

第3章 非均相物系分离

The separation of
heterogeneous system

- 3.1、 概述
- 3.2、 颗粒及颗粒床层的特性
 - 3.2.1、 颗粒的特性
 - 3.2.2、 颗粒床层的特性
 - 3.2.3、 流体通过床层流动的压降
- 3.3、 沉降分离
 - 3.3.1、 重力沉降
 - 3.3.2、 离心沉降
- 3.4、 过滤

下页



帮助

返回

3.1 概述

一、均相混合物

物系内部各处均匀，不存在相界面
如：溶液、混合气体

分离方法：

蒸馏：分离苯 - 甲苯溶液

吸收：分离含氨的混合空气

萃取：丙酮 - 水 - 氯苯溶液的分离

结晶：盐水中提取固体盐



3.1 概述

- **非均相 (heterogeneous):** 凡物系内部有隔开两相的界面存在, 而界面两侧的材料性质截然不同者, 称为非均相混合物或非均相物系。

- **非均相物系 (根据连续相的状态):**

 - 液态非均相物系: 如悬浮液, 乳浊液及泡沫液。

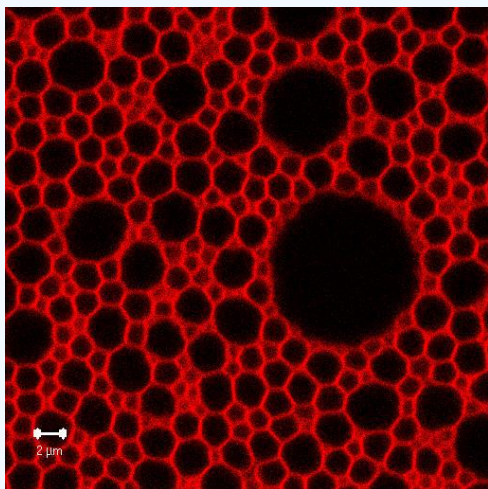
 - 气态非均相物系: 如含尘气体

- **分散相:** 非均相物系里, 处于分散状态的物质称为分散物质。

如: 固体颗粒、液滴、气泡 (如: 烟道气中的 cat. 颗粒, 炼厂污水中的油滴) 等

- **连续相:** 包围着分散物质而处于连续状态的流体, 称分散介质。





油包水型**乳剂**和水包油型**乳剂**，前者连续相为油脂，分散相为水溶液。



溶胶或溶液中的胶体粒子或高分子在一定条件下互相连接，形成空间网状结构，结构空隙中充满了作为分散介质的液体（在干凝胶中也可以是气体），这样一种**特殊的非均相分散体系**称作**凝胶**。



3.1 概述

分类： 根据连续相的状态

气态非均相物系：含尘气体，含雾气体等。

液态非均相物系：悬浮液，泡沫液等。

分离方法：

沉降：颗粒相对于流体运动：

重力沉降、离心沉降；

过滤：流体相对于固体颗粒床层运动：

重力过滤、加压过滤、真空过滤、离心过滤等。



3.1 概述

- **非均相物系分离的依据：分散相与连续相之间的物理性质的差异。如密度、颗粒外径等。**

非均相物系分离的目的：

- 1、**回收分散物质，如回收催化反应器中出来的气体中夹带催化剂颗粒。**
- 2、**净制分散介质，清除催化反应原料气体中的杂质。**
- 3、**劳动保护和环境卫生等。**



3.2 沉降分离 (sedimentation process)

沉降分离：借助某种**力场的作用**，利用分散相 (dispersed phase) 与连续相 (continuous phase) 的密度差异使之发生相对运动而分离的过程。

Prerequisite: 1 分散相与连续相之间的密度差。
2 外力场的作用。

沉降: **gravity sedimentation** : 作用力是在**重力场**
centrifugal sedimentation: 作用力是在**惯性离心力场**

流体和颗粒相对运动的情况:

- ① 颗粒静止，流体绕过颗粒流动；
- ② 流体静止，颗粒流动；
- ③ 颗粒和流体都运动，维持一定相对速度。

只要相对速度相同，没有本质区别。



一.重力沉降及设备

(一) 沉降速度

1. 球形颗粒的自由沉降速度

自由沉降：单一颗粒在粘性流体中不受其它颗粒干扰的沉降。

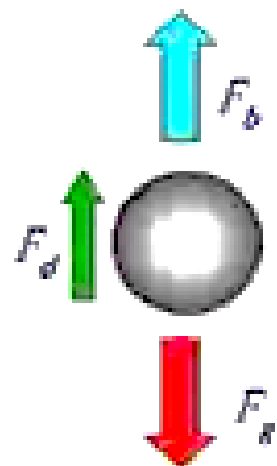
沉降过程的分析：

$F_g > F_b$ → 颗粒向下运动 → 速度 $u \uparrow$ → 阻力

$F_d \uparrow$ → 加速度 $a \downarrow$ → $a = 0$ ，恒速运动

a. 加速阶段：减加速运动，忽略；

b. 等速阶段：沉降速度 u_t



重力 (gravity) : $F_g = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s g$

浮力 (buoyancy) : $F_b = \frac{\pi}{6} d^3 \rho g$

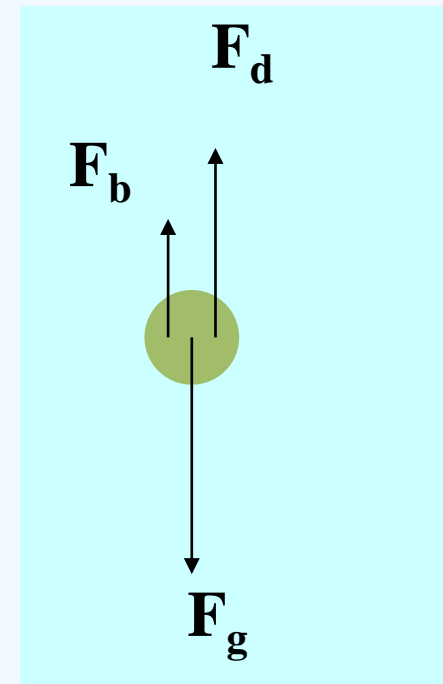
阻力 (drag) : $F_d = \xi \frac{\pi}{4} d^2 \frac{\rho u^2}{2}$

由牛顿第二定理 $F = ma = F_g - F_b - F_d = m \frac{du}{d\theta}$

整理得: $\frac{du}{d\theta} = \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho_s}\right)g - \frac{3\xi\rho}{4d\rho_s}u^2$

当 $u=0$ 时, $du/d\theta$ 最大, 当 $du/d\theta=0$, $u=u_t$

$$u_t = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho}g}$$



沉降的二个阶段: 加速沉降和匀速沉降

一般按匀速沉降考虑

沉降速度(终端速度) u_t : 加速终了的速度。



颗粒运动的两个阶段：加速阶段、恒速阶段

① 加速阶段：

$\rho_s > \rho$, $F_g > F_b$, 沿G力方向加速

$\rho_s < \rho$, $F_g < F_b$, 沿F方向加速

② 恒速阶段：

合力 $F_e + F_b + F_D = 0$ 时，颗粒速度恒定

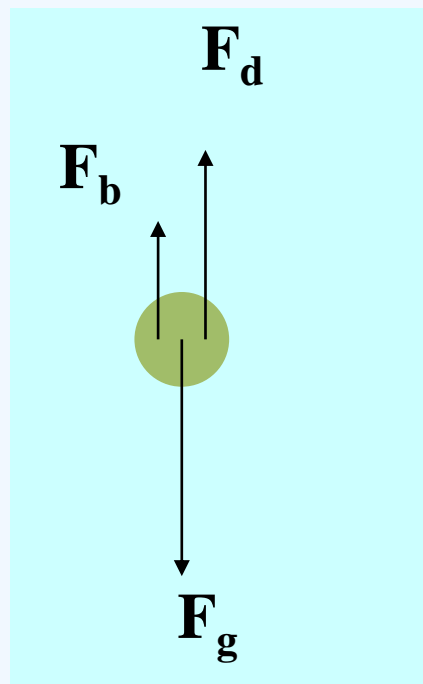
终端速度：颗粒在流体中匀速运动的速度。

$$u_t = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho}g}$$

$$\xi = \phi(Re_t)$$

摩擦阻力系数

简化：加速阶段很短，忽略不计。认为全过程中，颗粒匀速运动。



◆ 球形颗粒的沉降速度

$$\text{球形颗粒: } u_t = \sqrt{\frac{4d_s g(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho}}$$

