

颗粒与流体之间的 相对流动

本章的学习目的与要求

学习本章内容，学生能够掌握颗粒与流体相对运动的基本理论，为食品流化加工、沉降分离加工等工艺设计、设备选型提供原理知识。要求学生掌握流体绕过颗粒以及颗粒在流体中沉浮的速度和阻力计算方法；能够分析并处理流化加工、气力输送、沉降和过滤中的工程实际问题。

颗粒与流体之间的相对流动可以有以下几种情况：①颗粒静止，流体绕过颗粒及颗粒床层的流动，如混浊的水经过砂粒床层、悬浮液经过滤介质的过滤，溶液经过离子交换树脂床层的流动，以及气体经过固定床层的流动等。液体以曳力作用于颗粒，颗粒对流体的流动产生阻力。曳力与阻力的关系是作用力与反作用力的关系。流动的实质是将流体经过众多固体颗粒所组成的不规则通道的流动看成流体经过众多毛细管或类似毛细管的孔隙间的流动，大多数情况下是滞流状态下的流动。②颗粒运动，流体静止或处于某种运动。在重力场中，只要固体颗粒的密度大于流体的密度，固体颗粒将在重力方向上与流体作相对运动；在离心场中，则与流体作离心力方向上的相对运动：如 a. 两相物系的沉降分离；b. 流-固两相之间进行某种物理和化学过程——固体物料的干燥、固体催化剂作用下的化学反应等；c. 固体颗粒的流动输送等等。

本章将先探讨颗粒与流体之间相对流动的基本规律，在此基础上，根据每一特定操作各自的工艺特点，对流动现象进行不同的考察。

1 流体绕过颗粒及颗粒床层的流动

流体绕过颗粒的流动受颗粒特性和流体特性的影响；同理流体通过颗粒床层的流动受颗粒床层特性和流体特性的影响，但颗粒床层是由大量尺寸不等、形状也不规则的固体颗粒随机堆积而成，颗粒层内的流体通道具有复杂的网状结构。故描述这样的复杂通道应从组成通道的颗粒特性着手。

当流体通过众多固体颗粒堆积而成的颗粒床层时，如果颗粒静止不动，该床层就称为固定床 (stationary/stabilized bed)。许多食品工业操作都与流体通过固定床的流动有关，如固定化生产酶制剂，果汁、蔬菜汁及葡萄糖和味精生产中的含晶液体等悬浮液的过滤等等。

1.1 颗粒床层的特性

1.1.1 单颗粒的特性

主要是颗粒的大小（体积）、形状和表面积。

球形颗粒 (spherical particle) 众所周知, 球形颗粒的直径为 d_p 时, 其体积 V (volume) 和表面积 S (surface area) 分别为:

$$V = \pi \frac{d_p^3}{6} \quad (4-1)$$

$$S = \pi d_p^2 \quad (4-2)$$

因此, 球形颗粒的各有关特性可用单一参数——直径 d_p 全面表示。

另外, 引入比表面积 a (specific surface area) 的概念, 即将单位体积固体颗粒所具有的表面积称为颗粒的比表面。以此表征颗粒表面积的大小, 则球形颗粒的比表面:

$$a_{\text{球}} = \frac{S}{V} = \frac{6}{d_p} \quad (4-3)$$

非球形颗粒 (non-spherical particle) 工业所遇到的固体颗粒大多是非球形的。非球形颗粒的形状千变万化, 通常试图将非球形颗粒以某种当量的球形颗粒代表, 以使所考察的领域内非球形颗粒的特性与球形颗粒等效, 这一球的直径称为当量直径 (equivalent diameter)。例: 质量等效或体积等效的当量直径常用于研究颗粒在重力 (或离心力) 场中所受的场力; 而比表面积当量直径常用于探讨流体通过颗粒层的流动阻力, 因为影响该阻力的主要颗粒特性是颗粒的比表面积。据不同方面的等效性, 可定义不同的当量直径。

(1) 体积等效 使当量球形颗粒的体积 $\pi \frac{d_{ev}^3}{6}$ 等于真实颗粒的体积 V , 则体积当量直径 (equivalent volume diameter) 定义为:

$$d_{ev} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (4-4)$$

(2) 表面积等效 使当量球形颗粒的表面积 πd_{es}^2 等于真实颗粒的表面积 S , 则面积当量直径 (equivalent surface diameter) 定义为:

$$d_{es} = \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (4-5)$$

(3) 比表面积等效 使当量球形颗粒的比表面积 $\frac{6}{d_{ea}}$ 等于真实颗粒的比表面积 a , 则比表面积当量直径 (equivalent specific surface diameter) 定义为:

$$d_{ea} = \frac{6}{a} = \frac{6V}{S} \quad (4-6)$$

显然以上 3 个当量直径之间有如下关系：

$$d_{ea} = \frac{d_{ev}^3}{d_{es}^2} = \frac{d_{ev}^2}{d_{es}^2} d_{ev} \quad (4-7)$$

即 $\frac{d_{ev}^2}{d_{es}^2} = \varphi_s$ ，则

$$d_{ea} = \varphi_s d_{ev} = \varphi_s^{1.5} d_{es} \quad (4-8)$$

φ_s 的物理含义为

$$\varphi_s = \frac{d_{ev}^2}{d_{es}^2} = \frac{\pi d_{ev}^2}{\pi d_{es}^2} = \frac{\text{与非球形颗粒体积相等的球的表面积}}{\text{非球形颗粒的表面积}}$$

可称为形状系数 (form/Shape coefficient) 或球形度 (sphericity)，即形状系数等于与颗粒等体积的球形粒子的表面积与颗粒的实际表面积之比。体积相同时球形颗粒的表面积最小，因此，任何非球形颗粒的形状系数 φ_s 皆小于 1。

综上所述，对球形颗粒，以一个参数即颗粒直径 d_p 便可惟一确定其体积、表面积和比表面积；对非球形颗粒，则必须定义两个参数才能确定其体积、表面积和比表面积。若定义体积当量直径 d_{ev} (以下简称为 d_e)，则有

$$V = \pi \frac{d_e^3}{6} \quad (4-9)$$

$$S = \pi \frac{d_e^2}{\varphi_s} \quad (4-10)$$

$$a = \frac{6}{\varphi_s d_e} \quad (4-11)$$

1.1.2 颗粒群的特性

任何颗粒群中，其单颗粒的尺寸都不可能完全一样，从而形成一定的尺寸 (粒度) 分布，即任何颗粒群具有某种粒度分布 (particle size distributions)。为研究颗粒分布对颗粒层内流动的影响，首先必须设法测量并定量这一分布。颗粒粒度 (particle size) 测量的方法有筛分法 (sieve method)、显微镜法 (microscopic method)、沉降法 (sedimentation)、电阻变化法 (measuring resistance strain/variance)、光散射与衍射法 (light diffusion and diffraction methods)、表面积法 (specific surface method) 等等。它们各自基于不同的原理，适用于不同的粒径范围，所得的结果也往往略有不同。

粒度分布的筛分分析 (sieve/screen analysis) 对大于 $70 \mu\text{m}$ 的颗粒, 即工业固定床常遇到的情况, 通常采用筛分分析, 用一套标准筛 (standard sieve/screen) 进行测量。

筛分 (sieving) 使用的标准筛系金属丝网编织而成, 网眼一般为正方形, 其大小划分按各种筛制而不同。常用的泰勒制 (the tyler sieve series) 是以每英寸边长上的网眼数 (孔数) 表示筛号 (或称目数) (mesh numbers)。目前各种筛制正向国际标准组织 ISO 筛系统统一 (参见本书附录)。每一筛号的金属丝粗细和筛孔 (sieve mesh) 的净宽是规定的, 通常相邻的两筛号的筛孔尺寸之比约为 $\sqrt{2}$ 。当使用某一号筛子时, 通过筛孔的颗粒量称为筛过量 (筛过物) (sieving unretained), 截留于筛面上的颗粒量则称为筛余量 (sieving retained)。

将一套标准筛按筛孔尺寸、上大下小地叠在一起, 并将已称量的一批颗粒放在最上一号筛子上。然后, 将整套筛子用振荡器振动过筛, 颗粒因粒度不同而分别被截留于各号筛面上, 称取各号筛面上的颗粒筛余量即得筛分分析的基本数据。

筛分分析结果的图示——分布函数 F (distribution function) 和频率函数 f (frequency function) 筛分分析的数据可用两种方法表达成图线的形式。

(1) 分布函数曲线 令某号筛子 (其筛孔尺寸为 d_{pi}) 的筛过量占试样总量的分率为 F_i , 不同筛号的 F_i 与其筛孔尺寸 d_{pi} 可绘制成图 4-1 所示的曲线, 此曲线称为分布函数曲线。

分布函数曲线有两个重要特性: ① 对应于某一尺寸 d_{pi} 的 F_i 值表示直径小于 d_{pi} 的颗粒占全部试样的质量分率。例: 当某批颗粒中 50% 的颗粒直径小于 $1.8 \mu\text{m}$, 则简单表示为 $d_{50} = 1.8 \mu\text{m}$ 。② 在该批颗粒的最大直径 d_{pmax} 处, 其分布函数为 1。

(2) 频率函数曲线 设某号筛面上的颗粒占全部样的质量百分率为 x_i , 这些颗粒的直径介于相邻两号筛孔直径 d_{i-1} 与 d_i 之间。若以粒径 d_p 为横坐标, 将该粒径范围内颗粒的质量分率 x_i 用一矩形的面积表示 (图 4-2), 矩形的高度等于

$$\bar{f}_i = \frac{x_i}{d_{i-1} - d_i} \quad (4-12)$$

\bar{f}_i 表示粒径处于 $d_{i-1} - d_i$ 范围内颗粒的平均分布密度。

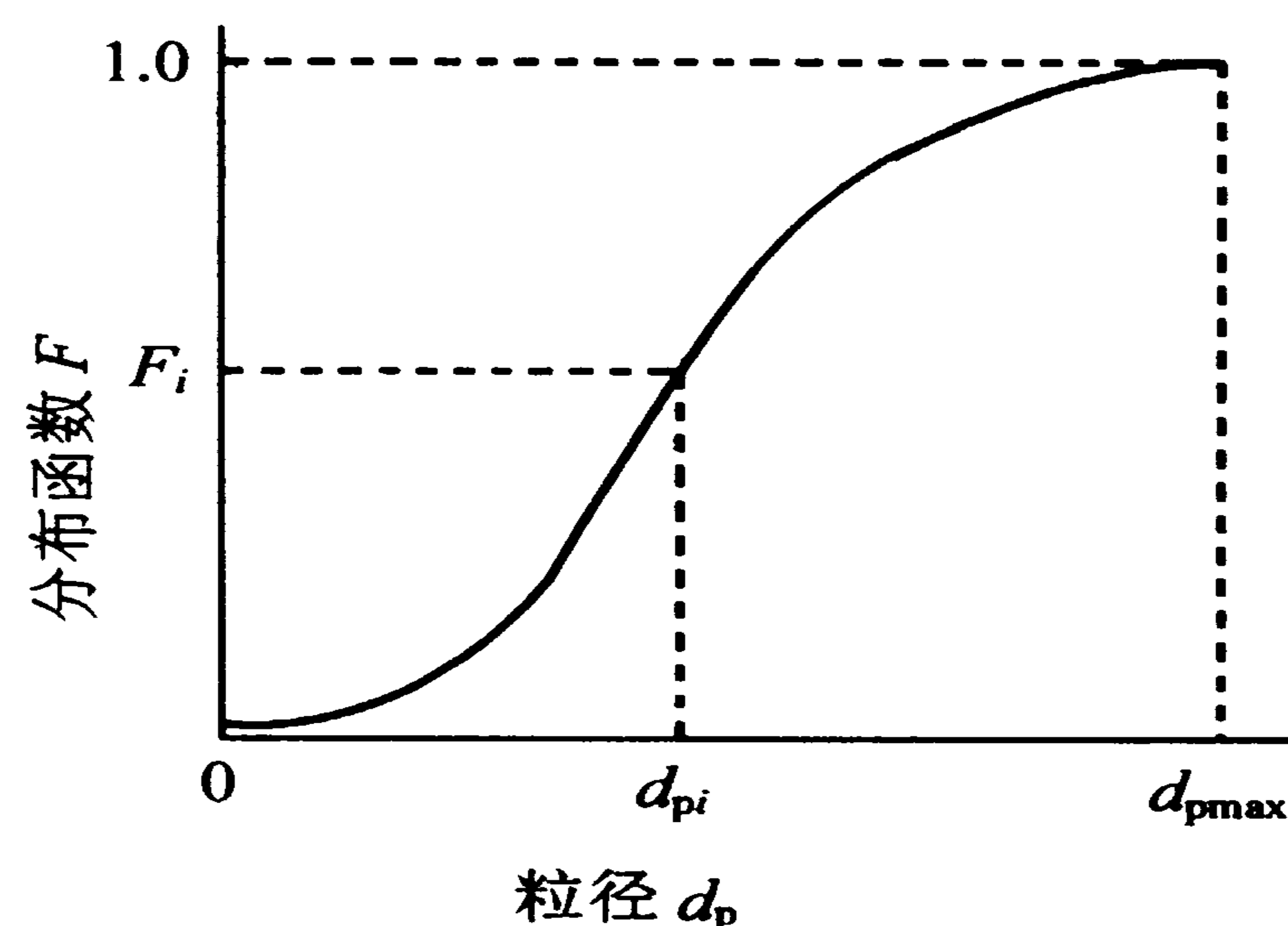


图 4-1 粒度分布函数曲线

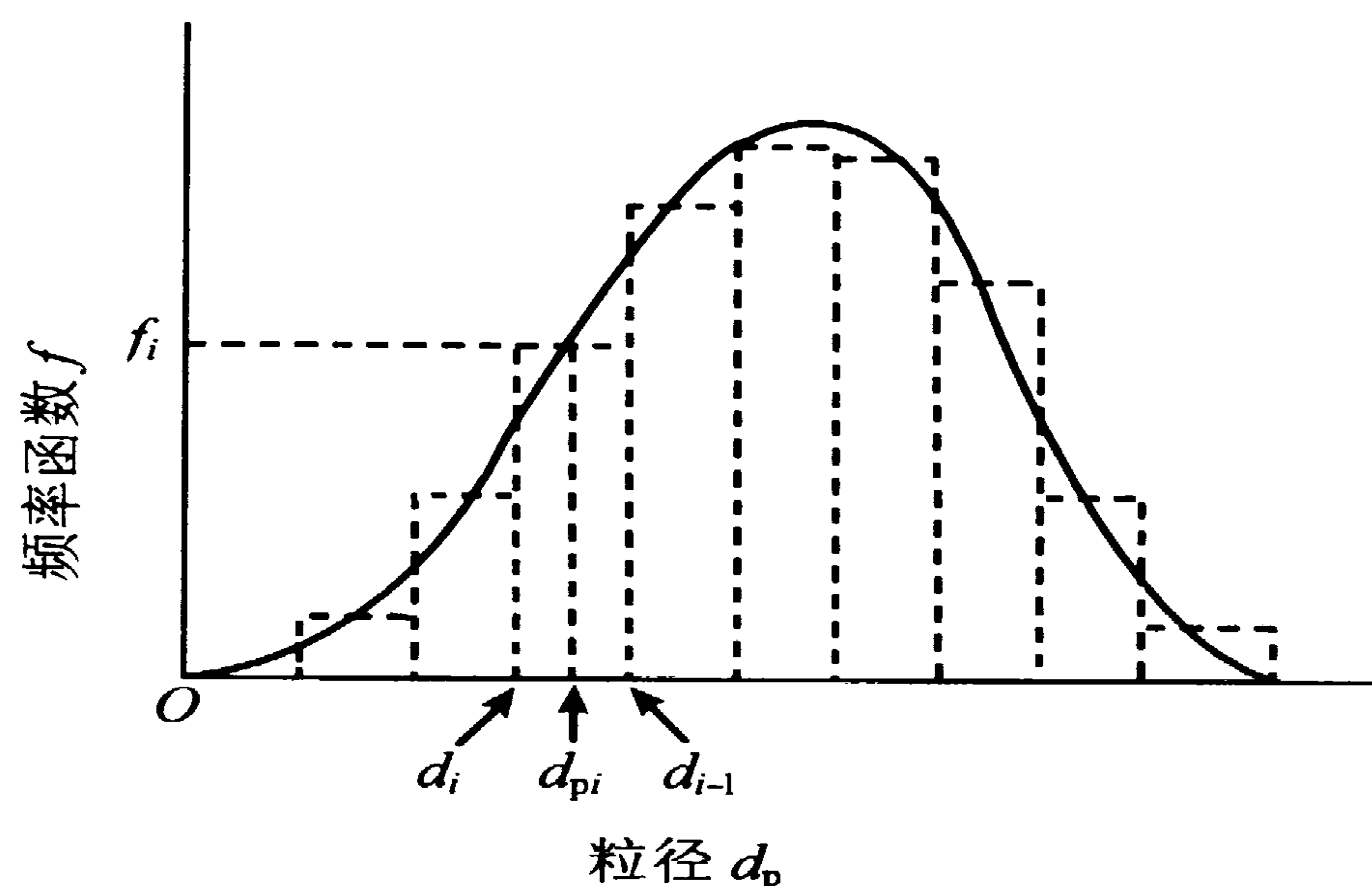


图 4-2 频率函数曲线

如果 d_{i-1} 与 d_i 相差不大, 可以把该范围内颗粒视为具有相同直径的均匀颗粒, 并取

$$d_{pi} = \frac{(d_{i-1} + d_i)}{2} \quad (4-13)$$

如果相邻两号筛孔直径无限接近, 则矩形数目无限增多, 每个矩形的面积无限缩小并趋近一条直线。将这些直线的顶点连接起来, 可得到一条光滑的曲线, 称为频率函数曲线。曲线上任一点的纵坐标 f_i 称为粒径为 d_{pi} 的颗粒的频率函数。

比较分布函数和频率函数的定义, 不难看出两者之间的关系为:

$$f_i = \left. \frac{dF}{d(d_p)} \right|_{d_p = d_{pi}} \quad (4-14)$$

或

$$F_i = \int_0^{d_{pi}} f d(d_p) \quad (4-15)$$

频率函数曲线有两个重要特性: ①在一定粒度范围内的颗粒占全部颗粒的质量分率等于该粒度范围内频率函数曲线的面积; 原则上, 粒度为某一定值的颗粒的质量分率为零。②频率函数曲线下的全部面积等于 1。

颗粒群的平均直径 (average diameter) 任何颗粒群均具有某种粒度分布。为简便, 希望用某个平均值或当量值来代替, 但任何一个平均值都不能全面代替一个分布函数, 而只能在某个侧面与原分布函数等效。只有在充分认识了过程的规律后, 才可能对选用何种平均值做出正确的决定。

因而必须考察流体在颗粒层内流动的特点。在本节所研究的范围内, 固体颗粒尺寸较小, 流体在颗粒层内的流动是极其缓慢的爬流, 无边界层分离现象发

生。这样，流动阻力主要由颗粒层内固体表面积的大小决定，而颗粒的形状并不重要。故应以比表面积相等作为准则，确定实际颗粒的平均直径。

设有一批大小不等的球形颗粒，其总质量为 m ，颗粒密度为 ρ_p 。经筛分分析得，相邻两号筛之间的颗粒质量为 m_i ，其直径为 d_{pi} 。根据比表面积相等的原则，由式 (4-3) 可得颗粒群的平均直径为

$$\frac{1}{d_m} = \sum \left(\frac{1}{d_{pi}} \right) \left(\frac{m_i}{m} \right) = \sum \frac{x_i}{d_{pi}} \quad (4-16)$$

或

$$d_m = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (4-17)$$

式中 x_i 为颗粒的质量分率。

上式对非球形颗粒仍然适用，由式 (4-8) 可知，只需以 $(\varphi_s d_e)_i$ 代替式中的 d_{pi} 即可。

1.1.3 床层特性

(1) 床层的空隙率 ϵ (porosity of bed)

众多颗粒按某种方式堆积成固定床时，床层中颗粒堆积的疏密程度可用空隙率表示。

空隙率 (porosity) 是指填料间自由空隙占总床层体积的分数。

$$\epsilon = \frac{\text{床层空隙体积}}{\text{床层总体积}} = \frac{\text{床层体积} - \text{颗粒所占体积}}{\text{床层总体积}}$$

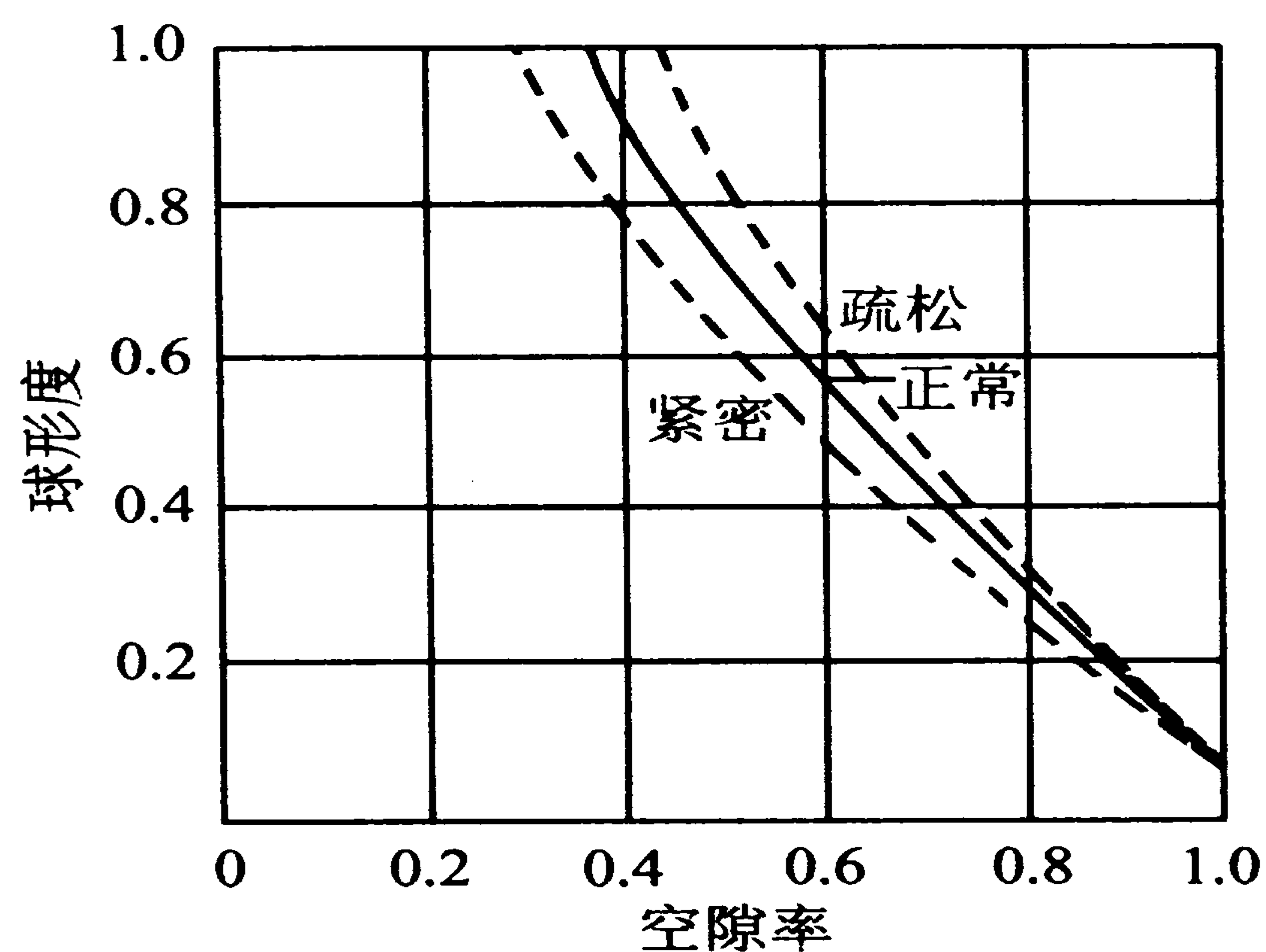


图 4-3 不同填充方式对空隙率的影响

床层的空隙率 ϵ 除了受颗粒形状、粒度分布的影响外，还与颗粒填充方法 (packing methods) 有关，如图 4-3 所示，震动下填充时得最小空隙率，在水中填充，再将水沥干 (湿法充填) 时可得较大的空隙率，即疏松的堆积。但即使同样的颗粒进行重复的充填，每次所得的空隙率未必相同。由于床层空隙率对流体阻力有显著的影响，故在设计时应尽可能预计到实际充填时可能获得的空隙率或空隙率可能有的波动范围。

一般乱堆床层的空隙率大致在 0.47~0.7 之间。

(2) 床层的各向同性 工业上的小颗粒床层通常是乱堆的。若颗粒是非球

形，各颗粒的定向应是随机的，从而可以认为床层是各向同性的。

各向同性的一个重要特点：床层横截面上可供流体通过的空隙面积（即自由截面）与床层截面之比在数值上等于空隙率 ϵ 。

实际上，壁面附近的空隙率总是大于床层内部。因阻力较小，流体在近壁处的流速必大于床层内部，这种现象称为壁效应（wall effect）。对于直径 D 较大的床层，近壁区所占的比例较小，壁效应的影响可忽略，如圆筒形床层的直径为颗粒直径的 10~20 倍以上，壁效应可以忽略；而当床层直径与颗粒直径之比 $\frac{D}{d_p}$ 较小时，壁效应的影响则必须考虑。

(3) 床层的比表面（specific surface of bed） 单位床层体积（不是颗粒体积）具有的颗粒表面积称为床层的比表面 a_B 。如果忽略因颗粒相互接触而使裸露的颗粒表面减少，则 a_B 与颗粒的比表面 a 之间有如下关系：

$$a_B = a (1 - \epsilon) \quad (4-18)$$

床层通道特性 固体颗粒堆积所形成的孔道的形状是不规则的、细小曲折的。许多研究者将孔道视作流道，并将其简化成长度为 L_e 的一组平行细管，并规定：①细管的内表面积等于床层颗粒的全部表面；②细管的全部流动等于颗粒床层的空隙容积。则这些虚拟细管的当量直径 d_e 为：

$$d_e = \frac{4 \times \text{流道的截面积}}{\text{流体流动湿润的周边}}$$

则

$$d_e \propto \frac{\text{流道截面积}}{\text{湿润的周边}} = \frac{\text{流道截面积} \times \text{流道长度}}{\text{湿润的周边} \times \text{流道长度}} = \frac{\text{流道容积}}{\text{流道表面积}} = \frac{\epsilon}{(1 - \epsilon) a}$$

对球形颗粒而言，球形颗粒的直径为 d_p ，体积为 $\pi \frac{d_p^3}{6}$ ，表面积为 πd_p^2 。若床层的高度为 L ，圆形床层的直径为 D ，固体颗粒床层的体积即为 $\pi \frac{D^2 L}{4}$ ；若床层的空隙率为 ϵ ，则床层中球形颗粒的个数为：

$$n = \frac{\pi \frac{D^2 L}{4} (1 - \epsilon)}{\pi \frac{d_p^3}{6}}$$

这些球形颗粒所具有的总表面积为：

$$A = \frac{\pi \frac{D^2 L (1-\epsilon)}{4}}{\pi \frac{d_p^3}{6}} \cdot \pi d_p^2 = \frac{6\pi D^2 L (1-\epsilon)}{4d_p}$$

由此求得球形颗粒床层的流体流动孔道的当量直径为：

$$\begin{aligned} d_e &= \frac{4 \times \text{流体流动的截面积}}{\text{流体流动湿润的周边}} \times \frac{L_e}{L_e} = \frac{4 \times \text{床层的自由空间}}{\text{床层中颗粒的表面积}} \\ &= \frac{4\pi D^2 L \epsilon}{6\pi D^2 L (1-\epsilon)} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\epsilon d_p}{(1-\epsilon)} \end{aligned} \quad (4-19)$$

将式 (4-3) 代入上式，又有：

$$d_e = \frac{4\epsilon}{(1-\epsilon) a} \quad (4-20)$$

可见，影响床层通道特性的因素与床层颗粒的特性有关，颗粒的粒度愈小则所形成的通道数目愈多，通道截面积也愈小，粒度分布愈不均匀和表面愈粗糙的颗粒所形成的通道就愈不规则，计算流体流动时应折算成当量直径（也称为水力直径）。

1.2 流体绕球形颗粒的流动

1.2.1 流体绕颗粒的流动状态

设固体颗粒为球形颗粒，若流体为理想流体时，流体内的流线（指这样的曲线，其每一点处的切线方向即为流体的速度方向）如图 4-4 (1) 所示，A、B 两点的流体处于静止，流速为零，此点称为滞点；而 C、D 两点的流速则为最大。当流体为不可压缩流体时，球表面上各点的动能和静压能之和为一常数。因此，在 A、B 点处，动能为零，静压能最大；在 C、D 点处，动能最大，静压能最小。由于流体无内摩擦力，所以没有摩擦损失。上、下游的流线是完全对称的。

若流体为有粘性的实际流体时，由于粘性的存在，流体在球面附近形成边界层，其厚度随离前缘距离的增加而增加。流体受到阻力，产生了阻力损失，阻力损失的大小与流速有关。①如果流体的流速较低，则边界层为滞流边界层 (laminar boundary layer)，此时上、下游的流线仍是对称的，与理想流体流动的不同点仅在于粘性阻力 (viscosity resistance) 的存在。②如果流体的流速较高，在前半周，情况仍与①类似，但在后半周，会产生边界层的分离，如图 4-4

(2)。边界层分离时，在球体背后形成漩涡，导致能量损失，这一阻力称为形体阻力 (form resistance)。总的阻力为粘性阻力与形体阻力之和，称为局部阻力 (partial resistance)。形体阻力在局部阻力中常占较大比例。③如果流体的流速极高，则边界层内的流动状态在边界层分离现象发生之前已变为湍流，此时产生边界层分离的可能性反而不大。

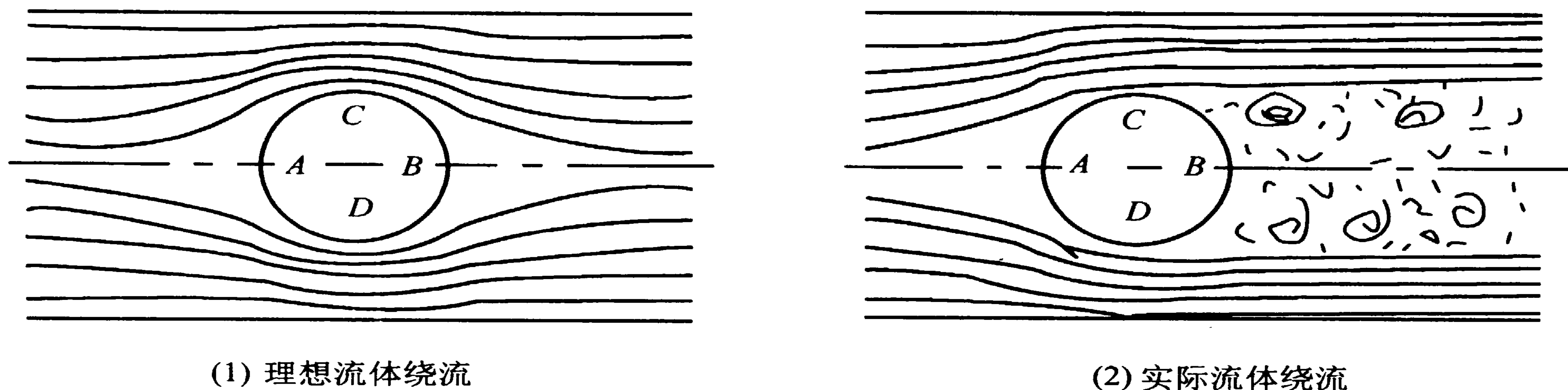


图 4-4 流体绕球形颗粒的流动

1.2.2 流体绕颗粒流动时的作用力

流体与固体颗粒之间的相对运动可以细分为三种情况：①固体颗粒静止，流体作绕流；②流体静止，颗粒作沉降运动；③两者都运动但保持移动的相对速度。但就流体对颗粒的作用力 (称为曳力，即流体受到的阻力的反作用力) 来讲，只要相对运动的速度相同，上述三种情形并无本质区别。因此，下面仅讨论第一种情形。

当流体以均匀速度 u 绕过某静止固体颗粒时，因相对运动而作用于颗粒上的曳力 (drag force) 可分为两类 (图 4-5)。一类是剪力在流动方向上的分力总和，称为表面曳力 (surface drag force)，若用符号 F_S 表示，则 $F_S = \oint_A \tau_w dA \sin \alpha$ ；另一类为全部表面压力在流动方向上的分压的总和，称为形体曳力 (form drag force)，若用符号 F_F 表示，则 $F_F = \oint_A p dA \cos \alpha$ 。

注意，此形体曳力并不包括浮力。因为当无相对运动时，没有形体曳力，但尚有浮力作用在颗粒上。

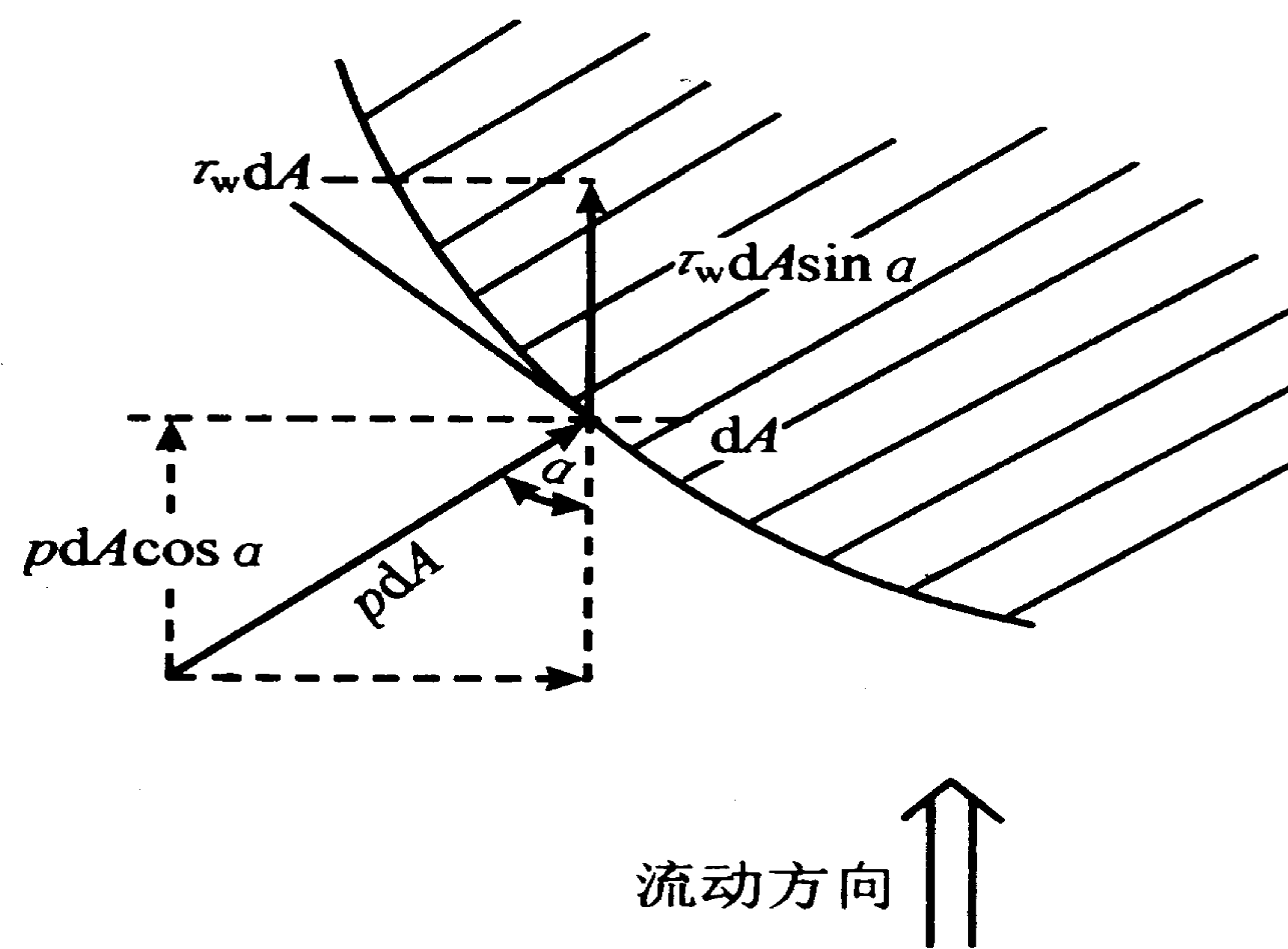


图 4-5 颗粒表面上的曳力

因而流体对固体颗粒绕流时，在流动方向上对颗粒施加的总曳力，等于表面曳力与形体曳力之和。其值与流体密度 ρ 、粘度 μ 、流体的流速 u 有关，而且受颗粒形状与定向的影响。至今，只有几何形状简单的少数例子可获得曳力的理论计算式。例如，粘性流体对球形颗粒的低速绕流 [也称爬流 (creeping flow)] 总曳力的理论公式为：

$$F_D = 3\pi\mu d_p u \quad (4-21)$$

式中： F_D 为总曳力，N； d_p 为颗粒直径，m。

式 (4-21) 称斯托克斯 (Stokes) 定律。当流速较高时，此定律并不成立。对其他形状的颗粒，在广泛的流动条件下，总曳力的值尚须通过实验确定。

对于速度范围很大的实验数据，仿照管内流动的方法处理，可得出流体作用于颗粒的力为：

$$F_D = \xi A_p \frac{\rho u^2}{2} \quad (4-22)$$

式中： A_p 为颗粒在流体流动方向上的投影面积 (projected area)， m^2 (应取颗粒的最大投影面积)； ρ 为流体密度 (fluid density)， kg/m^3 ； ξ 为曳力系数 (drag coefficient)，无因次，与计算管内流动局部阻力时的阻力系数相当。

实验证明， ξ 是修正雷诺数 (也称为颗粒雷诺数) 的函数，即：

$$\xi = f(Re_p)$$

修正雷诺数的定义为：

$$Re_p = \frac{d_p u \rho}{\mu} \quad (4-23)$$

注意：此式中 d_p 为颗粒直径 (对非球形颗粒而言，则取等体积球形颗粒的当量直径)， μ 、 ρ 为流体的物性。

$\xi - Re_p$ 间的关系，经实验测定如图 4-6 所示，图中球形颗粒 ($\varphi_s = 1$) 的曲线，在不同雷诺数范围内可用公式表示如下：

(1) 滞流区 ($Re_p < 1$)

$$\xi = \frac{24}{Re_p} \quad (4-24)$$

(2) 过渡区 ($1 < Re_p < 500$)

$$\xi = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \quad (4-25)$$

(3) 湍流区 ($500 < Re_p < 2 \times 10^5$)

$$\xi = 0.44 \quad (4-26)$$

(4) 边界层内为湍流区 ($Re_p > 2 \times 10^5$)

$$\xi = 0.1 \quad (4-27)$$

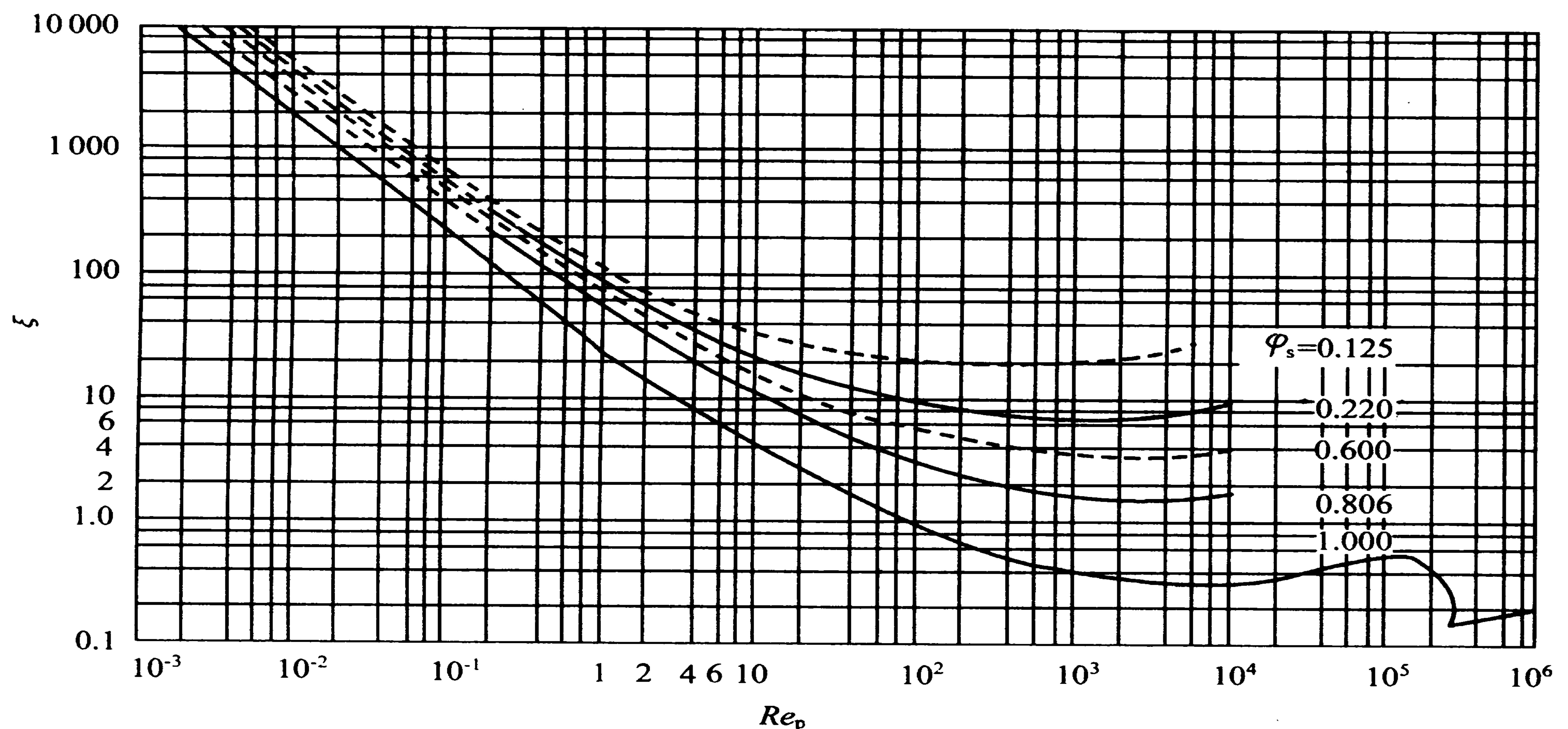


图 4-6 流体绕固体颗粒流动时 $\xi - Re_p$ 关系

在滞流区，以 $\xi = \frac{24}{Re_p}$ 代入式 (4-22) 中，即得式 (4-21)，与斯托克斯的理论解完全一致，故滞流区又叫斯托克斯定律区，此区内曳力与速度成正比。

由上可知，流体对颗粒的作用力随颗粒的形状、流体的性质和速度不同而异，从而也将造成其流动状态有所不同。

1.3 流体通过颗粒床层的流动

食品工业中，最常见的流体通过颗粒床层的流动操作有：

(1) 流体(如淀粉溶液等)通过固定床反应器进行固定化酶反应,此时组成固定床的颗粒表面载有酶制剂。

(2) 悬浮液(如果汁、蔬菜汁及葡萄糖和味精生产中的含晶液体等)的过滤此时可将由悬浮液中所含的固体颗粒形成的滤饼看做固定床,滤液通过颗粒之间的空隙流动。

下面将着重讨论流体通过固定床的流动规律,主要是流体通过固定床的压降。

1.3.1 流体通过颗粒床层的流动状态

流体通过固体颗粒床层时,如前所述,颗粒层内的流体通道是由大量尺寸不等、形状不规则的固体颗粒随机堆积而成,具有复杂的网状结构,故流动情况比通过空管流动时复杂,流体在床层内的流速分布是不均匀的。

流体在床层内的流动不如在空管中流畅,流动中所产生的旋涡数目要比在直径与床层相等的空管中流动时多很多。这是由于床层通道的不规则性以及通道特性的变化,使旋涡运动的范围受到床层空间的限制,因而不断改变旋涡的方向所造成。同时流体在固定床层的死角处往往处于静止状态,加之流体的流速分布不均匀。因此,流体在固定床内的流动状态由层流转为湍流时是一个逐渐过渡的过程,不像在空管中流动时有明显的分界线,固定床内常常会呈现某一部分流体的流动可能处于层流状态,但另一部分区域则已处于湍流状态。

