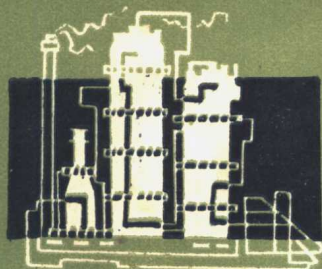


基础化学工程

(下 册)

《基础化学工程》编写组



上海科学技术出版社

基础化学工程

下册

《基础化学工程》编写组

上海科学技术出版社

基础化学工程

下册

《基础化学工程》编写组

上海科学技术出版社出版

(上海瑞金二路450号)

发行所上海发行所发行 江西印刷公司印刷

开本787×1092 1/16 印张19.25 插页1 字数459,000

1980年4月第1版 1982年9月第3次印刷

印数43,001—53,000

书号: 15119·2014 定价: 1.85元

编者的话

《基础化学工程》分上、中、下三册出版。上册包括绪论、流体流动、流体输送机械、传热和蒸发。中册包括气体吸收、液体精馏、塔设备和液-液萃取。下册包括气固分离、液固分离、流化床反应器、固体干燥、液体搅拌、电子计算机在化工计算中的应用举例,以及化学工程的若干问题。

参加本书编写人员为:黄圣惠、江体乾、袁渭康、吴俊生、黄颂安、孙象兴。张寿柏同志参加了校阅工作。

在本书编写过程中,曾得到不少工厂、设计和研究单位,以及兄弟院校的大力支持和帮助,谨此表示感谢。

本书可供化工院校各专业教学参考之用;也可供化工厂、设计及研究单位的技术人员参考。

由于我们的业务水平不高,实践经验不多,书中缺点和错误在所难免,希望广大读者批评指正。

《基础化学工程》编写组

1979.12.

目 录

| | |
|--|-----|
| 第九章 气固分离 | 1 |
| 第一节 概述 | 1 |
| 第二节 重力沉降 | 3 |
| 一、沉降室 二、沉降速度 | |
| 第三节 旋风分离器 | 9 |
| 一、旋风分离器的基本概念 二、旋风分离器的分离效率和压降 三、粒径和粒度分布的测定 | |
| 四、影响旋风分离器性能的因素 五、几种常用的旋风分离器 六、旋风分离器的设计选型 | |
| 七、旋风分离器的发展 | |
| 第四节 袋式过滤器 | 34 |
| 一、振动式袋滤器 二、脉冲反吹式袋滤器 三、气环反吹袋滤器 | |
| 第五节 其他除尘方法及设备 | 39 |
| 一、湿法除尘 二、电除尘器 | |
| 第十章 悬浮液的分离 | 45 |
| 第一节 概述 | 45 |
| 第二节 重力沉降 | 46 |
| 一、重力沉降的原理及沉降器 二、沉降速度及沉降实验 三、影响沉降速度的诸因素 | |
| 四、各种浓度沉降速度的确定 五、连续沉降槽的设计 | |
| 第三节 旋液分离器 | 56 |
| 一、旋液分离器的基本结构及用途 二、旋液分离器的性能、影响因素及设计法 三、多级旋液分离器及其他 | |
| 第四节 过滤 | 66 |
| 一、过滤操作在化工生产中的应用 二、化工中常用过滤设备 三、过滤机的生产能力及其影响因素 | |
| 四、过滤介质的选用和助滤剂 五、流体通过滤饼层的分析 六、过滤基本方程 | |
| 七、过滤基本方程的应用 八、过滤常数的测定 九、滤饼的洗涤 十、过滤机的工艺计算 | |
| 十一、过滤的工程放大 | |
| 第五节 离心机 | 89 |
| 一、离心机及其在化工生产中的应用 二、常用离心机的结构与操作 | |
| 第六节 各种分离方法的分析比较 | 94 |
| 第十一章 流化床(气相催化)反应器 | 98 |
| 第一节 概述 | 98 |
| 一、流体通过颗粒状固体层的三个阶段 二、两种不同的流态化 三、流态化(气相催化)反应器 | |
| 第二节 流化床的基本流动现象 | 102 |
| 一、流化床存在范围 二、气泡现象 三、混和现象 四、气节流化 五、床层的膨胀 | |
| 第三节 流化床中的传质与传热 | 114 |
| 一、气体与固体颗粒之间的传递现象(传质与传热) 二、床层与换热管壁的传热 | |
| 第四节 工业流化床反应器 | 120 |