◆ 影响沉降速度的因素

① 颗粒直径 $d_s \uparrow$, 则 $u_t \uparrow$

其它条件相同时, 小颗粒后沉降。

② 流体密度 $\rho \uparrow$, 则 $u_t \downarrow$

其它条件相同时, 颗粒在空气较在水中易沉降。

③ 颗粒密度 $\rho_s \uparrow$, 则 $u_t \uparrow$

其它条件相同时, 密度大的颗粒先沉降。



◆ 沉降速度计算

① 层流区

$$Re_t \leq 1, \quad \xi = \frac{24}{Re_t}$$

$$(Stokes): \quad u_t = \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu}$$

② 过渡区

$$1 < Re_t < 1000, \quad \xi = \frac{18.5}{Re_t^{0.6}}$$

$$(Allen): \quad u_t = 0.27 \sqrt{\frac{d_s (\rho_s - \rho) g Re_t^{0.6}}{\rho}}$$

③ 湍流区

$$1000 < Re_t < 2 \times 10^5, \quad \xi = 0.44$$

$$(Newton): \quad u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_s (\rho_s - \rho) g}{\rho}}$$



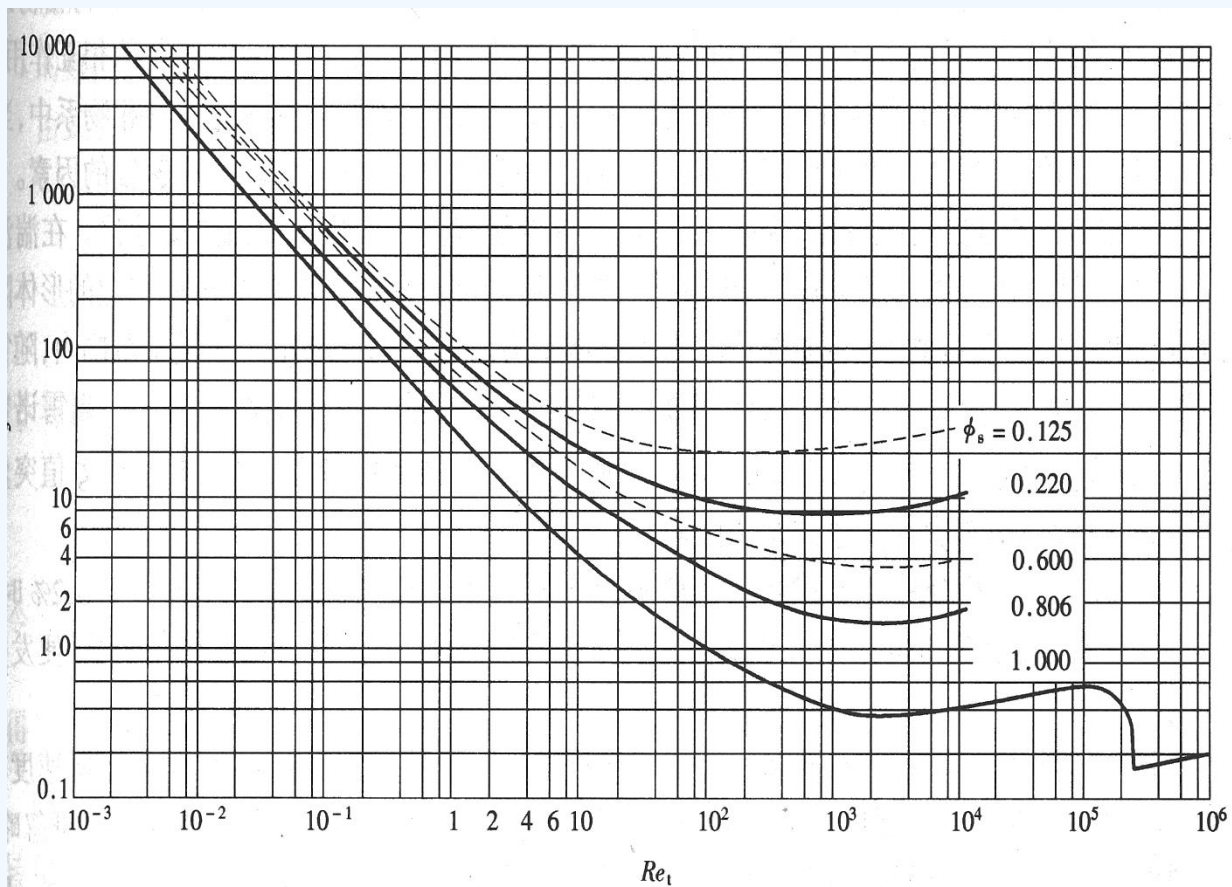


图 3-2 $\zeta-Re_t$ 关系曲线

- * 颗粒的球形度越小，对应于同一 Re_t 值的阻力系数 ζ 越大；
- * 层流区内， ϕ_s 对 ζ 影响不显著；
- * Re_t 越大，影响越大；

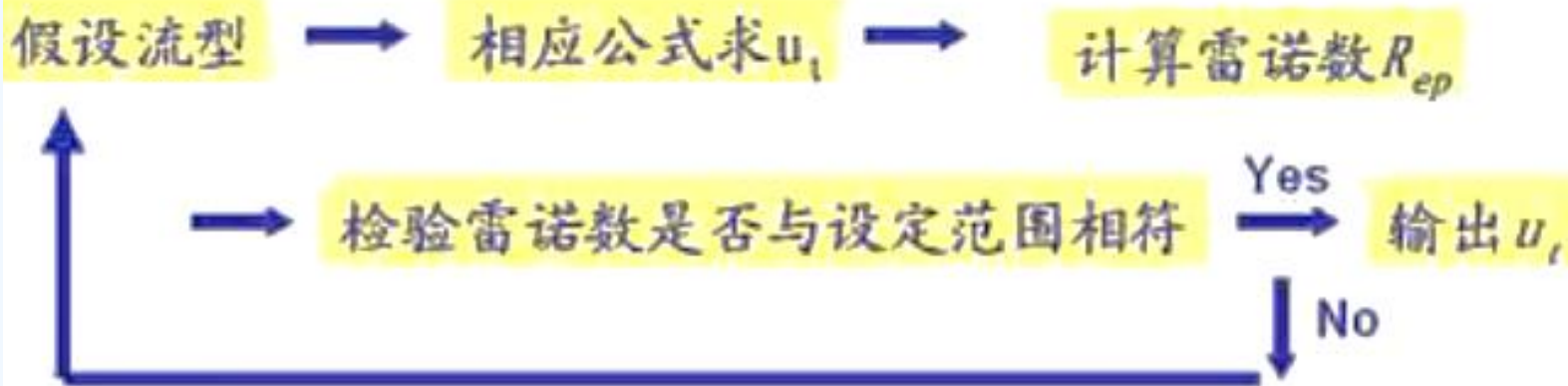


问题：沉降速度 u_i 未知，如何判断流型？

解决方法：试差法 或 判据法（避免试差）

试差法：

因 Re_p 中包含 u_i ，故计算沉降速度时常需用试差法：



问题：沉降速度 u_t 未知，如何判断流型？

解决方法：试差法 或 判据法/摩擦数群法（避免试差）

判据法：

$$\text{斯托克斯 (Stokes) 公式： } u_t = \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) g}{18 \mu}$$

