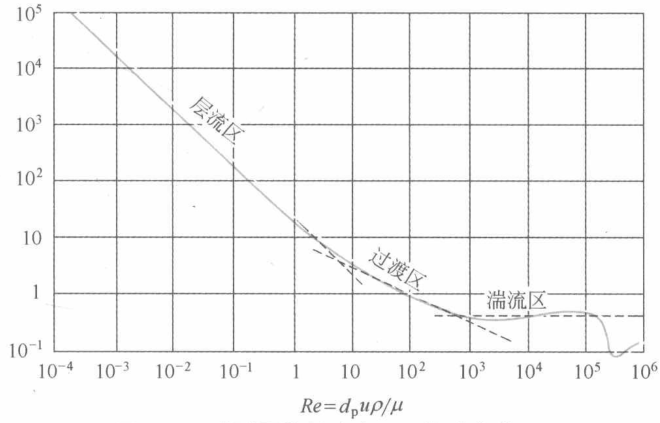

图 3-2 球形颗粒的 ζ 与 Re 关系曲线

第二节 重力沉降

由地球引力作用而发生的颗粒沉降过程，称为重力沉降（gravity settling）。

一、沉降速度

（一）球形颗粒的自由沉降

单个颗粒在流体中沉降，或者颗粒群在流体中分散得较好，而颗粒在互不接触、互不碰撞的条件下沉降，称为自由沉降（free settling）。

当一个球形颗粒放在静止流体中，颗粒密度 ρ_p 大于流体密度 ρ 时，则颗粒将在重力作用下作沉降运动。设颗粒的初速度为零，则颗粒最初只受重力 F_g 与浮力 F_b 的作用。重力向下，浮力向上。当颗粒直径为 d_p 时，有

$$F_g=\frac{\pi}{6}d_p^3\rho_p g \tag{3-6}$$

$$F_b=\frac{\pi}{6}d_p^3\rho g \tag{3-7}$$

此时，作用于颗粒上的这两个外力之和不等于零，颗粒将产生加速度。当颗粒开始下沉时，受到流体向上作用的阻力 F_d。令 u 为颗粒与流体相对运动速度，由式(3-1) 有

$$F_d=\zeta\frac{\pi d_p^2}{4}\cdot\frac{\rho u^2}{2} \tag{3-8}$$

根据牛顿第二定律，颗粒的重力沉降运动基本方程式应为

$$F_g-F_b-F_d=m\frac{\mathrm{d}u}{\mathrm{d}\tau} \tag{3-9}$$

将式(3-6) 至式(3-8) 的关系代入此式，整理得

$$\frac{\mathrm{d}u}{\mathrm{d}\tau}=\left(\frac{\rho_p-\rho}{\rho_p}\right)g-\frac{3\zeta\rho}{4d_p\rho_p}u^2 \tag{3-10}$$

由此式可知，右边第一项与 u 无关，第二项随 u 的增大而增大。因此，随着颗粒向下沉降，

u 逐渐增大，$du/d\tau$ 逐渐减小。当 u 增加到某一定数值 u_t 时，$du/d\tau=0$。于是颗粒开始作匀速沉降运动。可见，颗粒的沉降过程分为两个阶段，起初为加速阶段，而后为匀速阶段。对于小颗粒，沉降的加速阶段较短，可以忽略不计，只考虑匀速阶段。在匀速阶段中，颗粒相对于流体的运动速度 u_t 称为沉降速度或终端速度（terminal velo city）。

当 $du/d\tau=0$ 时，令 $u=u_t$，由式(3-10) 可得沉降速度计算式

$$u_t=\sqrt{\frac{4gd_p(\rho_p-\rho)}{3\zeta\rho}} \tag{3-11}$$

式中，u_t 为沉降速度，m/s；d_p 为颗粒直径，m；ρ_p 为颗粒的密度，kg/m^3；ρ 为流体的密度，kg/m^3；g 为自由落体加速度，m/s^2；ζ 为阻力系数。

式(3-11) 与式(3-2) 的阻力系数 ζ 关系式联立求解，可得颗粒在流体中的沉降速度 u_t。

对于球形颗粒，将不同 Re 范围的阻力系数 ζ 计算式(3-3) 至式(3-5) 代入上式，可得各区域的沉降速度计算式如下。

层流区（$Re<2$） $$u_t=gd_p^2(\rho_p-\rho)/18\mu \tag{3-12}$$

式(3-12) 称为斯托克斯式或斯托克斯定律。

过渡区（$2<Re<500$） $$u_t=\left[\frac{4g^2(\rho_p-\rho)^2}{225\mu\rho}\right]^{1/3}d_p \tag{3-13}$$

