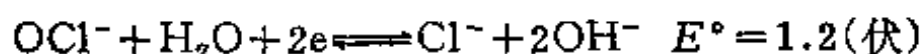


(2) 某些元素的含氧酸，含氧酸盐或氧化物，例如过氧

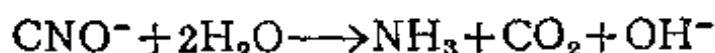
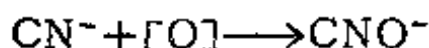
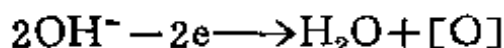
化氢，过硫酸及其盐类，高锰酸钾等在反应中，包含有元素氧化数降低的过程，因而使别的物质氧化。例如



(3) 包含有氧化数为正值的氯元素的某些化合物，如漂白粉 $[\text{CaCl}(\text{OCl})]$ 、二氧化氯 (ClO_2) 等，在反应中氯的氧化数变为负值，使别的物质氧化。漂白粉在溶液中电离产生次氯酸离子：

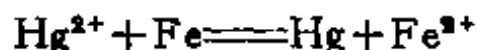


(4) 电解过程中阳极上的阴离子可交出电子而发生氧化作用。如电解法处理含氰废水时，阳极发生如下反应：

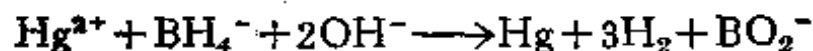


2. 还原剂：

(1) 某些电极电势较低的金属，如铁屑、锌粉等。如使用铁屑从废水中还原汞：



(2) 某些带负电荷的离子，如硼氢化钠中的 B^{H}^- ，能失去过量的电子使别的物质还原。例如用硼氢化钠从含汞废水中回收金属汞：



(3) 某些金属正离子，如硫酸亚铁中的 Fe^{2+} 有还原作用：



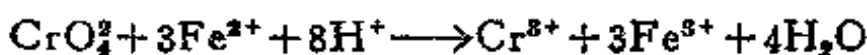
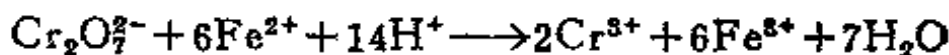
(4) 电解时，阴极可使某些阳离子得到电子而被还原。如电解还原处理含 Cr^{6+} 废水。

①阳极发生的反应（采用铁阳极时）：铁阳极溶解成亚铁

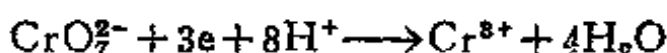
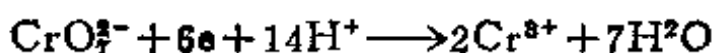
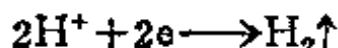
离子:



在酸性条件下 Fe^{2+} 将 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 还原:



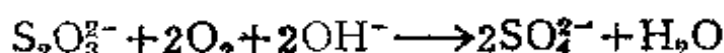
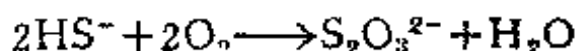
②阴极发生的反应:



(四) 常用的化学氧化还原处理方法

1. 氧化法:

(1) 空气氧化: 利用空气中的氧来氧化废水中可被氧化的有害物质。为了提高氧化效果, 有时在高温高压下进行, 或使用催化剂。例如乙二醇合成过程中排出的含有机物的废水, 可用亚铬酸催化剂进行氧化处理, 有机物的去除率可达97%。空气气提含硫废水, 硫化物即被氧化成无毒的硫代硫酸盐或硫酸盐。见图14—13。



(2) 加氯氧化: 在废水处理中, 氯除消毒外, 还可用来氧化废水中的一些有机物和还原性物质, 常用的化学药剂有漂白粉和液氯。

由于废水中存在其他化合物, 氯的实际需要量常大大超过理论量, 特别是处理含酚废水时, 为了防止氯酚的形成, 还需控制最终的 pH 值大于 7。

由氯处理含氰废水时, 其反应分两个阶段进行。首先, 氰

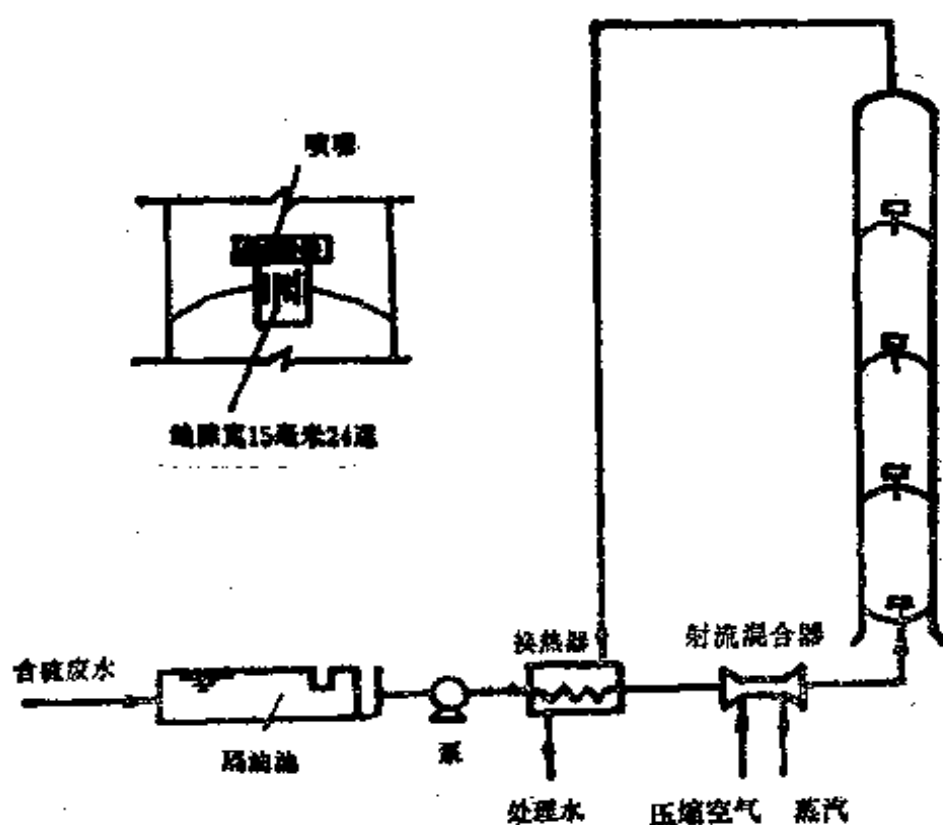
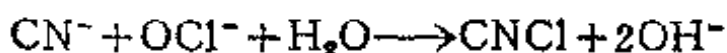
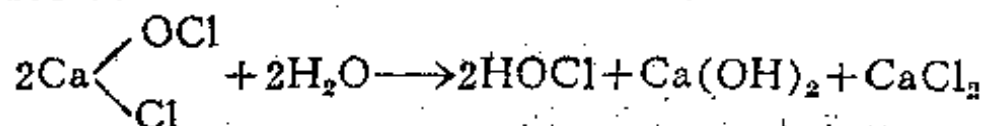


图14—13 空气氧化法处理含硫废水

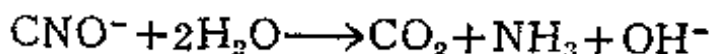
化物被氧化成氢氰酸盐，然后再进一步氧化分解。第一阶段反应很快，第二阶段反应较慢。反应过程如下：

第一阶段为

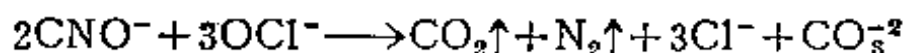


第二阶段的反应为

①在酸性介质下水解时；



②进行完全氧化时；



上述反应在 $\text{pH}=8.0\sim 8.5$ 时最为有效，有利于形成 CO_2 气体，逸出水面，促进氧化反应的完成。

(3) 臭氧氧化：臭氧 (O_3) 系氧的同素异构体，是一种很强的氧化剂，工业上常用无声放电法制取。由于它的氧化效果显著，不产生二次污染，操作方便，可用空气就地制取，因此臭氧氧化法在废水处理中的应用有着广阔的前景。目前，国内不少单位正在进行着臭氧法处理含酚、含氰、炼油，化工等废水的处理，有些已在工业上得到应用，特别是以臭氧作深度处理进一步降低废水中含酚量和 COD 、 BOD ，改善水质等方面已取得了成功的结果。例如某炼油厂的炼油废水经生化处理后，再用臭氧处理，酚可由 0.38 毫克/升降至 0.012 毫克/升，臭氧的投加量是 20~40 毫克/升，用臭氧处理含酚废水时，其效果尤为明显，随着溶液 pH 值的增大，酚会变得更易氧化。反应的 pH 值以 10~12 为宜。

(4) 湿式氧化：在水的存在下氧化有机物质的方法，其氧化程度可根据需要任意选择。操作压力常在 10~280 公斤力/厘米²，反应湿度可达 300℃ 以上，这种处理方法适用于浓度为 6~10% 的有机废水的氧化。采用该法，还可副产蒸气供生产或发电使用。湿式氧化法处理流程如图 14—14 所示。

废水经高压泵进入系统，与来自空气压缩机的空气混合，然后经过热交换器进入反应塔，在氧化过程中，除保持废水呈液相，不断送入废水和空气外，还需保持一定的压力，以控制反应温度和防止水蒸气的发生。

目前湿式氧化法已用于纸浆、造纸废液的处理，上海某厂的丙烯腈废水已成功地采用该法进行处理。

2. 还原法：还原法目前主要用于含铬废水的处理。

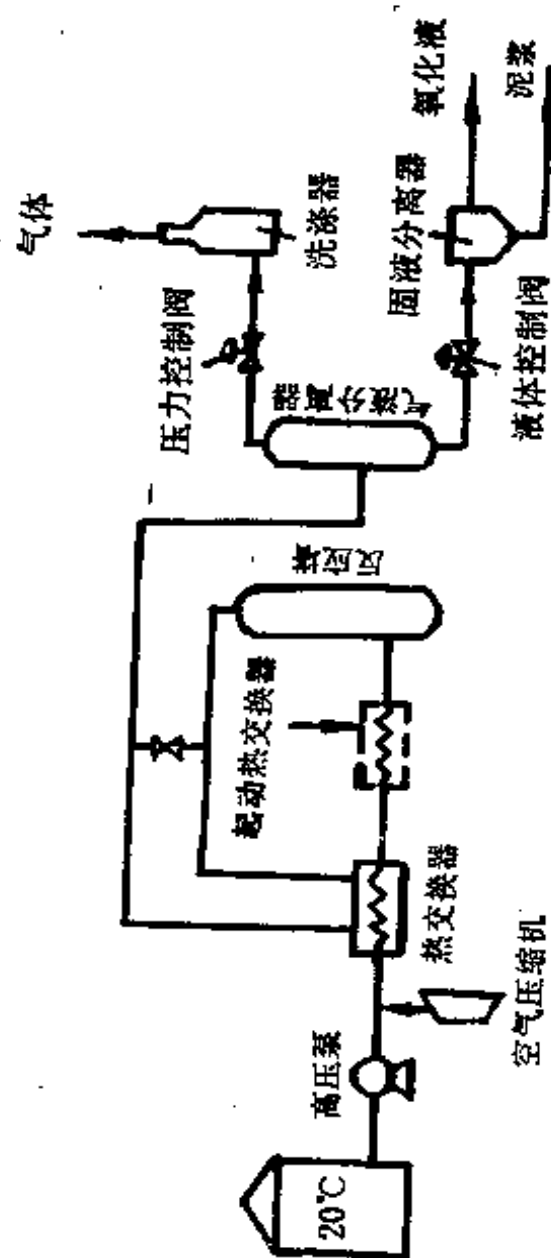
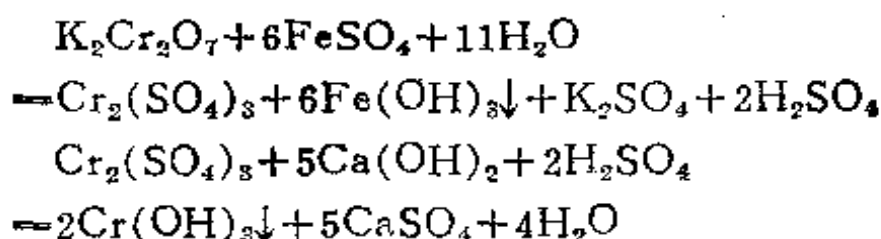


图14—14 湿式氧化法流程

(1) 硫酸亚铁—石灰法除铬：电镀含铬废水主要含极毒的六价铬，加入硫酸亚铁等还原剂后，六价铬即被还原为三价铬，这时加入石灰，即形成氢氧化铬沉淀。其反应方程式为

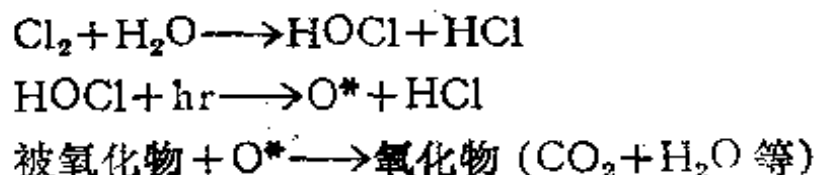


硫酸亚铁投加量与废水中含铬浓度有关，浓度越大，越接近其理论投加量 ($\text{Cr}^{+6}:\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 1:16$)，生产运行中，其比值常常控制在 1 : 50 ~ 1 : 16 (重量比) 之间。

石灰投加量以控制 pH 值在 7.5 ~ 8.5 为宜。

硫酸亚铁投加后，可用压缩空气或搅拌机搅拌 10 ~ 15 分钟后再投加石灰，然后继续搅拌 15 ~ 30 分钟，沉淀 1.5 ~ 2 小时即可。处理构筑物可采用间歇法设备。

(2) 电解法：电解法处理含铬废水的有关反应前面已作介绍，近年来，还发表了一些还原处理法的新的研究报告。如用光氧化法处理含表面活性剂的工业废水，其反应方程式为



(3) 硼氢化钠处理含汞废水：用硼氢化钠处理含汞废水，可将废水中的汞离子还原成金属汞而加以回收。其化学反应方程式为



此外，还可加入催化剂以促进反应的进行速度，用活性炭作催化剂处理有机废水回收醋酸和甲酸，从综合利用的角度考虑，这是一个值得重视的问题。

第十五章 本篇计算应用实例

(一) 酸碱中和法应用举例

〔例〕某染料厂年产2000吨染料、颜料及80000吨硫酸。染料有分散、还原两大类，颜料为酞菁系，产品达20多种。

染料综合废水日排放量为6500米³，废水的pH值4~5，含COD_{Cr} 400~600毫克/升，悬浮物为40~120毫克/升，苯胺类2~13毫克/升，醋酸30~200毫克/升，及少量氯苯类(痕迹~1.3毫克/升)，污染甚为严重。

由于该厂染料废水色度高，含多种污染物，水质水量极不稳定。经研究采用中和—生化—活性炭三级处理工艺。按废水pH的大小投加5~10%的石灰中和剂，经处理后，废水中COD去除率为20~30%，悬浮物去除率达90%，色度去除率也达90%，pH值6~9。为了加速固体悬浮物的凝聚和沉降，还投加了0.5~1毫克/升的聚丙烯酰胺絮凝剂，取得了明显的效果。上述处理均在机械加速澄清池中进行。

(二) 化学混凝法应用举例

〔例〕某印染厂是小型工厂，每天排放废水量约50~100吨，水质很不稳定，pH值变化较大，色泽深，毒性大，易发臭。废水COD500~1000毫克/升，SS~500毫克/升，色度为200~500。

考虑该厂的具体情况，首先对废水进行一级混凝沉淀处理，采用的流程如图15—1。

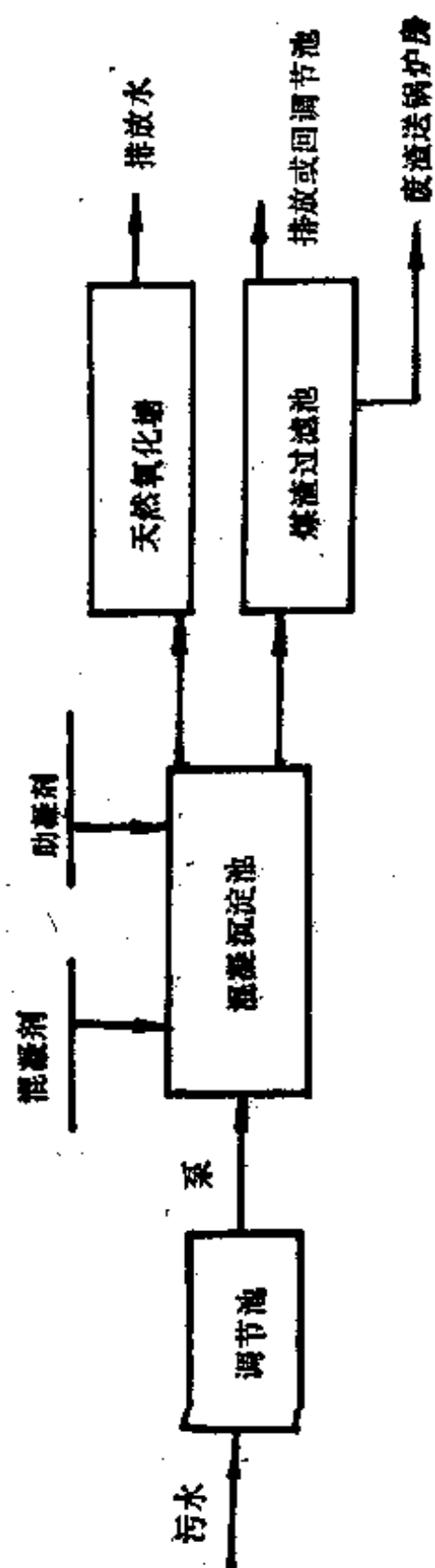


图15—1 一级处理流程示意图

污水先进调节池均质,再用泵打入混凝沉淀池。通过对不同絮凝剂和不同反应条件的试验,最后确定以硫酸亚铁—硫酸铝复合剂为絮凝剂,石灰乳为助凝剂,硫酸亚铁投加量为0.035~0.045%,

硫酸铝投加量为0.025~0.04%;

石灰乳投加量为0.02~0.05%。

控制的操作条件为

快速搅拌: 2分钟(100~80转/分);

慢速搅拌: 15~25分钟(4转/分);

pH值 8.5 ± 0.3 ;

沉淀时间: 2~2.5小时。

废水经上述处理后,可达到如下指标:

COD 脱除率 > 50%;

SS 脱离率 > 90%;

脱色率 > 90%;

出水色度 < 50 (蒸馏水稀释法)。

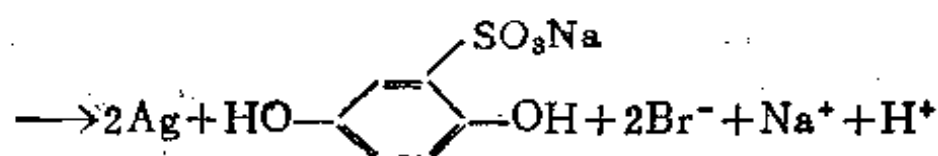
由上可见,上述废水经一级处理后,除其COD外,其他指标已达到国家排放标准。如要进一步提高处理指标,可进行二级生化处理。

