



5. 颗粒沉降与流态化

5.1 概述

5.1.1 概述

本章考察流固两相物系中固体颗粒与流体间的相对运动。在流固两相物系中，不论作为连续相的流体处于静止还是作某种运动，只要固体颗粒的密度大于流体的密度，那么在重力场中，固体颗粒将在重力方向上与流体做相对运动，在离心力场中，则与流体作离心力方向上的相对运动。许多化工过程与此种相对运动相联系，例如：

- ① 两相物系的沉降分离，其中依靠重力的称为重力沉降，依靠离心力的称为离心沉降。
- ② 流固两相之间进行某种物理与化学过程，如固体物料的干燥（气流干燥、喷雾干燥、沸腾干燥）。
- ③ 固体颗粒的流动输送。

流固两相物系内的相对运动规律是上述各过程设计计算的基础。

固体颗粒对流体的相对运动规律与物理学中的自由落体运动规律的根本区别是后者不考虑流体对固体运动的阻力。当固体尺寸较大时，阻力远小于重力，因而可以略去（举苹果重力沉降例子）。但当颗粒尺寸较小时，或流体为液体时，阻力不容忽略（举细粉笔头或绿豆重力沉降）例子。由此可见，对流—固两相物系中的相对运动的考察应从流体对颗粒运动的阻力着手。

5.2 颗粒的沉降运动

5.2.1 流体对固体颗粒的绕流

前几章讨论静止的固体壁面对流体流动的阻力及由此产生的流体的机械能损失（习惯称为阻力损失）。本节将着重讨论流体与固体颗粒相对运动时流体对颗粒的作用力—曳力。

流体与固体颗粒之间的相对运动可分为以下三种情况：

- ① 颗粒静止，流体对其做绕流；
- ② 流体静止，颗粒作沉降运动；
- ③ 颗粒与流体都运动，但保持一定的相对运动。

上述三种情况，只要颗粒与流体之间的相对运动速度相同，流体对颗粒的作用力—曳力（即阻力）在本质上无区别，都是由于两者间相对运动造成的阻力。因此，可以第①种情况（绕流）为例来分析颗粒相对于流体作运动时所受的阻力。



两种曳力—表面曳力和形体曳力

图 5-1 表示流体以均匀速度 u 绕过一静止颗粒的运动。流体作用于颗粒表面任何一点的力必可分解为与表面相切及垂直的两个分力，即表面上任何一点同时作用着剪应力 τ_w 和压强 p 。在颗粒表面上任取一微元面积 dA ，作用于其上的剪力为 $\tau_w dA$ ，压力为 $p dA$ 。

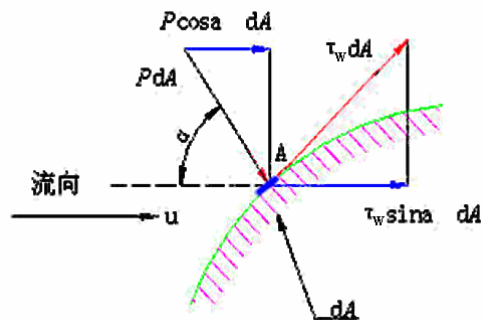


图 5-1 固体壁面上的曳力

设所取微元面积 dA 与流动方向成夹角 α ，则剪力在流动方向上的分力为 $\tau_w dA \sin \alpha$ 。将此分力沿整个颗粒表面积分而得该颗粒所受剪力在流动方向上的总和，称为表面曳力。

同样，压力 $p dA$ 在流动方向上的分力为 $p dA \cos \alpha$ ，将此力沿整个颗粒表面积分可得

$$\oint_A p \cos \alpha dA = \oint_A (p + \rho g z) \cos \alpha dA - \oint_A \rho g z \cos \alpha dA$$

上式等号右端第一项称为形体曳力，第二项即颗粒所受的浮力。当颗粒与流体无相对运动时，则不存在表面曳力与形体曳力，但仍有浮力作用其上。由此可见，流体对固体颗粒作绕流运动时，在流动方向上对颗粒施加一个总曳力，其值等于表面曳力和形体曳力之和。

F_D 与流体 ρ 、 μ 相对流速 u 有关，而且受颗粒的形状与定向的影响，问题较为复杂。至今，只有几何形状简单的少数情况才可以得到 F_D 的理论计算式。例如，粘性流体对球体的低速绕流（也称爬流）时 F_D 的理论式即斯托克律（Stokes）定律为：