1.3.2 流体通过颗粒床层的压降

流体通过颗粒床层孔道,即通道流动时,通常认为,形成阻力的曳力是由两方面引起的:①粘滞力(viscous drag force),是流体流过孔道时因颗粒表面黏附流体所形成流体与流体间的摩擦力,与流体的流速成正比;②惯性曳力(inertia drag force),由流动的流体冲击颗粒形成涡流的尾涡所引起的流体压头损耗,与流体的流速的平方(相当于流体的动压头)成正比。总阻力 F_R 为两者之总和:

$$F_R = k_1 \frac{\mu u}{d} + k_2 \rho u^2$$

并且总阻力大小体现为流体压降的大小,又因为曳力与阻力互为作用力和反作用力,故床层的压降 $-\Delta p$ 可以用来取代总曳力 F_D 。但由于流体通过固体颗粒的床层时,流动情况比通过空管流动时复杂得多。要用理论计算流体通过曲折、相互交联、截面大小和形状不规则的孔道时因阻力造成的压降是很困难的,必须在简化的基础上,依靠实验来解决。规定:

①圆筒形床层的直径为颗粒直径的 10~20 倍以上, 在这个条件下壁效应可以忽略。

②固体颗粒在床层中的堆积是均匀的, 因而床层的空隙率也是均匀的。

③固体颗粒是致密的, 流体通过颗粒与颗粒及颗粒与器壁的孔道流动, 不包括流体通过颗粒本身的毛细管孔隙的扩散运动。

则由前述床层通道特性可知, 流体通过具有复杂几何边界的床层压降等同于流体通过一组当量直径为 d_e , 长度为 L_e 的均匀圆管 (即毛细管) 的压降。故有

$$h_f = \frac{\Delta p}{\rho} = \lambda \frac{L_e}{d_e} \frac{u_e^2}{2} \quad (4-28)$$

若以 u 表示流体的空管流速, 即换算成塔内没有填充物时的流速, 由于流体只通过床层中的空隙孔道, 所以通过床层孔道的实际流速 u_e 为:

$$u_e = \frac{u}{\epsilon} \quad (4-29)$$

细管长度 L_e 尽管与实际床层高度 L 不等, 但可认为 L_e 与 L 成正比, 即 $\frac{L_e}{L} =$ 常数, 并将其并入摩擦系数 λ' 中, 于是将式(4-20)、式(4-29)代入式(4-28)得:

$$\Delta p = \lambda' \cdot \frac{a}{\epsilon^3} (1-\epsilon) \cdot L \rho u^2 \quad (4-30)$$

该式即为流体通过固定床压降的数学模型, 其中包括一个未知的待定系数 λ' 。 λ' 称为模型参数 (model parameter), 就其物理含义而言, 可称为固定床的流动摩擦系数 (flow friction coefficient)。

$$\text{式中: } \lambda' = \frac{\lambda}{8} \frac{L_e}{L}$$

该模型的有效性必须经过实验检验, 其中的模型参数 λ' 也必须由实验测定。康采尼 (Kozeny) 对此进行了实验研究, 发现,

$$\lambda' = \frac{K'}{(Re)_e} \quad (4-31)$$

式中: K' 称为康采尼常数, 其值为 5.0; $(Re)_e$ 称为床层雷诺数, 由下式定义:

$$(Re)_e = \frac{d_e u_e \rho}{4\mu} = \frac{2}{3(1-\epsilon)} \cdot \frac{d_p u \rho}{4\mu} = \frac{Re_p}{6(1-\epsilon)} = \frac{u \rho}{a(1-\epsilon)\mu} \quad (4-32)$$

将式 (4-31) 和 (4-32) 代入 (4-30) 得

$$\Delta p = K' \frac{a^2 (1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \mu L u \quad (4-33)$$

此式称为康采尼方程，它仅适用于低雷诺数范围 $[(Re)_e < 2]$ 。

欧根 (Ergun) 在较宽的 $(Re)_e$ 范围内研究了 λ' 与 $(Re)_e$ 的关系，获得如下的关联式

$$\lambda' = \frac{4.17}{(Re)_e} + 0.29 \quad (4-34)$$

此时的 λ' 为流体通过颗粒床层的阻力系数，是雷诺数的函数，相当于流体通过圆管流动时的阻力系数，即摩擦系数 λ 。

将式 (4-34) 代入 (4-30) 得：

$$\Delta p = 4.17 \frac{a^2 (1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \mu L u + 0.29 \frac{a (1-\epsilon)}{\epsilon^3} L \rho u^2 \quad (4-35)$$

$$\text{或} \quad \Delta p = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3 d_p^2} \mu L u + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 d_p} L \rho u^2 \quad (4-36)$$

对非球形颗粒，以 $\varphi_s d_e$ 代替上式中的 d_p 。

式 (4-35)、式 (4-36) 称为欧根方程，其实验范围为 $(Re)_e = 0.17 - 420$ 。当 $(Re)_e < 3$ 时，等式右方第二项可略去，简化为滞流公式，此时粘滞力起主导作用，流体呈滞流状态；当 $(Re)_e > 100$ 时，右方第一项可略去，简化为湍流公式，此时惯性力起主导作用，流体呈湍流状态。由此可知，流体流经固体床层时的流动形态也由雷诺数 $[(Re)_e]$ 来确定。

一般情况下，对小颗粒所组成的床层，流体流过时常呈滞流状态；而对大颗粒组成的床层，在流体流速较高时，流动形态成为湍流。

欧根方程的误差约为 $\pm 25\%$ ，且不适用于细长物体及环状填料。

由康采尼或欧根公式可知，床层压降受以下因素的影响：操作变量 u 、流体物性 μ 和 ρ 以及床层特性 ϵ 和 a ，其中受 ϵ 的影响最大。因此，设计计算时空隙率 ϵ 的选取应相当慎重。

2 颗粒在流体中的流动

固体颗粒在流体中的运动，比较常见的是固体颗粒在流体中的沉降

(sedimentation)。它是非均相固体物料分级 (sizing) (沉降时因颗粒大小不同而分级) 和分类 (classification/sorting) (沉降时因颗粒密度不同而分类)、悬浮液的液固分离 [包括离心分离 (centrifugal separation)]、气固物系的分离 [包括旋风分离 (cyclone separation)], 以及流化输送的基础。固体颗粒在流体中的沉降 (固体颗粒运动而流体静止或相对静止) 与流体通过固体颗粒床层 (流体运动而固体颗粒静止) 间有很多相似之处, 但前者更为复杂, 因为固体颗粒运动时发生旋转, 其轨迹呈螺旋式或不规则形式。

以下讨论最典型的情况: 单个圆球颗粒在流体中的自由沉降 (free settling), 即圆球颗粒在流体中垂直沉降 (没有螺旋或摆摇), 其位置距壁面超过 10 倍颗粒直径 (没有壁效应)。

固体颗粒沉降时, 起重要作用的特征数仍是雷诺数。

2.1 固体颗粒沉降过程的作用力

静止或流速很慢的流体中, 固体颗粒在重力 (或离心力) 作用下将沿重力方向 (或离心力方向) 作沉降运动。此时颗粒受到以下三方面的作用力:

(1) 场力 F

$$\text{重力场 } F_g = mg \quad (4-37)$$

$$\text{离心力场 } F_c = mr \omega^2 \quad (4-38)$$

式中: r 为颗粒作圆周运动的旋转半径; ω 为颗粒的旋转角速度; m 为颗粒的质量, 对球形颗粒 $m = \frac{\pi d_p^3 \rho_p}{6}$ 。

(2) 浮力 F_b 颗粒在流体中所受的浮力在数值上等于同体积流体在力场所受到的场力。

设流体的密度为 ρ , 则有

$$\text{重力场 } F_b = \frac{gm\rho}{\rho_p} \quad (4-39)$$

$$\text{离心力场 } F_b = \frac{r\omega^2 m\rho}{\rho_p} \quad (4-40)$$

(3) 曳力 F_D (即固体颗粒在流体中相对运动时所产生的阻力)

$$F_D = \xi A_p \frac{\rho u^2}{2} \quad (4-41)$$

式中除 u 为颗粒相对于流体的运动速度外, 其他与式 (4-22) 一样。

2.2 固体颗粒的沉降形态

固体颗粒在流体中沉降时也有两种沉降形态: 滞流和湍流。若圆球颗粒直径不大并以极慢的速度(如颗粒与流体的相对密度相差较小时)在流体中沉降时, 流体成为一层一层地绕过物体[图 4-7(a)], 类似于图 4-4(1), 颗粒受到的阻力主要是黏附在颗粒表面的流体膜与流体间因粘度所产生的摩擦力, 这种沉降状态称为滞流沉降。同流体在圆管内的滞流流动一样, 流动阻力主要由流体间的剪应力所引起。当固体的沉降速度较大时, 圆球颗粒背部出现尾迹, 尾迹的生成是由于圆球接触边界层因相对速度较大而从球面脱开, 滞流状态遭到破坏, 流体质点在圆球颗粒后方形形成漩涡。漩涡的产生使颗粒前后流体的压力不同, 增大颗粒沉降的阻力。当沉降速度大到某一程度, 球体后面和周围形成大量漩涡, 流动形态成为湍流[图 4-7(b)]。湍流时球体所受的阻力主要已不取决于流体的粘度, 而是漩涡和扰动。

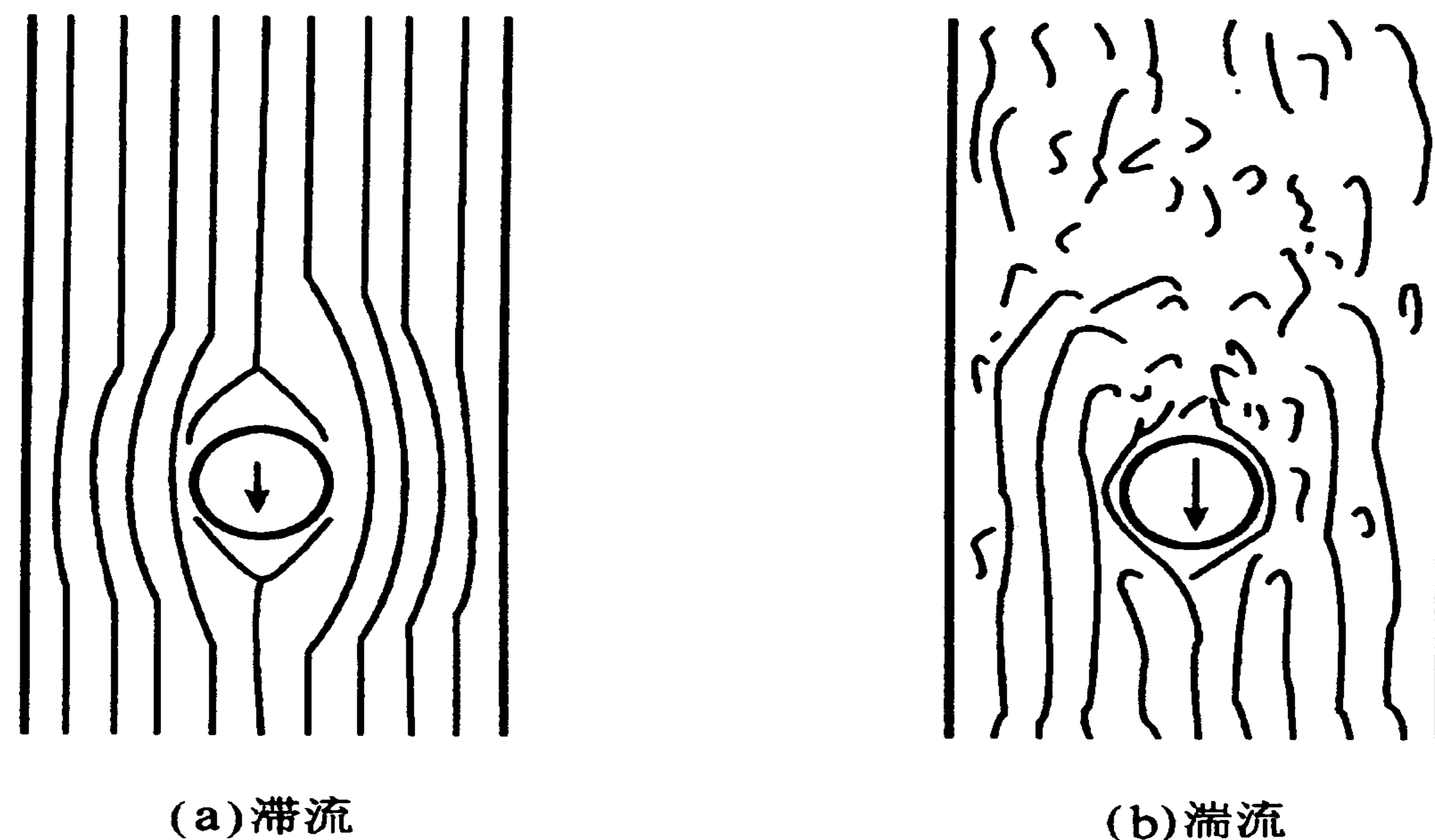


图 4-7 圆球的沉降形态

沉降的雷诺数 Re_t , 衡量固体颗粒沉降的流动形态的依据也是雷诺数:

$$Re_t = \frac{d_p u \rho}{\mu} \quad (4-42a)$$

该式等号的右边与式(4-23)的右边的完全相同, 只是该式中 u 为颗粒的沉降速度, 而在式(4-23)中, u 为流体的流速。若用 u_t 表示颗粒的沉降速度, 则上式可写成

$$Re_t = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} \quad (4-42b)$$

同理，用雷诺数判别沉降的流动形态时，对于球形颗粒的沉降，当 $Re_t < 1$ 时，属于滞流；当 $Re_t > 500$ 时，为明显而稳定的湍流；当 $1 < Re_t < 500$ 时，为过渡形态。

2.3 固体颗粒的沉降速度

2.3.1 颗粒的自由沉降速度

以下讨论重力作用下颗粒在静止流体的沉降运动。当沉降运动是在离心力作用下发生时，只需以离心加速度 $r\omega^2$ 代替式中的重力加速度 g 即可。

根据牛顿第二定律可得

$$F - F_b - F_D = m \frac{du}{d\tau}$$

或
$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} g - \frac{\xi A_p}{2m} \rho u^2$$

对球形颗粒，可得

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} g - \frac{3\xi}{4 d_p \rho_p} \rho u^2 \quad (4-43)$$

设颗粒的初速度为零，在沉降开始阶段，颗粒与流体的相对速度尚小，流体对颗粒的阻力也小，颗粒将产生加速度，为加速沉降阶段（accelerating settling stage）。随着下降速度的不断增加，式（4-43）右侧第二项（流体对颗粒的阻力）也随之增大，乃至运动产生的阻力与颗粒的净重力（重力与浮力之差）相等时，三力达到平衡，加速度为零，此时固体颗粒下降速度就保持不变，为等速沉降阶段（uniform settling stage）。该匀速沉降速度称为颗粒的沉降速度（settling/falling velocity）或终端速度（terminal velocity），以 u_t 表示。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。

对球形颗粒，当加速度为零时，由式（4-43）可得

$$u_t = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)g}{3\xi\rho}} \quad (4-44)$$

该式为沉降速度的计算式。由于该式的推导限于自由沉降（free settling），即，

任一颗粒的沉降不受流体中其他颗粒干扰，故应用该式时应具备两个条件：①容器的尺寸要远远大于颗粒的尺寸，因器壁会对颗粒的沉降有阻滞作用；②颗粒不可过分细微，因细微颗粒易发生布朗运动。

沉降速度的计算：

(1) 试差法 在不同的 Re_t 范围内， ξ 也可用式 (4-24) 至式 (4-26) 表示。将这些式子逐个代入式 (4-44)，即可得到与之对应的沉降速度计算公式：

滞流区 (Re_p 或 $Re_t < 1$):

$$u_t = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (4-45)$$

此式称为斯托克斯 (Stokes) 公式，说明了粘性阻力占主要地位。

过渡区 [$1 \leq Re_p$ (或 $Re_t) \leq 500$]:

$$u_t = 0.154 \left[\frac{d_p^{1.6}(\rho_p - \rho)g}{\rho^{0.4}\mu^{0.6}} \right]^{\frac{5}{7}} \quad (4-46)$$

此式称为阿仑 (Allen) 公式，说明了粘性阻力与形体阻力都起作用。

湍流区 [$500 < Re_p$ (或 $Re_t) < 2 \times 10^5$]:

$$u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p(\rho_p - \rho)g}{\rho}} \quad (4-47)$$

此式称为牛顿 (Newton) 公式，说明了形体阻力起主要作用。

应用以上公式时，先假设流动区，然后再进行校核，即由假定的公式求出沉降速度 u_t ，再由 u_t 算出 Re_t ，并校核其值是否在假定区。

沉降操作涉及的颗粒直径都较小， Re_t 常在 0.3 以内，故式 (4-45) 最常用。

(2) 图解法 (即摩擦因数群法)

将式 (4-44) 和 Re_t 的计算式分别开方，得

$$u_t^2 = \frac{4d_p(\rho_p - \rho)g}{3\xi\rho} \quad (4-48)$$

$$Re_t^2 = \frac{d_p^2 u_t^2 \rho^2}{\mu^2} \quad (4-49)$$

并将两式相乘，可得下式：

$$\xi = \frac{4d_p(\rho_p - \rho)g}{3\rho u_t^2} = \frac{4d_p^3 \rho(\rho_p - \rho)g}{3\mu^2} \cdot \frac{1}{Re_t^2} = \frac{\text{常数}}{Re_t^2}$$

即：
$$\xi Re_t^2 = \frac{4d_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{3\mu^2} = \text{常数} \quad (4-50a)$$

将式 (4-48) 除以 Re_t 的计算式，可得：

$$\xi Re_t^{-1} = \frac{4\mu (\rho_p - \rho) g}{3\rho^2 u_t^3} = \text{常数} \quad (4-50b)$$

由式 (4-50a) 和 (4-50b) 可绘出 $\xi Re_t^2 - Re_t$ 和 $\xi Re_t^{-1} - Re_t$ 的关系曲线图 (图 4-8)。

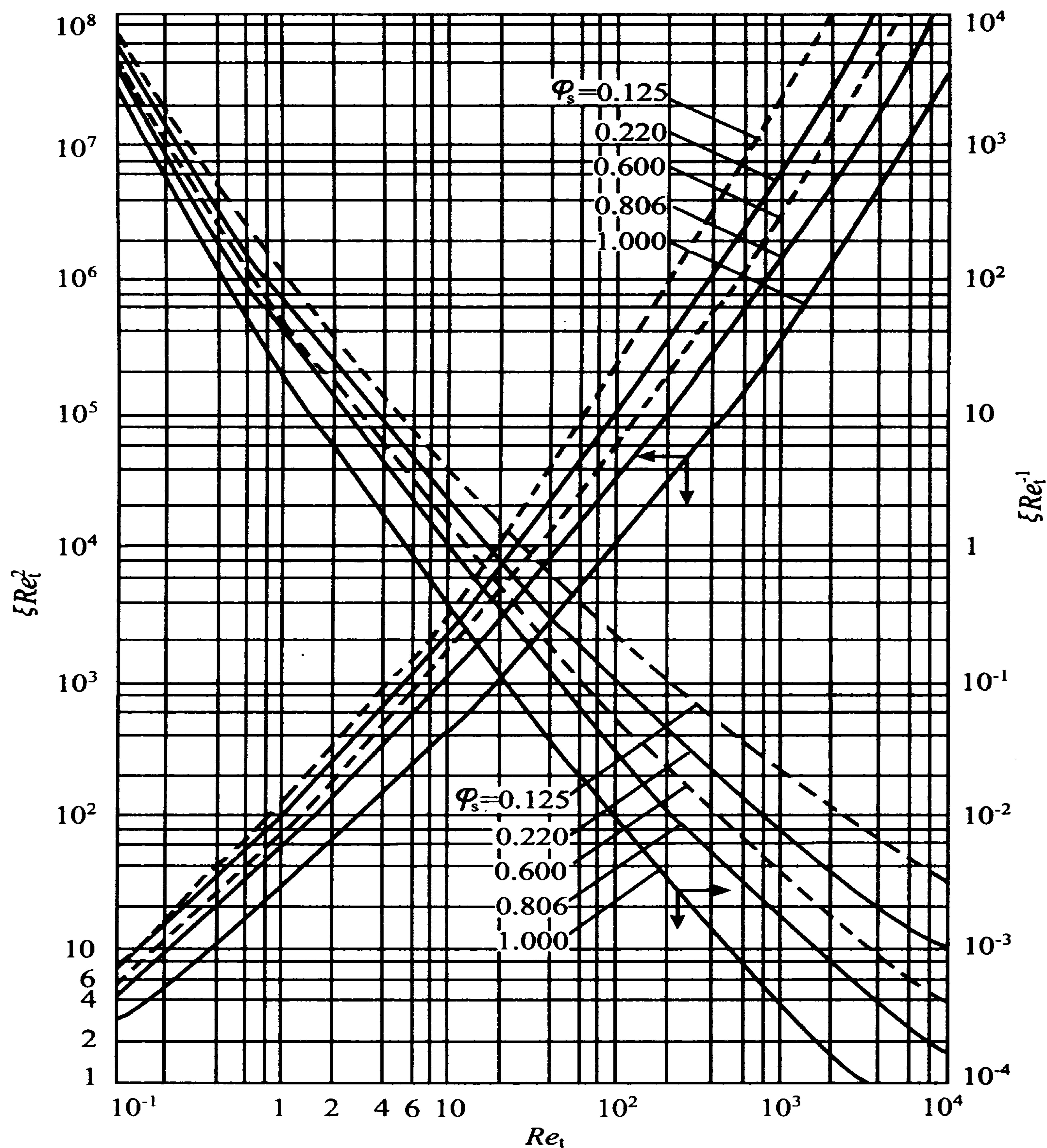


图 4-8 $\xi Re_t^2 - Re_t$ 和 $\xi Re_t^{-1} - Re_t$ 的关系曲线

已知 d_p 时, 由 ξRe_t^2 的值可在图 4-8 上标成水平直线, 由直线与原曲线交点的 Re_t 值, 即可计算出沉降速度 u_t ; 同理, 已知 u_t 时, 由 ξRe_t^{-1} 可查得 Re_t , 即可求得颗粒直径 d_p 。

[例 4-1] 玉米淀粉水悬浮液在 20 °C 时, 颗粒的直径为 6~21 μm , 其平均值为 15 μm , 求沉降速度。假定吸水后淀粉颗粒的相对密度为 1.02。

解: 水在 20 °C 时, $\mu = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $\rho_p = 1\,020 \text{ kg/m}^3$ 。假定在滞流区沉降, 则按斯托克斯公式:

$$u_t = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} = \frac{(15 \times 10^{-6})^2 \times (1\,020 - 1\,000) \times 9.81}{18 \times 10^{-3}} = 2.45 \times 10^{-6} \text{ (m/s)}$$

$$Re_p = \frac{15 \times 10^{-6} \times 2.45 \times 10^{-6} \times 1\,000}{10^{-3}} = 3.68 \times 10^{-5} < 1$$

由计算结果可见, 假设成立。

[例 4-2] 一直径为 15 μm , 相对密度为 0.9 的油滴, 在 21 °C, 0.1 MPa 的空气中沉降分离。若沉降时间为 2 min, 试求该油滴沉降分离的高度。

解: 依题意先求出空气的密度和粘度

$$\rho = \frac{29}{22.4} \times \frac{273}{273 + 21} = 1.20 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

查附录, $\mu = 1.8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

假定沉降满足斯托克斯公式:

$$u_t = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} = \frac{(1.5 \times 10^{-5})^2 \times 9.81 \times (900 - 1.2)}{18(1.8 \times 10^{-5})} = 6.12 \times 10^{-3} \text{ (m/s)}$$

$$\text{校核: } Re_t = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{1.5 \times 10^{-5} \times 6.12 \times 10^{-3} \times 1.2}{1.8 \times 10^{-5}} = 6.12 \times 10^{-3} < 1$$

故假设成立。

因油滴粒径小, 油滴的沉降速度可在很短时间内达到端速, 并以端速作等速沉降, 则

$$\frac{dH}{d\tau} = u_t$$

$$\therefore H = \int_0^{120} u_t d\tau = 6.12 \times 10^{-3} \times 120 = 0.734 \text{ (m)}$$

影响沉降速度的因素 由于绝大多数的沉降是在滞流区进行的，故按斯托克斯公式式(4-45)可对影响沉降速度的因素作如下分析：

(1) 颗粒直径 沉降速度与粒径的平方成正比。说明粒径越大，沉降越快，反之，则越慢。食品生产中常利用这点，如牛奶和果汁的均质处理，可使颗粒或液滴微粒化而沉降慢；反之，若为使胶体食品迅速澄清，可想法增大颗粒直径，提高沉降速度。

(2) 分散介质粘度 沉降速度与介质的粘度成反比。食品中有些难于用沉降分离的，主要是因为粘度过大。这样可用加酶制剂和加热方法来减低粘度，以达快速沉降，但加热易产生干扰沉降。

(3) 两相密度差 沉降速度与两相密度差成正比，但在一定悬浮液的沉降分离中，该数值很难改变。

2.3.2 实际沉降速度 u'_t

上述沉降速度的计算中，颗粒为球形，且未考虑器壁和其他颗粒对沉降速度的影响。在实际沉降过程中，应考虑这些因素对沉降速度作修正。

(1) 颗粒形状的影响 工业生产中的粒子都是不规则的。如前所述，颗粒形状与球形间的差异程度可用形状系数，即球形度 φ_s 表征。在图 4-6 中有不同形状系数的粒子所对应的曲线。在计算 Re_t 时， d_p 应用体积等效当量直径 d_{ev} 代替。 d_{ev} 按式(4-4)计算。

一般， φ_s 愈小，在同一 Re_t 下 ξ 值就愈大。换言之，非球形粒子的沉降速度低于球形粒子的。

也可将当量直径作为非球形粒子的直径，按球形粒子的计算方法求得沉降速度后再乘以一校正系数 λ_p ，即

$$u'_t = \lambda_p u_t \quad (4-51)$$

λ_p 的值可参考如下数值：

颗粒形状	圆形	筒形	细长形	薄片状
λ_p	0.77	0.66	0.58	0.43

(2) 容器壁的影响 容器壁增加了沉降时的阻力，使沉降速度下降。当容器直径远大于颗粒直径（例如在 100 倍以上）时，器壁效应可忽略。否则应作修

正。在滞流区，可用下式修正：

$$u_t' = \frac{u_t}{1 + \frac{2.4d_p}{D}} \quad (4-52)$$

式中： u_t' 为实际沉降速度； D 为容器直径。

(3) 干扰沉降 自由沉降只发生在粒子浓度较低时。若粒子浓度较高，则颗粒间会发生相互摩擦、碰撞，使沉降速度降低。另一方面，大颗粒也会拖曳着小颗粒下降。此时的沉降称为干扰沉降。

用下述安特里斯公式对沉降速度作修正，可得到实际沉降速度：

$$u_t' = u_t \frac{(1 - \psi)^2}{1 + 2.5\psi + 7.35\psi^2} \quad (4-53)$$

式中 ψ 为悬浮液的颗粒体积分数。

(4) 液滴或气泡沉降 当分散相也是流体时，其粒子可不再视为刚体。这种运动的特点在于液滴或气泡内部产生了环流。滞流时液滴的实际沉降速度为：

$$u_t' = u_t \frac{1 + \frac{\mu_i}{\mu_0}}{\frac{2}{3} + \frac{\mu_i}{\mu_0}} \quad (4-54)$$

式中： μ_i 为分散相的粘度； μ_0 为连续相的粘度。

3 固体流态化与气力输送

如果流体通过固定床层向上流动时的流速增加而且超过某一限度时，床层就要浮起，此时床层将具有许多固定床所没有的特性，这就是流化床（fluidized bed/layer）。这种现象称为流态化（fluidization）。而当流体的操作速度达到单颗粒的沉降速度之后，固体颗粒将被气流从床层中带出，称为气力输送（pneumatic transport/conveying）。

流态化技术（fluidization technology）和气力输送在食品工业上应用很广，本节着重讨论其基本原理和方法。

3.1 固体流态化

固体流态化技术是一种使微粒固体与气体或液体接触而转变成为类似流体状态的操作。流态化技术是近 50 多年发展起来的一种新技术，设备结构简单、生产强度大、易于实现连续化、自动化操作。该技术在食品工业中，主要用于加热 (heating)、冷却 (cooling)、冷冻 (freezing)、干燥 (drying/dehydration)、混合 (mixing)、造粒 (granulation)、浸出 (extraction)、洗涤 (scrubbing/cleaning/washing) 等方面。

固体流态化具有如下优点：①颗粒流动平稳，类似液体，可实现连续、自动控制；②固体颗粒混合迅速，整个流化床内处于等温状态；③流体与颗粒间的传热和传质速率高；③整个床层与浸没物体间传热速率高。

3.1.1 固体流态化的基本概念

流体经过固体颗粒床层流动时的 3 种状态 当流体自下而上通过固体颗粒床层时，随着颗粒特性和流体速度的不同，存在着如下 3 种状态 (图 4-9)。

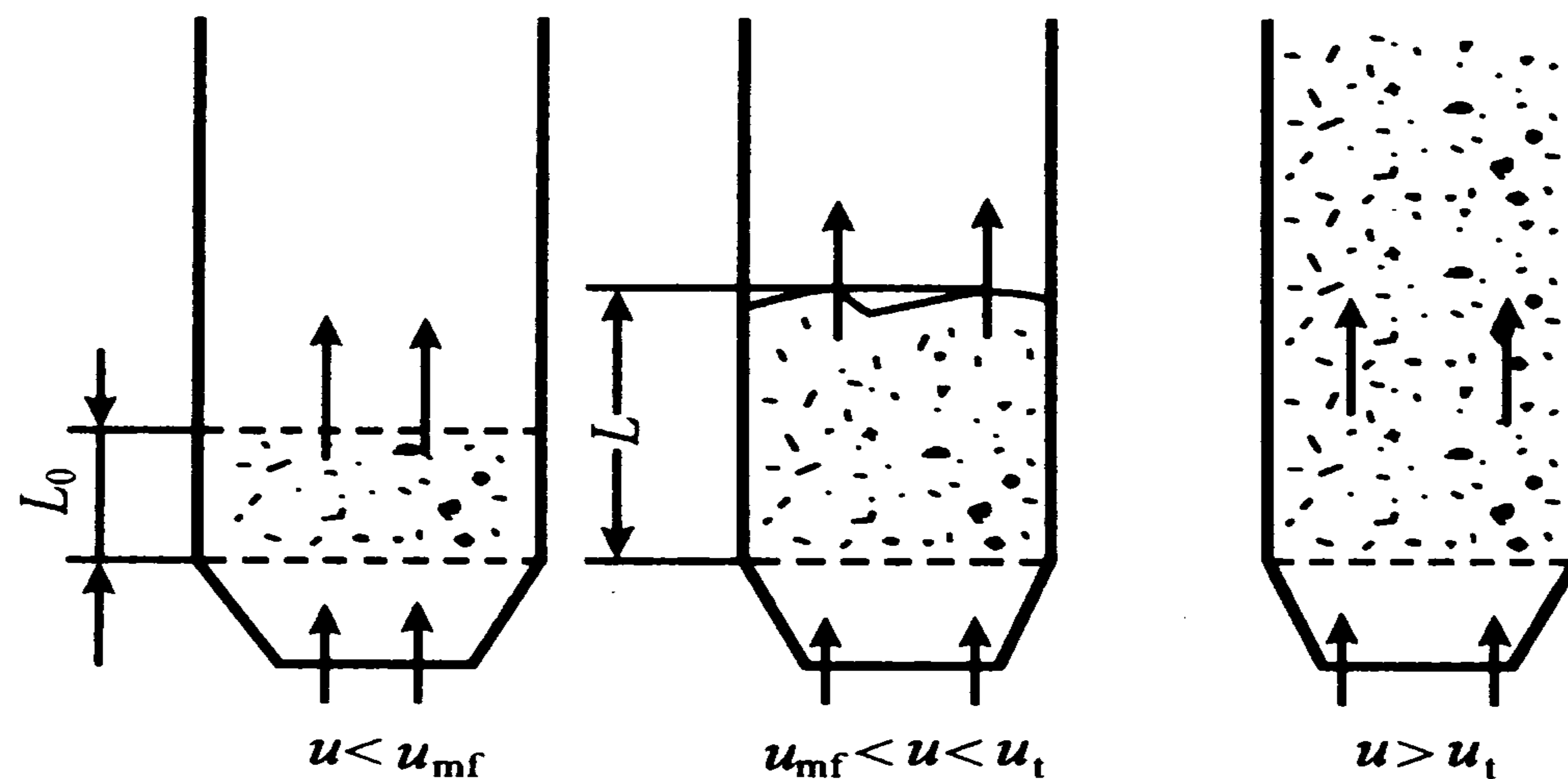


图 4-9 流体通过床层的 3 个变化阶段

(1) 固定床阶段 流体以低流速向上流过颗粒床层时，流体只是通过静止固体颗粒间的空隙流动，这时的床层称为固定床，也称为静态床 (static bed)。为保持固定床状态，理论上，流体自下而上的最大空塔速度 (empty tower velocity) 为：

$$u_{\max} = u_t \epsilon$$

式中： u_t 为颗粒沉降速度； ϵ 为固定床的空隙率。

(2) 流化床阶段 流体的流速逐步增大, 乃至流体通过床层的压力降大致等于床层的总重力 (包括固体颗粒床层及床层的空隙中的流体重力) 时, 固体颗粒刚好悬浮在向上流动的流体中, 床层被认为开始流化, 这时的床层称为临界流化床 (critical fluidized bed) 或初始流化床, 这时的流速称为临界流化速度 (critical fluid velocity), 用 u_{mf} 表示。继续增加流速, 悬浮的固体颗粒床层继续膨胀, 也可观察到一些固体微粒被流体夹带而出, 但粒子在较大空间内得不到足以继续带动的牵引力, 而落入颗粒床, 使床层仍有一个清晰的有起伏的上界面, 如此跳上落下的现象, 称为分批流态化 (batch fluidization)。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 (fluidized bed), 也称为密相流化床 (closed delivery bed), 或因粒子跳动有如水的沸腾而称为沸腾床 (boiling bed)。

颗粒床层的膨胀意味着床内空隙率 ϵ 的增大。床层内流体的实际流速 u_e 与空塔速度 u 的关系满足式 (4-29), 即 $u_e = \frac{u}{\epsilon}$, 因而流体的实际流速 u_e 随床层空隙率 ϵ 的增大而下降。

显然, 在流化床内, 每一个空塔速度 u 对应一个空隙率 ϵ 。 u 越大, 则 ϵ 越大, 但通过床层的实际流速不变, 总是等于颗粒的沉降速度 u_t 。

(3) 气力输送阶段 流体流速增大到一定值时, 流体对固体颗粒的流动摩擦阻力等于固体颗粒的净重力, 即流体的空塔速度 u 等于或大于固体颗粒的重力沉降速度, 这时床层的界面消失, 不能再有稳定的固体颗粒床层, 固体颗粒必将获得上升速度, 随流体夹带流出。这时的流体流速称为带出速度 (carryover velocity)。这种现象称为稀相流化或连续流化 (continuous fluidization), 可用于固体颗粒的气力和液力输送。

此外, 本节所指的流态化专指上述第二阶段, 即流化床阶段, 为狭义流态化。而广义流态化则泛指各种非固定床的流固系统, 包括流化床和气力输送。

散式流化和聚式流化 前面讲的是理想流态化, 但实际上有些出入。因流体种类不同, 密相流化床会出现两种情况, 对液-固系统往往成为散式流化, 对气-固系统往往成为聚式流化。但用液体来流化较重、较大的颗粒时, 也会出现聚式流态化; 若粒度较细, 分布较宽, 相对密度较小的颗粒, 用气体流化, 也会出现散式流态化。

液-固系统中, 当流体流速逐步增大到大于临界流化速度而小于带出速度时, 床层平稳而逐渐膨胀, 床层空隙率也逐渐增大, 固体颗粒在床层中分散并且相互间没有显著干扰。这类流化称为散式流化, 即颗粒流化 (particulate fluidiz-

ation), 如图 4-10 所示, 较接近理想状态的流态化。

气-固系统显然与之不同, 当气体流速超过临界流态化速度后, 系统成为沸腾床, 但表现出很大的不稳定性, 床高并不增加很多, 但床面有明显的起伏。此时, 气体鼓泡通过床层, 气泡在上升过程中膨大、合并, 并夹带有固体颗粒 (尤其在其尾端), 最后在床面上破裂。床层中固体颗粒又产生激烈的运动, 发生颗粒间的混合和搅拌作用。整个床层极不均匀。床层中实际上存在两个非均一相: 固体颗粒的乳化相和夹带固体微粒的气泡相。这类流态化称为聚式流态化 (aggregative fluidization), 如图 4-10 所示。

判别两种流态化型态要用弗鲁德准数:

$$Fr_{mf} = \frac{u_{mf}^2}{d_p g} \quad (4-55)$$

式中: Fr_{mf} 为弗鲁德准数; u_{mf} 为临界速度, m/s; d_p 为固体颗粒直径, m。

$Fr_{mf} < 0.13$ 时, 为散式流态化; $Fr_{mf} > 0.13$ 时, 为聚式流态化。

判别流态化型态还可用下式:

$$Np_{mf} = (Fr_{mf}) (Re_{mf}) \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho} \right) \left(\frac{L_{mf}}{D} \right) \quad (4-56)$$

式中: $Re_{mf} = d_p \frac{u_{mf} \rho}{\mu}$ 为雷诺准数; Fr_{mf} 为弗鲁德准数; ρ_p 为固体颗粒的密度, kg/m³; ρ 为流体的密度, kg/m³; L_{mf} 为床层高度, m; μ 为流体粘度, Pa·s; D 为流化管的直径, m。

当上式计算值 $Np_{mf} < 100$ 时, 为散式流态化; $Np_{mf} > 100$ 时, 为聚式流态化。

流化床的主要特性

(1) 液体样特性 从整体上看, 流化床宛若沸腾着的液体, 具有类似液体的性质, 如浮力, 表面保持水平, 流体静力学、粘度等现象 (图 4-11), 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。

(2) 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。特别是聚式流态化, 一部分气体以鼓泡形式高速流经床层到达床面后即破裂, 使固体颗粒向上溅起, 加之颗粒本身的沉降运动, 从而使床内固体颗粒

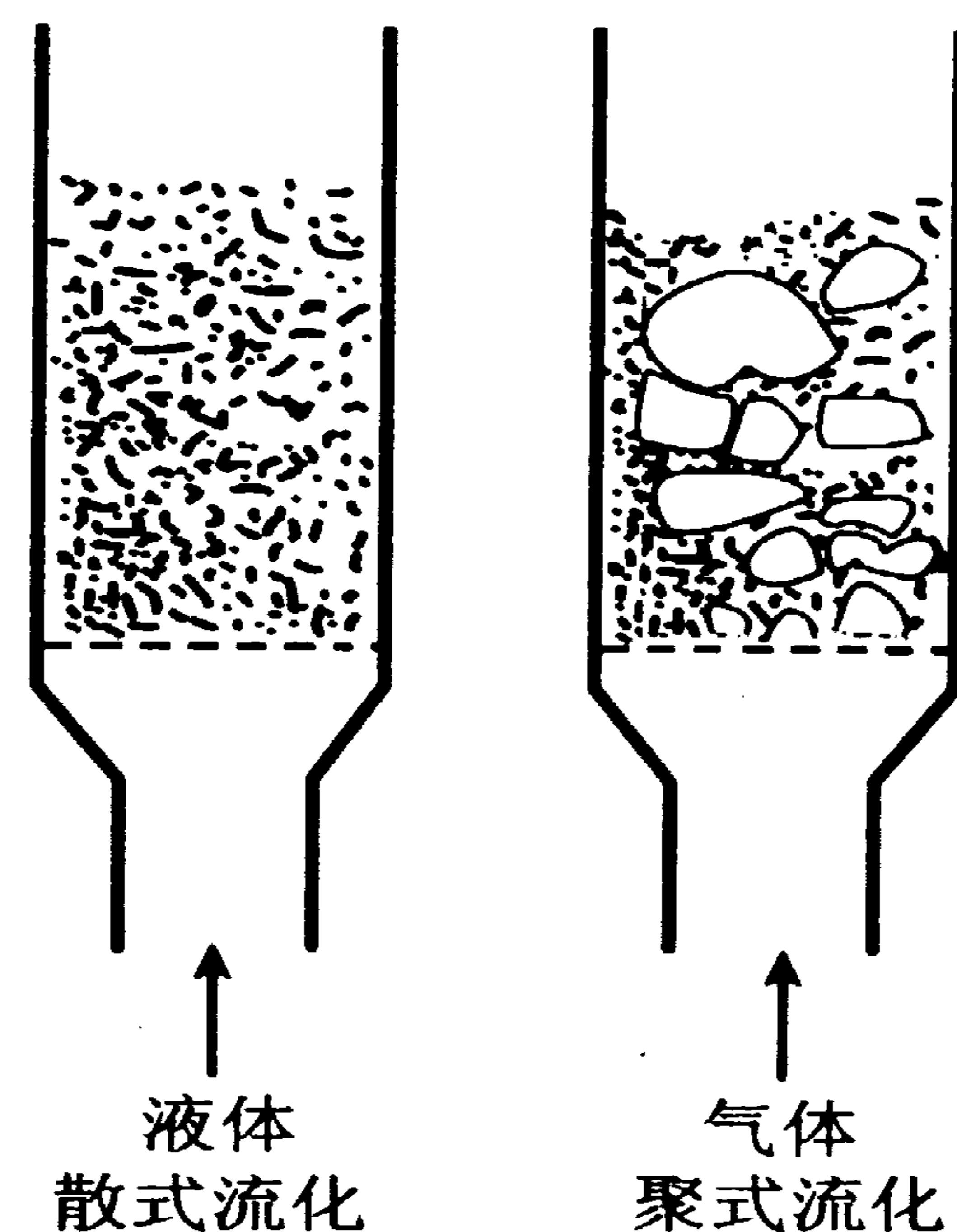


图 4-10 散式流态化和聚式流态化

宏观上的均匀混合。

如果说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。

(3) 气流的不均匀分布和气-固的不均匀接触 在聚式流化中，大量的气体以鼓泡形式通过床层而与固体接触少，而乳化相中的气体流速很低，与固体颗粒的接触时间很长。这种不均匀的接触和气流的不均匀分布可能导致沟流和节涌现象。