(三) 氧化法应用举例

〔例〕显影废液和废水一般含有对苯二酚、米吐尔、CD—2、CD—3、TSS等有毒物质,如任其排放,不仅污染环境,而且造成很大的浪费。

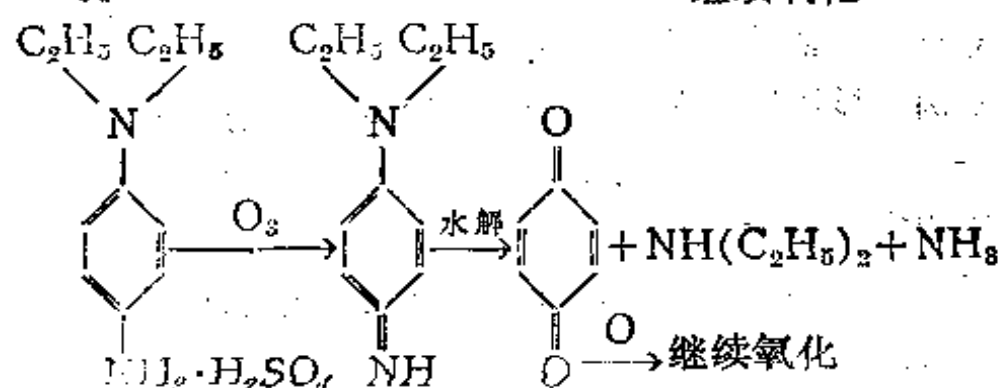
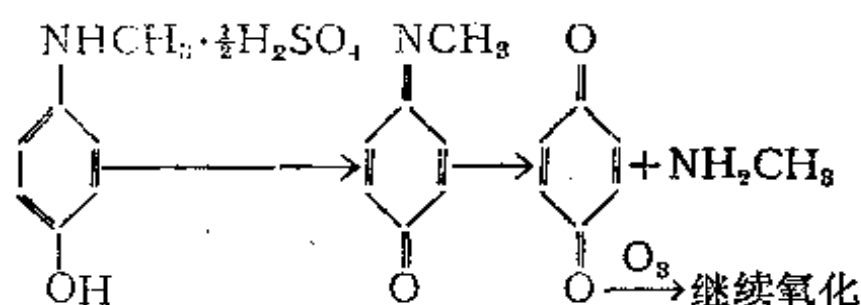
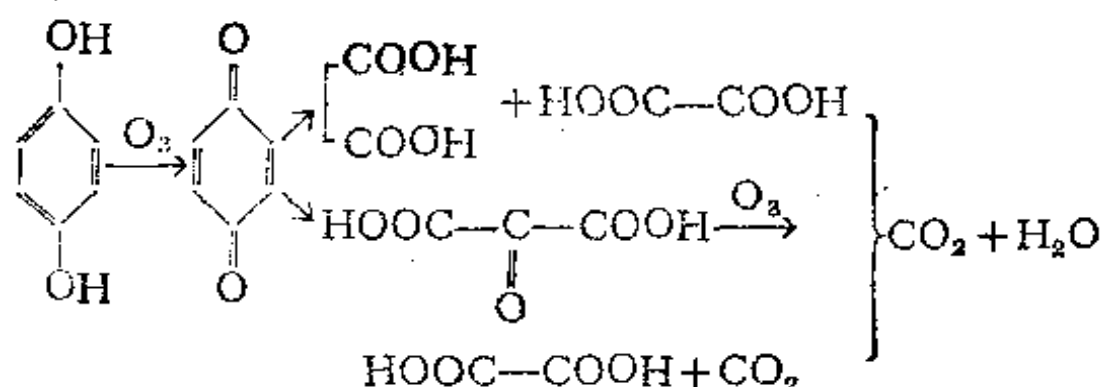
胶片洗印加工过程中的显影工艺是一个氧化还原的过程。其反应为:





显影废液的处理就是要去除显影过程中生成的溴离子和显影剂氧化生成物，才能进一步将显影剂回收利用。一般氧化剂生成物含量在1毫克/升以上。该法利用臭氧的强氧化作用，将污染物氧化，以降低废水的COD和BOD，达到排放标准。

反应式为：



废水的处理工艺流程如图15-2所示。处理一吨显影废水需0.3公斤左右臭氧。

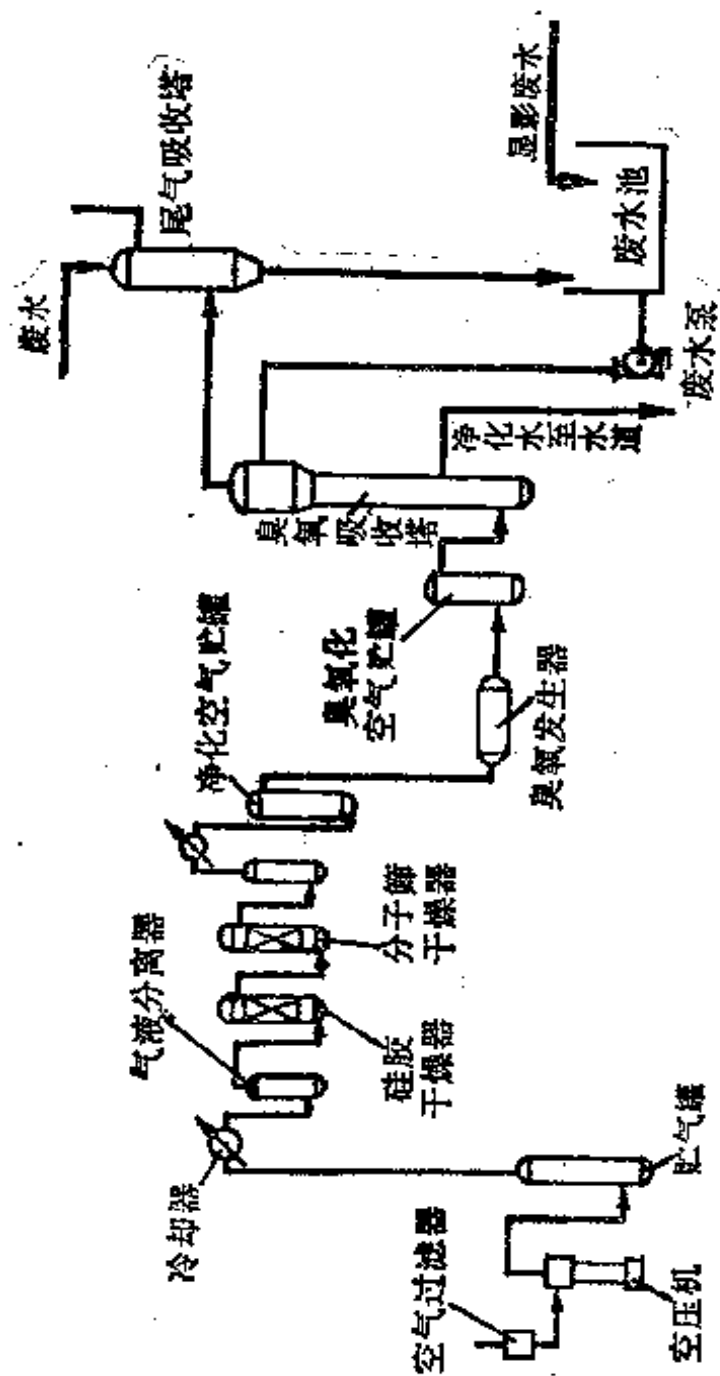


图15—2 臭氧氧化法处理显影废水工艺流程图

(四) 还原法应用举例

〔例〕铬盐生产中的铬污染治理已是当务之急，对含铬废水的传统治理方法主要有离子交换法、化学还原法、电化学法、铁钼盐沉淀法等。此外，近年来，还出现了一些新的处理技术，如活性炭法，泥煤还原法，不溶性交联淀粉黄原酸酯法等，还可以利用本厂或毗邻厂的排放废液进行综合治理。如某铬盐厂生产中产生大量含铬废水，其 Cr^{+6} 占全市 Cr^{+6} 排放总量的73%，该厂利用毗邻厂在生产保险粉中产生的大量含盐废水（含 NaCl 260 克/升， NaOH 40 克/升，保险粉 15 克/升）来处理 Cr^{+6} ， $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 在酸性介质中的还原能力可达碱性介质中的 5~6 倍，所以在酸性气氛下还原等量 Cr^{+6} 只用碱性介质中的五分之一左右的 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 。同样道理，也有采用 Na_2S 废水还原 Cr^{+6} 废水的，青岛××化工厂利用本厂 BaCO_3 生产中排出的 Na_2S 还原性物质废水（ S^{2-} ：100~250 毫克/升）处理该厂铬盐生产中的含铬废水（ Cr^{+6} ：150~250 毫克/升）。该法在 40~50℃ 下进行处理，实验用量为 Cr^{+6} ： $\text{S}^{2-}=1:1\sim1.5$ 。其氧化还原方程式为



第六篇

废水生物降解过程及设备

采用生物降解的办法净化废水，是现代环境工程中应用最广泛的手段之一。它主要用于去除废水中溶解的或胶体状的有机污染物。常作为二级处理的主要技术。

这种方法具有适应性广、操作简单、去除效果高、装置建设费用和正常运转费用都较低的特点，尤其对于水量较大的污染源，较其他处理方法更为适合。

但是，不是所有有机物质都能被微生物降解的，因此，对某些废水的应用受到限制；同时，为防止过荷冲击，对均衡水质、控制毒物浓度和进行生化前预处理的要求较其他方法高。

随着新型高效生物处理装置的出现和微生物学在固相酶、微生物细胞固定化、基因工程上的进展以及生物处理技术数学模拟研究和电子计算机的应用，从一定程度上改善生物处理法的缺点，有可能使其面貌为之一新。

第十六章 生物降解过程 的基本原理

废水生物处理是利用微生物的代谢过程使水质获得净化的一种处理方法。而代谢过程的进行依赖于特殊的催化剂——

酶。

第一节 微生物的代谢作用

从微生物的代谢形式出发，我们可以把废水生物处理过程分为好氧生物处理和厌氧生物处理两种。

好氧生物处理在有氧存在的条件下，借助好氧微生物和兼性微生物参与下的代谢过程。这个过程中，废水中溶解性有机物透过细胞壁而被细菌吸收；固体和胶体的有机物先附着在细菌体外，由细菌所分泌的外酶分解为溶解性物质后，再渗入细菌细胞，细菌通过一系列的化学反应，即所谓代谢过程，使一部分有机物氧化分解成简单的无机物，并放出能量，而把另一部分有机物转化为生物体所必须的营养物质，组成新的原生质，于是细菌逐渐长大、分离产生更多的细菌。图16—1示意了这一过程。

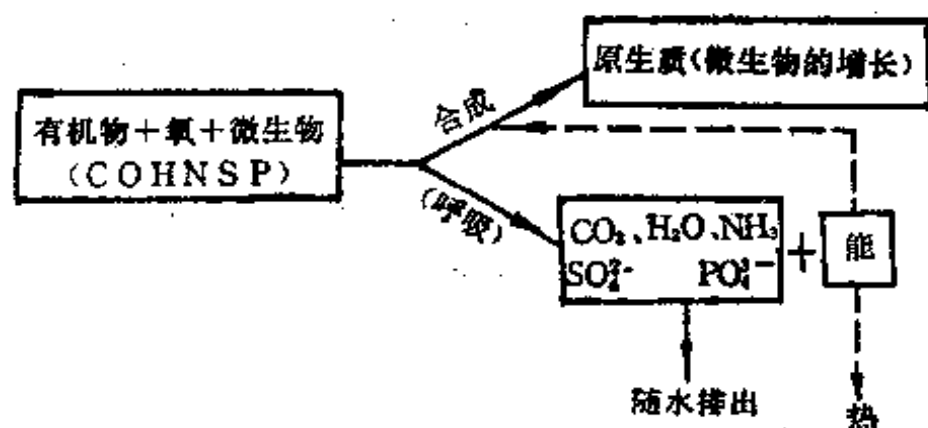
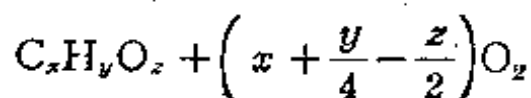
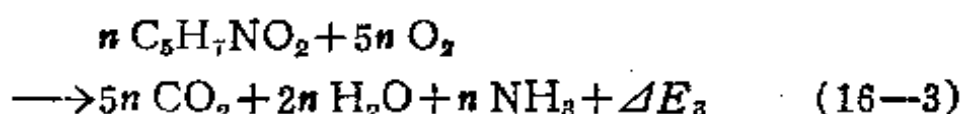
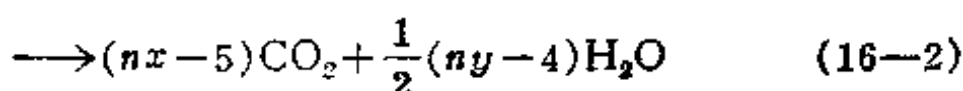
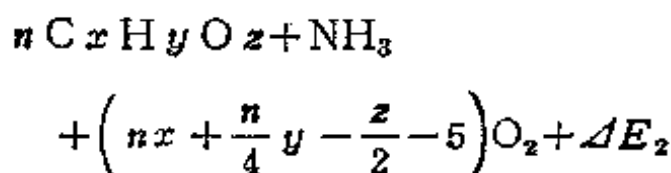
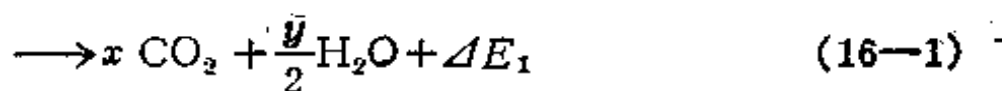


图16—1 有机物的好氧分解

若用 $C_xH_yO_z$ 表示某一特定的有机物，下列方程式表示好氧分解过程。



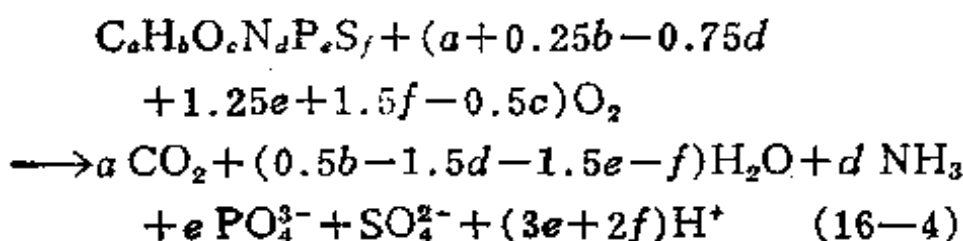


式(16-1)为有机物分解过程,式(16-2)为(以氮作氮源)有机体合成,式(16-3)为有机体的自身代谢。 ΔE_1 、 ΔE_2 、 ΔE_3 为能量符号。

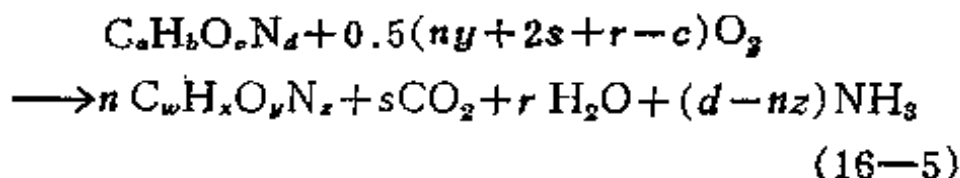
对于含氮、含磷、含硫的有机化合物,上式须进行修正。氮、磷或硫将分别氧化成硝酸盐、磷酸盐或硫酸盐。

我们也可把好氧代谢过程看作包含着碳化和硝化两个阶段。

所谓碳化阶段,系指有机碳转化为二氧化碳和水,有机氮转化为氨的过程,又称作不完全氧化过程,如式(16-4)所示。



如果硫、磷元素所占比例不大,则式(16-4)可简化为

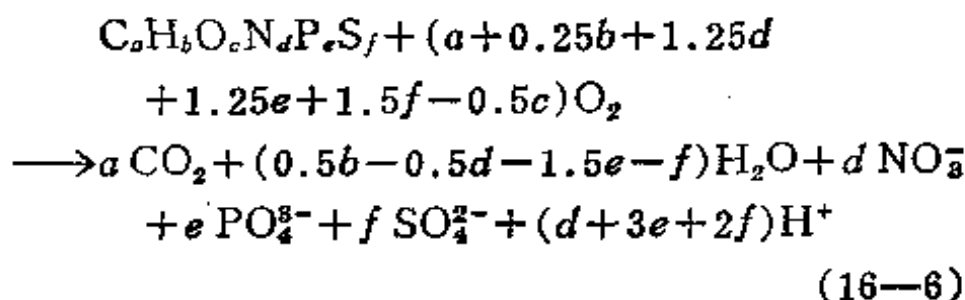


式中 $r = 0.5[b - nx - 3(d - nz)]$

$$s = a - nw$$

所谓硝化阶段，系指无机氮由氨进一步氧化为亚硝酸盐和硝酸盐的过程。硝化后使有机物稳定。

式(16—6)表示整个好氧过程的完全氧化：



厌氧生物处理是在无氧的条件下，借助厌氧微生物和兼性微生物参与下的代谢过程(图16—2)。这一过程一般包括酸性消化和碱性消化两个阶段。这两个阶段又大体可分为水解、酸的形成和污泥气的形成三个过程。

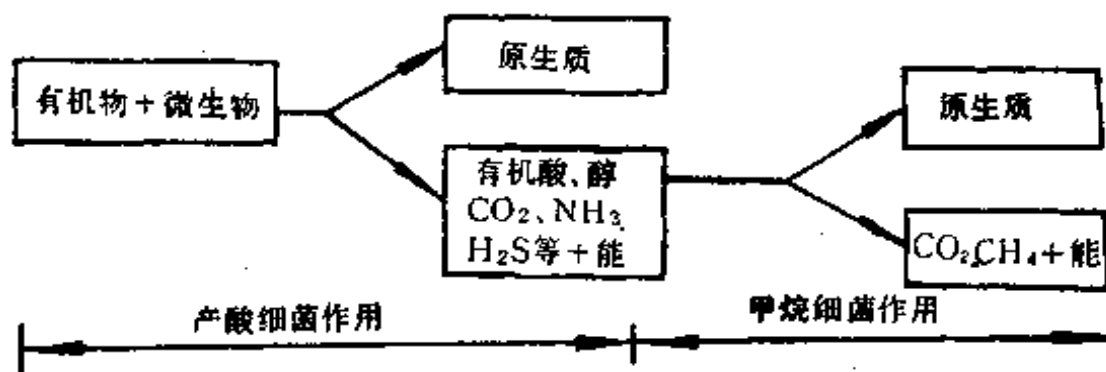


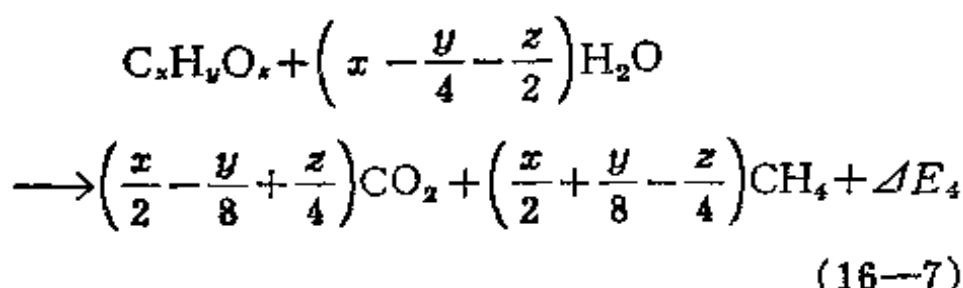
图16—2 有机物的厌氧分解

在酸性消化阶段，参予的微生物为酸性腐化菌或产酸细菌。多糖类有机化合物水解成单糖类，蛋白质水解成肽和氨基酸，脂肪水解成甘油和脂肪酸。水解的最终产物为低级脂肪酸（如甲酸、乙酸、丙酸、丁酸等）、醇、氨、二氧化碳、硫化氢、氢等。在此阶段，由于有机酸的形成与积累，pH值可下

降至 6，甚至降至 4。此后，由于有机酸和溶解性含氮化合物的分解，产生碳酸盐、氨氮及少量的二氧化碳等。从而使酸性减退，pH 值回升至 6.6~6.8。

碱性消化阶段参予的微生物是甲烷细菌，所有甲烷细菌都能氧化分子状态氢，并利用二氧化碳作为电子的接受体。由于过程产生甲烷、二氧化碳及少量氮、氢和硫化氢等，因此这一阶段也叫气化过程。甲烷细菌是厌氧细菌，其专一性很强，每一种甲烷细菌只能代谢特定的底物。甲烷菌的世代较长，一般繁殖一代需要 4~6 天。其适宜的 pH 范围是 6.4~7.2 之间，如高于 8 或低于 6，细菌的生长繁殖将受到极大的影响。

巴斯维尔 (Buswell, A.M) 等人研究表明，不含氮的有机物分解成 CH_4 和 CO_2 的通式为：



(16—7) 式预示，在未包括细菌体增值情况下，每 1 克 COD (或总 BOD) 可产生 0.35 升甲烷。实际低于 0.35 升/克。Metcalf 等人建议用下式计算甲烷的产气量

$$M_{\text{CH}_4} = 0.35(nQC - 1.42R_g)V$$

式中 M_{CH_4} ——甲烷的产气量，升/秒；

n ——系数，建议采用 0.8；

Q ——投料量，升/秒；

C —— BOD_a 浓度，克/升；

R_g ——细菌增殖速率，毫克/升·秒。

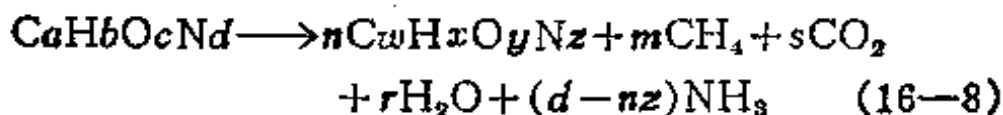
$$R_g = -YnQC$$

Y ——产气系数，一般为0.05~0.06克细菌/克 BOD_u ；

1.42——由细菌体重量换算成 BOD_u 的换算系数；

V ——消化池的容积，升。

我们也可把厌氧代谢过程用下式化学式表示：



式中 $s = a - nw - m$

$$r = c - ny - zs$$

由于产甲烷菌对环境影响较产酸菌敏感，同时生长速度比较慢，所以甲烷发酵的速度将受厌氧代谢速度控制。

应当指出，并不是所有有机废水都可采用生物降解的办法来净化，这就有一个关于废水可生化程度的问题，一般需用实验测定，这就是通常所说的可生化性试验。归纳起来有：①测定试样中有机污染量（常用 BOD 、 COD 等氧参数）的变化；②测定微生物代谢活动中氧的消耗和耗氧速率的变化；③测定微生物的增殖及其化学组成；④测定代谢产物量等。必要的话，还需在生物处理装置中进行模拟试验。