将上式代入 Re_t 中，得到：

$$Re_t = \frac{du_t \rho}{\mu} = \frac{1}{18} \frac{d_s^3 g \rho (\rho_s - \rho)}{\mu^2}$$



$$\text{令: } k = d_s \left[\frac{\rho(\rho_s - \rho)g}{\mu^2} \right]^{1/3}$$

$$\longrightarrow Re_t = \frac{1}{18} k^3$$

$$\text{令 } Re_t \leq 1 \quad \text{则} \quad k \leq 2.62$$

层流区: $k \leq 2.62$ 采用斯托克斯公式

过渡区: $2.62 < k \leq 60.1$ 采用阿伦公式

湍流区: $60.1 < k \leq 2364$ 采用牛顿公式



◆ 非球形颗粒的沉降速度

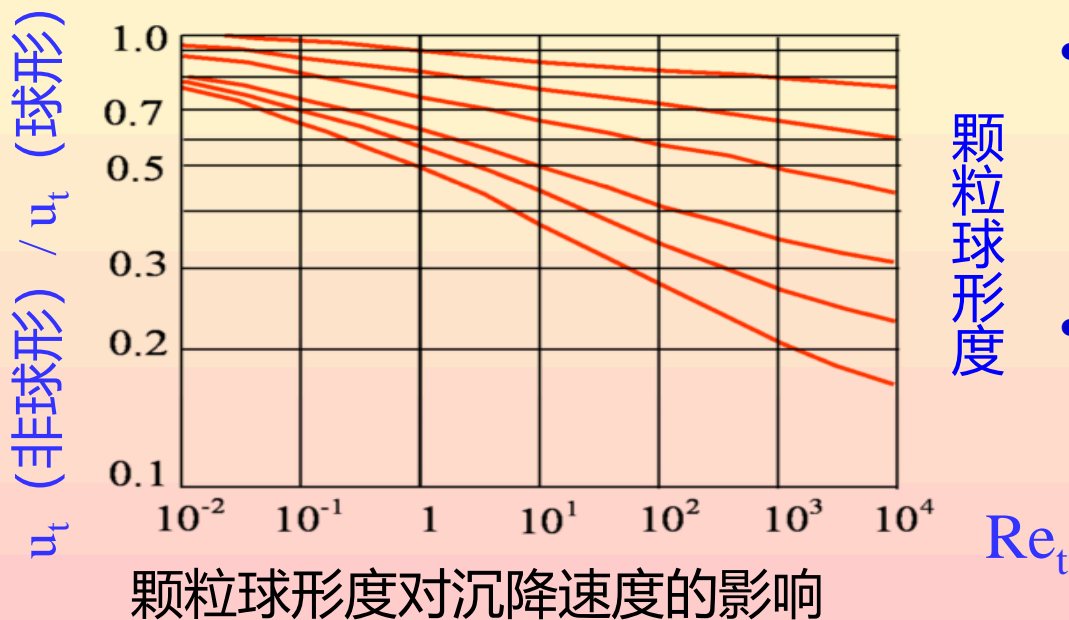
同样条件下

$$\xi_{\text{非球}} > \xi_{\text{球}}$$

因此

$$u_{t,\text{非球}} < u_{t,\text{球}}$$

处理方法：可先假定为颗粒球形，然后校正。



- 当 Re_t 相同时，颗粒的球形度越小，纵坐标的数值越小，说明球形度越小的颗粒与球形颗粒相比，其沉降速度也越小。
- 利用此图，可近似计算非球形颗粒的沉降速度，即先假定颗粒为球形颗粒，按有公式求出沉降速度后，再利用图进行校正。



◆ 影响沉降速度的其它因素

干扰沉降-----颗粒沉降时彼此影响

流体的粘度

① 层流区 $Re_t \leq 1, \xi = \frac{24}{Re_t}$

流体黏性引起的表面摩擦力占主要地位

② 过渡区 $1 < Re_t < 1000, \xi = \frac{18.5}{Re_t^{0.6}}$

表面摩擦阻力 + 形体阻力

③ 湍流区 $1000 < Re_t < 2 \times 10^5, \xi = 0.44$

在颗粒后半部分出现了边界层 \Rightarrow 形体阻力占主要地位。



◆ 影响沉降速度的其它因素

干扰沉降-----颗粒沉降时彼此影响

颗粒的体积分数

颗粒体积分数较高 \Rightarrow 干扰沉降

器壁影响

容器壁面和底面 \Rightarrow 曳力 \Rightarrow 颗粒实际沉降速度较自由沉降速度低

$\frac{d_p}{D} > 0.01$ 时, 器壁有影响。



◆ 影响沉降速度的其它因素

干扰沉降-----颗粒沉降时彼此影响

颗粒形状的影响

球形或近球形颗粒比同体积非球形颗粒的沉降要快。

沉降速度关系式可适用于颗粒密度大于（沉降）或小于（浮升）流体密度的情况。



2 重力沉降设备

(1) 降尘室

① 结构及工作原理

入口截面：矩形

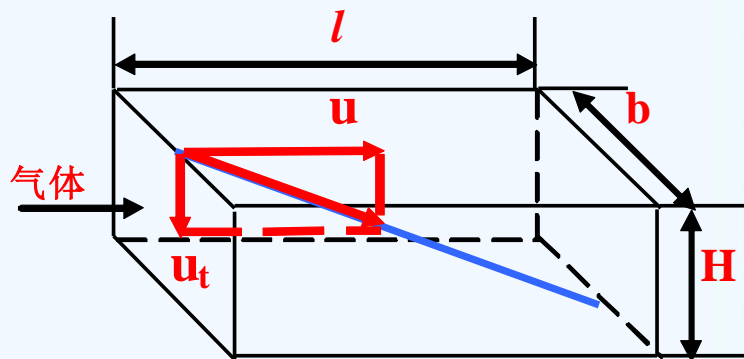
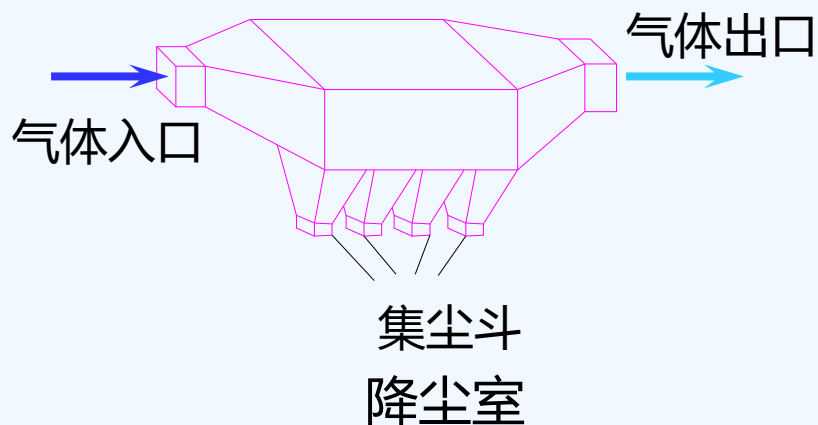
降尘室底面积： $A = b \times l$

含尘气流通截面积： $S = b \times H$

含尘气体积流量： $V_s = H \times b \times u$

颗粒运动速度分解：

{ 随气体的水平流速 u ;
颗粒沉降速度 u_t 。



颗粒在降尘室中的运动



颗粒的停留时间

$$\tau = \frac{l}{u} = \frac{l}{\frac{V_s}{Hb}} = \frac{lHb}{V_s}$$

颗粒的沉降时间

$$\tau_t = \frac{H}{u_t}$$

② 颗粒分离(沉降)条件

停留时间 $\tau \geq$ 沉降时间 τ_t

$$\frac{l}{u} \geq \frac{H}{u_t} \Rightarrow \frac{l}{V_s} \geq \frac{H}{u_t} \Rightarrow V_s \leq blu_t$$



颗粒在降尘室中的运动

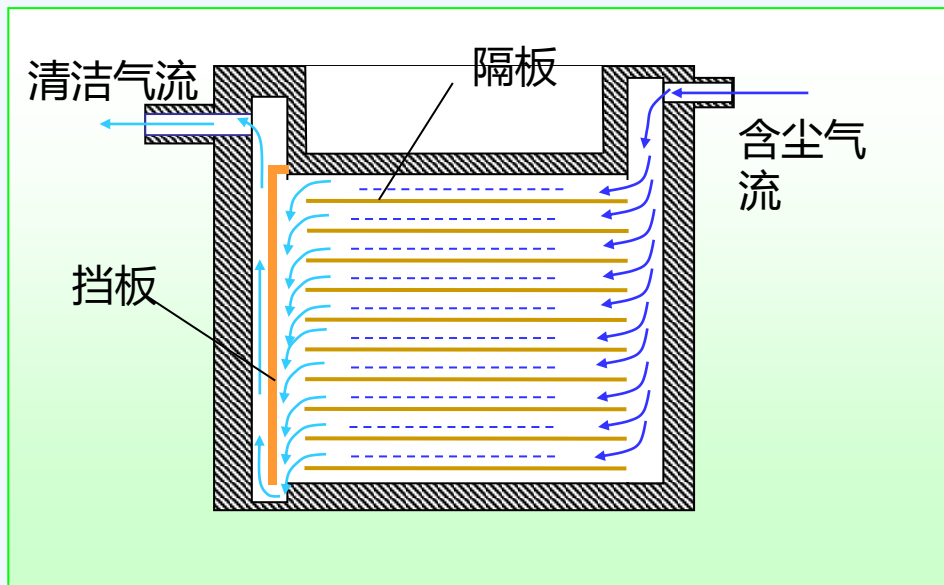
③ 生产能力 (可处理的尘气体积流量 V_s)