| | |
|--|-----|
| 一、分布板 二、床内构件 三、流化床的分离高度(TDH) 四、催化剂需要连续再生的装置 五、工业流化床的床面和压强测定 | |
| 第五节 流化床反应器的工程放大 | 130 |
| 一、反应过程速率 二、流化床催化反应过程分析 三、实验反应器 四、流化床催化反应器的工程放大 五、放大设计实例 | |
| 第六节 细颗粒高气速流化床反应器 | 144 |
| 一、流化床反应器的适宜粒度 二、湍流型态——细颗粒在高气速下的流化 三、细颗粒高气速流化床反应器 | |
| 第七节 小结 | 150 |
| 第十二章 固体干燥 | 153 |
| 第一节 概述 | 153 |
| 一、概述 二、对流干燥流程 | |
| 第二节 湿空气的性质及湿度图 | 157 |
| 一、湿空气的性质 二、湿空气的湿度图及其应用 | |
| 第三节 干燥器的物料和热量衡算 | 166 |
| 一、物料衡算 二、热量衡算 三、干燥器出口空气状态的确定 四、干燥器的热效率和干燥效率 | |
| 第四节 干燥速率和干燥时间 | 174 |
| 一、物料中所含水分的性质 二、干燥速率及其影响因素 三、恒定干燥情况下干燥时间的计算 | |
| 第五节 干燥器及其计算 | 182 |
| 一、气流干燥器 二、气流干燥器的计算 三、流化床干燥器 四、卧式多室流化床干燥器的计算 五、喷雾干燥器 六、转筒干燥器 七、转筒干燥器的计算 八、盘架式干燥器 九、耙式真空干燥器 十、滚筒干燥器 十一、冷冻干燥器 十二、干燥器的选型 | |
| 第十三章 液体搅拌 | 212 |
| 第一节 概述 | 212 |
| 第二节 搅拌操作及搅拌器的类型 | 213 |
| 一、搅拌器的分类 二、搅拌设备的其他结构问题 三、间歇搅拌和连续搅拌 | |
| 第三节 混和程度 | 217 |
| 一、混合物的调匀度 二、混合物的分隔尺度和分隔强度 三、过程对混和程度的要求 | |
| 第四节 搅拌釜内液体的流动 | 220 |
| 一、总体流动和湍流 二、搅拌过程中机械能的输入 三、湍流混和机理 | |
| 第五节 搅拌器的选型 | 223 |
| 一、选型原则 二、搅拌能量的分配 三、搅拌器的选型 | |
| 第六节 搅拌器的放大 | 227 |
| 一、几何相似 二、搅拌设备的放大试验 三、搅拌功率估定 | |
| 第七节 非牛顿型液体的搅拌 | 236 |
| 一、搅拌器选型 二、搅拌功率估定 | |
| 第十四章 数字计算机应用举例 | 239 |
| 第一节 固定管板列管换热器系列产品用于无相变换热时的最经济选择 | 239 |
| 一、经济模型 二、壳程阻力计算 三、流体出口温度(T_2 和 t_2)的确定 四、计算框图 五、计算实例 | |

| | |
|---|-----|
| 第二节 溶解度参数法计算轻烃类混合物的 气-液平衡常数、泡点、露点、闪蒸和焓..... | 248 |
| 一、溶解度参数法计算平衡常数的数学模型 二、用溶解度参数法计算轻烃系统焓的计算式 三、计算框图 四、计算实例 | |
| 第三节 用三对角矩阵法计算精馏塔 | 255 |
| 一、数学模型 二、计算框图 三、计算实例 | |
| 第十五章 化学工程的若干问题 | 267 |
| 附录 气相压缩因子 z 的计算 | 301 |

第九章 气固分离

第一节 概 述

蒸发操作中二次蒸汽夹带的液滴和吸收操作中出塔气夹带的液滴，都属于气体中悬浮有液体粒子的情形。分离气液混合物可用各种类型的除沫器或除雾器，已如前述。

在化工生产中常遇到的另一种情形是气体中悬浮有固体粒子，并需要将这些粒子从气体中除去。例如，重油裂解时裂解气中含有的固体炭黑必须除去，否则会堵塞管道和影响输送、压缩等过程；流化床反应所得气体含有大量固体颗粒，也需要将它们从气体中分离，以防止物料损失和气体产品被沾污（在气相催化反应中分离回收催化剂不仅是减低催化剂的损耗，并且使催化剂返回床层，保证床层恒定的粒度分布，使反应能顺利进行）；气流干燥操作也需要把气相中悬浮的固体颗粒予以分离，以获得干燥后的固体物料。所以气固分离过程在化工生产中虽然常常是从属的，但却是非常重要的，有时甚至是关键的。

此外，随着我国社会主义建设的迅速发展，防止工业气体污染大气和回收其中的工业原料，如锅炉烟道气中灰分等的清除，都涉及到气固分离的问题。目前，气固分离在三废处理、工业综合利用、改善环境卫生等方面，也是一种常用的操作。所以气固分离设备已成为化工、冶金、机械、建筑、电力等工业的通用设备。

通常，气固分离过程中常见的固体粒子都比较小，粒子的大小称为粒度，以[微米]计，或以 $[\mu]$ 表示， $1[\mu] = \frac{1}{1000}$ [毫米]。这些微粒以悬浮状态分散在气体介质中，所以称为气相悬浮系（或气溶胶）。其中粒度较大（ $>1\mu$ ）者称为尘，较小（ $<1\mu$ ）者为烟。前者一般是由机械作用所造成，后者则是由化学反应所生成。工业上经常把气体中所含固体粒子统称为灰尘。因此，气固分离设备也称为除尘器。常见的工业灰尘大小举例于表9-1。对于气体中悬浮的液滴也有类似的划分，如粒径 $>10[\mu]$ 的称沫， $<10\mu$ 的称为雾，工业上则经常统称为雾沫。对于分离雾沫的问题，已有所叙述，本章不作介绍。

表 9-1 悬浮于气体介质中颗粒大小

| 颗粒种类 | 平均粒径 $[\mu]$ | 颗粒种类 | 平均粒径 $[\mu]$ |
|---------|--------------|------------------|--------------|
| 水 泥 | 40 | 面 粉 厂 | 15 |
| 煤 | 5~10 | 铸造厂空气 | 1.2 |
| 石灰(石灰窑) | 1~50 | 冶 金 厂 | 0.1~100 |
| 滑 石 | 10 | 颜 料 | 2 |
| 催化剂(重整) | 0.5~50 | 大 气 灰 尘 | 0.5 |
| 锌 (喷洒的) | 15 | 烟 草 | 0.2 |
| 锌 (凝聚的) | 2 | 人的头发直径 (用作比较) | 50~200 |