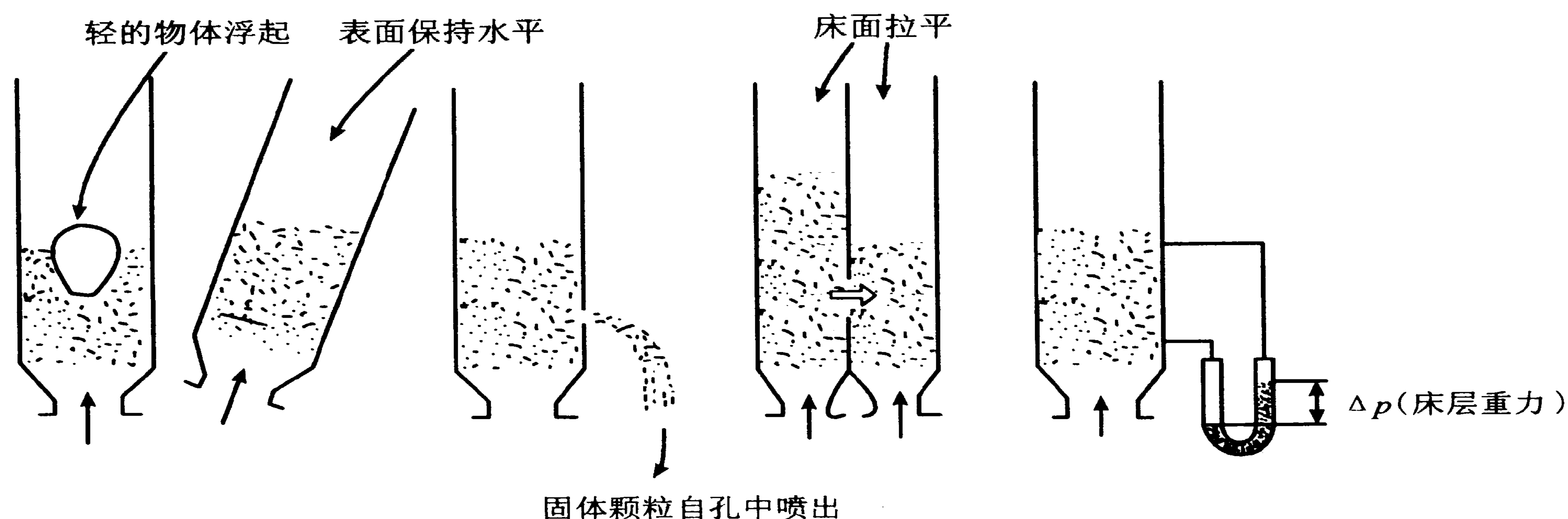


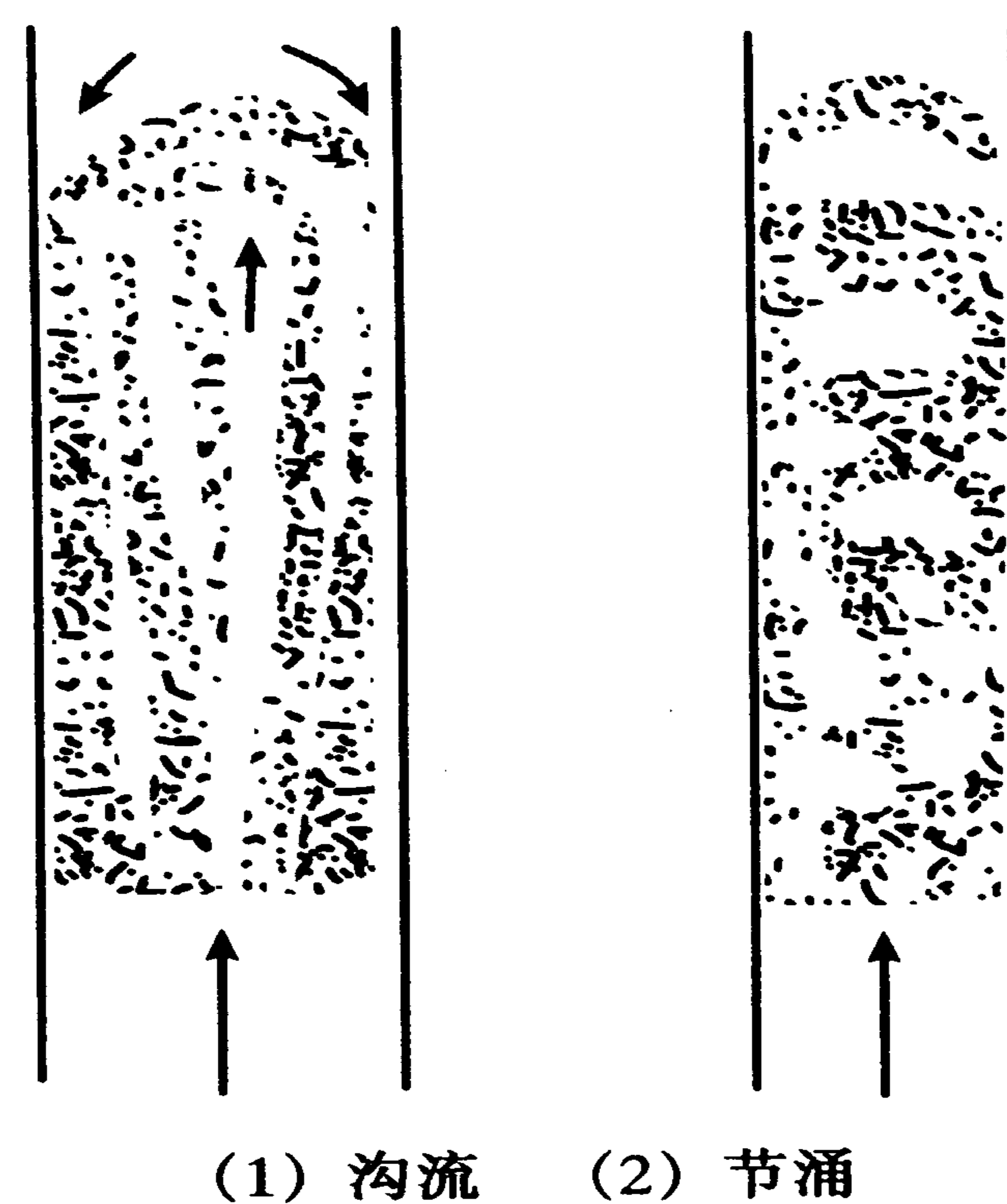
图 4-11 流化床的液体样特性

沟流和节涌：沟流和节涌都发生在聚式流化中，如图 4-12 所示，它们会影响流化质量。沟流是流体通过床层形成短路，使流体通过床层分布不匀，有大量流体经过局部地区的通道没有与固体颗粒很好接触就上升，而床层的其余部分仍处于固定床状态而未被流化（死床），以至不可能得到良好的流化。

造成沟流的原因：气体分布不均匀、气速过小、粒度过细、密度过大等，应尽量避免。

沟流的危害：会引起气固接触时间的不均一性，如在催化反应中不仅降低转化率和产率，而且还会因局部反应剧烈而破坏催化剂的性能；在流化干燥时也会引起或局部未干或又局部过干等问题。

节涌也称为腾涌，是另一种反常现象。气体鼓泡通过流化床层时，因气泡汇合成为大气泡，将床层一节节地往上柱塞式地推动，然后在上层崩裂，固体颗粒以较



(1) 沟流 (2) 节涌

图 4-12 沟流和节涌

小集合体或以个别颗粒淋洒而下。

节涌的危害：除了降低转化率和使床层温度不匀外，还会加速固体颗粒对设备的磨损。

导致节涌的原因：床径较小而床高对床径之比较大以及气流分布不匀等。此外，大颗粒比小颗粒易产生节涌。

可见，气体分布方式对流化的质量有重大的影响。气体集中送入（如单孔板）容易引起沟流和节涌，气体分布均匀（如烧结的微孔板）则有良好的流化质量，如图 4-13 所示。采用合宜的气体分布，附加挡板等内构件，沟流和节涌在生产规模的流化床中是可以避免的。

3.1.2 流化床的流体力学

(1) 流化床的压力降 床层一旦流化，全部颗粒处于悬浮状态，这时作用在颗粒床上有一向下作用的重力，有一向上作用的浮力和流体阻力，应用动量守恒定律，不难求出流化床的床层压降为：

$$\Delta p = \frac{m}{A\rho_p}(\rho_p - \rho)g \quad (4-57)$$

式中： A 为空床截面积， m^2 ； m 为床层颗粒的总质量， 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积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。

流体通过床层的压降（压力降） Δp 与流动速度（即空塔速度） u 的关系，示于图 4-14。图中低流速区的直线 AB 为固定床阶段，如果颗粒较小，形成的毛细管通道直径不大，流体主要以滞流形式流动。这时与床层过滤相似， Δp 与 u 在对数坐标上成直线关系，直线 AB 的斜率约为 1。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。

流速提高到临界流化速度 u_{mf} ，床层膨胀并开始流化， Δp 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。

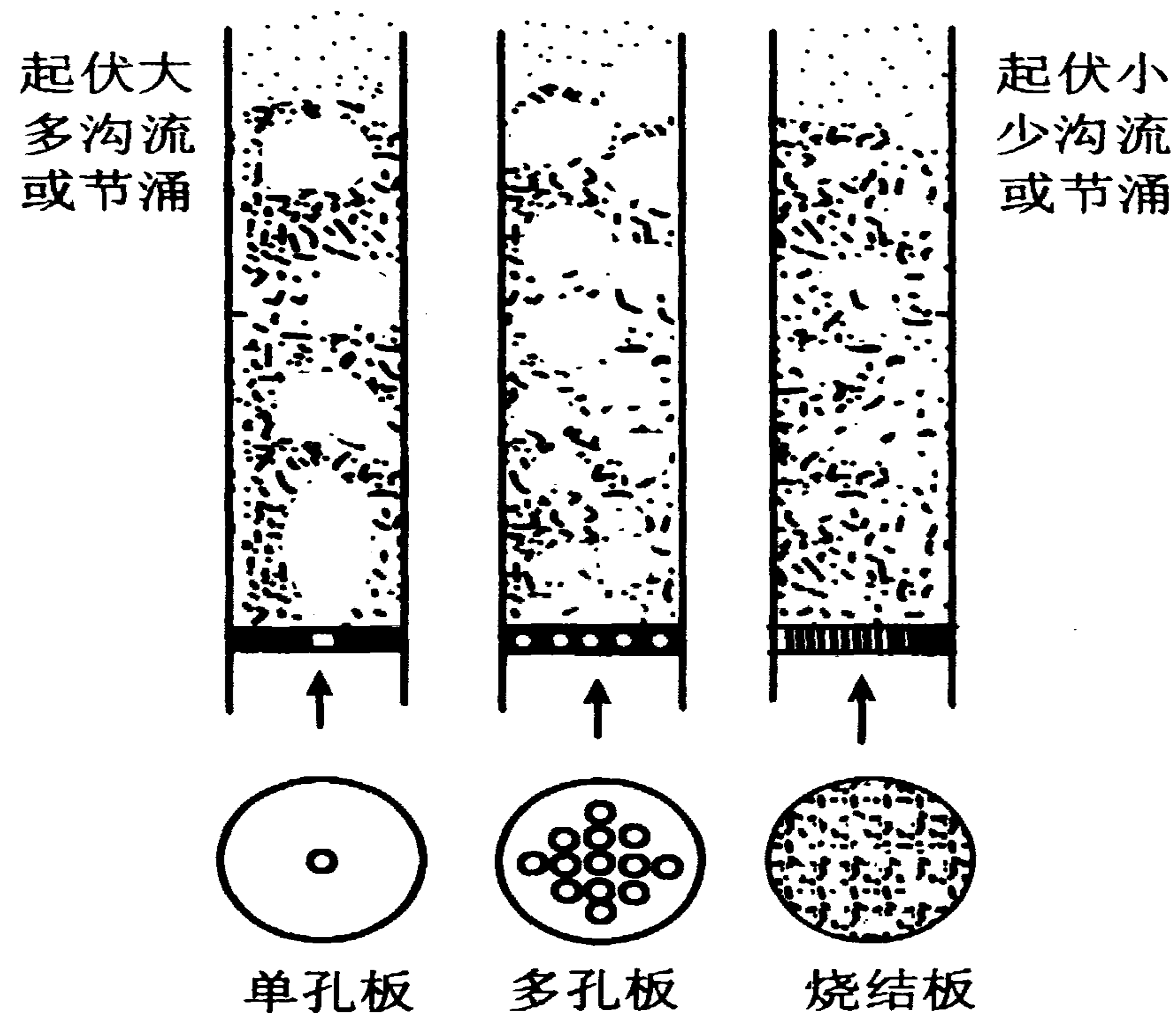


图 4-13 气体分布板对流化质量的影响

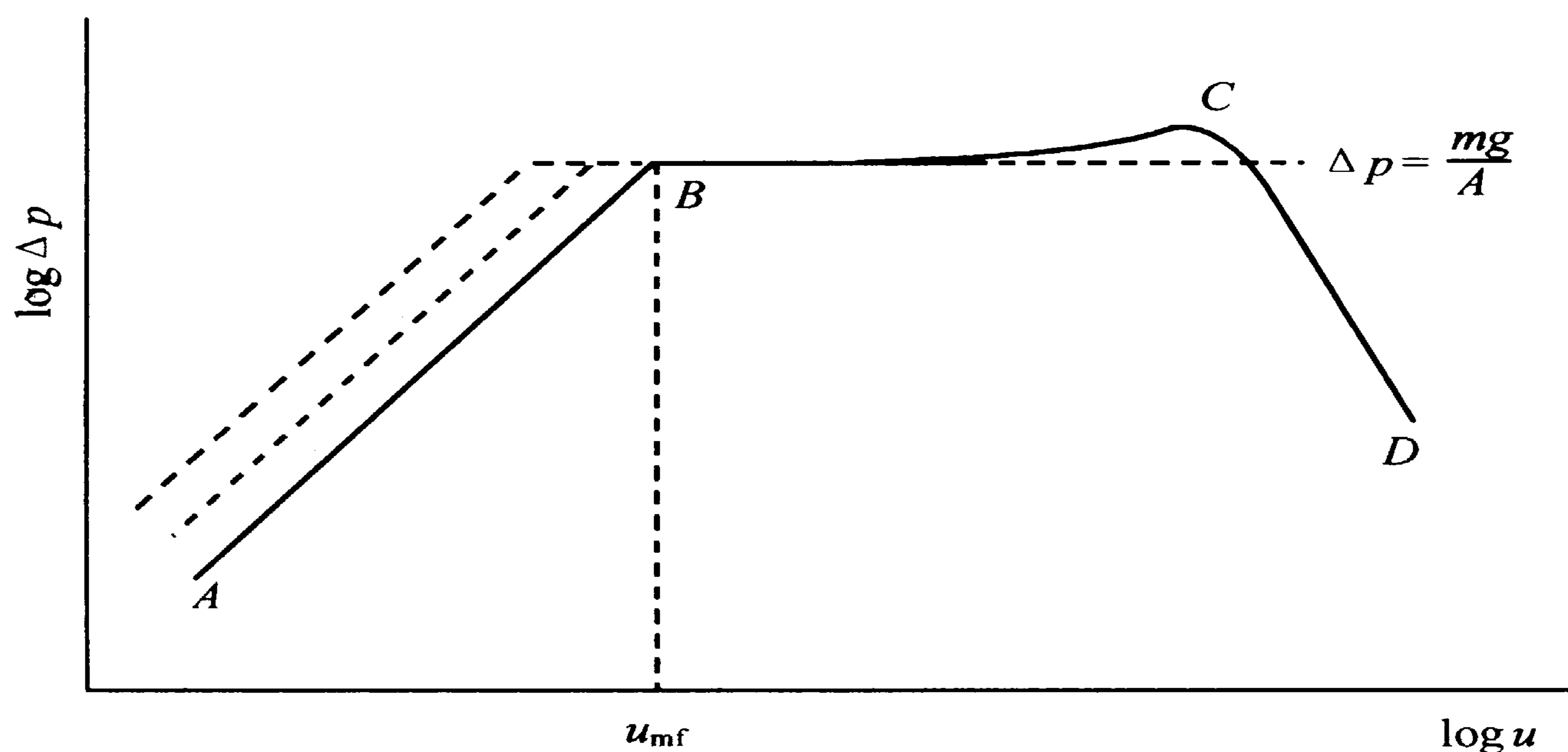


图 4-14 流体通过颗粒床层的压降

气体流速到达带出速度时，床层形成稀相流化床，颗粒被带走，床层的空隙率快速增大，原来要克服的床层重力这时很快下降，因而气体流动的压降随之骤然下降，到极端情况时流体流动的压降接近于空床的阻力，因这时固体颗粒接近于全部带出（床层空隙率接近于1）。故图中 CD 段向下倾斜。

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。如果床内出现节涌，压降有大幅度的起伏波动。若床内发生沟流，存在局部未流化的死床，此时床层压降必较式（4-57）的计算值为低。图 4-15 和图 4-16 表示了这两种不正常情况下所测出的压降。

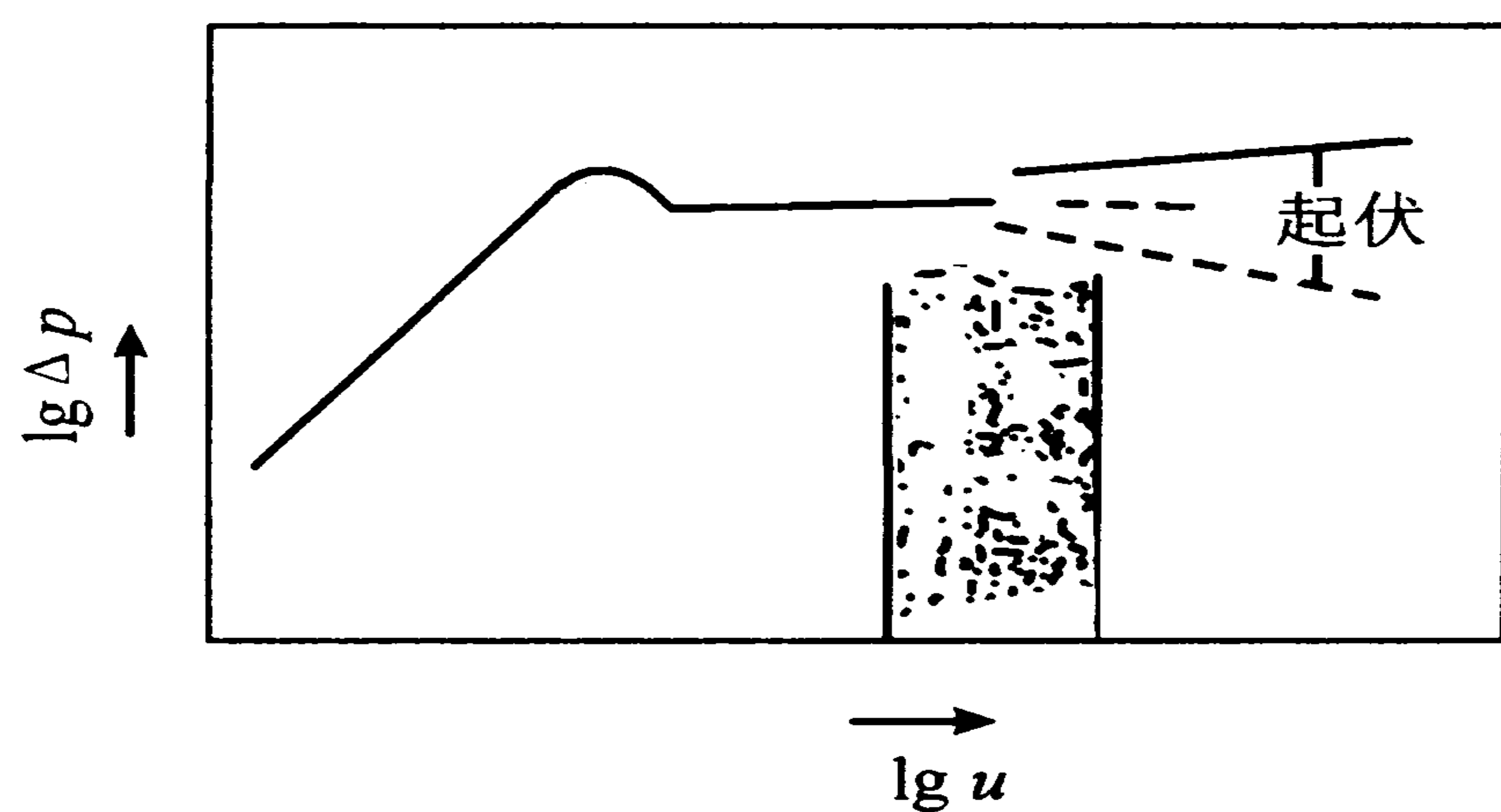


图 4-15 床层发生节涌时的压降

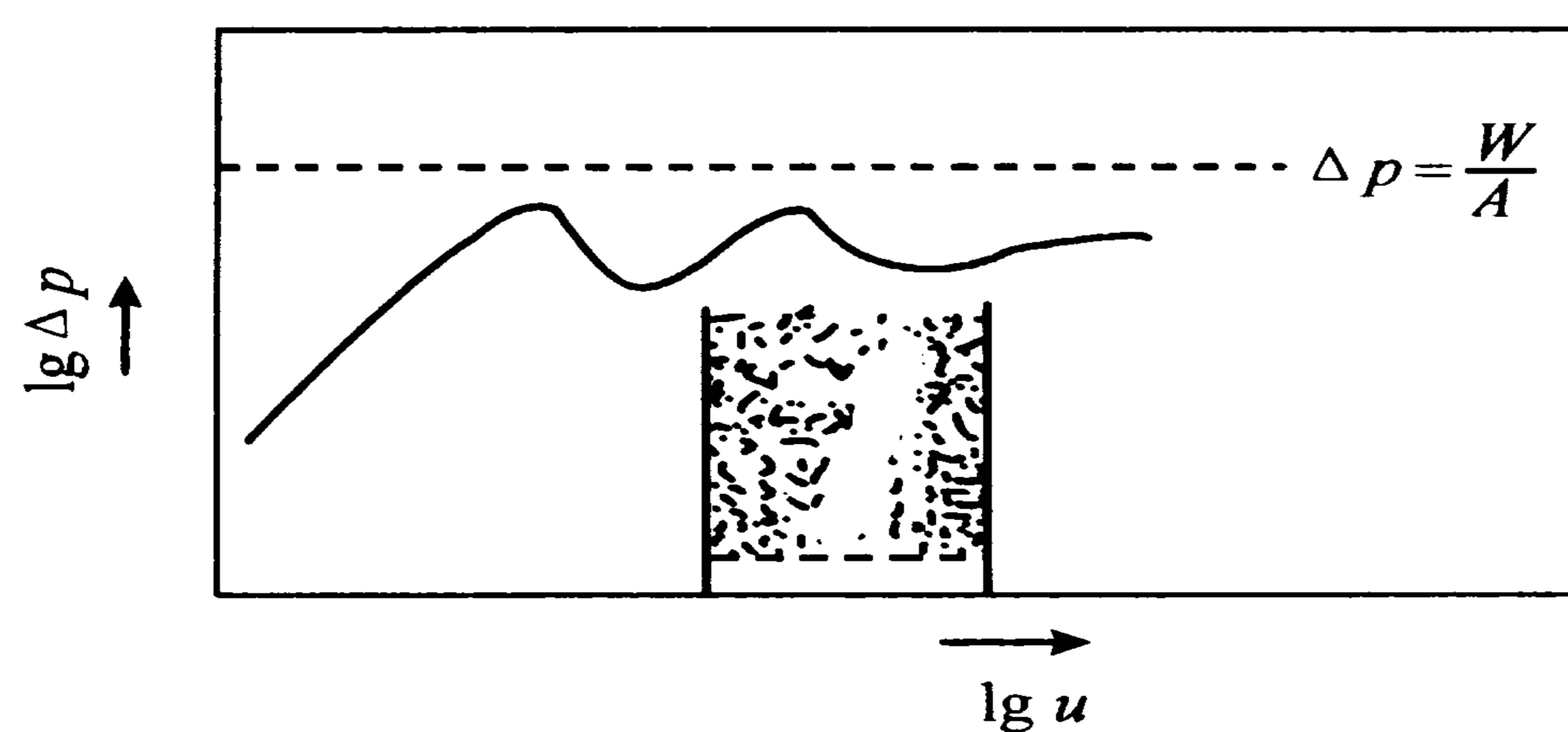


图 4-16 床层发生沟流时的压降

(2) 临界流化速度 临界流化速度 u_{mf} 又称为最小流化速度，它对流化床的研究、设计和操作都是一个重要参数。

如果床层由均匀颗粒组成,则开始流化时床层的空塔速度,即临界流化速度为

$$u_{mf} = \epsilon u_t \quad (4-58)$$

但实际流化床多由非均匀颗粒组成,上式不能适用。

对非均匀颗粒组成的床层,设流化床的床层高度为 L , 床层空隙率为 ϵ , 则由式 (4-57) 可得

$$\Delta p = \frac{m}{A\rho_p} (\rho_p - \rho) g = L(1 - \epsilon)(\rho_p - \rho) g \quad (4-59)$$

此式即为图 4-14 中的 BC 线段, 又根据前面式 (4-36) 可导出, 在小颗粒 ($Re_p \leq 20$) 条件下固定床的压降为:

$$\Delta p = 150 \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3 \varphi_s^2 d_e^2} \mu L u \quad (4-60)$$

此式为图 4-14 中的 AB 线段, 式中 d_e 为颗粒等体积当量直径。

AB 与 CD 之交点即为临界流化点, 此时式 (4-59) 与式 (4-60) 中的 Δp 相等, L 和 ϵ 应分别为开始流化时的床高 L_{mf} 和空隙率 ϵ_{mf} , 故可得临界流化速度为

$$u_{mf} = \frac{\varphi_s^2 \epsilon_{mf}^3}{150 (1 - \epsilon_{mf})} \times \frac{d_e^2 (\rho_p - \rho) g}{\mu} \quad (4-61)$$

上式中的球形度 φ_s 和临界流化空隙率 ϵ_{mf} 的可靠数据一般很难求得。实验发现, 对工业常见的颗粒有 $\frac{1}{(\varphi_s \epsilon_{mf}^3)} \approx 14$ 和 $\frac{(1 - \epsilon_{mf})}{(\varphi_s^2 \epsilon_{mf}^3)} \approx 11$, 此时, 上式可简化为:

$$u_{mf} = \frac{d_e^2 (\rho_p - \rho) g}{1650 \mu} \quad (4-62)$$

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 (4-62) 计算所得的 u_{mf} 其偏差为 $\pm 34\%$ 。当需要确知某系统的临界流化速度时, 应通过实验测定才可靠。但此式提供了有关变量对 u_{mf} 的影响, 当实验条件和操作情况不同时, 可用来对实验结果进行修正。

[例 4-3] 某气-固流化床反应器在 623 K、压强 1.52×10^5 Pa 条件下操作。此时气体的粘度为 $\mu = 3.13 \times 10^{-5}$ Pa·s, 密度 $\rho = 0.85$ kg/m³, 催化剂颗粒直径

为 0.45 mm，密度为 1 200 kg/m³。为确定其临界流化速度，现用该催化剂颗粒及 30 ℃ 空气进行流化实验，测得临界流化速度为 0.049 m/s，求操作状态下的临界流化速度。

解：查得 30 ℃ 空气的粘度和密度分别为：

$$\mu' = 1.86 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}, \text{ 密度 } \rho' = 1.17 \text{ kg/m}^3$$

实验条件下的雷诺数

$$Re_p = \frac{d_p u'_{mf} \rho'}{\mu'} = \frac{0.45 \times 10^{-3} \times 0.049 \times 1.17}{1.86 \times 10^{-5}} = 1.39$$

$Re_p < 20$ ，公式(4-61)或式(4-62)可以适用，故操作时的临界流化速度为

$$u_{mf} = u'_{mf} \times \frac{(\rho_p - \rho)}{(\rho_p - \rho')} \frac{\mu}{\mu'} = 0.049 \times \frac{1.86 \times 10^{-5}}{3.13 \times 10^{-5}} = 0.029 \text{ (m/s)}$$

(3) 最大流化速度和流化操作速度 当床层的空塔速度达到颗粒的沉降速度时，大量颗粒将被流体带出器外，该速度称为最大流化速度 (maximum fluidized velocity)，也称为带出速度，等于单个颗粒的沉降速度，是流化床操作中流体速度的上限。

前面所述沉降是对运动的颗粒相对静止的流体而言。对流化床而言，运动是相对的，若沉降粒子的沉降速度为 u_t ，垂直向上的流体速度为 u_f ，则粒子运动的绝对速度 u_p 为

$$u_p = u_f - u_t \quad (4-63)$$

若 $u_p = 0$ ，则 $u_f = u_t$ ，即粒子“静止地”悬浮于流体中，此时流体速度 u_f 称为颗粒悬浮速度 (flotation velocity)，在数值上等于颗粒的沉降速度。一般食品的悬浮速度见表 4-1。

表 4-1 部分食品物料的颗粒特性和悬浮速度

物料名称	颗粒特性			悬浮速度 / (m/s)
	密度 / (kg/m ³)	松密度 / (kg/m ³)	粒度 / (mm)	
面粉	1 400	560~670	0.2	1.0~2.0
麦芽	—	—	—	8.1
玉米淀粉	—	—	—	1.3~2.0

续表

物料名称	颗粒特性			悬浮速度/ (m/s)
	密度/(kg/m ³)	松密度/(kg/m ³)	粒度/(mm)	
砂糖	1 560	—	—	8.7~12.0
豌豆	1 260	738	4.7~7.5	12.5~13.8
茶叶	1 360	—	—	6.9
烟叶	—	—	—	6.9
玉米	1 220	708	5~10.9	11.0~12.0
菜子	1 040	638	1.3~2.2	7.6~8.4
粟谷	1 060	631	1.7~2.0	7.2~8.3
黄豆粉	—	—	—	1.5~1.8
小麦	1 260	789	4.9~6.5	8.4~9.7
大麦	1 090	581	7.7~11.1	8.1~8.6
大豆	1 200	721	6.8~8.8	12.4~13.8
粗盐	—	—	—	14.8~15.5
麸皮	—	—	—	2.75~3.25
扁豆	1 250	788~810	3.4~13.0	9.2~15.3
向日葵子	640	343	10.5~15.2	6.2~7.4
棉子	520	252	7.4~10.3	6.2~7.2
花生仁	1 070	631	10.8~16.7	13.8~14.0
稻谷	1 090	672	6.4~9.3	7.8~8.6
细盐	—	—	—	12.8~14.0

流化床的最大流化速度，实质上就是颗粒的沉降速度。这是因为若流体速度大于沉降速度一个微小数值，粒子就会以很微小的速度 u_p 随气流带走。

若流化床的颗粒为球形，且沉降在滞流区 $Re_{pt} < 0.4$ ，可直接应用斯托克斯公式 (4-45)，即

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

若 $Re_{pt} > 0.4$ ，则应对 u_t 校正，校正系数 f_t 可由图 4-17 查出。

对于非球形颗粒在上述校正后还应乘以一个系数 C ：

$$C = 0.834 \times \lg \frac{\varphi_s}{0.065} \quad (4-64)$$

为了避免从床层中带出固体颗粒，流化床操作速度必须保持在 u_{mf} 与 u_t 之间，计算 u_{mf} 时，颗粒直径取床层中实际颗粒粒度分布的平均直径，而计算 u_t 时须用具有相当数量的最小颗粒的粒度。 $\frac{u_t}{u_{mf}}$ 比值的大小，作为流化操作能否机动灵活的一项指标。

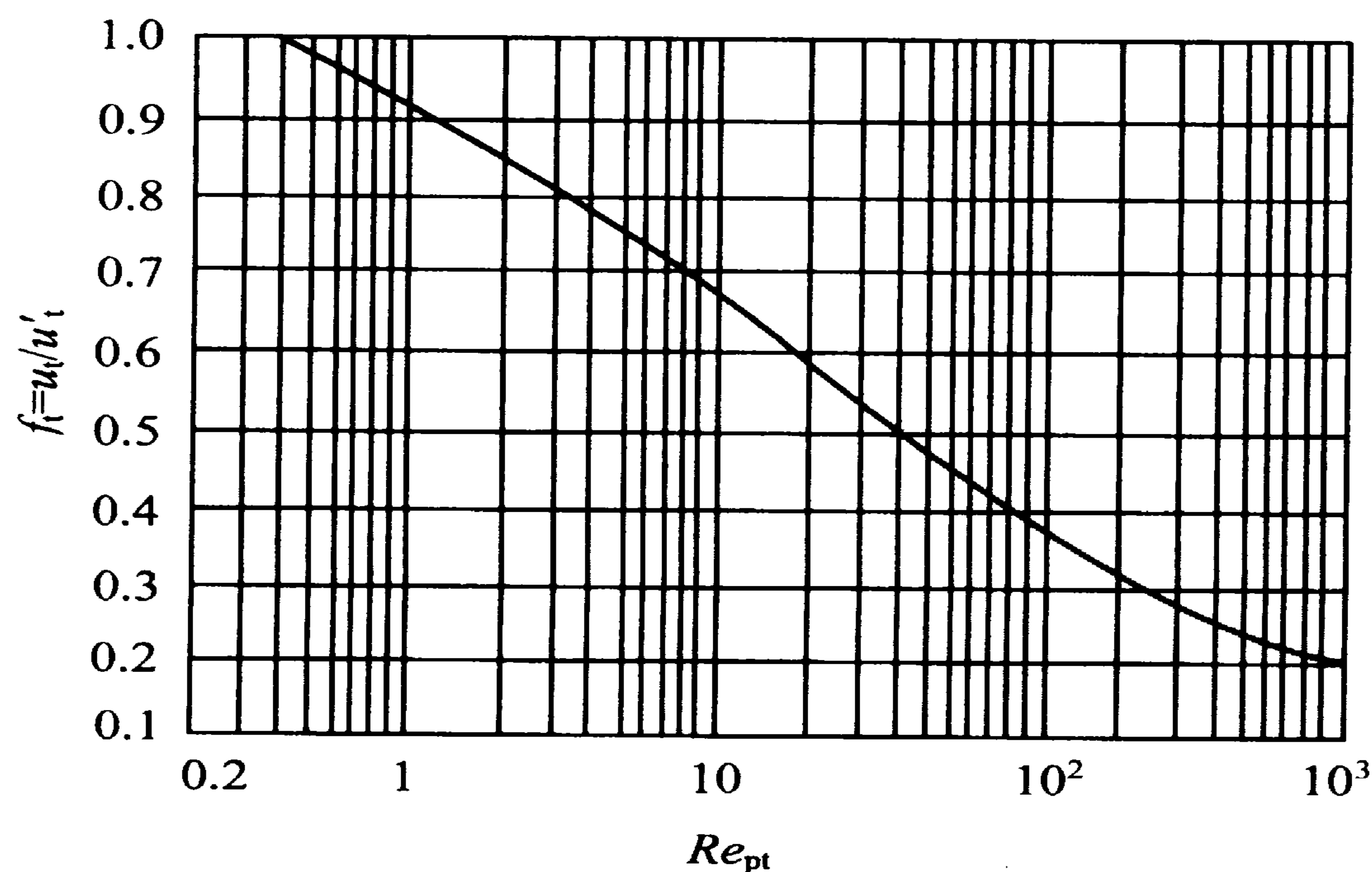


图 4-17 不适合斯托克斯公式时的校正系数 (球形粒子)

对于细颗粒, $Re_{pt} < 0.4$, 比较式 (4-45) 和式 (4-62) 得: $\frac{u_t}{u_{mf}} = 91.6$

对于大颗粒, $Re_{pt} > 1\ 000$, 由式 (4-36)、式 (4-47) 和式 (4-59) 可得:

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 8.61$$

可见, 大颗粒的比值小, 其操作灵活性较小; 细颗粒流化床较粗颗粒可以在更宽的流速范围内操作。一般 $\frac{u_t}{u_{mf}}$ 值在 10:1~90:1 之间。

对工艺上许多有关因素综合分析比较之后, 才能确定具体的操作速度, 工业上常用操作速度为 0.2~1.0 m/s。

操作速度与临界流化速度之比, 称为流化数 (fluidization number), 用 K 表示, 则:

$$K = \frac{u}{u_{mf}} \quad (4-65)$$

为了提高设备的流化能力, 就要提高操作速度, 这就要从设备上加以改进, 如增加床层高度, 床层中设挡板、挡网以及改进粉尘回收系统等。

3.1.3 流化床中的传热

在食品工业中, 流态化主要用于加热、冷却、冷冻、干燥等物理过程, 并且伴随着热量的传递, 所以传热问题是流化床应用中的主要问题。

(1) 流化床中传热的特点 流化床内部温度分布均匀, 这是由于: ①固体

粒子的比热容远较气体为大，热惯性大。②粒子的剧烈运动，粒子与气体之间的热交换快。③剧烈的沸腾运动所产生的对流混合，消除了局部过冷和过热。

在靠近床壁处仍有一定厚度的流体膜，且夹有一固体边界层，温度降主要发生在此层内，如图 4-18 所示。传热阻力主要集中在流体膜内，影响流体膜厚度的因素有：靠近膜的固体粒子运动速度及床层的密度。

由于粒子的急剧骚动，使流体膜厚度减小，从而提高了对流换热系数。1950 年，拜尔格用铝粒子在流化床内做管内流体对管壁的放热试验，其结果与固定床同样试验的结果以及空管的数据比较，说明流化床的对流换热系数约为固定床的 10 倍，为空管的 75~100 倍。

在流化床中，同时存在着如下 3 种形式的传热。

①流化床床层与床壁或物体表面之间的传热。床层与壁面或物体表面的放热过程，包含着热传导、热对流和热辐射。

②固体颗粒与流体间的传热。热量借对流放热的方式自颗粒表面向流体或自流体至颗粒表面传递。如奶粉的流态化干燥和流态化冷却。

③固体颗粒相互间的传热。温度不同的粒子之间因相互频繁地碰撞，以热传导的方式进行传热，因固体热导率高，故这种传热速率高。

(2) 流化床床层与床壁或物体表面之间的传热 流化床床层与器壁间的对流传热为：

$$Q = \alpha S (T_b - T_w) \quad (4-66)$$

式中： T_b 为床层内平均温度，K； T_w 为器壁表面温度，K。

①床层与器壁间的对流传热机理。传热机理和流体与固体表面间的对流传热相似，只是因床内流体的剧烈运动，使流体靠壁面的薄膜变薄，故对流传热系数比单纯的流体与固体壁间的对流传热系数高。

在气-固系统流化床中，固体颗粒在近壁处只有轴向向下的运动，而无径向运动。当热由固体壁加入床层内部时，热先以传导的方式通过流体薄膜，薄膜附近的粒子获得热量，成为热粒子。热粒子又因近壁处气流速度慢而向下作沉降运动，最后到达底部，与进入的冷流体混合达到平衡，再与后面进来的流体一起沿中心上升到顶部，又向器壁作循环运动，如图 4-19 所示。颗粒之所以沿器壁向

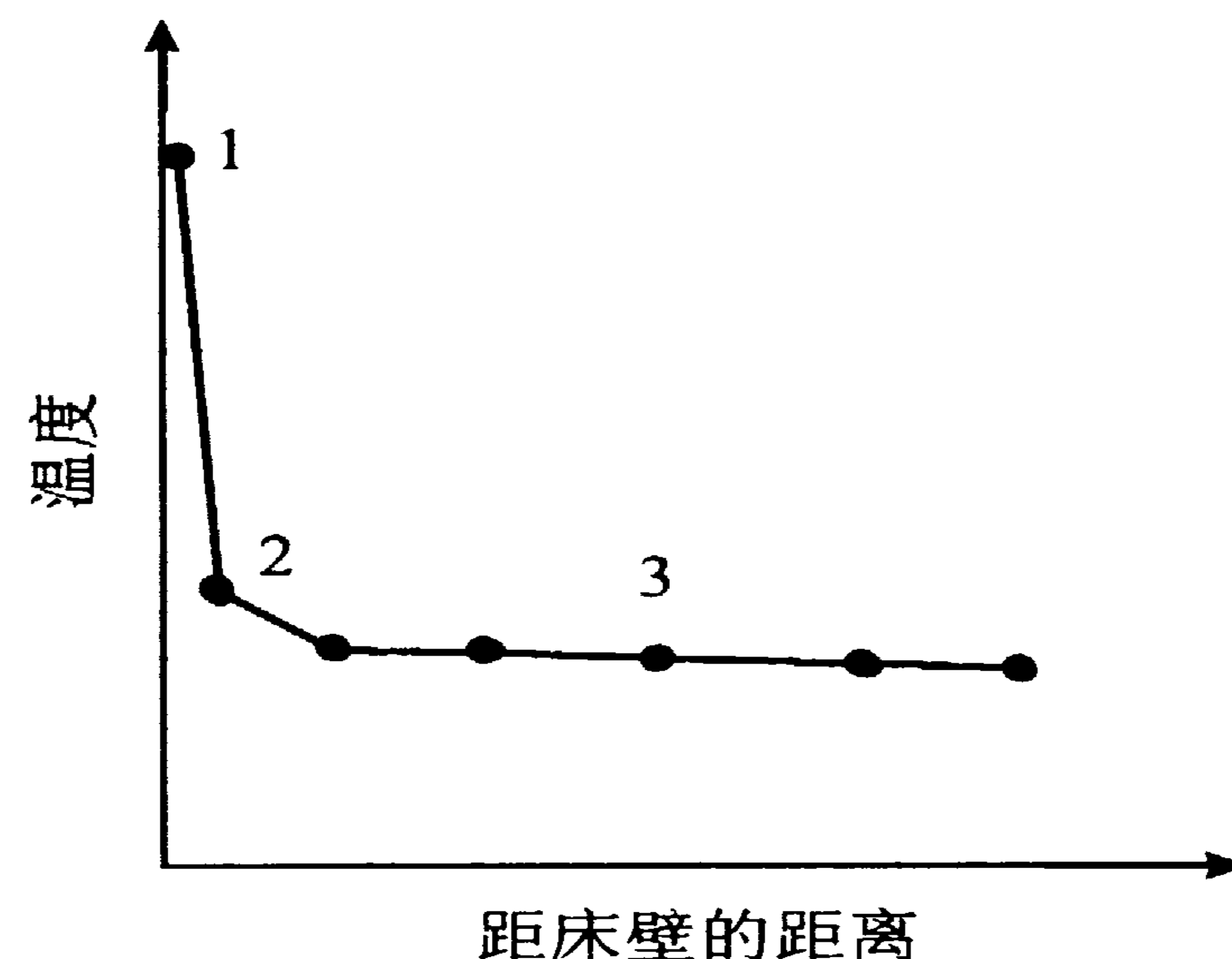


图 4-18 流化床内温度分布

下运动, 主要是由于近壁处的流体速度缓慢是滞流层。在向下作沉降运动时, 还受靠壁滞流区、缓冲区流体运动的影响, 下降运动不是完全自由落体运动, 而是一种不规则的运动。一般颗粒运动的速度为3~5 cm/s, 并随中心主流流速而变。这样向下运动的颗粒层将壁面的流体薄膜与中心颗粒湍流运动区隔开。由于向下运动的颗粒层中颗粒的不规则运动, 撞击摩擦边界使薄膜变薄, 并作为固体载热体而直接带走热量, 这就大大地提高了床壁与床层之间的对流换热系数。

流化床的床层与器壁间的对流换热机理复杂, 影响因素很多。如有: a. 流体的性质, 如密度、粘度、比热容、热导率。b. 颗粒的性质, 如直径、密度、球形度、比热容、热导率。c. 临界流化条件: 流速、空隙率。d. 流动条件: 流速、空隙率。e. 几何特征: 床层直径, 静止床层高度, 传热面长度。

② 床层与器壁间的对流换热系数。因影响对流换热因素很多, 许多研究者作了大量实验并总结出许多关联式, 下面介绍两种。

a. 列文斯波-沃尔顿关联式。其实验条件是以玻璃球、煤、催化剂为流化颗粒, 粒度范围为0.15~4.34 mm, 以空气为流化介质, 容器直径为10.3 cm, 得出的关联式为:

$$\frac{ad_p}{\lambda} = 0.6 \left(\frac{c_{pf}\mu}{\lambda} \right) \left(\frac{d_p \rho u}{\mu} \right)^{0.3} \quad (4-67)$$

b. 温-李伐联式。该关联式为:

$$\frac{ad_p}{\lambda} = 0.16 \left(\frac{c_{pf}\mu}{\lambda} \right)^{0.4} \left(\frac{d_p \rho u}{\mu} \right)^{0.76} \left(\frac{\rho_p c_{pp}}{\rho c_{pf}} \right)^{0.4} \left(\frac{u^2}{gd_p} \right)^{-0.2} \left(\eta \frac{L_{mf}}{L} \right)^{0.36} \quad (4-68)$$

式中效率 η 的数值可按图 4-20 进行估算。

(3) 流化床中固体颗粒与流体间的传热 固体颗粒与周围介质之间的对流换

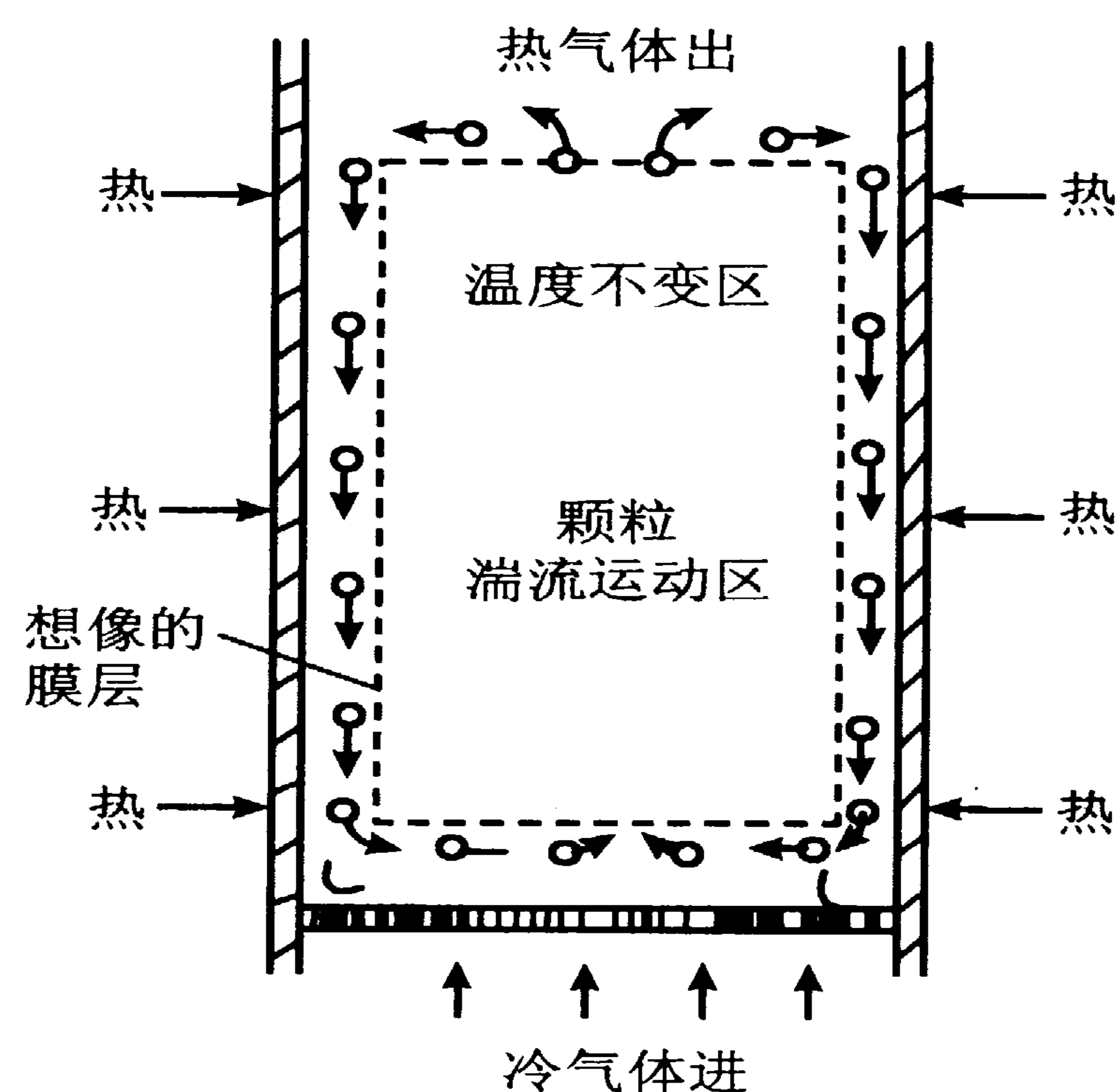


图 4-19 流化床器壁传热机理

热，机理完全与第四章讲的对流换热相同，可按下式：

$$Q = \alpha S (T_p - T_f) \quad (4-69)$$

实验表明，只有在分布板上附近区域内才存在温度差，换热主要在此区域内进行，除此区域外可视为温度均匀。这是因为颗粒与气体间的传热速率极高，也就是流体与颗粒间具有很大的接触表面积。 1m^3 床层的接触表面积则往往可达 $3\,280 \sim 49\,200\text{ m}^2$ 。

