

第四章 沉降与过滤

Sedimentation and Filtration

混合物分为两大类：均相物系(homogeneous system)和非均相物系(non-homogeneous system)。凡物系内部各处物料组成和性质均匀且不存在相界面的混合物称为均相物系。如溶液及混合气都属于均相物系。凡物系内部有隔开两相的界面存在，且界面两侧的物质性质截然不，称为非均相物系。悬浮液、乳浊液以及气溶胶等都属于非均相物系。均相物系的分离可以通过蒸发、蒸馏、吸收和膜分离等单元操作实现。将在以后的章节中讨论。本章主要讨论非均相物系的分离。非均相物系中，处于分散状态的物质，称为分散质(或分散相)Dispersed phase，如悬浮液中的固体颗粒，乳浊液中的液滴等；包围着分散质而处于连续状态的物质称为分散介质(或连续相)continuous phase，如气态非均相混合物中的气体和液态非均相物系中的溶剂等。藉分散质和分散介质所具有的不同的物理性质(如密度)可使其分离。要实现这种分离，必须使分散的固体颗粒和液滴与连续的流体之间发生相对运动，故可采用机械分离方。此种单元操作遵循流体力学的基本规律。

在分离非均相物系的单元操作中，最主要是沉降法和过滤法。沉降法是使气体或液体中的颗粒或液滴受重力或惯性离心力的作用而沉降的方法。过滤法是利用液体或气体能通过过滤介质而固体颗粒不

能穿过滤介质的性质进行分离的。沉降和过滤都可以在比重力场更强的离心力场中进行。这种操作统称为离心分离。

沉降、过滤和离心分离在食品工业上具有如下的意义：

(1) 作为生产的主要阶段。如从淀粉液制取淀粉，从牛奶制取奶油和脱脂奶等。 It is a main stage in the production

(2) 提高制品纯度。如牛奶的除杂净化和啤酒的过滤净化除去微粒固体等。 Increasing purity of products

(3) 回收有价值的物质。如从含微粒固体的气溶胶中分离出奶粉。 extracting valuable matters

(4) 为了安全生产。分离出生产中发生的酸雾、烟等有害物质，保证人身和设备的安全。 Removing harmful matters

第一节 重力沉降 Gravity Sedimentation

由于地球引力作用而产生分散质颗粒沉降的过程，称为重力沉降 (gravity settling)。

根据分散质集态的不同，可分为悬浮液、乳浊液和气溶胶的沉降。乳浊液沉降中，有时分散质在分散介质中不是下沉，而是上浮。从相对意义上说两者并无本质区别。要研究沉降的规律，首先应讨论颗粒与流体的相对运动。

4—1 颗粒在流体中的运动 Movement of particles in fluid

4. 1A 颗粒与流体相对运动时所受的力 The forces subjected by the particles during the relative movement between particles and fluid

当流体以一定速度绕过静止的固体颗粒流动时，由于流体的粘性，会对固颗粒有作用力。如图 4—1 所示。反之，当固体颗粒在静止流体中移动时，流体同样会对固体颗粒有作用力。这两种情况作用力的性质相同。通常称为曳力(drag force) 或阻力。除了上述两种相对运动的情况外，还有运动着的颗粒与流动着的流体之间的相对运动。对于一定的颗粒和流体，不论哪一种相对运动，都有这种阻力存在。只要相对运动速度相同，流体对颗粒的阻力就一样。

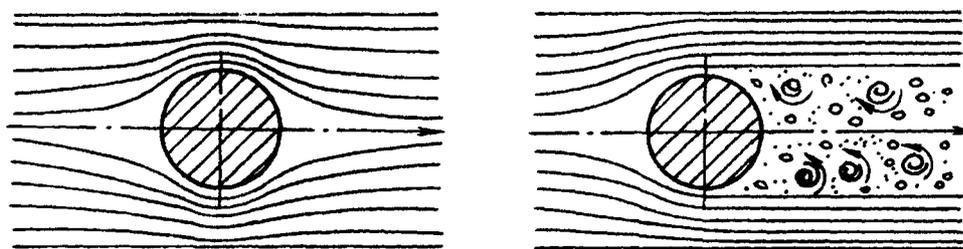


图 4—1 颗粒与流体的相对运动

根据 Stokes 定律，连续流体以较低的速度流过球形颗粒所产生的曳力可用下式表示：

$$F_d = 3 \mu u d \quad (\text{N}) \quad (4-1)$$

式中： μ 为流体粘度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；

d 为球形颗粒直径， m ；

u 为流体与颗粒间的相对运动速度， ms^{-1} ；

F_d 为流体对球形颗粒的曳力， N

上式只适用于流体对球形颗粒的绕流属于层流的情况。为求速度范围更为广泛的曳力，可将式(4—1)改写为：

$$F_d = 24 \cdot \frac{\pi}{4} d^2 \left(\frac{\mu}{du\rho} \right) \rho \cdot \frac{u^2}{2}$$

式中， ρ 为流体的密度， kgm^{-3} 。

$$\text{令 } R_{ep} = \frac{du\rho}{\mu}$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\xi = \frac{24}{R_{ep}}$$

R_{ep} 称为修正雷诺数，

ξ 称为阻力系数，

A 为球形颗粒在相对运动方向的投影面积， m^2 。

用这些关系将上式进一步整理可得：

$$F_d = \xi A \frac{\rho u^2}{2} \quad (4-2)$$

对于层流， $\xi = \frac{24}{R_{ep}}$ ，此时(4—2)与式(4—1)是相同的。对于非

层流的情况，阻力系数 ξ 要通过实验来确定。球形颗粒与流体相对运动时的阻力系数 ξ 与雷诺数 R_{ep} 之间的关系由实验测定，绘于图 4—2 中。见图中对应于颗粒球形度 $s=1$ 的曲线。

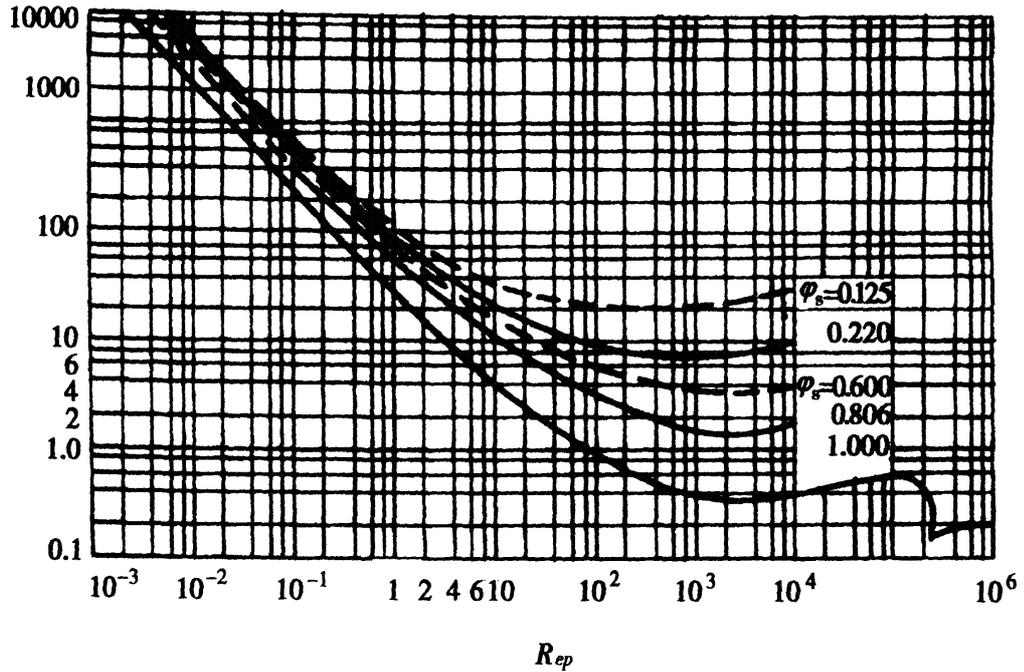


图 4—2 ξ — R_{ep} 关系曲线

图中大致可分为三个区域,各区域的曲线段可分别用不同的计算公式表示:

$$(1) \text{ 层流区 } (Re_p < 1) \quad \xi = \frac{24}{R_{ep}} \quad (4-3)$$

$$(2) \text{ 过渡区 } (1 < Re_p < 500) \quad \xi = \frac{18.5}{R_{ep}^{0.6}} \quad (4-4)$$

$$(3) \text{ 湍流区 } (500 < Re_p < 1.5 \times 10^5) \quad \xi = 0.4 \quad (4-5)$$

这三个区域,又分别称为 Stokes 区,Allen 区和 Newton 区。其中 Stokes 区的计算式是精确的理论公式,其它两区的计算式则是经验公式。

4.1B 沉降速度 Sedimentation Velocity

1. 球形颗粒的自由沉降 Free settling of the spherical particles

单个颗粒在无限连续的流体中沉降,或颗粒群在流体中分散得较好,沉降时颗粒之间互不接触,互不碰撞,互不干扰,这种沉降称为自由沉降(free settling)。

当一个球形颗粒放在静止流体中时,若其密度 ρ 大于流体的密度 ρ_f 时,它就向下沉降。

设该颗粒的直径为 d , 质量为 m , 初速度为零。在流体中下沉的 t 瞬时, 它的速度为 u , 所受的作用力有: 重力 F_g , 浮力 F_b 和流体的阻力 F_d 。其受力情况如图 4—3 所示。根据牛顿第二定律, 颗粒的沉降运动方程式为:

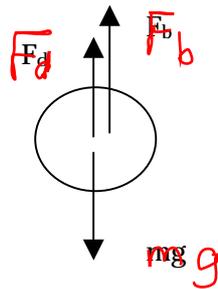


图 4—3 颗粒沉降受力图

$$m \frac{du}{d\tau} = F_g - F_b - F_d \quad (4-6a)$$

式中,

$$F_g = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_p g, \quad (4-6b)$$

$$F_b = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_f g, \quad (4-6c)$$

$$F_d = \xi \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho u^2}{2} \quad (4-6d)$$

将这些关系代入式沉降运动方程式中，整理得：

$$\begin{aligned} m \frac{du}{d\tau} &= F_g - F_b - F_d \\ &= \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} \right) g - \frac{3\xi\rho}{4d\rho_p} u^2 \end{aligned} \quad (4-6e)$$

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，随着颗粒向下沉降的速度 u 的逐渐增大，其加速度 du/dt 则逐渐减小。当 u 增加到某一数值 u_0 时，可使 $du/dt=0$ 。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，加速阶段非常短，可以忽略不计，当作只有均速阶段。在匀速阶段中颗粒相对于流体的运动速度 u_0 ，称为颗粒的沉降速度或终端速度 (terminal velocity)。

当 $du/dt=0$ 时，令 $u=u_0$ ，由式(4—6)可得出球形颗粒自由沉降速度的一般计算式：

$$u_0 = \sqrt{\frac{4d(\rho_p - \rho)g\mu}{3\xi\rho}} \quad (4-6)$$

将式(4—3)，(4—4)和(4—5)的关系分别代入上式，可得到在三个不同流型区域内球形颗粒自由沉降时沉降速度 u_0 的计算公式：

(1) 层流区的 Stockes 公式

$$u_0 = \frac{d^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (4-7)$$

(2) 过渡区的 Allen 公式

$$u_0 = 0.154 \left[\frac{d^{1.6}(\rho_p - \rho)g}{\rho^{0.4}\mu^{0.4}} \right]^{5/7} \quad (4-8)$$

(3) 湍流区的 Newton 公式

$$u_0 = \sqrt{\frac{3g(\rho_p - \rho)gd}{\rho}} \quad (4-9)$$

2 沉降速度的求算 Calculation of settling velocity

上面虽然给出了计算颗粒沉降速度 u_0 的式(4—7)或(4—8)至(4—9)，但用这些公式计算时，须首先确定雷诺数 Re_p 的数值，这样才能确定式(4—6)中的阻力系数 K 值；或者才能根据 Re_p 值所确定的流型区域正确选用式(4—7)至(4—9)之中的某一计算式，而雷诺数 Re_p 又正是要求算未知量 u_0 的函数，故事先无法确定。可见计算沉降速度 u_0 是较为复杂的。解算方法有如下几种：

(1) 试差法 (trial and error method) 先假定初值 u_0 ，由此算得 Re_p 值，按图 4—2 查得 K 值，代入式(4—6)求得第一次试算值 u'_0 。比较 u'_0 值与假定值 u_0 。若二者非常接近或者二者之差的绝对值能满足已定计算精度要求，则 u'_0 即为最终计算值。若二者相差甚远，需再次假定另一 u_0 值，重复上述过程，直至假定值与计算值之差的绝对值能满足已定精度要求为止。此法手算繁琐，但设计一个算法程序，用计算机很容易求解。

(2) 复验法 (Repeat verification method) 先假定一个流型

区域，选用该区域对应的沉降速度 u_0 计算式，求得 u_0 值。由此 u_0 值验算雷诺数 R_{ep} ，若验算所得 R_{ep} 值落在假定区域内，则说明区域假定正确，计算的 u_0 值即为所要求算的沉降速度的最终值。否则，再假定另一流型区域，重复上述过程，直到验算所得的雷诺数 R_{ep} 落在该假定区域内为止。用复验法最多三次就可得到正确结果。

(3) 直接法 (Direct method) 用一个不包含待求量 u_0 的无因次数群 K 来等效地代替雷诺数 R_{ep} 作为流型区域判据的作用，可以避免上述试算过程。

将式(4—8)改写为：

$$\xi = \frac{4d(\rho_p - \rho)g}{3\rho u_0} \quad (4-10)$$

为消去式(4—10)中待求未知量 u_0 ，将该式两边同乘以

$$R_{ep}^2 = \left(\frac{du\rho}{\mu} \right)^2,$$

可得另一无因次数群 ξR_{ep}^2 ：

$$\xi R_{ep}^2 = \frac{4d^2\rho(\rho_p - \rho)g}{3\mu^2} \quad (4-11)$$

因为 ξ 是 R_{ep} 的函数，所以 ξR_{ep}^2 也是 R_{ep} 的函数。若令：

$$K = d \left[\frac{\rho(\rho - \rho_p)g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (4-12)$$

$$\text{则 } \xi R_{ep}^2 = \frac{4}{3} K^3 \quad (4-13)$$

由于 K 与 ξR_{ep}^2 之间的关系只差一个常数因子，故 K 也是 R_{ep} 的函数。式(4—12)所表示的不含待求量 u_0 的无因次数群 K 可作为判别流

型区域的新判据。

将式(4—7)所表示的 u_0 表达式代入雷诺数表达式中得无因次数群 K 与雷诺数 R_{ep} 之间的关系为：

$$R_{ep} = \frac{d^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{18 \mu^2} = \frac{K^3}{18}$$

$$\text{或} \quad K = \sqrt[3]{18 R_{ep}} \quad (4-14)$$

当 $R_{ep}=1$ 时，由上式得 $K=2.62$ 。此值为层流区(Stockes 区)的上限值。同样，应用式(4—9)和 $R_{ep}=500$ 可算得湍流区(Newton 区)的下限 K 值为 43.6。如此，用 K 值表示的流型区域界限为：

$K < 2.62$ 时为层流区；

$2.62 < K < 43.6$ 时为过渡区；

$K > 43.6$ 时为湍流区。

计算沉降速度 u_0 时，先算出 K 值，由此可直接正确地确定流型区域及其相应的 u_0 计算式，避免了繁琐的复验过程。

例 4—1 鲜牛乳中脂肪球的平均直径约为 $5 \mu\text{m}$ ，20 时，脂肪球的密度为 1010kg/m^3 ，脱脂乳的密度为 1035kg/m^3 ，粘度为 $2.12 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ 试求脂肪球在脱脂乳中的沉降速度。