例如，有机磷农药乐果废水污染物浓度高，毒性大、可生化性差，成为生产中一个十分突出的问题。如采用低压水解法预处理可大幅度降低污染物的量，为比较预处理前后废水的可生化性，并确定出水是否适宜进行生化处理，需进行水质分析和可生化性试验。试验表明：

（1）原废水 pH 值太低，需加入多量碱液，并产生大量黑色微粒，沉降性能差，预处理后废水 pH 为7.7，对生化处理较理想。

（2）预处理后废水中 COD 、 BOD ，硫化物、有机磷等项污染指标都大幅度降低。

(3) 原废水中, 非生物降解COD(即NBCOD) 为83克/升, 占总COD 的44%, 经预处理后其NBCOD 为9克/升, 占11%, 且NBCOD 的绝对值以及在COD 中所占比例, 经预处理后均远较原废水低。

(4) 各种稀释度的预处理前后废水, 经驯养的活性污泥的呼吸测定表明, 预处理后废水呼吸率明显提高。

据此可认为经低压水解预处理后废水可生化性能较原废水有明显提高。再经模拟试验, 就可确定工业应用价值。

第二节 酶与酶反应

酶是由微生物体内产生的一种特殊物质, 其主要成分为蛋白质。仅有蛋白质组成的酶称为单成分酶, 由蛋白质和非蛋白质两部分组成的酶叫双成分酶, 其中蛋白质部分称主酶, 非蛋白质部分称辅酶, 两部分结合起来叫全酶。双成分酶只有为全酶时, 才有催化作用。

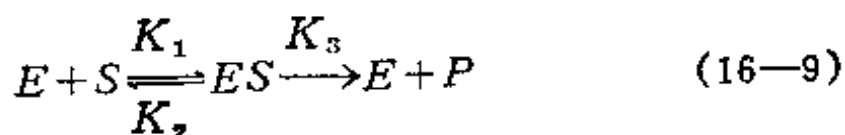
酶按其催化反应类型可分为水解酶类、分解酶类、氧化还原酶类、磷酸化酶类、转移酶类和同分异构酶类。

细菌对废水中的有机污染物的分解、氧化作用是在酶参与下进行的, 酶是一种具有高度专一性的生物催化剂。它能改变有关反应的速度, 但反应前后酶不发生变化。它可以在细胞内进行催化作用, 也可渗出细胞, 作用于细胞外的物质。前者叫内酶, 后者叫外酶。由于酶的催化作用, 改变了化学变化的热力学条件, 使原来在常温、常压下不能进行的化学反应成为可能, 并使有机物氧化得十分迅速。

米凯利斯 (Michaelis) 认为, 在酶催化反应中, 首先是酶与底质结合生成中间复合体, 再由中间产物分离出酶和最终产物。通过中间产物降低活化能, 酶反应的模型如图16—3 所示,

反应过程能量变化如图16—4所示。

酶反应过程可用下式表示：



式中 E 表示酶， S 表示基质， ES 表示中间产物， P 表示酶反应的最终产物， K_1 、 K_2 、 K_3 表示反应速度常数。

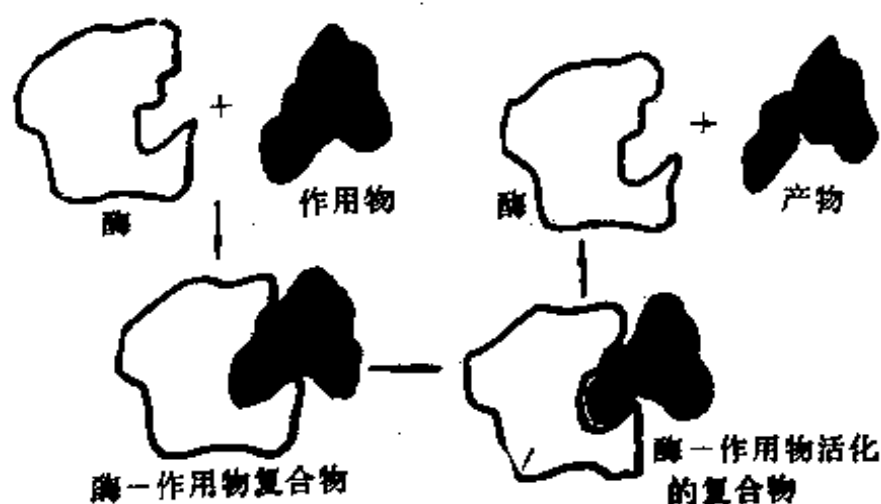


图16—3 酶反应的模型

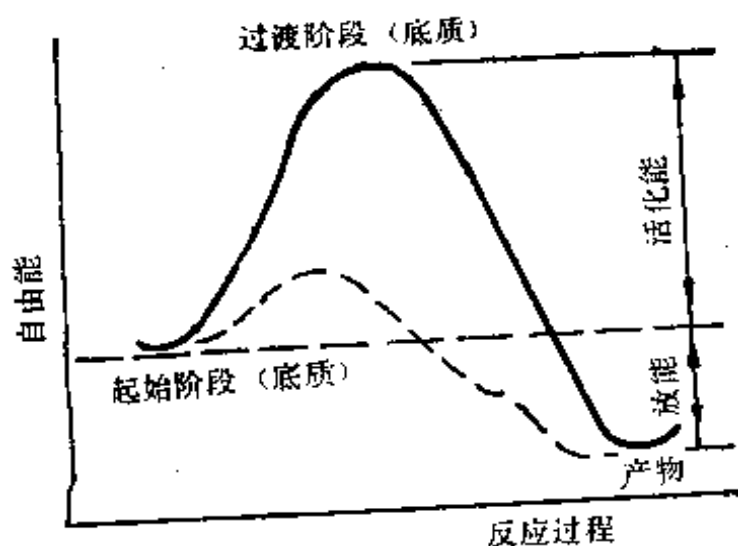


图16—4 反应过程的能量变化

酶反应的动力学基本方程式由式(16—10)表示。

$$v = \frac{V \cdot [S]}{K_m + [S]} \quad (16-10)$$

式中 v ——表示酶反应速度；

V ——最大反应速度；

K_m ——米氏常数， $K_m = \frac{K_2 + K_3}{K_1}$ ；

$[S]$ ——底质浓度。

式(16—10)告诉我们，酶反应速度取决于 $[S]$ 、 V 和 K_m 。

影响酶反应的主要因素有：

1. 温度：酶对温度极为敏感。各种酶都有其维持活力的最适宜温度，因而温度是酶反应的一个重要因素，当温度过低时，反应活力受到抑制，温度过高时，也会引起生物体内蛋白质变性和酶系统的失活。反应速度与温度的关系如图16—5所示。一种酶在一定条件下，只有在某一温度时才表现出最大活力，这个温度就是酶反应的最适宜温度。各种酶都有它最适宜的温度。

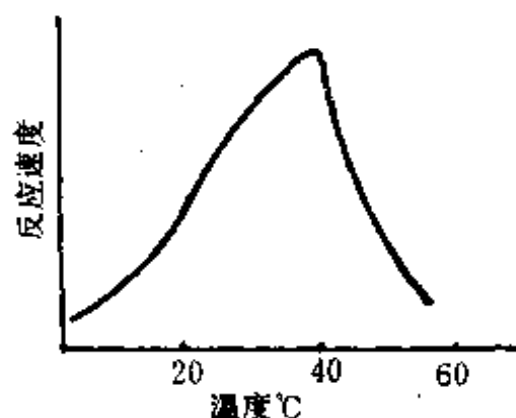


图16—5 温度对酶反应速度的影响

温度对酶反应速度的影响常用温度商表示。

$$\theta_{10} = \frac{r_{t+10^{\circ}\text{C}}}{r_{t^{\circ}\text{C}}}$$

式中 r_{t+10} 、 r_t 表示在 $t+10^{\circ}\text{C}$ 及 $t^{\circ}\text{C}$ 时的反应速度。在通常情况下，酶反应温度系数在1.4~2.0之间，它意味着温度每升高10度，反应速度增加1.4~2倍。

在废水处理工程中，采用不同温度下反应速度的比值表示温度的影响。

$$\theta_{t-20} = \frac{r_t}{r_{20}}$$

式中 r_{20} ——表示环境温度为20℃时反应速度；

θ ——表示温度商，如活性污泥法实测值1.00~1.04，
生物滤池为1.02~1.14。

2. pH 值：氢离子浓度对酶反应影响很大，由于酶是一种蛋白质，所以其分子结构包含—COOH和—NH₂OH 两类基团。它们在不同的 pH 值有不同的电离状态，从而影响酶催化作用。同一种酶在不同 pH 值条件下，测得的酶活力是不同的，不同酶发挥最大作用的 pH 值也不一致。最适宜 pH 时，酶反应速度最大，稍高或稍低于最适宜 pH 时，酶反应活力下降。如图 16—6 所示。

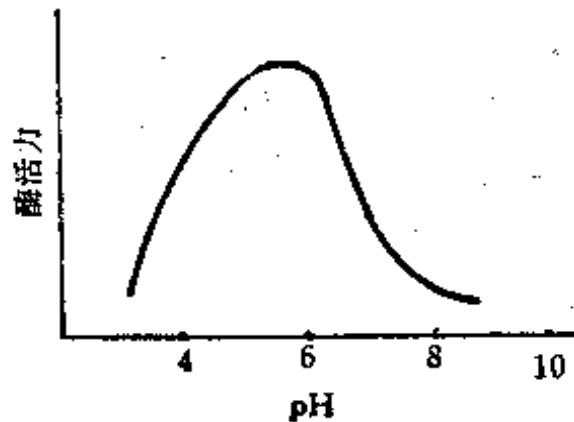


图16—6 pH 对酶作用的影响

除少数外，一般在 pH 值低于 3 或高于 10 时，酶将变质而失去活性。

在偏离最佳 pH 值 (pH_{opt}) 的情况下，其生化速度可表示为： $v' = v(pH_{opt}) \frac{K_I}{K_I + I}$

式中 I 值可用下式计算：

$$I = 10(pH_{opt} - pH)$$

$K_I = K_{pH}$ ，一般约为 30，最佳 pH 值为 7~8。

3. 底物浓度：在确定的 pH 和恒定的酶浓度的条件下，酶催化反应速度在一定范围随底物浓度的增加成正比。但当底物

浓度达到一个极限时，酶反应速度下降。

图16—7中 I 表示活性中心酶分子两点或多点与底物接触，此时具有催化作用，II 表示底物浓度过高，酶分子活性中心与底物一点接触，从而使酶无法发挥催化作用。

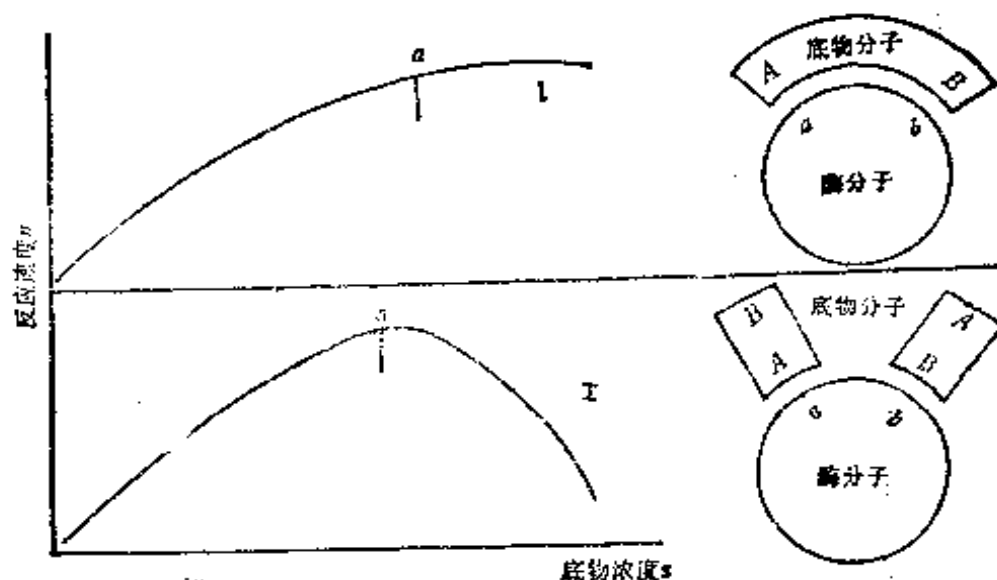


图16—7 底质浓度与反应速度的关系

4. 激活剂与抑制剂：能增加酶活性的物质称为激活剂；相反，能阻止或降低酶活性物质如氰化物、重金属等称为抑制剂。受毒物抑制生化反应的速度为：

$$v' = v \times \frac{K_I}{K_I + I}$$

式中 v' ——受毒物抑制的生化反应速度，

v ——未受毒物抑制的生化反应速度；

K_I 值视不同抑制剂而定，其经验值为

抑 制 剂	Hg	Ag	Co	Cu	Ni	Cr ⁶⁺	CN ⁻
K_I 毫克/升	2	5	10	20	40	200	200~2000

废水中抑制生物处理的有害物质的允许浓度可参考表16—1。

表16—1 污水中抑制生物处理的有害物质的允许浓度

有毒物质	允许浓度(毫克/升)	有毒物质	允许浓度(毫克/升)	有毒物质	允许浓度(毫克/升)	有毒物质	允许浓度(毫克/升)
三价铬	10	硫化物(S)	40	己内酰胺	100	氰化钾	8~9
铜	1	氯化钠	10000	丁酸	500	醋酸铵	500
锌	5	六价铬	2~5	戊酸	3	吡啶	400
镍	2	铁	100	甲醇	200	硬脂酸	300
铅	1	镉	1~5	甲苯	7	氯苯	10
铋	0.2	氰(CN ⁻)	2	二基甲硝苯	12	间苯二酚	100
砷	0.2	苯胺	100	酚	100	邻苯二酚	100
石油和油	50	苯	100	甲醛	160	对苯二酚	15
焦烷基苯 磺酸盐	15	甘油	5	硫氰酸铵	70	二甲苯	7

5. 溶解氧和营养素：对于好氧生物处理系统，氧是微生物代谢的函数，有机物在氧化过程中脱下的氢与它结合成水。一般认为，溶解氧不应低于1毫克/升。否则，对微生物呼吸作用有影响。

在生物处理中，微生物的生命活动需要一定比例的营养，除BOD表示碳源外，还需要氮、磷或其他微量元素。在好氧处理中，对氮、磷的要求应满足 $BOD:N:P=100:5:1$ ；在厌氧处理中，所需氮数仅为好氧处理的一半左右。当 $C/N=14$ 时，产气量最大。

综合考虑氧、氮及磷等营养数对反应速度影响时，酶反应动力学基本方程式修正为：

$$v = V \frac{[S]}{K_m + [S]} \times k_1 \times k_2 \times k_3$$

式中 $k_1 = \frac{[O_2]}{K_{O_2} + [O_2]}$; $k_2 = \frac{[N]}{K_N + [N]}$;

$$k_3 = \frac{[P]}{K_P + [P]}$$

$[O_2]$ 、 $[N]$ 、 $[P]$ ——环境中溶解氧、氮、磷的浓度；

K_{O_2} 、 K_N 、 K_P ——溶解氧、氮、磷限速的半速度系数。

第十七章 生物降解过程及典型设备

第一节 活性污泥法

什么是活性污泥？如果在一桶粪便污水里不断地鼓入空气，维持水中有足够的溶解氧，为微生物生长创造良好的条件，那么，经过一定时间后，就会产生褐色絮花状的泥粒，在显微镜下，可以看到各种各样的微生物。这种絮状泥粒就叫做活性污泥。可见，它是一种人工培养的生物絮凝体。这种絮凝体由细菌、原生动物、酵母菌、霉菌、藻类、轮虫和线虫构成的好气性菌胶团。这些微生物群结构疏松、表面积大，对有机污染物有强烈的吸收凝集和氧化分解的能力，在适当的时候又具有良好的自身凝聚和沉淀性能，这些特点对于废水处理来说是十分可贵的。

活性污泥是活的微生物群，在实际治理中很难对其进行定性、定量，同时也不一定有实际意义。为了便于对活性污泥进行控制和测定，通常采用一些综合性指标来反映污泥的性能。

1. 污泥浓度：是指曝气池内混合液悬浮固体浓度($MLSS$)。单位为克/升。工程上往往用它作为间接计量活性污泥微生物量的指标。混合液悬浮固体中有机物的量，常常称为混合液挥发性悬浮固体($MLVSS$)。一般认为用 $MLVSS$ 比 $MLSS$ 更能反映微生物的数量。对不同废水而言， $MLVSS$ 与 $MLSS$ 有一定比值，如生活污水为0.7，即污泥挥发成分为0.7，灰分为0.3。

曝气池的正常工作要求污泥持有一定的浓度，普通曝气池的污泥浓度为2~3克/升，加速曝气池为3~6克/升，少数情况也有高达10克/升。

2. 污泥沉降比：常用V/S表示，是指曝气池内混合液在100毫升量筒中沉淀30分钟后，沉淀污泥与混合液的体积比(%)。正常污泥在静置30分钟后，一般可达它的最大密度，所以污泥沉降比可以反映曝气池正常运行的污泥数量，可用于控制剩余污泥的排放，还能反映出污泥膨胀等异常情况。由于测定简单，便于说明问题，所以是评定活性污泥特性的重要指标之一，一般在15~30%。

3. 污泥指数：常用污泥体积指数和污泥密度指数表示。污泥体积指数(SVI)是曝气池出口和混合液在静置30分钟情况下，1克活性污泥悬浮固体所占的体积(毫升)称为污泥的体积指数。

$$SVI = \frac{\text{混合液30分钟沉降比}(\%) \times 10}{\text{混合液污泥浓度克/升}}$$

如果曝气池污泥沉降比为30%，混合液污泥浓度为3克/升，则污泥体积指数为：

$$\frac{10 \times 30}{3} = 100 \text{ 毫升/克}$$

污泥密度指数(SDI)是曝气池混合液在静置30分钟情况下，含于100毫升沉降污泥中的活性污泥悬浮固体的克数。

$$SDI = \frac{\text{混合液污泥浓度}}{0.1 \times \text{污泥沉降比}} = \frac{100}{SVI}$$

如上例中 $SDI = 3 / 0.1 \times 30 = 1$

污泥指数也表示活性污泥凝聚沉降和浓缩性能的指标。应用污泥指数对曝气池运行具有指导意义。SVI低时，沉降性能

好，但吸附性能差； SVI 高时，沉降性能不好，即使有良好的吸附性能，也不能很好地控制泥水分离。控制 SVI 在100左右较为合适，大于200沉降性不好，介于100~200之间沉降性能一般。

4. 污泥令：污泥令 (t_s) 是指活性污泥在曝气池中的平均停留时间。可用下式表示：

$$\text{污泥令} = \frac{\text{曝气池内活性污泥微生物量}}{\text{每天从系统中排除的活性污泥微生物量}}$$

$$t_s = \frac{VS_a}{Q_w(S_r - S_e) + QS_e}$$

式中 t_s ——污泥令，日；

Q_w ——剩余污泥排出量，米³/日；

S_e ——净化水的 $MLSS$ 浓度，毫克/升；

S_r ——回流污泥浓度，毫克/升；

V ——曝气区容积，米³；

S_a ——曝气池混合液悬浮固体浓度，毫克/升；

Q ——废水流量，米³/日。

5. 污泥负荷：污泥负荷是指重量的活性污泥在单位时间内所能承受的有机物量。单位是公斤 BOD_5 /公斤 $MLSS \cdot$ 日。指曝气池有效容积在单位时间内所承受的有机污染物质称容积负荷。单位是公斤 BOD_5 /米³ (曝气区) $\cdot$ 日。他们及其相互关系式如下：

$$L_s = \frac{QL_0}{VS_a}$$

$$L_v = \frac{QL_0}{V}$$

$$L_s = \frac{L_v}{S_a}$$

式中 L_s ——污泥负荷, 公斤 BOD_5 /公斤 $MLSS \cdot$ 日,
 L_v ——容积负荷, 公斤 BOD_5 /米³ (曝气区) $\cdot$ 日;
 L_0 ——曝气池入流废水的有机污染物浓度,
公斤 BOD_5 /米³。