湍流区（$500<Re<2\times10^5$） $$u_t=\sqrt{3.03g(\rho_p-\rho)d_p/\rho} \tag{3-14}$$

由此三式可知，u_t 与 d_p、ρ_p 及 ρ 有关。d_p 及 ρ_p 愈大，则 u_t 就愈大。层流区与过渡区中，u_t 还与流体黏度 μ 有关。液体黏度约为气体黏度的 50 倍，故颗粒在液体中的沉降速度比在气体中的小很多。

（二）沉降速度的计算

已知球形颗粒直径，要计算沉降速度时，需要根据 Re 值从式(3-12)、式(3-13) 及式(3-14) 中选择一个计算式。但由于 u_t 为待求量，所以 Re 值是未知量。这就需要用试差法进行计算。例如，当颗粒直径较小时，可先假设沉降属于层流区，则用斯托克斯式(3-12) 求出 u_t。然后用所求出的 u_t 计算 Re 值，检验 Re 值是否小于 2。如果计算的 Re 值不在所假设的流型区域，则应另选用其他区域的计算式求 u_t，直到用所求 u_t 计算的 Re 值符合于所用计算式的流型范围为止。

【例 3-1】 一直径为 1.0mm、密度为 $2500kg/m^3$ 的玻璃球在 20℃ 的水中沉降，试求其沉降速度。

解 由于颗粒直径较大，先假设流型处于过渡区，用式(3-13) 计算 u_t。

$$u_t=\left[\frac{4g^2(\rho_p-\rho)^2}{225\mu\rho}\right]^{1/3}d_p=\left[\frac{4\times(9.81)^2\times(2500-1000)^2}{225\times10^{-3}\times10^3}\right]^{1/3}\times10^{-3}=0.157m/s$$

校核流型，$Re=d_pu_t\rho/\mu=10^{-3}\times0.157\times10^3/10^{-3}=157$，故属于过渡区，与假设相符。

当已知沉降速度，求颗粒直径时，也需要用类似的试差法计算。

（三）影响沉降速度的其他因素

(1) 颗粒形状 颗粒与流体相对运动时所受的阻力与颗粒的形状有很大关系。颗粒的形状偏离球形愈大，其阻力系数就愈大。实际上颗粒的形状很复杂，目前还没有确切的方法来

表示颗粒的形状，所以在沉降问题中一般不深究颗粒的形状。这个问题可以采用下述方法处理，即测定非球形颗粒的沉降速度，用沉降速度公式计算出粒径。这样求出来的非球形颗粒的直径称为当量球径（diameter of equivalent sphere）。即用球形颗粒直径来表示沉降速度与其相同的非球形颗粒的直径，并对沉降过程进行设计计算。

（2）壁效应　当颗粒在靠近器壁的位置沉降时，由于器壁的影响，其沉降速度较自由沉降速度小，这种影响称为壁效应（wall effect）。

（3）干扰沉降　当非均相物系中的颗粒较多，颗粒之间相互距离较近时，颗粒沉降会受到其他颗粒的影响，这种沉降称为干扰沉降（hindered settling）。干扰沉降比自由沉降的速度小。

二、降尘室

利用重力沉降分离含尘气体中的尘粒，是一种最原始的分离方法。一般作为预分离之用，分离粒径较大的尘粒。

本节介绍最典型的水平流动型降尘室（dust-settling chamber）的操作原理。降尘室如图 3-3 所示。

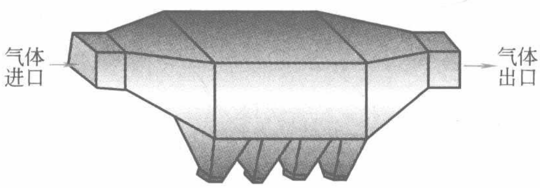

图 3-3　降尘室

降尘室的工作原理

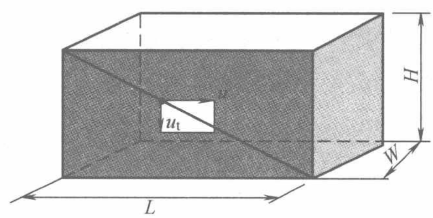

图 3-4　降尘室的计算

1. 停留时间与沉降时间

含尘气体由管路进入降尘室后，因流道截面积扩大而流速降低。只要气体从降尘室进口流到出口所需要的停留时间等于或大于尘粒从降尘室的顶部沉降到底部所需的沉降时间，则尘粒就可以分离出来。这种重力降尘室，通常可分离粒径为 50μm 以上的粗颗粒，作为预除尘用。