单层降尘室的生产能力

$$V_s = blu_t = A_{\text{底}} u_t$$

说明：生产能力由底面积 bl 、沉降速度 U_t 决定，与降尘室高度 H 无关，多用扁平形状或多层降尘室(层高40-100mm)





多层降尘室

多层降尘室的生产能力

$$V_s = (n + 1)blu_t$$

n层水平隔板

说明：设计时，**以所需分离的最小颗粒为基准。**

气体速度的选取：一般， $u < 3m/s$ （多为Stokes区）

易扬粉尘时， $u < 1.5m/s$

适合于分离直径在 $75\mu m$ 以上的粗粒，一般作**预除尘**用



例 降尘室计算

用降尘室除去矿石焙烧炉炉气中的氧化铁粉尘（密度 4500kg/m^3 ），操作条件下的气体体积流量为 $6\text{m}^3/\text{s}$ ，密度为 0.6kg/m^3 ，粘度为 0.03cP ，降尘室高 2m ，宽 2m ，长 5m 。

- (1) 试求能100%除去的最小尘粒直径。
- (2) 若将该降尘室用隔板分成10层（不计隔板厚度），而需完全除去的最小颗粒要求不变，则降尘室的气体处理量为多大？
- (3) 在(2)中若生产能力不变，则能100%除去的最小尘粒直径为多大？

解 (1) 能100%除去的最小颗粒直径

假设沉降服从斯托克斯公式，则：

$$d_{p\min} = \sqrt{\frac{18\mu V_s}{g(\rho_p - \rho)A}} \quad u_t = \frac{V_s}{A} = \frac{6}{10} = 0.6\text{m/s} \quad (1)$$

将 $\mu=0.03\text{cP}=3\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ ， $V_s=6\text{m}^3/\text{s}$ ， $\rho_p=4500\text{kg/m}^3$ ，

$\rho=0.6\text{kg/m}^3$ ， $A=2\times 5=10\text{m}^2$ 代入得：



$$d_{p\min} = \sqrt{\frac{18 \times 3 \times 10^{-5} \times 6}{9.81 \times (4500 - 0.6) \times 10}} = 8.57 \times 10^{-5} m = 85.7 \mu m$$

检验雷诺数:

根据式

$$\text{Re}_p = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{8.57 \times 10^{-5} \times 0.6 \times 0.6}{3 \times 10^{-5}} = 1.03 < 2$$

可见假设正确

(2)若将该降尘室用隔板分成10层,且需完全除去的最小颗粒要求不变,即 $d_{p\min}$ 不变,则知 u_t 也不变,于是每一小室的气体处理能力 $V_s = Au_t$ 不变,仍为 $6\text{m}^3/\text{s}$,故降尘室总的生产能力为:

$$V'_s = 10V_s = 10 \times 6 = 60 \text{ m}^3/\text{s}$$



(3)将降尘室用隔板分成10层，而生产能力不变，则能100%除去的最小尘粒直径为：

$$d'_{p\min} = \sqrt{\frac{18\mu V'_s}{g(\rho_p - \rho)A}} \quad (2)$$

式中 V'_s 为每一小室的气体处理能力， $V'_s = V_s / 10 = 0.6 \text{ m}^3/\text{s}$

将式 (1) 与式 (2) 相比，得：

$$\frac{d'_{p\min}}{d_{p\min}} = \sqrt{\frac{V'_s}{V_s}} = \sqrt{\frac{1}{10}} = 0.316$$

$$d'_{p\min} = 0.316 d_{p\min} = 0.316 \times 85.7 = 27.1 \mu\text{m}$$

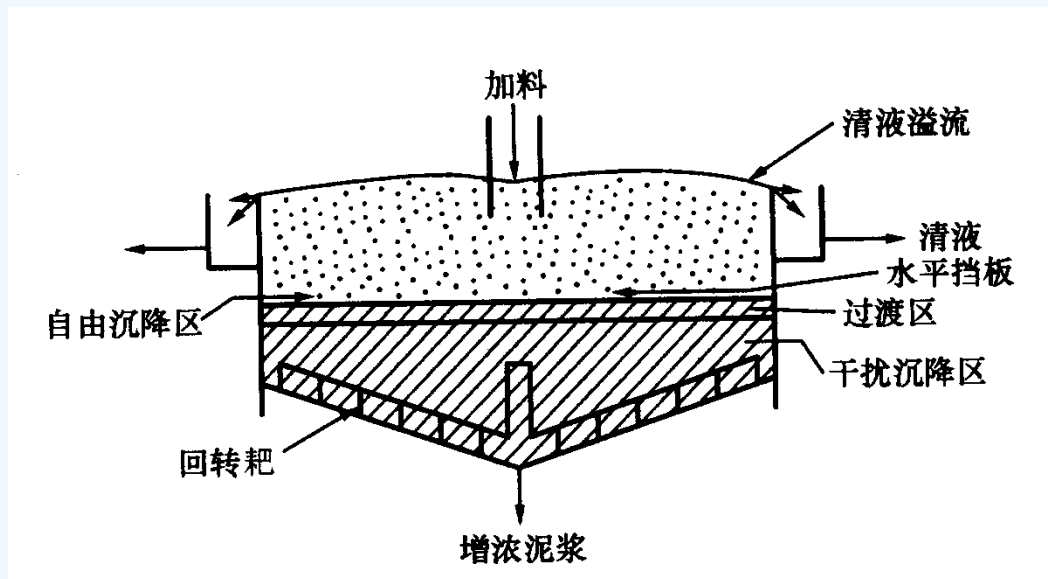
由计算可见，将该降尘室用隔板分成10层后，若需完全除去最小颗粒要求不变，则降尘室的气体处理量将变为原来的10倍。若生产能力不变，则能100%出去的最小尘粒直径为原来的 $\sqrt{1/10}$



(2) 沉降槽 (增稠器)

利用重力沉降分离悬浮液的设备。

分类： 间歇式和连续式



沉降过程：

第一阶段：沉降槽上部，颗粒浓度低，近似自由沉降；

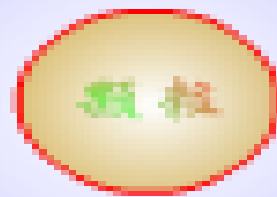
第二阶段：沉降槽下部，颗粒浓度大，属于干扰沉降。

沉降速度： 通常由实验来确定。



颗粒在旋转流体中的运动

颗粒在旋转流体中的运动



3.3.2 离心沉降

离心沉降： 沉降过程依靠惯性离心力的作用而实现的。

适于分离两相密度差较小，颗粒粒度较细的非均相物系。

惯性离心力场与重力场的区别

	重力场	离心力场
力场强度	g	u_T^2/R
方向	指向地心	沿半径从中心指向外周
作用力	$F_g = mg$	$F_C = m \frac{u_T^2}{R}$