粒子与流体间的传热，由于不易测出固体粒子的温度，因而显得不够成熟。现介绍两种计算对流换热膜系数的关联式。

(1) 瓦尔通等人提出的关联式

$$\frac{\alpha d_p}{\lambda} = 0.0028 \left(\frac{d_p \rho u}{\mu} \right)^{1.7} \left(\frac{d_p}{D} \right)^{-0.2} \quad (4-70)$$

(2) 柯赛利等人提出的关联式

$$\frac{\alpha d_p}{\lambda} = 0.03 \left(\frac{d_p \rho u}{\mu} \right)^{1.3} \quad (4-71)$$

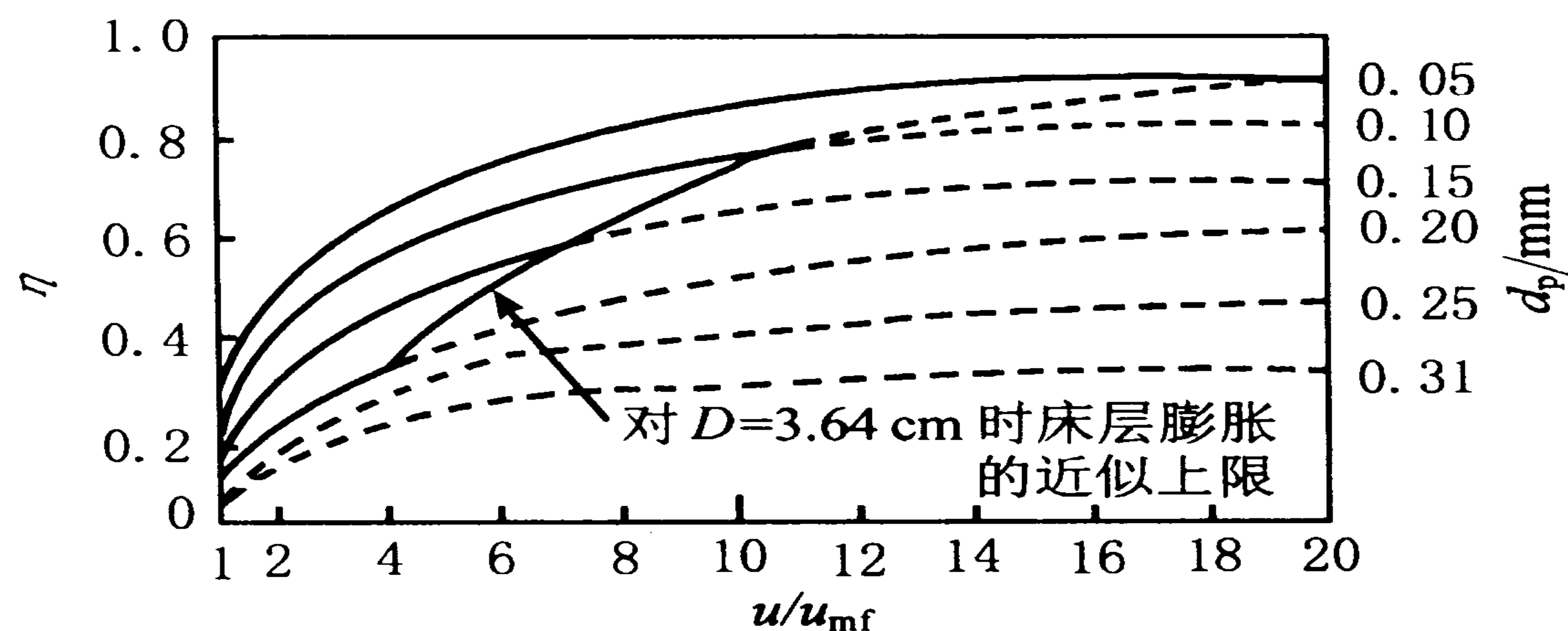


图 4-20 流化数、颗粒直径、效率之间的关系

[例 4-4] 某流化床，床径为 100 cm ，床层高度为 200 cm ，已知 $d_p = 0.1\text{ mm}$ ； $\rho_p = 1\,000\text{ kg/m}^3$ ； $c_{pp} = 1\,080\text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$ ； $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{ Pa}\cdot\text{s}$ ； $\rho = 0.5\text{ kg/m}^3$ ； $c_{pf} = 1\,000\text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$ ； $\lambda = 0.029\text{ W/(m}\cdot\text{K)}$ ； $u_{mf} = 1\text{ cm/s}$ ； $\epsilon_{mf} = 0.4$ ； $u = 20\text{ cm/s}$ ； $\epsilon = 0.7$ 。试计算床层与器壁间的对流换热系数。

解：(1) Re_p 数

$$Re_p = \frac{d_p \rho u}{\mu} = \frac{(0.0001)(0.5)(0.20)}{2 \times 10^{-5}} = 0.5$$

$$\text{流化数: } \frac{u}{u_{mf}} = \frac{20}{1} = 20$$

由图 4-20 查取 $\eta = 0.85$

$$\eta \frac{L_{mf}}{L} = 0.85 \times \frac{1-0.7}{1-0.4} = 0.425$$

(2) Nu 数

由式 (4-68) 得,

$$\frac{ad_p}{\lambda} = 0.16 \times \left(\frac{1000 \times 2 \times 10^{-5}}{0.029} \right)^{0.4} \times (0.5)^{0.76} \times \left(\frac{1000 \times 1080}{0.5 \times 1000} \right)^{0.4} \times \left(\frac{0.2 \times 0.2}{9.81 \times 10^{-4}} \right)^{-0.2} \times (0.425)^{0.36} = 0.615$$

(3) 传热系数

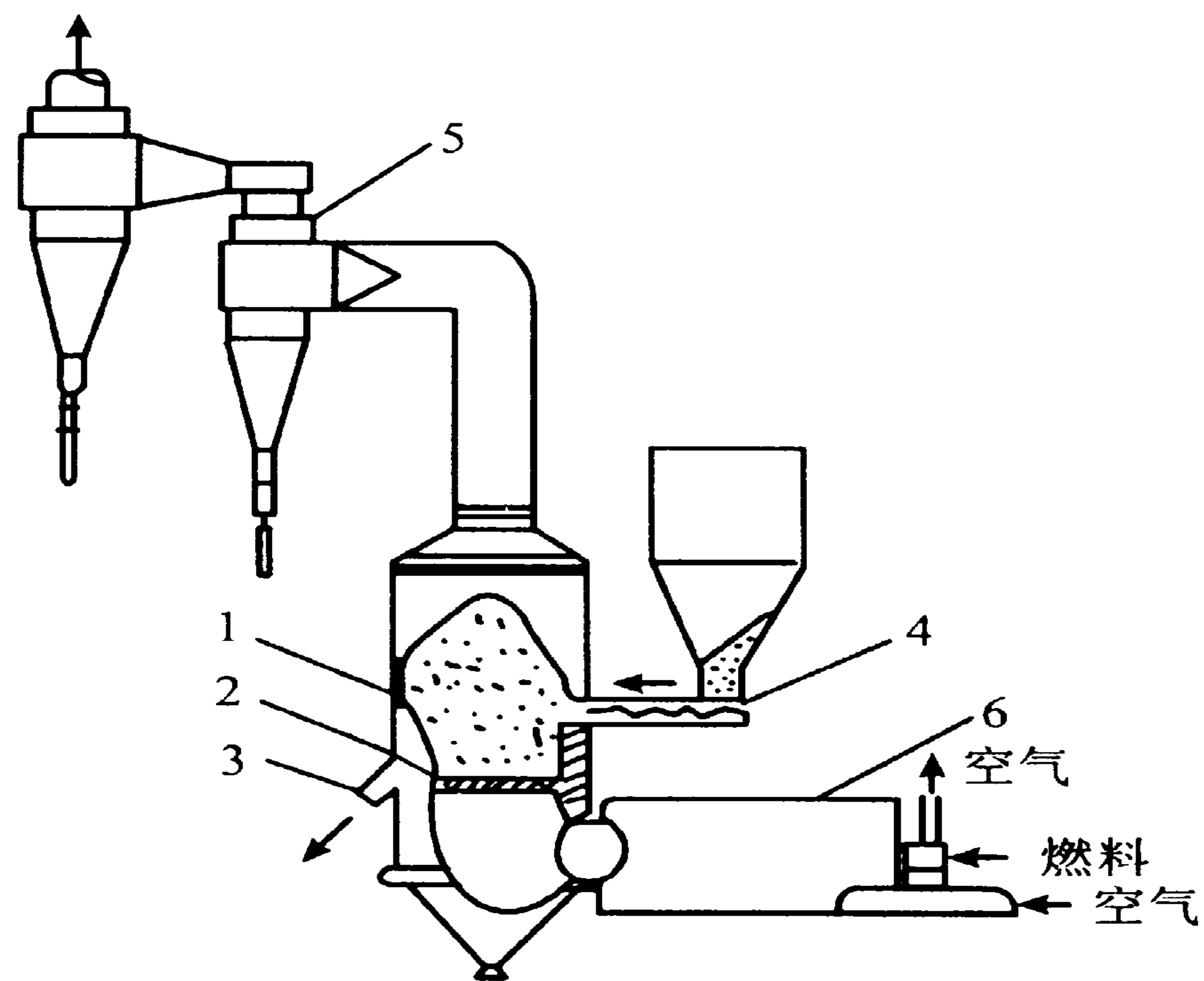
$$\alpha = 0.615 \times \frac{0.029}{10^{-4}} = 178 \text{ [W/(m}^2 \cdot \text{K)]}$$

3.1.4 流化床中的结构形式

由于流化床在工业上的应用日趋广泛, 研究流化床结构的工作很重要。流化床的结构有单层流化床和多层流化床两种类型。结构主要包括壳体、床内分布板、粉状固体回收系统、挡板及挡网、内换热器等。

单层流化床的主要部分如图 4-21 所示, 固体物料不断加入, 又不断引出, 如此可以保持床内固体的高度。气体通过分布板均匀分布并上升, 使固体流态化。带出的微粒可经旋风分离器加以回收。由于该流化床内气体和固体颗粒存在返混现象, 故降低了传质能力。

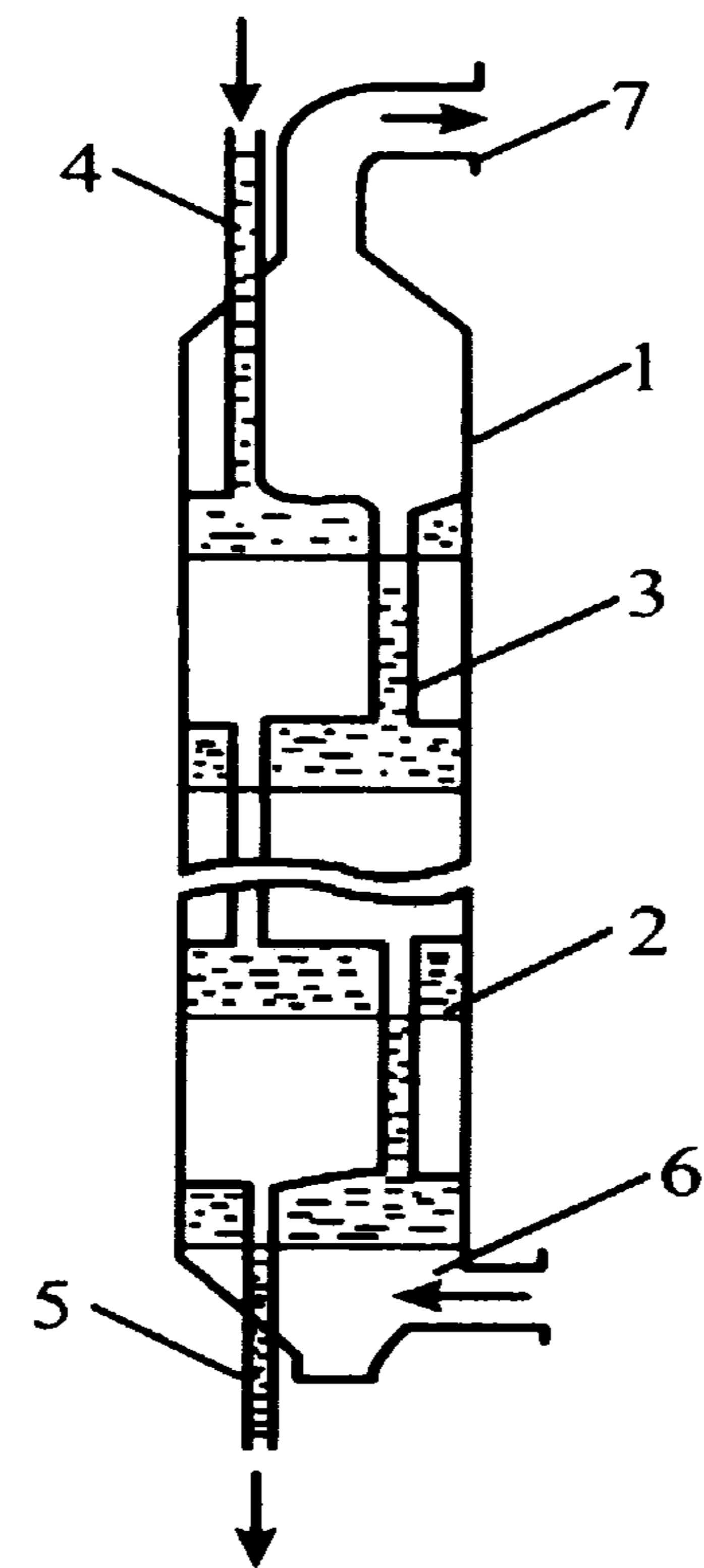
多层流化床结构如图 4-22 所示。固体颗粒自最上层加入, 逐层向下流动, 达到多级逆流操作。多层使上升的气流通过各层分布板进行再分配, 避免部分气体以气泡形式很快通过床层而不能充分发挥作用, 也可回收气体的热量以预热上部固体物料。固体物料下降所经的溢流装置, 既要保证固体能顺利溢流, 又使气体不致通过溢流管上升。溢流管底部须加装翼阀以保证操作安全, 否则可能造成气截现象。



(分选干燥固体颗粒的流化系统)

1. 壳体 2. 分布板 3. 出料口 4. 加料器
5. 旋风分离器 6. 空气加热炉

图 4-21 单层流化床



1. 壳体 2. 分布板 3. 溢流管
4. 加料口 5. 出料口
6. 气体进口 7. 气体出口

图 4-22 多层流化床

(1) 流化床的壳体及主体尺寸 最常见的流化床壳体为圆柱形容容器，下部带有一个圆锥形底并在圆筒形容容器和圆锥形底之间有分布板。气体由圆锥形底部进入，通过分布板上升，使固体颗粒流化。锥形底和分布板的作用是使气体均匀分布。

流化床的主体尺寸包括直径和总高度，如图 4-23 所示。

a. 流化床直径 D 的计算：依据通过床层的气体总量 Q 和流化床的操作速度按下式计算：

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u}} \quad (4-72)$$

b. 流化床总高度的计算：流化床总高度 H 等于流化床层高度 L 和分离度 TDH 之和，即：

$$H = L + \text{TDH} \quad (4-73)$$

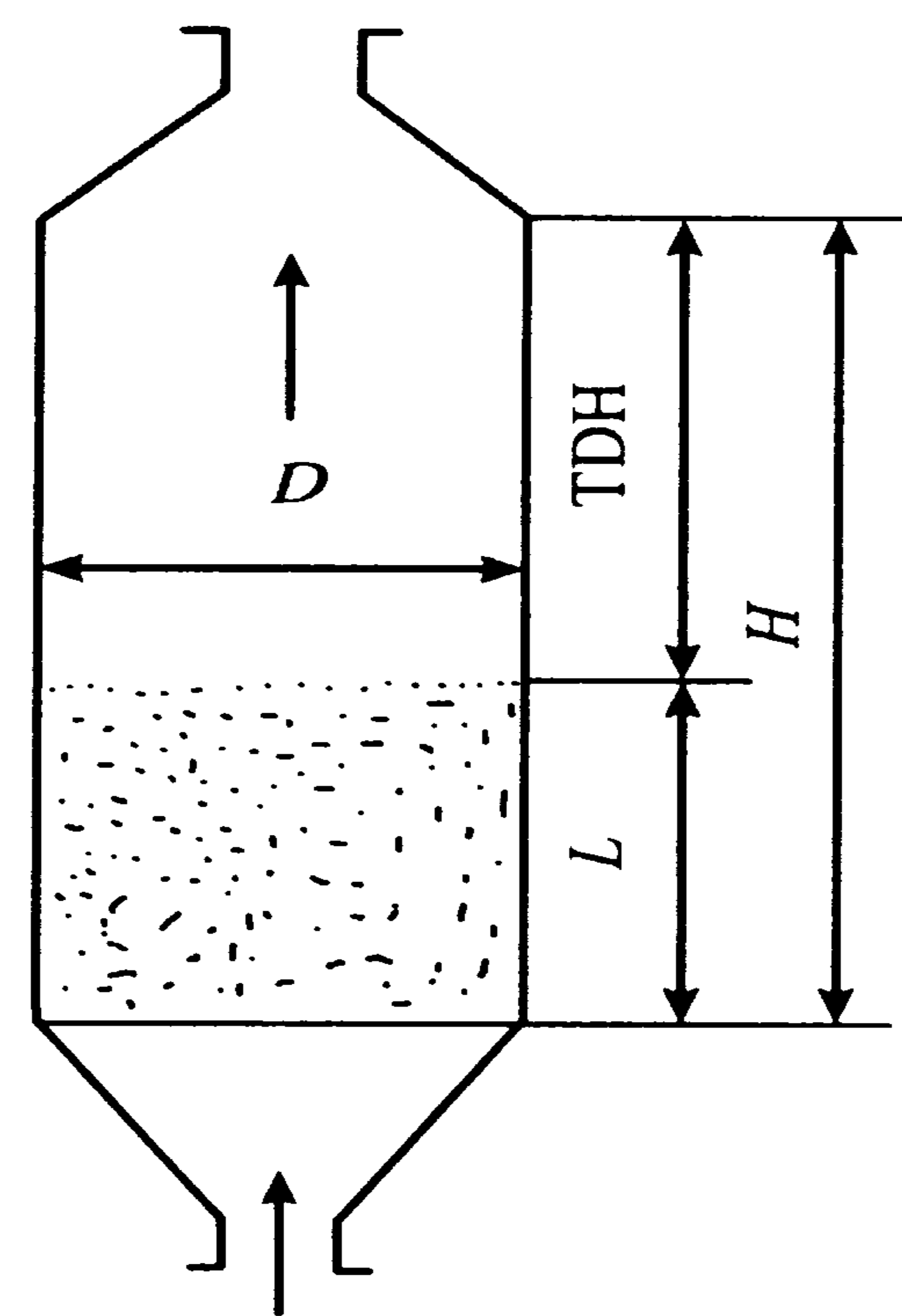


图 4-23 流化层主体尺寸示意图

(2) 气体分布板的形式 气体分布板是流化床的主要部件，起着支承物料、均匀分布气体、创造良好流化条件的作用。流化床操作一般为热过程，分布板受热力作用，故分布板选材应为耐热且强度高的材料，如金属和陶瓷。一般用金属而不用陶瓷，这是由于金属对热冲击或热膨胀应力的强度大而陶瓷的小，且制造方便，但耐腐蚀和高温不如陶瓷。

分布板的形式如图 4-24 所示，图中 (a) 是常用于实验室规模的扁平多孔板或丝网，其缺点是气流停止时细粉易从小孔落下，一般用两层错叠来解决，如图 (b) 所示；这种单板易于加工并使气体分布良好。在床径大而重负荷的情况下，为避免分布板受压弯曲，可制成图 (c)，(d) 的弧形板，这样使重负荷和热应力得到很好的解决。对于物料重，且连续生产粉料来言，为防止固体通过分布板降落或堵塞孔眼，可采用图 (e) 喷嘴形式或图 (f) 泡罩形式，但有结构复杂，气体分布不均，颗粒易沉积，且熔结和粘贴在平底表面的缺点。

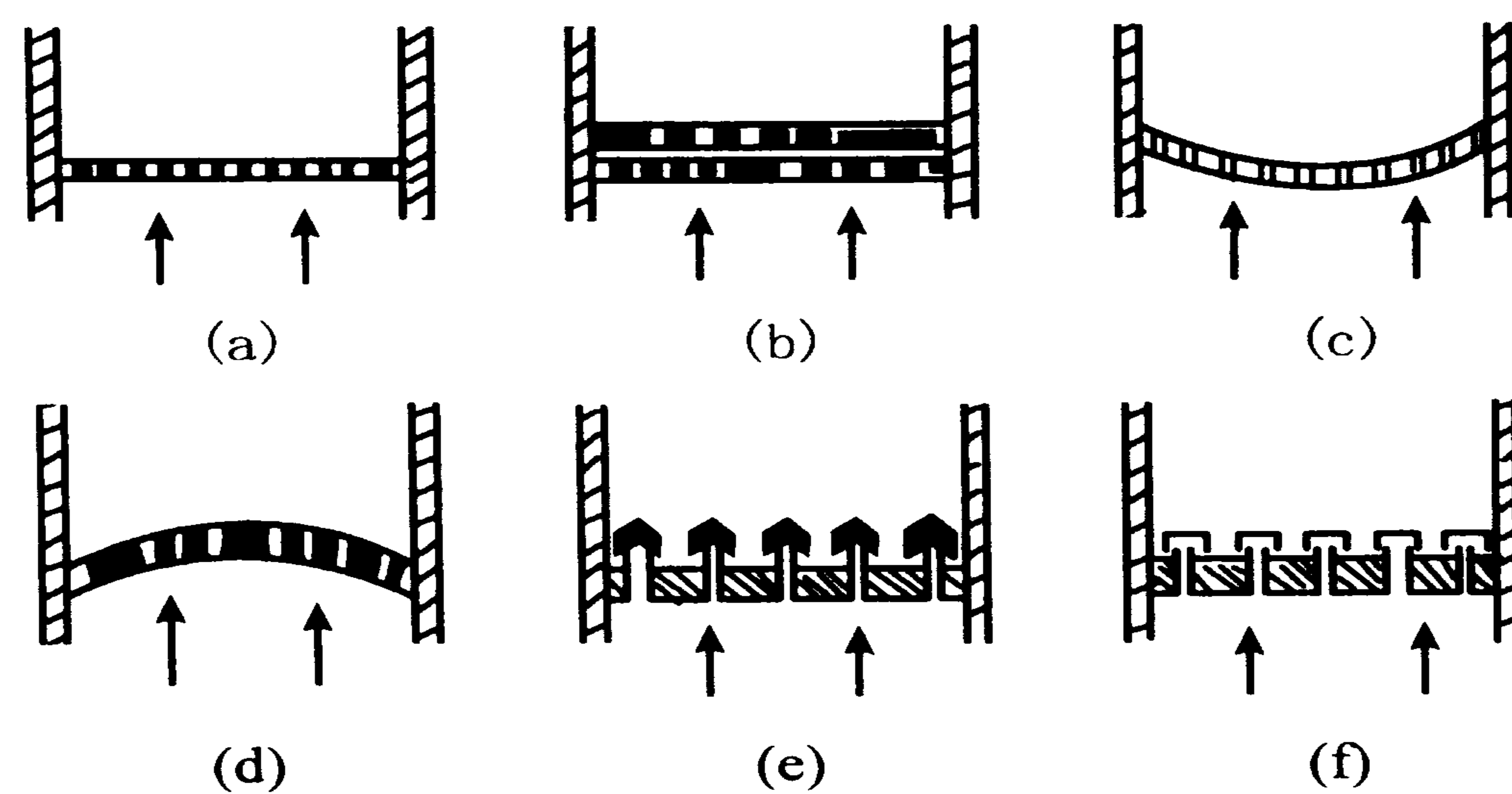


图 4-24 各种流化床分布板的形式

(3) 固体颗粒的回收系统 从流化床排出的气体中，回收夹带着的固体颗粒，一般采用旋风分离器作为回收装置。旋风分离器将在本章 4.1.2.2 中介绍。

(4) 挡板和挡网

①挡板和挡网的作用。挡板或挡网能够破坏气泡的生成和长大，改善气体在床内停留时间的分布和两相的接触，减轻气体的返混现象，提高流化效果。这是由于挡板或挡网下面有一稀相层，由挡板或挡网上下来的粒子像雨一样穿过稀相层，使气固混合非常均匀。

挡板除了具有挡网的作用外，还能使气体沿导向方向作旋转运动，加强气固

接触。但在气速低时，这一优点不明显。

流化床内设挡板与挡网，使床层斜面波动减小，使流化操作趋于稳定。如图 4-25 所示，不加挡板时，料面的波动随气速的增大而增大。另外，挡板可降低床层膨胀比的作用，因而可减小流化床的高度，如图 4-26 所示。

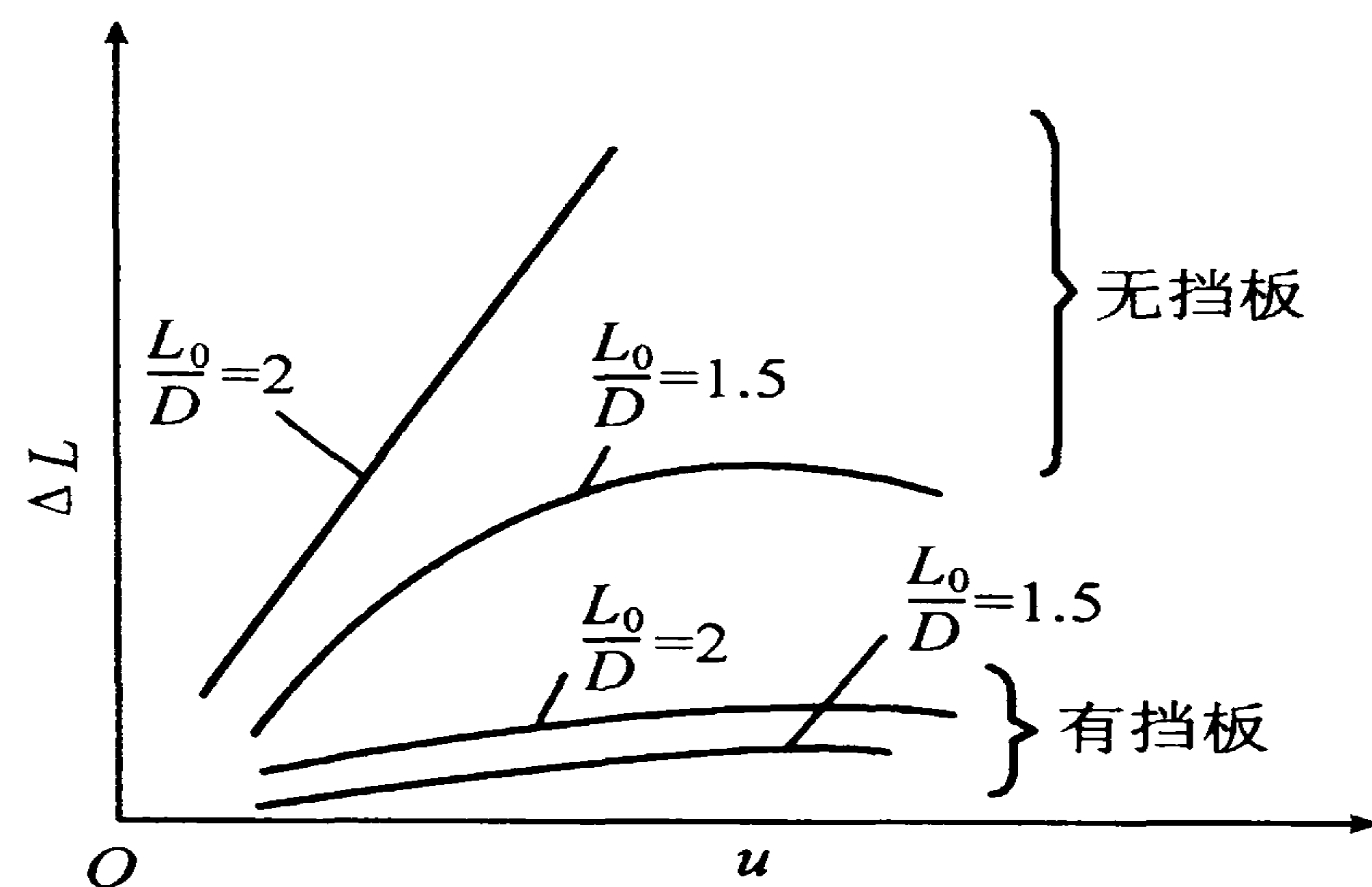


图 4-25 有无挡板时料面波动情况

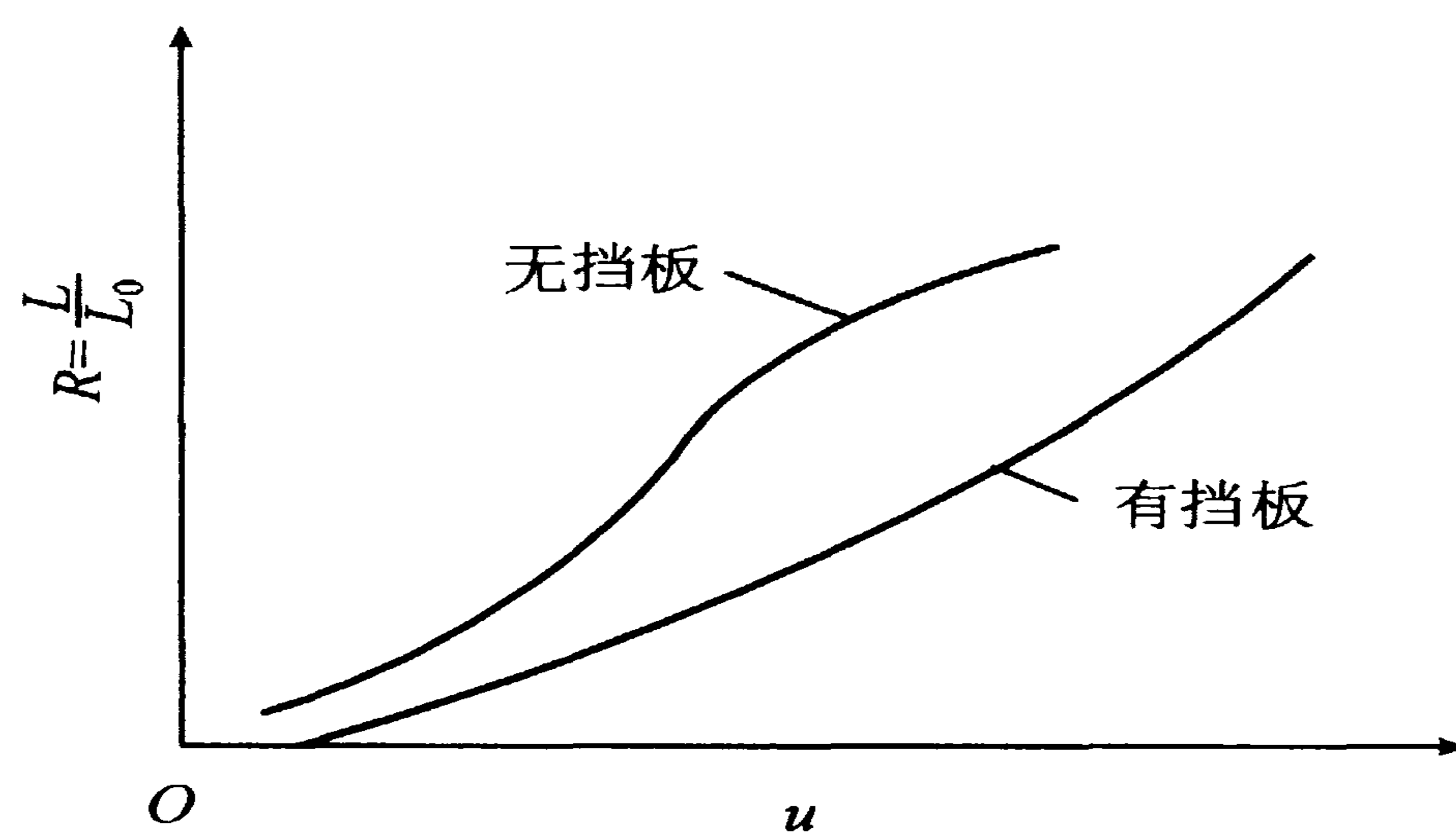


图 4-26 有无挡板时膨胀比 R 的变化情况

膨胀比 R 为某一操作速度下床层的高度 L 与临界点时床层的高度 L_{mf} （或固定床的高度 L_0 ）之比，即 $\frac{L}{L_{mf}}$ （或 $\frac{L}{L_0}$ ）。若相应的空隙率分别为 ϵ 、 ϵ_{mf} （或 ϵ_0 ），则有

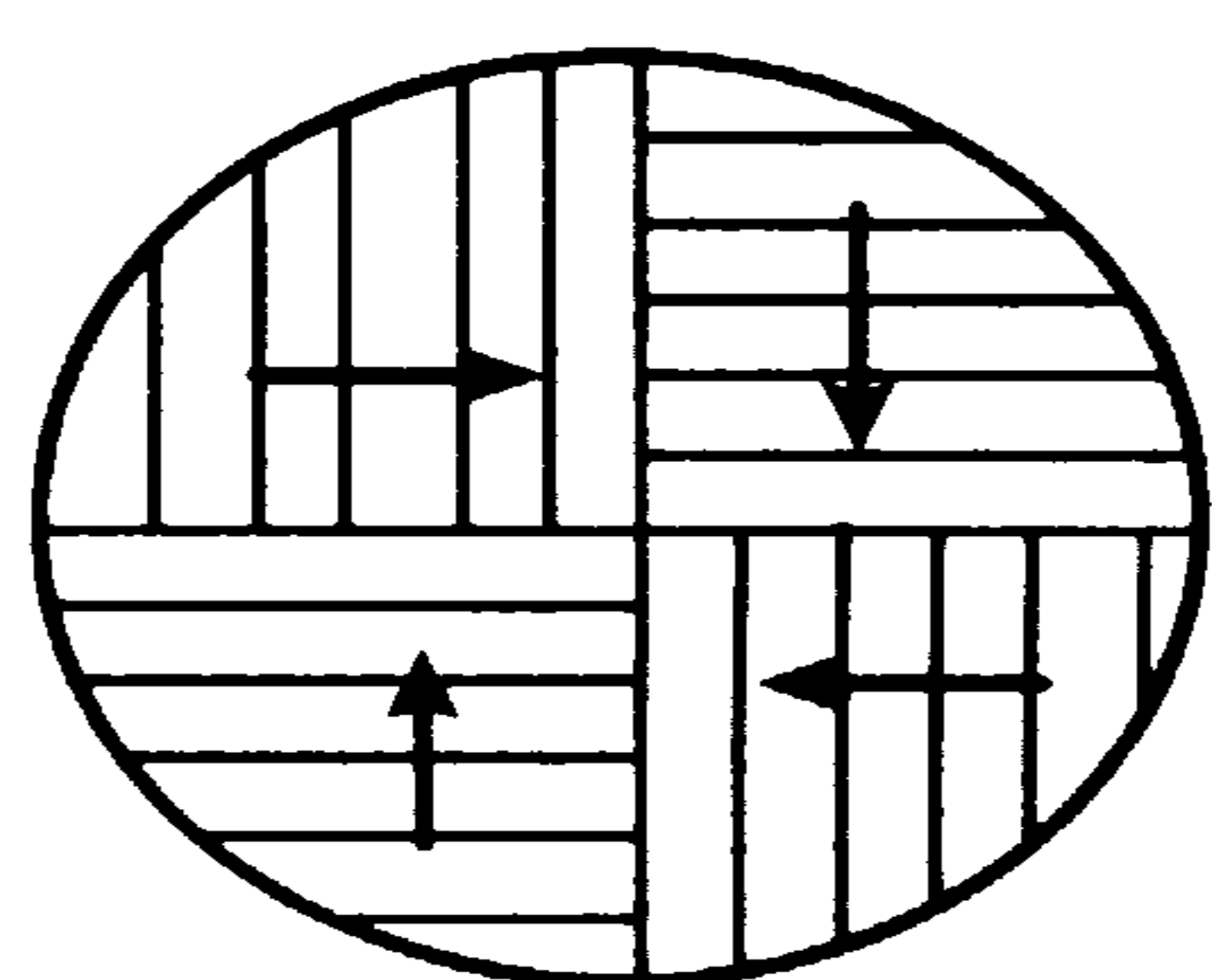
$$R = \frac{L}{L_{mf}} = \frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon} \quad \text{或} \quad R = \frac{L}{L_0} = \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon} \quad (4-74)$$

②挡板的类型及特点。挡板分为单旋挡板或多旋挡板。单旋挡板是使气流只有一个旋转中心的挡板，根据气流旋转方向的不同，又分为内旋和外旋挡板，如图 4-27 所示。多旋挡板（图 4-28）使气流产生多个旋转，使气固充分接触和混合，粒子径向分布趋于均匀，但其结构复杂，加工困难，限制了粒子的纵向混合，增大了床层的纵向温差。

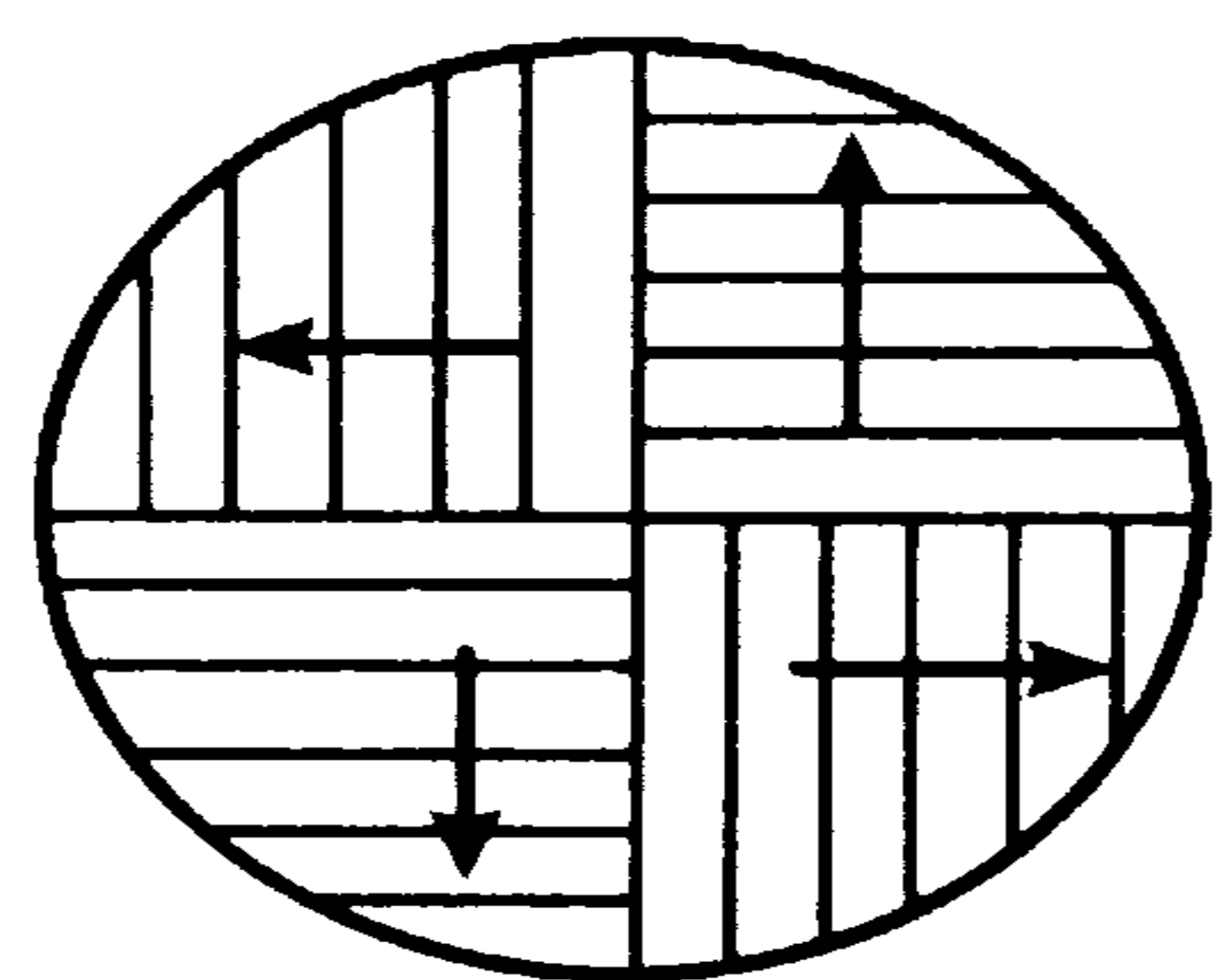
挡板虽提高了流化效果，但阻止了颗粒的纵向混合，使颗粒沿床层高度产生分级，增加纵向温度梯度，故一般将挡板或挡网的直径做得比床径小，使颗粒在环隙内构成纵向循环。环隙的大小对流化质量影响很大。环隙量过大，造成气流短路，降低挡板作用，环隙量过小造成纵向温差过大，起不到循环作用。环隙一般为 10~50 mm。

③挡板、挡网的配置方式。a. 向心挡板、离心挡板单独使用。b. 向心挡板、

离心挡板交替使用。c. 挡网单独使用。d. 挡板、挡网重叠作用。



(a)



(b)