〔解〕：假定沉降在过渡区中进行，按该区的 Allen 公式得：

$$\begin{aligned}
 u_0 &= 0.154 \left[\frac{d^{1.6} (\rho_p - \rho) g}{\rho^{0.4} \mu^{0.4}} \right]^{\frac{5}{7}} \\
 &= 0.154 \times \left[\frac{(5 \times 10^{-6})^{1.6} \times (1010 - 1035) \times 9.81}{1035^{0.4} \times (2.12 \times 10^{-6})^{0.4}} \right]^{\frac{5}{7}} \\
 &= -1.32 \times 10^{-5} \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{验算雷诺数: } R_{ep} &= \frac{du_0 \rho}{\mu} = \frac{5 \times 10^{-6} \times 1.32 \times 10^{-5} \times 1035}{2.12 \times 10^{-3}} \\
 &= 3.22 \times 10^{-5} < 1
 \end{aligned}$$

说明上述假定区域不正确。应再假定另一区域试算。

再假定沉降在层流区进行，按 Stokes 定律：

$$\begin{aligned}
 u_0 &= \frac{d^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu} = \frac{(5 \times 10^{-6})^2 \times 9.81}{18 \times 2.12 \times 10^{-3}} \\
 &= -1.61 \times 10^{-7} \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{验算雷诺数: } R_{ep} &= \frac{du_0 \rho}{\mu} = \frac{5 \times 10^{-6} \times 1.61 \times 10^{-7} \times 1035}{2.12 \times 10^{-3}} \\
 &= 3.93 \times 10^{-7} < 1
 \end{aligned}$$

表明本次假定正确。所求得的 u_0 之值 $-1.61 \times 10^{-7} \text{ ms}^{-1}$ 即为所求的沉降速度。负号表示脂肪球向上浮。

(2) 用直接法计算，由已知数据求 K

$$\begin{aligned}
 K &= d \left[\frac{\rho (\rho - \rho_p) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \\
 &= 5 \times 10^{-6} \times \left[\frac{1.35 \times (1010 - 1035) \times 9.81}{(2.12 \times 10^{-3})^2} \right]^{\frac{5}{7}} \\
 &= 1.90 \times 10^{-3} < 2.62
 \end{aligned}$$

由于 $K < 2.62$ ，可知沉降在层流区。可直接按公式计算，得 u_0

$$=-1.61 \times 10^{-7} \text{ m/s}$$

3. 影响沉降速度的因素 The influence factors on the settling velocity

多数沉降过程是在层流区内进行。根据层流区的 Stokes 定律，从理论上可对影响沉降速度的因素作如下分析。

(1) 颗粒直径 (diameter of particles) 理论上沉降速度与粒径的平方成正比。颗粒愈大，沉降就愈快。食品生产中的均质化处理就是使悬浮颗粒或液滴微粒化，减慢沉降速度，达到制品稳定，不易沉淀或分层目的，例如牛奶和果汁的均质处理。另外，在食品加工中，有时也采取适当措施增大颗粒直径、达到迅速沉降使制品澄清的目的。如具有胶体性质的悬浮液食品，常采用加热的方法产生絮凝作用，达到使颗粒增大易沉淀析出的目的。

(2) 分散介质粘度 (Viscosity of dispersed medium) 沉降速度与介质的粘度成反比。介质的粘度愈大，悬浮液愈难于用沉降法分离。如含有果胶的果汁，因其粘度高，在生产中常通过加酶制剂破坏果胶来降低其粘度，达到改善澄清操作的目的。此外，还有利用适当加热的办法来降低粘度，达到加快沉降速度的目的。

(3) 两相密度差 (Density difference between two phases) 沉降速度与两相密度差成正比。但在一定的悬浮液的沉降分离过程中，其值是难以改变的。

除了上述直接的影响因素外，实际的沉降过程还受其它因素的影响。因前面讨论的自由沉降是基于光滑球形颗粒在无限连续的介质中

并为颗粒间互不影响而沉降的假设。实际上，介质并非无限量，沉降都是在有限容器中进行，颗粒间有干扰，颗粒并非球形，而且大小、形状各异。因此，实际沉降速度还受下面诸因素的影响。

(1) 颗粒形状 (Shape of particles) 球形颗粒对任何方向的来流都具有相同的投影面积。非球形则不同，偏离球形愈大，亦即球形度 s 愈小，阻力系数 K_d 愈大。几种 s 值下的阻力系数 K_d 与雷诺数 Re_p 的关系曲线已根据实验结果标绘在图 4—2 中。对非球形颗粒， Re_p 计算式中的 d 应该使用颗粒的体积当量直径。

(2) 壁效应 (Wall effect) 在实际有限的容器中进行沉降，器壁对颗粒沉降有阻滞作用，使沉降速度较自由沉降速度为小，这种影响称为壁效应。需作准确计算时，应考虑壁效应的影响。

(3) 干扰沉降 (hindered settling) 当非均匀混合物中分散颗粒较多，颗粒之间互相距离较近时，颗粒间的碰撞和摩擦作用会消耗功能，亦即增加了阻力系数，使沉降速度较自由沉降时低，这种沉降称为干扰沉降。悬浮液的沉聚一般为干扰沉降，其浓度愈高，此种现象愈显著。通常干扰沉降速度仍按自由沉降计算，必要时可用经验法则予以修正。

4—2 悬浮液的重力沉降 Gravity settling of the suspension

悬浮液的重力沉降，按其沉降是获得清液和增浓制品目的的不同，可分别称为澄清 (clarifying) 和增稠 (thickening)；按其操作方式可分为间歇式、半连续式和连续式。间歇式操作是将悬浮液贮于容器内，经一定时间的静置，将上层澄清液引出后，卸出沉于器底的

沉淀；半连续式操作是将悬浮液以较小的流速连续流过沉降器，或以一定流速流过相当长的沉降槽，保证其颗粒有充分时间沉于器底，而器底沉淀的卸出则为间歇式；如果悬浮液是连续送入沉降器，且清液和沉淀亦连续排出，则为连续式操作。

4.2A 间歇式沉降器 Batch-type thickener

在间歇式沉降器内，整个物料从沉降开始至终了实际上是静止而不流动，悬浮液的进入和沉淀的排出是间歇进行。

图 4—4(1)表示一种带锥底的圆形沉降器，在器内不同高度的侧壁上装几个侧管，并配有阀，以引出清液。例如糖厂使用的三管阀式沉淀器。也可采用虹吸方法引出清液。一般当一批物料沉降完毕后，先引出清液而后卸出沉淀。对于乳浊液的分离，例如油水的分离，上层为增浓制品，下层为清液，可将上层增浓制品先行引出，而后卸出清液。

典型的间歇式沉降过程示于图 4—4(2)中。当颗粒粒径分布较均匀时，操作开始不久就出现清液区 A 和悬液区 B 之间明显的界限，而底部只有少量的沉淀层，称为沉聚区 C。当 A~B 界面和 B~C 界面相距甚大时，A~B 界面就以匀速向下移动。区域 B 内的浓度因该区域整体下沉而保持不变。这样清液区 A 和沉聚区 C 随时间不断扩大，而区域 B 则不断缩小。最后区域 B 完全消失，仅留下清液区 A 和沉淀区 C。此后，沉聚区 C 内的固体沉淀物继续被压紧，并不断游离出清液。

间歇式重力沉降在食品工业上的应用较少，只用于少量悬浮液或者沉降速度极为缓慢的情形，如葡萄酒和果汁的澄清等。

间歇式沉降器的计算在于确定其面积和容积。

设： h_0 为清液层高度， m ； V 为清液的容积， m^3 ； t_0 为沉降时间， s ； u_0 为沉降速度， ms^{-1} ； A_0 为沉降面积， m^2 。

则沉降器的生产能力 q_v (以清液体积计)理论上应为：

$$q_v = \frac{V}{t_0} = \frac{h_0 A_0}{t_0} \quad (m^3 s^{-1})$$

因为 $h_0 = u_0 t_0$ 故 (4—15)

由此可见，间歇式沉降器的生产能力等于沉降速度和沉降面积的乘积，而与沉降器的高度无关。因此沉降器的结构特点是截面大，高度低，其容积的确定以暂时存贮必要数量的沉淀物和清液为依据。

须指出，若沉降的目的是回收有价值的沉淀物质，如淀粉和酵母的生产，则沉降器的生产能力通常以沉淀物的体积或质量来表示。

$$q_v = h_0 A_0 \quad (m^3 s^{-1}) \quad (4-16)$$

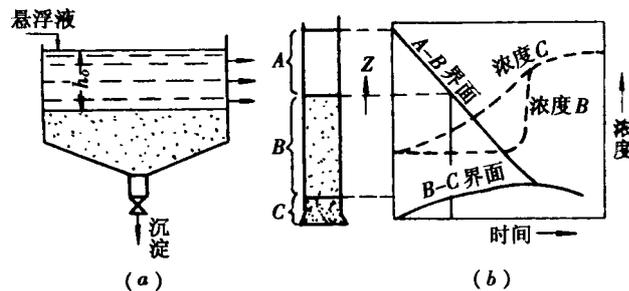


图 4—4 间歇式沉降器及沉降过程图解

(1) 间歇式沉降器简图 (2) 沉降过程图解【HT】

4.2B 半连续式沉降器

在半连续式沉降器内，被处理的物料连续地从一端进入设备，随液体向前流动的同时，悬浮颗粒不断地向下沉降，澄清液连续不断地自设备的另一端排出，沉淀物间歇地排出。常见的半连续式沉降器是矩形横截面的长槽，见图 4—5。为满足较大生产能力的要求，有时可设计成来回曲折的渠道，如玉米淀粉生产中的淀粉沉降器。

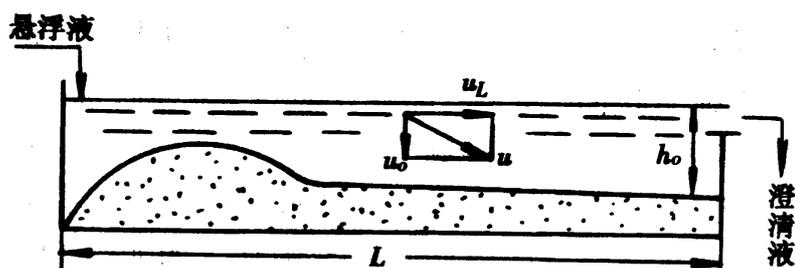


图 4—5 半连续式沉降器

对半连续式沉降器，操作时必须考虑的问题是悬浮液的水平流动速度要控制在临界流速以下，以确保已沉积的颗粒不致被重新卷起而带走。在设计时，要考虑其尺寸必须要有足够的长度与高度之比，以保证在满足生产能力要求的前提下，悬浮颗粒在沉降器得以分离有足够的停留时间。

1. 临界流速 Threshold of Velocity

已经沉积的悬浮颗粒不致被液流流动的曳力所带走的液流流动的最大速度，称为临界流速。用 u_c 表示。下面通过某一沉积颗粒的受力分析来确定此临界流速。

取沉积在沉淀层表面的某球形颗粒为受力研究对象，此时该颗粒在液体流动方向上受到两个力的作用，即液体流动的曳力 F_d 和颗粒与沉淀层之间的摩擦力 F ，二力方向相反。其大小分别为：

$$F_d = \xi \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho u^2}{2}$$

$$F_f = \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_p - \rho) g \mu_s$$

式中， u_L 为液体沿沉降器长度方向的水平流速， ms^{-1} ； F_f 为颗粒与沉淀层间的摩擦系数。

为使沉淀层表面的颗粒不被液流带走，必须满足条件 $F_d = F_f$ 。而使 $F_d = F_f$ 时对应的液流水平速度 u_L 即为临界流速 u_c 。因此：

$$\xi \cdot \frac{\pi}{4} d^2 \rho \frac{u_c^2}{2} = \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_p - \rho) g \mu_s$$

$$u_c = \sqrt{\frac{4d(\rho_p - \rho)g\mu_s}{3\xi\rho}} \quad (4-17)$$

在沉降操作过程中，应使操作的水平流速 u_L 小于临界流速。

$$u_L < u_c$$

2. 沉降器尺寸 Size of thickener

要适当选取设备长度 L 与清液层高度 h_0 的比值，使颗粒在溢流前能在清液层中完成沉降。见图 4—5。设计时，应使悬浮颗粒从入口到出口的停留时间大于或等于颗粒在清液层中沉降所需的时间，即应满足下列分离条件：

$$\frac{L}{h_0} \geq \frac{u_L}{u_0}$$

$$u_L \leq u_0 \frac{L}{h_0} \quad (4-18)$$

因此，沉降器的长度与清液层高度之比的设计，应符合式(4—20)所表示的关系。

半连续式沉降器的生产能力可表示为单位时间内流出的清液量：

$$q_v = bh_0u_L \quad (\text{m}^3\text{s}^{-1}) \quad (4-19)$$

将式(4—18) 的关系代入上式得：

$$q_v \leq bh_0u_0 \frac{L}{h_0} = u_0bL = u_0A_0 \quad (\text{m}^3\text{s}^{-1}) \quad (4-20)$$

式中， b 为沉降器的宽度， m ；

A_0 为沉降面积， m^2 。

可见，生产能力与沉降速度和沉降面积成正比，而与沉降器的高度无关。这一结论与间歇式沉降器完全相同。

4.2C 连续式沉降器 Continuous thickener

连续式沉降器的进料以及清液和沉淀的卸出均为连续操作。图 4—6 所示为一典型的连续式增浓器。其形式为一带锥底的圆形浅槽，直径一般有 10~100m。上部有溢流堰供清液排出，中部有中央进料管供悬浮液进入，底部有中央出口管供增浓液排出。已增浓的悬浮液用转动很慢的齿形耙将其刮送到槽底中心处，由泵连续地排出。齿形耙对沉淀刮送的同时，还对其有挤压作用，使其挤出更多的液体。悬浮液在增浓器中的流动是稳定状态的流动。原料液由中央进料管送至液面以下进入，悬浮颗粒下沉并沿径向散开，而清液上流至溢流堰溢出。正常情况下，增浓器自上而下可分为三个区域，即清液区、沉降区和沉淀区。参见图 4—6。

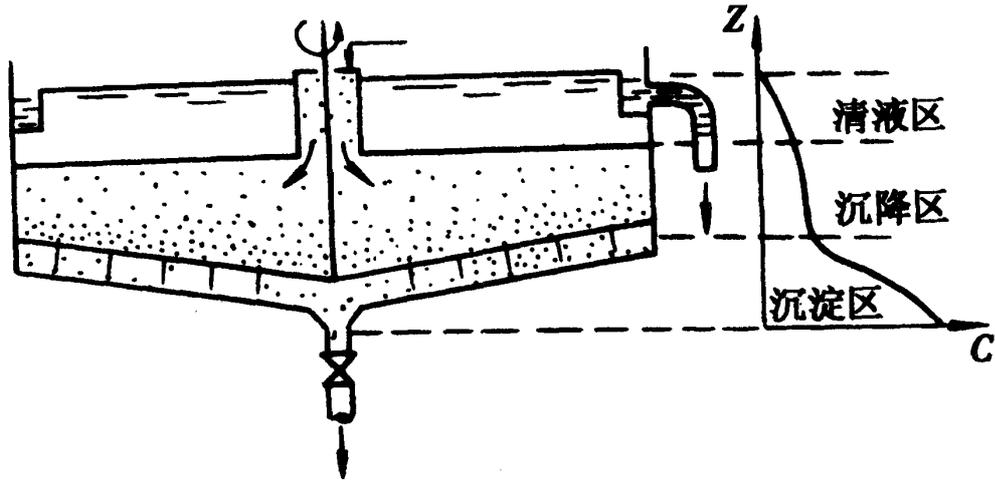


图 4—6 连续式增浓器

增浓器的设计主要是在给定的供料和预期的增浓液浓度条件下，计算所需的沉降面积。

由图 4—6 可知，当悬浮颗粒的沉降速度 u_0 大于或等于清液向上流动的速度 u_1 时，颗粒就不致被向上流动的液体所带走，因而就可以达到分离的目的。该分离条件可表示为：

$$u_0 \geq u_1 \quad (4-21)$$

设： G_0 —料液中干固体的质量流量，kg/s；

C_0 —料液中单位质量干固体所对应的清液量，kg 清液/kg 干固体；

C_R —浓液中单位质量干固体所对应的清液的质量，kg 清液/kg 干固体；

A_0 —沉降面积， m^2 ；

ρ —清液的密度， kgm^{-3} 。

(1) 清液流量：

$$q_v = \frac{G_0(C_0 - C_R)}{\rho} \quad (m^3s^{-1}) \quad (4-22)$$

2. 清液向上的流速 u_1 ：

$$u_1 = \frac{q_v}{A_0} = \frac{q_m(C_0 - C_R)}{\rho A_0} \quad (\text{ms}^{-1}) \quad (4-23)$$