$$F_D = 3\pi\mu d_p u \quad (5-1)$$

当流速较高时，Sokes定律不成立。因此，对一般流动条件下的球形颗粒及其其他形状的颗粒， F_D 的数值尚需通过实验解决。

曳力系数 对球形颗粒， $F_D = F(d_p, u, \rho, \mu)$ 用因次分析并整理后可得

$$\text{令} \quad Re_p = \frac{d_p u \rho}{\mu} \quad (5-3)$$

$$\zeta = \phi(Re_p) \quad (5-4)$$

$$\text{则有} \quad F_D = \zeta A_p \frac{1}{2} \rho u^2 \quad (5-5)$$

式中 A_p —颗粒在运动方向上的投影面积；

ζ —无因次曳力系数。

式 (5-5) 可作为曳力系数的定义式。



ζ 与 Re_p 关系的实验测定结果见图 5-2。

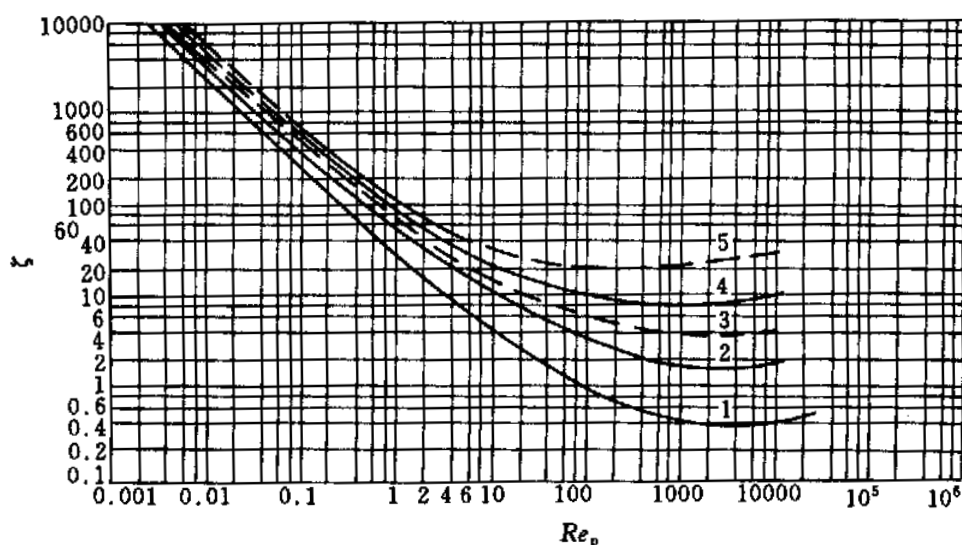


图 5-2 曳力系数 ζ 与颗粒雷诺数的关系

图中曲线：1- $\psi=1$ ；2- $\psi=0.806$ ；3- $\psi=0.6$ ；4- $\psi=0.220$ ；5- $\psi=0.125$

图中球形颗粒 ($\psi = 1$) 的曲线在不同的雷诺数范围内可用公式表示如下：

$Re_p < 2$ ，层流区，Sokes 定律区

$$\zeta = \frac{24}{Re_p} \quad (5-6)$$

$2 < Re_p < 500$ ，过渡区，Allen 定律区

$$\zeta = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \quad (5-7)$$

$500 < Re_p < 2 \times 10^5$ ，湍流区，Newton 定律区

$$\zeta \approx 0.44 \quad (5-8)$$

注意 Re_p 定义与第 1 章不同，特别流型 Re 值亦不同！

把 $\zeta = \frac{24}{Re_p}$ 代入式 (5-5) 得

$$F_D = \frac{24}{Re_p} A_p \frac{1}{2} \rho u^2 = \frac{24}{\frac{d_p u \rho}{\mu}} \frac{\pi}{4} d_p^2 \frac{1}{2} \rho u^2 = 3\pi \mu d_p u$$

说明在层流区实验结果与理论推导一致。其他区域的解同学们可结合有关内容自学掌

握。我这里着重说明的是 Allen 定律 $\zeta = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}}$ 误差极大（平均误差高达 15.5%，应当加以



否定)。陈文靖用多项式拟合计算 $1 < Re_p < 1000$ 区间内的 ζ 值, 平均误差仅 0.486%, 该式形式如下:

$$\zeta = \frac{26.5}{Re_p^x} \quad 1 < Re_p < 1000$$

(推广到 $0.5 \leq Re_p \leq 3000$ 喷雾干燥, 气流干燥大部分均在次区间), 式中

$$x = \sum_{i=0}^5 R_i (\ln Re_p)^i$$

$$R_0 = 0.9178336, \quad R_2 = 2.89240E - 2,$$

$$R_3 = -9.547178E - 3, \quad R_1 = -0.0782483, \quad R_4 = 1.347719E - 3, \quad R_5 = -6.945255E - 5.$$

①Allen 误差大的原因? (用直线取代本来是曲线的原始数据, 偏离原始数据太远, 计算误差大)

②计算机读图技术, 一元非线性拟合, 多元非线性拟合, 多元非线性智能拟合。

5.2.2 静止流体中颗粒的自由沉降

沉降的加速段 在静止流体中、颗粒在重力场或离心力场做沉降运动时, 所受的力分别为:

(1) 场力 F

重力场:
$$F_g = mg \quad (5-9)$$

离心力场:
$$F_c = mr\omega^2 \quad (5-10)$$

(2) 浮力 F_b

重力场:
$$F_b = \frac{m}{\rho_p} \rho g \quad (5-11)$$

离心力场:
$$F_b = \frac{m}{\rho_p} \rho r \omega^2 \quad (5-12)$$

(3) 曳力:
$$F_D = \zeta A_p \left(\frac{1}{2} \rho u^2 \right) \quad (5-13)$$

在重力场中作沉降运动时, 由牛顿第二运动定律:

$$\sum F = m \frac{du}{dt}$$

或者
$$\frac{du}{d\tau} = \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} \right) g - \frac{\zeta A_p}{4d_p \rho_p} \rho u^2 \quad (5-15)$$

对球形颗粒, 可得
$$\frac{du}{d\tau} = \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} \right) g - \frac{3\zeta}{4d_p \rho_p} \rho u^2 \quad (5-16)$$



沉降的等速阶段 随着下降速度的不断增加，式（5-16）右侧第二项（曳力项）逐渐增大，加速度逐渐减小。当下降速度增至某一数值时，曳力等于颗粒在流体中的净重（表观重量），加速度等于零，颗粒将以恒定不变的速度 u_t 继续下降。此 u_t 称为颗粒的沉降速度或终端速度。对于小颗粒，沉降的加速阶段很短，加速段所经历的距离也很小。因此，小颗粒沉降的加速阶段可以忽略，而近似认为颗粒始终以 u_t 下降。

颗粒的沉降速度 对球形颗粒，当 $\frac{du}{d\tau} = 0$ 时，由式（5-16）可得

$$u_t = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)g}{3\zeta\rho}} \quad (5-17)$$