如图 3-4 所示，降尘室的长度为 L，如果颗粒运动的水平分速度 u 与气体的流速 u 相同，则颗粒在降尘室的停留时间为 L/u；若颗粒的沉降速度为 u_t，则颗粒在高度为 H 的降尘室中的沉降时间为 H/u_t。

颗粒在降尘室中分离出来的条件是停留时间≥沉降时间，即

$$L/u \geqslant H/u_t \tag{3-15}$$

2. 临界粒径 d_{pc}

若已知含尘气体的体积流量 q_{Vs}（单位为 m^3/s），则含尘气体在降尘室中的流速为

$$u = q_{Vs}/HW$$

此式代入式(3-15)，则得尘粒在降尘室中的沉降速度应满足的条件为

$$u_t \geqslant \frac{q_{Vs}}{WL} \tag{3-16}$$

即尘粒的沉降速度 u_t 应大于或等于 q_{Vs}/WL。或者说，某些粒径的尘粒，其沉降速度 u_t 大于或等于 q_{Vs}/WL 时，则能全部分离出来。

含尘气体中的尘粒大小不一，颗粒大者沉降速度快，颗粒小者较慢。设其中有一种粒径能满足式(3-16) 中的条件

$$u_{tc}=\frac{q_{Vs}}{WL} \tag{3-17}$$

则此粒径称为能 100%除去的最小粒径，或称为临界粒径（critical particle diameter)，以 d_{pc}表示。u_{tc}为临界粒径颗粒的沉降速度。

只要粒径为 d_{pc}的颗粒能够沉降下来，则比其大的颗粒在离开降尘室之前都能沉降下来。

将式(3-17) 的临界粒径 d_{pc}所对应的沉降速度 u_{tc}，代入沉降速度计算式(3-12) 至式(3-14)，可求出临界粒径 d_{pc}。

假如尘粒的沉降速度处于层流区（斯托克斯定律区），将式(3-17) 代入式(3-12)，可得颗粒的临界粒径计算式为

$$d_{pc}=\sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_p-\rho)g}u_{tc}}=\sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_p-\rho)g}\times\frac{q_{Vs}}{WL}} \tag{3-18}$$

式中，d_{pc}为颗粒的临界粒径，m；u_{tc}为与临界粒径 d_{pc}对应的沉降速度，m/s；μ 为流体的黏度，Pa·s；ρ 为流体的密度，kg/m^3；ρ_p 为颗粒的密度，kg/m^3；g 为自由落体加速度，m/s^2；q_{Vs}为含尘气体的体积流量，m^3/s；W 为降尘室宽度，m；L 为降尘室长度，m。

由式(3-17) 与式(3-18) 可知，当 q_{Vs}一定时，d_{pc}及 u_{tc}与降尘室的底面积 WL 成反比，而与高度 H 无关。同时，当 d_{pc}与 u_{tc}一定时，q_{Vs}与底面积 WL 成正比，而与高度 H 无关。

3. 降尘室的形状

从上面分析可知，降尘室宜做成扁平形状。

当含尘气体的体积流量 q_{Vs}不变，若使降尘室的高度 H 为原来的 1/2，而临界粒径颗粒的沉降速度 u_{tc}不变时，则尘粒的沉降时间将缩短一半。同时，因气体流速 u 为原来的两倍，则尘粒在降尘室中的停留时间也为原来的 1/2。

应注意的是气速 u 不能太大，以免干扰尘粒沉降，或把沉下来的尘粒重新卷起来。一般流速 u 不超过 3m/s。

多层隔板降尘室　如图 3-5 所示，将降尘室用水平隔板分为 N 层，每层高度为 H/N。

由于气体流动的截面积未变，所以颗粒的水平流速 u 不变。由式(3-15) 可知颗粒的停留时间 L/u 不变。

同时，要求临界粒径颗粒的沉降时间 H/u_{tc}等于停留时间，而不变。因为颗粒的沉降高度为原来的 $1/N$，则临界粒径颗粒的沉降速度 u_{tc}可以降为原来