1、离心沉降速度 u_r

惯性离心力= $\frac{\pi d^3}{6} \rho_s \frac{u_T^2}{R}$

指向外圆

向心力= $\frac{\pi d^3}{6} \rho \frac{u_T^2}{R}$

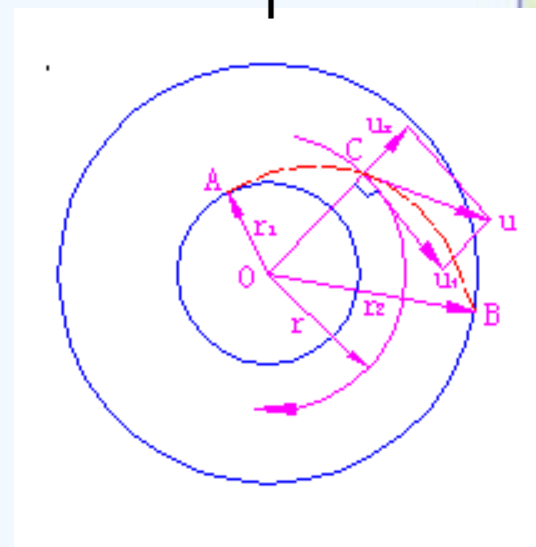
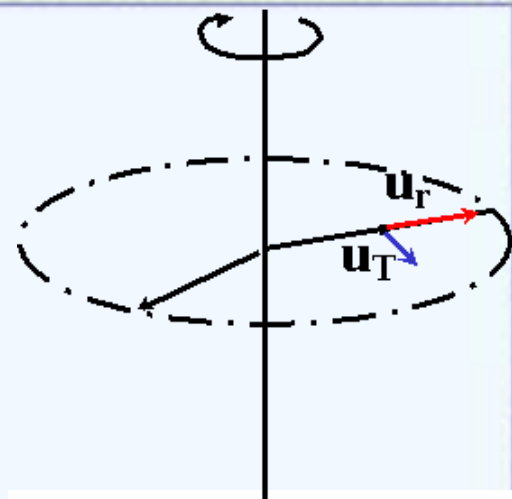
指向圆心

阻力= $\xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho u_r^2}{2}$

指向圆心

三力达到平衡, 则:

$$\frac{\pi d^3}{6} \rho_s \frac{u_T^2}{R} - \frac{\pi d^3}{6} \rho \frac{u_T^2}{R} - \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho u_r^2}{2} = 0$$



平衡时颗粒在径向上相对于流体的运动速度 u_r 便是此位置上的离心沉降速度。

$$u_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)u_T^2}{3\xi\rho R}}$$

颗粒与流体在径向上的相对速度；不是颗粒运动的绝对速度，而是绝对速度在径向上的分量。

离心沉降速度与重力沉降速度的比较

表达式：重力沉降速度公式中的重力加速度改为离心加速度

数值：重力沉降速度基本上为定值，即 u_T 是不变的

离心沉降速度为绝对速度在径向上的分量，随颗粒在离心力场中的位置而变。 U_r 是变化的。

改变 R 或转速均可改变 U_r ，对一定的分离条件，提高转速可分离更小的颗粒。



阻力系数：层流时 $\xi = \frac{24}{Re}$

$$u_r = \frac{d^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} \left(\frac{u_T^2}{R} \right)$$

同一颗粒在同一种介质中的离心沉降速度与重力沉降速度的比值为：
$$K_c = \frac{a_c}{g} = \frac{u_T^2}{gR} = \frac{u_r}{u_t}$$

比值 K_c 就是粒子所在位置上的惯性离心力场强度与重力场强度之比称为**离心分离因数**。

例如；当旋转半径 $R=0.4\text{m}$ ，切向速度 $u_T=20\text{m/s}$ 时，求分离因数。

$$K_c = \frac{u_T^2}{gR} = 102$$

超重力分离

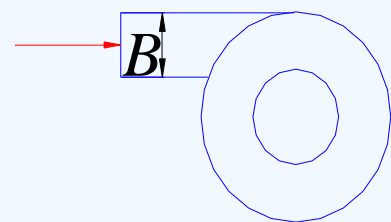


离心沉降设备

工业上应用的两种型式：旋流器和离心沉降机。

旋流器：设备静止，流体旋转运动；

离心沉降机：设备本身和液体一起旋转。



(1) 旋风分离器

① 基本结构与操作原理

进气口形状：矩形

尺寸：进口管A、B；

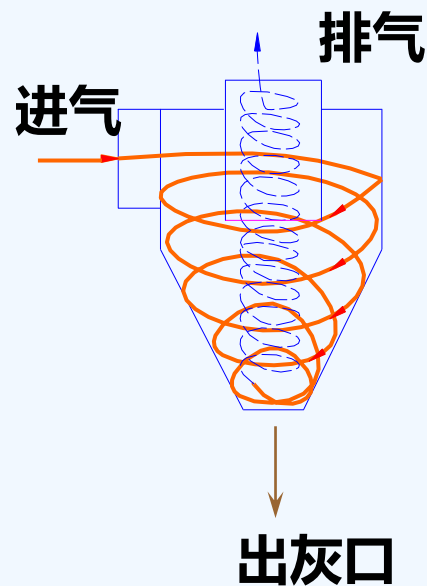
圆柱筒直径 D (主要尺寸)；

排气口直径 D_1 。

$$A = \frac{D}{2}$$

$$B = \frac{D}{4}$$

$$D_1 = \frac{D}{2}$$



旋风分离器示意图





昆山艾普瑞环保设备有限公司



浙江工商大学
Zhejiang Gongshang University

② 旋风分离器的性能参数

◆ 临界粒径 d_c ：能够分离出的最小颗粒直径。

假设条件：

- 颗粒与气体在器内等速运动，均为进口气速 u_i ；
- 颗粒沉降时，最大距离是旋风分离器进气口宽度 B ；
- 颗粒自由沉降处于stokes 区。

沉降速度：

$$u_r = \frac{d^2 \rho_s u_i^2}{18 \mu R_m}$$



沉降时间:
$$\theta_r = \frac{B}{u_r} = \frac{18\mu R_m B}{d^2 \rho_s u_i^2}$$

设: 气体旋转圈数 N , 则气流运行距离 $2\pi R_m N$

气体停留时间:
$$\theta = \frac{2\pi R_m N_e}{u_i}$$

颗粒分离条件:
$$\theta_r \leq \theta$$

μ - 含尘气体的粘度, Pa·s;
 B - 旋风分离器的进气口宽度, m;
 u_i - 含尘气体的进口风速, m/s;
 ρ_p - 含尘气体中的颗粒密度, kg/m³;
 N - 含尘气体在旋风分离器中的旋转圈数。

颗粒临界粒径

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_e \rho_s u_i}}$$

对常用形式的旋风分离器

$$u_i = 10 \sim 25 \text{ m/s}, N_e = 3 \sim 5$$



颗粒临界粒径

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_e \rho_s u_i}}$$

说明:

① 进口气速 $u_i \uparrow \rightarrow$ 临界直径 $d_c \downarrow$, 分离效率 \uparrow , 但涡流 \uparrow ,

一般 $u_i = 15 \sim 25 \text{ m/s}$;

② 保持进口气速 u_i 不变, 若气体的处理量

$V_s \uparrow \rightarrow B \uparrow \rightarrow d_c \uparrow$,

分离效率 \downarrow ;

故: 处理量增大时, 为保持相同的分离效率, 可采用旋分联操作;