3. 沉降面积 A_0 :

由式(4—21)表示的分离条件得：

$$\frac{q_m(C_0 - C_R)}{\rho A_0} \leq u_0$$

$$A_0 \geq \frac{q_m(C_0 - C_R)}{\rho u_0} \quad (\text{m}^2) \quad (4-24)$$

4. 生产能力 Capacity of thickener

联系式(4—22)和(4—24)得：

$$q_v = \frac{q_m(C_0 - C_R)}{\rho} \leq A_0 u_0 \quad (4-25)$$

从上式可以看出,连续式沉降器的生产能力为沉降速度与沉降面积的乘积,与沉降高度无关。设计时利用这一原理,可将连续式沉降器设计成多层形式,能够成倍成地增大沉降面积和生产能力。

4—3 气溶胶的重力沉降 Gravity settling of gasoloid

以气体为分散介质的非均相物系称为气溶胶(gasoloid)。此种物系的分离称为气溶胶分离。在食品工业中,凡涉及处理气——固流体系统中的颗粒或粉末的分离、卸料及气体的除尘净化都属于气溶胶的分离。重力沉降是气溶胶中固体微粒在其重力作用下在气流中沉下而达到分离的一种方法。它适用于分离效率要求不太高或者微粒较易除去的场合。所用的设备称为沉降室(settling chamber)。

工业上常用的沉降室分立式和卧式两种。

4.3A 立式沉降室 Erect settling Chamber

立式沉降室多为上部圆筒和下部锥筒相连的直立容器，如图 4—7 所示。这种沉降室的设计主要是依据风量和颗粒的沉降速度确定容器的横截面尺寸，所设计的截面面积应使气流的上升速度 u_1 远小于颗粒的沉降速度 u_0 ，以保证颗粒下沉而不致被上升的气流从上方出口带出。此为立沉降室的分离条件。即：

$$u_1 \ll u_0 \quad (4—26)$$

在确定圆筒部分直径 D 时，可作如下处理：

将式(4—26)右端的项乘以一小于 1 的系数 β ，可将其写成等式：

$$u_1 = \frac{q_v}{A_0} = \frac{4q_v}{\pi D^2} = \beta u_0 \quad (4—27)$$

式中：

Q 为风量， m^3s^{-1} ；

A_0 为沉降面积， m^2 ；

系数 β 一般取为 0.03 ~ 0.05。

由此可得：

$$D = \sqrt{\frac{4q_v}{\pi\beta u_0}} = 1.13 \sqrt{\frac{q_v}{\beta u_0}} \quad (m) \quad (4—28)$$

圆筒部分的高度为：

$$H_1 = (1.0 \sim 2.0)D \quad (m) \quad (4—29)$$

对于粒径大于 3mm 的颗粒，取 $H_1 = (1.0 \sim 1.5)D$ ；对于中等颗粒取 $H_1 = (1.5 \sim 1.8)D$ ；对于粉体取 $H_1 = (1.5 \sim 2.0)D$ 。

圆锥部分的外锥角 θ 应大于物料与钢板间的摩擦角 ϕ 。即圆锥部分的高度 H_2 应满足下式：

$$H_2 = \frac{(D-d)tg\varphi}{2} \quad (m) \quad (4-30)$$

而 $H > H_2$ 。式中 d 为下端卸料口直径；对粉料 $\varphi = 40^\circ$ ，故取 $H > 40^\circ$ 。

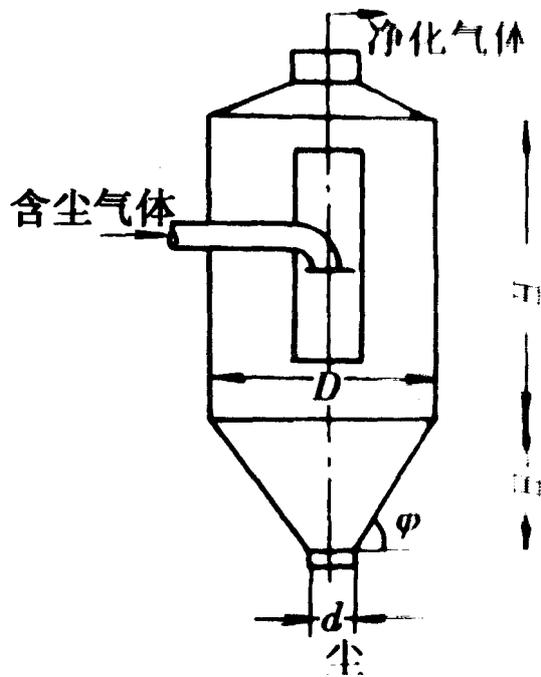


图 4—7 立式沉降室

4.3B 卧式沉降室 Horizontal settling Chamber

卧式沉降室与立式的主要区别在于气流在室内的流动为水平流动型而不是上升流动型。这种沉降室的主体为一长方形箱体。含固体微粒的气体从沉降室一端的渐扩管进入后，由于流通截面的扩大，流速减慢，固体微粒开始沉降。最后气体经一段渐缩管从另一端出口排出。如图 4—8(1)所示。

卧式沉降室的沉降原理与前述的悬浮液在半连续式沉降器中的沉降类似。只要在气体通过沉降室的时间内，颗粒能够降至室底，颗粒便能被分离。分析计算见图 4—8(2)。

设： L 为沉降室长度， m ； u_L 为气体在沉降室中的水平流速， ms^{-1} ；

t_L 为气体从入口到出口在室内的停留时间, s; H_0 为沉降室的高度, m;
 u_0 为颗粒的沉降速度, ms^{-1} ; t_0 为固体颗粒从沉降室顶部沉降到底部
 所经历的沉降时间, s; W 为沉降室宽度, m。

气体在沉降室中的停留时间为: $t_L = \frac{L}{u_L}$; 颗粒的沉降时间为:

$$t_0 = \frac{h_0}{u_0}, \quad \text{则:} \quad \frac{L}{u_L} \geq \frac{h_0}{u_0} \quad (4-31)$$

要使颗粒在沉降室中得以分离, 必要条件是: $t_L \geq t_0$

设: 气溶胶的体积流量为 q_s , 则:

$$u_L = \frac{q_v}{bh_0} \quad (4-32)$$

将上式代入式(4-31)中得:

$$u_0 \geq \frac{q_v}{bL} \quad (4-33)$$

若气溶胶中的固体颗粒具有不同的粒径, 有一种粒径恰能满足式
 (4-34)的等式关系, 此粒径及大于此粒径的颗粒都能 100%地在沉降
 室中沉降分离, 此粒径称为临界粒径 d_c ,

对应于临界粒径的颗粒的沉降速度, 称为临界沉降速 u_{0c} 。

即:

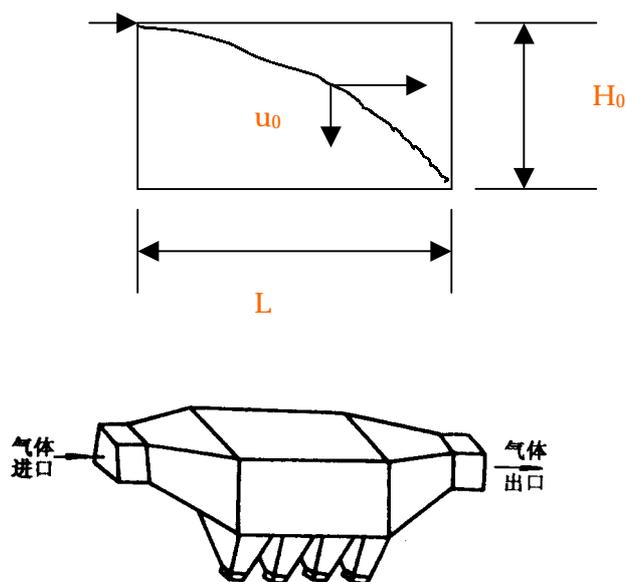
$$u_{0c} = \frac{q_v}{bL} \quad (4-34)$$

当颗粒的沉降速度较小, 处于 stockes 定律区, 将式(4-34)代
 入式(4-7)中, 可得临界粒径 (critical diameter):

$$d_c = \sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_p - \rho)g} \cdot \frac{q_v}{bL}} \quad (4-35)$$

由上两式可知，当 u_{oc} 与 d_c 一定时， V_s 与沉降面积成正比，而与高度 H_0 无关。同时知道，当 V_s 一定时， u_{oc} 及 d_c 与底面面积有关而与高度 H_0 无关。

因此，对于卧式沉降室，降低高度，加大沉降面积可以提高其生产能力和改善其分离性能。通常采取的措施是加装水平隔板，使其变成多层隔板式。



(1)计算 (2)构造简图

第二节 过滤 filtration

使含固体颗粒的非均匀混合物通过布、网等多孔性材料分离出固体颗粒的单元操作，称为过滤(filtration)。过滤的对象虽有悬浮液和气溶胶之分，但通常所说的过滤多指悬浮液的过滤。

4—4 过滤的基本概念 The Concepts of Filtration

过滤操作的基本原理系利用外力作用迫使流体穿过多孔材料，而使悬浮颗粒截留于多孔材料一侧，达到分离的目的。此多孔材料称为过滤介质(filtration medium)。在过滤操作中，通常称处理的悬浮液为滤浆(slurry)，滤浆中的固体颗粒为滤渣，截留在过滤介质上的滤渣层为滤饼(filter cake)，透过滤饼和过滤介质的澄清液为滤液(filtrate)，如图 4—9 所示。

1. 两种过滤方式 The Methods of Filtration

(1) 深床过滤 (Deep Bed Filtration) 当悬浮液中所含固体颗粒很小，而且含量很少(0.1%以下)，可用较厚的粒状床层作成的过滤介质进行过滤。由于悬浮液中的颗粒尺寸比过滤介质孔道直径小，当颗粒随流体进入床层内长而弯曲的孔道时，靠静电及分子间的作用吸附在孔道壁上，过滤介质床层上无滤饼形成。这种过滤称为深床过滤(deep bed filtration)。食品工业中，啤酒、果汁和色拉油等液体食品的过滤净制多采用此种方法。

(2) 滤饼过滤 (Cake Filtration) 当悬浮液中固体颗粒含量较多(一般大于 1%)，过滤时会在过滤介质表面形成滤饼。当颗粒粒径小于过滤介质孔径时，虽开始会有少量颗粒穿过过滤介质而随滤液流走，但进入过滤介质孔道的颗粒会迅速搭架在孔道中，形成“架桥” (Bridge Phenomenon) 现象，使得粒径小于介质孔道直径的颗粒也能被截留。随着滤渣的逐渐堆积，过滤介质上面就形成了滤饼。

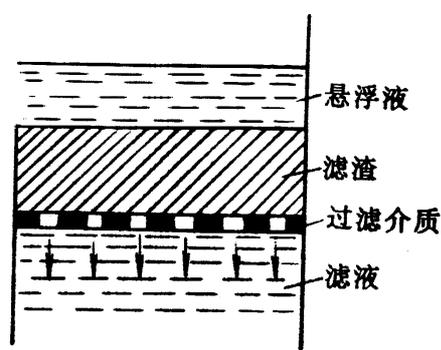


图 4-9 过滤示意图

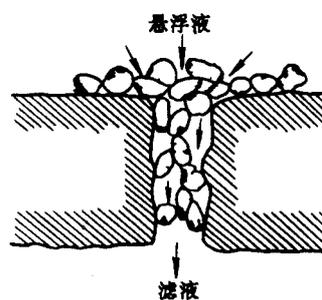


图 4-10 架桥现象

此后，滤饼就起着有效过滤介质的作用。这种过滤方法称为滤饼过滤(Filter-cake filtration)。如食用油脱色后去除活性碳和漂白土、牛奶去杂和饴糖液脱除糖渣的过滤等均属于此种过滤方法。滤饼过滤在食品工业中应用甚多，故重点讨论之。

2. 过滤的推动力和阻力 Driving force and Drag force of filtration

过滤推动力是指施加在由滤饼和过滤介质所组成的过滤层两侧的压力差 (The Pressure Difference)。增加过滤层上游的压力和降低滤液流出空间的压力都使推动力增大。工业过滤的推动力来源有

四种，因此，过滤按其推动力的来源划分也有相应的四类：

(1) 重力过滤 (gravity filtration) 利用滤浆本身的液柱高度所形成的静压差作为过滤推动力。此种压力差一般不超过 50KPa。

(2) 加压过滤 (Pressing filtration) 在滤浆表面加压，这样产生的压力差最大可达 500KPa。

(3) 真空过滤 (Vacuum filtration) 在过滤介质下方抽真空，也会形成正向推动力。此种压力差通常不超过 85KPa。

(4) 离心过滤 (Centrifuge filtration) 利用惯性离心力来产生过滤层上下游间的压力差。这种压力差可高达重力过滤推动力的数千倍乃至上万倍，此种过滤将在下一节中讨论。过滤阻力是指滤液通过滤饼和过滤介质时的流动阻力。当悬浮液中含少量固体颗粒而采用粒状过滤介质时，滤饼阻力可以忽略不计；当采用织状介质时，过滤介质的阻力仅在过滤开始时相对地较为显著，而当滤饼形成相当厚度时，介质阻力则可以忽略不计，滤饼阻力成为过滤中的主要阻力。滤饼阻力的大小取决于滤饼的性质和厚度。滤饼分为不可压缩滤饼和可压缩滤饼两种。对于不可压缩滤饼，滤饼中的空隙结构并不因为操作压力差的增大而变形，也不受固体颗粒沉积速度的影响。这种滤饼多由不变形的滤渣组成。如淀粉、砂糖、硅藻土、硅胶和碳酸钙等。可压缩滤饼则不同，当滤饼两侧压力差和固体颗粒沉积速度增大时，滤饼结构趋于密实，阻力也随之增大。如酱油、豆浆等滤渣。然而，绝对不变形的滤渣几乎是不存在的。对于某种变形很小，压力对流动阻力影响不太大的滤饼，在计算处理上可认为是不可压缩滤饼。

3. 过滤程序 Filtration Procedure

典型的过滤操作过程分为过滤、滤饼洗涤、滤饼脱湿和滤饼卸除四个阶段。

(1) 过滤阶段 (Filtering Stage) 此阶段有两种操作方式，即恒速过滤和恒压过滤。在多数情况下，初期采用恒速过滤，压力升至某值后，则转而采用恒压过滤。此后，当过滤进行到一定时间，滤饼沉积到相当厚度，过滤速度变得很低时，应停止加入悬浮液，并进行下一阶段的操作。

(2) 滤饼洗涤 (Filter Cake Washing) 由于滤饼小孔中存在很多滤液，如果滤饼是有价值的产品，且不允许为滤液所污染，或者滤液是有价值的产品，必须将残留的滤液加以回收，都必须将滤饼进行洗涤。洗涤时，将清水或其它洗液同样在推动力作用下穿过滤饼，残留的滤液为洗液所排代。

(3) 滤饼脱湿 (Dehydration of filter cake) 洗涤完毕，有时需进行滤饼脱湿，此阶段可利用空气吹过滤饼，也可采用热空气干燥或用机械挤压的办法除去或减少滤饼中残留的洗液。

(4) 滤饼卸除 (filter cake unloading) 最后需要将滤饼从滤布上卸下。卸料要求尽可能干净彻底，以最大限度地回收滤饼，并减小下一循环的过滤阻力。实现上述四个阶段的方式可是间歇式，也可以是连续式。间歇式过滤各阶段在相继不同的时间内依次进行，而连续式过滤，则各阶段在设备的不同部位上同时进行。

4. 过滤介质 Filtering Medium

过滤介质的作用是使液体通过而使固体颗粒截留 (intercept); 促进滤饼形成并对其起支承作用。作为过滤介质的材料须符合下列基本要求:

(1) 必须具有多孔性结构, 滤液通过时阻力要小, 使最初滤饼能迅速形成, 孔道大小适中。The Structure of Medium Should be Porous