气固分离的依据是气体分子与固体粒子在性质上的差异。如由于粒子的重度较气体分

子大得多, 粒子在气流中有向下降落的趋势, 就可以用重力沉降进行分离; 由于粒子的质量较同体积气体大得多, 在气流方向发生变化时, 粒子的流动方向不易改变, 即利用二者的惯性不一进行分离, 称为惯性分离; 由于粒子的直径较气体分子大得多, 可以用过滤的方法进行分离; 由于粒子能被水润湿, 并使颗粒增大, 可以用湿法洗涤的分离方法; 某些粒子能带一定的电荷, 并在电场内作定向运动, 工业上就用高压电场进行气固分离, 称为电除尘。

综上所述, 目前工业上使用的气固分离法或称为气体净制法, 大致上可以分为下面三类:

1. 气体的干法净制

使微粒受重力、离心力或利用惯性力作用而沉降, 或使气体通过一种过滤介质, 将微粒截留而气体通过, 使气固分离。

2. 气体的湿法净制

使气体与水或他种液体接触, 微粒为液体所洗去。

3. 气体的电净制

使气体中的微粒在高压电场内沉降。

采用哪一种分离方法, 与粒子的直径密切相关。粒子越大, 分离越易, 反之就难。当粒子小到 $1[\mu]$ 以下, 布朗运动的影响已显示出来。小到 $0.1[\mu]$ 以下, 布朗运动的影响显著, 微粒已不因重力而下沉, 始终以悬浮状态存在, 这时用干法分离甚为困难, 必须考虑电净制等方法。电净制能分离 $0.1[\mu]$ 以下的微粒, 但设备复杂, 操作、维修等困难, 费用昂贵; 湿法也能分离接近 $0.1[\mu]$ 的微粒, 但往往由于产生大量污水, 造成了后处理的困难, 并且化工生产的工艺要求也常常不允许物料被润湿; 干法净制的分离能力不如前面两法, 如常用的离心分离(旋风除尘器)主要用以分离 $10[\mu]$ 以上的粒子。但由于干法净制的设备简单, 后处理方便等优点, 在化工生产中通常以干法为主。常用的干法净制有以下几种:

1. 重力沉降

利用重力作用使悬浮的微粒沉降, 这种设备称为沉降室, 只能用于分离 $40[\mu]$ 以上的颗粒, 即适于大颗粒分离的初步净化。

2. 惯性分离

利用含尘气流中固体颗粒的惯性进行分离。如在气流前进方向上设置障碍物(如折流板), 当气流在设备中突然改变方向时, 尘粒由于惯性, 继续按直线前进与折流板相撞而得以从气流中分离。这类设备比较简单, 只要在沉降室中装上几块折流板即可。它能分离 $15[\mu]$ 以上粒子, 车速也可以提高, 所以设备体积可比重力沉降减小。

3. 离心沉降

利用离心力作用使气体中的固体粒子沉降, 这种设备称为旋风分离器(或旋风除尘器), 是目前化工生产广泛使用的气固分离设备。与重力沉降比较离心分离的分离能力大大提高, 通常对 $5\sim 10[\mu]$ 以上的粒子可获得较高的分离效率, 但对于 $5[\mu]$ 以下粒子的分离能力较低, 所以适于中等净化要求。

4. 过滤净制

最常用的是布袋作为过滤介质, 所以称为袋式除尘器或袋滤器。也有用烧结陶瓷管或钻有小孔的铁管、金属丝网管等包以玻璃纤维布制成的过滤器(如流化床反应器中使用), 使气流通过时, 固体粒子被过滤介质截留而分离。过滤净制的效率很高, 对于小到 $1[\mu]$ 以下

的微粒也能分离,能处理旋风分离器所不能净制的气体,所以适于粒子很细,分离要求较高的场合。

根据上面几种方法分别具有不同分离能力的特点,生产上经常把它们串联组合使用,如沉降室(分离大粒子)——旋风分离器(分离小粒子),或旋风分离器——袋式过滤器(要求高的净化程度)等多种组合形式。以下按照上述分类分别介绍各种分离器的性能,由于干法惯性除尘设备基本上属沉降室结构的改进,所以不再另列专节介绍。

第二节 重力沉降

一、沉降室

沉降室通常用于分离大于 $40[\mu]$ 的颗粒,它的原理是扩大流动截面积使含尘气流速度降低,尘粒在其自身重力作用下沉降而得到分离;或在气流方向上装置折流板,使气体流过时方向和速度发生变化,其所含灰尘由于惯性作用与折流板相撞而分离。图 9-1 为流化床反应器的简单示意图。当气体以一定速度通过分布板,颗粒状固体层就呈悬浮状态,夹带细颗粒的气流通过上部扩大段时,由于气速降低,其中部分较大颗粒就沉降而与气流分开。流化床上部的扩大段就是一个简单的重力沉降室。