(a) 内旋 (b) 外旋

图 4-27 单旋挡板

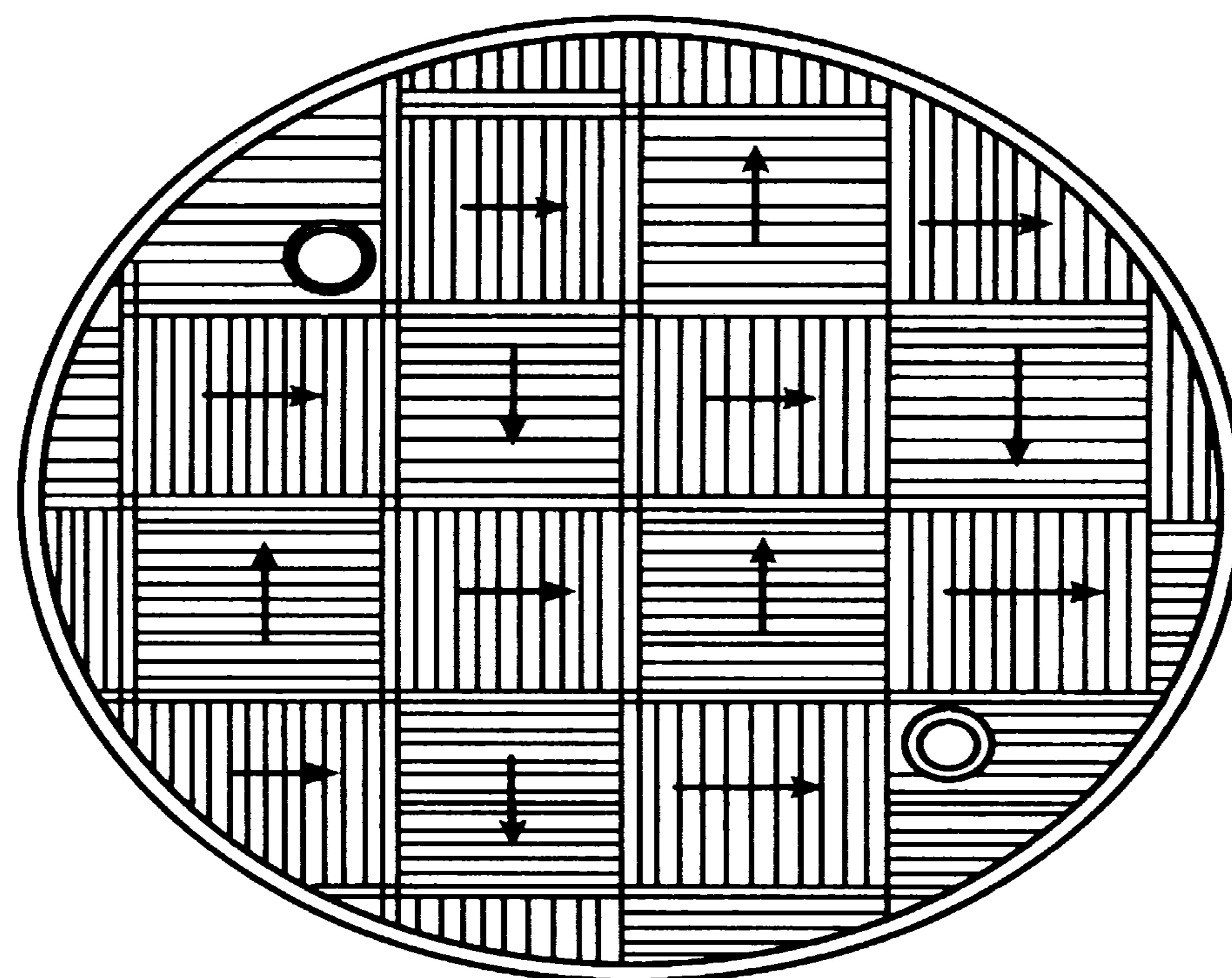


图 4-28 多旋挡板

3.1.5 流态化技术在食品工业方面的应用

目前流态技术在食品工业方面的应用主要有以下几个方面：

(1) 流态化加热（或冷却） [fluidized heating (or cooling)] 有两种形式，一种是以流化介质为加热剂（或冷却剂），对固体颗粒进行加热（或冷却）。它的典型应用例子是速溶奶粉的喷雾干燥技术上所采用的震动流化冷却系统。这种系统利用冷空气为流化介质，对前道工序出来的热粉进行冷却，提高了奶粉的速溶性。另一种加热（或冷却）的方法是在流化床层与浸没物体之间进行换热的方法。

(2) 流态化干燥 (fluidized drying) 流态化干燥物体时，空气既是流化介质，又是干燥介质。这种干燥方法具有干燥速度快，干燥均匀，易于控制等许多特点。用于近代速溶奶粉和其他速溶食品上，构成了喷雾干燥—流化干燥—流化冷却的系统，收到了良好的效果。必须指出，流化干燥的机理包含着传热和传质两种过程。

(3) 流化造粒 (fluidized granulation) 食品的造粒是以粉粒体或液体为原料，在适当的设备中，制成形状大小均匀的粒子的操作。造粒方法很多，流化造粒是其中之一。喷雾流化造粒的最大特点是制品颗粒的溶解性和分散性好。通常喷雾流化造粒是将 $100\ \mu\text{m}$ 以下的粉体颗粒以水分润湿后，由其附着凝聚力，使粒子逐渐长大到 $500\ \mu\text{m}$ 以上的方法，流动的粉体悬浮在容器内，作为粘结剂的

水或溶液喷成雾状，并在粒子表面形成水膜，由凝聚力发生粒子间的架桥现象，使粒子成长为一定大小的颗粒。

应用流态化技术时需注意：①流态化中两相都发生混合，使床内物料的浓度趋于均一，从而会导致平均传质推动力的降低。②颗粒的相互撞击以及颗粒与器壁的撞击会造成大量的磨损，形成细小的粉尘。

3.2 气力输送

3.2.1 概述

当流体速度增大至等于或大于固体颗粒的带出速度时，则颗粒在流体中形成悬浮状态的稀相，并随流体一起带出，称为气力输送（pneumatic conveying）或水力输送（hydraulic conveying）。

在食品工业中，气力输送和水力输送都有广泛的应用，特别是气力输送，如啤酒厂输送大麦、麦芽以及输送糖、茶叶、盐、碎饼干、谷物等颗粒食品与面粉、奶粉、淀粉等粉状食品。

气力输送和水力输送原理大致相似，本书主要讨论气力输送。

气力输送的优点：①可进行长距离、任意方向的连续输送，劳动生产率高，结构简单、紧凑，占地小，使用、维修方便。②输送对象物料范围广，粉状、颗粒状、块状、片状等均可，且温度可高达500℃。③输送过程中，可同时进行混合、粉碎、分级、干燥、加热、冷却等。④输送中，可防止物料受潮、污染或混入杂质，保持质量和卫生，且没有粉尘飞扬，保持操作环境良好。

气力输送的缺点：①动力消耗大（不仅输送物料，还必须输送大量空气）；②易磨损物料；③易使含油物料分离；④潮湿易结块和粘结性物料不适用。

根据颗粒在输送管内的密集程度不同，可将气力输送分为稀相输送和密相输送两大类。衡量管内的颗粒密集程度的常用参数是单位管道容积含有的颗粒质量，即颗粒的松密度 ρ' (kg/m^3 管道容积)，它与颗粒的真密度 ρ_p 的关系为

$$\rho' = \rho_p (1 - \epsilon) \quad (4-75)$$

式中 ϵ 为空隙率。

颗粒在静置堆放时（如固定床）的松密度常称为颗粒的堆积密度，工业常遇的粉体物料的堆积密度可在手册中查获。

气力输送中，单位时间被输送物料的质量与输送空气的质量之比，称为混合

比,也称为固气比,以 R 表示,它是气力输送装置常用的一个经济指标。

$$R = \frac{G_s}{G_a} \quad (4-76)$$

式中: G_s 为被输送物料的质量流量, kg/s ; G_a 为输送空气的质量流量, kg/s 。混合比的大小同样反映了颗粒在管内的密集程度。

通常区分稀相输送与密相输送界限大致是:

稀相输送	松密度	$\rho' < 100 \text{ kg/m}^3$
	混合比	$R = 0.1 \sim 25 \text{ kg 固/kg 气}$ (一般 $R = 0.1 \sim 5$)
密相输送	松密度	$\rho' > 100 \text{ kg/m}^3$
	混合比	$R = 25$ 至数百

3.2.2 气力输送的原理

气力输送主要是利用空气的动力作用,物料在空气动力作用下被悬浮然后被输送,故物料在气流中悬浮是输送原理的基本点。颗粒在水平管和垂直管中的悬浮机理及运动状态不同。

(1) 颗粒在垂直管中和水平管中的悬浮 在垂直管内气流自下而上,颗粒悬浮于气流中,颗粒受力与沉降一样,是重力与气体浮力之差和气体对颗粒产生的力,这两力达到平衡时,颗粒就悬浮在流体中,并与管壁相脱离。

颗粒在水平管内,由于气流运动方向与颗粒的重力方向垂直,故悬浮运动复杂,如图 4-29 (a) 气流为湍流,气流质点在垂直方向的分速度产生垂直向上的力,颗粒在此力作用下悬浮;若湍流状态的气流速度分布如图 4-29 (b) 所示,管中心处速度最大,愈靠近管壁速度愈低,颗粒由于气流速度梯度发生旋转且逆气流方向的侧方所受的压力高于顺气流侧方的压力,因而悬浮于管中;若颗粒形状不规则,则所产生的气流推动力在垂直方向上的分力会使颗粒如图 4-29 (c) 悬浮;此外由于颗粒间、颗粒与管壁间的碰撞而跳跃,会使物料如图 4-29 (d) 悬浮。

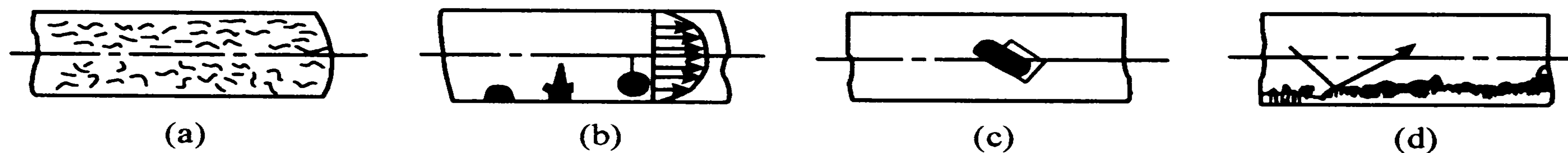


图 4-29 颗粒在水平管中的悬浮作用

(2) 颗粒在管中的运动状态 颗粒在管中的运动状态与气流速度有直接关系。

在垂直管中，当气流速度为颗粒悬浮速度时，颗粒呈流态化状态，自由悬浮在气流中；气流速度超过悬浮速度时，颗粒散布均匀并被气流所输送。

在水平管中，风速愈大，颗粒在管道内愈接近均匀分布，风速逐渐减小，愈靠近管底处，颗粒愈密，直到停滞而堵塞。

风速与颗粒运动状态的关系见图 4-30 (a) 为悬浮流，输送风速大，颗粒接近均匀分布，呈悬浮状态输送。图 4-30 (b) 为底密流，颗粒愈靠近管底，分布愈密，一面作不规则运动，一面被输送。图 4-30 (c) 为疏密流，即悬浮输送的极限状态，有部分颗粒在管底滑动。图 4-30 (d) 为停滞流，大部分颗粒失去悬浮能力，在管底局部聚集，管子流动截面变窄，使风速增大，又把停留的颗粒群吹走，为不稳定状态。图 4-30 (e) 为部分流，风速过小，颗粒堆积在管底，只有部分颗粒在气流作用下作不规则移动，似沙丘流动。图 4-30 (f) 为柱塞流，堆积料层充满整个管截面积，靠空气压力推动输送。

由上可知，对同一物料而言，气力输送主要受风速支配，故气力输送时应保证使气流速度保持颗粒悬浮，但不宜过大，过大则导致输送阻力和磨损的加大。

3.2.3 气力输送系统

气力输送系统一般由供料装置、输料管路、卸料装置、闭风器、除尘装置和气力输送机械等组成。

气体输送机械用在食品上必须保证空气洁净、无毒、无油分、含尘小等卫生标准，同时为防止粉尘爆炸，要采取安全措施。一般用离心式通风机和鼓风机及往复式和水环式真空泵。

气力输送的除尘装置，常用旋风分离器。

气力输送是通过管路来输送物料，是气-固系统的双相流动。双相流动有如下特点：①气体的湍动程度以及系统的总压力降都会因固体的存在而增加；②颗

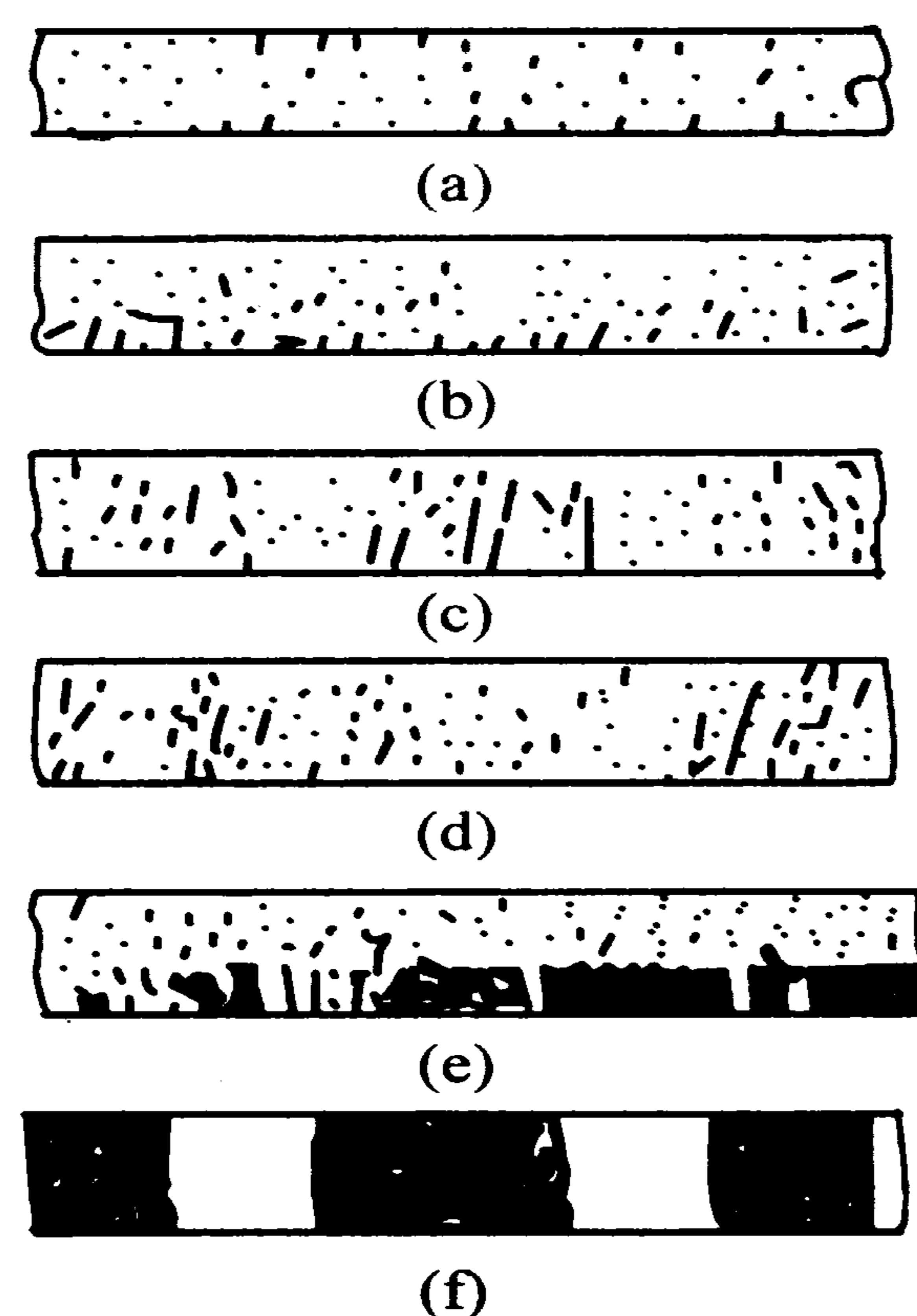
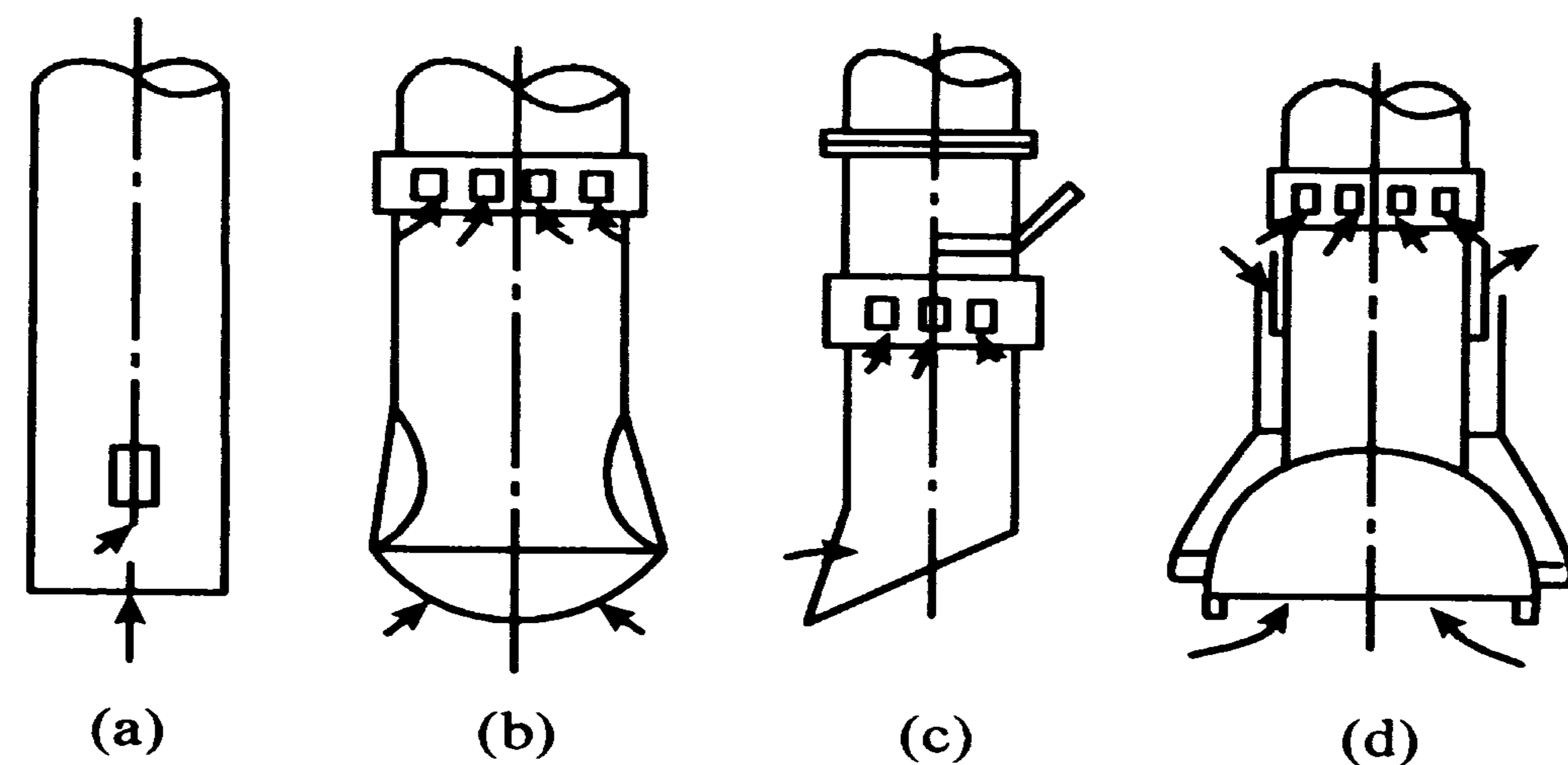


图 4-30 输送气流速度与流动状态的关系

粒之间的摩擦和碰撞，将产生颗粒的破坏；③颗粒聚集并堵塞管路；④颗粒与管壁的摩擦可能产生静电效应。

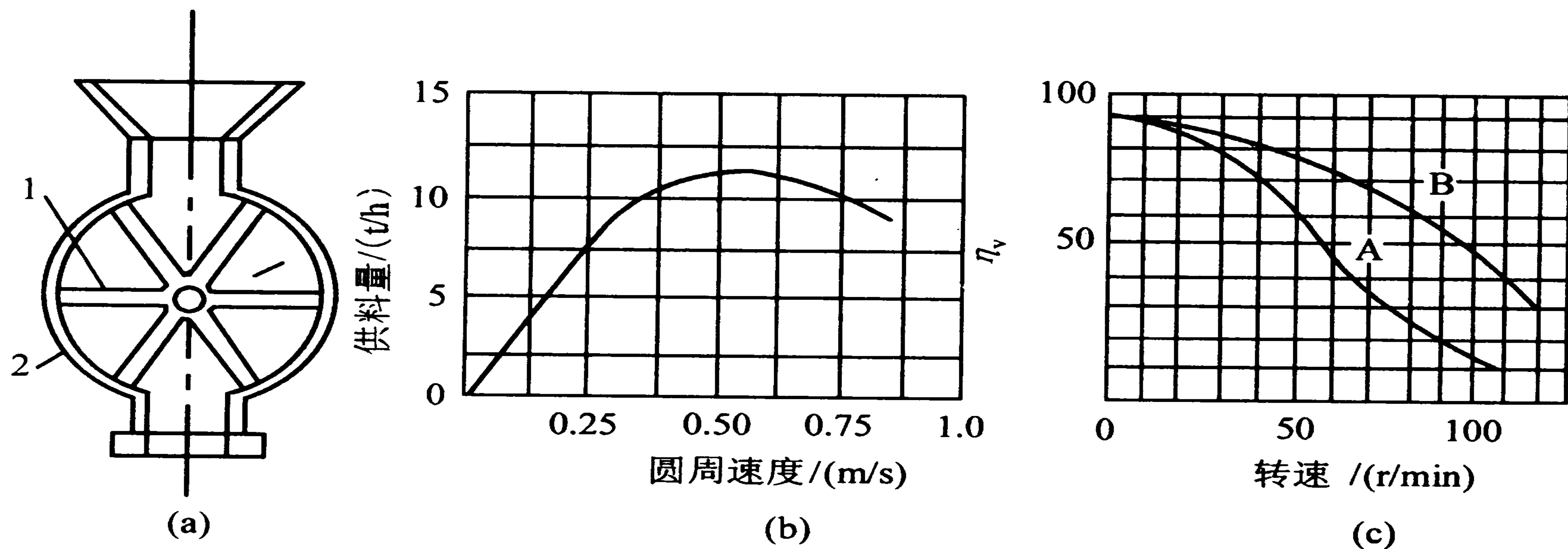
为了减小输送中的阻力和保证空气在整个管道分布均匀，一般用内径 50~300 mm 的圆形截面管。一般物料可采用水、煤气管，若不允许铁锈混入食品时，可用不锈钢或硬质聚氯乙烯管。对后者要注意排除静电。

气力输送的供料装置是将物料送入输送管道的设备，常见的有吸嘴和旋转式加料器，分别见图 4-31 和图 4-32。



(a) 单管形 (b) 单筒形 (c) 倾斜形 (d) 喇叭形双筒

图 4-31 吸嘴的形式



(a) 结构简图

(b) 供料量与圆周速度的关系

(c) 容积效率与转速的关系

1. 叶轮

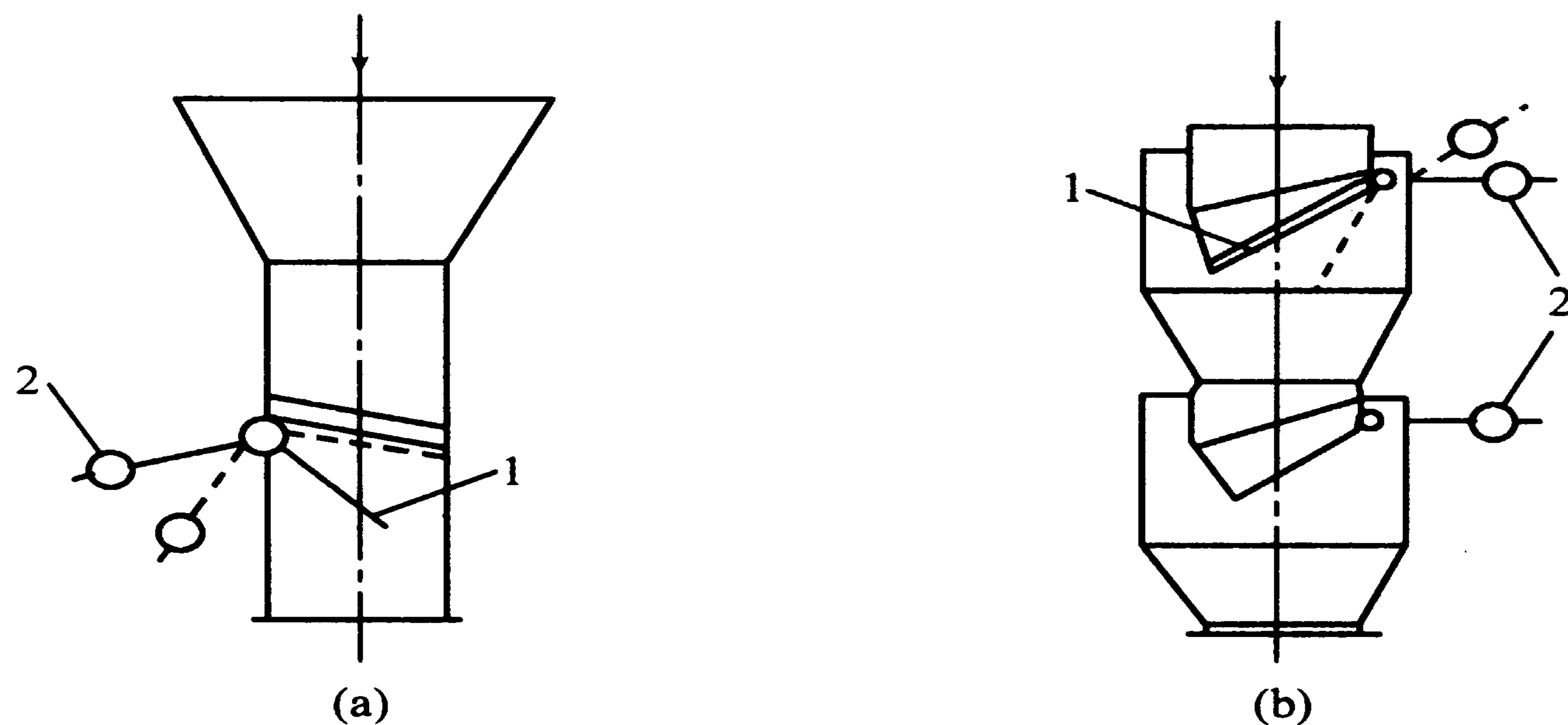
2. 机壳

A. 粉料 B. 小麦一类物料

图 4-32 旋风式加料器的构造和性能

气力输送的卸料器,又称为物料分离器,是将随气流一起输送的物料分离下来的设备。常用的有离心式卸料器和沉降式卸料器,其结构和原理见本章下一节。

气力输送的闭风器是保持卸料器中压力稳定的装置。因为吸引式卸料器中是负压,当卸料器排料阀开启时,物料发生反吹现象,使物料不能排出。旋风加料器就是一种闭风器。另外还有一种压力门闭风器,工作原理是靠堆积一定高度物料的自重作用,起到闭风和卸料装置的作用。如图 4-33 所示。



(a) 单压力门式 (b) 双压力门式

1. 压力门 2. 可调平衡重锤

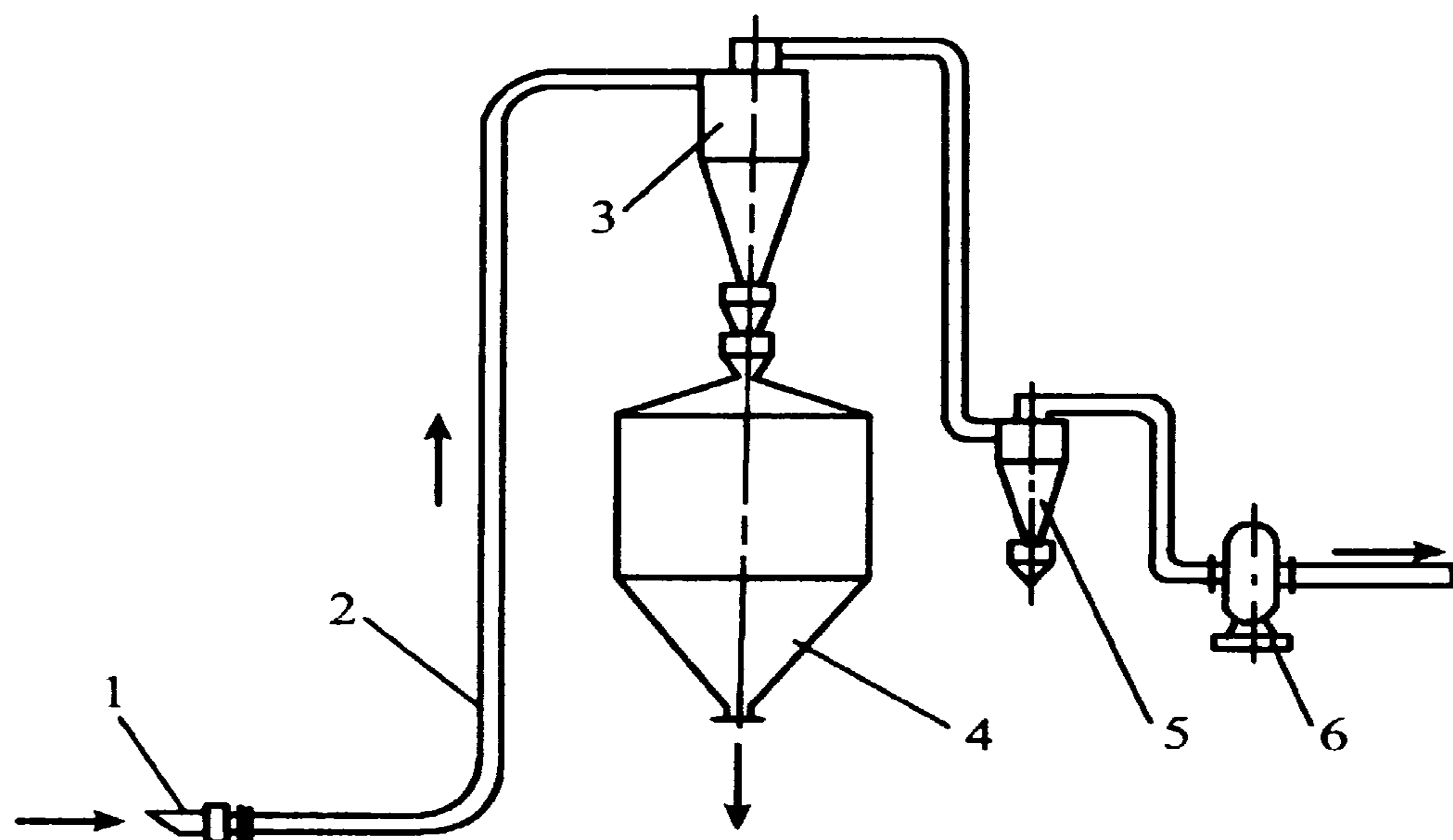
图 4-33 压力门闭风器

食品工业中多采用稀相输送。稀相输送是借管内的高速气体 (18~30 m/s) 将粉状物料彼此分散、悬浮在气流中进行输送。根据气源的安装位置和压强的大小,稀相输送装置主要有吸引式(真空式)和压送式两种:

吸引式	低真空吸引	气源真空度 < 13 kPa
	高真空吸引	气源真空度 < 0.06 MPa
低压压送式	气源表压	0.05~0.2 MPa

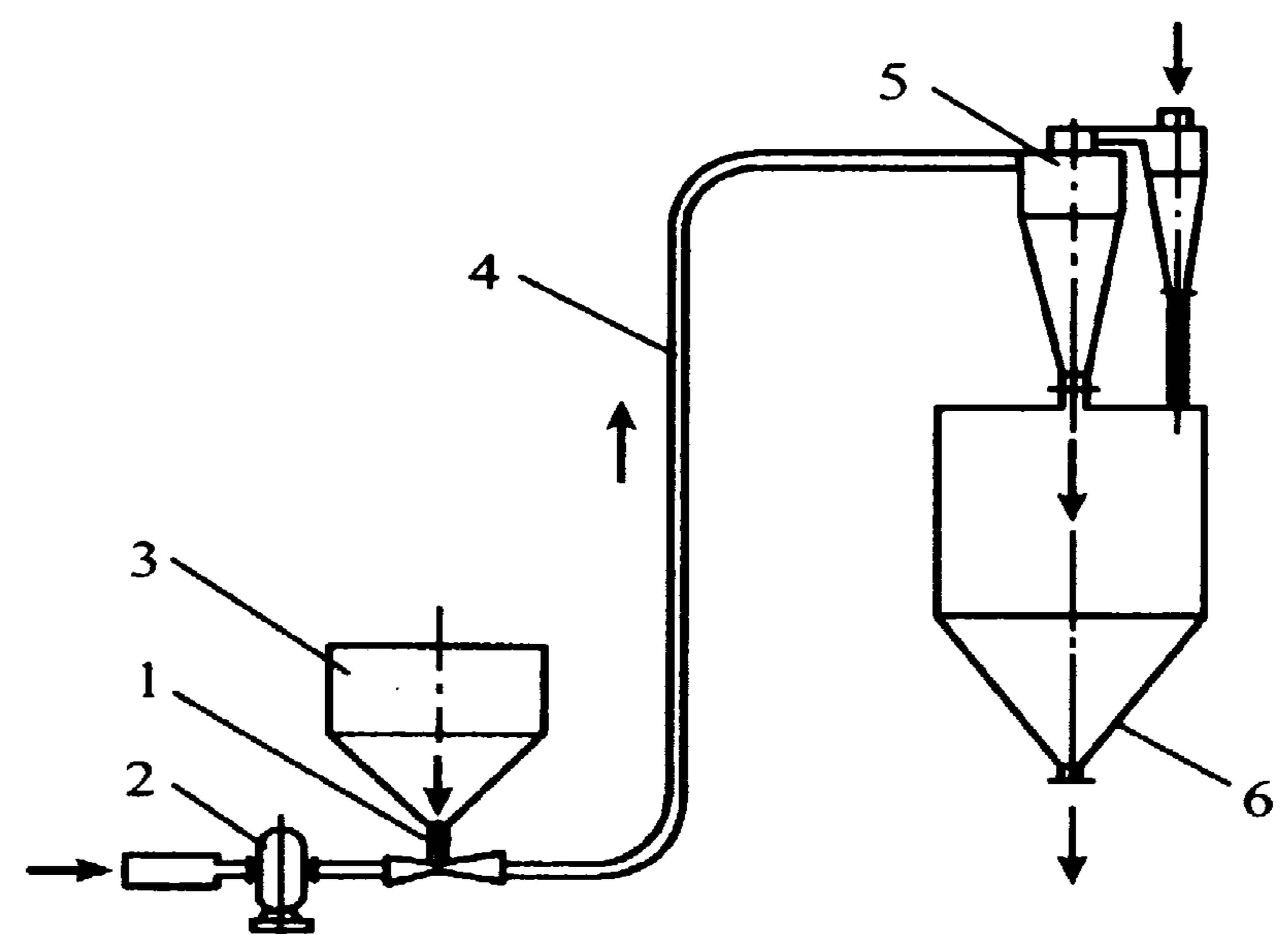
吸引式输送系统如图 4-34 所示,物料与大气混合一起吸入系统进行输送,系统内保持一定的真空,物料到指定场所经分离器使气体和物料分离,气体经除尘器净化后由风机排出。

压送式输送系统如图 4-35 所示,依靠压气机械排出高于大气压的气流,将物料与气流混合一起而进行输送。



1. 吸嘴 2. 输送管 3. 一次旋风分离器
4. 料仓 5. 二次旋风分离器 6. 抽风机

图 4-34 吸引式气力输送系统简图



1. 回转式供料器 2. 压气机械 3. 加料斗
4. 输料管 5. 旋风分离器 6. 料仓

图 4-35 压送式气力输送系统简图

气力输送可在水平、垂直或倾斜管道中进行,所采用的风速和混合比都可在较大范围内变化,从而使管内气固两相流动的特性有较大的差异,再加上固体颗粒在形状、粒度分布等方面的多样性,使得气力输送装置的计算目前尚处于经验阶段。

4 非均相混合物的分离

食品工业中,经常需要将混合物加以分离。

混合物分为两大类,凡物系内部各处物料性质均匀而不存在相界面的称为均相混合物 (homogeneous mixture),如溶液及混合气体都是均相混合物;凡物系内部有隔开两相的界面存在,而界面两侧物料性质截然不同,称为非均相混合物,如大小不等或密度不同的固体颗粒混合物,由固体颗粒与液体构成的悬浮液 (suspension),由不互溶的液体构成的乳浊液 (emulsion),由固体颗粒 (或液滴) 与气体构成的含尘气体等。

非均相 (不均匀) 混合物 (non-homogeneous/heterogeneous mixtures) 中,处于分散状态的物质,称为分散质 (或分散相) (internal/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分散介质 (dispersion/dispersing medium),如气态非均相混合物中的气体,液态

非均相混合物中的液体等。

食品工业中遇到的非均匀混合物，以悬浮液和乳浊液为最多，如牛奶是奶油和脱脂奶组成的浮浊液；果汁、蔬菜汁是果肉和不溶性固体与澄清汁液所形成的悬浮液，葡萄糖及味精生产过程形成的含晶液体，是晶体悬浮液……。此外，奶粉生产过程中，还会出现含固体粒子的气体——气溶胶。为了从牛奶中提取奶油作为产品；或者从排气中回收奶粉，以至从各种悬浮液中获得固体或结晶产品，都需要对有关的非均匀相混合物进行分离。

非均相混合物的分离一般用机械分离方法 (mechanical separations)，如由大小不等及密度不同的颗粒构成的液体混合物可用沉降方法 (settling and sedimentation) 分离，大小不同的颗粒用筛分离 (sieving)，悬浮液可用过滤分离 (filtration)，气体中的灰尘可用重力和离心力分离 (gravitational and centrifugal separation)。

均相混合物的分离一般是加入或产生第二个相，使其中一部分物质被移动。如蒸发 (evaporation) 是通过加热使其中易挥发的物质先产生气体，形成气相。萃取 (extraction) 是加入另一种液体使溶液中的一种物质易溶入所加的液体以产生第二个液相。

本节主要讨论非均相混合物的分离，此种单元操作 (unit operation) 遵循流体力学的基本规律。

4.1 沉降

沉降操作是利用某种力的作用，利用分散质与分散介质的密度差，使之发生相对运动而分离的过程。力可以是重力，也可以是惯性离心力，故有重力沉降和离心沉降之分。

4.1.1 重力沉降

依靠地球引力场的作用而发生的沉降过程称为重力沉降。

颗粒在沉降过程中所受到的作用力、沉降的规律及沉降速度的计算已在本章 2 中论述。在此主要介绍重力沉降的应用及其沉降设备。

4.1.1.1 重力沉降的应用

依靠颗粒本身重力的沉降常用于直径 0.1 mm 以上的颗粒，它的应用主要在

以下几个方面:

(1) 气体的除尘 (dust elimination/removal) 气体除尘或除雾滴时, 重力沉降主要作为除尘的预处理, 沉降在空的或有挡板的沉降室中进行。

(2) 悬浮液的增稠(thickening) 悬浮液经重力沉降可分离出大部分液体, 作为一种预处理, 它可以节省进一步过滤或离心分离时的能量和发挥设备的生产能力。增稠也可用于废水处理, 先使固体物料沉降掉, 清液经处理后循环利用。

(3) 固体物料的分级 (sizing/size grading/sorting) 从沉降速度公式可以得出, 同一物料不同直径的颗粒, 在沉降时

$$\frac{u_{t1}}{u_{t2}} = \left(\frac{d_{p1}}{d_{p2}} \right)^{0.5 \sim 2} \quad (4-77)$$

根据沉降速度不同, 可以对直径不同的物料予以分级。如图 4-36 所示, 在缓慢水流中, 不同直径的颗粒将在不同的位置沉降下来。

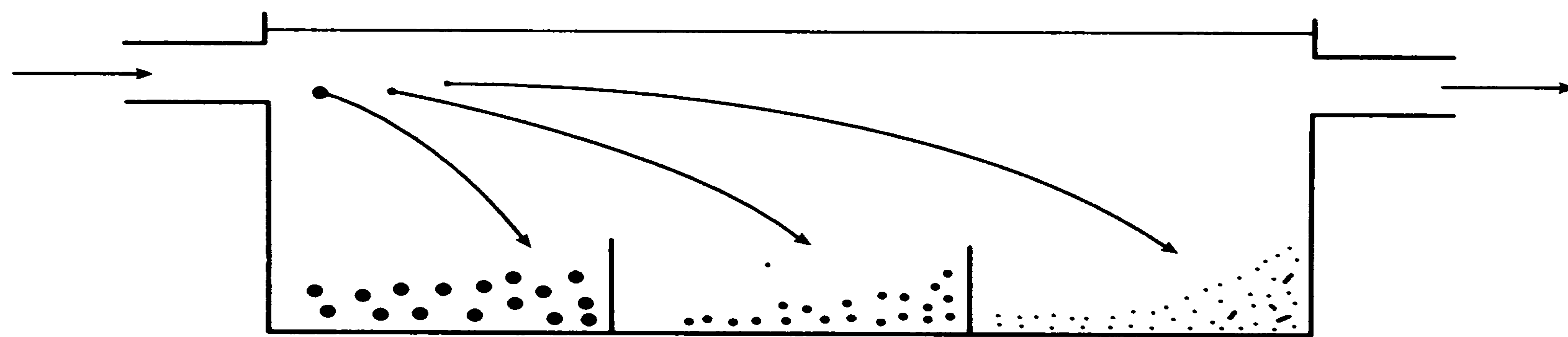


图 4-36 沉降分级示意图

(4) 固体物料的分类 (sorting) 相同直径不同物料的颗粒沉降时, 从沉降速度公式可得:

$$\frac{u_{t1}}{u_{t2}} = \left(\frac{\rho_{p1} - \rho}{\rho_{p2} - \rho} \right)^{0.5 \sim 1} \quad (4-78)$$

同样, 根据沉降速度的不同, 可以将密度不同的物料分离, 这也是水力选矿的原理。

4.1.1.2 重力沉降设备及其工作原理

(1) 降尘室 从气流中分离出尘粒, 所用设备为降尘室, 也叫除尘室 (dust chamber), 如图 4-37 所示, 含尘气体进入降尘室后, 由于流通截面扩大, 导致速度减慢, 只要在气体通过降尘室的时间内, 颗粒能够降至室底, 颗粒便被分离。

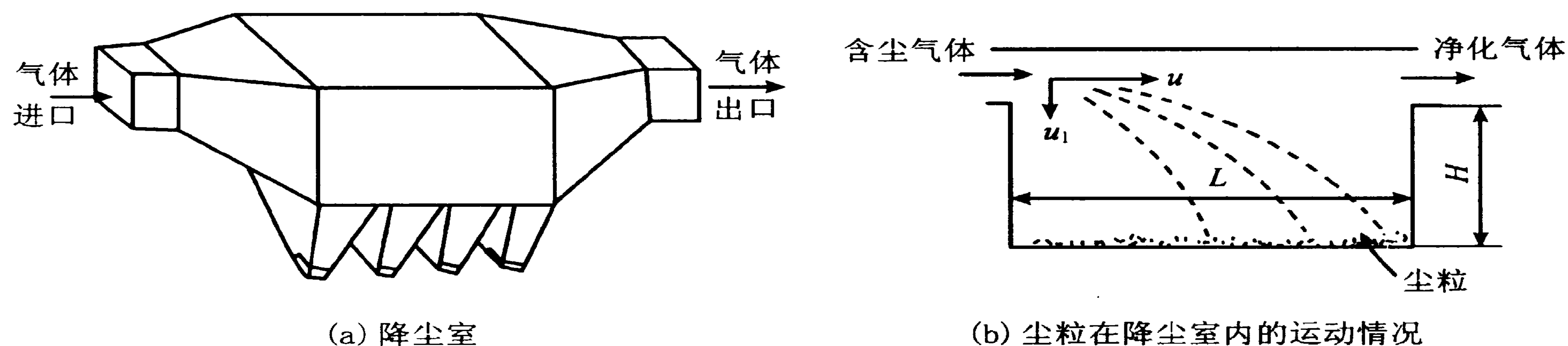


图 4-37 降尘室示意图

设： L 为降尘室的长度， m ； H 为降尘室的高度， m ； B 为降尘室宽度， m ； u_t 为颗粒的沉降速度， m/s ； u 为气体在降尘室中的水平流速， m/s 。

则沉降面积 $A_0 = BL$ ，气体在降尘室中停留的时间为：

$$\tau_r = \frac{L}{u}$$

颗粒沉降时间为： $\tau_t = \frac{H}{u_t}$

又颗粒被分离出的条件为： $\tau_t \leq \tau_r$

$$\text{即 } \frac{H}{u_t} \leq \frac{L}{u} \quad (4-79)$$

若含尘气体的体积流量为 q_v ，则 $u = \frac{q_v}{(HB)}$

将上式代入式 (4-79) 得： $q_v \leq BLu_t$ (4-80)

由此可知：降尘室的生产能力只与沉降面积 A_0 及颗粒的沉降速度 u_t 有关，而与降尘室的高度无关，因此，可将降尘室制成多层。

在计算沉降速度 u_t 时应注意，要以要求全部被除去的最小颗粒直径计算，且气流速度不应过高，以免引起干扰沉降或已经沉降下来的颗粒重新卷起，且要保证 u 处于滞流范围。

(2) 悬浮液的沉聚过程 悬浮液的沉聚一般为干扰沉降 (hindered/interference settling)，原因有 3 个方面：①每个颗粒受到附近颗粒的干扰，使得它周围流体中的速度梯度增大，因而剪应力加大，比自由沉降时阻力加大；②大颗粒相对于小颗粒进行沉降，介质有效密度和粘度都大于纯液体的，由斯托克斯公式 (4-45) 知，当介质密度和粘度增大时，沉降速度减小；③小颗粒有被沉降较快的大颗粒向下拖曳的趋势，这样大颗粒沉降速度减小，小颗粒沉降速度增加。