(一) 活性污泥净化废水过程

1. 初期去除过程: 活性污泥表面有一种特殊结构的粘质层, 它可能是一种多糖类物质。废水中悬浮状态及胶态污染物首先粘附或附聚在活性污泥表面的粘质层上。

活性污泥具有相当大的吸附能力, 这是由于活性污泥比表面积大所造成的。每立方米活性污泥和废水混合液其吸附表面可达2000~10000米², 且其表面具有多糖类粘液层。废水中胶态物质及一些溶解性有机物, 能被这样一个巨大的吸附表面所吸附。

粘附和附集, 吸附和吸收是一个快速的初期去除过程。一些分子量大, 不溶于水的有机物经酶作用后, 被水解为分子量小的物质。分子量小, 溶于水的有机物的吸附作用进行得十分迅速。悬浮物和胶体物较多的废水 (如生活污水) 进入曝气池20~30分钟内 BOD_5 就有大幅度下降。吸附在活性污泥表面溶解性的有机物能被细菌吸收, 进一步发生代谢作用。

2. 有机物的分解与有机体的合成: 这一过程的实质是由于微生物的代谢作用, 使活性污泥重新获得吸附和吸收能力的过程。

活性污泥微生物以污水中溶解的各种有机物作为营养, 在有氧的条件下, 其中一部分有机物合成新的细胞物质 (原生质); 对另一部分有机物则进行分解代谢, 即氧化分解以获得合成新细胞所需要的能量, 并最终形成二氧化碳和水等稳定物质。在合成代谢过程中所产生的而未被自身氧化的细胞物质,

是作为净增微生物（剩余污泥）而排除。从废水处理角度看，不论是氧化还是合成，都能从废水中去除一部分有机物，但转为细胞物质的有机物仅仅是改变了存在状态，对废水处理系统来说，问题还没有完结，只有将其从废水中分离出来，才算达到净化的目的。

3. 凝聚与沉淀：活性污泥中的菌胶团以及常见的产碱杆菌属、假单胞菌属、无色杆菌属、黄杆菌属等，它们在一定条件下都具有凝聚性能，可形成大块菌胶团。凝聚的原因主要是菌体内积累的聚 β -羟基丁酸释放到液相，促使细菌之间相互凝聚，结成绒粒；原生动物摄食过程释放的粘性物质促使凝聚；在不同条件下，细菌内部能量变化，在外界营养不充分情况下，细菌内部能量降低，表面电荷减少，细菌颗粒间的结合力大于排斥力，形成绒粒。而营养物充足时，细菌内部能量大，表面电荷增大，形成的绒粒重新分散。

沉淀是混合液内固相活性污泥颗粒同废水分离的过程。除了重力沉降外，也可用气浮法分离。固-液分离的好坏，直接影响到出水水质。衡量活性污泥法处理效率，同其他生物处理方法一样，应包括二次沉淀的效率。

（二）活性污泥法的流程

活性污泥法类型很多，但其基本流程是一样的，一般由预处理装置、曝气池、二次沉淀池三个部分组成。如图17—1所示。

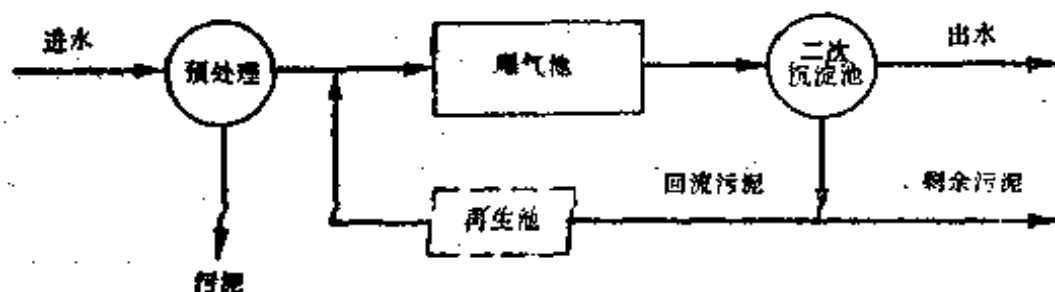


图17—1 活性污泥法的基本流程

(1) 预处理装置：包括沉砂池、一次沉淀池、除油池、均化调节池等。有时，仅只有一次沉淀池及均化调节池作为预处理装置。

(2) 曝气池：系活性污泥法的主要装置，有机污染物经过曝气处理后达到净化。

(3) 二次沉淀池：供水、泥分离用。一部分活性污泥返回曝气池，多余活性污泥排入污泥处理系统。

根据进料、供氧和运行方式的不同，活性污泥法可以有不同的分类。

如果从废水、回流污泥进入方式和曝气池内混合液的混合流动方式考虑，活性污泥法可分为完全混合式和推流式。

1. 完全混合式：简称全混式。废水和回流污泥进入曝气池后，立即同池内原有大量混合液混合，得到均匀的混合。使有机物浓度因稀释而立即降低到最低限度。所以，对流入水质、水量、浓度等变化的缓冲能力较强，池内各点水质比较均匀，微生物的生活环境一定，可以得到有效的处理；同时，曝气池所有部分氧的利用速率一定，供入氧可以得到有效的溶解和利

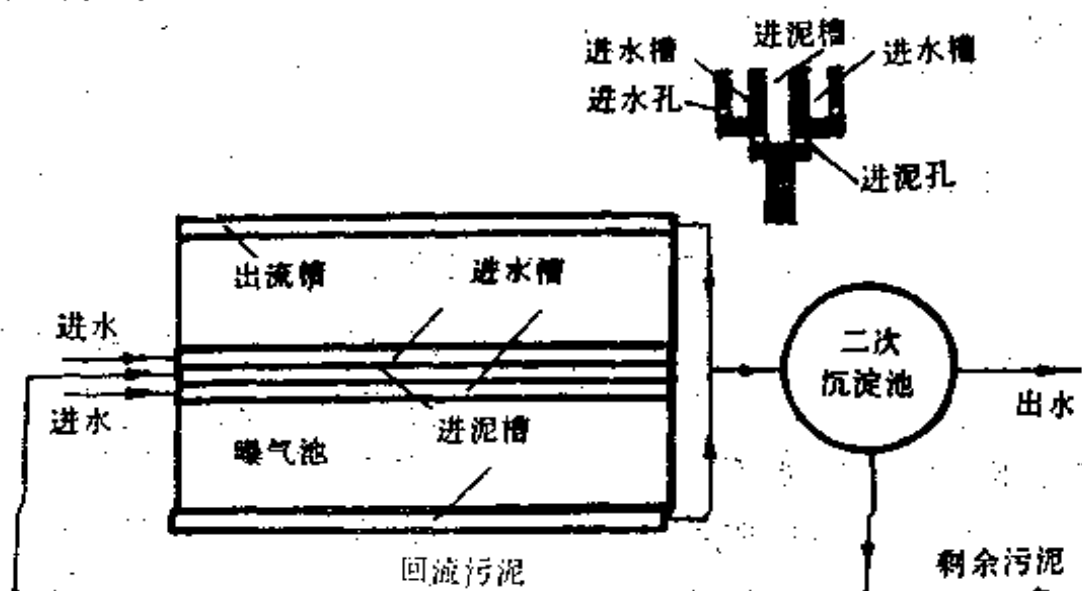


图17—2 曝气池与二次沉淀池分建形式

用。这样，就有可能把整个池子的工作状态处在良好的同一条件下进行。目前，这种系统广泛在工业上采用。完全混合式系统曝气池可与二次沉淀池分建或合建，如图17—2及图17—3所示。

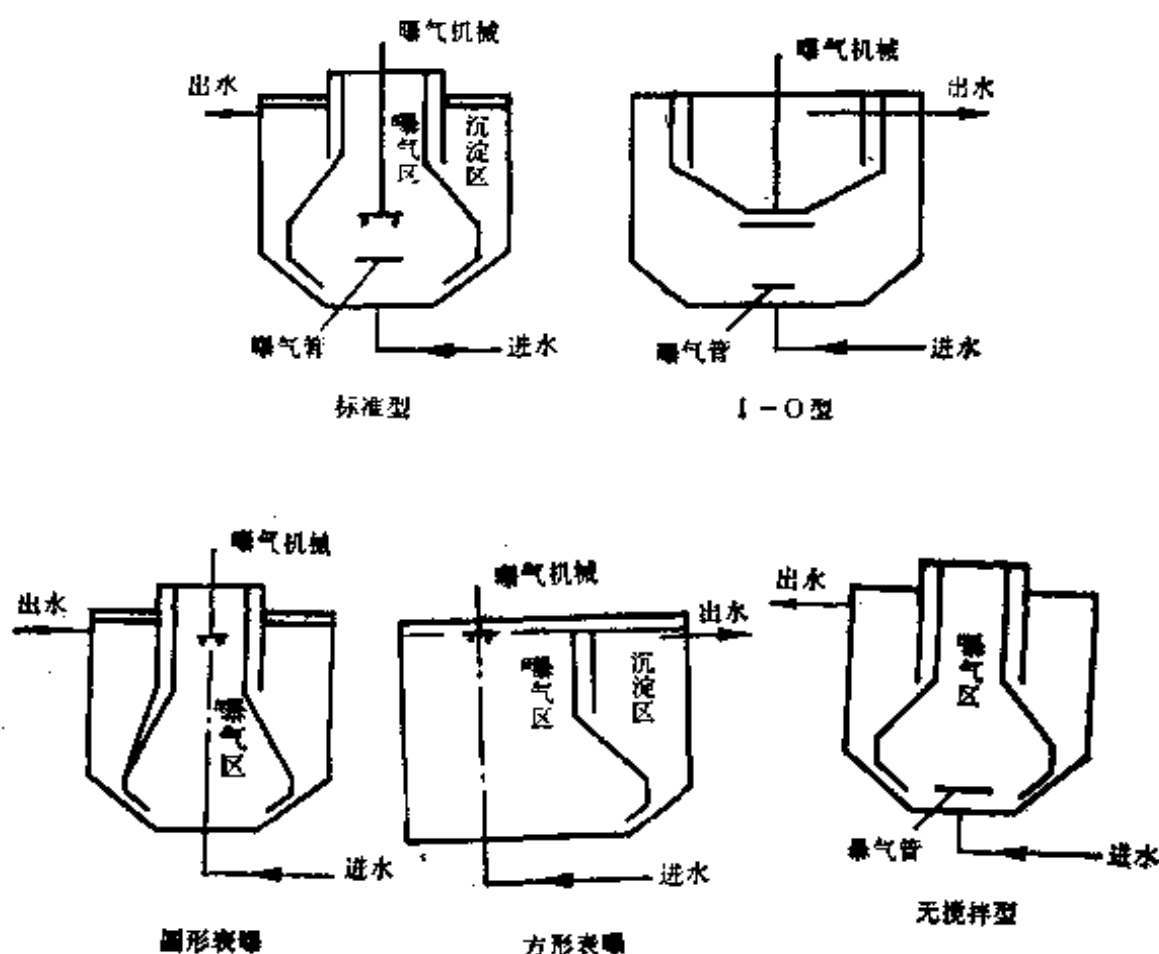


图17—3 曝气池与二次沉淀池合建形式

2. 推流式：平面上一般为狭长的矩形池，废水由一端进入，另一端流出。流体依靠进出水位差的推动力，沿池长方向推进，废水在流经曝气池过程中，由于有机营养物不断地被微生物所摄取，因而逐渐减少，甚至在池尾达到微生物内源呼吸的营养水平。氧的利用速率在废水入流端最高，出流端最低。

此外，在水质、水量、浓度等负荷稳定时不易产生短流，但当不稳定时，处理效果下降。推流式可分为平行水流式和转折水流式两种。如图17—4及图17—5所示。池中曝气装置多用鼓风式，曝气管设在池壁边，进气后形成旋流，促使池内液体混合。

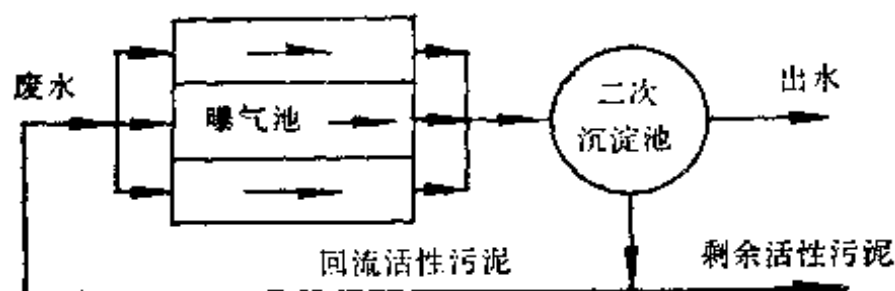


图17—4 平行水流推流式系统



图17—5 转折水流推流式系统

如果从供氧方式考虑，活性污泥法可分为鼓风曝气法、机械曝气法和联合曝气法三种，

1.鼓风曝气法：采用压缩空气（或纯氧）为氧源，通常是长方形池，散气设备装在池的一侧，这可使水流在池中翻滚前进，增加气泡和水的接触时间，散气设备有竖管、穿孔管和扩散板等数种，其中扩散板易堵塞，阻力较大。我国多用竖管和穿孔管，结构如图17—6所示。

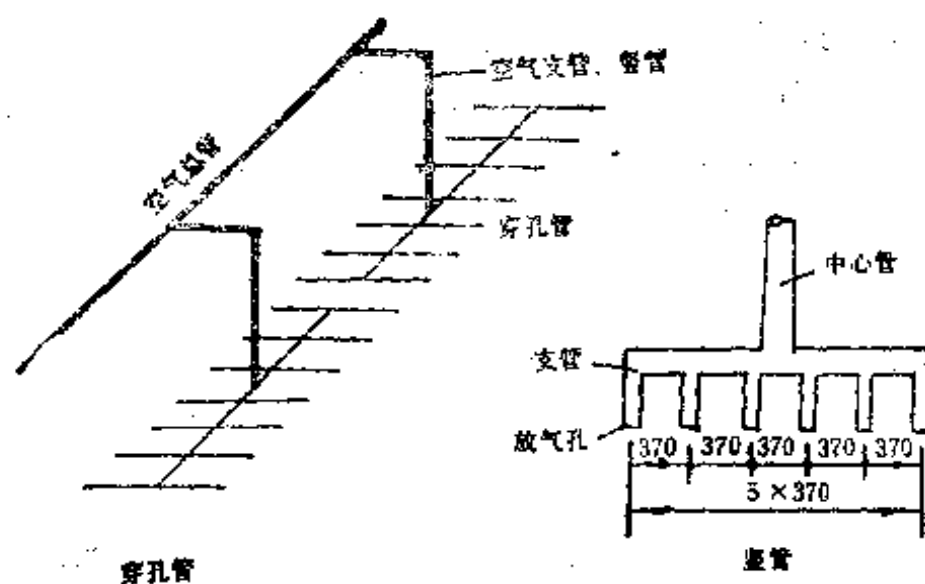


图17—6 曝气装置

2.机械曝气法：一般利用装设在曝气池内的叶轮转动，剧烈地翻动水面，使空气中的氧溶入水中，常用的叶轮有平板型、伞型和泵型，结构如图17—7所示。

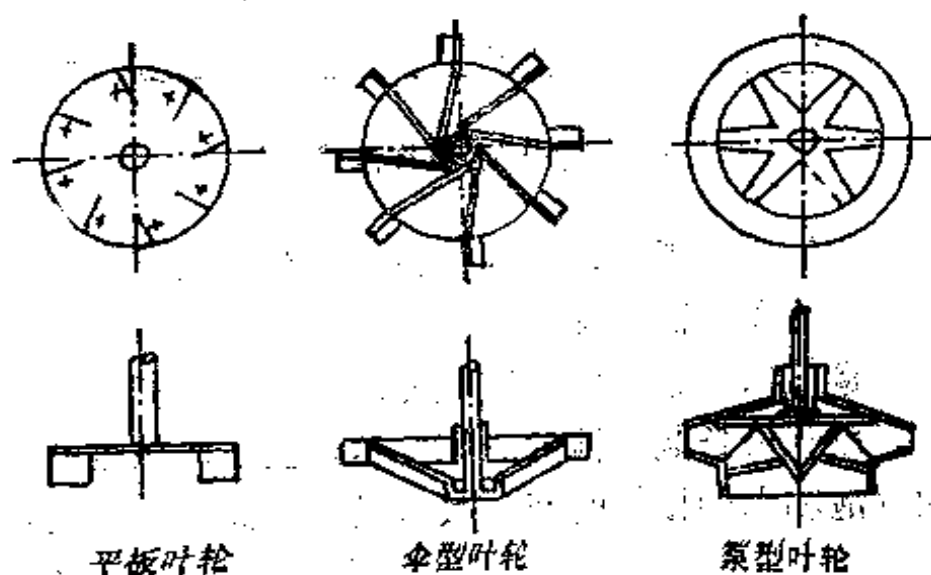


图17—7 常见的几种曝气叶轮

3.混合曝气：用鼓风机供应空气，辅以机械搅拌器打碎气泡，从而加大气-液接触面积，提高充氧效率。如果在长方形池内安装多个曝气机，废水从一端进入，经几次机械曝气，相当于几个完全混合式曝气池串联工作。如图17—8所示。

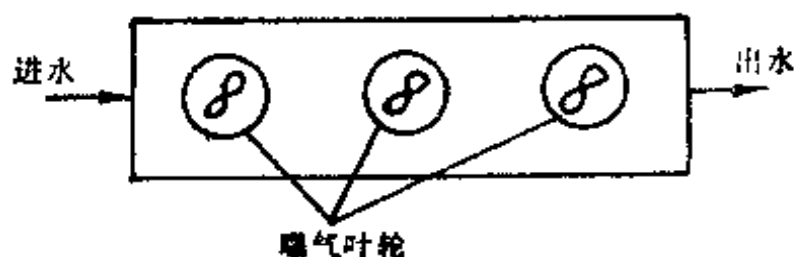


图17—8 混合推流式系统

按照活性污泥不同的运行方式，活性污泥法又可分为若干种。

1.传统曝气法：亦称普通法、标准法。活性污泥微生物在此过程中连续完成吸附和代谢过程，这种方法处理效率较高。多用推流型池、鼓风曝气或表面曝气装置。污泥负荷约 $0.2 \sim 0.4$ 公斤 BOD_5 /公斤活性污泥·日，一般在 0.3 左右。溶解氧 $1 \sim 2$ 毫克/升。曝气时间为 $4 \sim 8$ 小时，活性污泥回流率为 $15 \sim 40\%$ 。有机物浓度和需氧量沿池长逐步下降，其流程参见图17—1。

2.阶段曝气法：亦称逐步法或分散法。与传统曝气法不同在于废水沿池长分散处进入，使有机污染物分布比较均匀，克服传统曝气法进口负荷过大，供氧不足的弊端，从而使池内供氧和营养较为适应要求，提高空气利用率和装置处理能力。

3.吸附再生法：亦称生物吸附法或接触稳定法。它充分利用活性污泥的初期去除能力，把吸附和再生阶段分开，这两个阶段可以分为二池或同一池中的二个阶段。由于回流污泥单独曝气，从而使被吸附的有机物较好地氧化，并恢复活性污泥

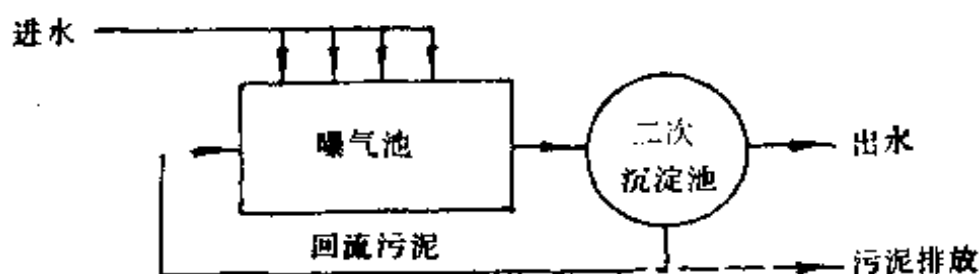


图17—9 阶段曝气法

的吸附能力，即再生。由于再生阶段大量废水不参加，总池容积可缩小，又由于回流污泥经过再生，吸附能力提高，处理效率较高。

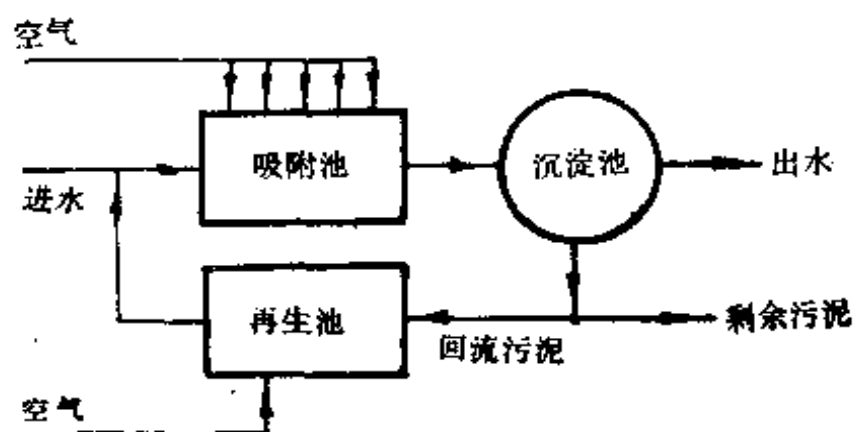


图17—10 吸附再生法

4. 渐减曝气法：这种方法是针对传统曝气法有机物浓度和需氧量沿池长减少的特点而改正的，该法沿池长逐渐减少供氧量，以达到供氧和需要的均衡和适应。

5. 加速曝气法：加速曝气池是完全混合法的一种型式，控制投配负荷及平均细胞停留时间，使系统工作点处于对数生长期后期，该法进水有机负荷较大，在较短的时间内能大量去除废水中有机物，但出水中有机物浓度也高，活性污泥絮凝性