③ 气体的旋转圈数 $N \uparrow \rightarrow d_c \downarrow$, 一般 $N = 0.5 \sim 3$,

标准旋分: $N = 5$ 。



艾塔

(3) 分离效率

总效率 η_0 进入旋风分离器的全部粉尘中被分离下来的粉尘的质量分率

$$\eta_0 = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \times 100\%$$

粒级效率 η_{pi} 进入旋风分离器的粒径为 d_i 的颗粒被分离下来的质量分率

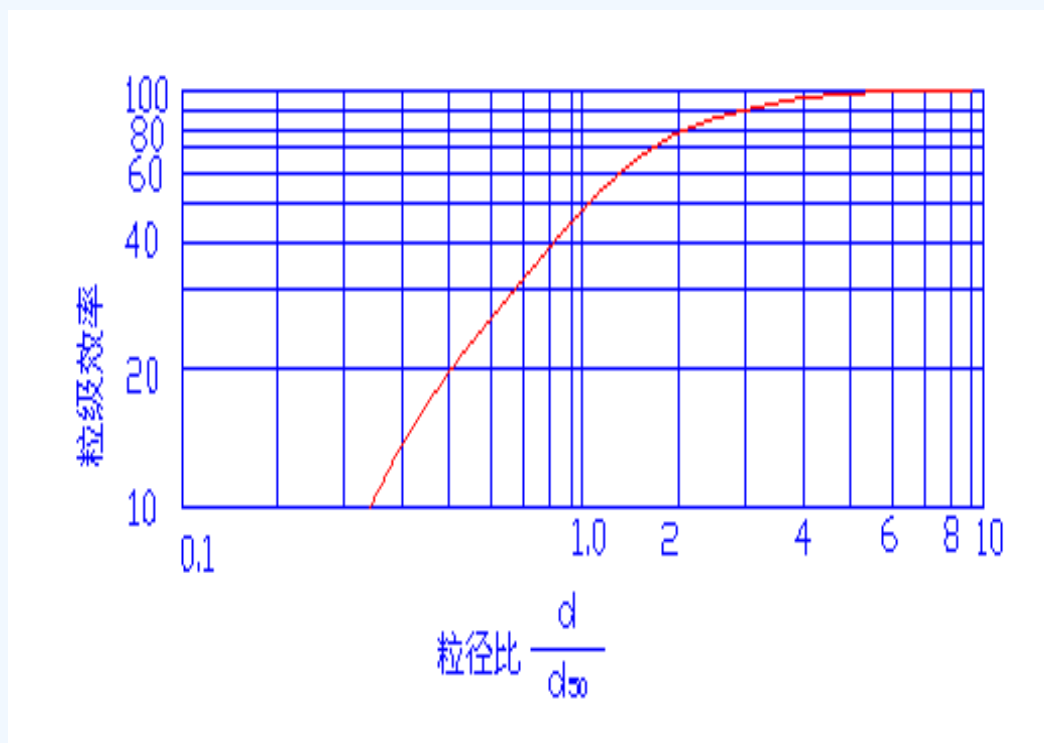
c_{1i} 、 c_{2i} 分别为进、出口气体中平均粒径为 d_i 的颗粒的质量浓度。

$$\eta_{pi} = \frac{C_{1i} - C_{2i}}{C_{1i}} \times 100\%$$



有时也把旋风分离器的粒级效率标绘成 d/d_{50} 的函数曲线， d_{50} 为粒级效率为50%的颗粒直径，称为分割粒径。

对于标准旋风分离器
$$d_{50} = 0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{u_t(\rho_s - \rho)}}$$



3) 压强降

气体通过旋风分离器时，由于进气管、排气管及主体器壁所引起的摩擦阻力，气体流动时的局部阻力以及气体旋转所产生的动能损失造成了气体的压强降。

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2}$$

对型式不同或尺寸比例不同的设备**阻力系数** ζ 的值也不同，要通过实验测定，对于标准旋风分离器 $\zeta = 8.0$ 。

旋风分离器的压降一般在 500 ~ 2000Pa 内。



标准型: $\xi = \frac{16AB}{D_1^2}$ (或 $\xi = 8.0$)

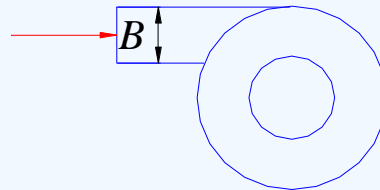
进口风速: $u = 10 \sim 25 \text{ m/s}$ 时,

压力降: $\Delta p = 1000 \sim 2000 \text{ Pa}$

③ 常见旋风分离器的形式

1) 进口方式

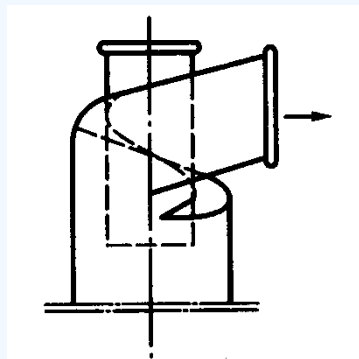
切向进口: 切向进口方式结构简单, 较常用。



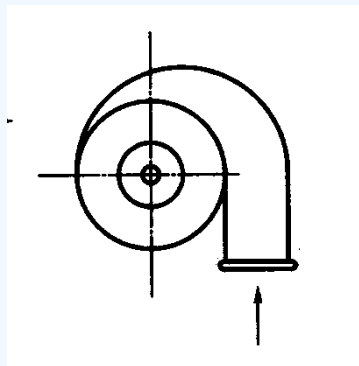
旋风分离器切向进口



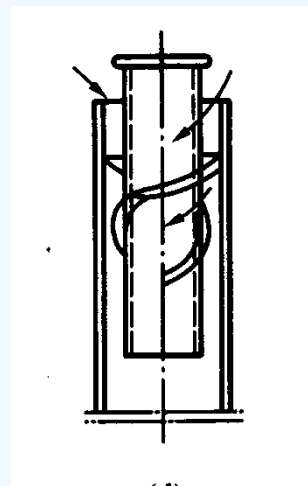
螺旋面进口：结构复杂，设计制造不方便。



蜗壳形进口：结构简单，减小阻力。



轴向进口：常用于多管式旋风分离器。



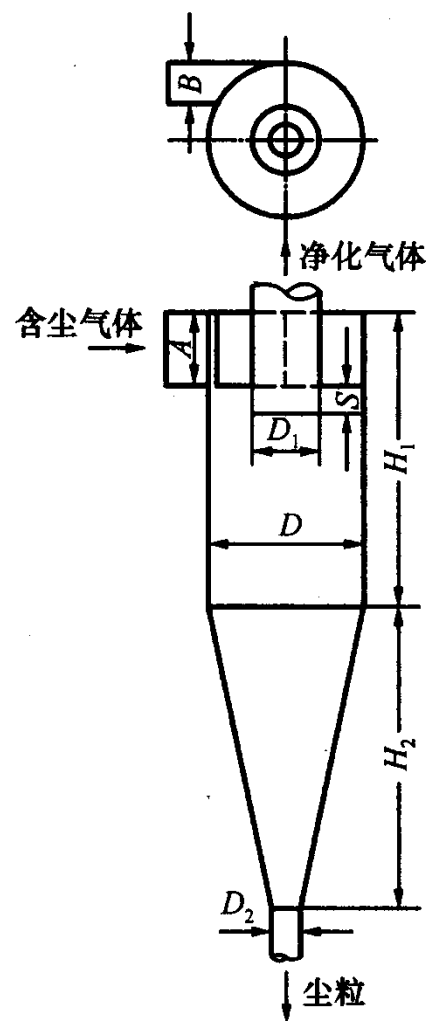
2) 常用型式

标准型、CLT/A型、CLP型、扩散式等。

标准型：

结构简单、容易制造、处理量大；

适用于捕集密度大且颗粒尺寸大的粉尘。



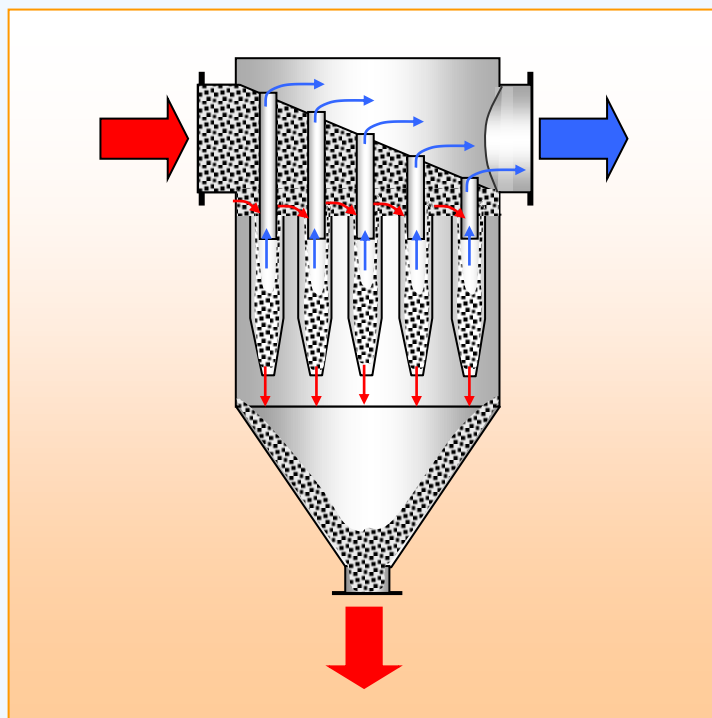
标准型旋风分离器



CLT/A型：具有螺旋面进口，结构与标准型旋风分离器相似；

CLP型：蜗壳形进口，分为A型和B型；

扩散式：适用于净化颗粒浓度较高的气体。

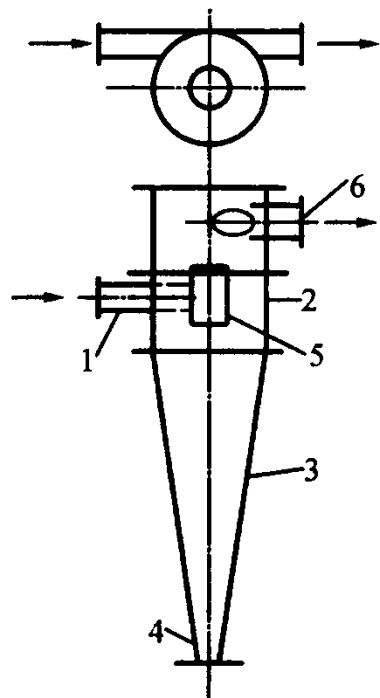


多级旋风分离器



(2) 旋液分离器

- 分离液-固非均相混合物；
- 结构与工作原理与旋风分离器类似；
- 特点：形状细长、直径小、圆锥部分长；
- 优点：结构简单，没有运动部件，体积小、处理量大；
- 缺点：产生较大阻力；造成设备严重磨损。