式中 $\zeta = \phi \left(\frac{d_p u_t \rho}{\mu} \right)$

ζ 与 Re_p 有关，也与 u_t 有关，将不同区域的 ζ 与 Re_p 的关系式（5-6）—式（5-8）分别带入上式，整理得

$$Re_p < 2, \text{ 层流区 (Sokes 区)} \quad u_t = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (5-19)$$

$$2 < Re_p < 500, \text{ 过渡区 (Allen 区)} \quad u_t = 0.781 \left[\frac{d_p^{1.6}(\rho_p - \rho)g}{\rho^{0.4}\mu^{0.6}} \right]^{0.714}$$

$$500 < Re_p < 2 \times 10^5, \text{ 湍流区 (Newton 区)} \quad u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p(\rho_p - \rho)g}{\rho}} \quad (5-20)$$

因 ζ 与 Re_p 有关，故 u_t 需用试差法求解。

其他因素对沉降速度的影响 公式成立假定条件：①颗粒为球形；②颗粒沉降时彼此相距较远，互不干扰；③容器壁对沉降的阻滞作用可以忽略；④ 颗粒直径不能小到受流体分子运动的影响。对实际颗粒需要考虑下列因素：

- ①颗粒为非球形；
- ②干扰沉降；
- ③容器壁对沉降的阻滞作用—端效应；
- ④ 颗粒直径小到受流体分子运动的影响；
- ⑤ 液滴或气泡的运动。



例：有一玉米淀粉水悬浮液，温度 20°C，淀粉颗粒平均直径为 15μm，淀粉颗粒吸水后的密度为 1020kg·m⁻³，试求颗粒的沉降速度。

解：先假定沉降在层流区进行，故可以用式（5-19）计算，即

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu}$$

已知： $d_p = 15\mu m = 15 \times 10^{-6} m$ ， $\rho_s = 1020 kg \cdot m^{-3}$ ， 查出 20°C 的水的

$\rho = 998.2 kg \cdot m^{-3}$ ， $\mu = 1.005 \times 10^{-3} Pa \cdot s$ ， 将各值代入上式得：

$$u_t = \frac{(15 \times 10^{-6})^2 (1020 - 998.2)}{18 \times 1.005 \times 10^{-3}} \times 9.807 = 2.66 \times 10^{-6} m \cdot s^{-1}$$

检验 Re_p 值：

$$Re_p = \frac{du_t \rho}{\mu} = \frac{15 \times 10^{-6} \times 2.66 \times 10^{-6} \times 998.2}{1.005 \times 10^{-3}} = 3.96 \times 10^{-5} < 1$$

计算结果表明，与假设相符，故算得的 $u_t = 2.66 \times 10^{-6} m \cdot s^{-1}$ 正确。

5.3 沉降分离设备

根据作用于颗粒上的外力不同，沉降分离设备可分为重力沉降和离心沉降两大类。

5.3.1 重力沉降设备

降尘室 藉重力沉降以除去气流中的尘粒，此类设备称为降尘室。按流体流动方式的不同，重力沉降设备可分为水平流动型与上升流动型两种。

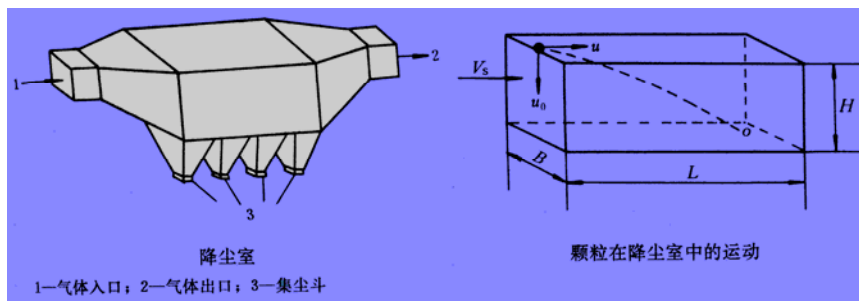


图 5-6 降尘室

图 5-7 颗粒在降尘室中的运动

图 5-6 为气体作水平流动的一种降尘室。含尘气体进入降尘室后流动截面增大，流速降低，在室内有一定的停留时间使颗粒能在气体离室之前沉至室底而被除去。显然，气流在降



尘室内的均匀分布是十分重要的。若设计不当，气流分布不均甚至有死角存在，则必有部分气体停留时间较短，其中所含颗粒就来不及沉降而被带出室外。为使气流均匀分布，图 5-6 图 5-6 降尘室所示的降尘室采用锥形进出口。降尘室的容积一般较大，气体在其中的流速 $<1\text{m/s}$ 。实际上为避免沉下的尘粒重新被扬起，往往采用更低的气速。通常它可捕获大于 $50\mu\text{m}$ 的粗颗粒。颗粒在降尘室内的运动情况如图 5-7 所示。

$$\text{停留时间} \quad \tau_r = \frac{AH}{q_V} \quad (5-22)$$

$$\text{沉降时间} \quad \tau_t = \frac{H}{u_t} \quad (5-23)$$

$$\tau_r \geq \tau_t, \text{ 至少 } \tau_r = \tau_t, \text{ 所以 } \frac{AH}{q_V} = \frac{H}{u_t} \quad (\text{降尘室设计原则}), \text{ 得}$$

$$q_V = Au_t \quad (5-24)$$

q_V —含尘气体体积流量， m^3/s 。气速 $u = \frac{q_V}{BH}$ ，一般 u 应 $<1\text{m/s}$ ，实际上为避免已沉下

的尘粒重新被扬起， u 往往取更低 $u = 0.5\text{m/s}$ 。降尘室一般用于分离 $d_p > 50\mu\text{m}$ 的粗颗粒。

A —降尘室底面积， m^2 。 $A = BL$

u_t —颗粒的沉降速度， m/s 。 u_t 应根据要分离的最小颗粒直径 $d_{\min}$ 决定。若沉降处于 Stokes 定律区（层流区），则

$$u_t = \frac{d_{\min}^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu} \quad (5-25)$$