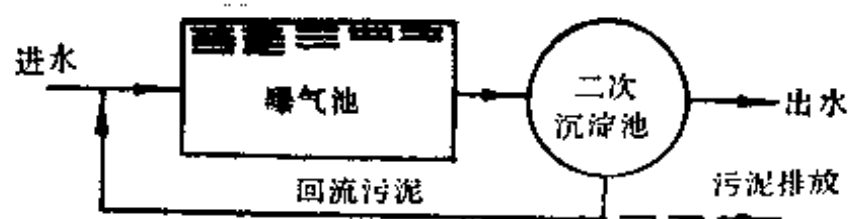


图17—11 渐减曝气法

和沉降性较差，活性污泥生长率大，剩余污泥也大。但该法池容积较小，占地也较少。根据是否与沉淀池分建和合建又可分为两种形式，见图17—2和17—3。

6.延时曝气法：亦称完全氧化法，停留时间一般需24~48小时，由于在过程中不但去除废水中的有机物，也大量氧化新合成的细胞质，在剩余污泥排放处往往无污泥排放。该法虽效率较高，但由于废水在曝气池内停留时间太长，使池容积、占地面积和耗氧量均较大。

7.短时高效曝气法：短时高效曝气法有两种，其一采用低污泥浓度，短时曝气，使微生物维持在对数生长期，以BOD的高速去除为特征，但去除效率较低，约70~80%之间；二是采用高污泥浓度、短曝气时间，使微生物维持在衰减生长期，一般去除率80~90%。

近年来有综合以上两种方法的特点，探求高污泥浓度、高负荷和短时间的高效去除法，或控制投配负荷和平均停留时间，使系统工作点处于微生物对数生长期与平衡期之间，此时，处理效果较好，活性污泥剩余量不大，污泥絮凝性和沉淀性也较好，空气用量、池容积和占地面积也适宜。

（三）曝气池池型的选择

曝气池池型选择应考虑多种因素，综合权衡。

表17—1 几种活性污泥法运行条件综合

处理方式	操 作 条 件									
	BOD 负 荷		混合液 悬浮固 体浓度 MLSS (毫克 /升)	污泥令送气量 (米 ³ /米 ³)	曝气 时间 (小时)	回流比 (%)	污 泥 指 数 (毫升/克)	BOD 去除率 (%)	剩余 污泥 生成 率 (%)	
	污泥负荷 L _s (公斤BOD / 公斤SS·日)	容积负荷 L _v (公斤BOD / 米 ³ ·日)								
传统曝气法	0.2~0.4	0.3~0.8	1500~2000	2~4	3~7	6~8	20~30	60~120	95	1~2
逐步曝气法	0.2~0.4	0.4~1.4	2000~3000	2~4	3~7	3~6	20~30	100~200	95	1~2
吸附再生法	0.2	0.3~1.4	2000~8000	4	>12	>5	50~100	50~100	90	1~2
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	0.25
加速曝气法	0.2~0.4	0.6~2.4	3000~6000	2~4	5~8	2~3	50~150	—	90	1~2

当反应速度与底质浓度无关时，推流式反应器和完全混合式反应器效率一致。事实上，底质浓度与反应速度有关，从理论上分析，推流型反应器效率要高于完全混合型。在实际选择中，由于完全混合型曝气池有助于进入废水的均化，对废水中有机污染物和毒物有一定的承受能力，因此，它更受人们的关注。为同时发挥推流式的优点，在大规模处理时，可考虑采用全混式和推流式相结合的曝气池。

在考虑曝气设备与沉淀设备的配套与联合上，根据平面面积确定可否分建与合建。分建时，将增加污泥的回流设备与管道，但曝气池工作的稳定性较好；合建时，污泥回流可自动进行，但两者之间影响较大。一般在水量大、面积大时考虑分建。水量小时，以合建为宜。

如果需氧量较大，采用一般的曝气法，首端的需氧量就难以保证，则应考虑渐减曝气、逐步曝气以及完全混合法。应选择合理的运行参数，改善池的设计和曝气设备，提高供氧量，必要时可采用纯氧曝气。

当废水中有大量表面活性物质时，一般不适采用表面机械曝气；对某些农药废水和氯代烃废水，常需采用适宜的预处理技术，以适应生化要求。

（四）曝气池的设计

以圆形合建式表面曝气池为例，介绍曝气池的计算方法，参见图17—12。

1. 曝气区的容积计算：曝气区是活性污泥法的生化反应区，其容积计算可分两类，一是以有机负荷（包括活性污泥负荷和曝气池容积负荷）为设计参数；二是以曝气时间为设计参数。

以污泥负荷为设计参数时，曝气区容积计算公式为：

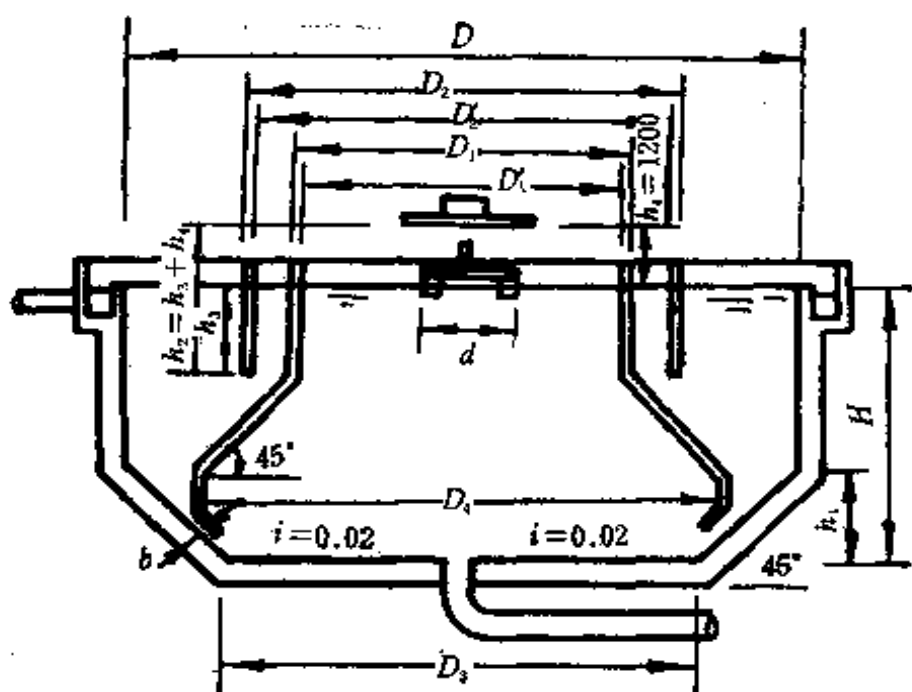


图17—12 圆形合建式表面曝气池

$$V = \frac{(L_1 - L_2)Q}{F \times N \times 1000}$$

式中 V ——曝气区有效容积，米³；
 L_1 ——曝气池进水 BOD_5 ，毫克/升；
 L_2 ——二次沉淀池出水 BOD_5 ，毫克/升；
 F ——活性污泥负荷，公斤（ BOD_5 ）/公斤污泥·日；
 Q ——废水处理量，米³/天；
 N ——混合液污泥浓度，克/升。

以曝气池容积负荷计算时，

$$V = \frac{(L_1 - L_2)Q}{f \times 1000}$$

式中 f ——曝气池容积负荷，公斤 BOD_5 /米³曝气区·日，
 以曝气时间为参数时，曝气区容积可按下式计算：

$$V = QT/24$$

式中 V ——曝气区有效容积，米³；

T ——废水曝气时间，小时。

在计算普通曝气池容积时，曝气时间常指混合液的曝气时间，这时

$$V = Q(1 + R)T/24$$

式中 R 为回流污泥与废水进料流量之比。

应当指出，目前对曝气区容积有两种理解，一是指直接进行曝气的空间，这是一种传统的理解，但计算时忽视了回流、导流及污泥区内所起的生化氧化作用；另一种理解是认为除了直接曝气空间外，导流区、沉淀区下部和回流区，凡是存在混合液的空间，都应视作起吸附氧化作用的容积。这种理解方法所计算的曝气池偏小，主要是由于在直接曝气空间以外的部位，混合液溶解氧过低，达不到直接曝气空间的浓度，从而使生化过程速度受到限制。如果采用生产运行数据或试验数据作参数时，设计上选用的曝气区的概念应与计算参数时的曝气区概念相同。

曝气区容积一般按污泥负荷或曝气时间确定，因后者计算较为简单，故广为采用。曝气区直径与池子直径之比一般为 1 : 2 ~ 3。

2. 沉淀区：它的作用是活性污泥与水的分离。其大小取决于活性污泥的性能。性能好，凝聚性强、沉淀快；反之，沉淀就慢。其次，与导流区气液分离、泥粒凝聚的效果密切相关。一般按沉淀区上升流速的 0.3 左右和沉淀时间 1.5 ~ 2.0 小时计算。

3. 回流窗口：它的作用是控制回流量大小。在操作中，遇到导流区外壁处小气泡上升，沉淀区翻动，出现浑浊现象，这说明回流量过大，必须关小窗口，以使运行正常。窗口折流速度

建议采用100毫米/秒。窗口的堰口总长与曝气筒周长之比建议为1:2.5~3.5之间,窗口数可采用6~18个窗口由下往上调节,下堰口设在水面下150毫米左右,上堰口不小于250毫米。

4. 污泥回流缝:回流缝大小与设备正常运行关系十分密切。缝隙大了,沉淀区受到曝气叶轮激烈搅动。严重者会出现污泥蘑菇状,同时大量小气泡窜出,气泡上升,污泥随水流失,造成污泥浓度下降。当污泥性能差时,气泡上浮几小时后,表面便形成一薄泥层,覆盖池面而流失。反之,缝隙小了,回流不畅,污泥聚积底部。时间长了,缺氧厌气,大块污泥上浮,影响出水水质。轻者处理效果降低,重者被迫停止运转。一般按经验估计为150~200毫米,缝隙处流速可采用15毫米/秒。

5. 顺流板:它设在缝隙处的内侧,使内循环液导流,防止混合液窜出。顺流板的直径设计得不合理,会导致积泥和窜气现象。顺流板直径 D_4 应大于池底锥体直径 D_3 (参见图17—12)。

6. 排泥斗:表面曝气池由于活性污泥易腐败,厌气上浮及有机污泥短时不易浓缩,故不设排泥斗。另一方面,由于表面曝气器的搅拌提升作用,污泥基本上处于悬浮状态,所以,在污泥层处任何位置都可设排泥管。

此外,为了保证池内有良好的水力状态,还要求曝气区竖壁高度大于导流区高度;全池直径不宜大于20米。曝气机的安装与操作平台应高出池内水面1米,池应有 $i=0.02$ 的坡度,坡向放空管口,出水槽顶部应高出池水水面30~50厘米,出水槽应设有齿形出水堰。

第二节 生物膜法

生物膜由好氧性微生物及其吸附,截留的有机物和无机物

所组成的粘膜，主要由细菌的菌胶团和大量真菌菌丝所组成，其表面还栖息着很多原生动物。生物膜具有生物化学活性。

图17—13表示生物膜净化废水过程的原理。

由于生物膜具有很大的表面积，能大量吸附水中多种状态的有机污染物，使其表面附着一层薄薄的水层，这层水膜称为

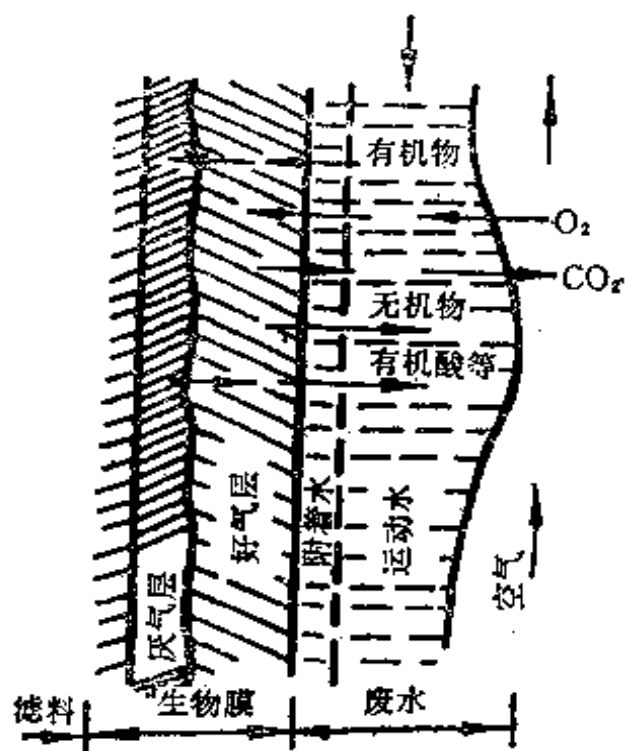


图17—13 生物膜对废水的净化作用

附着水层。这层水中的有机物大多已被生物膜所氧化，其有机物浓度比流动水层低得多。当流动水层与附着水层相接触时，实现了浓差扩散，流动水层中有机污染物传递给附着层，并进一步被生物膜所吸附，同时空气中的氧也通过废水而进入生物膜。生物膜上的微生物在氧参与下对有机物代谢，结果产生二氧化碳和水。它们又从相反方向经过附着水层传递给流动水层，从而使流动水层在流动过程中逐步得到净化。

随着微生物的不断繁殖增长，以及废水中悬浮物和微生物的不断沉积，使生物膜的厚度不断增加，导致氧扩散不良。且废水中有机物浓度较大时，空气中氧往往被表层生物膜所消耗，使膜的深处转变为厌氧状态，形成所谓厌氧生物膜，厌氧代谢产生有机酸、硫化氢和氨等，经过好氧膜排出膜外，当厌

氧性膜还不厚时，好氧性膜仍然能保持净化功能，但当厌氧性膜过厚，代谢产物过多，两种膜间失去平衡，好氧性膜上的生态系遭到破坏，生物膜呈老化状态，自然脱落，随水流进入二次沉淀池。老化的生物膜脱落后，再行开始繁殖新的生物膜，从吸附到脱落完成生物膜的一个生长周期。

生物膜成熟后初期，微生物代谢旺盛，净化功能最好，当膜内出现厌氧状态时，处理效果即行下降，当生物膜脱落时，降解效果最差。

微生物代谢速度取决于有机物浓度和溶解氧量，在一般情况下，氧较为充足，代谢速度主要决定于有机物浓度。

生物膜法包括生物滤池、生物转盘和接触氧化等。

目前生物膜法主要为好氧形式，但也可建成厌氧形式。生物膜法反应设备类型较多，分类于图17—14。

分类	填充式		浸渍式	
	滤池	转盘	淹没滤池和接触氧化滤池	流化床
构造型式				

图17—14 生物膜法的分类

(一) 生物滤池

生物滤池法的基本流程由一次沉淀池，生物滤池和二次沉淀池组合而成。一次沉淀池设置与否视进水水质而定。当废水中悬浮固体物含量较多时，应设置一次沉淀池，用以去除大部

分悬浮固体和降低进入生物滤池的 BOD, 以免堵塞滤床, 减轻滤池有机负荷。二次沉淀池用于截留处理水中的残留滤膜, 以免污染水体。

生物滤池基本上由滤床、排水系统和布水器等部分组成, 如图17—15所示。

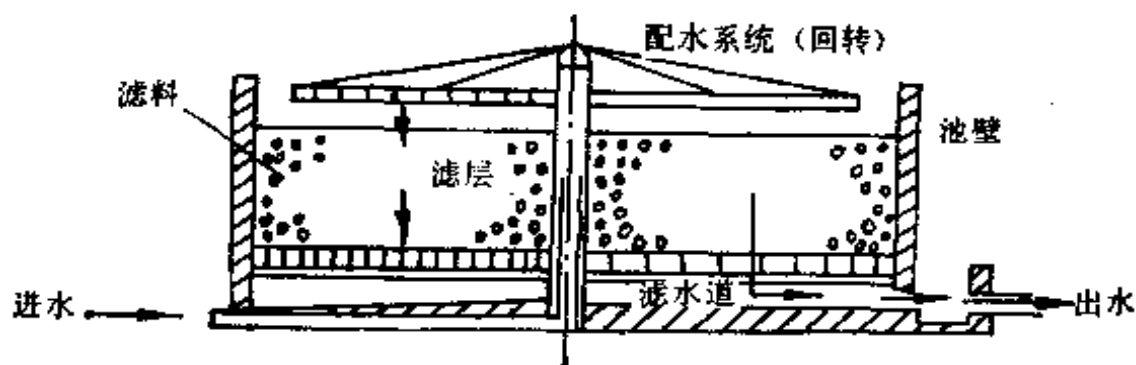


图17—15 生物滤池

滤床由滤料组成, 对滤料的基本要求是具有耐久性、表面粗糙、颗粒完整、均匀, 同时还要求有较大的表面积和孔隙率。生物滤池底部的排水系统除了排除处理后的废水之外, 还有支承滤料及保证滤池通风的作用。排水系统包括渗水装置、集水沟及排水渠。生物滤池的布水系统很重要, 只有在滤池表面上均匀地分布有机废水, 才能充分发挥每一部分滤料的作用, 提高滤池的工作效率。

塔式滤池是生物滤池的一种。一般直径与高度之比为 $1:6 \sim 8$, 滤料高度为 $8 \sim 25$ 米。由塔身、滤料、布水器构成, 构造简单、没有复杂的机械。可采用自然通风或机械通风。占地面积较小, 当塔径一定时, 要增加处理量, 可增加塔高。水力负荷达 $60 \sim 150 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{日}$, 远比普通生物滤池 ($1 \sim 5 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{日}$) 和高负荷生物滤池 ($9 \sim 40 \text{ 米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{日}$) 大。运行时, 应注意滤膜不要超过 $3 \sim 4$ 毫米, 否则会产生堵塞。总的说

来,管理还较方便。塔式滤池可承受的浓度较大,如对丙烯腈废水,承受浓度可达300~500毫克/升,冲击负荷可达1000毫克/升,这是其他类型废水处理装置很少能承受的。

但当水力负荷和有机负荷不适应,滤料孔径较小时,容易产生堵塞现象,废水在塔内停留时间短,处理不够完全。对油、悬浮物等预处理要求较高。

塔式滤池有圆形,也有方形。直径一般为1~3.5米,其构造如图17—16所示。

塔身可用塑料、钢板或其他建筑材料,如钢筋混凝土、砖等制作,其厚度应根据滤料、生物膜附着水等重量要求的结构强度计算决定。

滤料是塔式滤池的主要部分,滤料表面积大,微生物就繁殖越多,因此滤料选择很重要。选择的原则是材料易得,加工容易,有足够强度,但本身质量较轻;单位体积滤料面积和孔隙率要大,但也要适当;耐废水、空气、微生物的侵蚀,不含影

响微生物的杂质;价格便宜。常用滤料有纸质蜂窝滤料和塑料斜交波纹板。纸质蜂窝滤料表面积大,结构均匀,有利空气分布,且比较轻,垂直的蜂窝有利剥落下来的生物膜的排泄,但容易造成短路,注意布水均匀。斜交波纹板表面积较纸质蜂窝小,板上波纹做成45°斜交角不太适宜,影响布水性能。造成