(2) 必须具有足够的机械强度以支承滤饼。The Strength of the Medium should be high enough to support the filter cake

(3) 应具有适当的表面特性, 能加快滤饼的卸除。The Surface property of the medium should be good enough to make the filter cake to be unloaded easily

食品加工中所用的过滤介质, 除符合上述基本要求外, 还必须具备以下特点: 无毒; 不易滋生微生物; 耐腐蚀和易于清洗消毒。

工业上常用的过滤介质分以下几类:

(1) 织物介质 (Fabric Medium) 是工业上应用最为广泛的一类。它包括由天然纤维及合成纤维织成的各种形式的滤布和由耐腐蚀的不锈钢丝 (stainless steel)、铜丝 (Brass wires) 和镍丝 (Nickel wires) 等织成的各种形式的金属滤布。

(2) 粒状介质 (Granular medium) 由石砾 (gravel)、细砂 (fine sand)、动植物活性炭 (Activated carbon) 和酸性白土等堆积成较厚的床层。用于固相含量极少的悬浮液的深床过滤。

(3) 多孔固体介质 (Porous solid medium) 多孔陶瓷, 多孔玻璃、

多孔塑料等均属此类。多作成板状或管状。其耐腐蚀性较好,孔隙小。常用于过滤含有少量微粒的悬浮液。

5. 助滤剂 Filtering aid

当悬浮液中的固体颗粒极细时,过滤时很容易堵死过滤介质的孔隙;或者所形成的滤饼具有较大的压缩性,当压力差增大时,滤饼孔隙变小,其渗透性大大降低。此时过滤阻力骤增,其操作不能长久维持。在此情况下,为了提高过滤速率,在过滤前预覆于滤布上或添加于滤浆中某种物质,使过滤介质孔道不致早期堵塞和所形成的滤饼较为疏松、压缩性减小。这种物质称为助滤剂(filter aid)。助滤剂通常是一些不可压缩的粉状、粒状和纤维状固体。

常用的助滤剂有:

(1)硅藻土(diatomite) 它是由天然硅藻土经干燥或煅烧、粉碎、筛分而得到的粒度均匀的颗粒,其主要成分为含(80—95)%SiO₂的硅酸。

(2)珍珠岩(perlite) 它是珍珠岩粉末在1000℃下迅速加热膨胀,经粉碎、筛分得到的粒度均匀的颗粒,其主要成分为含70%SiO₂的硅酸铝。

(3)石棉(asbestos) 为石棉粉与少量硅藻土混合而成。

(4)炭粉(charcoal powder)、锯屑(sawdust)等。助滤剂的使用方法有两种。其一是先把助滤剂单独配成悬浮液,使其过滤,在过滤介质表面先形成一层助滤剂层,然后进行正式过滤。其二是可将助滤剂混入待滤的悬浮液中一起过滤,这样得到的滤饼,其压缩性减少,

滤液容易通过。它的应用一般限于回收有价值的滤液而滤渣无用的场合。否则，将增添滤渣与助滤剂再分离的麻烦。

4—5 过滤的基本理论 The basic theory of filtration

过滤实质上是滤液通过滤饼和过滤介质的流动过程。因此，对过滤过程规律的研究仍以流体力学理论为基础。

4.5A 过滤基本方程 The basic equation of filtration

单位时间内滤过的滤液体积，称为过滤速率(filtration rate)，单位为 $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ 。单位过滤面积的过滤速率，称为过滤速度(filtration velocity)， ms^{-1} 。

设：过滤面积为 A ，过滤时间为 dt ，滤液体积为 dv ，则过滤速率为 dv/dt ，过滤速度为 $dv/(Adt)$ 。过滤过程的特点是，随着过滤的进行滤饼层厚度逐渐增大，过滤阻力也随之增大。如果操作时维持滤饼(包括过滤介质)上下游间的压力差不变，则过滤速率必然逐渐减小；如果维持过滤速率不变，则随着过滤的进行，必须逐渐增大压力差来克服逐渐增大的过滤阻力。因此，过滤过程也遵循一般传递过程的普遍规律，即：过滤速率与推动力成正比，而与过滤阻力成反比。可以写成：

$$\text{过滤速率} = \frac{\text{过滤推动力}}{\text{过滤阻力}}$$

下面运用流体力学原理来确定上述具体关系。

1. 过滤速度与滤饼阻力 Filtering Velocity and filter cake resistance

考虑到滤液通过滤饼层时，其内部孔道微细，且弯曲不一，滤液所受到的流动阻力很大，造成流速很低，使滤液在孔道中的流动处于层流状态。此时滤液的流动速度可用第一章流体力学的 Poiseuille 方程表示，即：

$$u = \frac{d_1^2 \Delta p_c}{32 \mu l} \quad (4-36)$$

式中：u 为滤液在滤饼孔道中的平均流速， ms^{-1} ；

d_1 为各孔道的平均直径，m；

P_c 为滤液在滤饼层上下游间的压力差，Pa；

μ 为滤液粘度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；

l 为各孔道平均长度，m。

若将上式的 u 乘以滤饼中全部毛细孔通道的总截面积就是滤液的体积流量 dv/dt ，所以过滤速度 $dV/(A dt)$ 与滤液在孔道中的平均流速 u 成正比，即： $dV/(A dt) \propto d_1^2 \Delta P_c / (32 \mu l)$

各孔道的平均直径 d 和各孔道的平均长度 l 是无法测出的，但考虑到 l 与滤饼层的厚度 L 成一定正比关系，即： $l \propto L$ ，故可用 L 代替 l，再将比例系数、常数和 d^2 全部并入一常数因子 r' 内，可将上述比例关系写成等式：

$$\frac{dV}{A dt} = K' \frac{d_1^2 \Delta p_c}{32 \mu l} \quad (\text{ms}^{-1}),$$

令： $\frac{1}{r'} = K' \frac{d_1^2}{32}$ 则有：

$$\frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p_c}{r' \mu L} \quad (4-37)$$

式中，常数 r' ，称为滤饼比阻， m^{-2} ，它反映滤饼的特性，只能通过实验确定； $r' \mu L$ 为滤饼阻力。由上式可知，过滤速度 $dV/(Adt)$ 正比于过滤推动力 P_c ，反比于过滤阻力 $r' \mu L$ 。 K' —比例系数。

2. 过滤速度与介质阻力 Filtering Velocity and filter medium resistance

除了滤饼阻力外，还要考虑过滤介质阻力。可以把介质阻力看作获得相当于厚度为 L_e 的滤饼层所产生的过滤阻力。该虚拟的滤饼层的厚度 L_e 称为过滤介质的当量厚度。这样过滤介阻力为 $r \mu L_e$ 。过滤推动力的一部分要消耗于克服过滤介质的阻力，滤液通过过滤介质时要产生压力降。设该压力降为 P_m ，如此，过滤速度与过滤介质两侧的压力降和过滤介质阻力之间也存在类似于式(4—39)所表示的关系，即：

$$\frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p_m}{r' \mu L_e} \quad (ms^{-1}) \quad (4-38)$$

3. 过滤基本方程 The Basic Equations of Filtration

由于滤液在滤饼和和过滤介质中的串联稳定流动，滤液通过滤饼的过滤速度与通过过滤介质的过滤速度完全相同。根据数学中的合比定理，将式(4—37)和(4—38)右侧的分子、分母分别相加得：

令 $P = \Delta P_c + \Delta P_m$, 为过滤的总压力降, 则:

$$\frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p}{r'\mu(L + L_e)} \quad (\text{ms}^{-1}) \quad (4-39)$$

设: X 为获得单位体积的滤液所形成的滤饼体积, 则任一瞬时的滤饼厚度 L 与该瞬时已经获得的滤液体积 V 之间的关系为:

$$LA \propto xV$$

$$\text{或 } L = K''xV / A \quad (\text{m}) \quad (4-40)$$

同理, 若生成厚度为 L_e 的滤饼所获得的滤液体积为 V_e , 则:

式中 V_e 为过滤介质的当量滤液量, m^3 。是反映过滤介质阻力的常数。

$$L_e = K''xV_e / A \quad (4-40a)$$

令: $r = K''r'$, 则: 式(4-39)成为:

$$\frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta p}{K''r'\mu x(L + L_e) / A}$$

将式(4-40)和(4-40a)代入式(4-39)可得:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta p \cdot A^2}{r\mu x(V + V_e)} \quad (4-41)$$

上述讨论均将滤饼比阻 r 作为常数对待, 故式(4-41)称为不可压缩滤饼过滤基本方程。若滤饼是可压缩的, 其比阻 r 是推动力 P 的函数, 通常用下列经验公式表示:

$$r = r_1(\Delta p)^s \quad (4-42)$$

式中 r_1 为单位压力差下的比阻, m^{-1} ; 由实验确定, S 为滤饼的压缩性指数, 无因次。由实验确定, 其值在 $0 \sim 1$ 之间。理论上绝对不可压缩的滤饼 $S=0$ 。 r_1 和 s 均为滤饼特性常数。

将式(4—42)代入式(4—41)可得:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{(\Delta p)^{1-s} \cdot A^2}{r_1 \mu x (V + V_e)} \quad (4-43a)$$

当 $S=0$ 时, 由式(4—42)可知, $r_1=r$ 。可见, 式(4—41)是式(4—43)的一种特殊形式。故式(4—43)为具有普遍意义的过滤基本方程式。它表示过滤操作中某一瞬时的过滤速率与物系特性、压力差、该瞬时前已滤过的滤液体积及过滤介质的当量滤液量之间的关系。该方程式是进行过滤计算的依据, 计算时应按具体操作情况进行积分。

4.5B 恒压过滤和恒速过滤 Constant pressure filtration and constant velocity filtration

在工业生产中, 过滤有两种不同的操作方式, 即恒压过滤和恒速过滤。恒压过滤是指操作时维持施加于滤饼及过滤介质两侧的压力差恒定不变, 而过滤速率逐渐降低的过滤方式。恒速过滤则是指在变压差条件下保持过滤速率恒定不变的过滤方式。通常过滤操作多为恒压过滤, 恒速过滤较少。有时, 也有采用先用恒速而后用恒压的方式进行过滤。这是由于在过滤开始时, 介质表面尚无滤饼, 过滤阻力很小, 若骤然施以全压, 则可能使固体颗粒冲过介质孔道致使滤液浑浊, 或者堵塞孔道, 妨碍滤液畅流。为方便起见, 以过滤表压力 P 代替压力差 Δp , 式(4—43a)变为:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{p^{1-s} \cdot A^2}{r_1 \mu x (V + V_e)} \quad (4-43)$$

式中含有 V、P、t 三个变量，A、S、 r_1 、 μ 、X 和 V_e 为六个常数，令：

$$k = \frac{1}{r_1 \mu x}$$

式(4—43)又可简化为：

$$\frac{dV}{dt} = \frac{kp^{1-s} \cdot A^2}{V + V_e} \quad (4-44)$$

1. 恒压过滤 Constant pressure filtration

此时，过滤表压力 P 为常数，故 K 亦为常数。将式(4—49)分离变量

后积分：

$$\int_0^V (V + V_e) dV = kA^2 p^{1-s} \int_0^t dt$$

积分结果为：

$$V^2 + 2V_e V = 2kA^2 p^{1-s} t \quad (4-45)$$

$$K = 2kp^{1-s} \quad (4-46)$$

$$V^2 + 2V_e V = KA^2 t \quad (4-47)$$

令： $q = V/A$ ， $q_e = V_e/A$ ，则式(4—50)可简化为：

$$q^2 + 2qq_e = Kt \quad (4-48)$$

上式为恒压过滤的一般方程式，式中 q_e 和 K 为待求过滤常数，在介质阻力可忽略的情况下， $q_e=0$ ；当滤饼为不可压缩时， $S=0$ ， $r_1=r$ 。由此，式(4—48)还可进一步简化。

2. 恒速过滤 Constant Velocity filtration

恒速过滤进， dV/dt 为一常数，即 $dV/dt=V/t$,

此时，式(4—44)成为：

$$\frac{V}{t} = \frac{KA^2 p^{1-s}}{V + V_e}$$

$$\text{由此可得： } V^2 + V_e V = kA^2 p^{1-s} t \quad (4—50)$$

$$q^2 + q_e q = kp^{1-s} t \quad (4—51)$$

$$V^2 = kA^2 p^{1-s} t \quad (4—52)$$

上式为恒速过滤一般方程式，在介质阻力可以忽略和滤饼为不可压缩的特定条件下，上式也可进一步简化。

4.5C 过滤常数的确定 determination of filtering constant

上述恒压过滤方程式(4—51)和恒速过滤方程式(4—52)应用于工业设计和过滤操作计算时，必须先确定其中所包含的过滤常数 K 、 q_e 、 r_1 和 s 。通常的做法是用同一悬浮液在同类小型过滤设备上进行实验测定。一般分两步进行。

1. 测定 K 和 q_e

实验在恒压条件下进行，此时，恒压过滤方程式(4—51)可以写成下面的形式：

$$\frac{\tau}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e \quad (4-53)$$

此式表明在恒压过滤时，变量 t/q 与变量 q 之间具有线性关系，直线的斜率为 $1/K$ ，截距为 $2q_e/K$ 。在不同的过滤时刻 t 记取单位过滤面积所得的累计滤液量 q ，可根据式(4—53)将 t/q 与 q 值标绘于以 t/q 为纵轴、 q 为横轴的坐标系内得一直线，读取该直线的斜率 $1/K$ 和截距 $2q_e/K$ ，可求出过滤常数 K 和 q_e 。另外，也可用最小二乘法线性回归统计法求出该直线的斜率和截距，进而可求得过滤常数 K 和 q_e 。式(4—53)仅对过滤一开始就是恒压操作的情况有效。若在恒压过滤之前的 t_1 时间内，已获得单位过滤面积的滤液量为 q_1 ，可将式(4—53)改写成：

$$(t-t_1)/(q-q_1) = 1/K(q+q_1) + 2Kq_e \quad (4-54)$$

显然， $(t-t_1)/(q-q_1)$ 与 $(q+q_1)$ 之间具有线性关系。用上述方法同样可以求得 K 和 q_e 值。

由式 $K=2P^{1-S}/(r_1 \mu X)$ 可知， K 值与操作表压力 P 有关，不同压力下测得的过滤常数 K 和 q_e 的数值不同。对于不可压缩滤饼的情况，由于 $S=0$ ， $r_1=r$ ，故测得 K 值后，可由式(4—48)直接计算出对应操作压力下的滤饼比阻 r 值。

2. 可压缩滤饼特性常数 r 和 S 的测定 Measurement of cake property constant for the compressible filtering cake

可按上述程序作多次不同压力下的恒压过滤实验，求得不同压力 P 下对应的 K 值。

对式 $K=2P^{1-s}/(r_1 \mu x)$ 两边取对数：

$$\ln K = (1-s) \ln P + \ln(2k) \quad (4-54)$$

可见， $\ln K$ 与 $\ln P$ 之间具有线性关系。直线斜率为 $(1-s)$ ，截距为 $\ln(2k)$ 。用与上述求直线斜率和截距同样的方法，可求出斜率 $(1-s)$ 和截距 $\ln(2k)$ 之值，进而可求得滤饼特性常数 r_1 和 s 。

例 4—2 用过滤面积为 0.1m^2 的小型过滤实验装置对某种悬浮液进行压力为 140KPa (表压) 的恒压过滤实验，测得的数据列于例 4—2 附表 1 中。已知悬浮液中悬浮固体颗粒含量为每 1m^3 滤液可获得 0.05m^3 固体。滤饼为不可压缩。已知滤液为水，其操作温度下的粘度为 $1.005 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

例 4—2 附表 1

过滤时间 t (S)	600	1200	1800	2400	3000
滤液量 V (m^3)	0.023	0.037	0.049	0.061	0.068

求：(1) 过滤常数 K 和 q_e ;

