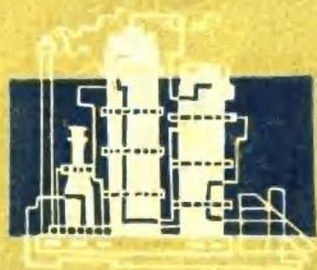


基础化学工程

(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)

总发行所上海发行所发行 浙江嘉兴印刷厂印刷

开本787×1092 1/16 印张19.25 插页1 字数459,000

1980年4月第1版 1980年4月第1次印刷

印数1—30,000

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：黄平惠、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, 气速也可以提高, 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。

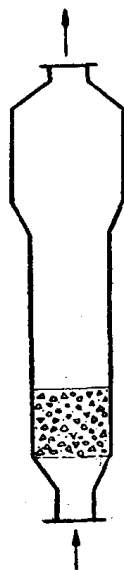


图 9-1 流化床反应器示意

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。

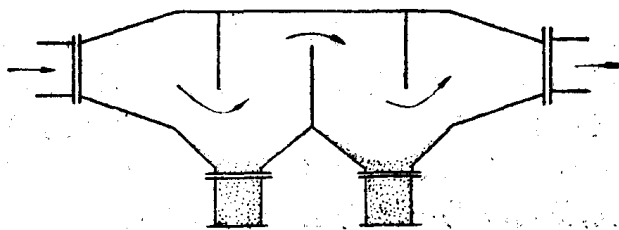


图 9-2 降尘气道

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

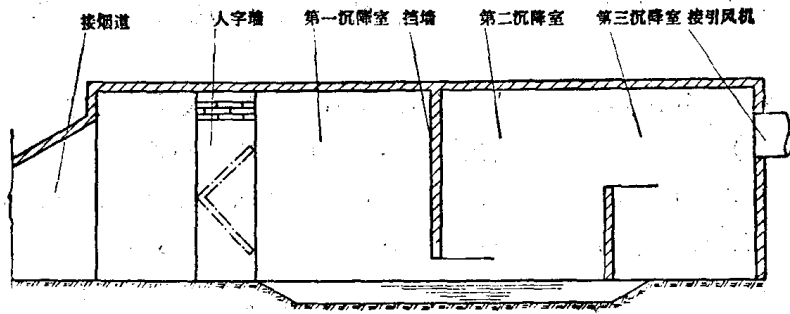


图 9-3 除尘室

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

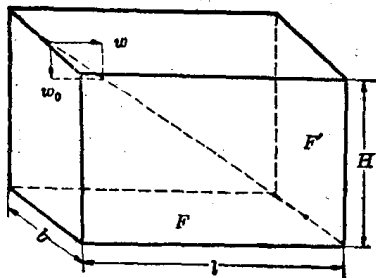


图 9-4 沉降室的计算

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

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

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 $S = \Delta p \times F$ 。

Δp 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

$$\Delta p = \zeta' \frac{\tau w_0^2}{2g}$$

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

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

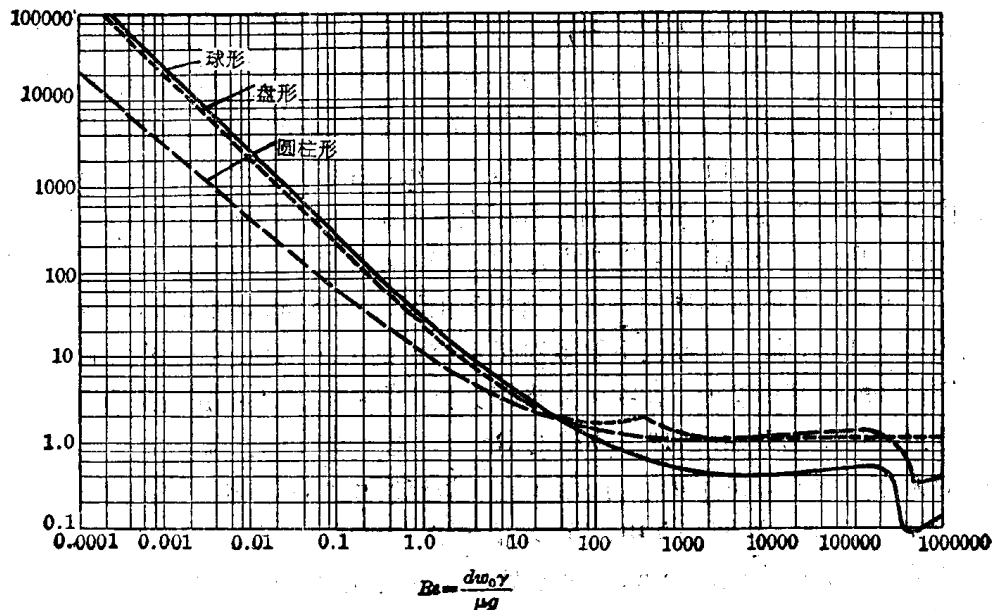


图 9-5 ζ' 与 Re 的关系

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。

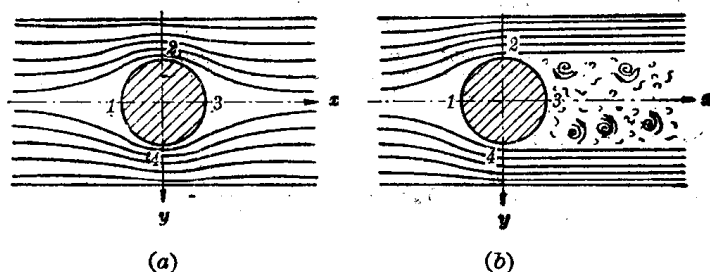


图 9-6 流体绕过圆柱体的流动情况

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的大小, 即受粘性的影响较大; 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:

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

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:

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

在过渡区 $\text{Re} = 2 \sim 500$,

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

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, $\zeta' = 0.44$,

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

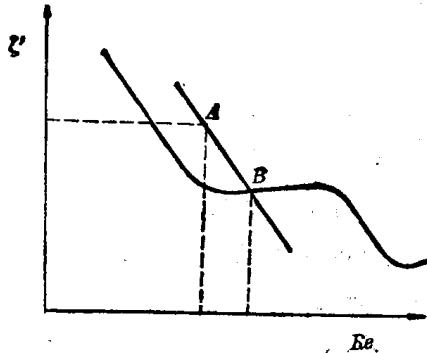
如果把式(9-12a)改写为:

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

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,

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



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。

图 9-7 图解法求 ζ' 和 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:

$$\text{Re} = \frac{dw_0\gamma}{\mu g} = \frac{(8 \times 10^{-6}) \times (0.0041) \times (0.5)}{0.034} \times 1000 = 0.084 < 2$$

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]。

解

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

$$\mu_{20} = 0.0185 \text{ [厘泊]}$$

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 [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。

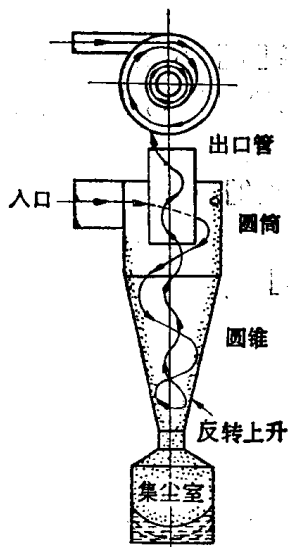


图 9-8 旋风分离器内的气流运动示意

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_a 。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。

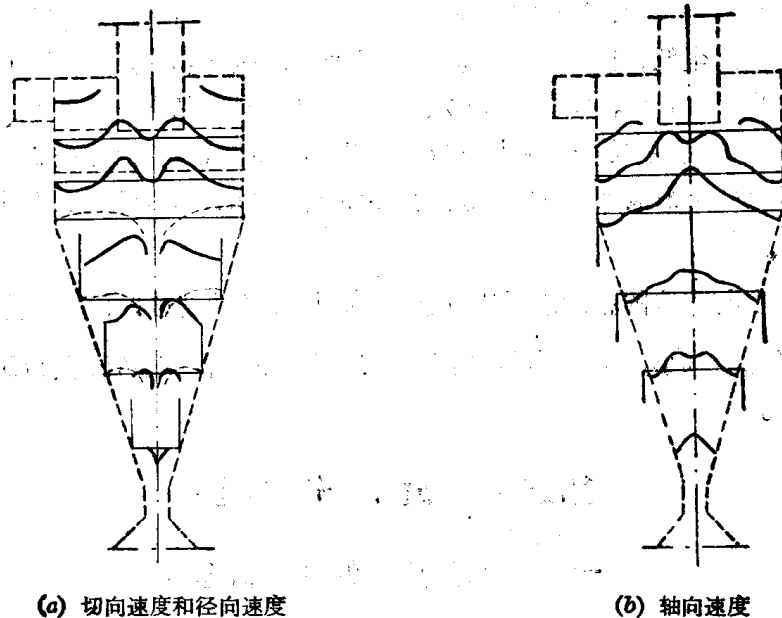


图 9-9 普通旋风分离器内气流速度分布
 ——切向速度； ——轴向速度； -----径向速度