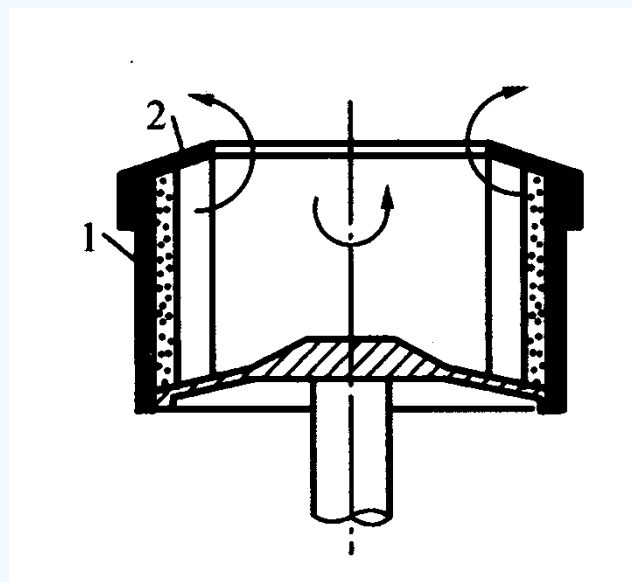
- 1 - 悬浮液入口管
- 2 - 圆筒
- 3 - 锥形筒
- 4 - 第流出口
- 5 - 中心溢流管
- 6 - 溢流出口管