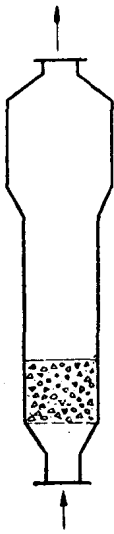


图 9-1 流化床反应器示意

图 9-2 为一降尘气道。含尘气流经过扩大处流速降低,并与折流板相撞,使固体粒子沉降。

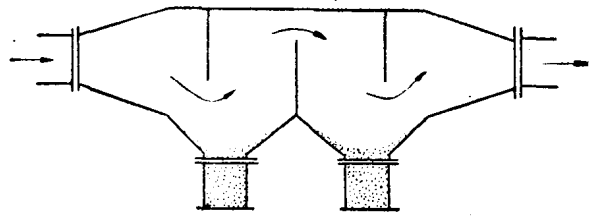


图 9-2 降尘气道

由于沉降室具有构造简单、投资少,可以不用钢材等特点,近年来作为锅炉烟道气的除尘装置应用甚广。如图 9-3 所示为一烟道气除尘室,除尘室由红砖砌成,内涂水泥,中间有两道挡墙,前部有人字挡墙,共分隔为三个沉降室。沉降室底部加水封以提高效率。含尘烟气进入除尘室由于断面扩大,速度降低并与人字墙碰撞,大颗粒灰尘首先沉降入水中,其余灰尘随气流从人字墙两侧流过。由于第一挡墙只有下面可以通过,迫使气流冲击水面,粒子大的灰尘先冲入水中,粒子小的随气流返上与第二挡墙碰撞后又有一部分灰尘沉降,在第三沉降室后气流可由风机引出。一般沉降室的除尘效率约 $50\sim 70\%$ 。

沉降室的生产能力可以 V_s 表之, V_s 为每秒钟气体的体积流量[米³/秒]。当气体进入沉降室后,在室中的灰尘颗粒有两种速度。一是气流的运动速度 w [米/秒], 另一是本身重力引起的下降速度 w_0 [米/秒], 如图 9-4 所示。设沉降室的长度为 l , 高度为 H , 宽度为 b , 均以[米]为单位, 则气流通过沉降室的时间为 $\tau' = l/w$ [秒], 在沉降室内所要除去的最小粒子从最高处降落到底面所需的时间为 $\tau = \frac{H}{w_0}$ [秒], 则沉降室的设计应使粒子沉降所需的时间

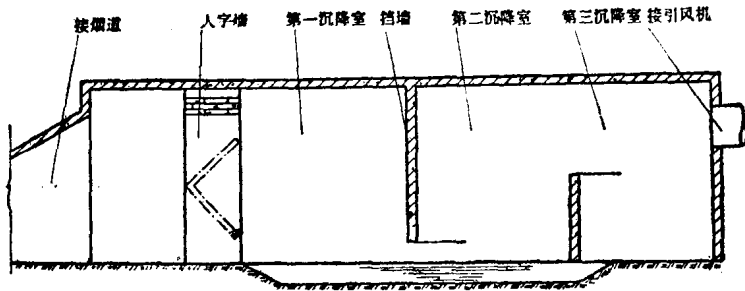


图 9-3 除尘室

间 τ 小于(最多等于)气体在沉降室内停留的时间 τ' , 否则粒子还没有沉到室底就被气流带出, 即

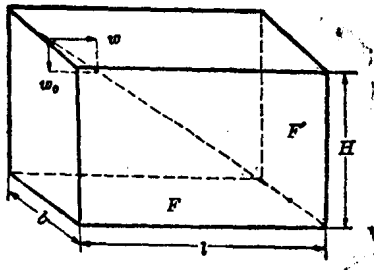


图 9-4 沉降室的计算

$$\tau \leq \tau' \quad \text{或} \quad \frac{H}{w_0} \leq \frac{l}{w} \quad (9-1)$$

$$V_{\bullet} = F' \cdot w = bH \cdot w \quad (9-2)$$

由式(9-1)得: $w \leq w_0 \frac{l}{H}$

代入式(9-2)得:

$$V_{\bullet} \leq bHw_0 \frac{l}{H} = blw_0 \quad (9-3)$$

式(9-3)中 $F = bl$ 为沉降室的水平截面积(或称沉降面积)。由此可知, 沉降室的处理能力在被处理的粒子尺寸确定后 (w_0 一定), 理论上仅与沉降面积有关而与高度无关。因为 w_0 一定时, 若高度愈高, 粒子沉降所需的时间就愈长, 所以沉降室的尺寸是高度宜小, 水平截面积宜大。或者说, 保持同样的沉降面积, 沿高度分隔成多层的沉降室可以提高其生产能力。沉降室内气流速度希望控制在层流范围, 一般不宜大于 $0.3 \sim 0.5$ [米/秒], 以免气流湍动影响沉降, 或使已沉降的灰尘重新扬起。对于气液系统中液滴的重力沉降其原理与固体粒子的沉降相同, 故式(9-1)~(9-3)也适用于雾沫重力沉降的计算。

二、沉降速度

由式(9-1)和(9-3)计算沉降时间或沉降室尺寸时, 必须知道粒子的下沉速度, 即通常所称的沉降速度。

当粒子悬浮在气体介质中, 此时粒子除受向下的重力 f_g 作用外, 还受向上的浮力 f_b 的作用, 粒子在剩余的重力 ($f_g - f_b$) 的作用下自由降落时, 若不考虑气流阻力及其他外力则其速度为:

$$w_0 = g\tau$$

式中: g ——重力加速度;

τ ——降落时间。

所以粒子降落的开始阶段应为等加速运动。但由于粒子与气体之间发生了相对运动, 粒子就会受到气体介质对它所产生的摩擦阻力作用。阻力的方向与粒子运动的方向相反, 阻力的大小则与粒子和气体间的相对速度有关: 速度愈大, 阻力也愈大。因此, 在粒子降落一段时间后, 当介质的摩擦阻力等于重力时, 就出现等速运动, 即粒子以等速度降落, 这种