对一定物系， u_t 一定，降尘室的处理能力只取决于降尘室的底面积 A ，而与高度 H 无关，故降尘室应设计成扁平形状，或在室内设置多层水平隔板。

①设计型计算：已知 q_V 、 μ 、 ρ 、 ρ_p 、 $d_{p,\min}$ ，计算 A 。

②操作型计算：已知 A 、 μ 、 ρ 、 ρ_p 、 $d_{\min}$ ，核算 q_V ；或已知 A 、 q_V 、 μ 、 ρ 、 ρ_p ，求 $d_{\min}$ 。

例：采用降尘室回收常压炉气中球形粉尘颗粒。降尘室底面积为 10m^2 ，高 1.6m 。操作条件



下气体密度为 0.5kg/m^3 ，粘度为 $2 \times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ ，颗粒密度为 3000kg/m^3 ，气体流量为 $5\text{m}^3/\text{s}$ 。试求：①可完全回收的最小颗粒直径；

②如将降尘室改为多层以完全回收 $20\mu\text{m}$ 的颗粒，求其层数及板间距。

解：① 设沉降运动处在层流区，则能完全回收的最小颗粒直径为：

$$d_{pc} = \sqrt{\frac{18\mu}{g(\rho_p - \rho)} \frac{q_v}{A}} = \sqrt{\frac{18 \times 2 \times 10^{-5}}{9.81 \times (3000 - 0.6)} \frac{5}{10}} = 78.2\mu\text{m}$$

校核：最小颗粒的沉降速度：

$$u_0 = \frac{q_v}{A} = \frac{5}{10} = 0.5\text{m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{d_{pc} u_0 \rho}{\mu} = \frac{78.2 \times 10^{-6} \times 0.5 \times 0.6}{2 \times 10^{-5}} = 1.173 < 2$$

故可近似认为沉降运动处于层流区，原计算有效。

② $20\mu\text{m}$ 的颗粒也要能全部回收，所需要的降尘面积可按下式计算：

$$A' = \frac{18\mu q_v}{g(\rho_p - \rho) d_{20}^2} = \frac{18 \times 2 \times 10^{-5} \times 5}{9.81 \times (3000 - 0.6) \times (20 \times 10^{-6})^2} = 153\text{m}^2$$

则需要的降尘面积为 153m^2 ，所以降尘室应改为 16 层（15 块隔板），实际降尘面积为 160m^2 。

层间距为 0.10m 。

增稠器 悬浮液在任何设备内的静置都可构成重力沉降器，其中固体颗粒在重力作用下沉降而与液体分离。工业上对大量悬浮液的分离常采用连续式沉降器或称增稠器。增稠器通常是一个带锥形底的圆池，悬浮液于增稠器中心距液面下 $0.3 \sim 1.0\text{m}$ 处连续加入，然后在整个增稠器的横截面上散开，液体向上流动，清液由四周溢出。固体颗粒在器内逐渐沉降到底部，器底设有缓慢旋转的齿耙，将沉渣慢慢移至中心，并用泥浆泵从底部出口管连续排出。

颗粒在增稠器内的沉降大致分为两个阶段。在加料口以下一段距离内固体颗粒浓度很低，颗粒在其中大致为自由沉降。在增稠器下部颗粒浓度逐渐增大，颗粒作干扰沉降，沉降速度很慢。增稠器有澄清液体和增稠悬浮液的双重功能。为获得澄清的液体，清液产率取决于增稠器的直径。为获得增稠至一定程度的悬浮液，固体颗粒在器内必须有足够的停留时间。在一定直径的增稠器中，颗粒的停留时间取决于进口管以下增稠器的深度。大的增稠器直径可达 $10 \sim 100\text{m}$ ，深 $2.5 \sim 4\text{m}$ 。它一般用于大流量、低浓度悬浮液的处理，常见的污水处理就是一例。



分级器 利用不同粒径或不同密度的颗粒在流体中的沉降速度不同这一原理来实现它们分离的设备称为分级器。图 5-10 为分级器示意图。它由几根柱形容器组成，悬浮液进入第一柱的顶部，水或其它密度适当的液体由各级柱底向上流动。控制悬浮液的加料速率，使柱中的固体浓度 $<1\sim 2\%$ ，此时柱中颗粒基本上是自由沉降。在各沉降柱中，凡沉降速度较向上流动的液体速度为大的颗粒，均沉于容器底部，而直径较小的颗粒则被带入后一级沉降柱中。适当安排各级沉降柱流动面积的相对大小，适当选择液体的密度并控制其流量，可将悬浮液中不同大小的颗粒按指定的粒度范围加以分级。

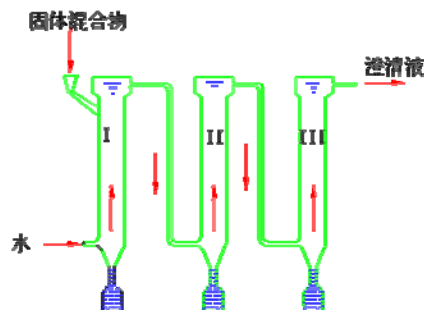


图 5-10 分级器示意图

5.3.2 离心沉降设备

对于两相密度差较小，颗粒粒度较细的非均相物系，可利用颗粒作圆周运动时的离心力以加快沉降过程。定义同一颗粒所受的离心力与重力之比为离心分离因数 α

$$\alpha = \frac{F_c}{F_g} = \frac{mr\omega^2}{mg} = \frac{r\omega^2}{g} = \frac{u^2}{gr} \quad (5-26)$$

式中 $u = r\omega$ 为流体和颗粒的切线速度，m/s； r 为旋转半径，m； ω 为旋转角速度， $rad(弧度)/s$ 。

α 数值的大小是反映离心分离设备性能的重要指标。若 $\alpha = 1000$ ，则说明同一颗粒在离心力场中受到的离心力 F_c 是在重力场中受到的重力 F_g 的 1000 倍，当然大大加快沉降分离过程。