(3) 离心沉降机

- ▲ 分离液-固非均相混合物
- ▲ 特点：转速可以根据需要调整，
适用于分离困难的体系，
- ▲ 常用的离心沉降机：转鼓式离心机、蝶片式离心机等。

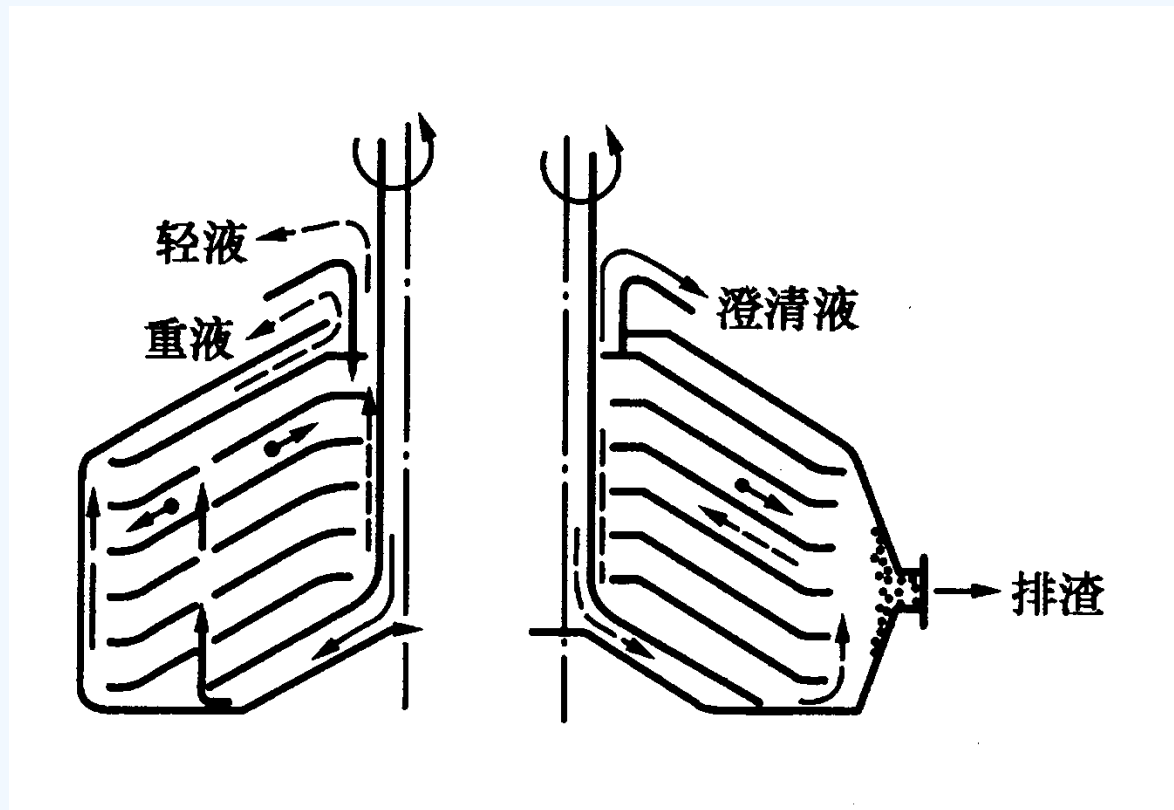
转鼓式离心沉降机：



- 1 - 固体
- 2 - 液体



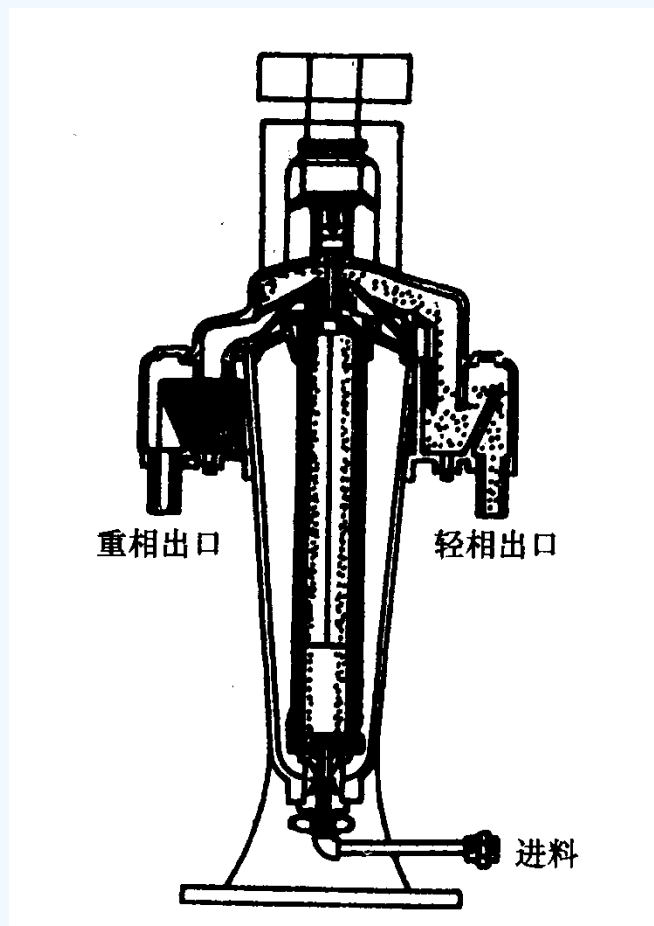
蝶片式离心机：



**用途：分离乳浊液和从液体中分离少量极细的固体颗粒，
广泛用于润滑油脱水、牛乳脱脂、饮料澄清等。**



管式超速离心机：



旋风分离器

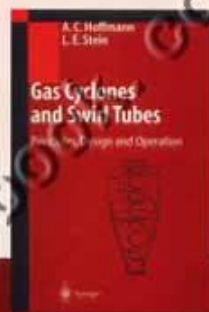
——原理、设计和工程应用

[丹] A. C. 霍夫曼 著
[美] L. E. 斯坦因
彭维明 姬忠礼 译
魏耀东 审核

Chemical Industry Press



化学工业出版社
工业装备与信息工程出版中心



浙江工商大学
Zhejiang Gongshang University

3.2 颗粒与颗粒床层特性

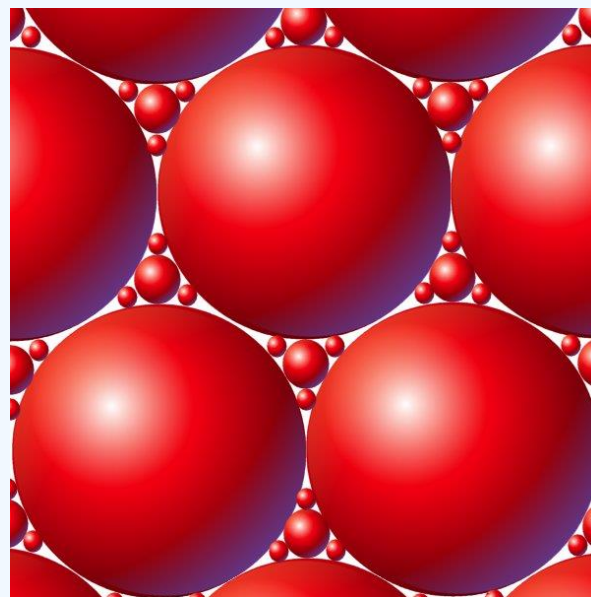
1. 单一颗粒的几何特性

1). 球形颗粒

体积: $V = (\pi/6)d^3$, m^3

表面积: $S = \pi d^2$, m^2

比表面积: $a = S/V = 6/d$, m^2 / m^3 , d 球形颗粒的直径, m



3.2 颗粒与颗粒床层特性

1. 单一颗粒的几何特性

2). 非球形颗粒

(1) 体积当量直径 d_e ：与非球形颗粒体积相等的球的直径。

$$d_e = (6V_p / \pi)^{1/3} \quad V_p \text{ 为非球形颗粒的体积。}$$

(2) 球形系数 φ_s ： $\varphi_s = S/S_p \leq 1$

球形颗粒 $\varphi_s = 1$ ；非球形颗粒 $\varphi_s < 1$ ，

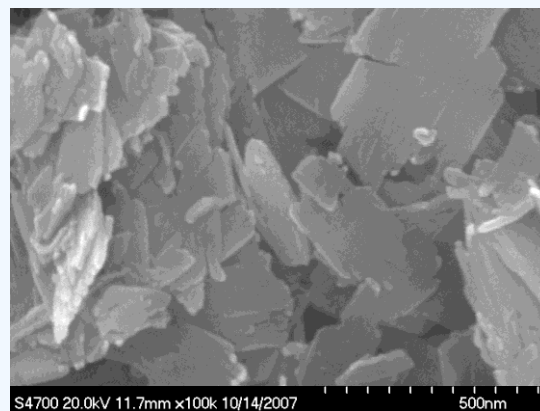
非球形颗粒的体积、表面积、比表面积

体积 $V_p = (\pi/6) d_e^3$ ， m^3

表面积 $S_p = \pi d_e^2 / \varphi_s$ ， m^2

比表面积 $a_p = 6 / (\varphi_s d_e)$ ， m^2 / m^3

下标p代表颗粒



2 混合颗粒的特性参数

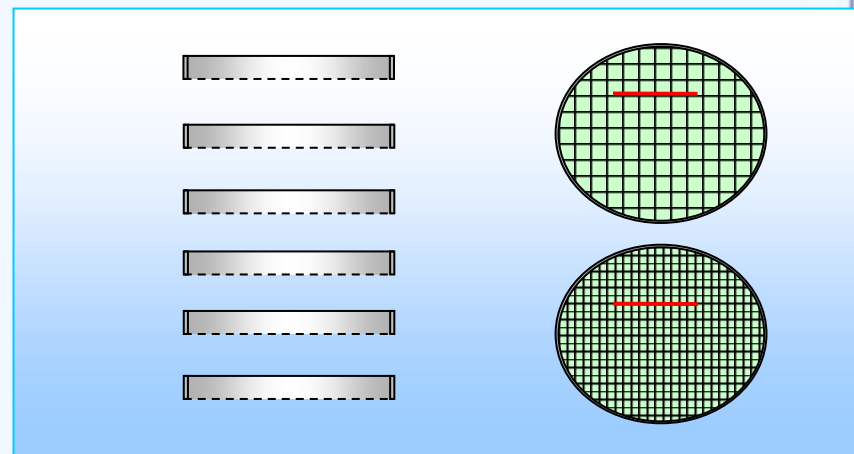
(1) 颗粒的筛分尺寸/粒度分布

标准筛：有不同的系列，常用泰勒标准筛。

筛号(目数)：每英寸长度筛网上的筛孔数目；

筛过量：通过筛孔的颗粒量；

筛余量：截留于筛面上的颗粒量。



① 颗粒的筛分尺寸

算术平均: $d_{pi} = \frac{d_{i-1} + d_i}{2}$

几何平均: $d_{pi} = \sqrt{d_{i-1}d_i}$

② 筛分尺寸与颗粒特性参数的关系

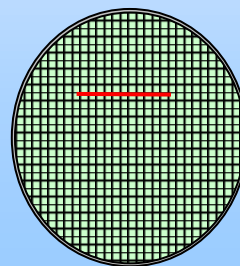
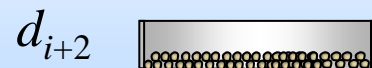
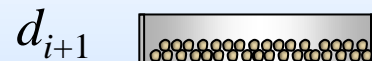
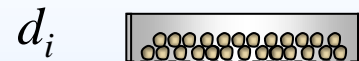
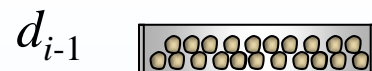
$$\frac{1}{d_a} = \sum \frac{1}{d_i} \frac{G_i}{G} = \sum \frac{x_i}{d}$$

G 颗粒总质量

G_i 相邻两号筛之间的颗粒质量

d_i 筛分直径

x_i 表示 d_i 粒径段内颗粒的质量分数



3.2.3 颗粒床层的特性

颗粒床层=颗粒+空隙

(1) 床层空隙率

① 定义：床层中，空隙所占体积分率。

$$\varepsilon = \frac{V_b - V}{V_b} = 1 - \frac{V}{V_b}$$

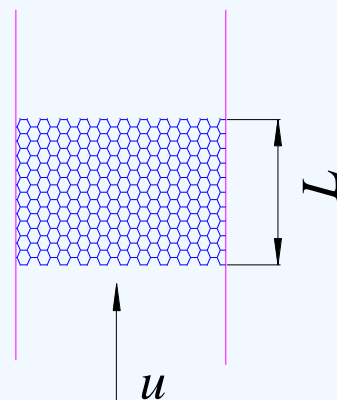
床层体积-颗粒体积

床层体积

表明：床层堆积的松散程度；

$\varepsilon \uparrow$ ，空隙越大，床层越松散；

ε 对流体流过床层的阻力影响很大。



② 影响床层空隙率的因素

(a) **装填方法**: 干装 $\varepsilon \downarrow$
湿装 $\varepsilon \uparrow$

床层直径

(b) 颗粒特性的影响

颗粒形状: $\Phi \downarrow, \varepsilon \uparrow$; $d_p / D \downarrow, \varepsilon \downarrow$

靠壁面处: **壁效应**使 $\varepsilon \uparrow$

粒径分布: 颗粒均匀, $\varepsilon \uparrow$; 颗粒光滑, $\varepsilon \downarrow$

(2) 床层的自由截面积

即: 床层中空隙的面积 (流体的流通截面积)。

自由截面积分率:
$$S_o = \frac{S - S_P}{S} = 1 - \frac{S_P}{S}$$



(3) 床层的比表面积 a_b

$$a_b = \frac{\text{床层中颗粒的表面积}}{\text{床层体积}} = \frac{A}{V_b}$$

忽略颗粒相互重叠减少的面积，则：

$$a_b = \frac{A}{V_b} = \frac{A}{V/(1-\varepsilon)} = a(1-\varepsilon)$$

$$a_b < a$$