降落速度称之为沉降速度,以 w_0 表示。由于颗粒直径往往很小,所以加速阶段常极为短促,颗粒在沉降器中可以看作是以沉降速度等速下降。为了计算沉降速度,设有一直径为 d , 重度为 γ_s 的球形微粒,在重度为 γ 的气体中沉降。当等速沉降时,作用其上的三个作用力的关系是:

$$f_g - f_b = S \quad (9-4a)$$

式中: 重力 $f_g = \frac{\pi d^3}{6} \gamma_s$;

浮力 $f_b = \frac{\pi d^3}{6} \gamma$;

阻力 $S = 4p \times F$ 。

$4p$ 是球形颗粒沉降时,球体前后的流体压强差,根据流体阻力类似的概念,应有

$$4p = \zeta' \frac{\gamma w_0^2}{2g}$$

F 是颗粒在其沉降方向上的投影面积, $F = \frac{\pi}{4} d^2$ 。所以

$$S = \zeta' \cdot \frac{\gamma w_0^2}{2g} \cdot \frac{\pi}{4} d^2 = \zeta' \cdot \frac{\pi d^2 \cdot \gamma w_0^2}{8g}$$

把上述各作用力代入式(9-4a)得:

$$\frac{\pi}{6} d^3 (\gamma_s - \gamma) = \frac{\zeta' \pi d^2 \gamma w_0^2}{8g} \quad (9-4b)$$

整理后得,

$$w_0^2 = \frac{4gd(\gamma_s - \gamma)}{3\zeta'\gamma} \quad (9-5a)$$

或

$$w_0 = \sqrt{\frac{4gd(\gamma_s - \gamma)}{3\gamma\zeta'}} \quad (9-5b)$$

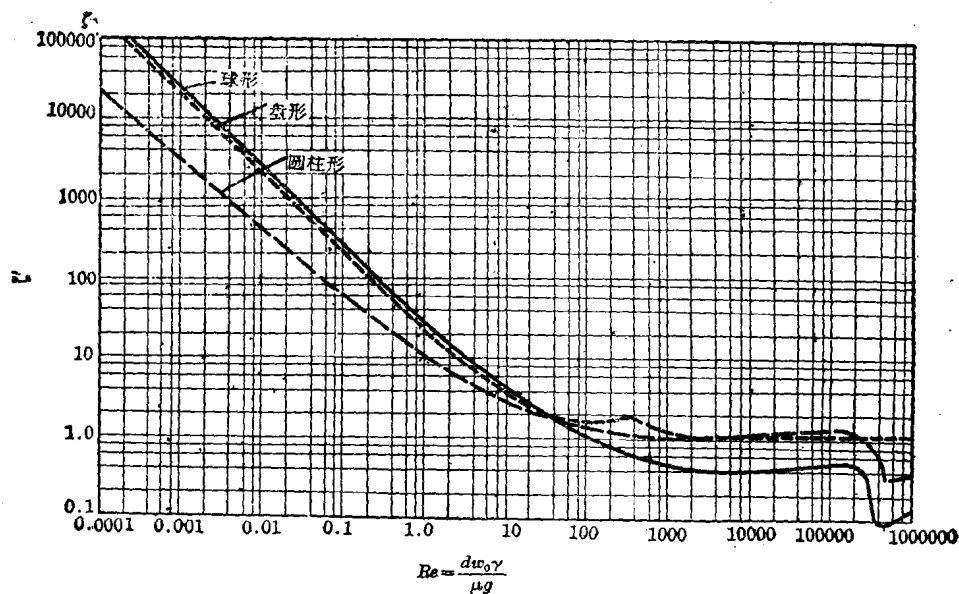


图 9-5 ζ' 与 Re 的关系

式中 ζ' 为阻力系数, 是雷诺数的函数, 一般由实验测定。图 9-5 中曲线 1 是球形粒子沉降时阻力系数 ζ' 与 Re 数的关系。其中 $Re = \frac{dw_0\rho}{\mu}$, d 为颗粒直径, ρ 和 μ 各为流体的密度和粘度, w_0 为粒子的沉降速度。

由图可见, 球形粒子的沉降大致上可以划分为三个区域:

(1) 滞流区域: $Re = 0.0001 \sim 2$, ζ' 与 Re 在双对数坐标纸上成直线关系, 可用下式表示

$$\zeta' = 24/Re \quad (9-6)$$

(2) 过渡区域: $Re = 2 \sim 500$, ζ' 与 Re 的关系可用下式表示

$$\zeta' = 18.5/Re^{0.6} \quad (9-7)$$

(3) 湍流区域: $Re = 500 \sim 150000$, ζ' 趋近常数 0.44。

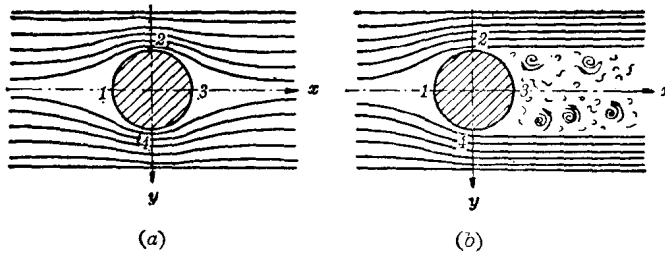


图 9-6 流体绕过圆柱体的流动情况

出现这三个区域可以根据边界层原理进行解释。图 9-6 是流体流经圆柱体时的情况。由第一章知道流体的流动方向和速度沿着圆形周边变化时, 在圆形周边各点上动能和静压能的总和为常数。如在 1 和 3 处速度最低, 静压能最大; 2 和 4 处速度最高, 静压能最小。因此, 压强沿 1 到 2 及 1 到 4 下降, 然后再沿 2 到 3 及 4 到 3 上升。又知道流体流经任何物体时, 物体周围存在着流体边界层。若压强沿着流动方向下降, 则流体受到的阻滞小, 边界层将减薄; 反之若压强上升, 流体受到阻滞大, 边界层厚度也增加。因此, 沿圆形周边的 2 到 3 及 4 到 3 由于压强上升边界层厚度迅速增加, 在边界层中的某一点, 作用于流体上的力可以大到使流体停止不动或引起反方向流动, 造成涡流, 结果使边界层脱离表面, 称之为边界层脱体。由于脱体现象发生, 在紧靠圆柱背面处形成漩涡, 消耗能量, 这个阻力称之为形体阻力(图 9-6(b) 所示)。但在流速相当小时, 即当 Re 小于 2 时, 对于球形物体, 流体绕过边界层而前进, 其流过物体前半周的情况和后半周的情况完全对称(图 9-6(a) 所示); 这种情况下的流动属于滞流, 阻力系数值主要取决于剪应力的影响较大; 当流速增加, 对于球形物体 $Re > 2$ 时, 在物体后半周开始有漩涡形成, 此漩涡是边界层脱体所致, 这就标志着过渡区域的开始; 当球形物体的 Re 值增至 1000 以上, 流动完全属于湍流, 这时阻力系数的大小主要不取决于剪应力, 而取决于涡流所引起的形体阻力。因此, 阻力系数与 Re 值无关并趋于定值。在图 9-5 中, 当 Re 值等于 4×10^5 时, 阻力系数骤然降低。这是因为边界层从滞流型完全变成湍流型, 这时物体后半周的漩涡生成后即被流体带走, 仅留有微小而不规则的小漩涡。

把各区域的 ζ' 值代入式(9-5)就可得各区域的沉降速度计算式。

1. 滞流区

将式(9-6)代入式(9-5a)得:

$$w_0 = \frac{d^2(\gamma_s - \gamma)}{18\mu} = \frac{d^2g(\rho_s - \rho)}{18\mu} \quad (9-8)$$

称为斯托克斯定律。

2. 过渡区

$$w_0 = \frac{0.153g^{0.71}d^{1.14}(\rho_s - \rho)^{0.7}}{\rho^{0.29}\mu^{0.43}} \quad (9-9)$$

3. 湍流区

$$w_0 = 1.74\sqrt{\frac{gd(\gamma_s - \gamma)}{\gamma}} = 1.74\sqrt{\frac{gd(\rho_s - \rho)}{\rho}} \quad (9-10)$$

非球形粒子的 $\zeta' \sim \text{Re}$ 曲线与球形不同, 故上述方程不能使用而须加以校正。图 9-5 中有圆柱形及盘形粒子的 ζ' 值。以上沉降速度的计算式也适用于计算液相中悬浮固体的沉降速度。在气相悬浮系中由于 $\gamma \ll \gamma_s$, 故可将 $(\gamma_s - \gamma)$ 项简化为 γ_s 进行计算。

若已知沉降所属区域, 即 Re 值已知, 则可用相应的方程求取沉降速度。但因 ζ' 与 Re 有关, 而 Re 与 w_0 有关, 所以实际上不能直接使用式(9-5)或式(9-8)、(9-9)、(9-10)求解。通常, 可以采用下面两种方法。

1. 直接计算法

将

$$w_0 = \frac{\text{Re} \cdot \mu}{d\rho}$$

代入(9-5a)可得:

$$\zeta' \text{Re}^2 = \frac{4gd^3(\gamma_s - \gamma)}{3\mu^2 \cdot \gamma} \cdot \rho^2 \quad (9-11)$$

或以

$$\frac{\gamma_s - \gamma}{\gamma} = \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$$

代入(9-11)得:

$$\zeta' \text{Re}^2 = \frac{4d^3\rho^2}{3\mu^2} \times \frac{\rho_s - \rho}{\rho} g$$

式中

$$\frac{d^3\rho^2}{\mu^2} \times \frac{\rho_s - \rho}{\rho} g = \text{Ar}$$

Ar 称为阿基米德准数。其值与沉降速度无关, 只要知道 d, ρ_s, ρ, μ 等即可:

$$\text{Ar} = \frac{3}{4} \zeta' \text{Re}^2 \quad (9-12a)$$

将各区域的雷诺数临界值及相应 ζ' 值代入先找出 Ar 临界值, 如滞流区 $\text{Re} \leq 2$, $\zeta' = 24/\text{Re}$,

代入(9-12a)得:

$$\text{Ar}_{cp} = \frac{3}{4} \times \frac{24\text{Re}^2}{\text{Re}} = 18 \times 2 = 36。$$

在过渡区 $\text{Re} = 2 \sim 500$,

$$\zeta' = \frac{18.5}{\text{Re}^{0.6}}, \quad \text{Ar}_{cp} = \frac{3}{4} \times \frac{18.5}{\text{Re}^{0.6}} \text{Re}^2 = 84000$$

计算 w_0 时可以先求 Ar 值判断属那一沉降区, 然后用相应区域的关系式代入式(9-12a)

求 Re 值, 如 $\text{Ar} < 36$ 时: $\text{Re} = \frac{4}{3} \times \frac{\text{Ar}}{24} = \frac{\text{Ar}}{18}$ 。 $\text{Ar} > 84000$ 时, $\zeta' = 0.44$,

$$\text{Re} = \sqrt{\frac{4}{3} \times \text{Ar} / 0.44} = 1.71\sqrt{\text{Ar}}, \text{ 由 } \text{Re} \text{ 值再求 } w_0, \quad w_0 = \frac{\text{Re} \cdot \mu g}{d\rho}。$$