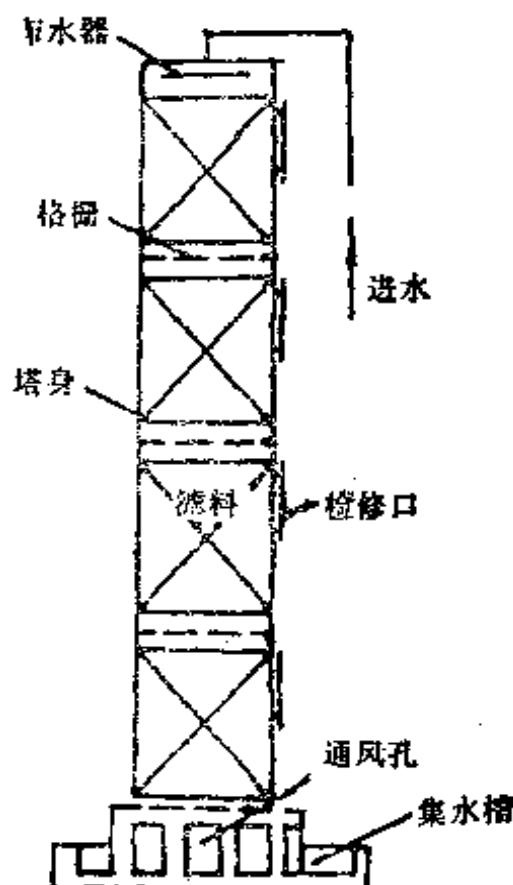


图17—16 塔式滤池构造示意图

短路时，交角处被冲刷下来的生物膜聚集，形成严重堵塞，表面积利用率下降，通风不良，容易形成厌气。此外，炉渣、焦炭和陶料也可用作滤料，虽表面积较大，来源方便，价格便宜，但孔隙较小，容易堵塞，且较重。

布水器的任务是均匀地把废水分布到滤床表面，使之下渗，提高工作效率。目前采用的有旋转式和喷淋式布水器。旋转式布水器布水均匀，适用于圆形池。

普通生物滤池和塔式生物滤池的设计方法基本相同，主要计算内容如下：

1. 滤料体积的计算：生物滤池滤料的体积计算，采用有机负荷作设计参数时，可应用下式计算：

$$V = \frac{(L_1 - L_2)Q}{N}$$

式中 V ——滤料体积，米³，

L_1 ——进水 BOD_5 浓度，毫克/升，

L_2 ——出水 BOD_5 浓度，毫克/升。计算时常取 $L_2 = 0$ ；

N ——滤池有机负荷，克 BOD_5 /米³·日，对于工业废水可由试验或参照同类设备确定。对于生活污水，在无资料时可参考下表所列数据：

年 均 气 温 (°C)	有 机 负 荷 (克 BOD_5 /米 ³ 滤料·日)
3 ~ 6	100
6.1 ~ 10	170
10 以上	200

Q ——设计流量，米³/日。一般采用平均流量，当流量小或变化大时，可取最大值。当系统采用出水回

流时， R 为回流比，进水底质浓度 L_1 应为 $L_s = \frac{L_1 + RL_2}{1 + R}$ ，设计流量应为 $Q(1 + R)$ 。

2.有效面积、深度与直径的计算：当初定滤池深度后，由下式计算滤池的有效面积：

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

式中 A ——生物滤池的有效面积，米²；

H ——生物滤池的深度，米。可参考试验或同类设备数据，一般高度可采用2米。

当已知滤池有效容积后，就可确定滤池的个数与直径，在初定个数后，滤池直径为：

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

式中 D ——滤池的直径，米；

A_1 ——每个滤池的有效面积，米²。其值为滤池的总有效面积除以滤池的个数。

对于塔式滤池，其高度可由下式计算：

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

式中 H ——滤池高度，米；

A ——滤料面积，米²；

V ——滤料体积，米³。

塔径 D （一般为1~3.5米）和塔高 H 之比值通常为1:6~1:8，由此可确定塔径和个数。

3.水力负荷的计算：以上公式是根据有机负荷算出滤池的工艺尺寸，还要用水力负荷加以校核，水力负荷要与有机负荷

相适应，若两者相差较大时，应分析原因予以调整。计算的水力负荷大于设计采用的水力负荷，应适当减小池的深度，以防水力负荷太大；计算的水力负荷小于设计采用的水力负荷时，可适当加大滤池的深度，或者采用回流和二级滤池，以满足必要的水力负荷，维持滤池的正常工作，保证一定的出水水质。

因此，有必要进行水力负荷计算。用水力负荷进行核算的公式为：

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

式中 q_H ——计算的水力负荷，米³/米³·日。

要求 $q_H \approx q$ 。 q 为设计采用的水力负荷。

4. 空气量的计算：由于塔式滤池依靠足够的进风来供氧，氧化有机物所需空气量可采用下式计算：

$$W = \frac{L_1 - L_2}{\frac{sn}{100} \times 209.9} = \frac{L_1 - L_2}{sn \times 2.099}$$

式中 W ——处理 1 米³废水所需空气量，米³；

S ——氧的容重，在标准大气压下为 1.429 克/升；

n ——生物滤塔氧的利用率%，生活污水可取 7~8%；

2.099——每立方米空气含氧的体积，升。

5. 旋转布水器的计算：旋转布水器是常用的布水装置。其计算主要包括确定布水器所需的水压头、转数以及出水小孔的孔径数目和间距等。

(1) 水压头 H ：布水器所需水压头 H 是用来克服布水横管的沿程损失 (h_1)、布水小孔造成的局部阻力 (h_2) 和由于流量沿布水横管自塔中心向塔壁延伸方向逐步减少造成的流速恢复水压头 (h_3)，故水压头应为：

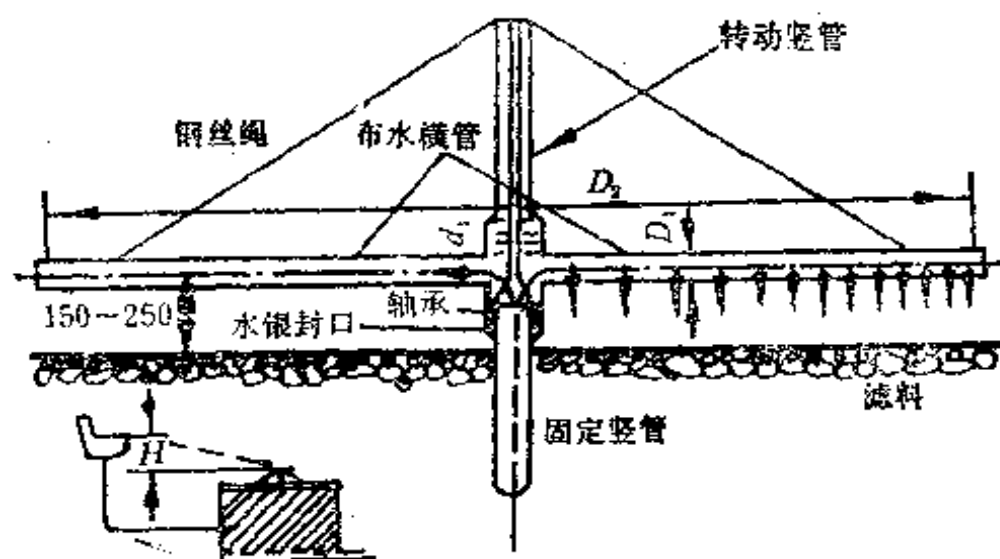


图17-17 旋转布水器示意图

$$H = h_1 + h_2 + h_3$$

根据水力学基本公式，这一水压头可用下式计算：

$$H = q_0^2 \left(\frac{294D_2}{K^2 \times 10^3} + \frac{256 \times 10^6}{d^4 m^2} + \frac{81 \times 10^6}{D_1^4} \right)$$

式中 q_0 ——每根布水横管的污水计算流量，升/秒；

d ——布水孔洞直径，毫米；

m ——每根布水横管上的孔洞数；

D_1 ——布水横管的直径，毫米；

D_2 ——旋转布水器直径，取 $D=200$ 毫米；

K ——流量模数，升/秒，与管材及管径有关，其值如下表：

D_1	50	63	75	100	125	150	175	200	250
K	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	560
K^2	36	132	361	1839	6500	18000	43680	90000	311000

(2) 孔洞数 m : 布水横管上的孔洞数, 按下列公式计算:

$$m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{4d}{D_2}\right)^2}$$

任何一小孔距生物滤池中心的距离为:

$$l = R' \sqrt{\frac{i}{m}}$$

式中 l ——小孔距生物滤池中心的距离, 米;

R' ——布水器的半径, 米;

i ——以池中心计算, 在布水横管上孔洞的排列顺序。

(3) 旋转周数 n : 布水器在工作水压头 h_0 的作用下, 不断依靠反作用力方向旋转, 旋转周数为:

$$n = \frac{34.78 \times 10^6}{m d^2 D_2} q$$

式中 n ——旋转周数;

q ——布水器的设计流量, 升/秒。

(二) 生物转盘

生物转盘是在生物滤池基础上发展起来的一种新型、高效的废水处理装置, 具有结构简单、耗电较少、占地不大、对水质水量过荷冲击适应性较强和不易堵塞等优点。正在逐步得到广泛的应用。

生物转盘是由许多轻质、多孔的塑料圆盘组成, 盘片按一定距离排列并固定在一根横轴上, 籍电动机驱动使之缓缓地旋

转，盘片40~50%浸没于废水槽中，其余敞露于大气中。在运转过程中，废水与生物膜接触较均匀。

挂膜后的盘片表面生长着一层生物膜。废水连续不断地进入处理槽，当盘片浸没于废水中时，完成对废水中有机污染物的吸附，当盘片因旋转离开废水时，盘片表面形成一层薄薄的水膜，水膜从空气中吸氧，同时在酶的作用下使被吸附的有机物氧化。这样，盘片每转动一圈，即完成一个吸附—吸氧—氧化的分解过程。按此过程连续进行，使废水中有机污染物达到净化的目的。同时，由于盘片的不断转动，槽中废水的溶解氧不断增加，因此，废水中还可利用水中溶解氧使有机物自行分解。

由于微生物的代谢作用，新的生物膜不断生长，衰老的生物膜从盘片上脱落后，随出水至沉淀池。经澄清后排出，废水的流量可按最佳水力负荷和有机负荷确定。

生物转盘净化废水时，供氧和需氧必须平衡，供氧不足，会使废水净化效率下降；供氧过多，不仅使动力消耗增高，而且会使微生物自身氧化而解体，也不利于废水的净化。

生物转盘装置的工艺设计，以及设计参数的确定，尚需进一步研究，在一般情况下，盘片直径2~3米，最大4米。直径的确定受材料、运输等因素限制；盘片的厚度视材料强度而定，如硬聚氯乙烯板为3~5毫米，泡沫塑料板应厚些，一般为10毫米；盘片间距视生物膜厚度而定，一般膜厚2~5毫米，间距为15~20毫米。对于培养藻类的生物膜，因需阳光照射，间距可适当增大，第一级转盘的进水一侧，因生物膜较厚，间距也可适当增大。废水处理槽的直径常比圆盘直径大15~30毫米。

目前，常根据废水水质和处理程度来确定盘片面积、直

径、片数、氧化槽容积和停留时间等。

1. 转盘面积：国内大都按设计负荷为主要参数。如废水中含悬浮性 BOD 值较高时，可采用有机负荷为设计参数；如处理单一有毒物质时，可以用毒物负荷。有机负荷、毒物负荷、水力负荷来源于实验数据和同类装置的实测值。

如按有机负荷计算

$$F = \frac{Q(L_1 - L_2)}{L_r}$$

式中 F ——转盘总面积，米²；

Q ——设计废水流量，米³/日；

L_1 ——进水 BOD₅ 浓度，毫克/升；

L_2 ——出水 BOD₅ 浓度，毫克/升；

L_r ——每平方米盘片上，每天能除去的 BOD 量，克/米²·日，如生活污水可取 8~20 克/米²·日。

盘片面积也可按单位面积盘片所承受的有机物量，即有机负荷来计算。

$$F = \frac{QL_1}{N_1}$$

式中 N_1 ——每平方米盘片上，每天能承受的 BOD 量，克/米²·日。

上述两式前者以面积负荷计算，后者以有机负荷计算。式中 N_1 与 L_r 的关系如下：

当 $N_1 < 30$ 克/米²·日时，

$$L_r = 1.146 N_1^{0.8043}$$

当 $N_1 = 30 \sim 80$ 克/米²·日时，

$$L_r = 5.37 N_1^{0.446}$$

工程上常采用 BOD 面积负荷计算法。

所计算面积应乘以一安全系统，其值可取1.1~1.2。

2. 转盘片数：盘片数可按下式计算：

$$M = \frac{F}{\frac{\pi D^2}{4} \times 2} = 0.637 \frac{F}{D}$$

式中 M ——转盘总片数，片；

D ——转盘直径，米。

3. 氧化槽有效长度：氧化槽有效长度即转轴长度。转盘不宜过长，否则不便加工，同时容易变形。转轴可采用实心钢轴，也可采用无缝钢管。盘片固定在转轴上。转轴长度：

$$L = m(b + t)k$$

式中 L ——氧化槽长度，米；

m ——每根转轴盘片数，若采用单轴，则 $m = M$ ；

b ——转盘片净距，常为20~30毫米；

t ——盘片厚度，按盘片材料定，一般为1~10毫米；

k ——考虑循环沟道的系数，取1.2。

4. 氧化槽的容积：氧化槽一般做成半圆形，盘片与氧化槽之间有一定距离，过大产生短路和污泥沉积，氧化槽内液面在转轴以下150毫米，底部可以是锥形或梯形。材料可以是钢板焊接或钢筋混凝土浇注。氧化槽容积为

$$V = K(D + 2\delta)^2 L$$

其净容积为

$$V' = K(D + 2\delta)^2 \cdot (L - mt)$$

式中 V ——氧化槽容积，米³；

V' ——氧化槽净容积，米³；

K ——系数，由转盘轴线与水面距离 h 和盘片直径 D 相对大小决定

$h/D=0.1$ 时, 系数 K 取0.294

$h/D=0.6$ 时, 系数 K 取0.335

h ——转盘中心轴与槽内污水面的距离;

δ ——盘片边缘与氧化槽内壁之净距, 一般取 $\delta=10\sim 20$ 毫米。

5. 停留时间校核: 废水在氧化槽内的停留时间

$$T = \frac{V'}{\frac{Q}{24}} = 24 \frac{V'}{Q}$$

式中 T ——废水在氧化槽内停留时间, 小时。

当校核结果停留时间不够时, 则可增大盘片间距或增加片数, 改变氧化槽尺寸, 以满足停留时间的要求。

6. 驱动装置及旋转速度: 驱动装置包括动力设备和减速装置。由于转盘质轻又半浸没于水中, 所以动力消耗较小, 当采用多级多轴转盘时, 一般都采用一个驱动装置通过传动装置带动, 缺点是不能调整各级转盘的转速。

转盘的旋转速度当圆盘直径为 $2\sim 3$ 米时, 一般在 $0.8\sim 3$ 转/分。适当提高转盘转速可以加剧液体的搅动, 使生物膜与废水充分接触, 有利于提高处理效果。同时, 也能增加氧化槽混合液中溶解氧的含量。但转速过高, 会使正常的生物膜剥离, 又增加电耗。对于生活污水, 认为转盘的线速应小于 20 米/分。旋转速度也不宜过低, 尤其是氧化槽单位容积负荷过大时, 流入废水会在槽内发生短路, 降低了处理效果。

勃别尔 (Popel) 提出了达到混合均匀的转盘最小转数 n 的计算公式:

$$n_{\text{最小}} = \frac{6.37}{D} \times \left(0.9 - \frac{1}{A} \right)$$

式中 $n_{\text{最小}}$ ——转盘最小转数，转/分；

A ——氧化槽水力负荷，米³/米³·时。

7. 功率计算：生物转盘驱动功率计算，目前尚无确切的公式可循。清华大学在国内许多生物转盘装置做了电机输出功率的实测工作，并根据轴功率与扭矩之间关系计算出转盘的扭矩，推荐一个计算生物转盘功率的公式，适用于一台电机带动的转盘片不大于200片和转轴直径小于5厘米的情况：

$$N_{\text{电}} = \frac{R^4 n^2 m a c}{5.5 \times 10^{11} b} \times 2.5$$
$$= \frac{3.85 R^4 n^2 m a c}{10^{10} b}$$

式中 $N_{\text{电}}$ ——电机的轴功率，千瓦；

R ——转盘的半径，厘米；

n ——转盘的转速，转/分；

m ——一根转轴上转盘片数，片；

a ——带动轴根数；

c ——根据膜厚确定的系统；

b ——盘片间距，厘米；

2.5——安全系数（根据公式与实测比较，误差在 $\pm 30\%$ 以内，从安全考虑乘以2.5作为选用电机的轴功率。

膜厚与系数 C 的关系如下：

膜厚（毫米）	系数 C
0 ~ 1	2
1 ~ 2	3
2 ~ 3	4

8. 转盘的分级与进水方式：生物转盘的布置形式可分为单

轴单级、单轴多级和多轴多级等，如图17—18所示。

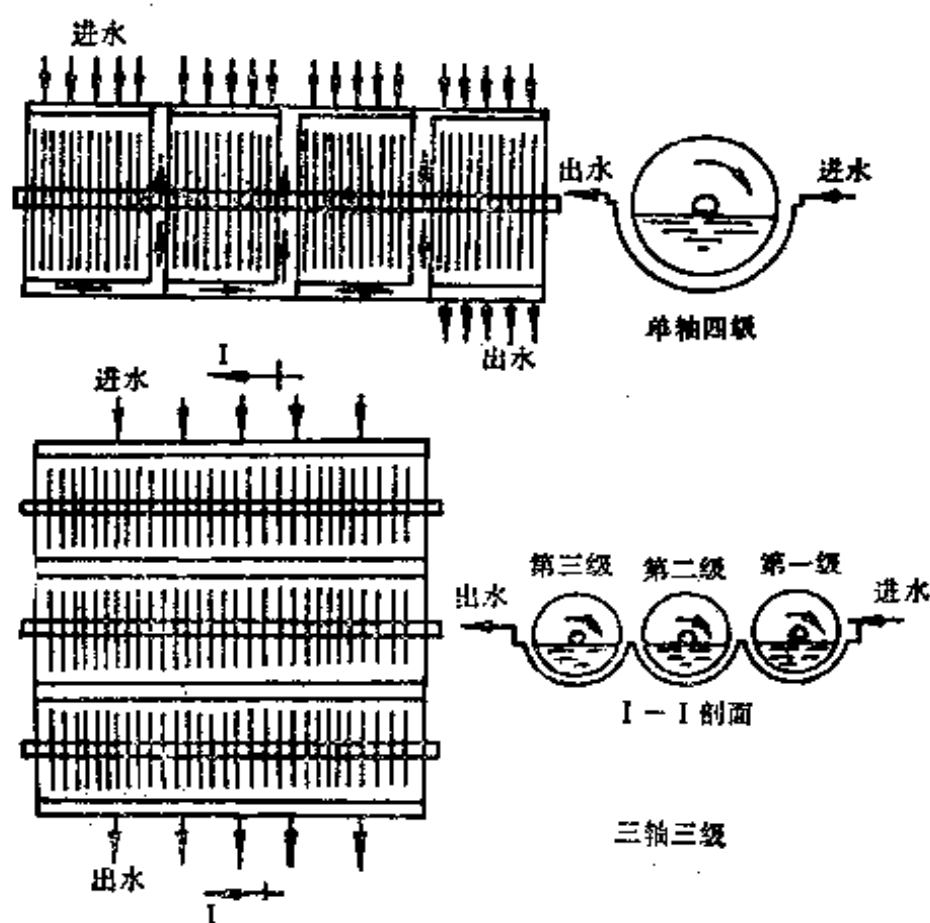


图17—18 生物转盘的布置形式

转盘分级布置可以改进废水在氧化槽的逗留时间的分配，防止短路，从而提高效果。级数的选择主要根据废水水质及处理要求。在一定的水力负荷下，将所需转盘分级时，还可逐级减少盘片数和提高总的去除效率。对高浓度工业废水，分级更为重要，因为在必要时，便于设置中间沉淀池，以便及时排走过量的生物膜。

进水方式一般有三种，根据转盘旋转方向一般分为同向和逆向，进水方向可垂直于盘片，也可平行于转轴。第一种方式，污水在氧化槽中混合较均匀，水头损失极少，但剥落微生物

膜不易随水流出；第二种方式虽然废水混合较差，水头损失稍大，但池中剥落物易顺利流出；第三种进水方式可起一轴多级效果，缺点是生物膜在前段生长较厚使轴所受负荷不均匀，应在设计中考虑轴的应力负荷和合理供氧问题。进水方式主要取决于水质，当处理含挥发性物质废水时，也可采用底部分散进水，以改善劳动条件。

（三）接触氧化法

接触氧化法又称浸没式曝气滤池，也称固定式活性污泥法。它是在生物滤池基础上，从接触曝气法改良演化而来的。它兼有生物膜法和活性污泥法的特点，但起主要作用的是生物膜。

接触氧化池即在一曝气池中装有填料，填料通常采用塑料蜂窝、焦碳或砾石。填料浸没于水中，用鼓风机在填料底部充氧。活性污泥附着在填料表面，不随水流动，因此也不需要象活性污泥法那样回流。附着在填料表面的过量生物膜定期冲洗随水排出，在二次沉淀池中截留。图17—19为接触氧化装置。