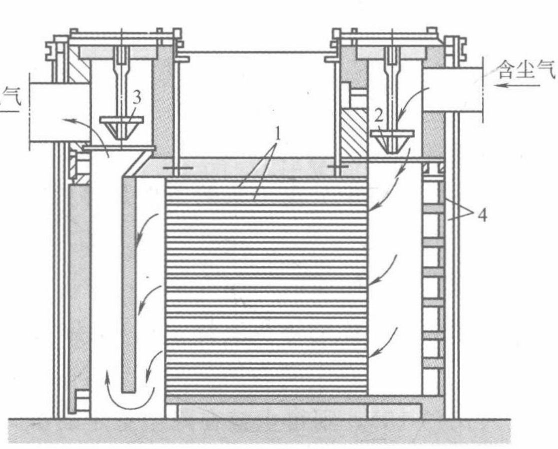

图 3-5　多层隔板降尘室

1—隔板；2,3—调节阀；4—除灰口

的 $1/N$，临界粒径降为原来的$\sqrt{1/N}$，使更小的尘粒也能分离。一般可分离 20μm 以上的颗粒，但多层隔板降尘室排灰不方便。

4. 降尘室的计算

从层流区（斯托克斯定律区）的计算式(3-18) 可知，降尘室的计算问题可分为下列 3 类。

① 若已知气体处理量 q_{Vs}、物性数据（气体密度 ρ，黏度 μ 及颗粒密度 ρ_p）及要求除去的最小颗粒直径（临界粒径 d_{pc}），则可计算降尘室的底面积 WL。

② 若已知降尘室底面积 WL、物性数据及临界粒径 d_{pc}，则可计算气体处理量 q_{Vs}。

③ 若已知降尘室底面积 WL、物性数据及气体处理量 q_{Vs}，则可计算临界粒径 d_{pc}。

【例 3-2】 用高 2m、宽 2.5m、长 5m 的重力降尘室分离空气中的粉尘。在操作条件下空气的密度为 0.779kg/m^3，黏度为 $2.53\times10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$，流量为 $1.25\times10^4\text{m}^3/\text{h}$。粉尘的密度为 2000kg/m^3。试求粉尘的临界直径。

解　已知空气流量 $q_{Vs}=1.25\times10^4\text{m}^3/\text{h}$，密度 $\rho=0.779\text{kg/m}^3$，黏度 $\mu=2.53\times10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$。

粉尘的密度 $\rho_p=2000\text{kg/m}^3$，降尘室的宽度 $W=2.5\text{m}$，长度 $L=5\text{m}$。与临界粒径 d_{pc} 对应的沉降速度 u_{tc}，用式(3-17) 计算

$$u_{tc}=\frac{q_{Vs}}{WL}=\frac{1.25\times10^4/3600}{2.5\times5}=0.278\text{m/s}$$

假设临界粒径颗粒的沉降属于层流区，用式(3-18) 计算粉尘的临界粒径。

$$d_{pc}=\sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_p-\rho)g}u_t}=\sqrt{\frac{18\times2.53\times10^{-5}}{2000\times9.81}\times0.278}=80.3\times10^{-6}\text{m}=80.3\mu\text{m}$$

验算流型

$$Re=\frac{d_{pc}u_{tc}\rho}{\mu}=\frac{80.3\times10^{-6}\times0.278\times0.779}{2.53\times10^{-5}}=0.687(<2)$$

故属于层流区，与假设相符。

三、悬浮液的沉聚

(一) 增稠器

悬浮液放在大型容器里，其中的固体颗粒在重力下沉降，得到澄清液与稠浆的操作，称为沉聚（sedimentation）。当原液中固体颗粒的浓度较低，而为了得到澄清液时的操作，常称为澄清。所用设备称为澄清器（clarifier）。从较稠的原液中尽可能把液体分离出来而得到稠浆的设备，称为增稠器（thickener）。