如果把式(9-12a)改写为:

$$\zeta' = c \cdot \text{Re}^{-2} \quad (9-12b)$$

就可以用作图法求取 ζ' 和 Re 值, 然后代入(9-5a)计算 w_0 。
式(9-12b)两边取对数:

$$\lg \zeta' = \lg c - 2 \lg \text{Re}$$

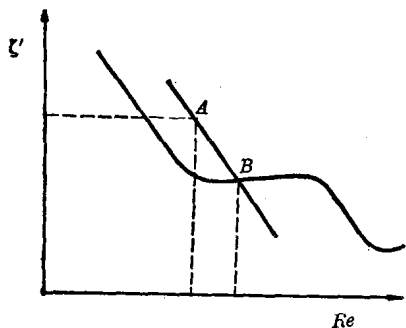


图 9-7 图解法求 ζ' 和 Re 值

在双对数纸上标绘是一条斜率为 -2 的直线。由式(9-12b)可知, 当 $\text{Re}=1$, $\zeta'=c$, 即直线必通过 $\zeta'=c$ 和 $\text{Re}=1$ 之 A 点, 由此点作斜率为 -2 的直线在 $\zeta' \sim \text{Re}$ 的双对数纸图上与 $\zeta' \sim \text{Re}$ 曲线相交之 B 点即所求的 ζ' 和 Re 值, 如图 9-7 所示。

2. 试差法

先估计一个沉降区, 根据相应的计算式求得 w_0 , 然后验算 Re 值。

例 9-1 用一沉降器除去炉气中的硫铁矿尘粒, 尘粒的最小直径为 $8[\mu]$, 尘粒重度为 4000 [公斤/米³]; 炉气粘度为 0.034 [厘泊], 重度 0.5 [公斤/米³], 试计算沉降速度。

解 假设沉降在滞流区, $\text{Re} < 2$, 用式(9-8)。

$$w_0 = \frac{d^2(\gamma_s - \gamma)}{18\mu} = \frac{d^2\gamma_s}{18\mu} = \frac{(8 \times 10^{-6})^2 \times 4000}{18 \times 0.034 / 9810} = 0.0041 \text{ [米/秒]}$$

验算:

$$\text{Re} = \frac{dw\gamma}{\mu g} = \frac{(8 \times 10^{-6}) \times (0.0041) \times (0.5)}{0.034} \times 1000 = 0.084 < 2$$

假设正确。如果验算 Re 值 > 2 , 必须重新假设 Re 值, 然后由图 9-5 查出 ζ' 值代入式(9-5a)计算 w_0 后再验算 Re 值, 直到与假设基本相符为止。

例 9-2 求直径为 80 [微米]的球形石英粒在 20°C 空气中的沉降速度, 已知 $\gamma_{\text{石英}} = 2650$ [公斤/米³]。

$$\text{解} \quad \gamma_{\text{空}20^\circ} = 1.29 \times \frac{273}{273+20} = 1.205 \text{ [公斤/米}^3\text{]}$$

$$\mu_{\text{空}} = 0.0185 \text{ [厘泊]}$$

设 $\text{Re} < 2$

$$w_0 = \frac{(80 \times 10^{-6})^2 (2650 - 1.205)}{18(0.0185/9810)} = 0.5 \text{ [米/秒]}$$

核算 Re 值:

$$\text{Re} = \frac{1000 \times 80 \times 10^{-6} \times 0.5 \times 1.205}{0.0185} = 2.6$$

与假设不符, 重设 $\text{Re} = 2$, 查图 9-5, $\zeta' = 16$

$$w_0^2 = \frac{4gd\gamma_s}{3\zeta'\gamma} = \frac{4 \times 9.81 \times 80 \times 10^{-6} \times 2650}{3 \times 16 \times 1.205} = 0.145$$

$$w_0 = 0.38 \text{ [米/秒]}$$

再核算 Re :

$$\text{Re} = 1000 \times \frac{80 \times 10^{-6} \times 0.38 \times 1.205}{0.0185} = 1.98$$

与假设基本相符, 即 $w_0 = 0.38$ [米/秒]。

一般工业上需要分离的颗粒很小,沉降速度也很小, Re 值基本上小于 2, 因此采用试差法还是比较方便的。

例 9-3 某一锅炉房的烟气沉降室, 其长、宽、高分别为 $11 \times 6 \times 4$ [米], 沿沉降室高度的中间加一层隔板, 故尘粒在沉降室内的降落高度为 2 [米]。烟气温度为 150°C , 风机气量 12500 [标准米³/时], 试核算该沉降室能否沉降 $35[\mu]$ 以上的尘粒。

已知: $\gamma_s = 1600$ [公斤/米³], $\gamma = 1.29$ [公斤/米³], $\mu = 0.0225$ [厘泊]。

设 $Re < 2$

$$w_0 = \frac{d^2 \gamma_s}{18\mu} = \frac{(35 \times 10^{-6})^2 \times 1600}{18 \times 0.0225 / 9810} = 0.0474 \text{ [米/秒]}$$

标算 Re 值

$$Re = \frac{1000 \times 35 \times 10^{-6} \times 0.0474 \times 1.29}{0.0225} = 0.095 < 2$$

则 35μ 以上粒子的沉降时间:

$$\tau_0 = \frac{2}{0.0474} = 42.2 \text{ [秒]}$$

又, 烟气流速:

$$w = \frac{12500}{4 \times 6 \times 3600} \times \frac{273 + 150}{273} = 0.224 \text{ [米/秒]}$$