沉降槽 (settling tank) 内悬浮液的沉聚过程, 可通过间歇沉降试验 (batch sedimentation test) 来观察, 把摇混均匀的悬浮液倒入玻璃筒里, 如图 4-38 所示。若颗粒比较均匀, 开始时如图 (a)。图 (b) 为沉聚过程中分为 4 个区域: A 区无颗粒, 称为清液区; B 区里悬浮液浓度与原悬浮液的浓度相同, 为等浓度区; C 区内愈往下颗粒愈大, 浓度也愈高, 称为变浓度区; D 区内固相浓度最大, 称为沉聚区。在沉聚中, AB 界面颇为清晰, 而其他界面较难区别。且 A, D 两区逐渐扩大, B 区逐渐减小。如图 (c), 沉降开始后一段时间内 AB 界面向下等速移动, 直至 B 区消失与 C 区重合为止。AB 界下移速度为表观沉降速度 u , 它不同于沉降速度 u_t , u_t 是相对于流体的速度, 而 u 是相对于器壁的速度。等浓度区 B 消失后, AC 界面以逐渐变小的速度下降, 直至 C 区消失, 如图 (d), 这时全部颗粒集中于 D 区, 达到了临界沉降点, 后来的颗粒把 D 区压紧。

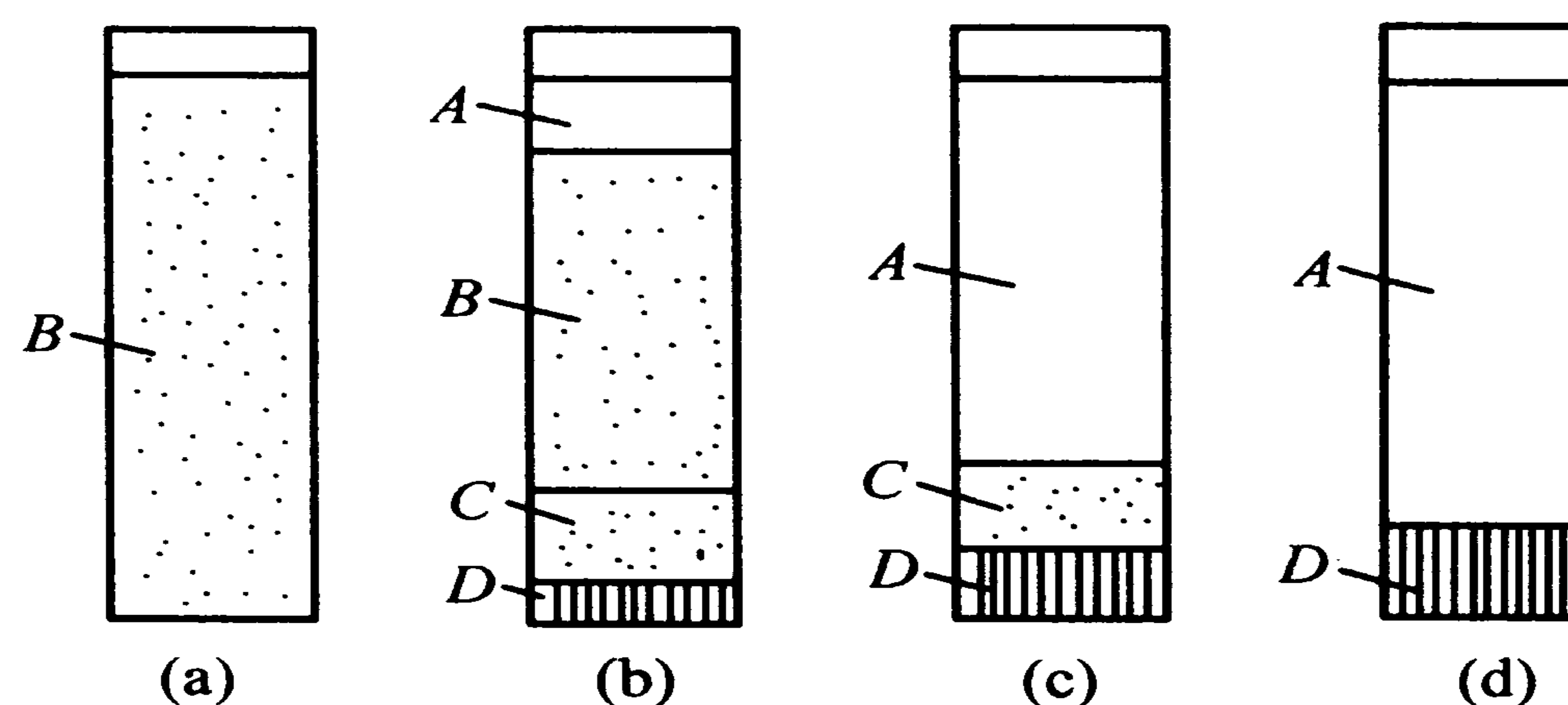


图 4-38 间歇沉降试验

(3) 沉降器 实现重力沉降分离的设备称为沉降器 (settling apparatus) 或沉降槽 (sedimentation tank)。沉降器通常为圆形、方形或锥形的沉降槽、沉淀池或长槽。其操作方式有间歇式 (batch)、半连续式 (semi-continuous) 和连续式 (continuous)。处理悬浮液的重力沉降器可以从悬浮液中分离出清液和沉渣。

① 间歇式沉降器 (intermittent/batch subsider/tank/chamber): 沉降开始至终止, 物料是静止的, 因此悬浮液的进入和沉淀的排出是间歇进行的。图 4-39a) 所示为一般的沉降器, 它是带有锥底的圆槽, 在槽不同高度侧壁上装几个侧管并配上阀门, 以引出清液或用虹吸的方法引出清液。

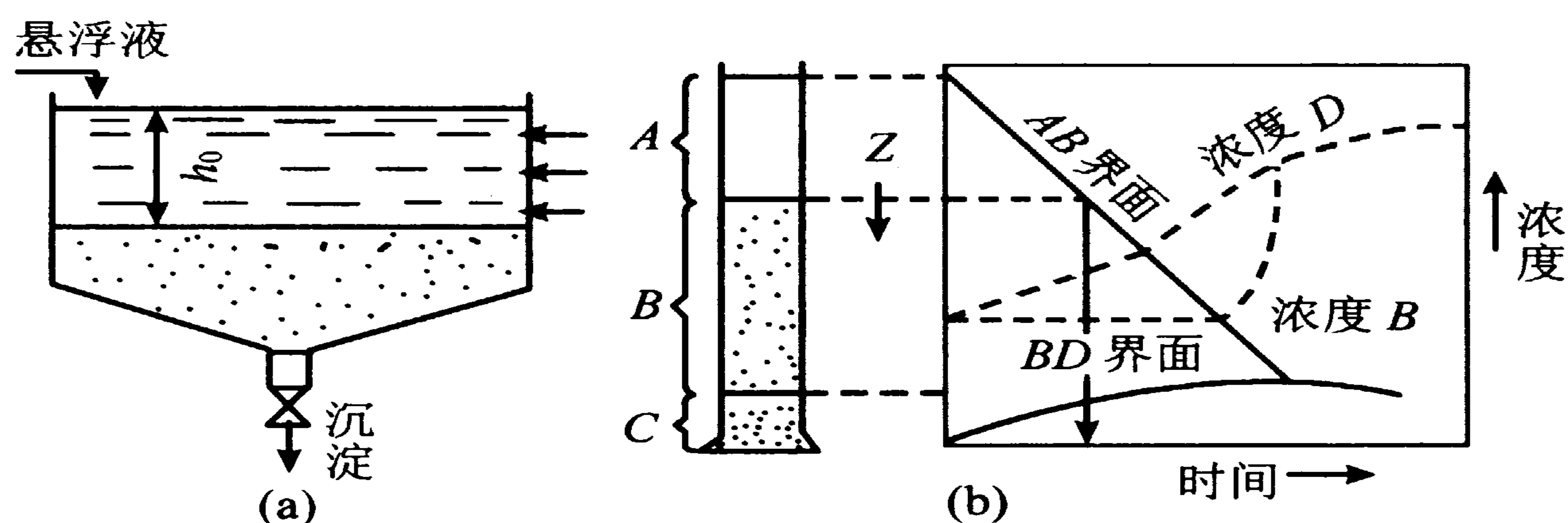
间歇式沉降器的计算在于确定沉降面积和沉降器容积。

沉降器的生产能力为:

$$Q = \frac{V}{\tau_t} = \frac{A_0 h_0}{\tau_t} \quad (4-81)$$

$$\begin{aligned} \text{因} \quad & h_0 = u_t \tau_t \\ \text{故} \quad & Q = A_0 u_t \end{aligned} \quad (4-82)$$

式中： Q 为生产能力，以清液体积计算， m^3/s ； V 为沉降器容积， m^3 ； τ_t 为沉降时间， s ； A_0 为沉降面积， m^2 ； h_0 为沉降器内清液高度， m ； u_t 为沉降速度， m/s 。



(a) 设备简图 (b) 过程图解

图 4-39 间歇式沉降器及其典型沉降过程图解

由式 (4-82) 可知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，这是重力沉降设备的特征。因此，现代沉降器的结构特点是高度低、截面大。沉降器的体积则以暂时贮存的沉淀和清液量为依据。

间歇式沉降器在食品工业上应用较少，只用于含少量颗粒的悬浮液沉降，如果汁、葡萄酒的澄清。

对于以沉淀为产品的沉降器，其生产能力通常是以干沉淀或湿沉淀的数量来表示，如淀粉和酵母生产用的沉降器。

②半连续式沉降器 (semi-continuous subsider/tank/chamber)：最常见的连续式沉降器是有矩形横截面的长槽，如图 4-40 所示。料液不断加入槽内，随流动不断沉降分离，清液连续从设备中流出，但沉淀物间歇清除。为满足大生产能力的要求，可将沉降槽设计成很长的来回曲折的渠道，如玉米淀粉生产中的沉降槽，槽长可达 30 m，宽 0.5 m，深仅 0.4 m。它因具有很大的沉降面积，故生产能力很大。

颗粒在沉降槽内的运动很复杂，它既要随液流以速度 u_T 沿长度方向运动，又以 u_t 向下作沉降运动。颗粒运动的绝对速度 u_p 为矢量 u_L 和 u_t 之和。

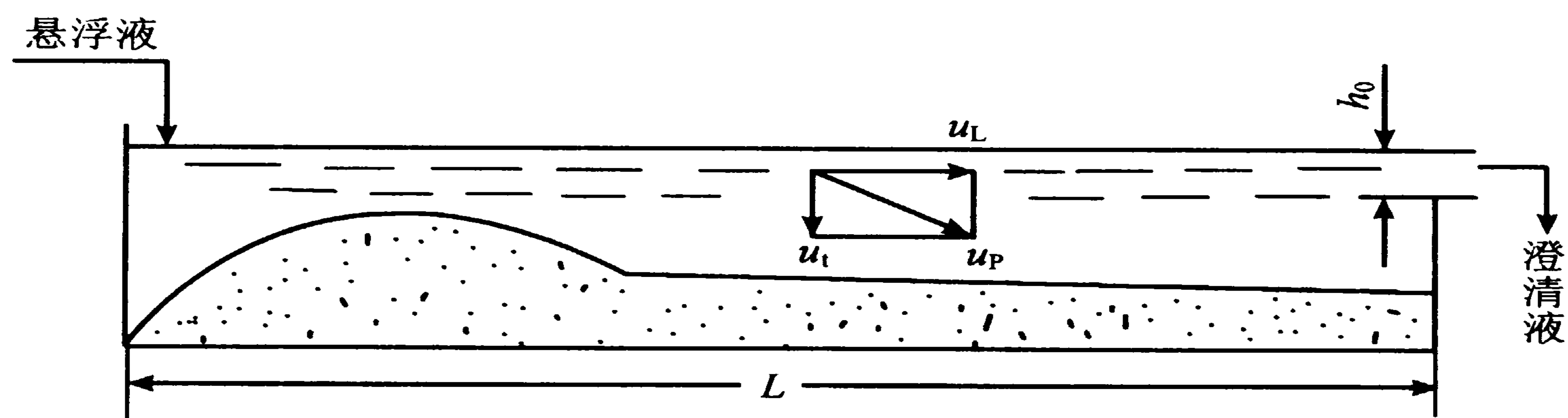


图 4-40 半连续式沉降器示意图

为使一定大小的颗粒在沉降器内被沉降分离而不随流体排出，必须选取适当的清液层高度 h_0 及设备长度 L 的值，使之符合下述关系：

$$\frac{h_0}{u_0} \leq \frac{L}{u_L} \quad (4-83)$$

式中： u_t 为要求除去的最小颗粒直径的沉降速度； u_L 为清液水平流速，它必须小于能将已沉降的颗粒重新扬起的临界速度 u_c 。

临界速度 u_c 的确定，可由流体横向对颗粒所施加的曳力 F_D 应小于、最多等于颗粒与沉渣层间的摩擦力 F 求得。由于

$$F_D = \frac{\xi A_p \rho u_c^2}{2}$$

$$F = \frac{\pi d_p^3 (\rho_p - \rho) g \lambda}{6}$$

λ 为颗粒与沉渣层的摩擦系数。取极限情况时， $F_D = F$ ，则操作流速 u_L 应符合下述条件：

$$u_L < u_c = \sqrt{\frac{4\lambda d_p (\rho_p - \rho) g}{3\xi\rho}} \quad (4-84)$$

此外， u_L 必须使流动维持在滞流区内。若在湍流条件下会使沉降过程受干扰，分离效果不好。

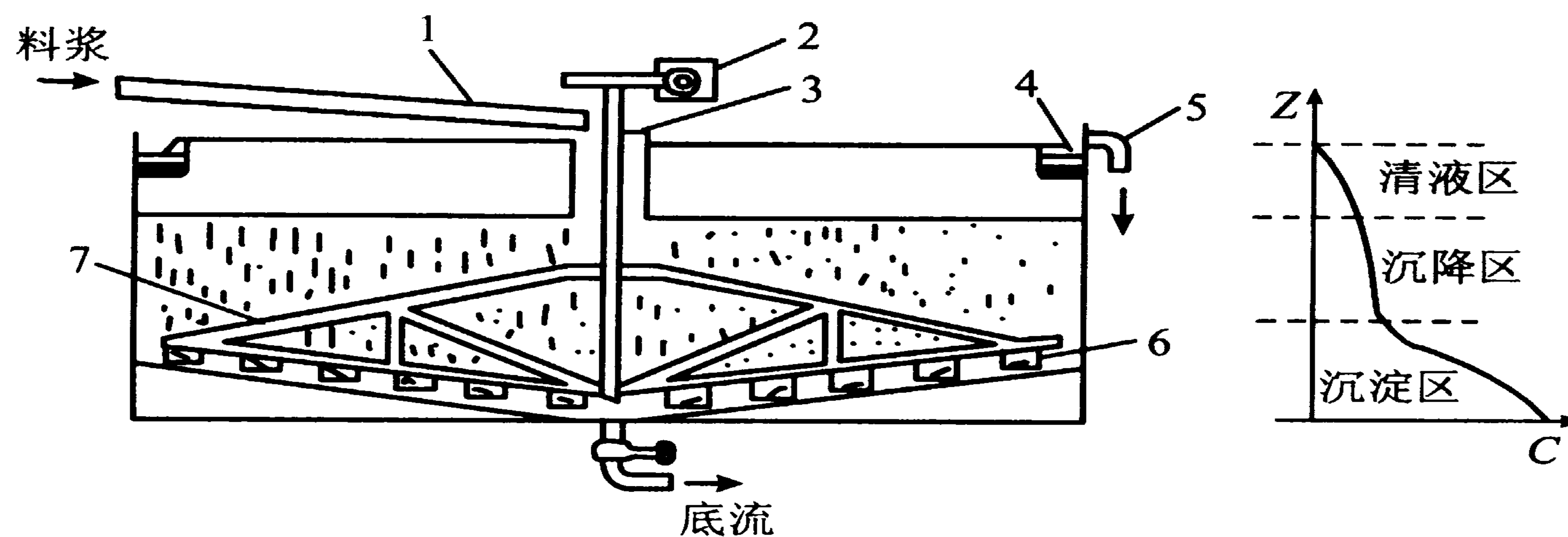
半连续式沉降器的生产能力决定于单位时间内横向流过设备的清液流量，即：

$$Q = b h_0 u_L \leq b h_0 \left(\frac{u_t L}{h_0} \right) = b L u_t = A_0 u_t \quad (4-85)$$

式中 b 为沉降器的宽度, $A_0 = bL$ 为沉降面积。

由式 (4-85) 可见, 半连续式沉降器的生产能力与沉降速度和沉降面积成正比, 与沉降器的高度无关。此结论与间歇式沉降设备完全相同。

③连续式沉降器 (continuous subsider/tank): 它的进料以及清液和沉淀物的卸出均为连续。如图 4-41 所示, 沉降槽是一个底部稍带锥形的大直径浅槽, 悬浮液由中央进料口进入, 上部有溢流堰供清流出, 底部有中央口供浓液排出。在增浓区可用搅拌器搅拌, 有利于压缩沉渣而挤出较多的液体。



1. 进料槽道 2. 转动机构 3. 料井
4. 溢流堰 5. 溢流管 6. 叶片 7. 转耙

图 4-41 连续沉降器

设计沉降器主要是在给定的供料条件和指定的沉淀层浓度下, 计算所需的沉降面积。而要获得澄清液体, 应使器内向上流动的清液流速小于颗粒的沉降速度。

设: G_0 为料液中固体的质量流量, kg/s (以干固物计); C_0 为料液中含清液量, 即每千克干固物含清液的千克数, kg/kg ; C_R 为增浓液 (沉淀) 中含清液量, kg/kg ; A_0 为沉降面积, m^2 ; ρ 为清液的密度, kg/m^3 。
则清液向上流速为

$$u_L = \frac{G_0 (C_0 - C_R)}{\rho A_0}$$

连续式沉降器获得清液, 实现沉降的条件是:

$$u_L = \frac{G_0 (C_0 - C_R)}{\rho A_0} \leq u_t$$

$$\text{故所求沉降器面积: } A_0 \geq \frac{G_0 (C_0 - C_R)}{\rho u_t} \quad (4-86)$$

$$\text{沉降器的生产能力 } Q: \quad Q = \frac{G_0 (C_0 - C_R)}{\rho} \leq A_0 u_t \quad (4-87)$$

可见，连续式沉降器的生产能力与间歇式、半连续式一样，都等于沉降面积与沉降速度的乘积，与沉降器的高度无关，故制成多层沉降器，可成倍增加沉降面积，并以相应的倍数提高生产能力。

4.1.2 离心沉降

依靠惯性离心力的作用而实现的沉降称为离心沉降 (centrifugal sedimentation)。对两相密度差较小，颗粒粒度较细的非均匀相系，可利用颗粒作圆周运动时的离心力以加快沉降过程。惯性离心力随位置和转速而改变，如颗粒与转轴的距离为 r ，流体和颗粒的切向速度为 u_T ($u_T = r\omega$)，对任何质量 m 的惯性离心力为：

$$F_e = m r \omega^2 = \frac{m u_T^2}{r}$$

当流体带着颗粒旋转时，颗粒在径向受到惯性离心力、向心力和阻力 3 个力的作用。若颗粒为球形，则式 (4-38)、式 (4-40)、式 (4-41) 可写成：

$$F_e = m \frac{u_T^2}{r} = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p \frac{u_T^2}{r} \quad (4-88)$$

$$F_b = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho \frac{u_T^2}{r} \quad (4-89)$$

$$F_R = \xi \frac{\pi}{8} d_p^2 \rho \frac{u_T^2}{r} \quad (4-90)$$

三力平衡得：

$$u_r = \sqrt{\frac{4d_p (\rho_p - \rho) u_T^2}{3\xi\rho r}} \quad (4-91)$$

式中 u_r 为颗粒在离心作用下的沉降速度。

该式与式 (4-44) 的不同之处，无非是用离心加速度 a ($= r\omega^2 = \frac{u_T^2}{r}$) 取代了 (4-44) 中的重力加速度 g 。

若颗粒与流体的相对运动属于滞流，阻力系数也符合斯托克斯公式，则

$$u_r = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{u_T^2}{r} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18\mu} r\omega^2 \quad (4-92)$$

同一颗粒所受离心力与重力比为：

$$K_c = \frac{r\omega^2}{g} = \frac{u_T^2}{gr} \quad (4-93)$$

比值 K_c 称为离心分离因素 (centrifuging factor)，其数值的大小是反映离心分离设备性能的重要指标。 K_c 越大，设备分离效率越高。

重力沉降依靠固体颗粒的重力 mg (m 为固体颗粒质量，kg)，因此沉降速度慢，分离效果差。由式 (4-92) 知对固体颗粒施加离心力，可以显著提高沉降速度，即使微小粒滴也能迅速沉降。当采用超高速离心机时，甚至能对同位素进行分离。

4.1.2.1 离心沉降的应用

典型的有气体的旋风分离和悬浮液的离心分离 (centrifugal separation) (包括离心沉降) (centrifugal sedimentation) 和离心过滤 (centrifugal filtration)。气-固非均相物系的离心沉降一般在旋风分离器中进行，固体悬浮液的离心沉降一般在各种沉降式离心机中进行。

由于离心分离具有很多优点，所以应用日益广泛，特别适合于食品工业中含结晶 (或颗粒) 的悬浮液和乳浊液的分离，如蔗糖、味精、酵母、鱼肉制品、果汁、牛奶、啤酒、饮料等的分离处理。离心沉降与重力沉降相比，具有生产能力大、分离效果好、制品纯度高等特点。

4.1.2.2 离心沉降设备及其工作原理

(1) 旋风分离器

①旋风分离器的操作原理。旋风分离器 (cyclone separator) 是利用惯性离心力的作用进行的气溶胶 (aerosol/gas dispersoid) 分离。在食品工业上常用于奶粉、蛋粉等干制品后期的分离，也可用于气流干燥等。图 4-42 (a) 为标准型旋风分离器，其主体上部为圆筒形，下部为圆锥形。含尘气体由圆筒上部的进气管沿切向进入，受器壁约束而旋转向下作螺旋形运动。在惯性离心力作用下，颗粒被甩向器壁与气流分离，再沿壁面落至锥底的排灰口，经净化后的气体在中心轴

附近范围内由下向上作旋转运动，最后由顶部排气管排出。下行的螺旋形气流称为外旋流，上行的螺旋形气流称为内旋流，内外旋流气体的旋转方向是相同的。气体在旋风分离器内的双层螺旋运动 [如图 4-42 (b)]，只是一个大致运动情况，实际很复杂，在器内任何位置上气流都有 3 个方向的速度，即切向速度、径向速度与轴向速度。

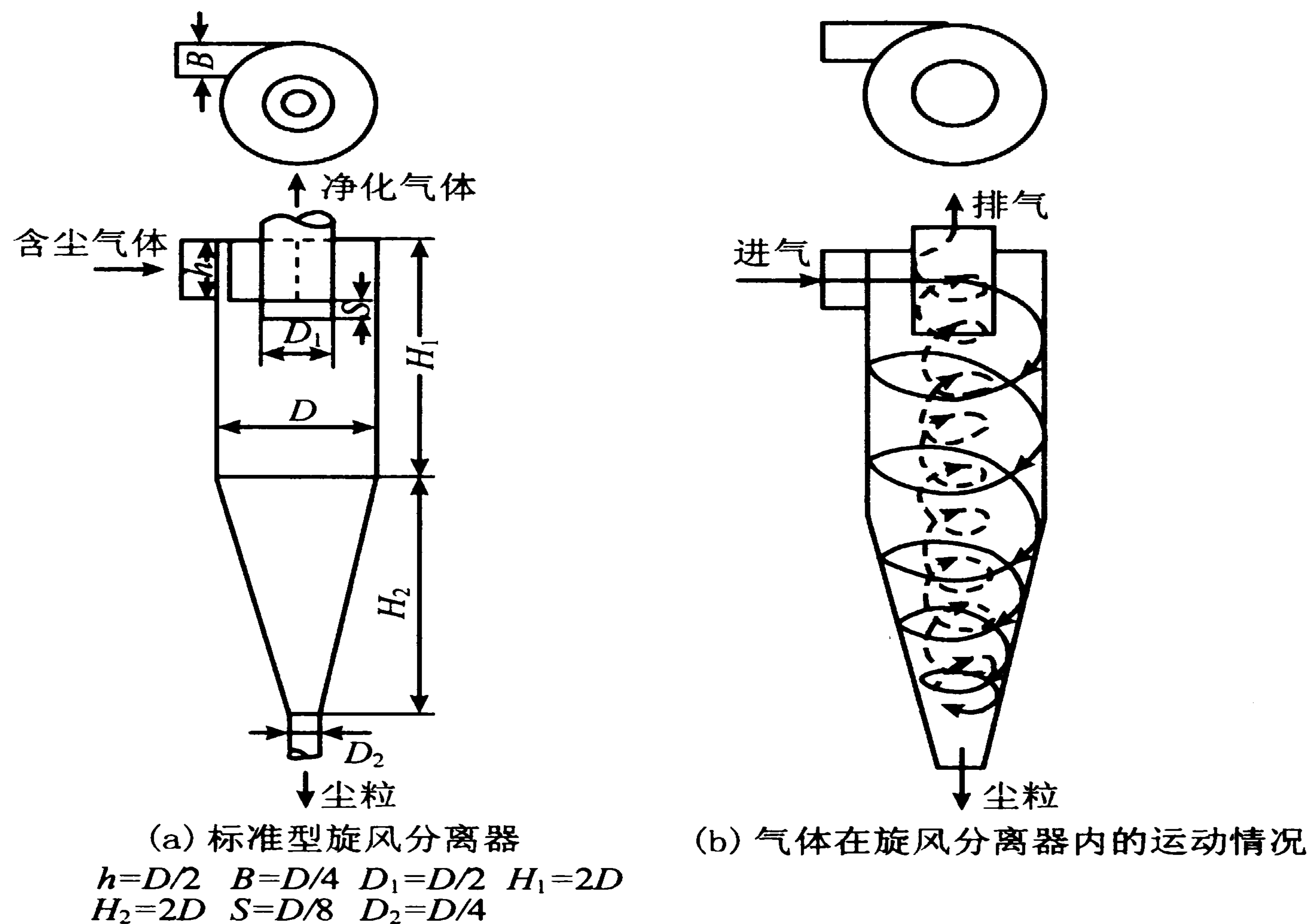


图 4-42 旋风分离器

②旋风分离器的性能。评价旋风分离器性能的主要指标有两个：分离效率 (separating/collection efficiency) 和气体经过旋风分离器的压降 (pressure drop)。

研究旋风分离器分离性能时，常从分析其临界粒径入手。

临界粒径 (critical radius of particled)。是理论上在旋风分离器中能被完全分离下来的最小颗粒直径。临界粒径是判断分离效率高低的依据。

计算临界粒径的关系式，可根据下列假设条件推导：a. 进入旋风分离器的气流严格按螺旋路线作等速运动，其切向速度等于进口风速；b. 颗粒向器壁沉降时，必须穿过厚度等于整个进气口宽度 B 的气流层，方能到达壁面而被分离；c. 颗粒与气流的相对运动为滞流。

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_e u_i \rho_p}} \quad (4-94)$$

式中： u_i 为进口处的平均气速，m/s； N_e 为气流旋转圈数，一般为 0.5~3.0，但对于标准分离器， $N_e=5$ ； B 为进气宽度，m； ρ_p 为固相密度，kg/m³。

一般旋风分离器是以圆筒直径 D 为参数，其他尺寸都与 D 成一定比例。由上式可见，临界粒径随分离器的尺寸增大而加大， d_c 增大，分离效率降低。因此分离效率随分离器尺寸增大而减小。所以，气体处理量大时，常并联使用几个小的旋风分离器，以维持较高的除尘效率。

分离效率有两种表示方法：一是总效率 η_0 ；另一是分效率，又称粒级效率 η_{pi} 。

总效率 (overall separating/collection efficiency)：是指进入旋风分离器的全部颗粒中被分离出来的质量分率，即

$$\eta_0 = \frac{c_1 - c_2}{c_1} \quad (4-95)$$

式中： c_1 为旋风分离器进口气体含尘质量浓度，kg/m³； c_2 为旋风分离器出口气体含尘质量浓度，kg/m³。

粒级效率 (granularity grading/separating efficiency)：含尘气流中的颗粒通常大小不均，各尺寸的颗粒被分离下来的百分率互不相同。按各种粒度分别表明其被分离下来的质量分率称为粒级效率。通常把气流中所含颗粒的尺寸范围分成几个小段，则其中第 i 个小段范围内的颗粒的粒级效率定义为：

$$\eta_{pi} = \frac{c_{1i} - c_{2i}}{c_{1i}} \quad (4-96)$$

式中： c_{1i} 为进口气体中粒径在第 i 小段范围内的颗粒质量浓度，kg/m³； c_{2i} 为出口气流中的粒径在第 i 小段范围内的颗粒质量浓度，kg/m³。

一般从理论上讲，凡颗粒直径大于临界直径 d_c 的颗粒的粒级效率为 100%，而小于临界直径 d_c 的颗粒的粒级效率为零。例： $d_c = 10 \mu\text{m}$ 。当 $d \geq 10 \mu\text{m}$ 时， $\eta_{pi} = 100\%$ ；当 $d \leq 10 \mu\text{m}$ 时， $\eta_{pi} = 0$ 。实际上，直径小于临界直径的颗粒也有被分离出来的，而有的大于临界直径的颗粒未被分离出来。这主要是因为直径小于 d_c 的颗粒中，有些在旋风分离器进口处已很靠近壁面，只需很短的时间就能沉降到达壁面，或在器内聚结成大颗粒，而被沉降。而直径大于 d_c 的颗粒中，有些受气体涡流的影响未能到达壁面，或沉降后又被气流重新卷起而带走。

分割粒径 d_{50} ：粒级效率为 50% 时颗粒的直径，称为分割粒径。某些高效率

旋风分离器的分割粒径可小至 $3 \sim 10 \mu\text{m}$ 。

$$d_{50} = 0.27 \left[\frac{\mu D}{u_i (\rho_p - \rho)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4-97)$$

粒级效率与颗粒直径间的关系曲线称粒级效率曲线 (granularity grading/separating efficiency line)。由于气流运动的复杂性, 粒级效率曲线是一条光滑曲线。实践中常把粒级效率曲线标绘成粒级效率 η_p 与 d/d_{50} 的关系曲线。标准型旋风分离器的粒级效率曲线如图 4-43 所示。

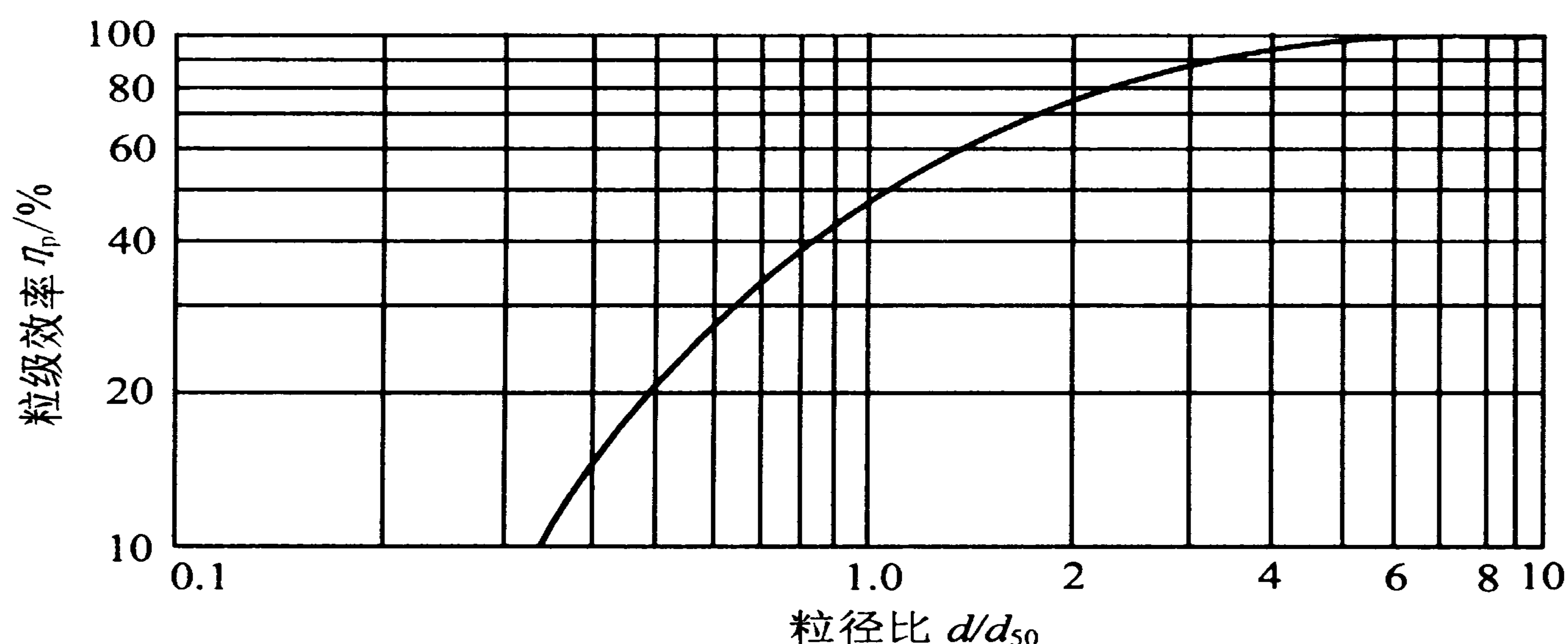


图 4-43 标准型旋风分离器的粒级效率曲线

同一型式、尺寸比例相同的旋风分离器, 其粒级效率曲线相同。

总效率可通过实测进、出口气体的粒子浓度得到, 也可由含尘气体的粒子粒度分布和粒级效率曲线, 通过下式求得。

$$\text{总效率与粒级效率的关系为: } \eta_0 = \sum \eta_i x_i \quad (4-98)$$

式中 x_i 为进口气体中粒径为 d_{pi} 颗粒的质量分率。

压强降: 压强降是评价旋风分离器的一个重要性能指标, 它是决定分离过程的能耗和合理选择风机的依据。气体流经旋风分离器时, 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及气体旋转所产生的动能损失等等, 造成气体的压强降, 即

$$\Delta p = \xi \frac{\rho u_i^2}{2} \quad (4-99)$$

式中 ξ 为阻力系数, 对于同一结构形式及尺寸比例的旋风分离器, ξ 为常数。一

般 $\xi = 5 \sim 8$ (标准旋风分离器 $\xi = 8$)。对于一般的旋风分离器, 其压强降 $\Delta p = 500 \sim 2\,000$ Pa。

影响旋风分离器性能的因素多而复杂, 物系情况及操作条件是其中的重要方面。

一般, 颗粒密度大、粒径大、进口气速高及粉尘浓度高等均有利于分离。如含尘浓度高则有利于颗粒的聚结, 可提高效率, 并且颗粒浓度增大可以抑制气体涡流, 从而使阻力下降, 所以较高的含尘浓度对压强降与效率两个方面均有利, 但有些因素则对这两方面有相互矛盾的影响, 如进口气速 u_i 稍高有利于分离, 但过高则导致涡流加剧, 反而不利于分离, 并徒然增大压强降。因此 u_i 保持在 $15 \sim 25$ m/s 范围为宜。

③旋风分离器的选用。旋风分离器的优缺点: 结构简单, 造价低廉, 没有活动部件, 可用多种材料制造, 操作条件范围宽广, 分离效率较高。但旋风分离器一般用来除去气流中直径 $5\ \mu\text{m}$ 以上的颗粒, 而不适用于处理粘性粉尘、含湿量高的粉尘及腐蚀性粉尘。此外, 气量的波动对除尘效果及设备阻力的影响较大。直径 $200\ \mu\text{m}$ 以上的粗大颗粒, 最好先用重力沉降法除去, 以减少颗粒对分离器器壁的磨损。直径 $5\ \mu\text{m}$ 以下的颗粒, 需用袋滤器 (bagfilter) 或湿法扑集 (wetcollector/scubber)。

旋风分离器的选用: 首先根据系统的物性和分离任务要求选定旋风分离器的型式, 然后根据含尘气体的体积流量、要求达到的分离效率和允许的压降确定旋风分离器的尺寸和个数。3种常用旋风分离器的性能见本书附录。注意表中的生产能力单位为 m^3/h , 压降为气体密度为 $1.2\ \text{kg}/\text{m}^3$ 时的值, 当气体密度不同时应作校正。

[例 4-5] 用标准型旋风分离器除去气流中的尘粒。已知固体密度为 $1\,100\ \text{kg}/\text{m}^3$, 颗粒直径为 $5\ \mu\text{m}$, 气体密度为 $1.2\ \text{kg}/\text{m}^3$, 粘度为 $1.8 \times 10^{-5}\ \text{Pa}\cdot\text{s}$, 流量为 $0.8\ \text{m}^3/\text{s}$, 允许的压降为 $1\,780\ \text{Pa}$, 试估算下 3 种方案的分离效率和设备尺寸: ①单台; ②二台相同的旋风分离器串联; ③二台相同的旋风分离器并联。

解: ①单台: 由式 (4-98), 得

$$1\,780 = 8 \times \frac{\rho u_i^2}{2} \quad \therefore u_i = 19.26\ (\text{m}/\text{s})$$

由标准型旋风分离器的几何尺寸得, $\frac{q_v}{u_i} = hB = \frac{D^2}{8}$

$$\therefore D = \left(\frac{8q_v}{u_i} \right)^{1/2} = (8 \times 0.8 \div 19.26)^{1/2} = 0.576\ (\text{m})$$

按式 (4-96) 计算分割粒径:

$$d_{50} = 0.27 \left[\frac{\mu D}{u_i (\rho_p - \rho)} \right]^{\frac{1}{2}} = 0.27 \left[\frac{1.8 \times 10^{-5} \times 0.576}{19.26(1\ 100 - 1.2)} \right]^{\frac{1}{2}} = 5.98 \times 10^{-6} (\text{m})$$

$$\therefore \frac{d}{d_{50}} = 0.836$$

查图 4-43 得: $\eta = 40\%$

②二台串联: \therefore 每台旋风分离器允许的压降为:

$$\Delta p = \frac{1\ 780}{2} = 890 (\text{Pa})$$

$$\therefore u_i = \left(\frac{2\Delta p}{\xi \rho} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{2 \times 890}{8 \times 1.2} \right)^{\frac{1}{2}} = 13.62 (\text{m/s})$$

$$D = \left(\frac{8q_v}{u_i} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{8 \times 0.8}{13.62} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.686 (\text{m})$$

$$d_{50} = 0.27 \left[\frac{1.8 \times 10^{-5} \times 0.686}{13.62(1\ 100 - 1.2)} \right]^{\frac{1}{2}} = 7.75 \times 10^{-6} (\text{m})$$

$$\therefore \frac{d}{d_{50}} = 0.645$$

查图 4-43 得单台的效率为 28%, 二台的总效率为:

$$\eta = 1 - (1 - 0.28)^2 = 48\%$$

③二台并联: \therefore 每台的流量减为原来的 1/2, 压降不变:

$$\therefore u_i = 19.26 (\text{m/s})$$

$$D = \left(\frac{8q_v}{u_i} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{8 \times 0.4}{19.26} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.408 (\text{m})$$

$$d_{50} = 0.27 \left[\frac{1.8 \times 10^{-5} \times 0.408}{19.26(1\ 100 - 1.2)} \right]^{\frac{1}{2}} = 5.03 \times 10^{-6} (\text{m})$$

$$\therefore \frac{d}{d_{50}} = 0.994$$

查图 4-43 得: $\eta = 50\%$

相比之下, 并联的分离效率优于串联, 并且设备小、投资省。故工业生产中, 一般均采用多台旋风分离器并联操作的方法。

[例 4-6] 某淀粉厂的气流干燥器每小时送出 $10\ 000\ \text{m}^3$ 带有淀粉的热空气, 拟采用扩散式旋风分离器收取其中的淀粉, 要求压强降不超过 $1\ 373\ \text{Pa}$ 。已

知气体密度为 1.0 kg/m^3 。试选择合适的型号。

解：当 u_i 不变时，由式 (4-99) 可知：气体通过旋风分离器的压强降与气体密度成正比。故可将压强降折算成气体密度为 1.2 kg/m^3 时的数值：

$$\Delta p = 1\,373 \times \frac{1.2}{1.0} = 1\,648 \text{ (Pa)}$$

查附录，3号扩散式旋风分离器（直径为 37 mm）在 1 570 Pa 的压强降下操作时，生产能力为 $2\,500 \text{ m}^3/\text{h}$ ，现要达到 $10\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ 的生产能力，可采用 4 台并联。

也可以做出其他选择，即选用的型号与台数不同上面的方案。所有这些方案在满足气体处理量及不超过允许压强降的条件下，效率高低和费用大小将不同。合适的型号只能根据实际情况和经验确定。

(2) 离心机 (centrifugal separator/machine/centrifuge/centrifuger) 目前国产离心机的品种、规格不少，均有定型产品。

离心机的分类：

离心机可按其分离因素 K_c 大小分为 3 类：

①常速离心机 (normal speed centrifuge)： $K_c < 3\,000$ 。主要用于分离颗粒不大的悬浮液和物料的脱水；

②高速离心机 (high speed centrifuge)： $3\,000 < K_c < 50\,000$ ，主要用于分离乳状和细粒悬浮液；

③超高速离心机 (ultra speed centrifuge)： $K_c > 50\,000$ ，主要用于分离极难分离的超微细粒的悬浮物系和高分子胶体悬浮液。

离心机可按工作原理不同分为：

①过滤式离心机 (filter centrifugal/filtering centrifuge/centrifuger)：转鼓侧壁上有孔，转鼓上复以滤布或其他介质。适用于晶体悬浮液和较大颗粒悬浮液的过滤分离和物料脱水。当物料加入鼓内随鼓高速旋转时，液体借离心力作用由滤孔泄出，固体被滤布截留形成滤饼，完成液-固分离，称为离心过滤 (centrifugal filtration/filtering)。

②沉降式离心机 (settling centrifugal/centrifuge/centrifuger)：鼓壁无孔，料液受离心力作用按密度不同而分层，密度最大，粒度粗的附于鼓壁，密度最小粒度细的，集于中央，称为离心沉降 (centrifugal sedimentation)。用以分离不易过滤的悬浮液。

③分离式离心机 (separating centrifugal/centrifuge/centrifuger)：鼓壁无孔，具有极高的转速，一般在 $4\,000 \text{ r/min}$ 以上，主要用于乳浊液的分离和悬浮液增

浓或澄清。在离心机作用下，液体按密度不同而分层的操作称为离心分离 (centrifugal separation)。

因离心力与旋转半径成正比，与转速的平方成正比，为了减少转鼓壁的应力，高速离心机多采用高转速小直径的转鼓为宜。分离式离心机均具有这一结构特点，称为超速离心机。超速离心机可分为管式和倒锥式两种形式。

离心机还可以按操作方式不同而分为：

①间歇式离心机：卸料时必须停车或减速，用人工或机械方法卸出物料。过滤时间可根据物料终湿度要求，决定延长或缩短。

②连续式过滤机：整个操作连续进行。

此外，还可根据转鼓轴线的方向将离心机分为立式与卧式。

离心机在食品工业中的应用：

过滤式离心机主要用于砂糖等结晶食品的精制、脱水蔬菜制品的预脱水、淀粉脱水、果蔬榨汁、回收植物蛋白以及冷冻浓缩的冰晶分离等场合。

沉降式离心机主要用于回收动植物蛋白；分离可可、咖啡、茶等滤浆，以及鱼油去杂和鱼肉制取等。

管式（超速）分离式离心机常用于动、植物油和鱼油的脱水，果汁、苹果浆、糖浆的澄清；倒锥式（超速）分离式离心机则广泛用于牛奶的净化和奶油的分离，动物脂肪、植物油、鱼油脱水和澄清，果汁澄清等。

转鼓式离心机的工作原理：

分离式、过滤式离心机的工作原理将在本章 4.2.6 中论述，在此主要介绍各种沉降用的转鼓离心机的基本作用原理。如图 4-44 所示，中空的转鼓以 $1\,000 \sim 4\,500$ r/min 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，连续、自动地排出沉渣。