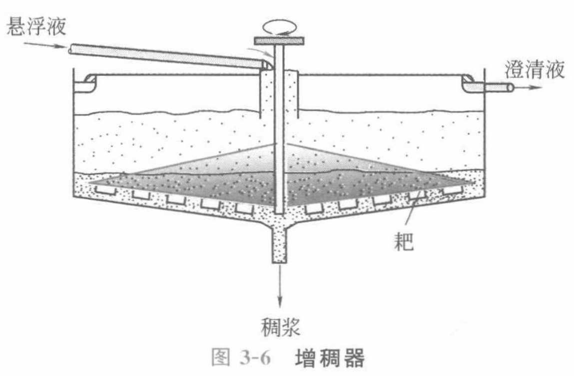

图 3-6　增稠器

工业上处理大量悬浮液时多用连续式增稠器。如图 3-6 所示，增稠器是一个带锥形底的圆槽，直径一般为 10～100m。原液经中心处的进料管送至液面下 0.3～1.0m 处。固体颗粒在上部自由沉降区边沉降边向圆周方向分散，而液体向上流动。在这个区域里，当液体流速小于颗粒的沉降速度时，就能得到澄

清液。澄清液经槽的周边溢流出去，这称为溢流（over flow）。沉降区的下部为增稠压缩区，在这个区域里，由于转动缓慢的齿形耙的挤压作用，挤出更多的液体，同时把稠浆移动到槽底中心处，用泥浆泵从底部排出管连续排出。排出的稠浆称为底流（under flow）。有时为了节省沉降面积，而把增稠器做成多层式。

（二）絮凝剂

液体中所含固体颗粒的粒径大小会有差别，含有颗粒直径较大的液体，一般称为悬浮液；含有颗粒直径小于 1μm 的液体，一般称为溶胶。溶胶中细小颗粒的分离要比悬浮液中较大颗粒的分离更为困难。为了促进细小颗粒絮凝成较大颗粒以增大沉降速度，可往溶胶中加入少量电解质。例如，河水净化时常加入明矾［$KAl(SO_4)_2 \cdot 12H_2O$］，使水中细小污物沉淀。因为这些微粒常带负电荷，而明矾水解时产生带正电的 $Al(OH)_3$ 胶状物质，与水中微粒聚集成大颗粒而一起沉降。凡能促进溶胶中微粒絮凝的物质称为絮凝剂（coagulant）。常用的电解质除了明矾还有三氧化铝、绿矾（硫酸亚铁）、三氯化铁等。一般用量为 40～200mg/kg。近年来，已研究出某些高分子絮凝剂。

第三节　离心沉降

依靠离心力的作用，使流体中的颗粒产生沉降运动，称为离心沉降（centrifugal settling）。由前节的重力沉降内容可知，当颗粒较小时，其沉降速度小，需要较大的沉降设备。为了提高生产能力，可使用离心沉降，用离心力场强化重力场。

一、离心分离因数

如图 3-7 所示，以一定角速度 ω 旋转的圆筒，筒内装有密度为 ρ、黏度为 μ 的液体。液体中悬浮有密度为 ρ_p、直径为 d_p、质量为 m 的球形颗粒。假设筒内液体与圆筒有相同的转速。当站在旋转轴上观测颗粒的运动时，忽略颗粒的重力沉降，则有离心力沿旋转半径向外作用于颗粒。

$$F_c = mr\omega^2$$

式中，r 为颗粒到旋转轴中心的距离。由此式可知，为了增大 F_c 可以提高 ω 也可以增大 r。提高 ω，比增大 r 更有效。同时，从转筒的机械强度考虑，r 不宜太大。由于 ω 与转速 N 的关系为 $\omega = 2\pi N/60$，则有

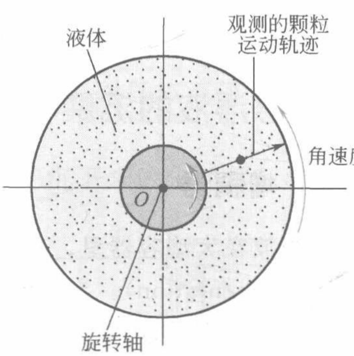

图 3-7　转筒内颗粒在流体中的运动

$$F_c \approx \frac{mrN^2}{100}$$

式中，转速 N 的单位为 r/min。

同一颗粒所受的离心力与重力之比，为

$$K_c = \frac{r\omega^2}{g} \approx \frac{rN^2}{900} \tag{3-19}$$