旋风分离器

各种型式旋风分离器是气-固分离的常用设备。图 5-11 表示旋风分离器内气体的流动情况

含固体颗粒的气体由矩形进口管切向进入器内，以造成气体与颗粒的圆周运动。颗粒被离心力抛至器壁并汇集于锥形底部的集尘斗中，被净化后的气体则从中央排气管排出。旋风分离器的构造简单，没有运动部件，操作不受温度、

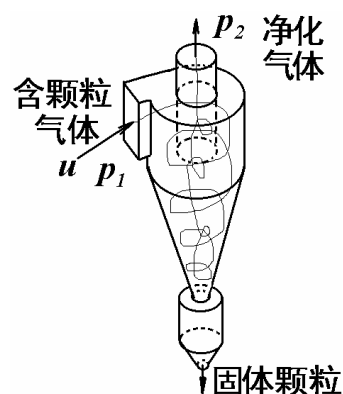


图 5-11 气体在旋风分离器内的流动



压强的限制。视设备大小及操作条件不同，旋风分离器的离心分离因数约为 5~2500，一般可分离气体中 5~75 μm 直径的粒子。

评价旋风分离器性能的主要指标有两个，一是分离效率，一是气体经过旋风分离器的压降。

(1) 旋风分离器的分离效率

① 总效率 η_0

$$\eta_0 = \frac{C_{\text{进}} - C_{\text{出}}}{C_{\text{进}}} \quad (5-27)$$

式中 $C_{\text{进}}$ 、 $C_{\text{出}}$ 分别为进出旋风分离器气体颗粒的质量浓度， g/m^3 。

总效率并不能准确地代表旋风分离器的分离性能。因为气体中颗粒大小不等，各种颗粒被除下的比例也不相同。颗粒的尺寸越小，所受的离心力越小，沉降速度也越小，所以能被除下的比例也越小。因此，总效率相同的两台旋风分离器其分离性能却可能相差很大，这是因为被分离的颗粒具有不同粒度分布的缘故。

② 粒级效率 η_i

$$\eta_i = \frac{C_{i\text{进}} - C_{i\text{出}}}{C_{i\text{进}}} \quad (5-28)$$

式中 $C_{i\text{进}}$ 、 $C_{i\text{出}}$ 分别为进出旋风分离器气体中粒径为 d_{pi} 的颗粒的质量浓度， g/m^3 。

总效率与粒级效率的关系为：

$$\eta_0 = \sum x_i \eta_i$$

式中 x_i 为进口气体中粒径为 d_{pi} 颗粒的质量分率。

通常将经过旋风分离器后能被除下 50% 的颗粒直径称为分割直径 d_{pc} ，某些高效旋风分离器的分割直径可小至 3~10 μm 。

(2) 旋风分离器的压降

气体经过旋风分离器时，由于进气管和排气管及主体器壁所引起的摩擦阻力、流动时的局部阻力以及气体旋转运动所产生的能量损失等，都将造成气体的压力降。旋风分离器的压降大小是评价其性能好坏的重要指标。气体通过旋风分离器的压降应尽可能小。通常压降用



入口气体动能的倍数来表示：

$$\Delta \mathcal{P} = \zeta \frac{\rho u^2}{2} \quad (5-30)$$

气体在旋风分离器内的流动情况对它的分离特性有直接影响，在这方面的理论研究至今还没有达到可供设计的完善程度。但是，对旋风分离器的性能及器内各处速度分布的实验测定，提供了如下几点认识：

①在分离器内气流形成两个主旋涡，即气体切线进入分离器后以螺旋形旋转向下的外旋涡和由锥底螺旋形上升至排气管的内旋涡，两旋涡的旋转方向相同。此外，表面粗糙的器壁及圆柱形顶部靠近排气管处也会产生一些局部的旋涡。

②内、外主旋涡中的气流速度均可以分解为切向线速 u_θ 、径向速度 u_r 和轴向速度 u_z 三个分量，它们在内、外旋涡中的方向和规律大致如下：

	外旋涡	内旋涡
切向速度 u_θ	$u_\theta = \frac{C_1}{r^{0.5}}$	$u_\theta = C_2 r$
径向速度 u_r	方向指向轴心	指向器壁
轴向速度 u_z	向下	向上

③外旋涡造成的离心力将颗粒抛向器壁，内旋涡由于具有较大的旋转角速度，也可将细小颗粒向外抛出，故同样是分离的积极部分。

旋风分离器具有结构简单、制造方便、价格低廉、分离效率高、无活动部件、操作范围广等诸多优点，可分离高温含尘气体，是最常用的一种除尘、分离设备。可用于 $5 \sim 200 \mu\text{m}$ 直径颗粒的分离，但不适于处理粘性、含湿量高和腐蚀性粉尘。

提高分离效率的措施

- 缩小旋风分离器的直径；
- 采用较大的进气速度；
- 延长锥体部分的高度；
- 采用串联、并联操作。

气力旋流分级 藉离心沉降可将气流中夹带的颗粒进行分级，此类分级设备型式较多。带固体颗粒的气流切向进入分级机，经分级后可得微粒、细粒和粗粒三种产品。带微粒的气流从分级机上部出口排出，其余颗粒在离心力和中心锥的作用下进入分级区。二次气流经导向叶



片后进入分级区，在分级区形成一个旋流场，粗粒在旋流中被抛向边上落下，并从底部出口排出。细粒被分级区气流带至中心的下部气流出口排出。

转鼓式离心机 中空的转鼓以约 1000~4500 转/分的转速旋转，转鼓的壁上无孔。悬浮液自转鼓的中间加入，固体颗粒因离心力作用沉至转鼓内壁，澄清的液体则由转鼓端部溢出。间歇操作的离心机转鼓一般为立式，沉渣层用人工卸除。连续操作的离心机转鼓常为卧式，设有专门的卸渣装置，以连续、自动地排出沉渣。