接触氧化池中充满着填料，有较大的表面积，池内生物膜浓度比曝气池中活性污泥的浓度要高得多。由于在填料下进行曝气，空气泡通过填料空间的作用，加速了生物膜的脱落更新，从而使生物膜保持较高的活性，又不致因生物膜过厚而堵塞。与此同时，空气泡在填料层中的曲折行径也增加了氧的利用率，进而降低电耗。

接触氧化法通常采用逆流接触流程，由于气、液相对运动，气泡被水剪碎，相应地增大了与生物膜的接触面积，从而提高了处理效果，采用全池底均匀布气，在保证一定的曝气强度下，一般不易堵塞。

总之，生物接触氧化法具有处理时间短，体积小、净化效

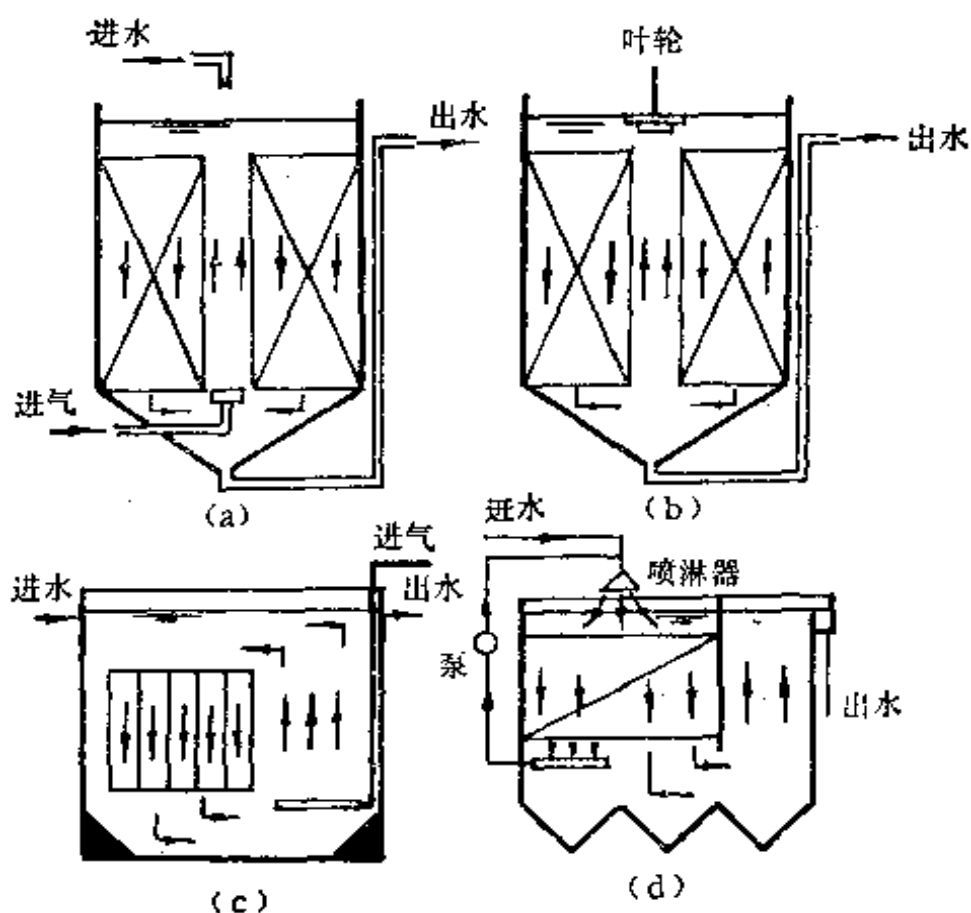


图17-19 几种形式的接触氧化池

率高、出水水质较好、氧利用率较高，空气用量少、耗电低、污泥不回流也不膨胀等优点。主要原因是污泥龄较低，生物活性高；传质条件好、充氧效率高；生物膜浓度较高和有丝状菌存在。

国外接触氧化法多用于城市污水三级处理，除氮等。国内处于试验阶段，在城市污水、铁路洗货废水、印染废水和医院废水等方面，作了不少试验，取得了成果。

第三节 厌氧生物处理

当废水中 BOD_5 浓度达 10000ppm 左右或更高时，宜采

用厌氧处理。

厌氧处理的最终产物与好氧处理不同，厌氧过程反应速率较缓慢，出水氨氮含量较高并有臭味。厌氧过程产生大量沼气，富有利用价值。

厌氧处理的基本流程如图17—20所示。它包括均衡、消化设备、沉淀设备、气体贮存与加压设备。主要部分是厌氧消化池。

厌氧消化池是一个密闭的容器，它完全隔绝空气，内部处于厌氧状态。物料经均化后自贮槽进入消化池，与池内含有大量甲烷微生物的成熟污泥混合，经一段时间的消化，有机物获得降解。泥水混合后一并流入沉淀池进行分离，沉淀污泥进入另一污泥处理装置，一般情况下，不设污泥回流。由于甲烷发酵所产生的沼气自消化池顶部集气罩收集并送到沼气贮存罐里，一部分可供综合利用，也可以将一部分沼气返回消化池作搅拌物料用。

沼气贮槽除了能调节产气和用气的平衡外，还可以平衡消化池内的压力，防止消化池出料时，池内形成负压吸入空气，破坏厌氧环境。

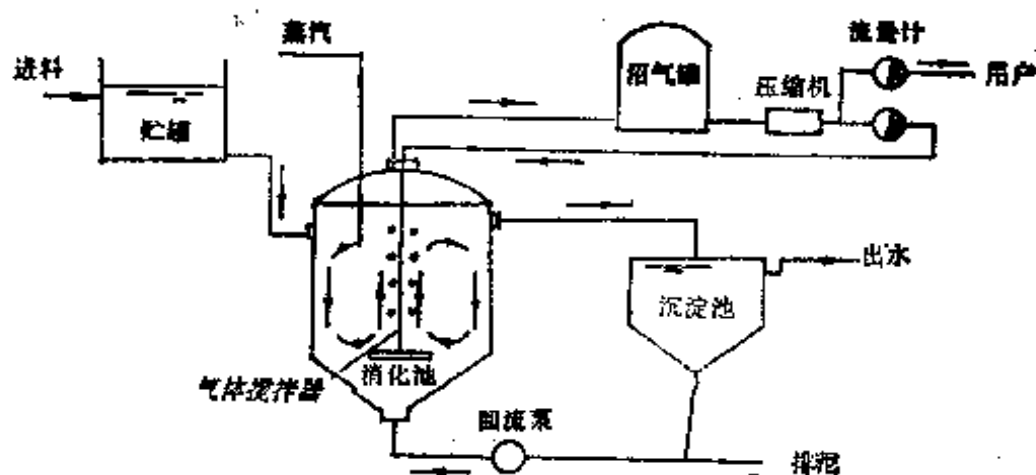


图17—20 厌氧处理流程

消化池的设计包括容积计算、尺寸计算、搅拌计算、热力计算等。

1. 消化池容积计算：消化池的容积可按物料投配率计算：

$$W = \frac{W_1}{P} \times 100$$

式中 W ——消化池的有效容积，米³；

W_1 ——待消化的物料量，米³/日；

P ——物料投配率，%，视具体水质而定。

如果采用水力负荷、有机负荷或容积负荷也可以很方便地求出消化池的有效容积。

根据投配率和负荷计算池容积，需要相同类型装置的生产运行数据和有关设计规范。

2. 消化池的尺寸计算：消化池的计算图示于图17—21。

池顶截圆锥部分高度：

$$h_1 = \left(\frac{D}{2} - \frac{d_1}{2} \right) \operatorname{tg} \alpha$$

式中 h_1 ——池顶截圆锥部分高度，米；

D ——消化池直径，米。一般为6~35米。计算时可先初定后校核，校核时注意到池圆柱部分的高度应为直径的一半左右，总高度约等于直径，以保证有良好的搅拌水力条件；

d_1 ——集气罩直径，一般为2米；

α ——池顶盖倾角，一般取15~30°。

池底截圆锥部分高度：

$$h_3 = \left(\frac{D}{2} - \frac{d_2}{2} \right) \operatorname{tg} \alpha'$$

式中 h_3 ——池底截圆锥部分高度，米；

d_2 ——池底圆直径，一般取0.5~1.0米；

α' ——池底倾角，一般可取 $15\sim 30^\circ$ 。

池顶和底截圆锥体积为：

$$V_1 = \frac{1}{3} \pi h_1 (R^2 + Rr_1 + r_1^2)$$

$$V_3 = \frac{1}{3} \pi h_3 (R^2 + Rr_2 + r_2^2)$$

式中 V_1 、 V_3 ——分别为池顶和池底截圆锥体积，米³；

r_1 、 r_2 ——分别为集气罩半径和池底圆半径，米；

R ——池半径，米。

池圆柱部分体积按需要的消化池容积 V 计算：

$$V_2 = V - V_1 - V_3$$

圆柱部分高度：

$$h_2 = \frac{4V}{\pi D^2}$$

池总高度：

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

式中 H ——消化池总高度，米；

h_4 ——集气罩高度，米，一般取1米。

3. 搅拌计算：介绍水力提升器、螺旋桨机械搅拌和气体搅拌的计算：

(1) 水力提升器计算：

抽吸流量：

$$Q_m = \frac{Q_w h \eta}{H}$$

式中 Q_m ——水力提升器抽吸流量，米³/时；

Q_w ——物料循环泵的流量，米³/时；

h ——循环泵的扬程，米水柱；

H ——为克服液体惯性力及管路阻力所需水压，一般可

取 $H=1.0$ 米水柱;
 η ——水力提升器效率,
 $20\sim 30\%$ 。

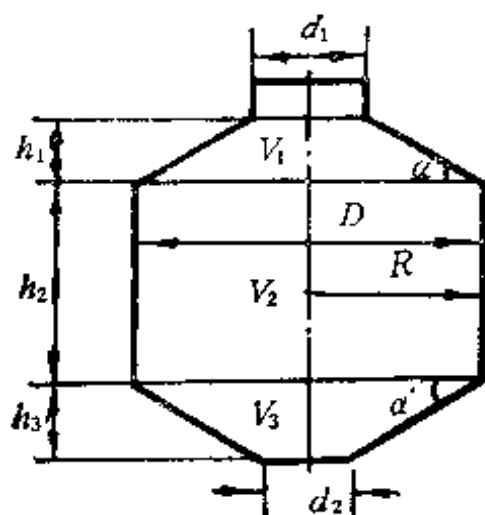


图17-21 消化池计算图

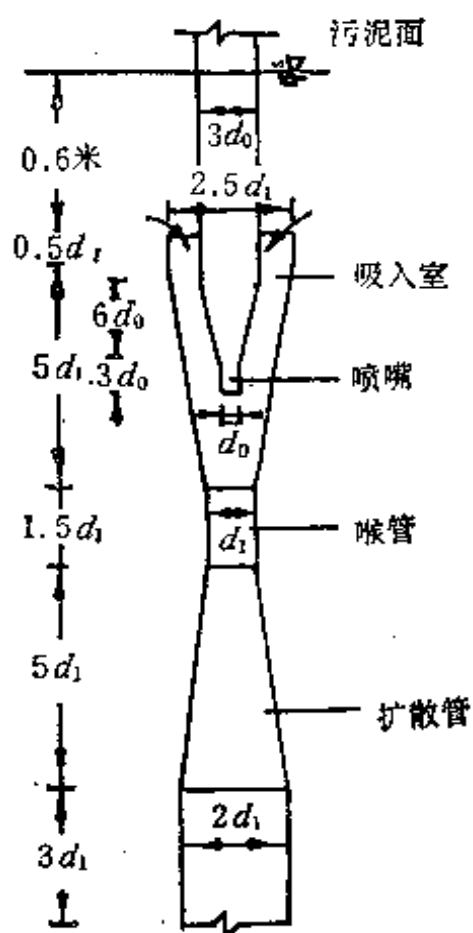


图17-22 水力提升器尺寸

如采用泥浆泵 $4PW$ ， $h=20$ 米，则 $Q_m=4Q_w$ ，即被抽吸的流量为引射流量的 4 倍，泵压力越大，倍数也越大。

水力提升器喷嘴直径：

$$d_0 = \sqrt{\frac{4Q_w \times 10^6}{\pi 3600 \times v}} = \sqrt{\frac{10 \times Q_w}{9\pi v}}$$

式中 d_0 ——水力提升器喷嘴直径，

v ——喷嘴处流速，一般取 $v=20$ 米/秒。

喉管直径：

$$d_1 = \sqrt{m} d_0$$

式中 d_1 ——喉管直径,

m ——喉管与喷嘴的面积比, $m=4\sim6$

提升器各部尺寸可按图17~22的尺寸关系确定。

(2)螺旋桨机械搅拌计算:

螺旋桨搅拌物料量按每2~5小时搅拌一次计,

$$q = \frac{V_0}{3600t}$$

式中 q ——螺旋桨搅拌物料量, 米³/秒,

V_0 ——消化池内有效容积, 米³,

t ——完全搅拌一次的时间, $t=2\sim5$ 小时。

物料流经螺旋桨的速度:

$$v = \frac{q}{F_0}$$

式中 v ——物料流经螺旋桨速度, 米/秒,

F_0 ——螺旋桨有效断面, 米²,

$$F_0 = F(1 - \xi^2)$$

$$F = \frac{1}{4}\pi d^2$$

式中 d ——螺旋桨直径, 米,

ξ ——螺旋桨叶片所占断面积的系数, 一般为0.25。

螺旋桨转速:

$$n = \frac{v_0 \times 60}{h \times \cos^2 \varphi}$$

式中 n ——螺旋桨转速, 转/分,

φ ——螺旋桨叶片倾角, $\varphi=8^\circ 15'$

h ——螺旋桨的螺距, 米。

$$h = \pi d' \operatorname{tg} \varphi$$

$\cos^2 \varphi$ ——物料搅拌时的滞后程度系数。

所需功率：

$$N = \frac{qH}{102\eta}$$

式中 N ——螺旋桨功率，千瓦；

H ——螺旋桨所需扬程（克服惯性及水力阻抗所需的水头），一般用1.0米。

（3）气体搅拌计算：

所需循环的气体量为每米池内壁周长10~20米³/米·时，也有用下式计算有扩散气的搅拌装置：

$$q = 60 \times a \times D$$

式中 q ——气体搅拌时，所需循环消化气体流量，米³/时；

a ——每分钟每米消化池直径所需循环气体量，可采用
 $a = 0.093$ 米³/分，米；

D ——消化池直径，米。

压缩机所需压力：

$$H_0 = H + \Sigma h_1 + \Sigma h_2$$

式中 H_0 ——压缩机所需压力，米；

H ——消化池深度，米；

Σh_1 ——气体管道沿程阻力损失总和，米；

Σh_2 ——气体管道局部阻力损失总和，米。

压缩机功率：

$$N = \frac{qH_0}{102\eta}$$

式中 N ——压缩机功率，千瓦；

η ——压缩机效率，常采用0.75。

4. 热力计算：消化池的加热方式有多种，直接加热法的热力计算如下：

（1）在24小时连续加热情况下，生料所需热量：

$$Q_1 = \frac{V}{24}(t - t_0)C \times 10^3$$

式中 Q_1 ——加热生料所需热量，千卡/时；
 V ——生料每日投加量，升/日；
 t ——消化温度，℃；
 t_0 ——原有生料温度，℃；
 C ——生料比热，一般采用 $C=1$ 千卡/升·℃。

(2) 消化池壳体的热损耗：

$$Q_2 = \Sigma FK(t - t_1)$$

式中 Q_2 ——消化池壳体热损耗，千卡/时；
 F ——消化池各部分壳体表面积，米²；
 t_1 ——与壳体表面接触的介质温度，℃；
 K ——传热系数，千卡/米²·时·℃；
 简化计算时可取 0.6~0.8。

(3) 各类管道热损耗可按式估算：

$$Q_3 = 0.05 \sim 0.15(Q_1 + nQ_2)$$

式中 n ——消化池个数。

(4) 所需总热量

$$Q = Q_1 + nQ_2 + Q_3$$

所需蒸气量和热水量：

$$G = \frac{Q}{540 + (100 - t)}$$

$$Q' = \frac{Q}{t_2 - t}$$

式中 G ——以蒸气为热源时的蒸汽量，公斤/时；
 Q' ——以热水为热源时热水量，公斤/时。

厌氧处理时消化池内物料浓稠，而且消化气体脱硫前具有腐蚀性，其有关管道的计算与设计可查阅有关书籍。

第十八章 本篇计算应用实例

(一) 活性污泥法应用举例

〔例〕某工厂含酚废水用圆形合建式表面曝气沉淀池处理，废水设计流量为600米³/时， $BOD_5=140$ 毫克/升，废水含酚浓度120毫克/升。设计参数选用：

污泥负荷为0.5公斤 BOD_5 /公斤污泥·日；

二次沉淀后出水的 BOD_5 应小于15毫克/升；

混合液污泥浓度为3.0克/升；

回流比采用4；

废水中含足够氮，但少磷，按 $BOD_5:P=100:1$ 计算。

试计算圆形合建式表面曝气池的基本尺寸（参见图17—12）及选择表面曝气叶轮。

解（1）池子总容积（ V ）

因废水处理量较大，先假定采用4个曝气池，即每池处理量为 $600 \div 4 = 150$ 吨/小时，如直径过大过小，再作调整。处理后 $L_2 < 15$ 毫克/升，为安全起见，本计算取 $L_2 = 0$ ，则曝气区容积：

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{(L_1 - L_2)Q}{F \times N \times 1000} \\ &= \frac{(140 - 0) \times 24 \times 150}{0.5 \times 3.0 \times 1000} = 336 \text{ 米}^3 \end{aligned}$$

沉淀区容积：取沉淀时间为1.5小时，则沉淀区容积为

$$V_2 = 1.5 \times 150 = 225 \text{ 米}^3$$

曝气筒壁结构所占容积：取容积系数 5%，故实际有效容积为：

$$\begin{aligned} V_3 &= (V_1 + V_2) \times 5\% \\ &= (336 + 225) \times 0.05 \\ &= 28.05 \text{ 米}^3 \end{aligned}$$

45°锥体所占容积：取容积系数为 10%，则

$$\begin{aligned} V_4 &= (V_1 + V_2) \times 10\% \\ &= (336 + 225) \times 0.1 \\ &= 56.1 \text{ 米}^3 \end{aligned}$$

池子的总容积：

$$\begin{aligned} V &= V_1 + V_2 + V_3 + V_4 \\ &= 336 + 225 + 28.05 + 56.1 \\ &= 645.15 \text{ 米}^3 \end{aligned}$$

(2) 池子直径 (D)

设计采用有效水深 4 米

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi H}} = \sqrt{\frac{4 \times 645.15}{3.14 \times 4}} = 14.66 \text{ 米}$$

(3) 曝气筒直径 (D_1)

曝气筒与池子的直径比采用 1 : 2.2，则

$$D_1 = \frac{14.66}{2.2} = 6.66 \text{ 米}$$

曝气筒面积：

$$F = \frac{\pi D_1^2}{4} = \frac{3.14 \times 6.66^2}{4} = 34.8 \text{ 米}^2$$

(4) 导流筒直径 (D_2)

回流量 $Q_1 = Q(1 + R)$

$$=150 \times (1+4)$$

$$=750 \text{ 米}^3/\text{小时}$$

下降流速 $u_2 = 15 \text{ 毫米/秒} = 54 \text{ 米/时}$

导流区面积 $F_2 = \frac{Q_1}{u_2} = \frac{750}{54} = 13.89 \text{ 米}^2$

导流筒面积 $F_3 = F_1 + F_2$
 $= 34.8 + 13.89$
 $= 48.69 \text{ 米}^2$

$$D_2' = \sqrt{\frac{4F_3}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 48.69}{3.14}} = 7.87 \text{ 米}$$

导流区宽度为:

$$\frac{D_2' - D_1}{2} = \frac{7.87 - 6.66}{2}$$

$$= 0.605 \text{ (满足要求)}$$

加曝气筒壁厚:

$$b = 2 \times 0.05 = 0.1 \text{ 米}$$

则 $D_2 = 7.87 + 0.1 = 7.97 \text{ 米}$

(5) 回流窗口

回流窗口水流速取 $u_1 = 100 \text{ 毫米/秒} = 360 \text{ 米/时}$, 回流窗口总面积为:

$$F_4 = \frac{Q(1+R)}{u_1 \cdot n}$$

$$= \frac{600(1+4)}{360 \times 4}$$

$$= 2.08 \text{ 米}^2$$

每池导流区分为八个格间, 每格设回流窗口 3 个, 由同一闸板控制其开启度, 全池窗口即 24 个, 每个窗口孔面积为:

$$\frac{2.08}{24} = 0.087 \text{ 米}^2$$

采用窗口大小350×250毫米

(6) 沉淀区

根据上述计算后复核沉淀区面积、上升流速和沉淀时间

$$\begin{aligned} \text{沉淀区面积 } F_5 &= \frac{\pi}{4} [D^2 - (D_2 + 2b)^2] \\ &= 0.785 [14.66^2 - 7.97^2] \\ &= 118.8 \text{ 米}^2 \end{aligned}$$