(2) 若滤饼不可压缩，求过滤常数 k

解：(1) 求过滤常数 K 和 q_e

根据实验数据，计算不同时间 t 所对应的单位过滤面积滤液量 q 和 t/q 值，结果列于例 4—2 附表 2 中

例 4—2 附表 2

过滤时间, S	滤液量 V, m ³	$\frac{t}{q}, (\text{sm}^2 / \text{m}^3)$
600	0.23	2609
1200	0.37	3243
1800	0.49	3673
2400	0.61	3934
3000	0.68	4412

以 q 为自变量, t/q 为因变量, 利用计算器的直线回归统计功能可求出 $t/q \sim q$ 直线关系的斜率 $1/K=3749.382$, 截距 $2q_e/K=1789.614$. 可解得: $K=2.667 \times 10^{-4} \text{m}^2 \text{s}^{-1}$, $q_e=0.239 \text{m}^3 \text{固体}/\text{m}^2$

(2) 求 k

因滤饼为不可压缩, 则压缩性指数 $S=0$, $r_1=r$, 由式(4—46)可得:

$$k = \frac{K}{2p} = \frac{2.667 \times 10^{-4}}{2 \times 140 \times 10^3} = 9.525 \times 10^{-10} \text{m}^3 \cdot \text{s} / \text{kg}$$

4—6 过滤设备 Filtering Equipment

工业过滤机有很多种类型, 按过滤介质分, 有粒状过滤机、滤布过滤机和多孔陶瓷过滤机;

按操作方式分, 有间歇式过滤机和连续式过滤机; 按推动力分, 有重力过滤机、加压过滤机、真空过滤机和离心式过滤机。大多数间歇式过滤机都是加压过滤机, 而几乎所有连续过滤机都是真空过滤机。本节仅介绍最典型的板框压滤机和转筒真空过滤机。

4.6A 板框压滤机 Plate-and-frame filter press

1. 构造与工作原理 Structure and working principles

板框压滤机属于间歇式加压过滤设备。它是由许多块滤板和滤框交替排列组装而成，如图 4—11 所示。

(1) 过滤操作时

(2) 洗涤操作时

图 4—11 板框压滤机示意图

1. 滤液出口，2. 洗液进口，3. 洗液出口，4. 洗涤时关闭，5. 滤浆进口
6. 过滤板，7. 滤布，8. 洗涤板，9. 滤框 过滤板*滤框 洗涤板
滤框是方形框，其右上角的圆孔是滤浆通道，此通道与框内相通，使滤浆流进框内。滤框左上角的圆孔是洗水通道。滤板两侧板面制成纵横交错的沟槽，形成凹凸不平的表面，凸部起支撑滤布的作用，凹槽形成滤液流通通道；滤板右上角的圆孔，是滤浆通道；左上角的洗水通道与两侧表面的凹槽相通，使洗水流进凹槽，这种滤板称为洗涤板；另一种为洗水通与两侧表面的凹槽不相通，称为过滤板。如图 4—12 所示。

(1) 过滤板 (2) 滤框 (3) 洗涤板

图 4—12 滤板与滤框

1. 料液通道，2. 滤液出口，3. 滤液或洗液出口，4. 洗液通道

板框压滤机所用滤板和滤框的数目须视过滤的生产能力及滤浆的情况而定。过滤机组装时，将滤框与滤板用滤布隔开，交替排列，

借手动、电动或液压机构将其压紧使滤布紧贴于滤板上而两相邻滤布之间的框内形成了供滤浆进入的空间。滤布同时起着密封衬垫的作用，防止板与框之间的泄漏。压滤机组装后，板、框右上角小孔即连接形成滤浆进料通道。过滤时，滤浆由滤框上的滤浆进口导入框内，滤液在压力作用下穿过滤框两侧的滤布而进入滤板表面沟槽内，沿沟槽向下流动，并从滤板上的滤液出口排出，如图 4—11(1)所示，而滤渣则沉积于滤布之上在框内形成滤饼。

板框压滤机的过滤操作进行到一定时间后，滤框内为滤渣所充满，过滤速率大大降低或压力超允许的限度，此时即停止进料，进行滤饼洗涤。洗涤操作时，洗涤板的下端出口关闭，洗涤液由洗涤板左上方小孔进入洗涤板两侧，穿过滤布和滤框的全部，向着过滤板流动，并从过滤板下部排出。如图 4—11(2)所示。由此可见，洗涤液所走的全程为通过滤饼的整个厚度，并穿过两层滤布，是滤液所走路径的两倍，此外，洗涤液所通过的过滤面积仅为滤液通过的一半。如此，若洗液粘度与滤液相近，则洗涤速率，即单位时间所用的洗涤液量可取最后过滤速率的四分之一。

洗涤完毕后，松开板框，取出滤框，卸去滤饼。然后将滤框及滤布洗净，重新组装，准备下一循环操作。

板框压滤机的优点是结构简单，制造方便，造价较为低廉；过滤面积大，过滤推动力大，一般 P 在 $0.3 \sim 0.5\text{MPa}$ ，最大可达 1MPa ，无运动部件，辅助设备少，动力消耗低。对粘度大、颗粒细和可压缩性显著的物料也能适应。板框压滤机的主要缺点是间歇操作，板框的拆装

和滤饼的卸除需繁重的体力劳动，此外，随滤饼的形成滤速渐慢，影响效率，而且洗涤时间也长。

2. 计算 Calculation

(1) 过滤面积 A 可用下式计算：

$$A=2LBZ \quad (\text{m}^2) \quad (4-55)$$

式中： L—滤框长，m； B—滤框宽，m； Z—滤框数。

(2) 滤框内容积 V_z ，可用下式计算：

$$V_z=LB\delta Z \quad (\text{m}^3) \quad (4-56)$$

式中： δ —滤框厚度，m。

操作终了时，框内总容积并非充满滤饼，滤饼所占的体积百分数称为充填系数，计算滤饼体积时将其乘以充填系数，一般取充填系数为 0.5 左右。

(3) 过滤时间

恒压过滤和恒速过滤时间可分别按式(4—47)和(4—50)进行计算。当采用先升压后恒压操作方式时，其计算方法如下：

设最初升压过滤阶段压力由零逐渐升至 P 得单位过滤面积的滤液量 q_1 所需的过滤时间为 t_1 ，然后在恒压下继续过滤 t 时间，得到与升压阶段一起的累计单位过滤面积滤液量为 q_2 。则对于恒压阶段的过滤时间 t ，可得出下面的计算式：

$$(q_2^2 - q_1^2) + 2q_e(q_2 - q_1) = K \cdot \Delta t \quad (4-58)$$

(4) 洗涤时间 (Washing time) 若洗涤水粘度与滤液粘度接近，所

用洗涤压力与最后过滤压力相等,则洗涤速率为最后过滤速率的四分

之一,故有:
$$\frac{V_w}{t_w} = \frac{dV_w}{dt} = \frac{1}{4} \cdot \frac{kA^2 p^{1-s}}{V_2 + V_e} = \frac{1}{8} \cdot \frac{KA^2}{V_2 + V_e}$$

式中, V_2 为过滤终了时的滤液量, m^3 。

如果洗涤水的耗用量为 V_w , 则洗涤时间 t_w 为:

$$t_w = \frac{8(V_2 + V_e)}{KA^2} V_w \quad (s) \quad (4-59)$$

例 4—3 用板框压滤机在恒压条件下过滤含硅藻土的悬浮液, 过滤机的滤框尺寸为 $810 \times 810 \times 25mm$, 共有 33 框, 已测得过滤常数 $K=10^{-4}m^2s^{-1}$, $q_e=0.01m^3$ 滤液/ m^2 , 若已知单位面积上的滤液量为 $0.20m^3$ 滤液 m^2 , 所用的洗涤水为滤液量的 $1/6$ 。

- 求: (1) 过滤面积和滤框内的总容积;
 (2) 过滤所需时间;
 (3) 洗涤所需时间。

解: (1) 过滤面积: 由式(4—55)得:

$$A=2LBZ=2 \times 0.81 \times 0.81 \times 33=43.30m^2$$

滤框内总容积: 根据式(4—56)

$$V=LB\delta Z=0.81 \times 0.81 \times 0.25 \times 33=0.541m^3$$

(2) 过滤时间 由式(4—48)可得:

$$t=q^2 + 2qq_e/K=(0.2)^2 + 2 \times 0.20 \times 0.01/1 \times 10^{-4}=440s$$

(3) 洗涤时间 由题意可知: $V_w=V_2/6$,

代入式(4—59)可得:

$$\begin{aligned}
 t_w &= \frac{8(V_2 + V_e)}{KA^2} \cdot V_w = \frac{8(V_2 + V_e)}{KA^2} \cdot \frac{V_2}{6} = \frac{4V_2 \times (V_2 + V_e)}{3KA^2} \\
 &= \frac{4 \times 8.66 \times (8.66 + 0.01 \times 43.3)}{3 \times 10^{-4} \times 43.3^2} \\
 &= 560s
 \end{aligned}$$

4.6B 转筒真空过滤机 Rotary-Drum Vacuum Filter

1. 构造与工作原理 Structure and Working Principle

图 4—13 为为转筒真空过滤机构造原理简图。

在水平安装的中空转鼓表面上覆以滤布，转鼓下部浸入盛有悬浮液的滤槽中并以慢速转动。转鼓内分成若干个扇形格室，每个格室与转鼓端面上的带孔圆盘的一孔相通。该盘随转鼓转动，称为转动盘，它与安装于支架上的固定圆盘藉弹簧压紧力紧密叠合构成一个特殊的旋转阀，称之为分配头，如图 4—14 所示。

(1)转动盘 (2)固定盘

图 4—13 转筒真空过滤机简图

图 4—14 分配头简图

1. 转鼓，2. 分配头，3. 洗涤液喷头，1、2. 与滤液贮罐相通的弧形槽；
3. 与洗涤液 4. 刮刀，5. 悬浮液槽，6. 搅拌器

贮罐相通的弧形槽；4、5. 通压缩空气的孔在固定盘上有若干个弧形凹槽分别与滤液吸管、洗涤液吸管和压缩空气管相通。当转鼓旋转时，藉分配头的作用使扇形格室依次分别与滤液吸管、洗涤液吸管和压缩空气管相通，便可使每个扇形格室表面在转鼓旋转一周的过程中相继

进行过滤、洗涤、吸干、吹松和卸渣操作。转筒真空过滤机能自动操作，适用于处理量大且固体颗粒含量较多的滤浆的过滤。但由于用负压(真空)作过滤推动力，其最大压力差不超过 85KPa，对于滤饼阻力较大的物料适应能力较差。

2.计算 Calculation

(1)浸没角 和浸液率 浸没角是指转筒表面浸没于滤浆中的转筒圆周角度。浸液率是指转筒表面浸入滤浆中的面积占整个转筒过滤表面积的分数的分数。二者之间的关系为：

$$\Psi = \frac{\text{转筒浸液面积}}{\text{转筒总表面积}} = \frac{\alpha}{2\pi} \quad (4-60)$$

转筒上任何一部分表面在转筒旋转一周的过程中，只有与滤浆接触的一段时间内进行过滤操作。故在旋转一周中的有效过滤时间为：

$$\tau = \frac{\Psi}{n} \quad (4-61)$$

式中， τ 为转筒旋转一周时间内的有效过滤时间，s；n 为转筒转速， s^{-1} 。

(2)生产能力 生产能力是指单位时间内获得的滤液量，以 Q 表示， $m^3 s^{-1}$ 。以转筒旋转一周为时间计算基准，若以 A 表示转筒表面总过滤面积，则在旋转一周中获得单位过滤面积的滤液量为：

$$V = \frac{q_v}{n} \quad (4-62)$$

将式(4—62)代入恒压过滤方程式(4—47)得：

$$q_v = n \left(\sqrt{V_e^2 + \frac{KA^2\psi}{n}} - V_e \right) \quad (\text{m}^3 \text{s}^{-1}) \quad (4-63)$$

若过滤介质阻力可以忽略不计(即： $q_e=0$)，上式又可简化为：

$$q_v = A\sqrt{K\psi n} \quad (4-64)$$

例 4—4 用转筒真空过滤机在恒定真空度下过滤某种悬浮液，已知转筒长度为 0.8m，直径为 1m，转速为 0.18rpm，浸没角度为 130°，悬浮液中每送出 1m³的滤液可获得 0.4m³的滤渣。液相为水，测得过滤常数 $K=8.30 \times 10^{-6} \text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ，过滤介质阻力可忽略，滤渣可视为不可压缩。

求：(1)过滤机生产能力 Q；

(2)转筒表面的滤饼厚度 L。

解：(1)生产能力 Q 转筒过滤面积 $A=DL=3.14 \times 1.0 \times 0.8=2.51\text{m}^2$

浸没率 $=130^\circ/360^\circ=0.36$

转速 $n=0.18/60=3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$

由式(4—64)可得：

$$\begin{aligned} q_v &= A\sqrt{K\psi n} = 2.51 \times \sqrt{8.30 \times 10^{-6} \times 0.36 \times 3 \times 10^{-3}} \\ &= 2.38 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

(2)滤饼厚度 L

转筒每转一周所需时间为：

$$\frac{1}{n} = \frac{1}{3 \times 10^{-3}} = 333 \text{ s}$$

一周内获得的滤液量为：

$$V=q_v/n=2.38 \times 10^{-4} \times 333.33=0.079\text{m}^3$$

获得的滤饼体积为：

$$V_c = 0.4V = 0.4 \times 0.079 = 0.023m^3$$

滤饼故滤饼层厚度为

$$L = \frac{V_c}{A} = \frac{0.023}{2.51} = 0.0127m$$

第三节 离心分离 Centrifugation

前述的非均相物系的沉降分离是在重力场中进行的,对于具有细小悬浮颗粒的气溶胶、悬浮液和浮浊液用这种沉降法分离,其沉降速度十分缓慢,甚至由于布朗运动与之抗衡,使沉降分离不可能进行。此时,可用比重力场更强的离心力场来实现沉降分离。这种籍惯性离心力的作用使连续介质中的分散质产生沉降运动的分离称为离心沉降。(Centrifugal settling)。同样,对于前述的过滤操作,可用惯性离心力作为过滤的推动力来强化过滤过程,这种滤液籍惯性离心力作用迅速穿过滤饼及过滤介质而固体颗粒被留的分离称离心过滤(centrifugal filtering)。

离心沉降和离心过滤统称为离心分离(Centrifugation)。惯性离心力的产生方法有两种,一种方法是通过离心机的高速旋转是其内的物料产生惯性离心力。离心机依操作原理的不同分沉降式离心机、过滤式离心机和分离式离心机。另一种方法是将高流动的非均相物系切向导入圆筒形容器内,使其变为在筒内的高速旋流运动而产生惯性离心力。应用广泛的旋风分离器和旋液分离器就属于此类。

4 — 7 离心分离原理 Principles of Centrifugal Separation

4.7A 离心分离因数 Centrifugal Separation Factor

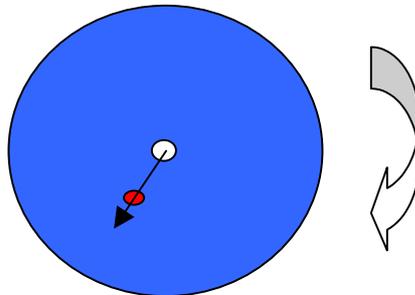
由力学原理可知,作旋转运动且具有一定质量的颗粒或液滴均产生惯性离心力,简称离心力(centrifugal force)。该离心力 F_c 的大小与颗粒或液滴的质量 m 、旋转半径 r 和旋转角速度 ω 有关,可用下式表示:

$$F_c = mr\omega^2 \quad (\text{N}) \quad (4-66)$$

在离心分离中用同一颗粒(或液滴)的离心力 F_c 与所受重力 F_g 的比值表示离心分离强度的大小,该比值称为离心分离因数(centrifugation factor),用 K_c 表示,即:

$$K_c = \frac{F_c}{F_g} = \frac{r\omega^2}{g} \quad (4-67)$$

由上式见,分离因素 K_c 亦为颗粒运动的向心加速度 $r\omega^2$ 与重力加



速度 g 之比。

若 n 为离心机的转速, s^{-1} , 则 $\omega = 2\pi n$, rad/s, 式(4-66)又

可写成:

$$K_c = (4\pi^2/g)rn^2 = 4.024rn^2$$

如用离心机转鼓半径 R 代替 r , 则分离因数 K_c 为 :

$$K_c = 4.024Rn^2 \quad (4-68)$$

可作为衡量离心机分离能力的尺度。

若颗粒在筒形容器内运动的切向速度为 u_1 , 则式(4-66)又可写成:

$$K_c = \frac{u_1^2}{g \cdot r} \quad (4-69)$$

4.7B 转鼓内液体的表面和压力 The Surface and Pressure of the Liquid inside the Rotating Drum

1. 液体表面 Surface of the Liquid inside the rotary drum

离心机的构造虽有多种形式,但其工作原理均为一转鼓带动其内液体一起高速旋转而产生离心力,使组分按密度大小而分层达到分离目的的。离心机启动后,转鼓内的液体在重力和离心力的作用下,其自由液面呈下凹的旋转抛物面。它的形状主要取决于转鼓的旋转角速度。