烟气在沉降室内停留时间:

$$\tau = \frac{11}{0.224} = 49.1 \text{ [秒]}$$

即: $\tau_0 < \tau$ $\therefore 35[\mu]$ 以上粒子可在该室沉降。

讨论:

从斯托克斯定律可知:

(1) 沉降速度与灰尘粒径的平方成正比 ($w \propto d^2$), 故加大粒径可提高沉降速度, 从而提高除尘器的除尘效率和生产能力。加大粒径的办法可以用机械、声波(或超声波)、喷雾等方法。声波是一种较新的技术, 它是利用声波的能量, 使气体中的微小灰尘聚集起来, 成为直径较原来粒度为大的尘粒。声波通过声波发生器产生, 一般经验数据证明: 粒径 $10[\mu]$ 左右的, 一千赫的声波较为适宜。粒径 $1[\mu]$ 左右的, 100 千赫的超声波较为适宜。即灰尘粒径越小, 应用较高的频率。喷雾法是利用一文丘里管, 在喉管处喷入水, 并被高速的含尘气流撞击, 使之雾化, 雾化的液滴与灰尘接触, 使灰尘结成较大的尘粒, 这是目前工业上已采用的方法。

(2) 沉降速度与气体的粘度成反比 ($w_0 \propto \frac{1}{\mu}$), 故减低粘度可以提高沉降速度。由于气体粘度随温度降低而减小, 因此, 气固分离在较低温度下进行较适宜, 所以工艺上通常把除尘放在冷却之后。

第三节 旋风分离器

一、旋风分离器的基本概念

1. 旋风分离器的操作情况

旋风分离器的结构型式很多, 图 9-8 为其基本结构和操作情况的示意图。旋风分离器

的外壳是由圆筒和圆锥组成，圆筒顶端处封闭，其中心有一气体排出管，气体进口管在筒侧并与筒体作正切，锥底设有集尘斗。

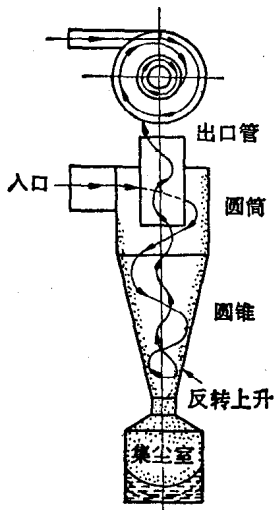


图 9-8 旋风分离器内的气流运动示意

操作时，含尘气流切向进入筒体，沿器内壁旋转，在同一平面上旋转 360° 后，被继续进入的气流挤压而旋转向下和向上流动。向上的气流被顶盖挡住并返回。向下气流在旋转过程中，灰尘在离心力的作用下甩向器壁，并在重力与向下气流的带动下落入灰斗。已净化的下向气流，为了由中心排气管排出，在继续进入的气流的挤压下，在圆锥部下端附近被迫转向器的中心，形成旋转向上的气流，最后由排气管排出。故旋风分离器内的气流运动，沿器壁为向下的旋流，而器的内部为向上旋流(见图 9-8)。

2. 旋风分离器内的气流速度和压强分布

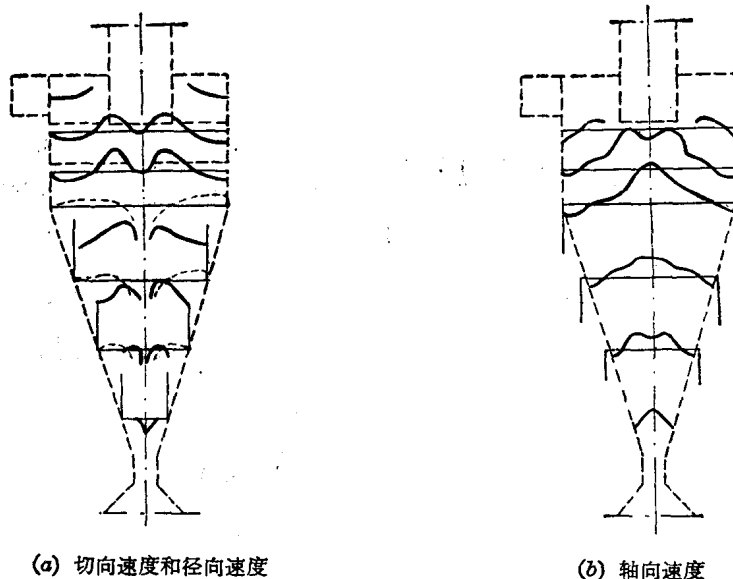
由上述操作情况可知，气体在旋风分离器内的流动对除尘起着决定性的影响，因此弄清旋风分离器内气流的速度分布，对于旋风除尘器的设计和提提高除尘效率有重要的意义。由于旋风分离器内的气流运动较为复杂，因此对它至今还没有足够的认识。一般认为，在旋风分离器内的气流速度可以分解为三个方向：切向速度 u_t 、径向速度 u_r 和轴向速度 u_h 。在靠近壁面处，由于壁面的摩擦和气流的粘性，使切向速度与旋转半径之间有下列关系，

$$u_t = \frac{C}{r^n}$$

式中： r ——旋转半径，[米]；

n ——幂，随旋风分离器结构略有改变，一般为 0.5；

C ——常数。



(a) 切向速度和径向速度

(b) 轴向速度

图 9-9 普通旋风分离器内气流速度分布

——切向速度； ——轴向速度； - - - - - 径向速度