与重力沉降器的原理相同，在沉降式离心机中，凡沉降所需时间 τ_t 小于流体在设备内的停留时间 τ_r 的颗粒均可被沉降除去。颗粒在离心力场中的运动方程可参照式 (5-16) 写为

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} \omega^2 r - \frac{3\zeta}{4d_p \rho_p} \rho u^2 \quad (5-31)$$

细小颗粒的沉降一般在斯托克斯定律区，且此时 $\frac{du}{dt} \approx 0$ ，上式成为

$$u = \frac{(\rho_p - \rho)d_p^2}{18\mu} \omega^2 r \quad (5-32)$$

式中 u 为颗粒径向运动速度，使用下列边界条件对上式积分

$$\text{当 } \tau = 0 \text{ 时, } r = R_A$$

$$\tau = \tau_t \text{ 时, } r = R_B$$

离心机内壁上的沉渣厚度一般不大， R_B 可取转鼓的内半径。此时颗粒由 R_A 沉降至 R_B 所需的沉降时间为

$$\tau_t = \frac{18\mu}{\omega^2 (\rho_p - \rho) d_p^2} \ln \frac{R_B}{R_A} \quad (5-33)$$

颗粒的停留时间取与流体在设备内的停留时间相同，即

$$\tau_t = \frac{\text{设备内流动流体的持有量}}{\text{流体通过设备的流量}} = \frac{\pi(R_B^2 - R_A^2)H}{q_v} \quad (5-34)$$

当给定处理量 q_v ，只有直径 d_p 满足 $\tau_t \leq \tau_r$ 的颗粒才能全部除去。反之，当要求被全部除去的颗粒直径 d_p 给定时，设备的处理量为

$$q_v = \frac{\pi H \omega^2 (\rho_p - \rho) d_p^2}{18\mu} \times \frac{R_B^2 - R_A^2}{\ln \frac{R_B}{R_A}} \quad (5-35)$$

此关系式反映了小颗粒在离心沉降时各参数对沉降式离心机处理能力的影响。



碟式分离机 碟式分离机的转鼓内装有许多倒锥形碟片，碟片直径一般为 0.2~0.6m，碟片数目约为 50~100 片。转鼓以 4700~8500 转/分的转速旋转，分离因数可达 4000~10000。这种分离机可用作澄清悬浮液中少量细小颗粒以获得清淨的液体，也可用于乳浊液中轻、重两相的分离，如油料脱水等。碟式分离机中两碟片之间的间隙很小，一般为 0.5~1.25 毫米，细小颗粒在碟片通道间的水平沉降距离较短，故可将粒径小至 0.5 μm 的颗粒从轻液中加以分离。因此，碟式分离机适合于净化带有少量微细颗粒的粘性液体（涂料，油脂等），或润滑油中少量水分的脱除等。

管式高速离心机 在转鼓的机械强度限定的条件下，增加转速，缩小转鼓直径可以提高离心分离因数 α 。基于这一原理设计而成的管式高速离心机的转速常达 15000 转/分以上，分离因数可达 12500 左右。它也可在澄清和分离两种工况下操作。用作乳浊液分离时，料液在 0.025~0.03MPa（表压）下由底部加料管进入空心转鼓内。转鼓上装有三块纵向平板以使料液迅速达到与转鼓相同的角速度。料液自下而上流动的过程中将轻、重液体分成两个同心环状液层，轻液和重液分别在上部轻液及重液出口排出。若将重液出口用垫片堵住，则管式高速离心机也可用作悬浮液的分离，此时细小颗粒沉积在转鼓内壁，运转一段时间后，可停车卸渣并清洗机器。

5.4 固体流态化技术

5.4.1 流化床的基本概念

固定床阶段 如果流体通过床层的表观速度（即空塔速度） u 较低，颗粒空隙中流体的实际流速 u_l 小于颗粒的沉降速度 u_t ，则颗粒基本上静止不动，颗粒层为固定床。则理论最大表观速度： $u_{max}=u_t\epsilon$

流化床阶段 如果表观速度 u 大于上述固定床阶段的最大表观速度 u_{max} ，流体通过颗粒空隙的实际流速 u_l 大于颗粒的沉降速度 u_t ，此时床内颗粒将“浮起”，颗粒层将“膨胀”。颗粒床层的膨胀意味着床内空隙率 ϵ 的增大。已知床层内流体的实际流速 u_l 与表观速度 u 有如下关系

$$u_l = \frac{u}{\epsilon} \quad (5-36)$$

故而，床层空隙率 ϵ 的增大，必使流体的实际流速 u_l 下降。因此，当床层膨胀到一定程度，颗粒间的实际流速等于颗粒的沉降速度时，床层不再膨胀而颗粒则悬浮于流体中。这种



床层称为流化床。

在流化床内，每一个表观速度有一个相应的空隙率。表观速度越大，空隙率也越大，而通过床层的实际流速不变，总是等于颗粒的沉降速度。需要特别指出的是，流化床原则上可以有一个明显的上界面。假设某个悬浮的颗粒由于某种原因离开了床层而进入界面以上的空间，在该空间中表观速度即为真实速度，该速度尚不足以使颗粒悬浮，结果这个颗粒仍返回床层。

由此可见，流化床存在的基础是大量颗粒的群居。群居的大量颗粒可以通过床层的膨胀以调整空隙率，从而能够在一个相当宽的表观气速范围内悬浮于气流之中。这就是流化床之可能存在的物理基础。

颗粒输送阶段 如果床层的表观速度 u 超过颗粒的沉降速度 u_t ，则颗粒必将获得上升速度。此时颗粒将被流体带出器外，这是颗粒输送阶段。据此原理，可以实现固体颗粒的气力和液力输送。