与重力沉降器的原理相同，在沉降式

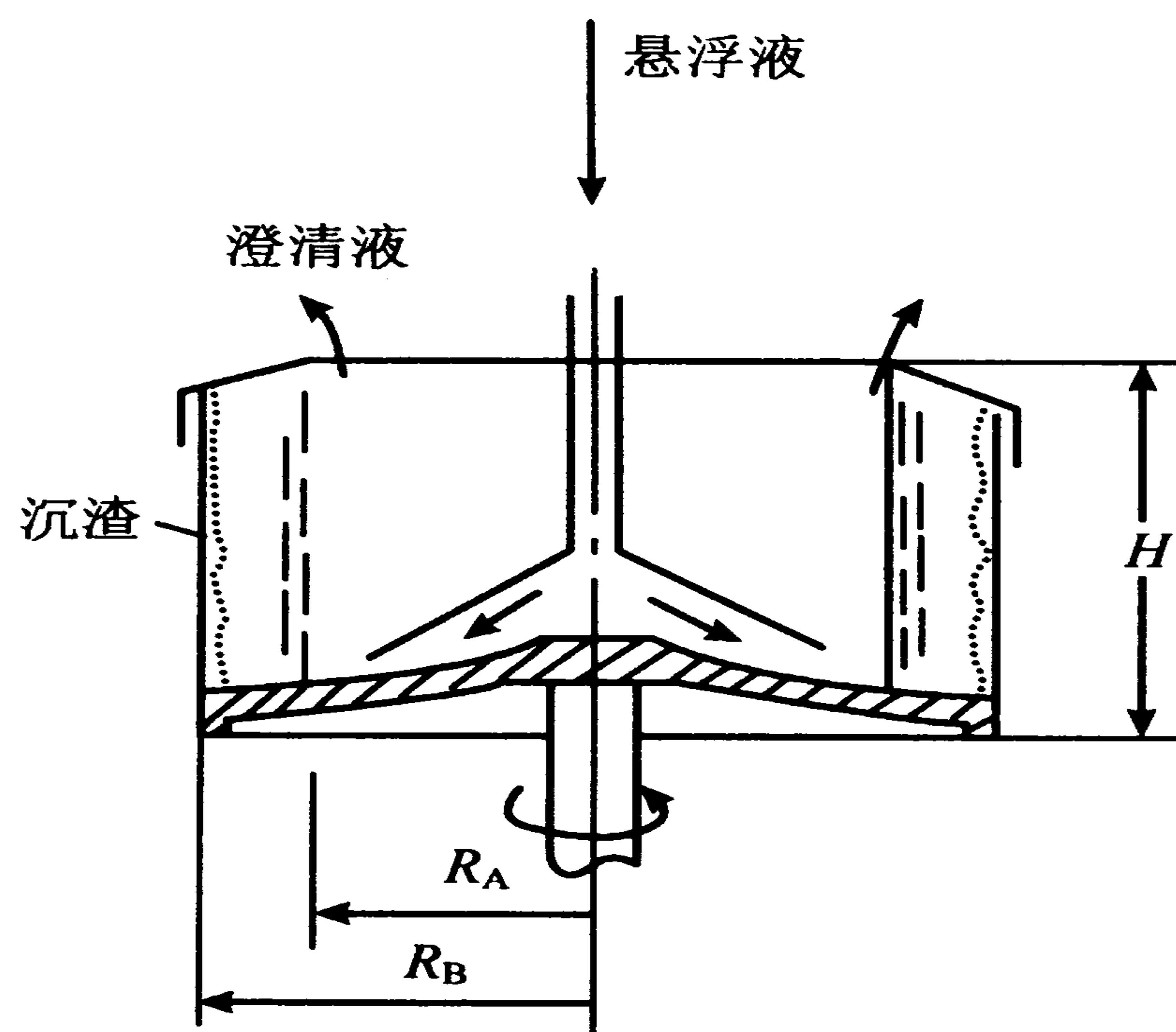


图 4-44 颗粒在沉降式离心机中的沉降

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 的颗粒均可被沉降而除去。颗粒在离心场中的运动方程可参照本章 2.3.1 中式 (4-43)，

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} g - \frac{3\xi}{4d_p \rho_p} \rho u^2$$

推出：
$$\frac{du_r}{d\tau} = \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} \omega^2 r - \frac{3\xi}{4d_p \rho_p} \rho u_r^2 \quad (4-100)$$

当颗粒与流体的相对运动属于滞流时，阻力系数也符合斯托克斯定律。而细小颗粒的沉降一般在滞流区，则 $\xi = \frac{24}{Re}$ ，加之 $\frac{du_r}{d\tau} \approx 0$ ，故上式可化为

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

该式与本章 4.1.2 中推出的式 (4-92) 完全一样。

式中 u_r 为平衡时颗粒在径向上相对于流体的运动速度，即为离心沉降速度， $u_r = \frac{dr}{d\tau}$ ，故有

$$d\tau = \frac{18\mu}{d_p^2 (\rho_p - \rho) \omega^2} \cdot \frac{dr}{r} \quad (4-101)$$

注意离心沉降速度 u_r 和重力沉降速度 u_t 的区别： u_r 不是颗粒运动的绝对速度，而是绝对速度在径向上的分量，且方向不是向下而是沿半径向外，此外 $u_r = f(r)$ ， u_r 随着 r 增大而加大，而 u_t 是恒定的。

使用下列边界条件对上式 (4-101) 积分：当 $\tau = 0$ 时， $r = R_A$ ； $\tau = \tau_t$ ， $r = R_B$ 。

又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。此时可得颗粒由 R_A 沉降至 R_B 所需的沉降时间为

$$\tau_t = \frac{18\mu}{\omega^2 d_p^2 (\rho_p - \rho)} \ln \frac{R_B}{R_A} \quad (4-102)$$

颗粒的停留时间取与流体在设备内的停留时间相同，即

$$\tau_r = \frac{\text{设备内流动流体的持留量}}{\text{流体通过设备的流量}} = \frac{\pi (R_B^2 - R_A^2) H}{q_v} \quad (4-103)$$

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

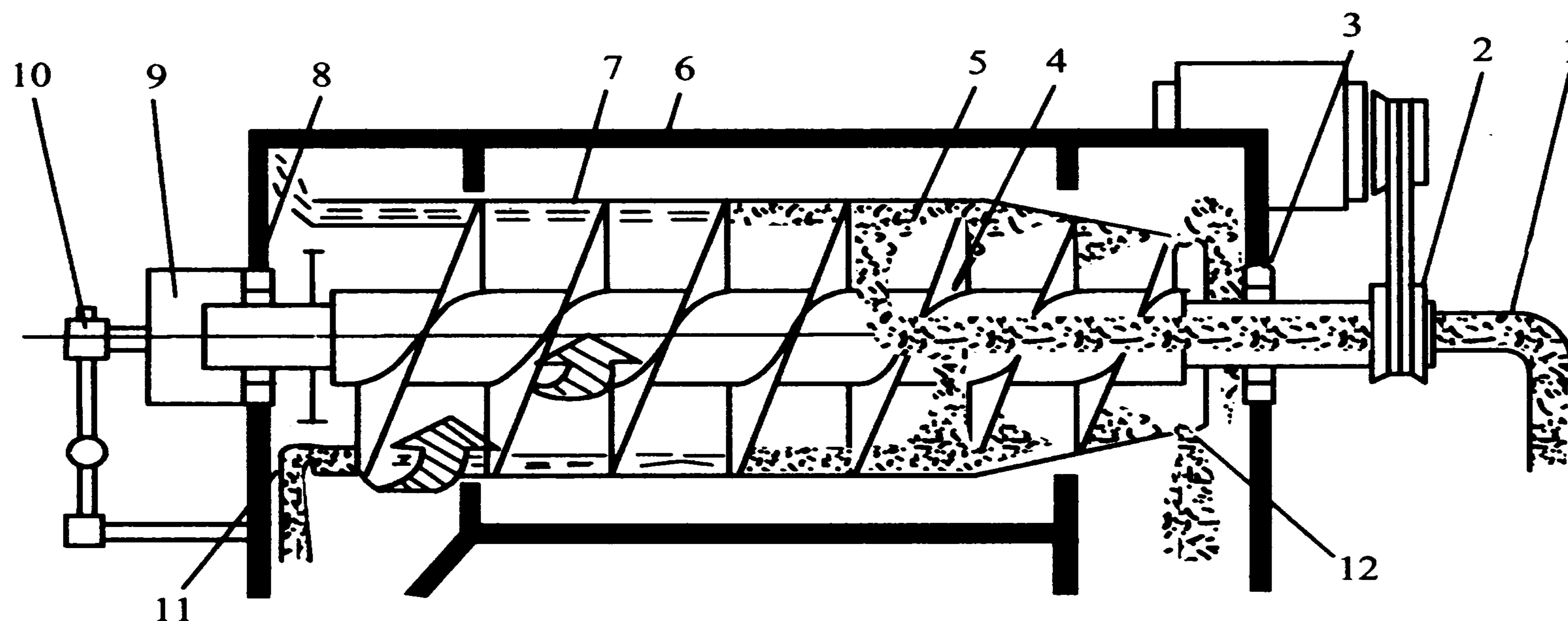
$$q_v = \frac{\pi H \omega^2 d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18 \mu} \times \frac{R_B^2 - R_A^2}{\ln \frac{R_B}{R_A}} \quad (4-104)$$

该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。

几种常用的离心机:

①螺旋沉降离心机 (screw-type continuous centrifugal/centrifuge/centrifuger)。自 20 世纪 50 年代问世以来, 以其操作自动连续、分离性能好、适应性强、操作维修费用低、劳动强度低、占地面积小, 适合现代化大生产要求等优点而得到广泛应用。

按安装形式分卧式、立式两种, 图 4-45 为卧式螺旋沉降离心机, 它依靠转鼓的高速旋转, 使加入转鼓的悬浮液同转鼓一起旋转以产生很大的离心力, 从而大大提高固体的沉降速度。物料由加料管送入转鼓中部, 液体由螺旋圆周移动到溢流口排出; 固体粒子借离心力沉降于转鼓壁面, 由螺旋输送机于转鼓间的转速差将其推向物料口卸出。



1. 加料管 2. 三角皮带轮 3. 右轴承
4. 螺旋 5. 进料孔 6. 机壳 7. 转鼓
8. 左轴承 9. 差速器 10. 过载保护装置
11. 溢流孔 12. 排渣孔

图 4-45 螺旋沉降离心机的工作原理

②碟式离心机 (disc-bowl/disk centrifuge/centrifuge/centrifuger)。碟式离心机的转鼓内装有许多倒锥形碟片，利用这些碟片和转鼓高速旋转所产生的强大离心力来工作。悬浮液在相邻两碟片的通道内流动，由于碟片间的间隙很小，颗粒的沉降距离极短，形成薄层流动，悬浮液中的细小颗粒或两种液体在极短的时间内被分离。由于碟式离心机的生产能力大、自动化程度高，现已广泛应用于食品、化工、医药、纺织、机械等工业，而食品工业上，果汁、乳品、油类、啤酒、酵母、油脂、淀粉、味精等生产过程分别有专用的碟式离心机。

a. 分离操作：图 4-46 (a) 为用于分离乳浊液的碟式离心机的工作原理。料液由空心转轴顶部进入后流到碟片组的底部。碟片上带有小孔，料液通过小孔分配到各碟片通道之间。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。

b. 澄清操作：图 4-46 (b) 为用于澄清液体的碟式离心机的工作原理。这种离心机的碟片上不开孔，料液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方沉降，并在离心力作用下向碟片外缘移动。沉积在转鼓内壁的沉渣可在停车后用人工卸除或间歇地用液压装置自动地排除。重液出口用垫圈堵住，澄清液体由轻液出口排出。人工卸渣要停车清洗，故只适用于含固量 $<1\%$ 的悬浮液。自动排渣的碟式分离机可处理含固量高达 6% 的悬浮液。

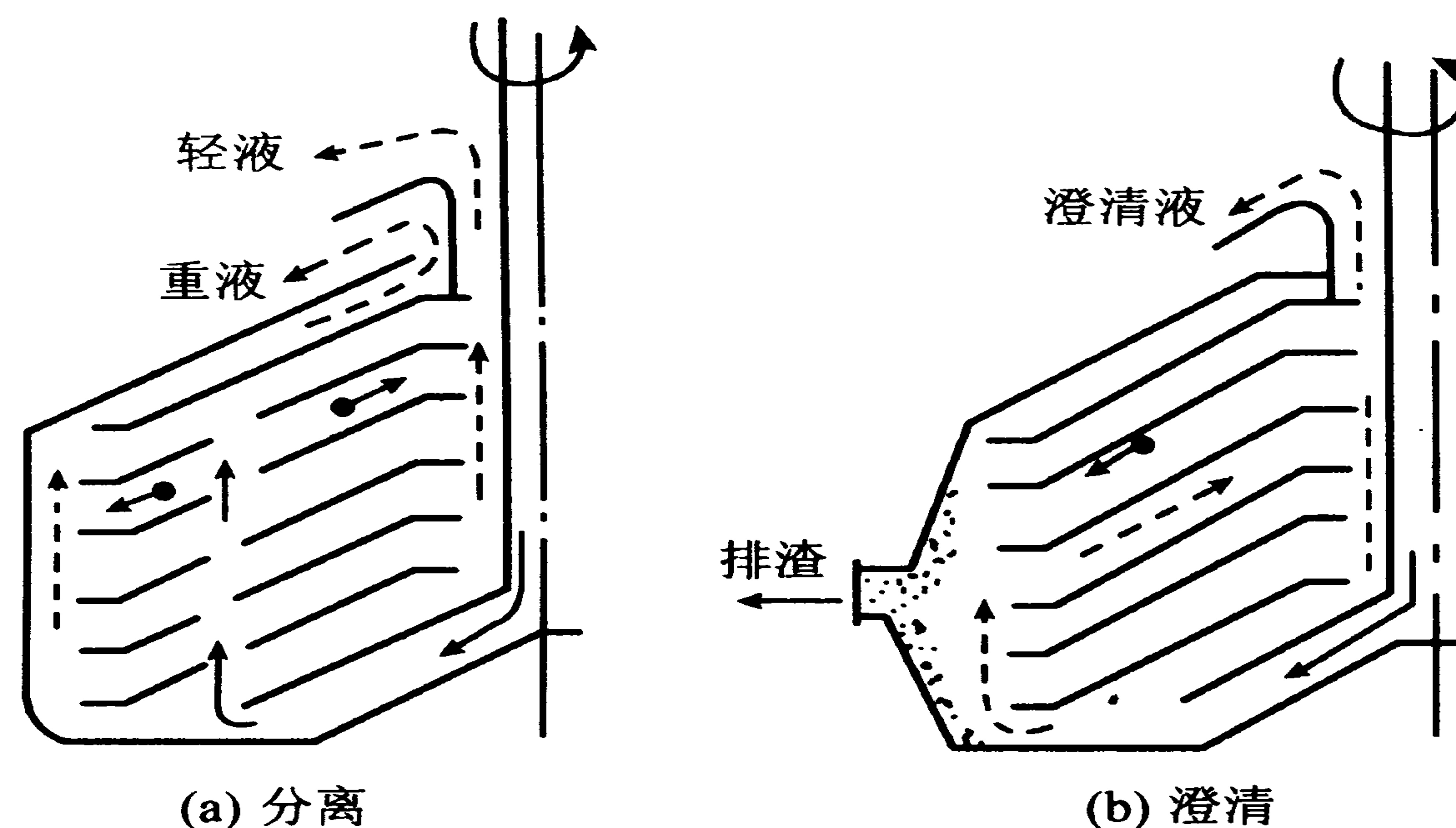
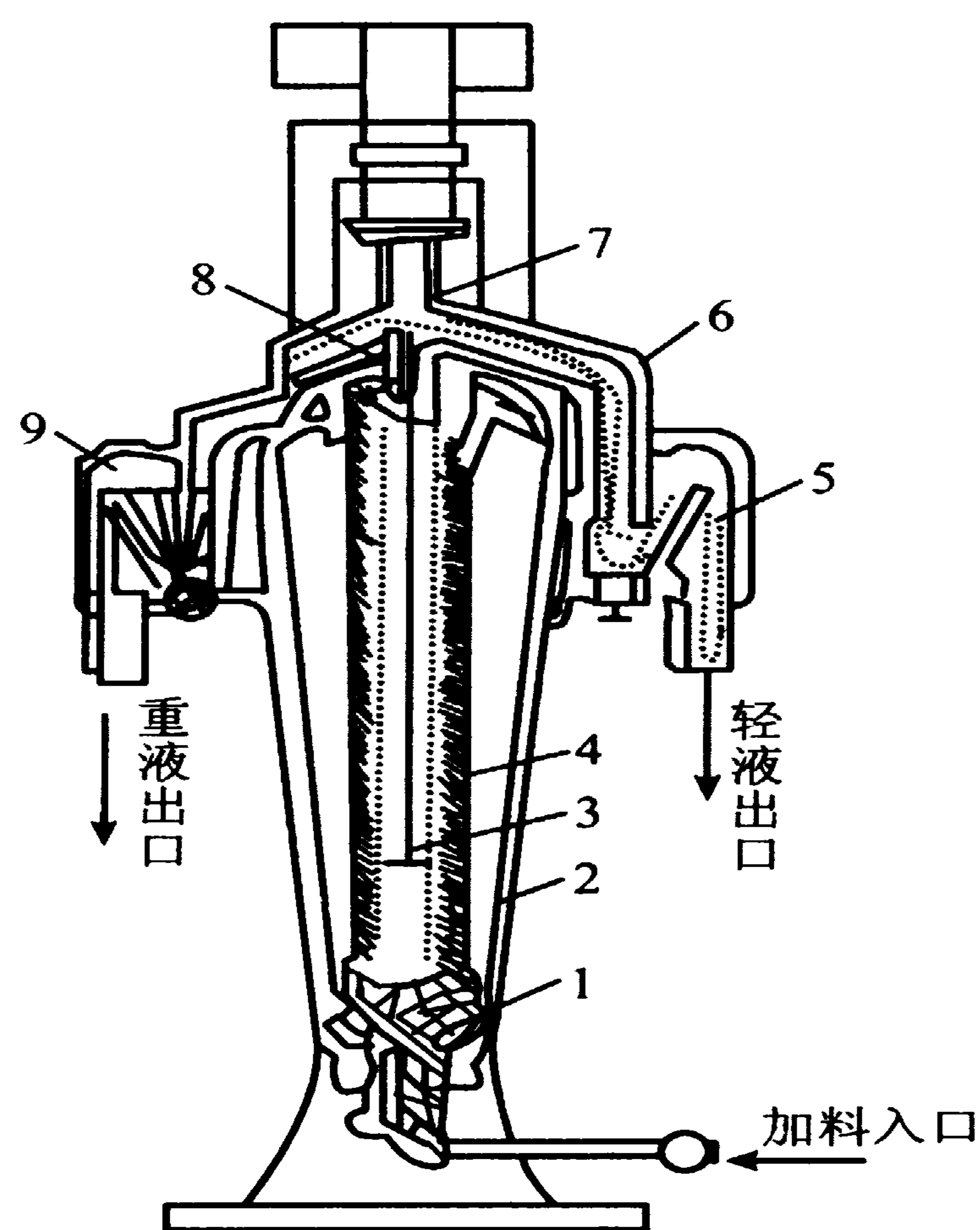


图 4-46 碟式离心机

③管式离心机 (tubular/centrifugal/centrifuge/centrifuger)。其转鼓形状如管，直径小，长径比大，转速高，可高达 8 000~50 000 r/min，分离因数大。物料在转鼓内的停留时间长，对粒度小，固液相密度差小的物料分离或澄清效果好，适于高分散难分离悬浮液的澄清和浮浊液及液液固三相混合物的分离。它也可以在澄清和分离两种工况下操作。但其容量小，分离能力比倒锥式液体分离机低。

用做浮浊液分离时，料液在表压为 0.025~0.03 MPa 下由底部加料管进入空心转鼓内。转鼓上装有 3 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，如图 4-47 所示，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，则管式离心



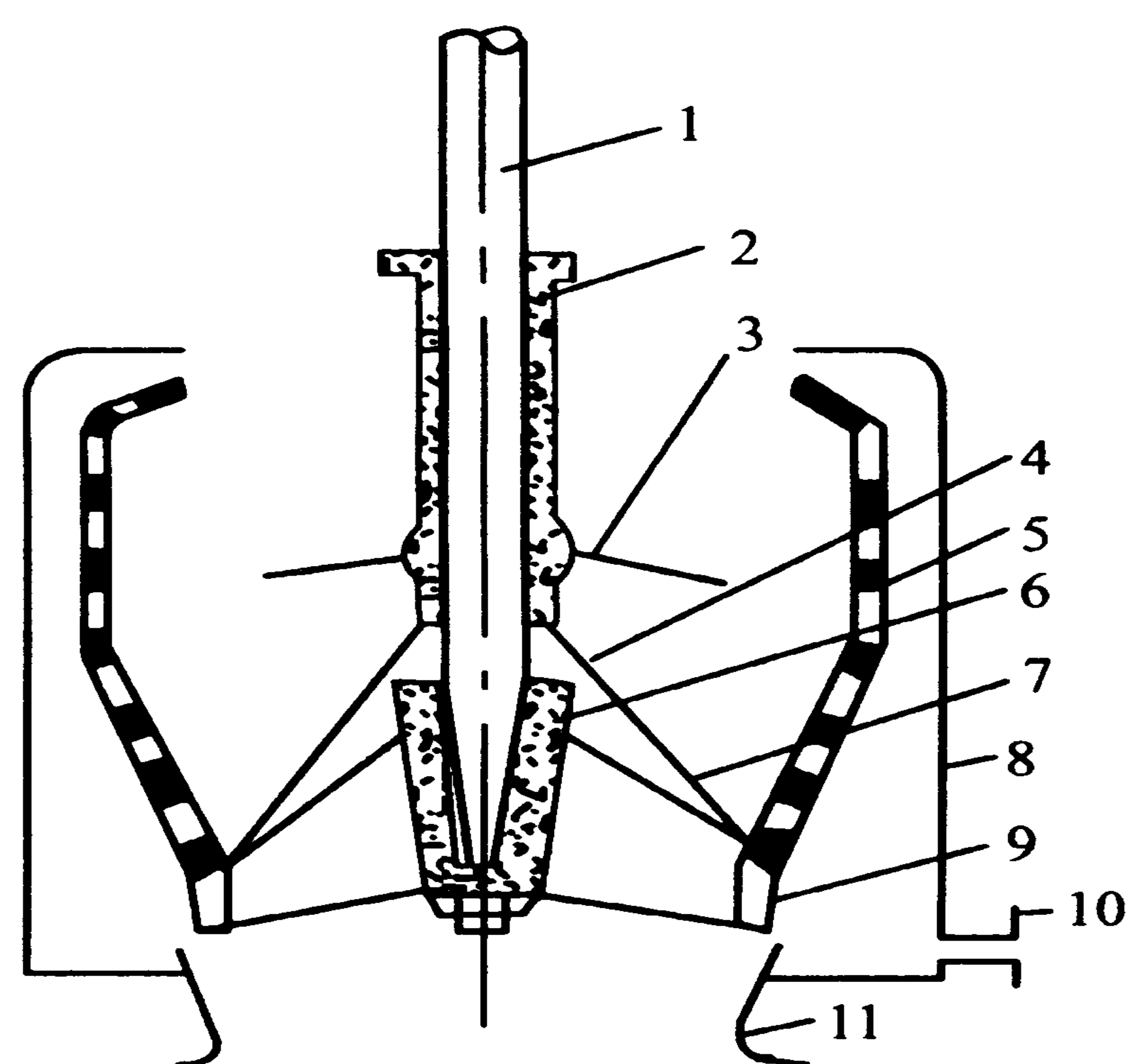
1. 折转器 2. 固定机壳 3. 十字形挡板
4. 转鼓 5. 轻液室 6. 排液罩
7. 驱动轴 8. 环状隔盘 9. 重液室

图 4-47 管式离心机

机也可用做悬浮液的分离，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。

④上悬式离心机 (top-driven/over driven centrifugal/centrifuge/centrifuger)。如图 4-48 所示，该离心机采用上部驱动，下部卸料的结构，为间歇操作的过滤离心机，其转鼓由上置的电动机所带动，转鼓必须保持在中心位置，装料也必须均匀，一般应在转鼓缓慢旋转的情况下进料。为洗涤滤饼，机内装有喷洒器，将洗涤液喷洒在旋转的滤饼上，洗涤完毕，将离心机减速以至停车，卸出滤渣。

该离心机操作稳定并允许转鼓有一定程度的自由振动，轴承还允许转鼓作某种程度的摆动，卸滤渣较快、较易，支承和转动装



1. 转轴 2. 轴套筒 3. 分散盘 4. 联轴器
5. 转鼓 6. 轮毂 7. 轮辐 8. 机壳
9. 轮箍 10. 滤液出口 11. 滤渣出口

图 4-48 上悬式离心机

置不与液体接触而不会受腐蚀。但由于主轴较长,易磨损,运动易引起振动,卸料时首先要提起锥罩,然后才能将滤渣刮下。

4.2 过滤

过滤 (filtration) 是以某种多孔物质为介质,在外力的作用下,使悬浮液中的连续相液体通过介质的孔道,分散相固体颗粒被截留在介质上,从而实现固/液分离的操作。即利用多孔物质将悬浮液中的固体粒子截留,达到液、固分离目的的操作。多孔介质称为过滤介质 (filter medium); 悬浮液称为滤浆 (slurry); 被截留的固体粒子层称为滤饼 (filter cake/mass), 得到的清液称为滤液 (filter liquor/filtrate)。

根据外力的不同可以将过滤分为重力过滤 (gravity filtration)、离心过滤 (centrifugal filtration)、压力过滤 (pressure filtration) 和真空过滤 (vacuume filtration)。

在食品工业中,悬浮液过滤应用在如下 3 个方面:

①含大量 (1%~2% 质量以上) 不溶性固体悬浮液的过滤,以将其分离为液体和固体两部分。如葡萄糖、食用油脱色后滤去活性炭、漂白土的操作。这种过滤主要依靠在过滤介质上逐渐形成的滤饼层,故又称为滤饼过滤 (cake filtration)。

②从大量有价值的液体中除去少量不溶性固体的过滤净制,以生产澄清的液体食品。例如果汁、牛奶、色拉油的过滤等。这种过滤一般不形成滤饼或只形成很薄的滤饼,颗粒进入长而曲折的介质的孔隙中并借以静电、表面力附着在孔道的壁面上,称为深床 (层) 过滤 (deep bed/layer filtration)。

③从大量有价值的液体中除去少量极细小 (小于 $1\ \mu\text{m}$) 的微粒的过滤。如从液体食品中除去少量微生物,这种过滤称为微滤 (microfiltration)。

下面仅讨论工业上广泛应用的滤饼过滤。

4.2.1 过滤操作的基本概念

(1) 过滤介质 过滤介质的作用是促使滤饼形成并支承滤饼,故工业用的过滤介质应满足以下要求:①化学稳定性,有适当的表面特性,使形成的滤饼易卸除;②多孔性,孔径适中使滤饼易形成,阻力小;③一定的机械强度,不易穿破,支承滤饼并承受一定的操作压力。

此外,食品行业还要求介质:无毒,不易滋生微生物,易清洗消毒,耐腐蚀等。

常用的过滤介质 (Filter media) 有 3 类:

a. 织物介质 (滤布) 由棉、麻、合成纤维、玻璃丝、金属丝等织成的滤布

(filter/filtering cloth)或滤网(strainer mesh),是应用最广泛的过滤介质,可截留的粒子的最小直径为 $5\sim 65\ \mu\text{m}$ 。天然或人造纤维制成的滤布,常用于淀粉、糖浆、酱油、糖液的过滤;不锈钢丝织成的金属滤布,用于醋等酸性食品的过滤。

b. 粒状介质(堆积介质) 如焦炭、石砾、细沙、锯屑、硅藻土、活性炭、石英砂等,用于深床过滤,实现水的净化、糖液的脱色及酒的过滤等。

c. 多孔固体介质 用具有很多微细孔道的固体材料如多孔陶瓷、多孔金属、多孔玻璃、多孔塑料等制成管或板。其耐腐蚀性好,孔隙很小,可截留 $1\sim 3\ \mu\text{m}$ 的细颗粒。常用于过滤含少量微粒的悬浮液,如白酒、糖液的过滤。

过滤介质的选择要根据悬浮液中固体颗粒的含量及粒度范围、介质所能承受的温度、稳定性及机械强度等因素来考虑。

(2) 滤饼的压缩性和助滤剂 图4-49(a)为滤饼过滤的示意图,过滤时,悬浮液置于过滤介质的一侧。过滤介质的孔径可能大于滤浆中部分颗粒,因而开始阶段会有一些细小粒子穿过介质,使滤液浑浊。随后颗粒在过滤介质表面上,形成滤饼层,层内的孔道可小于过滤介质的孔道,而且小粒子还会在孔道中和在孔口堆积,发生“架桥”现象[4-49(b)],使小粒子被截留,滤液即变清。可见滤饼是由截留下的固体颗粒堆积而成的床层,并在滤饼过滤中起截留粒子的主要作用。

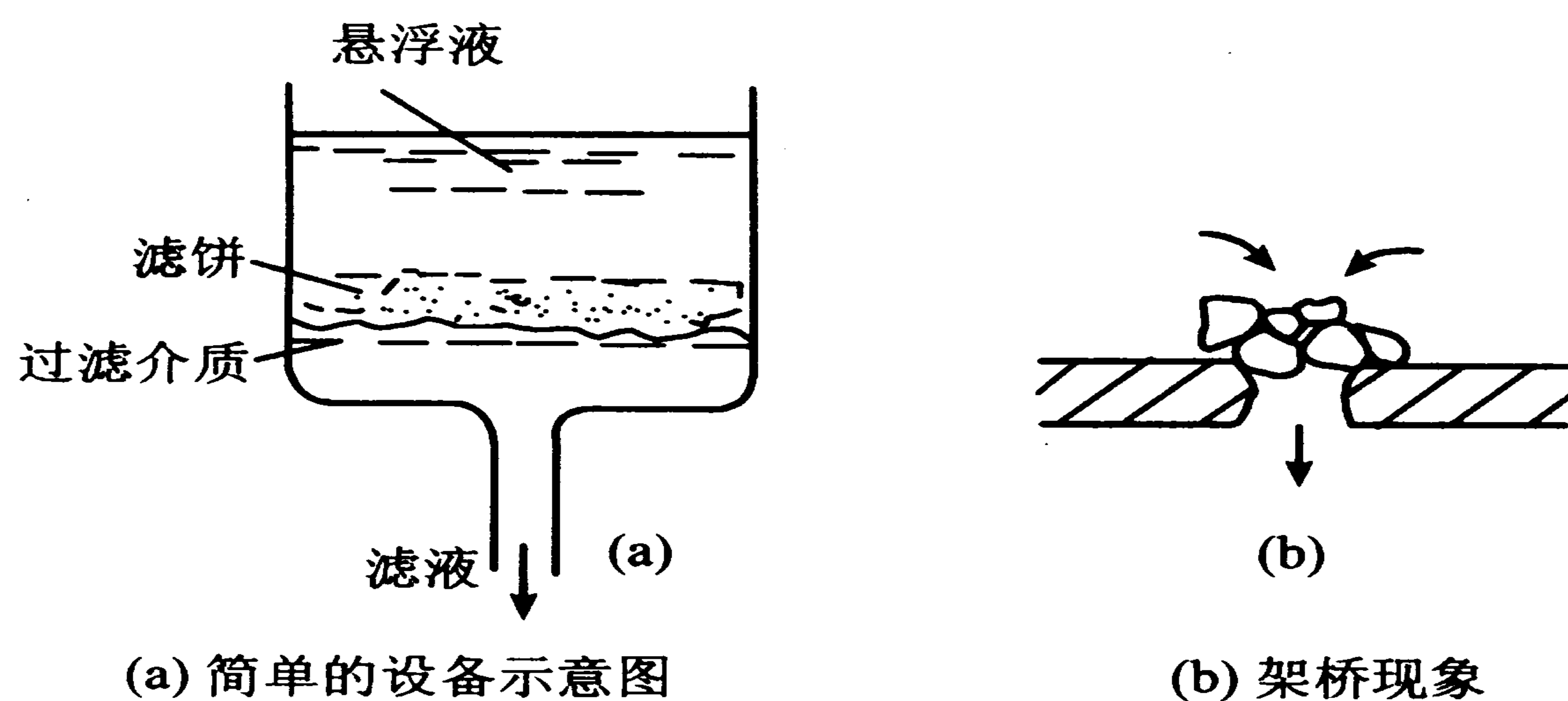


图 4-49 滤饼过滤

由图4-49可以看出,随着过滤的进行,滤饼的厚度逐渐增大,从而滤液流动的阻力也逐渐增大,导致滤饼两侧的压强差增大。如果颗粒是由不易变形的坚硬固体(如淀粉、硅胶、碳酸钙等)组成的,则当压强差增大时,滤饼的空隙结构不发生明显变化,单位厚度滤饼层的阻力可视作恒定,这类滤饼的空隙结构不随压力而变称为不可压缩滤饼(noncompressible filter cake/mass)。如由豆渣、干酪等,或胶体类物质组成的滤饼,其空隙结构会随操作压强而变化,在压力作用下产生不同程度的变形,使滤液通过滤饼层的通道缩小,阻力增大,这类滤饼的空隙结

构随压力而变化称为可压缩滤饼(compressible filter cake/mass)。实际上,多数滤饼都具有一定的可压缩性,一般当其可压缩性很小时就可认为是不可压缩滤饼。

助滤剂(filter aids)是一种为了提高过滤速度,在过滤前预先覆盖在滤布上或添加于滤浆中的物质。当过滤含固体颗粒极细或具有很大压缩性的胶体微粒的悬浮液时,过滤介质的孔隙很容易被其堵塞,形成的滤饼的孔隙很小,渗透性很差,过滤阻力很大,若在这类滤浆中加入一定比例的助滤剂,使之构成滤饼的骨架以生成疏松的滤饼;或在滤布上预先涂上一层助滤剂作为过滤介质,则可使情况大大改善,提高过滤速率(filtration rate)。

助滤剂是不可压缩的粉状物质。食品生产中常采用的助滤剂有硅藻土、活性炭、石棉、锯屑等。其中使用最广泛的是硅藻土助滤剂,它形成的滤饼空隙可高达85%。但使用助滤剂一般只限于以获得清净的滤液为目的的场合。

(3) 典型过滤操作的程序 一般包括如下4个阶段:

①过滤:有两种方式,即恒压过滤(constant-pressure filtration)和恒速过滤(constant-rate filtration)。在多数情形下,初期采用恒速过滤,等压力升至某一数值后再转而采用恒压过滤,直到滤饼积聚较厚,过滤速度很慢,此时应将滤饼卸除,再重新开始过滤。

②滤饼洗涤(washing):由于滤饼的孔隙中积存滤液,若滤饼为产品,为了保证其纯度应将此滤液除去;若滤液为有价值的产品,则应将此部分滤液回收,均应在卸饼前对滤饼进行洗涤。洗涤时,将清水或其他洗液在过滤相同的压力下流过毛细孔道。先以置换方式将滤饼中残留的滤液置换出来,然后借扩散作用,将黏附在微粒表面的薄层滤液稀释,而由洗液带走。一般要求大致洗净只需少量洗水即可,而要完全洗净,则必须消耗大量洗水。

③滤饼去湿(dewatering):洗涤完毕后,有时还要进行滤饼的去湿,即利用空气吹过滤饼,将空隙中留存的洗液排出。有时采用热空气,不但有置换洗液作用,亦可使之部分汽化,也可采用机械压榨去湿。

④滤饼卸除(discharging):将滤饼从滤布上卸除的操作要求尽量彻底干净,以使最大限度回收滤饼,并减少下一循环的过滤阻力。卸饼时可先用压缩空气从过滤介质后面反吹,以松动滤饼层,也可洗净滤布。然后用刮刀或其他方法将滤饼卸除。

过滤操作即由此4个阶段组成。若实现此4个阶段是相继在不同时间中进行的,称为间歇式过滤;若各个阶段同时在设备的不同部位上进行,称为连续式过滤。

(4) 过滤过程的特点 液体通过过滤介质和滤饼空隙的流动是流体经过固定床流动的一种具体情况,不同的是,过滤操作中的床层厚度(滤饼厚度)不断增加,在一定压差下,滤液通过床层的速率随过滤时间的延长而减小,即过滤操作

不属于定态过程。但由于滤饼厚度的增加是比较缓慢的，过滤操作可作为拟定态处理，本章 1.3 中关于固定床压降的结果可以用来分析过滤操作。

设过滤设备的过滤面积为 A ，在过滤时间为 τ 时所获得的滤液量为 V ，则过滤速度 (filtration velocity) u 可以定义为单位时间、单位过滤面积所得的滤液量，即：

$$u = \frac{dV}{Ad\tau} = \frac{dq}{d\tau} \quad (4-105)$$

式中 $q = \frac{V}{A}$ 为通过单位过滤面积的滤液总量， m^3/m^2 。

在恒定压差下过滤，由于滤饼的增厚，过滤速率 $\frac{dq}{d\tau}$ 将随过滤时间的增加而降低。对滤饼的洗涤过程，由于滤饼厚度不再增加，压差与速率 (rate) 的关系与固定床相同。

(5) 过滤阻力、推动力 过滤阻力 (filtration resistance) 由过滤介质阻力和滤饼阻力两部分组成。

减少流动阻力的方法有：

①加助滤剂：如前所述，加在滤浆中，使之构成滤饼骨架，形成疏松滤饼层，使滤液得以畅流；涂布在滤布上，作过滤介质（当颗粒太细时）。均可提高过滤速度，以保证滤液质量。

②降低滤饼的体积：过滤的推动力 (filtration driving force) 为过滤层（由滤饼与过滤介质组成）两侧的压强差 (pressure difference)。

造成压强差的原因：

①悬浮液本身的液柱差；②悬浮液表面加压；③过滤介质下抽真空；④离心力。由此分别形成重力过滤、压力过滤、真空过滤和离心过滤。

过滤推动力、过滤阻力 (resistance) 与过滤速率 (filtration rate) 有如下关系：

$$\text{过滤速率} = \frac{\text{过滤推动力}}{\text{过滤阻力}} \quad (4-106)$$

4.2.2 过滤设备

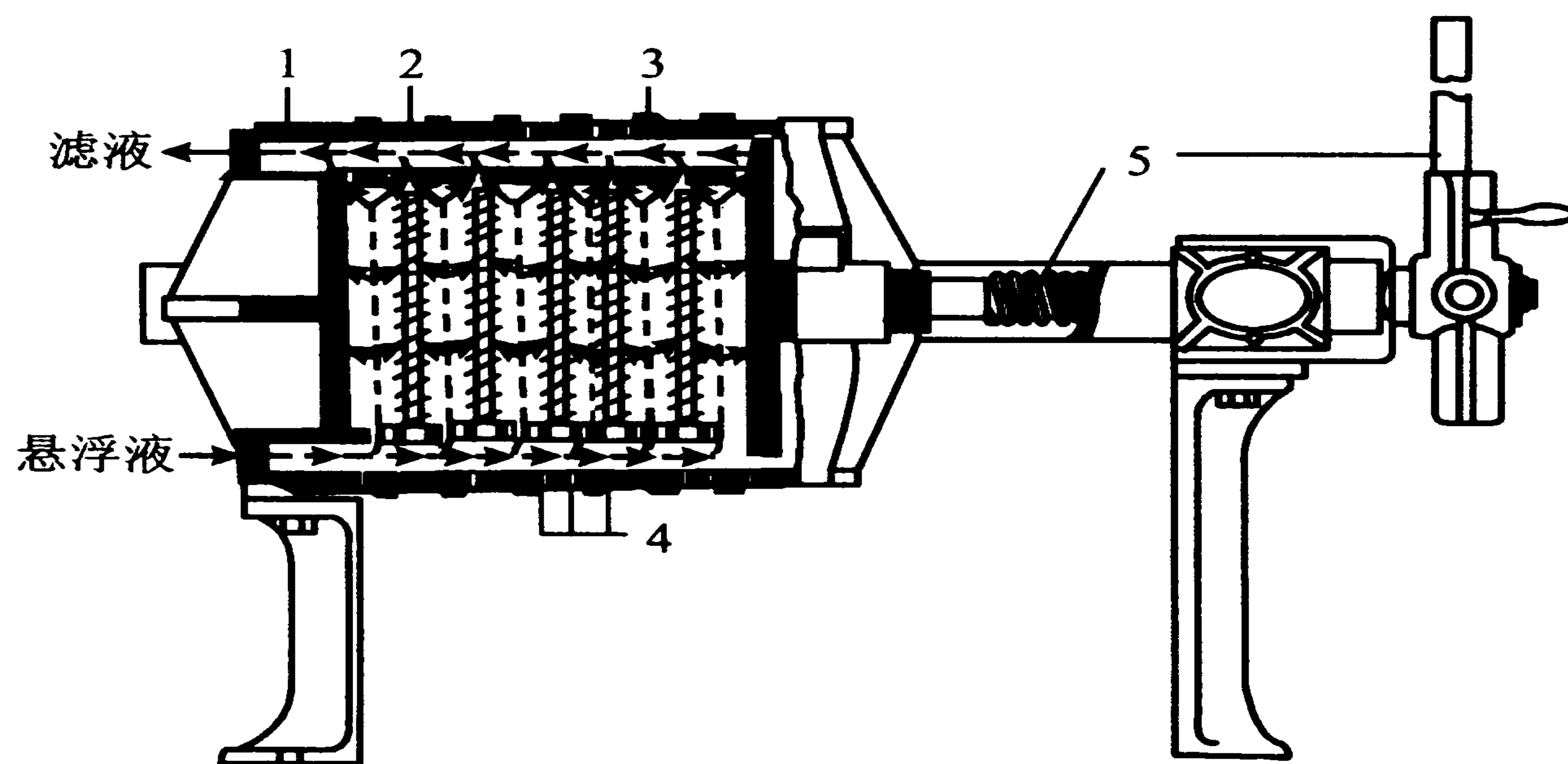
为了适应不同的过滤要求，发展了多种形式的过滤机。这些过滤机可按过滤推动力不同而分为重力过滤机、加压过滤机、真空过滤机以及离心力为推动力的过滤式离心机等。也可按操作方式不同分为连续过滤机（真空转筒过滤机）和间歇过滤机（离心过滤、板框过滤机、叶滤机等）。

(1) 板框压滤机 (plate and frame filter press) 是最普通的压滤机 (filter

press) 如图 4-50 所示, 由交替排列的滤板 (filter plate) 和滤框 (filter frame) 组成。它们支承在一对横梁上, 并可在其上滑动, 可由压紧装置压紧或拉开。

板框压滤机滤板和滤框的结构如图 4-51 所示。滤板表面结构有凸台式和沟槽式。组装时板和框之间隔以滤布, 板、滤布和框右上角和左上角有孔, 压滤机组装并压紧后, 这些孔分别连成滤浆进料的通道或洗水通道; 空框与滤布围成了容纳滤浆及滤饼的空间。滤板有两个作用: 一是支撑滤布, 二是提供滤液的通道; 因此板面上制成各种凹凸纹路, 凸者起支撑滤布作用, 凹者形成滤液通道。滤板可以分为洗涤板和非洗涤板两种, 其结构与作用各不相同, 因此, 在制板和框时铸有小钮, 非洗涤板为一钮, 框为二钮, 洗涤板为三钮。

过滤时, 滤浆在指定压强下, 经滤浆通道由滤框角端的暗孔导入框内, 滤液分别穿过框两侧的滤布而进入滤板, 并沿板上的沟槽向下流动, 从滤板左下角的小管排出。待滤饼充满全框后, 即停止过滤。



1. 固定头 2. 滤板 3. 滤框 4. 滤布 5. 压紧装置

图 4-50 板框压滤机简图

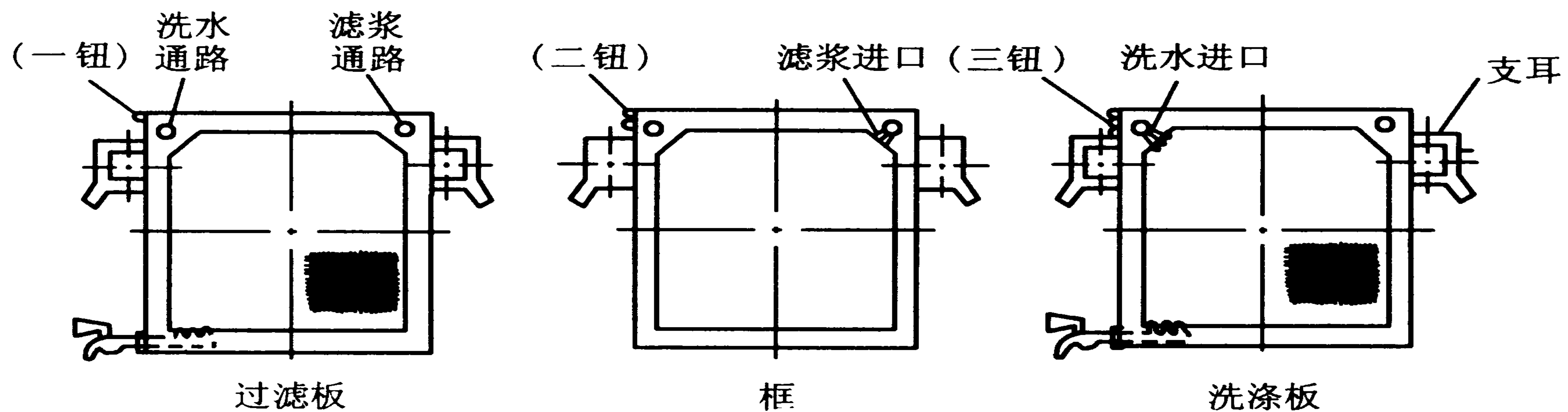


图 4-51 板框压滤机的滤板和滤框

若滤饼需要洗涤时，则将洗水压入洗水通道，并经由洗涤板角端的暗孔进入板面与滤布之间。此时应关闭洗涤板下部的滤液出口，洗水便在压差推动下横穿整个滤框，最后由非洗涤板下部的滤液出口排出。所以洗涤时洗液穿过二层滤布和整层滤饼，其路径为过滤终了时滤液路径的2倍，见图4-52。此外，因过滤面积是洗涤面积的2倍，故当洗液粘度与滤液的相近，且洗涤时所用压力与过滤终了时压力相同时，洗涤速率约为最终过滤速率的 $\frac{1}{4}$ 。