设想将转鼓沿其对称面截开,该截面与自由液面的截线是一条抛物线,如图 4-17 所示。

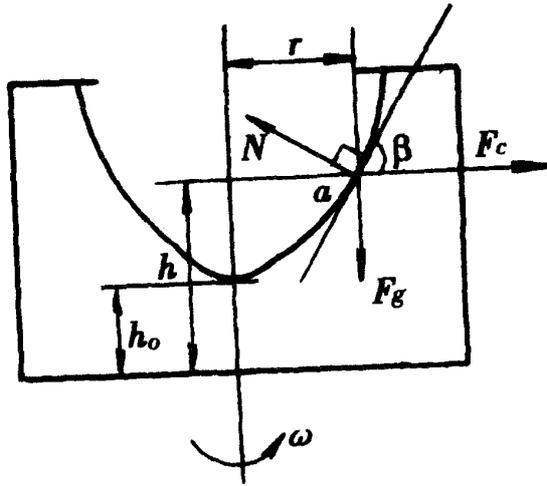


图 4-17 离心机转鼓内的液面

取自由液面上任一液体质点 a 进行受力分析, 其质量为 m , 回转半径为 r , a 点距转鼓底的距离为 h 。转鼓角速度为 ω , 则该质点的离心力为: $F_c = m r \omega^2$, 方向沿径向向外; 所受重力 $F_g = m g$, 铅垂向下, 和四周液体给予它的约束反力 N , 其方向沿液面法线方向。其受力情况如图 4-15 所示。根据力学原理, 此三力呈平衡关系。将此三力沿 a 点所在液面切线投影可得到下列平衡方程:

$$F_c \cos \beta - F_g \sin \beta = 0$$

$$m r \omega^2 \cos \beta - m g \sin \beta = 0 \quad (4-70)$$

式中 β 为液面截线在 a 点处的切线与水平线之间的夹角。由此式可得液面截线的切线斜率为:

$$\tan \beta = \frac{r \omega^2}{g} \quad (4-71)$$

由导数的几何意义可知:

$$\frac{dh}{dr} = \tan \beta = \frac{r \omega^2}{g}$$

分离变量并积分得:

$$\int_{h_0}^h dh = \frac{\omega^2}{g} \int_0^r r dr$$

$$\therefore h = \frac{r^2 \omega^2}{2g} + h_0 \quad (4-71)$$

It is a parabola

2. 液体的压力 Pressure of the liquid on the wall of the Rotary Drum

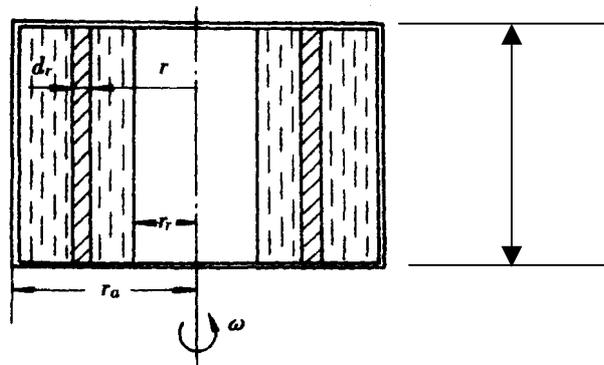


图 4-18 转鼓内液柱面上的离心压力

在旋转转鼓内距转轴 r 处厚度为 dr 的薄液筒产生的离心力为:

$$dF_c = dm \cdot r^2 \quad (4-74)$$

式中, dm 是薄液筒的质量, 若转鼓高度为 H , 则:

$$dm = 2 r H dr \quad (4-75)$$

代入到上式中得:

$$dF_c = 2 H r^2 dr \quad (4-76)$$

而由 r 到 $r+dr$ 压力变化 ?

$$dp = \frac{dF_c}{A} = \frac{2\pi H \omega^2 r^2 \rho \cdot dr}{2\pi r H} = \rho \omega^2 r \cdot dr \quad (4-77)$$

式中, A 为薄圆筒的表面积。按图 4—16, 若设液柱自由表面处(即半径为 r_1 处)的压力为 P_1 , 从 r_1 到转鼓内壁 R 之间的任意半径 r 处液柱面的压力为 P_r , 则将式(4—77)

积分得:

$$p_r = \frac{1}{2} \rho \omega^2 (r^2 - r_1^2) + p_1 \quad (4-78)$$

该式表明在液体内部任意圆筒面上所受的压力 P_r 与自由液面上的压力 P_1 、液体密度、转鼓旋转角速度和圆筒面所在半径 r 有关。

当 $r=R$ 时, 上式所表示的压力即为液体作用于转鼓壁上的压力, 以 P_R 表示之, 则式(4—78)可变成:

$$p_2 = \frac{1}{2} \rho \omega^2 (r_2^2 - r_1^2) + p_1 \quad (4-79)$$

式中, 对于非密闭转鼓, 作用于自由液面上的压力 P_1 为当地大气压。

若 $r_1=0$, 转鼓内为液体所充满或所考虑的转鼓壁面在液面中心以下, 此时, $P_1=0$, 则式(4—79)又可写成:

$$p_2 = \frac{1}{2} \rho \omega^2 r_2^2 \quad (4-80)$$

4.7C 离心沉降速度 Velocity of Centrifugal Settling

密度为 ρ_p 、直径为 d_p 的球形颗粒在离心力场中沉降时, 产生

的离心力 F_c , 在径向沉降方向 , 受到液体的浮力为 F_b , 受到液体的阻力为 F_d , 可分别表示为 :

$$\text{离心力 } F_c = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p r \omega^2$$

$$\text{浮力 (向中心) } F_b = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho r \omega^2$$

$$\text{阻力 (向中心) } F_d = \zeta \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{\rho \left(\frac{dr}{d\tau} \right)^2}{2}$$

根据力学原理 , 这三个力达成 “平衡” 关系 , 即 :

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 r \omega^2 (\rho_p - \rho) - \zeta \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{\rho \left(\frac{dr}{d\tau} \right)^2}{2} = 0$$

此时 , 颗粒在径向方向上相对于流体的速度 dr/dt , 就是它在该位置上的离心沉降速度 , 由上式可得 :

$$\frac{dr}{dt} = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)r\omega^2}{3\zeta\rho}} \quad (4-82)$$

与式(4—8)相比, 可知颗粒离心沉降速度与重力沉降速度 u_0 具有相似的关系, 唯式(4—8)中的重力加速度 g 换为向心加速度 $r \omega^2$ 。另外, 重力沉降速度达到稳定时是不变的, 而离心沉降速度随着颗粒在半径方向上的位置 r 的不同而变化。

在沉降分离中, 沉降速度很小时才考虑用离心沉降, 因而离心沉降的对象是小颗粒, 其沉降时所受流体阻力一般处于 stockes 区, 即阻

力系数 $\zeta=24/R_e$, 将其代入式(4—82)可得:

$$\begin{aligned} \frac{dr}{dt} &= \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} r\omega^2 \\ &= u_t \frac{r\omega^2}{g} \end{aligned} \quad (4-83)$$

$$\text{或} \quad \frac{dr}{dt} = K_c \cdot u_0 \quad (4-84)$$

可见, 离心沉降速度 dr/dt 等于重力沉降速度 u_0 乘以离心分离因数 K_c 。

4.7D 乳浊液在离心力场中的分离 Separation of Emulsion in Centrifugal Field

乳浊液在离心机内的分离是由于组分间密度的差异造成离心力的不同而产生分层的。密度大的重组分将聚集在转鼓壁附近形成外层, 密度小的轻组分形成内层, 两层液体形成相界面。如果重力相对于离心力可忽略不计时, 这时轻液内表面和两液分层界面都为圆柱面。

设: 轻重液分层界面的半径为 r_i , 转鼓内轻液体积 V_L 和重液体积 V_h 之比为 φ , 即:

$$\varphi = \frac{V_l}{V_h} \quad (4-85)$$

由图 4—19 可知:

$$\varphi = \frac{\pi(r_i^2 - r_1^2)}{\pi(r_2^2 - r_i^2)} \quad (4-86)$$

由此可求得分层界面半径为:

$$r_i = \sqrt{\frac{\varphi r_2^2 + r_1^2}{1 + \varphi}} \quad (4-87)$$

式中 r_1 为液体内表面半径, r_2 为转鼓内半径。

为分别引出轻、重两液, 转鼓上方设置挡板 2, 它划分两液相分别引出的通道。并在其上方放置溢流堰 1, 溢流堰半径 r_3 是设计分离式离心机的一项重要参数。

选取 r_3 的主要依据是作用于挡板上下两侧轻重两液分层界面上(对应于半径为 r_i 面上的压力相等, 即:

$$\frac{1}{2} \rho_h \omega^2 (r_2^2 - r_3^2) = \frac{1}{2} \rho_l \omega^2 (r_i^2 - r_1^2) + \frac{1}{2} \rho_h \omega^2 (r_2^2 - r_i^2) \quad (4-88)$$

式中 ρ_l 为轻液相密度, kgm^{-3} , ρ_h 为重液相密度, kgm^{-3} 。由此式可得重液溢流堰半径 r_3 为:

$$r_3 = \sqrt{r_i^2 - \frac{\rho_l}{\rho_h} (r_i^2 - r_1^2)} \quad (4-89)$$

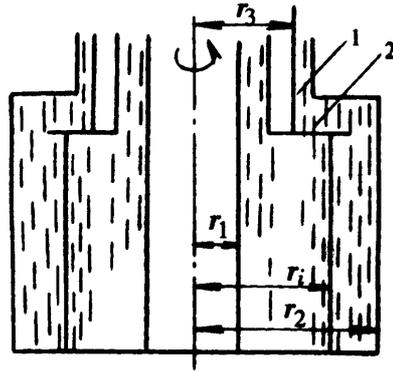


图 4-19 转鼓内轻、重两液的分

1. 溢流堰 2. 挡板

例 4—5 用沉降式离心机分离某种悬浮液, 已知悬浮液中所含固体微粒的平均粒径为 $10\ \mu\text{m}$, 微粒的密度为 1100kgm^{-3} ; 液相为水, 操作温度下的密度为 998.2kgm^{-3} , 粘度为 $1.005 \times 10^{-3}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。转鼓的半径为 0.075m 。分离时转鼓内充满液体。

若要求微粒在转鼓内壁处的沉降速度达到 0.03m/s 。

求: (1) 转鼓的速度应为多大(rpm)?

(2) 液体对转鼓壁的压力多大?

解: (1) 由题意可知, 当

$r=0.075/2=0.0375\text{m}$ 时, $dr/dt=0.03\text{ms}^{-1}$; $\rho_p=1100\text{kgm}^{-3}$,
 $\rho=998.2\text{kgm}^{-3}$, $d=10 \times 10^{-6}\text{m}$

由式(4—83)可得:

$$\omega = \sqrt{\frac{18\mu \frac{dr}{dt}}{d^2(\rho_p - \rho)}} = \sqrt{\frac{18 \times 1.005 \times 10^{-3} \times 0.03}{(10 \times 10^{-6})^2 \times (1100 - 998.2)}} = 1192\ \text{s}^{-1}$$

若转鼓转速 n 的单位以 rpm 表示, 则:

$$n = \frac{\omega}{2\pi} \times 60 = \frac{11921}{2 \times 3.14} \times 60 = 1.14 \times 10^4 \text{ r/min}$$

(2) 颗粒含量少, 可忽略固粒对转鼓壁的压力影响, 液相对鼓壁压力可由式(4—83)得:

$$p_2 = \frac{1}{2} \rho \omega^2 r_2^2 = \frac{1}{2} \times 998.2 \times (1192)^2 \times (0.0375)^2 = 9.98 \times 10^5 \text{ Pa}$$

4—8 过滤式离心机 Filtering Centrifuge

过滤式离心机(filtering centrifuge)是以离心力作推动力用过滤方式分离悬浮液的机械。按其构造和操作方式有多种类型。它们的共同特点是具有一个高速旋转且在壁面上开有许多通孔的转鼓, 在转鼓内表面敷设有编织布、金属丝等过滤介质。当滤浆定量加入转鼓内时, 高速旋转的转鼓带动料浆旋转, 料浆获得惯性离心力而向鼓壁运动, 液体穿过而固体颗粒被留在过滤介质内表面形成滤饼。过滤式离心机的转速一般为 1000 ~ 1500rpm, 离心分离因数不大。这类离心机在食品加工中应用甚广。如冷冻浓缩中冰晶的分离、糖类结晶食品的精制、淀粉脱水和干制果蔬的预脱水等。

4. 8A 间歇操作过滤式离心机 Batch-operation filtering centrifuge

1. 三足式离心机 Three-foot Centrifuge

是一种人工加料、卸料进行间歇操作的过滤式离心机。它的转鼓籍三根牵引杆悬挂于三足支柱上，牵引杆上装有弹簧，可以起到隔振和减振的作用，因而转鼓运转平稳，不易松动。转鼓由电动机通过传动装置带动而高速旋转。如图 4—20 所示。

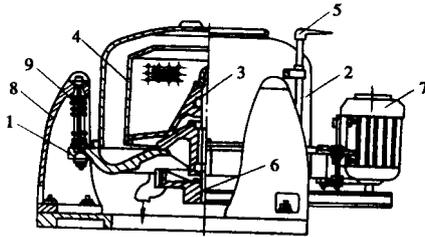


图 4-20 三足式离心机
1. 机座 2. 机壳 3. 主轴 4. 转鼓 5. 制动器
6. 联轴器 7. 电机 8. 支柱 9. 牵引杆

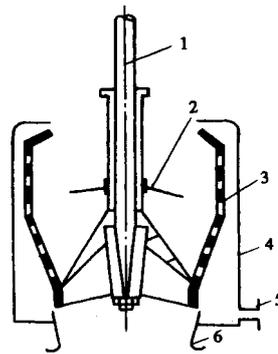


图 4-21 上悬式离心机
1. 转轴 2. 分散盘 3. 转鼓
4. 机壳 5. 滤液出口 6. 滤渣出口

料液加入高速旋转的转鼓后，滤液穿过转鼓从机壳的下部排出，滤渣沉积于转鼓内壁，待一批料液过滤完毕，或转鼓内的滤渣达到设备允许的最大量时，可停止加料并继续运转一段时间以沥净滤液。必要时，可以于滤饼表面洒以清洗液进行洗涤，然后停车卸料，清洗设备。

三足式离心机的优点是结构简单、操作平稳、占地面积小和滤渣颗粒不易磨损。它适用于过滤周期长、处理量不大，且滤渣含水量

可以较高的生产过程。对于粒状、结晶状和纤维状的物料脱水效果较好，能通过控制分离时间来达到控制滤渣湿分含量的目的。比较适宜于多品种物料的分离。

三足式离心机的主要缺点是人工卸渣，劳动强度大。由于采用下部驱动，轴承和传动装置在转鼓下方，检修、清洁不便，且悬浮液有可能漏入轴承及传动装置使其锈蚀。

2. 上悬式离心机 Suspended-basket Centrifuge

上悬式离心机是转鼓悬挂在一竖直轴上，上置驱动，上部加料，下部卸料的一种间歇操作过滤式离心机。与三足式离心机相比，它消除了由于上部卸料和下置驱动所引起的缺陷。如图 4—21 所示。