狭义流态化与广义流态化 狭义流态化专指上述第二阶段即流化床阶段，广义流态化则泛指各种非固定床的流固系统，包括载流床和气力输送。

5.4.2 实际的流化现象

实验发现实际的流化现象与上述有一定差异。从床内流体和颗粒的运动状况来看，实际上存在着两类截然不同的流化现象。

散式流化 这种流化现象一般发生于液-固系统。当表观流速达到某个临界值 u_{mf} 时，颗粒摇摆而开始流化，称为起始流化， u_{mf} 称为起始流化速度。若表观流速继续增大，则进入流化床阶段。此时床层膨胀，颗粒均布于流体之中并作随机运动，忽上忽下，忽左忽右，造成床内固体颗粒充分混合。此种流化床的上界面比较清晰。散式流化床比较接近理想流化床

聚式流化 这种流化现象一般发生于气-固系统。当表观流速超过起始流化速度 u_{mf} 而开始流化后，床内就出现一些空穴，气体将优先取道穿过各个空穴至床层顶部逸出。由于过量的气体涌向空穴，该处流速较大，空穴顶部的颗粒被推开，其结果是空穴向上移动并在床的界面处“破裂”。空穴的移动和合并，就其表面现象看来，酷似气泡的运动。因此，聚式流化床



有时称为鼓泡流化床。这样，床内存在两个相，可分别称之为气泡相与乳化相。乳化相内的状态接近于起始流化状态，其中的空隙率接近于起始流化时的空隙率。超过起始流化速度以上的气体则相继经空穴（气泡相）而通过床层。尽管常将空穴称为气泡，但应注意空穴与气泡之间有本质的区别：气泡内的气体始终不变，而空穴中的气体则在不断更新。聚式流化的床层上界面不如散式流化那样平稳，而是频繁的起伏波动。界面以上的空间也会有一定量的固体颗粒，其中一部分是由于颗粒直径过小，被气体带出；另一部分是由于“气泡”在界面处破裂而被抛出。流化床界面以下区域称为浓相区，界面以上的区域称为稀相区。

5.4.3 流化床的主要特性

液体样特性 从整体上看，流化床宛如沸腾着的液体，显示某些液体样的性质，所以往往把流化床称为沸腾床。其中固体颗粒的流出是一个具有实际意义的重要特性，它使流化床在操作中能够实现固体的连续加料和卸料。

固体的混合 流化床内颗粒处于悬浮状态并不停地运动，从而造成床内颗粒的混合。特别是气固系统，空穴的上升推动着固体的上升运动，而另一些地方必有等量的固体作下降运动，从而造成床内固体颗粒宏观上的均匀混合。如果在流化床内进行一个放热反应的操作，由于固体颗粒的强烈混合，很易获得均匀的温度，这是流化床的主要优点。

气流的不均匀分布和气—固的不均匀接触 在聚式流化中，大量的气体取道空穴通过床层而与固体接触甚少。反之，乳化相中的气体流速很低，与固体颗粒的接触时间很长。这种不均匀的接触对实际过程不利，是流化床的严重缺点。

气固流化床中气流的不均匀分布可能导致以下两种现象：

- (1) 腾涌或节涌：空穴在上升过程中会合并增大，如果床层直径较小而浓相区的高度较高，则空穴可能大至与床层直径相等的程度。此时空穴将床层分节，整段颗粒如活塞般的向上移动，部分颗粒在空穴四周落下，或者在整个截面上均匀洒落。这种现象称为腾涌或节涌。流化床在操作时一旦发生腾涌，较多的颗粒被抛起和跌落造成设备震动，甚至将床内构件冲坏，流体动力损失也较大，一般应尽量予以避免。
- (2) 沟流：在大直径床层中，由于颗粒堆积不匀或气体初始分布不良，可在床内局部地方形成沟流。此时，大量气体经过局部地区的通道上升，而床层的其余部分仍处于固定床状态而未被流化（死床）。显然，当发生沟流现象时，气体不能与全部颗粒良好接触，将使工艺过



程严重恶化。

恒定的压降 床层一旦流化，全部颗粒处于悬浮状态。对床层作受力分析并应用动量守恒定律，不难求出流化床的床层压降为

$$\Delta \mathcal{P} = \frac{m}{A\rho_p}(\rho_p - \rho)g \quad (5-37)$$

式中 A —空床截面积， m^2 ；

m —床层颗粒的总质量， kg ；

ρ_p 、 ρ —分别为颗粒与流体的密度， kg/m^3 。

由上式可知，流化床的压降等于单位截面床内固体的表观重量（即重量—浮力），它与气速无关而始终保持定值。图 5-26 表示 $\log \Delta \mathcal{P}$ 对 $\log u$ 的关系。图中低速区的直线 AB 为固定床阶段，如果颗粒较细，压降与表观流速的一次方成正比，AB 应是斜率为 1 的直线。低速区内平行的各虚线是由于不同填充方式所造成的固定床空隙率不同所致。表观流速超过起始流化速度 u_{mf} 后，床层流化， $\Delta \mathcal{P}$ 基本不变。图中 BC 段略向上倾斜是由于流体与器壁和分布板的摩擦阻力随气速增大而造成的。CD 段向下倾斜，表示此时表观流速接近于某些颗粒的沉降速度，部分颗粒被陆续带走，器内颗粒存量减少所致。

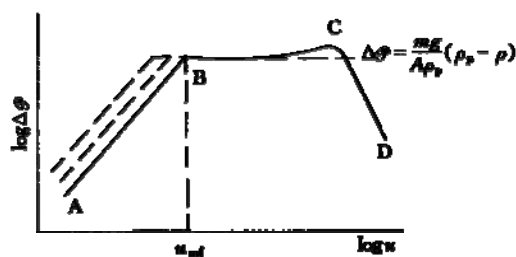


图 5-26 流体通过颗粒层的压降

恒定的压降是流化床的重要优点，它使流化床中可以采用细小颗粒而无需担心过大的压降。另外，根据这一特点，在流化床操作时可以通过测量床层压降以判断床层流化的优劣。如果床内出现腾涌，压降有大幅度的起伏波动。若床内发生的沟流，存在局部未流化的死床，此时床层压降必较式（5-37）的计算值为低。