实际上升流速:

$$\begin{aligned} u_2 &= Q \div F_5 \\ &= 150 \div 118.8 \\ &= 1.26 (\text{米/时}) = 0.35 \text{ 米/秒} \end{aligned}$$

沉淀时间:

$$t = \frac{V_2}{F_5 \times u_2} = \frac{225}{118.8} \times 1.26 = 1.5 \text{ 小时}$$

(7) 回流缝隙

$$\text{缝隙处回流量 } Q_4 = QR = \frac{600 \times 4}{4} = 600 \text{ 米}^3/\text{时}$$

$$\text{取缝隙处流速 } u_3 = 20 \text{ 毫米/秒} = 72 \text{ 米/时}$$

$$\text{缝隙处面积 } F_6 = \frac{Q_4}{u_3} = \frac{600}{72} = 8.33 \text{ 米}^2$$

缝隙宽度由全部计算完毕后作图得出,一般取250毫米,则:

曝气筒锥体与池壁交叉处直径 D_4

$$\begin{aligned} D_4 &= \frac{F_6}{\pi b} = \frac{8.33}{3.14 \times 0.25} \\ &= 10.6 \text{ 米} \end{aligned}$$

(8) 曝气器

通过曝气处理，每池在单位时间所去除的 BOD_5 应为：

$$\frac{Q(L_1 - L_2)}{n} = \frac{600(140 - 0)}{4}$$

$$= 21000 \text{ 克/时} = 21 \text{ 公斤/时}$$

按每去除 1 公斤 BOD_5 需氧 1.5 公斤计，则每池的需氧量
为：

$$21 \times 1.5 = 31.5 \text{ 公斤/时}$$

由图18—1查得，选用叶轮直径 $d = 1.1$ 米，线速度为 4.5 米/秒，充氧能力为 30 公斤。选用直径为 1.1 米的泵型叶轮，所需功率由图18—2查得为 10 千瓦。实际 $d:D_1$ 为 1:6.05。

按图18—3确定叶轮各部分尺寸。

(9) 营养计算

进入四个曝气池总 BOD_5 量为：

$$\frac{140 \times 600}{1000} = 84 \text{ 公斤/时}$$

根据 $BOD_5:P = 100:1$ 的营养要求，确定磷的投加量：

$$P = \frac{84}{100} = 0.84 \text{ 公斤/小时}$$

采用磷酸氢二钠 ($Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ ，分子量 358)，由 $P = 0.84$ 公斤/时，折合纯磷酸氢二钠量为

$$P_1 = \frac{358 \times 0.84}{31} = 9.7 \text{ 公斤/时}$$

式中 31 为磷的原子量。

若工业用 $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ 的纯度为 96%，折合数量为：

$$P_2 = \frac{9.7}{0.96} = 10.1 \text{ 公斤/时}$$

在投料时用 2% 的溶液，则每小时投料量约为

$$\frac{10.1}{2\%} \approx 500 \text{ 升/时}$$

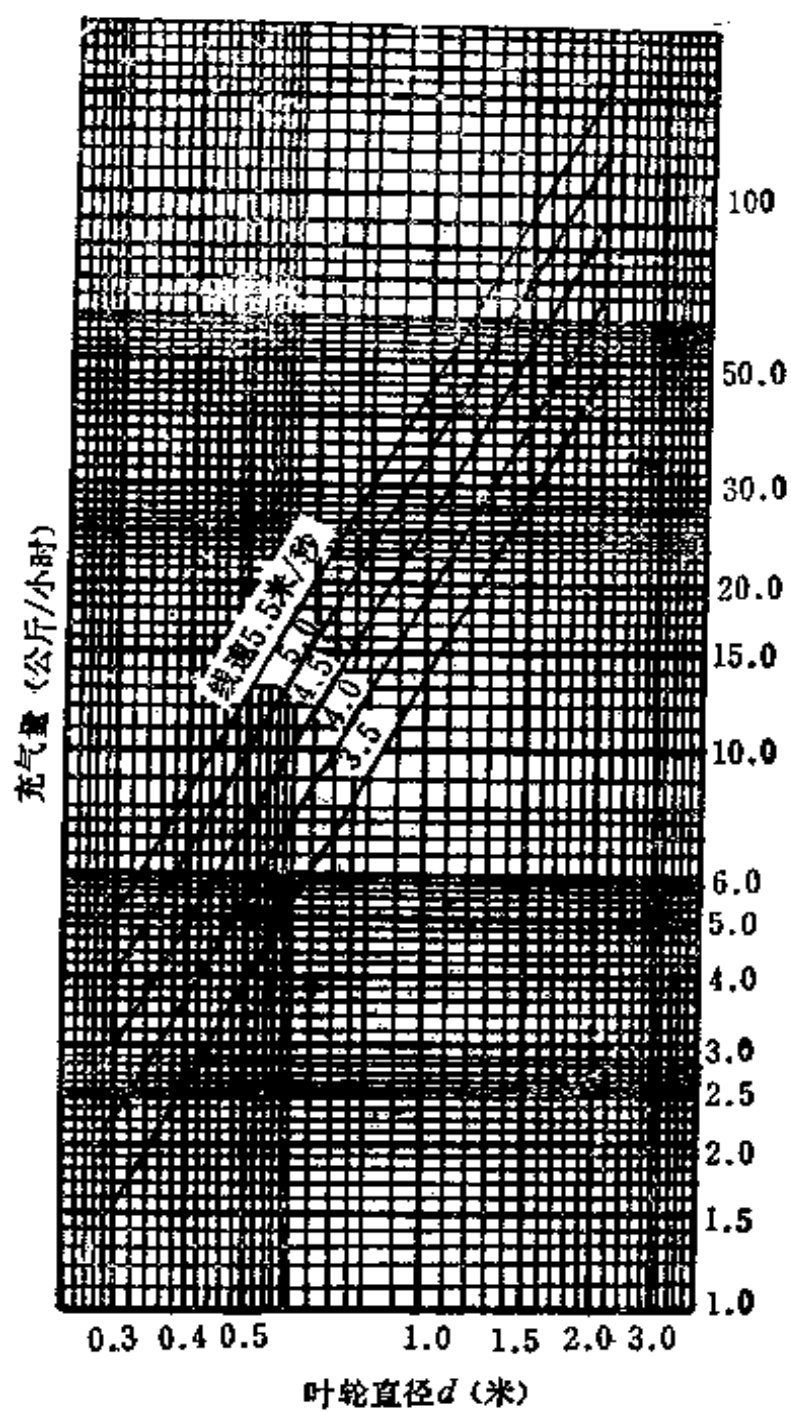


图18—1 泵型叶轮充氧量图表

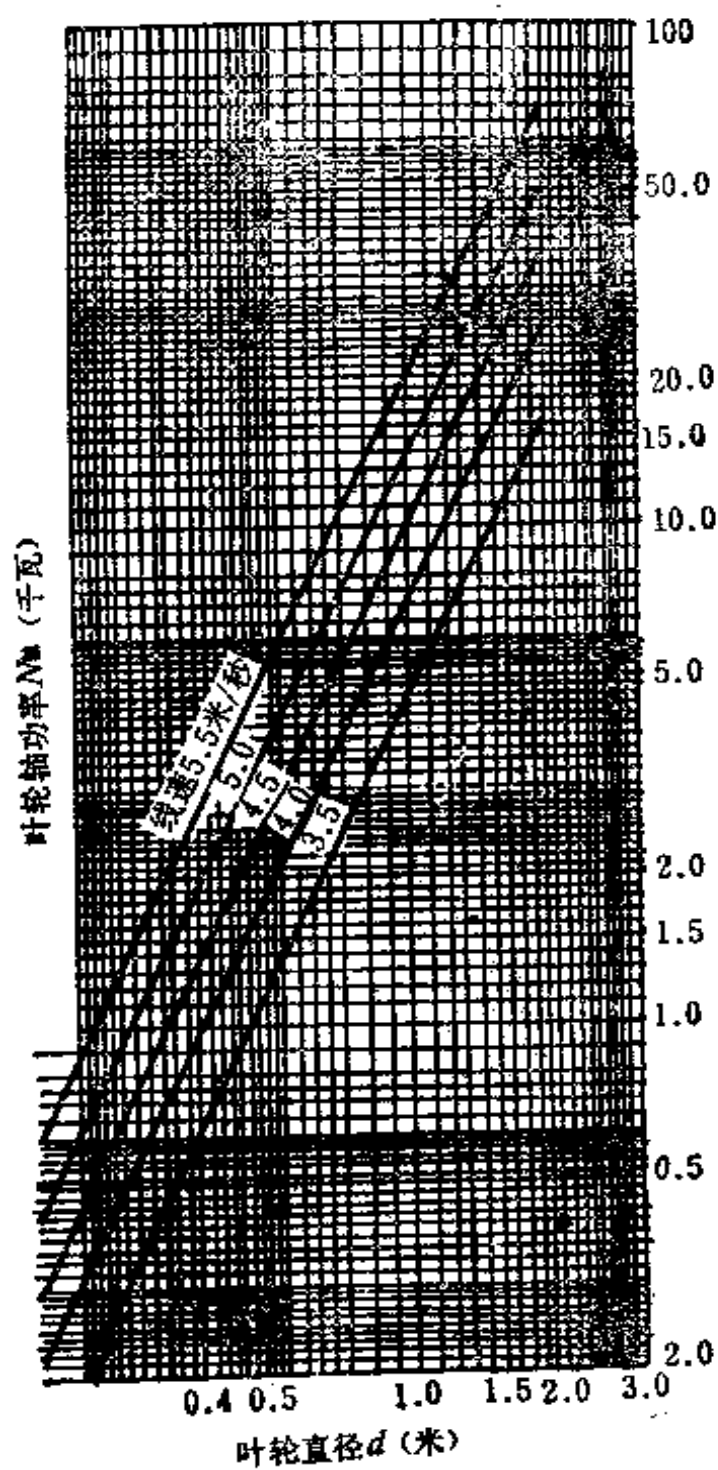
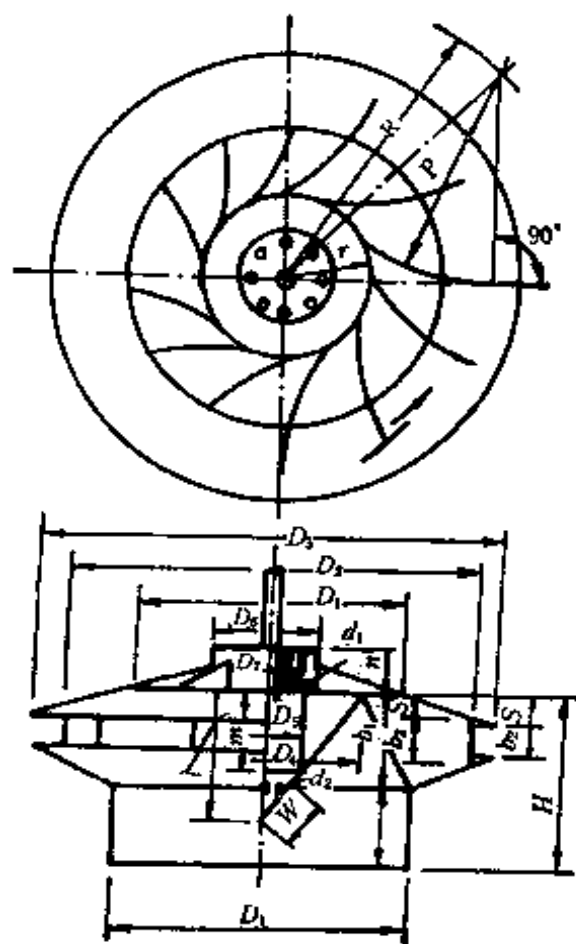


图18—2 泵型叶轮功率图表



代 号	尺 寸
D_2	D_g (公称直径)
D_1	$0.729D_2$
D_3	$1.110D_2$
D_4	$0.412D_2$
E_5	$0.1875D_2$
D_6	$0.244D_2$
D_7	$0.139D_2$
b_1	$0.177D_2$
b_2	$0.0869D_2$
b_2'	$0.0497D_2$
S	$0.0243D_2$
S'	$0.0343D_2$
h	$0.219D_2$
H	$0.3958D_2$
l	$0.299D_2$
m	$0.171D_2$
n	$0.104D_2$
w	$0.139D_2$
d_1	$0.0005 \times (\frac{\pi D_1^2}{4})$
d_2	$0.0004 \times (\frac{\pi D_1^2}{4})$
R	$0.70955D_2$
r	$0.2085D_2$
P	$0.503D_2$
进水角 B_1	$71^\circ 21'$
出水角 B_2	90°
淹没深度	$0.0345D_2$

图18—3 泵型叶轮的尺寸

(二) 生物膜法应用举例

〔例〕 废水 BOD 含量为 200 毫克/升, 水量为 500 米³/日, 现决定用生物转盘处理, 盘片面积 5000 米², 浸水面积 40%。试求处理后出水的 BOD 浓度和 BOD 降解率。

解: (1) 生物转盘的 BOD 负荷量

$$N_1 = \frac{0.2 \times 500}{5000} \\ = 0.02 \text{ 公斤 BOD/米}^2(\text{盘片}) \cdot \text{日}$$

(2) 单位面积盘片去除的 BOD 量

由于 $N_1 = 20$ 克(BOD)/米²(盘片)·日 < 30 克(BOD)/米²·日, 因为

$$L_r = 1.146 N_1^{0.9043} \\ \text{即得 } L_r = 1.146 \times 20^{0.9043} \\ = 1.146 \times 15.01 \\ = 17.2 \text{ 克(BOD)/米}^2(\text{盘片}) \cdot \text{日}$$

(3) 单位面积盘片上残留的 BOD 负荷为

$$20 - 17.2 = 2.8 \text{ 克(BOD)/米}^2(\text{盘片}) \cdot \text{日}$$

(4) 处理后出水 BOD 浓度

$$L_2 = 200 \times \frac{2.8}{20} = 28 \text{ 毫克/升}$$

(5) BOD 降解率

$$E = \frac{200 - 28}{200} \times 100 = 86.0\%$$

参 考 文 献

1. Arwold S. Vernick et al, *Handbook of Wastewater Treatment Processes*, Marcel Dekker, Inc. (1981)
2. 〔美〕小沃尔特·J·韦伯著, 上海市政工程设计院译, 水质控

- 制物理化学方法, 中国建筑工程出版社(1980)
3. 石油化学工业部化工设计院石油化工设计建设组编写, 化工管路手册, 石油化学工业出版社(1978)
 4. J. E. Zajic, Water Pollution Disposal and Reuse, Vol. I, (1971)
 5. K. M. Yao, "Theoretical study of High Rate Sedimentation", JWPCE, No. 2 (1970)
 6. R. L. Culp, Advanced Wastewater Treatment, (1971)
 7. [美] M. J. 小林默尼克著, 李春华等译, 水和废水处理物理化学工艺, 中国建筑工程出版社(1982)
 8. 浙江化工学院编, 化工过程及设备, (1977)
 9. 张芳西等编著, 含酚废水处理与利用, 化学工业出版社(1983)
 10. 成都工学院分析化学教研室编, 水质污染分析, 水利电力出版社(1978)
 11. F. L. Evans Ozone in Water and Wastewater Technology, J. Wiley & Sons Inc. (1975)
 12. 哈尔滨建筑工程学院主编, 排水工程, 中国建筑工程出版社(1981)
 13. 无锡轻工业学院等合编, 微生物学, 轻工业出版社(1983)
 14. 张希衡主编, 废水治理工程, 冶金工业出版社(1984)
 15. 上海科技交流站主编, 废水生化处理, 上海人民出版社(1975)
 16. 给水排水设计手册编写组, 给水排水设计手册, 中国建筑工程出版社(1975)
 17. 上海化工学院等, 化学工程, (1980)
 18. 湘潭大学化工环境保护教研室, 工业废水治理(1980)
 19. Chanlett, E. T. Environmental Protection, 2nd Ed. McGraw Hill (1979)
 20. 郑元景等, 生物膜法处理污水, 中国建筑工程出版社(1983)
 21. 湘潭大学环境工程教研室, 工业废水处理工程(1983)

22. 清华大学给排水教研室, 废水处理与利用, 中国建筑工业出版社 (1978)
23. 戈登·爱尔·卡尔普著、张亚杰等译, 水的净化新概念, 中国建筑工业出版社 (1982)
24. Michael J. Humenick Jr., Water and Wastewater Treatment, Marcel Dekker, Inc. (1977)
25. 化学工程手册编委会, 化学工程手册, 化学工业出版社 (1979)
26. 汤鸿霄, 用水废水化学基础, 中国建筑工业出版社 (1979)
27. 许保玖, 给水处理, 中国建筑工业出版社 (1978)
28. 武汉水利电力学院电厂化学教研室编, 热力发电厂水处理, 水利电力出版社 (1976)
29. 王世聪编, 水处理化学方程与数据, 中国建筑工业出版社 (1976)
30. R. S. 拉尔马奥著、严忠琪等译, 废水处理概论, 中国建筑工业出版社 (1982)
31. Stanton S. Miller, Water Pollution, American Chemical Society (1974)
32. 石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写, 塔的工艺计算, 石油化学工业出版社 (1977)
33. 国家建委建筑科学研究院城市建设研究所, 城市污水处理技术经验, 中国建筑工业出版社 (1977)
34. [美] R. L. 卡尔普、G. L. 卡尔普著, 俞浩鸣译, 城市污水高级处理, 中国建筑工业出版社 (1975)
35. [美] G. M. 非耳和 J. C. 格业著, 林家藻等摘译, 水处理原理, 中国建筑工业出版社 (1977)
36. [美] W. W. 埃肯弗尔德、D. L. 福特著, 水污染控制实验, 中国建筑工业出版社 (1981)
37. 北京市市政设计院等摘译, 污水生物处理, 中国建筑工业出版社 (1975)
38. C. F. Guarino et al, Operation of Wastewater Tre-

- atment Plants, Lancaster Press (1976)
39. Marshall Sittig, Pollutant Removal Handbook, Noyes
Data Corporation (1973)

附表

一些单位与国际单位制 (SI) 单位的换算关系

量	单位名称	单位符号	与 SI 单位的关系	备注
压 强 (压力)	毫米水柱	mmH ₂ O	1mmH ₂ O=9.80665Pa(帕)	
	毫米汞柱	mmHg	1mmHg=133.3224Pa	
	千克力每平方厘米 (工程大气压)	kgf/cm ² (at)	1kgf/cm ² ≈9.80665×10 ⁴ Pa	
	标准大气压	atm	1atm=101325Pa	
功 率	马 力		1 马力=735.49875W =75kgf·m/S	指米制马力
热 量	卡	Cal	1Cal=4.1868 J (焦)	
	热化学卡	Cal _{th}	1Cal _{th} =4.1840 J	
比 热 容	卡 每 克 摄 氏 度	Cal/(g·°C)	1Cal/(g·°C)=4.1868×10 ³ J/(kg·K)	
	千卡每千克摄氏度	kCal/(kg·°C)	1kCal/(kg·°C)=4.1868×10 ³ J/(kg·K)	
传热系数	卡每平方厘米秒摄氏度	Cal/(cm ² ·s·°C)	1Cal/(cm ² ·s·°C)=4.1868×10 ⁴ W/(m ² ·K)	
热 导 率 (导热系数)	卡每厘米秒摄氏度	Cal/(cm·s·°C)	1Cal/(cm·s·°C)=4.1868×10 ² W/(m·K)	
力 矩	千克力米	kgf·m	1kgf·m=9.80665N·m	
(动力)粘度	泊	P	1P=1dyn·s/cm ² =0.1Pa·s (帕秒)	
运 动 粘 度	斯〔托克斯〕	St	1St=1cm ² /s=10 ⁻⁴ m ² /s (米 ² /秒)	

续表

量	单位名称	单位符号	与 SI 单位的关系	备注
能, 功	千克力米	kgf·m	$1\text{kgf}\cdot\text{m}=9.80665\text{ J}$	
	瓦〔特〕 小时	W·h	$1\text{W}\cdot\text{h}=3600\text{ J}$	
长 度	公 里		$1\text{ 公里}=10^3\text{m (米)}$	
	埃	Å	$1\text{Å}=0.1\text{nm}=10^{-10}\text{m}$	
力	千 克 力 (公斤力)	kgf	$1\text{kgf}=9.80665\text{N (牛)}$	
	吨 力	tf	$1\text{tf}=9.80665\times 10^3\text{N}$	
	达 因	dyn	$1\text{dyn}=10^{-5}\text{N}$	