操作时，悬浮液通过进料管被送至固定在转轴上的分散盘上，靠离心力作用飞溅到转鼓内壁，滤液穿过转鼓从外侧流出。当转鼓内的滤渣达到允许的厚度时，停止加料，若需洗涤滤饼，则可通过鼓内的喷洒器将洗涤液喷洒于滤饼上，滤渣沥干后卸渣。

上悬式离心机的主要优点是：工作稳定并允许转鼓有一定程度的自由振动；卸除滤渣容易；传动装置不因泄漏而受到腐蚀。适用于颗粒粒度大且颗粒不允许破损的晶体悬浮液和粗粒悬浮液的分离。如蔗糖、葡萄糖等的脱水。

它的主要缺点是：主轴长，加料负荷不稳定时易引起振动，轴承易磨损；人工卸渣，因而劳动强度也较大。

3. 卧式刮刀卸料离心机 Horizontal Centrifuge with a Scraper unloader

卧式刮刀卸料离心机的转鼓是以悬臂梁的方式联结在水平主轴上,故称之为卧式。这种离心机可以在全速运转方式下,自动周期性地
进行进料、过滤分离、洗涤滤渣、甩干、卸料和洗网等工序的操作。每一工序的操作时间,可根据预定要求由电器-液压系统按程序自动控制。也可人工操作。就各工序间连贯的自动化程度而言,为自动连续操作,但就每一工序在整个操作过程中的连续性而言,则仍属于周期间歇式操作。转鼓内装有进料管,冲洗管、齿耙、刮刀和卸料斜槽。如图 4—22 所示。

当进料阀自动定时开启时,悬浮液由进料管进入全速运转的转鼓内,受离心力作用而过滤分离。液相经滤网和转鼓壁小孔被甩到鼓外,由机壳的排液口排出。截留在鼓内的颗粒借齿耙将其均布于滤网上。当滤渣达到一定厚度时,进料阀自动关闭,冲洗阀自动开启,洗涤水经冲洗管喷淋在滤饼上,洗涤一定时间。甩干后,刀架带动刮刀上升,将滤渣从滤布上刮下并沿卸渣斜槽排出。此后进行洗网。洗网完成后又进入下一操作周期。

卧式刮刀卸料离心机的优点是:生产能力大;分离与洗涤效果好;对物料的适应性强;操作的自动化程度高。适合于大规模生产和适用于粘度中等、颗粒细小的悬浮液的过滤。其主要缺点是:振动较大;刮刀易磨损;颗粒易被破碎。

4.8B 连续操作过滤式离心机

Continuous-operation filtering Centrifuge

连续操作过滤式离心机有活塞脉冲卸料离心机、离心力自动卸料离心机和振动卸料离心机等多种形式。这里仅介绍活塞脉冲卸料离心机和离心力自动卸料离心机。

1. 活塞脉冲卸料离心机 Reciprocating-Pusher Centrifuge

活塞脉冲卸料离心机是一种在全速运转方式下,同时连续地进行加料、分离、洗涤、甩干和卸渣等工序的连续操作离心机。但卸渣是一股一股地推送出去,接近于连续。整体可实现全自动操作。如图4—23所示。

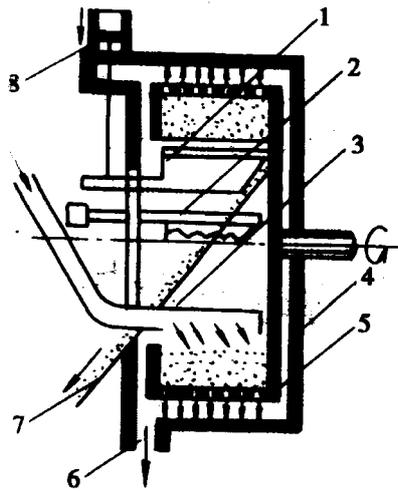


图 4-22 卧式刮刀卸料离心机
1. 刮刀 2. 耙齿 3. 进料管 4. 机壳
5. 转鼓 6. 滤液出口 7. 卸渣斜槽
8. 油压装置

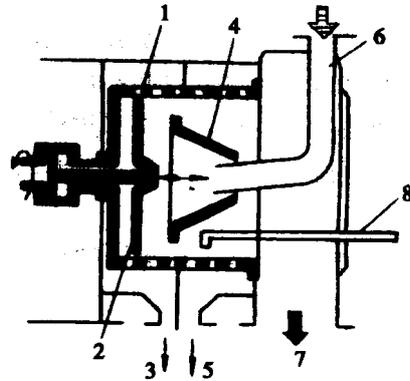


图 4-23 活塞脉冲卸料离心机
1. 转鼓 2. 推料器 3. 滤液 4. 布料漏斗
5. 洗液出口 6. 进料管 7. 滤渣 8. 洗涤管

悬浮液从进料管进入锥形漏斗内，漏斗随轴旋转，在离心力作用下料液被均匀地沿圆周分散到转鼓的过滤网上，穿过滤网的滤液经收集罩流出，滤渣截留于过滤介质上，待滤饼形成一定厚度之后，被往复运动的推料活塞向转鼓开端方向推移。在推料活塞每一返回过程中，随其作往复运动的漏斗将料液分布在刮清的滤网上。滤渣被移置至滤网中部时，还可用水冲洗，在推送至转鼓开端边缘甩入机壳内，并从卸渣口排出。推料活塞的往复运动是用液压自动机构操纵的。其往复频率为 0.17 ~ 0.4Hz，冲程约为 40 ~ 50mm。

活塞脉冲卸料离心机过滤强度大，劳动生产率高，它适于滤浆固体含量为(30 ~ 50)%，粒度为 0.25mm 以上悬浮液的过滤分离。只有贴近滤网部分的滤饼受到破损，破损率比刮刀卸料小得多。

2. 离心力自动卸料离心机 Conical basket Centrifuge

离心力自动卸料离心机的构造为一倒锥形的转鼓支承在机壳内的立轴上,立轴由电动机通过传动装置从下部驱动。如图 4—24 所示。

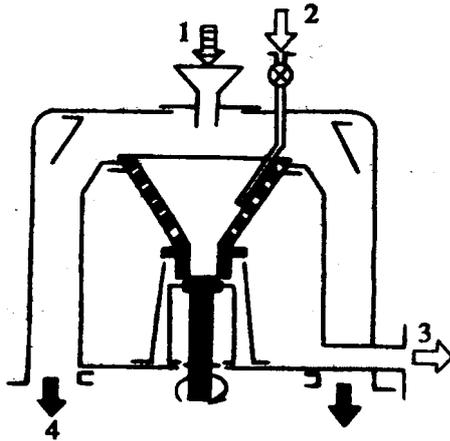


图 4-24 离心力自动卸料离心机

1. 悬浮液 2. 水 3. 滤液 4. 滤渣

悬浮液从上部进料管进入圆锥形转鼓底部中心,靠离心力均匀分布在转鼓壁上,滤液穿过覆以滤网的转鼓从滤液收集罩的下部排出。固体颗粒被截留形成滤渣,滤渣靠离心力的作用克服与滤网间的摩擦力,沿转鼓锥形斜面向上移动,经过洗涤段和干燥段,最后从顶端甩出至滤渣收集罩内,从底部排渣口排出。

这种离心机的主要优点是:结构简单;生产能力大,进料、分离、洗涤、干燥等工序均在全速运转方式连续操作。其主要缺点是:分离效果受悬浮液浓度和固粒大小的影响较大。

这种离心机在各种结晶产品的分离和淀粉的分离中应用较多。

4.8C 过滤式离心机的生产能力 Capacity of filtering centrifuge

在离心过滤过程中,滤渣和滤液的特性常数 r 、 μ 和 x 是不变的,但过滤面积和过滤压力(离心压力)均有所变化。

当所分离悬浮液的浓度不算太高时,由滤渣沉积而生成的滤饼不致太厚,且由于转鼓角速度很大,滤液重力影响可以忽略不计,从而料液内表面的半径沿鼓高近似相等。如此,过滤面积可近似认为转鼓的内表面积。滤饼和过滤介质两测的过滤推动力亦可近似认为作用于转鼓壁上的离心压力。此时,可按恒压过滤方程式(4—47)进行计算:即:

$$V^2 + 2V_e V = KA^2 t$$

式中,过滤面积 $A=2\pi r_2 H$; r 为转鼓半径, H 为转鼓长度。

由上式求得滤液量 V 后,除以离心过滤的总时间即可得到过滤式离心机每一工作循环的平均生产能力 Q , 即:

$$q_v = \frac{V}{\sum t} \quad (\text{m}^3 \text{s}^{-1}) \quad (4-90)$$

4—9 沉降式离心机 settling centrifuge

沉降式离心机(settling centrifuge)主要用于含有少量悬浮颗粒的悬浮液或者用过滤法分离将产生很大过滤阻力的悬浮液的分离和澄清。在食品加工中,如植物蛋白的回收,可可和咖啡等悬浮液的

分离常采用此类机械来完成。

沉降式离心机按其操作方式也可分为间歇和连续式两种。间歇式离心机转鼓一般为立式,沉渣层由人工卸除。连续操作的离心机的转鼓常为卧式,设有专门的卸渣装置,连续自动地排出沉渣。

1. 转鼓式离心机 Rotary Drum Centrifuge

转鼓式离心机的基本作用原理如图 4—27 所示,中空的转鼓以约 1000 ~ 4500rpm 的转速旋转,转鼓壁上无孔,悬浮液自转鼓中间加入,固体颗粒因离心力作用沉至转鼓内壁,沉积至一定量时间歇地排出,澄清的液体由转鼓端部连续地溢出。

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 t_s 小于颗粒在设备内的停留时间 t 的颗粒均可被沉降除去。颗粒在离心力场中的运动方程由式(4—83)表示,即:

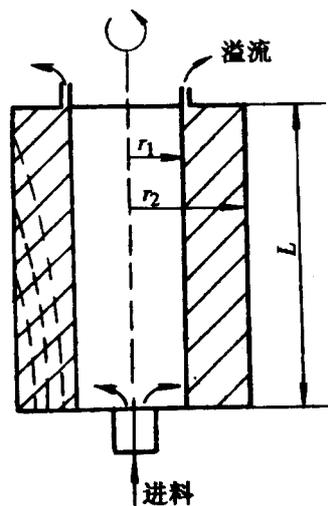


图 4-27 柱形转鼓

$$\frac{dr}{d\tau} = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} r\omega^2$$

将上式分离变量并积分可得沉降时间 t_0 为:

$$t_0 = \frac{18\mu}{d^2(\rho_p - \rho)\omega^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (4-91)$$

式中, r_1 为转鼓内圆柱形自由液面的半径, r_2 为转鼓内壁处的半径。

取颗粒在转鼓内的停留时间为流体在转鼓内的停留时间, 即:

$$t = \frac{\text{转鼓内的持液量}}{\text{转鼓内的液体流量}} = \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h}{q_v} \quad (4-92)$$

故颗粒的分离条件可表示为:

$$t_0 = \frac{18\mu}{d^2(\rho_p - \rho)\omega^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \leq \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)h}{q_v} \quad (4-93)$$

当上式等式关系成立时对应的颗粒的粒径应为分离器能 100% 地去除的颗粒粒径的最小值, 即临界粒径, 用 d_c 表示。由上面等式关系可以求得在满足临界粒径要求条件下的沉降式分离机的生产能力 Q :

$$q_v = \frac{\pi h \omega^2 (\rho_p - \rho) d_c^2}{18\mu} \cdot \frac{r_2^2 - r_1^2}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (4-94)$$

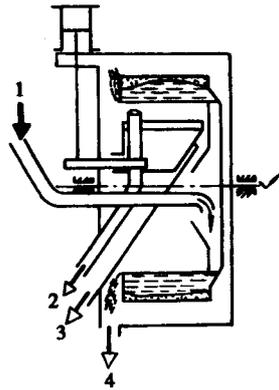


图 4-25 刮刀沉降离心机
1. 进料 2. 清液 3. 沉渣
4. 溢流

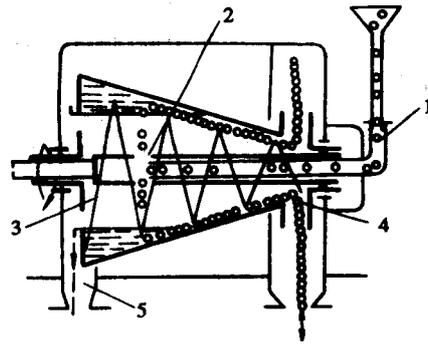


图 4-26 螺旋沉降离心机
1. 进料 2. 进料口 3. 螺旋
4. 沉渣 5. 分离液

2. 螺旋卸料离心机 Scroll-type Centrifuge

螺旋卸料离心机属连续操作的沉降式离心机。其结构有立式和卧式两种。常用卧式结构。

如图 4—26 所示,可绕水平主轴高速旋转的圆锥形转鼓,其内装有一绕同一水平轴线旋转的螺旋输送机。电动机通过皮带传动带动转鼓旋转,转鼓通过行星齿轮减速器带动螺旋输送机旋转。螺旋输送机与转鼓间存在一较小的转速差。

悬浮液经加料管进入螺旋内筒,再经内筒的加料孔进入转鼓。由于转鼓的高速旋转,使加入转鼓的悬浮液一起旋转产生很大的离心力,大大加快了固体到沉降速度,沉积在转鼓壁的沉渣被螺旋输送机沿转鼓壁面推送至排出口卸出。滤液由溢流口排出。

这种离心机分离性能好,对物料的适应性强,可以在高温、高压及低温、低压条件下操作,生产能力大,适宜于分离浓度较大的悬浮

液。

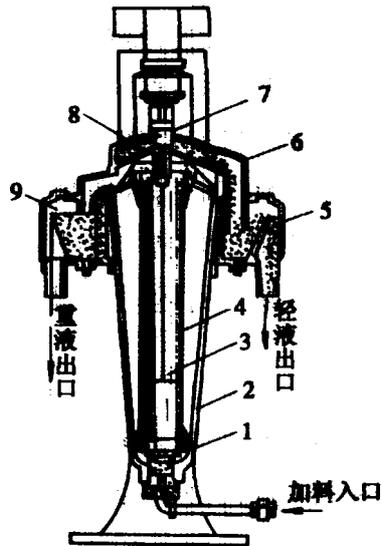
4—10 分离式离心机 Separation Centrifuge

在分离液—液系统的乳浊液和极细颗粒的固-液悬浮液时,需要有极大的向心加速度才能产生足够的惯性离心力使其得以分离,这就要求离心机应具有很高的转速。同时为使转鼓壁不致产生过大的应力,须采用小直径的转鼓。凡分离式离心机均具有这一结构特点。故亦称为超速离心机(ultra centrifuge)。

超速离心机可分为管式离心机和碟式离心机。它们在食品工业中的应用占有非常突出的地位。管式离心机常用于动、植油的脱水和果蔬汁及糖浆等液体的澄清,碟式离心机在乳品工业上广泛用于奶油分离和牛奶的除杂净化。

4.10A 管式离心机 Tubular Centrifuge

如图 4—28 所示,管式离心机的转鼓为一壁面上无通孔的狭长管。它竖直地支撑于机架上的一对轴承之间,电机通过传动装置从上部驱动。转鼓上端设有轻、重液排出口,下端的中空轴与转鼓内腔相通,并通过轴封装置与进料管相连。



管式离心机的转鼓直径在 200mm 以内,一般为 70 ~ 160mm。其长度与直径之比一般为 4 ~ 8。这种转鼓允许大幅度地增加转速,即在不过度增加鼓壁应力的情况下可获得很大的离心力。转鼓的转速一般约为 15000rpm 左右,分离因数可达 8000 ~ 50000。

离心机启动后,料液由进料管进入转鼓底部,在转鼓内从下向上流动的过程中,由于轻、重组分的密度不同而分成内、外两液层。外层为重液,内层为轻液,到达顶部后,轻液与重液分别从各自的溢流口排出。重液与轻液在转鼓内的分层界面位置可通过转鼓上端装有可更换的不同内径的环状隔盘来调节。