5.4.4 流化床的操作范围

起始流化速度 u_{mf} 如果床层由均匀颗粒组成，则起始流化时床层的表观速度为

$$u_{mf} = \varepsilon u_t \quad (5-38)$$

但实际流化床多由非均匀颗粒组成，上式显然不能适用。对非均匀颗粒组成的床层可由下述方法求取起始流化速度。

设流化床的床层高度为 L ，床层空隙率为 ε ，则由式（5-37）可得



$$\Delta \mathcal{P} = \frac{m}{A\rho_p}(\rho_p - \rho)g = L(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho)g \quad (5-39)$$

此式即为图 5-26 中的 BC 线段。

又根据第四章所述的欧根方程，在小颗粒 ($Re_p < 20$) 条件下固定床压降为

$$\Delta \mathcal{P} = 150 \frac{(1 - \varepsilon^2)}{\varepsilon^3} \times \frac{\mu L}{\psi^2 d_e^2} u \quad (5-40)$$

此式为图 5-26 中的 AB 线段，式中 d_e 为颗粒等体积当量直径。

起始流化点即为 AB 与 BC 之交点，此时式 (5-39) 与 (5-40) 中的 L 应为起始流化时的床高 L_{mf} ， ε 应为床层起始流化时的空隙率 ε_{mf} 。令式 (5-39) 与式 (5-40) 相等，可得起始流化速度为

$$u_{mf} = \frac{\psi^2 \varepsilon_{mf}^3}{150(1 - \varepsilon_{mf})} \times \frac{d_e^2 (\rho_p - \rho)g}{\mu} \quad (5-41)$$

实验发现，对工业常见颗粒 $\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\psi^2 \varepsilon_{mf}^3} \approx 11$ ，于是

$$u_{mf} = \frac{d_e^2 (\rho_p - \rho)g}{1650\mu} \quad (5-42)$$

对非均匀颗粒群，式中 d_e 为平均直径，其值按式 (4-17) 计算。

上述简化处理不适用于两种直径截然不同的颗粒所组成的床层，尤其当大颗粒直径与小颗粒直径之比大于 6 以上。此时，小颗粒可能已在大颗粒的空隙中流化，而大颗粒仍处于静止状态。

由式 (5-42) 计算所得的 u_{mf} 其偏差为 $\pm 34\%$ 。当需要确知某系统的起始流化速度时，应通过实验测定方为可靠。但此式提供了有关变量对 u_{mf} 的影响，当实验条件与操作情况不同时，可用来对实验结果进行修正。

带出速度 当表观速度 $u = u_t$ 时，大量颗粒将被流体带出流化床设备外，即流化床的带出速度等于 u_t ，此速度为流化床操作范围的上限。

流化数：流化床实际操作速度与起始流化速度之比。



5.4.5 流化质量

流化质量反映了流化床内流体分布及流—固两相接触的均匀程度。在气—固流化床内，气体沿床层横截面的分布及气—固两相的接触总是存在相当程度的不均匀性，即流化质量不高。流化质量不高对流化床中气—固间的传热、传质及反应过程都是不利的。

床层的内生不稳定性 设有一正常操作的流化床，由于某种干扰在床内某局部区域出现一个空穴。如果外界干扰消失空穴也能跟着消失，床层可恢复原状，则此操作状态是稳定的。然而，气—固流化床却并非如此。若床层某局部一旦出现空穴，该处床层密度即流动阻力必然减小，附近的气体便优先取道此空穴而通过。空穴处气体流量的急剧增加，可将空穴顶部更多颗粒推开，从而空穴变大。空穴变大又使该处流体阻力进一步减小，气体流量进一步增加，从而产生恶性循环。这种恶性循环称为流化床层的内生不稳定性。这种内生不稳定性是导致流化质量不高的根源，它使床层内部产生大量空穴，严重时可能产生沟流和死床。

为抑制流化床的这一不利工程因素，通常采用以下几种措施。

- 增加分布板的阻力
- 采用内部构件
- 采用小直径、宽分布的颗粒
- 采用细颗粒、高气速流化床

5.5 气力输送

5.5.1 概述

当流化床中的气速大于带出速度 u_t 时，即开始了流态化的气力输送阶段。这种利用气体的流动来输送固体颗粒的操作，称为气力输送。气力输送是一种先进的输送方法。广泛用于仓库、码头和工厂内外，用来输送粉状、粒状、片状的散碎物料。

气力输送的优点是：（1）结构简单，易于实现连续化和自动化操作。（2）生产能力大，可沿任何方向输送。（3）系统密封，可减少物料损失，保持环境卫生。缺点是动力损耗大，物料对管道磨损大。

气力输送可分为引风式操作和压风式操作。

气力输送的实际汽速 u_f 肯定比带出速度 u_t 要大得多，但具体确定是多少，一般根据经验进行设计。可参考下表所列数据。



气流速度的经验系数表

输送物料情况	气流速度 u	输送物料情况	气流速度 u
松散物料在垂直管道中	$\geq (1.3 \sim 1.7)u_t$	有两个弯头的垂直或倾斜管	$\geq (2.4 \sim 4.0)u_t$
松散物料在倾斜管道中	$\geq (1.5 \sim 1.9)u_t$	管路布置较复杂时	$\geq (2.6 \sim 5.0)u_t$
松散物料在水平管道中	$\geq (1.8 \sim 2.)u_t$	细粉状物料	$\geq (50 \sim 100)u_t$
有一个弯头的上升管	$\geq 2.2u_t$		

由于气力输送过程复杂，目前还没有成熟的理论可以遵循，多数参考经验公式进行设计。