为使转鼓内料液能以与转鼓相同的转速随转鼓一起高旋转,转鼓内常设有十字形挡板,用以对液体加速。

如果将管式离心机的重液出口关闭,只留有轻液的中央溢流口,则可用于悬浮液的澄清,称为澄清式离心机。悬浮液进入转鼓后,固体微粒沉积于鼓壁而不被连续排出,待固体积聚到一定数量后,以间歇操作方式停车进行清理。

管式离心机的优点是分离强度高，结构紧凑和密封性好。缺点是容量小，生产能力低，悬浮液的澄清系间歇操作。

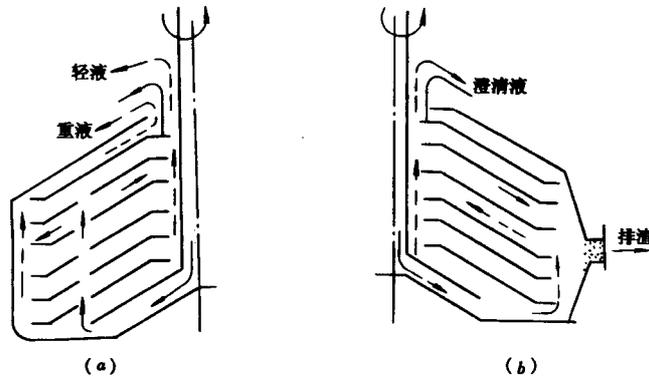


图 4-29 碟式离心机
(a) 分离操作原理 (b) 澄清操作原理

4.8B 碟式离心机 Disk -type Centrifuge

1. 构造及工作原理 Structure and Working Principles

碟式离心机的转鼓与管式离心机相比，其直径较大，长度较短，转速较低，一般为 5500 ~ 10000rpm。如图 4—29 所示，转鼓的底部中央有轴座，驱动轴安装在其上。转鼓内部有一开孔中心套管，其上装有一束叠置的倒锥形碟片。料液自进料管进入随轴旋转的中心套管后，从管下部的孔眼流出，在离心力作用下进入碟片间的间隙内。此后的流动路径随碟片上有无孔眼而异，其工况可分为分离操作和澄清操作两种。

(1) 分离操作 (Separation Operation) 若各碟片上有一组沿周围均匀分布的孔眼，料液通过小孔分配到各碟片间隙之间，在离心力作用下，重液及其夹带的少量固体杂质逐步沉于每一碟片的下方并向转鼓外缘移动，经汇集后由重液出口连续排出。轻液则流向轴心

由轻液出口排出,如图 4—29(a)所示。这种由有孔碟片构成的离心机主要用于乳浊液的分离,如牛奶分离机就属于此类。

(2)澄清操作 (Clari fyi ng Operati on) 若碟片上无孔眼,底部的分配板将从中心套管流出的料液导向转鼓边缘,从转动碟片的四周进入碟片间的通道并向轴心流动。同时固体颗粒则逐渐向每一碟片的下表面沉降,并在离心力作用下向碟片外缘移动,最后沉积在转鼓壁上。沉渣可在停车后用人工卸除,或间歇地用机械装置自动排除。此工况下重液出口关闭,澄清液由轻液出口连续排出。如图 4—29(b)所示。这种由无孔碟片构成的离心机主要用于悬浮液的澄清。如牛奶净化机和酵母分离机均属此类。

碟式离心机的分离因数较高,可达 3000 ~ 10000,且碟片数较多,碟片间间隙小。增大了沉降面积,缩短了沉降距离。因此分离效率高。碟片一般为 50 ~ 80 片,视机型大小而定。碟片的仰角一般为 $45^{\circ} \sim 60^{\circ}$,此角应大于颗粒与碟片表面的摩擦角。

2. 生产能力 Production Capacity

与碟式离心机生产能力有关的因素有:浮浊液的性质,如轻液、重液的密度和粘度、液滴大小;操作条件,主要为转速;结构因素,如碟片数目、仰角、直径大小等。

从分析转鼓内处于最不利分离位置的液滴的运动情况入手,可求得如下碟式离心机的理论生产能力的计算式:

$$q_v = u_0 A K_c \cdot f(k_0) \quad (\text{m}^3 \text{s}^{-1}) \quad (4-95)$$

式中， q_v —乳浊液的理论生产能力， m^3s^{-1} ；

$$u_0 = \frac{d_c^2 \cdot \Delta\rho \cdot g}{18\mu},$$

其中 d_c —微粒临界直径，m

$\Delta\rho$ —两相密度差。

A —沉降面积； m^2 ， $A = 2\pi r_2 L$ ， L 为转鼓长度，m

K_c —离心分离因数； $K_c = \frac{\omega^2 \cdot r_2}{g}$ ， ω 为旋转角速度。

$f(k_0)$ —径比 k_0 的函数， $k_0 = \frac{r_1}{r_2}$ ，其中， r_1 为自由液面的半径。

$f(k_0)$ 与液体在转鼓内的流体流动状态和流速分布有关。对流体在转鼓内的整体推进的流动。

$$f(k_0) = \frac{1}{4}(1 + 2k_0 + k_0^2)$$

2. 碟式离心机

$$q_v = \mu A K_c \cdot f(k_0)$$

式中，各符号的意义同上。但 r_1 ， r_2 分别为碟片内、外半径， L 为碟片沿轴向总高度。对碟式离心机：

$$f(k_0) = \frac{Z}{3}(1 + 2k_0 + k_0^2) \quad (4-96)$$

式中 Z —碟片数。

4—11 旋风分离器 Cyclone Separator

旋风分离器(cyclone)是利用气溶胶在静止圆筒内的高速旋流

运动使其中的固体微粒获得惯性离心力而沉降的一种离心分离设备。这种设备的构造简单,加工制造容易,操作简便,并可用于高温气溶胶的分离。在食品工业中常用于奶粉、蛋粉等喷雾干燥制品的后期分离回收。也用于气流干燥和气流输送物料的分

4.11A 构造及工作原理 Structure and Working Principles

旋风分离器的主体构造为上部一段圆柱筒下接一段圆锥筒,如图 4—30 所示。混合气进口管以切线方式与主体圆柱筒上部相连接。气体出口管安装于圆筒顶部并有部分伸入圆筒内。圆锥筒下部接有集料斗。

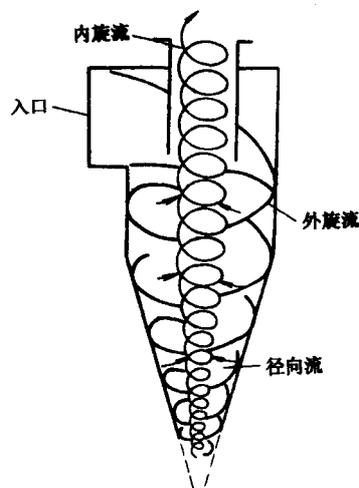


图 4-30 旋风分离器

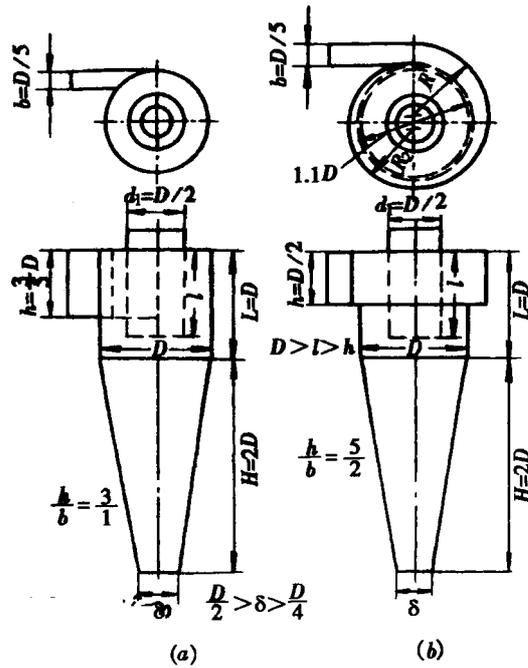


图 4-31 旋风分离器的尺寸比例
(a) 入口直切式 (b) 入口蜗壳式

图 4—31 旋风分离器的尺寸比例

气溶胶以一定的流速从切向进口管进入旋风分离器内,受器壁的约束而向下旋流。在离心力的作用下,颗粒向器壁沉降,而后沿器壁下滑从圆锥筒的锥口落入集料斗。而净化的气流下旋到锥顶部分附近时转变为上升的内旋流从中央出口管排出。

气流在旋风分离器内的流动总体上为双层螺旋运动,即从入口开始下行的外层螺旋形气流与从锥体附近开始上升的内层螺旋气流。两层旋流的旋向相同。但在气流由下旋变为上旋的锥底附近和气体出口的局部区域内,内外旋流相遇并相互混合形成十分复杂的运动。

气体中所含固体颗粒的运动更为复杂,首先颗粒被气流所夹带作同样的螺旋状牵连运动,其次还存在着颗粒与气流的相对运动,即

颗粒的离心沉降和重力沉降运动。

尽管这种运动的复杂性使颗粒的切向运动速度难以精确确定,但仍可以通过粗略估算旋风分离器的分离因数可以看到它具有较强的气溶胶分离作用。

设颗粒随气流的切向速度为 18ms^{-1} , 旋转半径为 0.3m , 则分离因数由式(4—69)可得:

$$K_c = \frac{r\omega^2}{g} = \frac{u_t^2}{g \cdot r} = \frac{18^2}{9.81 \times 0.3} = 110.9$$

这表明颗粒在这种条件下的离心沉降速度为重力沉降速度的 110 倍。工业上广泛应用的通用型旋风分离器有两种形式: 入口直切式和入口蜗壳式, 如图 4—31 所示。通常各部分的尺寸表示为圆筒内径 D 的倍数。其分离性能与其尺寸比例有很大的关系。图中给出了这两种通用型旋风分离器的尺寸比例。

4.11B 旋风分离器的性能 Properties of the Cyclone separator

1. 临界粒径 Critical Diameter of Particles

气溶胶在旋风分离器内的流动情况对其分离性能有直接的影响, 在这方面的理论研究迄今尚不够充分, 因此其临界粒径的理论计算都在一定的简化和假设基础上进行的。其假设如下:

(1) 进入旋风分离器的气流严格按入口形状沿周围旋转 n 圈, 沉降距离为 b , 即颗粒由内半径 $r=D/2-b$ 处沉降到 $r=D/2$ 处。

(2) 在旋风分离器内颗粒与气流的切线速度相同并保持恒定不变, 且等于气体的入口速度, 与颗粒所在的位置无关。

(3) 颗粒与气流的径向相对运动为层流, 即沉降运动服从 Stokes 定律。

从上述假设出发, 取处于最不利于分离位置 $r=D/2-b$ 处的某粒径为 d 的颗粒为研究对象, 则它沿径向的沉降速度由式(4—69)和(4—84)可得:

$$\begin{aligned} \frac{dr}{d\tau} &= \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} r\omega^2 \\ &= \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{u_i^2}{r} \end{aligned} \quad (4-97)$$

颗粒随气流进入旋风分离器的初瞬时($t=0$ 时), 颗粒位于 $r=D/2-b$ 的位置, 当颗粒沉降到器壁处的瞬时($t=t_0$ 时), 颗粒位于 $r=D/2$ 处。将上式分离变量后按此积分限积分可得沉降时间 t_0 :

$$\begin{aligned} \int_{\frac{D}{2}-b}^{\frac{D}{2}} r dr &= \frac{(\rho_p - \rho)d_p^2}{18\mu} u_i^2 \int_0^{t_0} dt \\ t_0 &= \frac{9\mu b(D-b)}{(\rho_p - \rho)d_p^2 u_i^2} \end{aligned} \quad (4-98)$$

若取气流的平均旋转半径为 $r_m = \frac{D-b}{2}$, 则颗粒在器内旋转 n

圈的停留时间 t_1 为 :

$$t_1 = 2\pi r_m n / u_i \quad (\text{s}) \quad (4-99)$$

若在各种不同粒径的颗粒中, 有一种粒径的颗粒所需的沉降时间 t_0 恰好等于停留时间 t_1 , 该径粒就是理论上能被完全分离的最小

粒径,即临界粒径,用 d_c 表示。则使式(4—98)和式(4—99)相等即可求得:

$$d_c = 3 \sqrt{\frac{\mu b}{\pi n (\rho_p - \rho) u_t}} \quad (\text{m}) \quad (4-100)$$

计算时,对于通用型旋风分离器通常取 $n=5$ 。

临界粒径愈小,说明分离器能分离出去的颗粒的数量愈多,即分离效率愈高。

从分析上式影响临界粒径各因素可知,减小临界粒径强化旋风分离器分离性能的可能措施有两种,一是减小气体入口管尺寸 b ,亦即减小圆筒直径 D ,但减少分离器尺寸势必降低其生产能力,为此在实际生产中可将若干小型旋风分离器并联组成旋风分离器组来代替大型旋风分离器,二是加大气溶胶入口速度 u_t 。但进口速度太大又容易引起分离器内固粒与气体的返混现象。一般以不超过 20m/s 为宜。

2. 压力损失 Pressure loss

旋风分离器压力损失的大小是评价其性能的另一重要指标,气体通过旋风分离器的压力损失应尽可能小,这是因为气体流过整个工艺过程的总压降有一定限制,因此,其压力损失的大小不但影响经常性的动力消耗,也往往为工艺条件所限制。

气体通过旋风分离器的压力损失,按第一章的方法,可以表示为进口气体动风压的倍数:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \zeta \rho u_t^2 \quad (\text{Pa}) \quad (4-101)$$

式中, ζ 为阻力系数, 用下式计算:

$$\zeta = \frac{30bh\sqrt{D}}{d_1^2\sqrt{L+H}} \quad (4-105)$$

式中, b 、 h 、 d 、 L 和 H 为旋风分离器各部分尺寸, 见图 4—31。由于上述尺寸均表示成圆筒直径 D 的倍数, 所以, 只要进口气流速度相同, 同一尺寸比例形式的所有旋风分离器的阻力系数均相同, 则压力损失亦均相同。一般约为 $1 \sim 2\text{KPa}$ 。

与旋风分离器的构造与作用原理相似的离心分离设备还有旋液分离器(Liquid cyclone)。

它用于悬浮液的固体颗粒的增稠或分级。与旋风分离器相比其不同之处有: 在顶部设有澄清液溢流室; 其直径要比旋风分离器小得多。这是因为同样大小的颗粒, 在液体中的沉降速度远比在气流中的沉降速度小得多。因此, 要达到同样的临界粒径分离的要求, 必须使旋液分离器的直径足够小。

例 4—6 从喷雾干燥塔中引出的温度为 343K , 压力为 101KPa 的含乳粉气体, 用图 4—31(b)所示型号旋风分离器分离出乳粉, 气体入口速度为 18ms^{-1} 。其直径为 0.8m , 乳粉的密度为 1560kgm^{-3} ,

试求: (1)临界颗粒;

(2)压力降。

解: (1) 由 343K 从附表中查空气密度 $\rho = 1.029\text{kgm}^{-3}$, 粘度 $\mu = 2.06 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$, 分离器入口宽度

$$b = \frac{D}{5} = \frac{0.8}{5} = 0.16m$$

由式(4—100)可得:

$$\begin{aligned}d_c &= 3 \sqrt{\frac{\mu b}{\pi n(\rho_p - \rho)u_t}} = 3 \times \sqrt{\frac{2.06 \times 10^{-5} \times 0.16}{3.14 \times 5 \times (1560 - 1.029) \times 18}} \\ &= 8.203 \times 10^{-6} m\end{aligned}$$

(2)由图 4—30(b)所示比例尺寸得:

$$d_1 = h = D/2 = 0.8/2 = 0.4m, \quad L = D = 0.8m, \quad H = 2D = 2 \times 0.8 = 1.6m$$

由式(4—105)得:

$$\zeta = \frac{30bh\sqrt{D}}{d_1^2\sqrt{L+H}} = \frac{30 \times 0.16 \times 0.4 \times \sqrt{0.8}}{0.4^2 \times \sqrt{0.8+1.6}} = 6.93$$

由式(4—104)可得压力损失:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \zeta \rho u_t^2 = \frac{1}{2} \times 6.93 \times 1.029 \times 18^2 = 1155 \quad (\text{Pa})$$