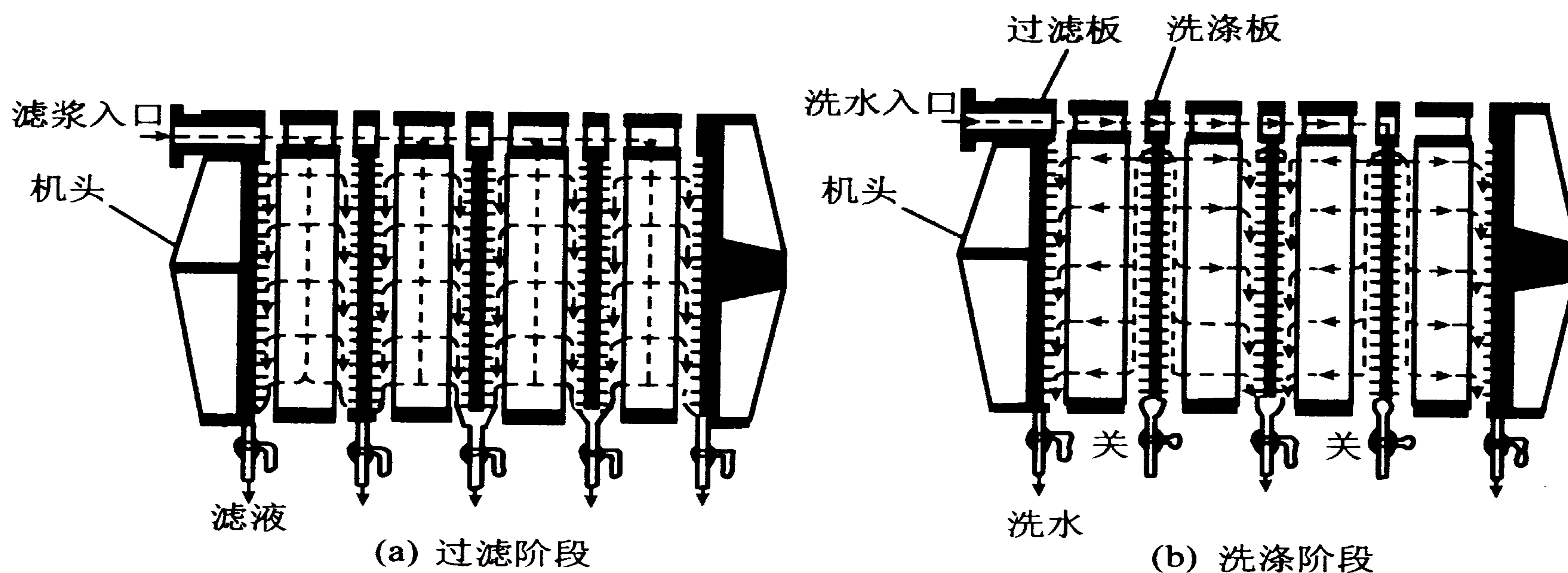


图 4-52 板框压滤机操作简图

洗涤结束后，旋开压紧装置并将板框拉开，卸出滤饼，清洗滤布，然后整理板框，重新装合，进行另一个操作循环。板框压滤机结构简单、制造方便、过滤面积大且无运动部件，动力消耗低，滤饼的含水量少，过滤的操作压力一般为 $(3\sim 8) \times 10^5 \text{ Pa}$ ，可高达 10^6 Pa ，适于难过滤的或液相粘度高的悬浮液过滤。它的缺点是手工操作，劳动强度大，过滤效率较低。

(2) 叶滤机(leave filter) 以滤叶为基本过滤元件，滤叶由金属丝网为框架并在其上覆盖滤布而成。滤叶可以做成圆形或矩形，多块滤叶组装成一体，用上端悬挂或下端支持的方式，置于密闭的、盛有悬浮液的滤槽中，图45-3为叶滤机示意图。过滤时，滤液穿过滤布进入网中空间，汇集后由总管流出；滤渣沉积在滤叶外表面上。根据滤饼的性质和操作压力的大小，滤饼厚度为 $2\sim 35 \text{ mm}$ 。过滤结束后，可向滤槽内通入洗涤水进行滤饼洗涤。然后用压缩空气、清水或蒸汽反向吹卸滤渣。

叶滤机过滤面积大，一般 $20\sim 100 \text{ m}^2$ ，密闭操作，劳动条件较好。每次操作时不用装卸滤布，操作较方便。但整个滤槽需密闭加压，使其结构比较复杂，造价较高。

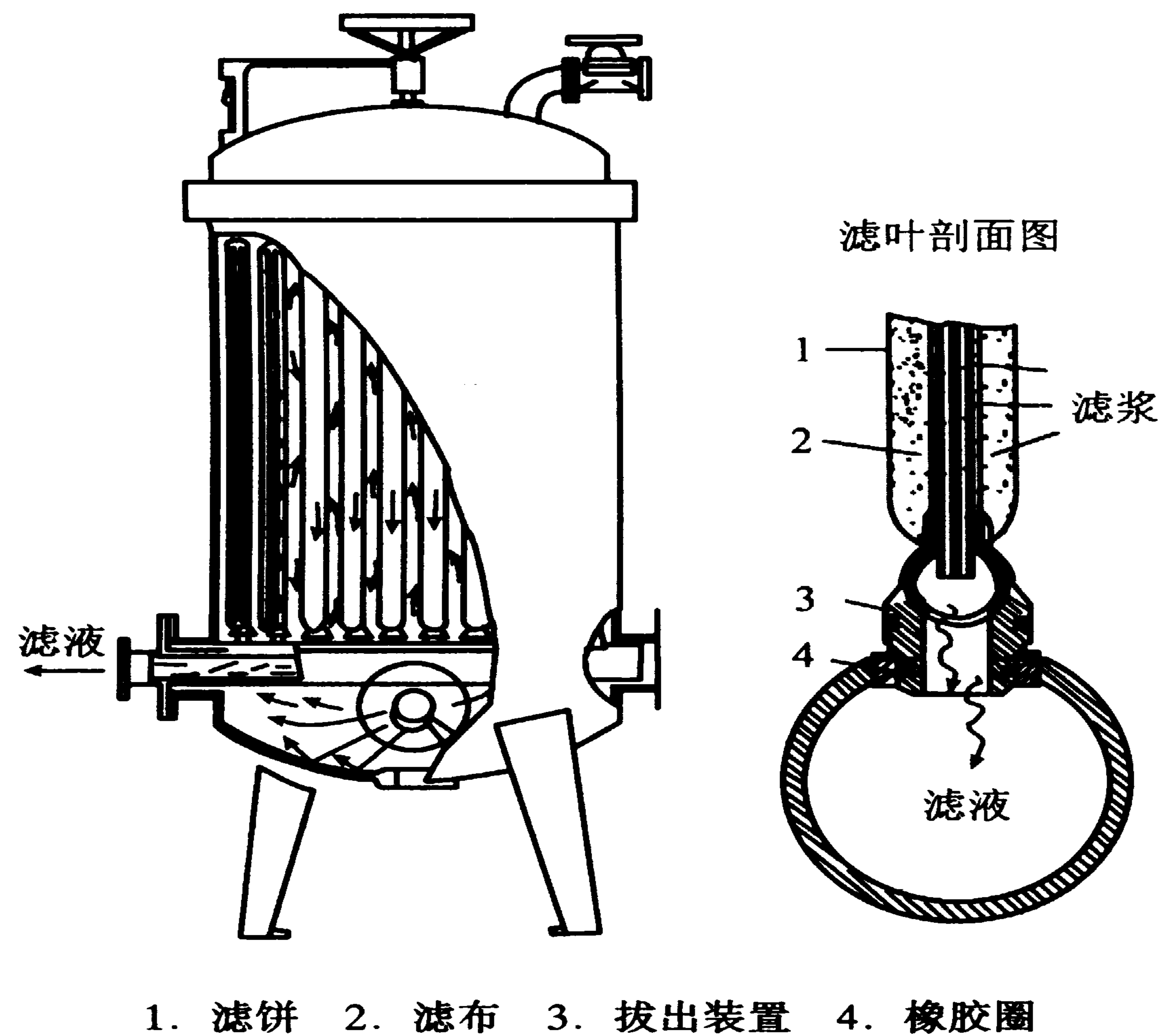


图 4-53 叶滤机

叶滤机过滤时滤液通过的路径，与洗涤时洗液的路径相同。
压滤机与叶滤机都是间歇操作的过滤机。

(3) 转鼓（筒）真空过滤机（vacuume drum filter） 这是工业上应用最广的连续操作的过滤设备，如图 4-54 所示。

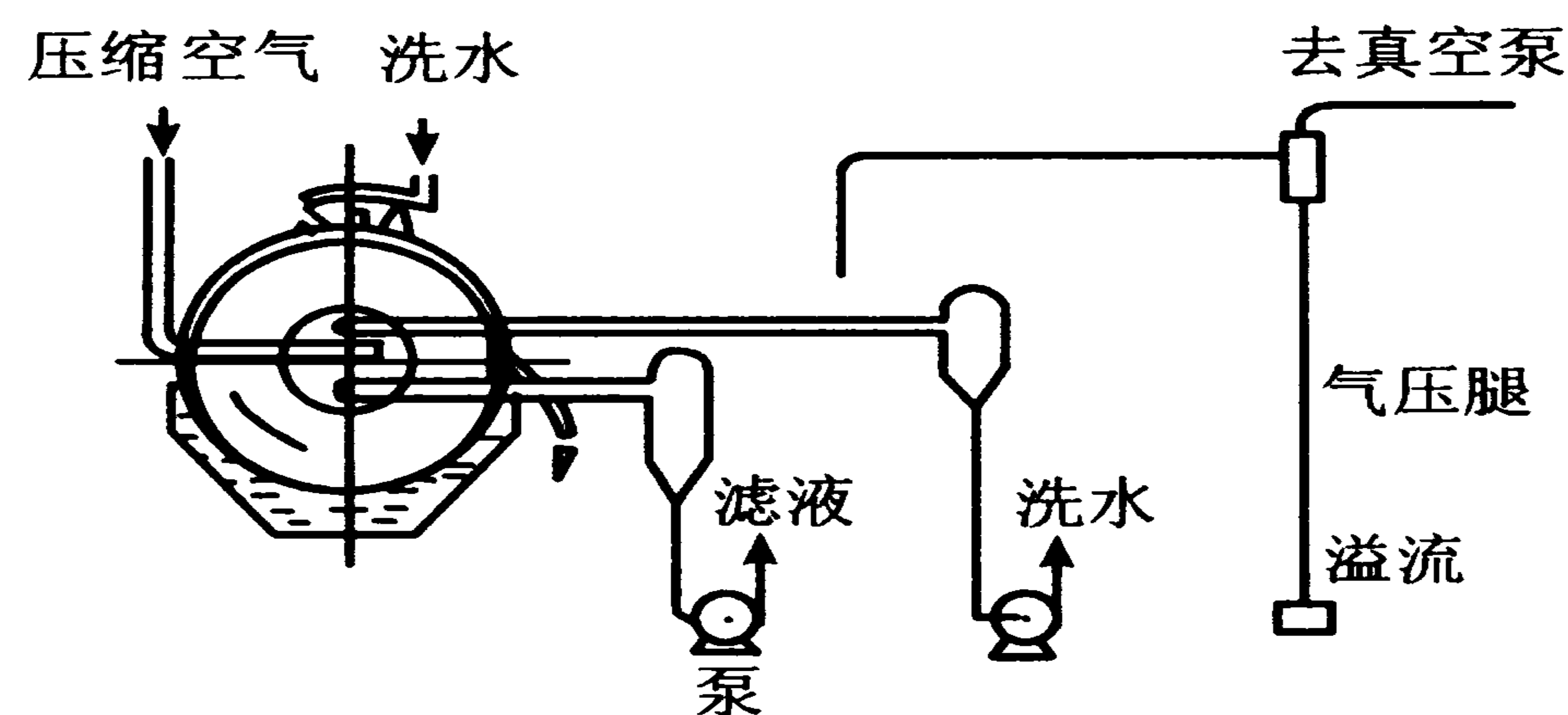


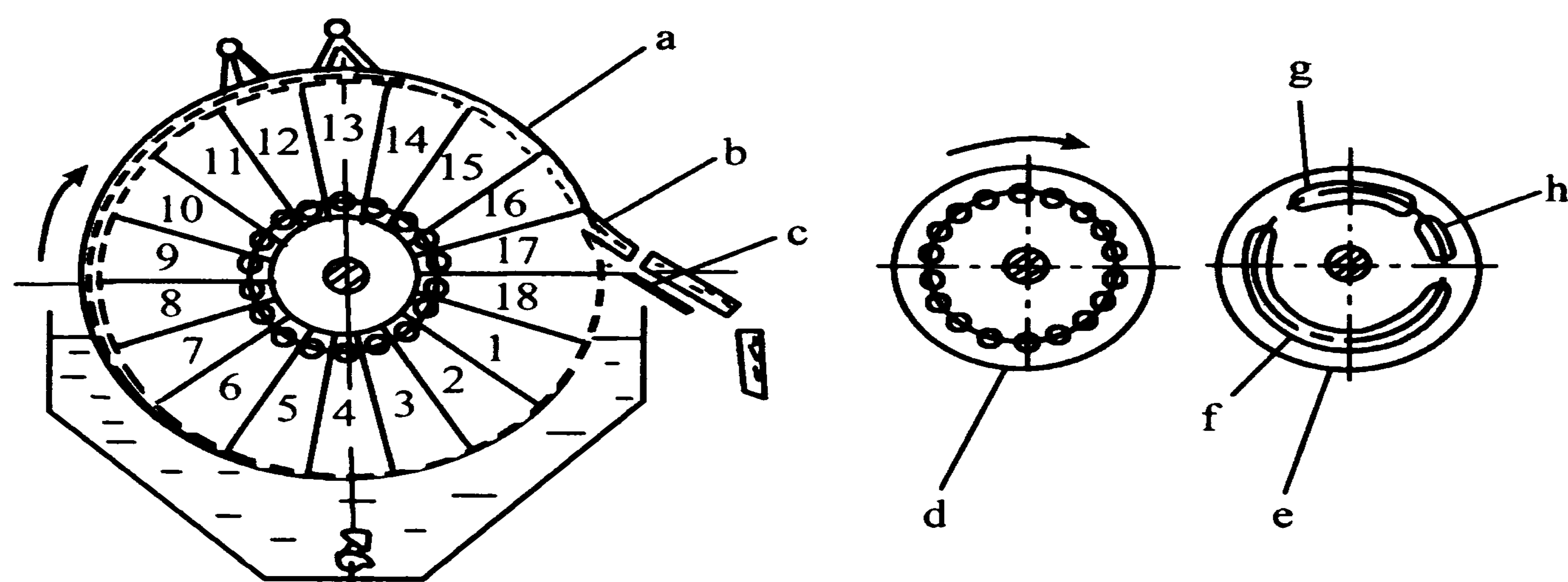
图 4-54 转鼓真空过滤机装置示意图

如图 4-55 所示，该设备的主体是一个能转动的水平中空圆筒，其表面有一层金属网，网上覆盖滤布。转筒的下部浸入滤浆中。转筒（鼓）沿径向分隔成若

干扇形格，每格都有单独的孔道通至分配头上。分配头的固定盘上有若干个弧形空隙，分别与减压管、洗涤贮槽、压缩空气管路相通。故在圆筒按顺时针方向回转一周时，每个扇形格表面即可顺序进行过滤、洗涤、吸干（脱水去湿）、吹松、卸饼等操作。由图 4-54 可知，当扇形格 1 开始浸入滤浆内时，转动盘上相应的小孔便与固定盘上的凹槽 f 相对，从而与真空管连通，吸走滤液，扇形格 1~7 所处的位置为过滤区。8~10 格所处位置仍与凹槽 f 相对，为吸干区。扇形格转至 12~13 位置，洗涤水喷洒在滤饼上，并与固定盘凹槽 g 相通，为洗涤区。格 11 相对于凹槽 f 与 g 之间为不工作区。格 14 为吸干区，15 为不工作区，格 16、17 与固定盘凹槽 h 相通，由压缩空气将滤饼吹松，并用刮刀将滤饼卸除，故为吹松区及卸料区。格 18 为不工作区。如此连续运转，整个转筒表面上便构成了连续的过滤操作。分配头使各个扇形格通过不同部位时，依次进行过滤、吸干、洗涤、再吸干、吹松、卸料。过滤面积为 $5\sim 40\text{ m}^2$ ，转速为 $0.1\sim 3\text{ r/min}$ ，滤饼厚度为 $10\sim 40\text{ mm}$ 。

转鼓（筒）真空过滤机具有连续操作，自动化程度高，生产能力大的优点，但附属设备多，投资较高，且由于洗涤不充分，滤饼中的含水量较多（约 30%）。该过滤机适用于处理量大但较易过滤的浓缩悬浮液的过滤。在过滤粒度小，粘度高的料浆时，可在滤布表面预涂助滤剂，此时将卸料刮刀略微远离开转筒表面一点，保证涂层不被刮下，而在较长时间内发挥助滤剂的作用。

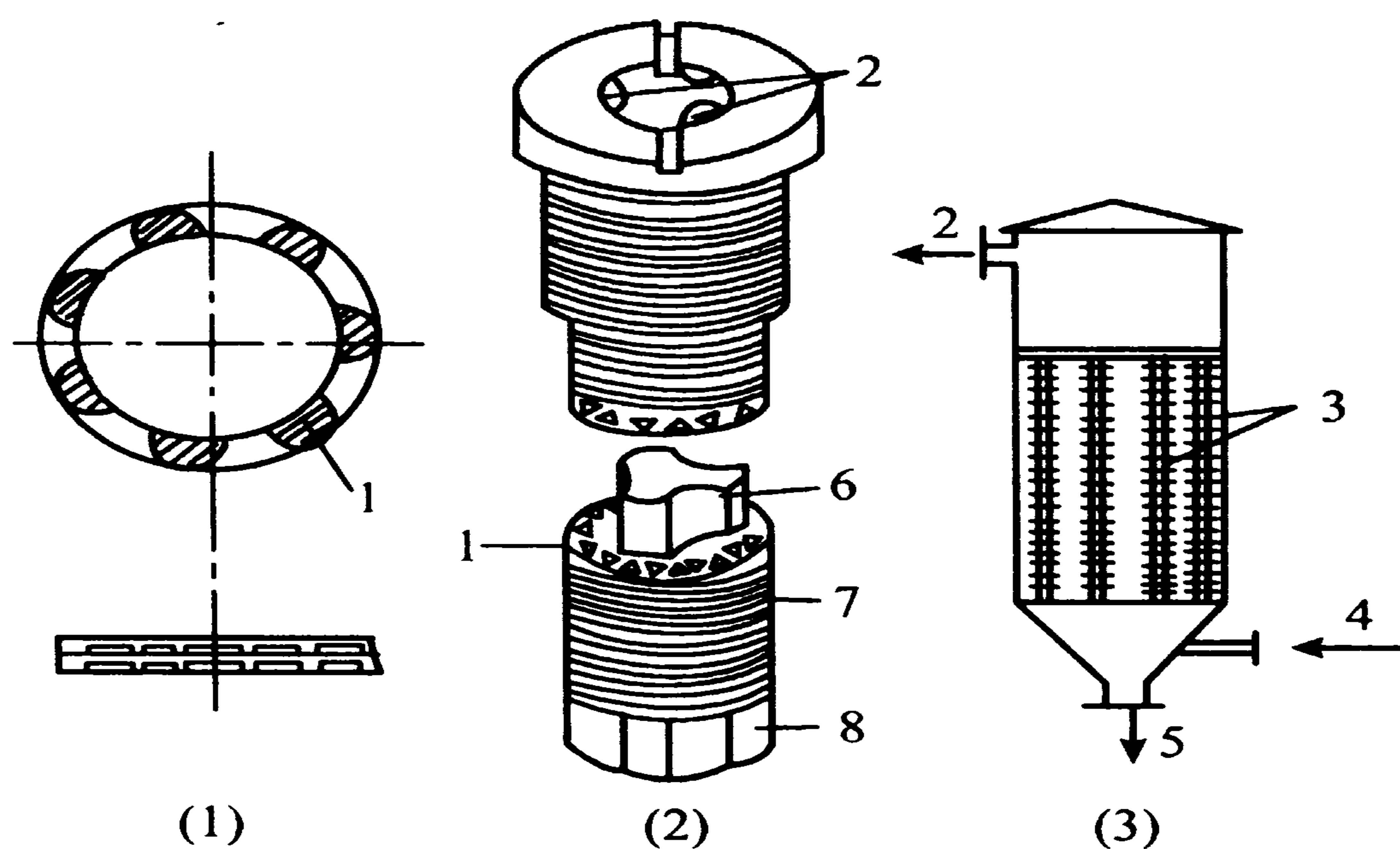
(4) 流线式过滤机 (fusiform filter) 是利用间隙极小的金属环圈的堆置层作为过滤元件。以其外部边缘截留悬浮液中的固体颗粒，而让滤液从环圈间隙中通过的过滤设备。



a. 转鼓 b. 滤饼 c. 刮刀 d. 转动盘 e. 固定盘
f. 吸走滤液的真空凹槽 g. 吸走洗水的真空凹槽 h. 通入压缩空气的凹槽

图 4-55 转鼓及分配头的结构

食品工业中广泛应用的层滤器就是一种流线式过滤机，其结构见图 4-56，将许多金属环圈安装在带沟槽的主杆上作为过滤元件，固定安装在带锥底的圆筒形外壳内而构成。环圈由厚度均匀的不锈钢板精确压制而成，环圈面上有凸起部分，使堆叠时两相邻环圈的边缘形成 $25 \sim 250 \mu\text{m}$ 的间隙。过滤操作开始时先滤硅藻土稀悬浮液，以在环圈边缘预覆一层厚度约为 $8.2 \times 10^{-3} \text{ m}$ 的硅藻土层作为滤床，滤浆从层滤器的锥底进入，滤液穿过滤床，从过滤元件主杆的沟槽通过并从器顶排出。



(1) 环圈 (2) 过滤元件 (3) 层滤器示意图
1. 圆环凸起 2. 滤液出口 3. 过滤元件 4. 滤浆进口
5. 滤渣出口 6. 主杆 7. 过滤环 8. 端帽

图 4-56 层滤器

流线式过滤机具有以下主要特性：

①可过滤极细的颗粒，适于澄清含少量细粒子的悬浮液，如水、啤酒、有机溶剂和油类；

②过滤操作所需劳动量较少；

③以适当金属制造，可处理腐蚀性液料；

④清理和拆装方便。

(5) 对于过滤设备的要求

①操作是连续、自动的；

②过滤阻力小、过滤速率大；

③设备小，过滤面积大；

④滤饼的含水量少。

(6) 过滤设备的选择 过滤机的选择主要根据被处理滤浆的性质、洗涤要求。对含固体颗粒多的滤浆，宜采用转鼓（筒）过滤机，以减少劳动量；若滤液量大且要求洗涤水用量少时，最好用叶滤机或真空转鼓（筒）过滤机；对于胶状固体及较难过滤的料浆，用压滤机较有利；以晶体为产品及要求滤饼非常干燥的情况，特别是处理量大时，最好采用离心过滤机；含固体颗粒极细的液体过滤宜采用流线式过滤机，或用离心沉降。

4.2.3 过滤基本方程

如前所述，过滤形成的滤饼层可以看成是由许多颗粒组成的床层，且这些颗粒尺寸一般都很小，液体在滤饼空隙中的流动多处于康采尼公式适用的低雷诺数范围内，故过滤速度可用康采尼公式求出。可将式（4-33）改写为：

$$u = \frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\epsilon^3 \Delta p_c}{K' a^2 (1-\epsilon)^2 \mu L} \quad (4-107)$$

式中：康采尼常数 K' 与滤饼空隙率、粒子形状、粒子大小等因素有关； Δp_c 为过滤的推动力。对不可压缩滤饼； ϵ 为常数。数群 $\frac{\epsilon^3}{K' a^2 (1-\epsilon)^2}$ 反映了颗粒床层的特性，以 $\frac{1}{r}$ 代表。当 $K' = 5$ 时， $\frac{1}{r} = \frac{\epsilon^3}{5a^2 (1-\epsilon)^2}$ 。

r 称为单位厚度床层的阻力，称为滤饼的比阻（specific cake resistance），它在数值上等于粘度为 $1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 的滤液以 1 m/s 的平均流速通过厚度 1 m 的滤饼层时所产生的压降，单位为 $(1/\text{m}^2)$ 。 $R = rL$ 称为滤饼阻力（cake resistance），单位为 $(1/\text{m})$ ，反映了滤饼床层对滤液流动的阻力。于是上式可写成：

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\Delta p_c}{r\mu L} = \frac{\Delta p_c}{R\mu} \quad (4-108)$$

同理可得到滤液流过过滤介质的过滤速度关系式：

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\Delta p_m}{r\mu L_e} = \frac{\Delta p_m}{\mu R_m} \quad (4-109)$$

式中： Δp_m 为过滤介质两侧的压强降，即滤液通过介质时的压降； L_e 为过滤介质的当量滤饼厚度（equivalent cake thickness），即假设用一层厚度为 L_e 的滤饼层代替过滤介质，并保持原来的过滤速度不变； ΔR_m 为过滤介质的阻力，它是

一个常数。在一般情况下，其值比滤饼阻力小很多。

滤饼床层的面积和过滤介质的面积可视为相等，利用加比定律，可将上两式合并成：

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\Delta p_c + \Delta p_m}{r\mu(L + L_e)} = \frac{\Delta p}{\mu(R + R_m)} \quad (4-110)$$

式中 Δp 为过滤的总压力降。滤饼的阻力 R 与过滤介质的阻力 R_m 之和为过滤阻力。

设每获得单位体积滤液，相应得到体积为 v 的滤饼，则有

$$L = \frac{vV}{A} \quad (4-111)$$

$$L_e = \frac{vV_e}{A} \quad (4-112)$$

式中 V_e 为当量滤液体积 (equivalent volume of filtration)。

故式 (4-110) 可化为：

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{A\Delta p}{\mu r v (V + V_e)} \quad (4-113a)$$

或
$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A^2\Delta p}{\mu r v (V + V_e)} \quad (4-113b)$$

此式只适用于不可压缩滤饼，因此认为比阻 r 不随过滤的压差而变化。

若滤饼是可压缩的，比阻 r 将随压差而变，可用下列经验公式表示两者的关系：

$$r = r' (\Delta p)^s \quad (4-114)$$

式中： r' 为单位压强差下滤饼的比阻； s 为滤饼的压缩性指数，其值恒小于 1，即 $0 \leq s < 1$ ，由实验确定。对不可压缩滤饼， $s = 0$ 。

将式 (4-114) 代入式 (4-113b) 得过滤基本方程：

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A^2\Delta p^{1-s}}{\mu r' v (V + V_e)} \quad (4-115)$$

令
$$k = \frac{1}{\mu r' v} \quad (4-116)$$

则有
$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{kA^2\Delta p^{1-s}}{(V + V_e)} \quad (4-117)$$

$$\text{又令 } K = 2k\Delta p^{1-s} = \frac{2\Delta p}{\mu r v} \quad (4-118)$$

并代入式 (4-117), 有

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{KA^2}{2(V + V_e)} \quad (4-119)$$

k 和 K 都称为过滤常数 (filtration constant)。 k 为表征滤浆物性的常数, 常称为滤饼常数, 与压差无关, 对不可压缩滤饼, 其单位为 $\text{m}^4/(\text{N}\cdot\text{s})$; K 则不但与滤浆物性有关, 而且与过滤操作压差有关, 只有在恒压过滤时, 才真正是一常数, 单位为 m^2/s 。

上述过滤基本方程都是微分式, 表示过滤过程在任一瞬间的过滤速率, 要将其用于实际计算, 还需将其在具体条件下积分。

4.2.4 间歇过滤的滤液量与过滤时间的关系

间歇过滤机 (以压滤机为代表) 的操作可以在恒压、恒速、变速变压等不同条件下进行。恒压过滤是整个过滤过程始终维持压力不变, 随着过滤进行, 滤饼不断增厚, 过滤阻力不断加大, 故过滤速率不断下降。恒速过滤时以恒定的流率向过滤机供滤浆, 以维持过滤速率不变。要做到此必须持续升高过滤压力来克服不断增加的过滤阻力。工业过滤不宜于使整个过滤过程都在恒压或恒速下进行。因为整个过程都维持恒压会因初期介质表面还未形成滤饼层, 较高的压力会使细粒子穿越介质而致滤液混浊, 或堵塞过滤介质的孔隙而增大其阻力。而整个过滤过程都维持恒速, 则到了末期压力必须升至很高, 过滤机易发生泄漏、供料泵的电机亦会超负荷。常用的操作方式是在开始时有一短的升压阶段, 在此期间的过滤既非恒速亦非恒压, 待压力升到一定数值后, 大致维持恒压直至过滤结束。

连续过滤机 (以转筒真空过滤机为代表), 则都是在恒压条件下过滤。

按照不同操作条件将式 (4-119) 积分, 即可得到相应的过滤方程, 即过滤时间与累计滤液量之间的关系。

(1) 恒压过滤方程

Δp 、 K 为常数, 积分条件为: $\tau = 0, V = 0$; $\tau = \tau_e, V = V_e$; $\tau = \tau, V = V$ 。

将式 (4-119) 积分:

$$\int_0^{V+V_e} (V + V_e) d(V + V_e) = \frac{K}{2} A^2 \int_0^{\tau+\tau_e} d(\tau + \tau_e)$$

$$\text{得 } (V + V_e)^2 = KA^2 (\tau + \tau_e) \quad (4-120a)$$

若令 $q = \frac{V}{A}$, $q_e = \frac{V_e}{A}$, 则上式为:

$$(q + q_e)^2 = K (\tau + \tau_e) \quad (4-120b)$$

由于 $\tau = 0$ 时, $V = 0$, $q = 0$, 由式 (4-120a)、(4-120b) 可分别得

$$V_e^2 = KA^2 \tau_e \quad \text{或} \quad q_e^2 = K \tau_e, \quad \text{将其再分别代回式 (4-120a)、式 (4-120b),}$$

则有:

$$V^2 + 2VV_e = KA^2 \tau \quad (4-120c)$$

$$q^2 + 2qq_e = K \tau \quad (4-120d)$$

当过滤介质的阻力忽略不计时: $V_e = 0$, $\tau_e = 0$

$$\text{有} \quad V^2 = KA^2 \tau \quad (4-120e)$$

$$q^2 = K \tau \quad (4-120f)$$

以上式 (4-120) 为恒压过滤方程, 表示恒压条件下, 累计滤液量 V (或单位过滤面积所得累计滤液量 q) 与过滤时间 τ 的关系为一抛物线。

(2) 恒速过滤方程 恒速过滤时的过滤速率不变, 式 (4-119) 变为:

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{KA}{2(V + V_e)} = \frac{V}{A\tau} = \frac{q}{\tau} = u_R = \text{常数}$$

$$\text{故有} \quad V^2 + VV_e = \frac{K}{2} A^2 \tau \quad (4-121a)$$

$$\text{或} \quad q^2 + qq_e = \frac{K}{2} \tau \quad (4-121b)$$

$$\text{亦有} \quad V = u_R A \tau \quad (4-121c)$$

$$q = u_R \tau \quad (4-121d)$$

式 (4-121) 为恒速过滤方程。由式 (4-121c)、式 (4-121d) 可看出, 恒速过滤时, V 与 τ 、 q 与 τ 均成线性关系。

(3) 先恒速后恒压的过滤方程 若过滤时间从 0 到 τ_1 , 采用恒速过滤操作, 得到滤液量 V_1 后, 改为恒压过滤。则过滤时间 0 到 τ_1 , 可用恒速过滤方程进行计算; 而时间从 τ_1 到 τ 时, 得到的滤液量由 V_1 变为 V , 由式 (4-119) 得恒压过滤段的积分式为:

$$\int_{V_1}^V (V + V_e) dV = \frac{K}{2} A^2 \int_{\tau_1}^{\tau} d\tau$$

$$\text{积分之, 得 } (V^2 - V_1^2) + 2V_e (V - V_1) = KA^2 (\tau - \tau_1) \quad (4-122a)$$

$$\text{或 } (q^2 - q_1^2) + 2q_e (q - q_1) = K (\tau - \tau_1) \quad (4-122b)$$

注意: 式中 V 为过滤时间从 0 到 τ 所获得的累计总液量, 而不是恒压阶段获得的滤液量。

(4) 过滤常数 (filtration constants) 的测定 应用以上过滤方程进行过滤计算时, 必须先测定过滤常数 K 、 q_e (V_e)。可用同一悬浮液在小型实验设备中进行恒压过滤实验而获得。此时式 (4-120d) 可写成

$$\frac{\tau}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e \quad (4-123)$$

该式说明在恒压过滤时, $\frac{\tau}{q}$ 与 q 之间具有线性关系。直线的斜率为 $\frac{1}{K}$, 截距为 $\frac{2q_e}{K}$ 。在不同过滤时间 τ , 记下所得滤液量 V , 计算出单位过滤面积滤液量 q , 即可根据式 (4-123) 测得过滤常数 K 和 q_e 。

式 (4-123) 仅适用于一开始就进行恒压过滤的情形。若过滤的初始阶段并非恒压, 在 τ_1 时间内, 已得单位过滤面积滤液 q_1 , 此后才作恒压过滤, 则可利用式 (4-122b), 并整理得

$$\frac{\tau - \tau_1}{q - q_1} = \frac{1}{K} (q - q_1) + \frac{2}{K} (q_e + q_1) \quad (4-124)$$

因 $\frac{\tau - \tau_1}{q - q_1}$ 与 $q - q_1$ 之间具有线性关系, 同样可求出常数 q_e 和恒压操作的 K 值。

必须注意, 因为 K 值与操作压差、温度及悬浮液的性质有关 [见式 (4-118)], 故只有在实验条件与生产条件完全相同时, 才能直接使用实验测定的结果。若过滤于不同压力下进行, 则应于各种压力下测定过滤常数, 以供使用。

若在几个不同的压差下重复上述试验, 将式 (4-118) 变形, 以 $\lg K$ 为纵坐标, $\lg \Delta p$ 为横坐标作图, 即可求出比阻 r 与 Δp 的关系, 这样的实验数据有广泛的使用价值。

同理将式 (4-118) 两边取对数, 得

$$\lg K = (1 - s) \lg (\Delta p) + \lg (2k) \quad (4-125)$$

由斜率 = $1 - s$, 截距 = $\lg (2k)$, 可求出压缩指数 s 。

4.2.5 过滤计算

过滤计算可分为设备选定之前的设计计算和现有设备的操作状态下的工艺计算两种类型。在前一类计算中, 设计者应首先进行小型过滤实验以测取必要的设计数据, 如过滤常数 K 、 q_e 等, 并为过滤介质和过滤设备的选型提供依据。然后由设计任务给定的滤液量 V 和过滤时间 τ , 选择操作压强 Δp , 计算过滤面积 A 。在后一类计算中, 则是已知设备尺寸和参数, 给定操作条件, 核算该过程设备可以完成的生产任务; 或已知设备尺寸和参数, 给定生产任务, 求取相应的操作条件。

由于过滤的操作方式不同, 其计算也有差异。下面以板框压滤机和转筒真空过滤机为代表, 介绍间歇和连续两种过滤方式的计算方法。

(1) 间歇过滤机的计算

①过滤面积和框内总容积: 滤浆进入滤框后, 滤液向两侧的过滤板流动, 故板框压滤机每一个框具有两个相等的过滤面积。其总过滤面积 A 应为:

$$A = 2LBZ \quad (4-126)$$

式中: L 为框长, m; B 为框宽, m; Z 为框数。

过滤时, 框内逐渐为滤渣所充塞, 板框压滤机的框内总容积 V_Z 为:

$$V_Z = LB\delta Z \quad (4-127)$$

式中 δ 为框厚, m。

注意: 实际上, 在过滤终了时, 滤饼并非完全充满框内, 滤饼所占的体积百分数称为充填百分率或充填系数 (per cent fill/filling coefficient)。

②操作周期: 间歇式过滤机由于过滤、洗涤、卸渣、重装等操作是分阶段在整个过滤表面进行, 故这些操作所用的时间, 都要计入生产时间之内, 则一个操作周期的时间应为上述各操作时间之和, 即:

$$\sum \tau = \tau + \tau_w + \tau_D \quad (4-128)$$

式中: $\sum \tau$ 为一个操作周期的时间; τ 为过滤时间 (根据操作方式由相应的过滤方程求得); τ_w 为洗涤时间; τ_D 辅助时间。若单位面积的洗涤液用量 q_w , 洗涤速率为 $\left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w$ 则洗涤时间可用下式求出:

$$\tau_w = \frac{\dot{q}_w}{\left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w} = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w} \quad (4-129)$$

由于洗涤过程中滤饼不再增厚，故洗涤速率基本上是常数。多数过滤机内，洗涤液流过的通道与过滤终了时滤液的通道相同，洗涤液通过的滤饼面积与过滤时相同（如叶滤机、箱式压滤机），且洗涤操作压力与过滤终了压力相同。一般洗涤路径与过滤路径相同的过滤洗涤方式称为置换洗涤法。若洗涤液粘度亦与滤液粘度相近时，则洗涤速率等于过滤终了时的速率，即

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w = \left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E = \frac{KA^2}{2(V + V_e)} \quad (4-130a)$$

$$\text{或} \quad \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w = \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_E = \frac{K}{2(q + q_e)} \quad (4-130b)$$

板框过滤机则根据前面的分析，知其洗涤速率应为过滤终了速率的 $\frac{1}{4}$ ，即

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E = \frac{KA^2}{8(V + V_e)} \quad (4-131a)$$

$$\text{或} \quad \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w = \frac{1}{2} \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_E = \frac{K}{4(q + q_e)} \quad (4-131b)$$

因为板框过滤机的洗涤面积为过滤面积 A 的 $1/2$ ，于是可求出 τ_w 。 τ_d 为卸饼、清洗滤布及组装等辅助时间。

③生产能力：过滤机的生产能力通常以单位时间获得的滤液量表示。

间歇过滤机的生产能力 Q 为：

$$Q = \frac{V}{\tau + \tau_w + \tau_d} = \frac{V}{\sum \tau} \quad (4-132)$$

算出 Q 后，即可根据生产任务，确定过滤机的台数。对恒压过滤，过分延长过滤阶段时间 τ 并不能提高过滤机的生产能力。图 4-57 所示的过滤曲线上任一点与原点 O 的连线，其斜率即为生产能力。显然，对一定的洗涤和辅助时间之和（ $\tau_w + \tau_d$ ），必存在一个最佳过滤时间 τ_{opt} （图 4-57），过滤至此停止，可使过滤机的生产能力（即图中切线的斜率）达最大值。这是设备操作最优化的课题。

若滤饼为产品，则生产能力按滤饼产量计。

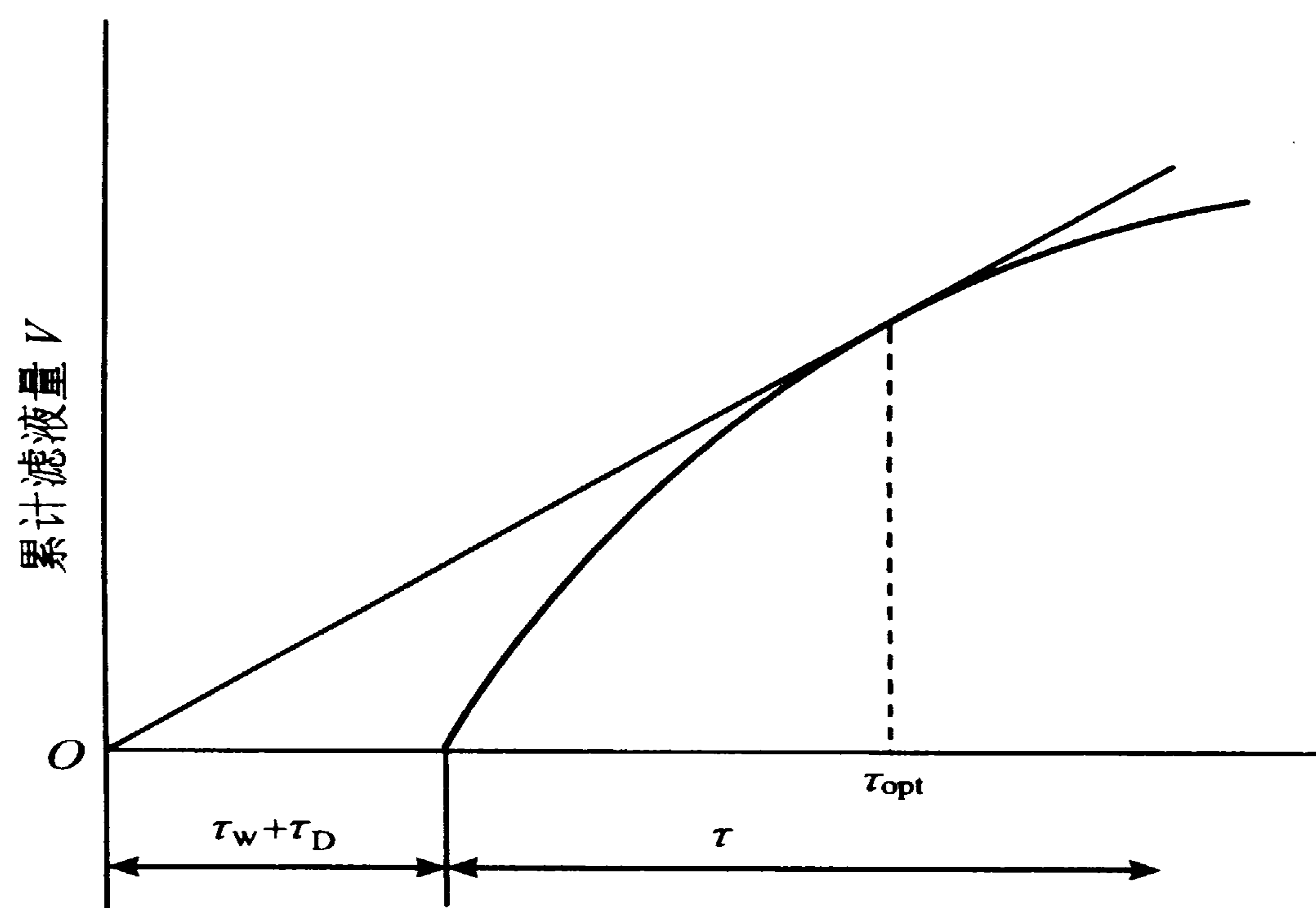


图 4-57 最佳过滤时间

[例 4-7] 拟用一台板框压滤机过滤悬浮液，板框尺寸为 $450 \text{ mm} \times 450 \text{ mm} \times 25 \text{ mm}$ ，有 40 个滤框。在 $\Delta p = 3 \times 10^5 \text{ Pa}$ 下恒压过滤。待滤框充满滤渣后用清水洗涤滤饼，洗涤水量为滤液体积的 $\frac{1}{10}$ 。已知每米³ 滤液形成 0.025 m^3 滤饼；操作条件下过滤常数： $q_e = 0.0268 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ； $\mu = 8.937 \times 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ； $r = 1.13 \times 10^{13} (\Delta p)^{0.274}$ 。

试求：(1) 过滤时间；(2) 洗涤时间；(3) 若每次装卸清理的辅助时间为 60 min，求此压滤机的生产能力。

解：先确定 K 值。

∵ 由式 (4-118) 知

$$K = 2k\Delta p^{1-s} = \frac{2\Delta p}{\mu r v}$$

$$\begin{aligned} \text{已知 } r &= 1.13 \times 10^{13} \Delta p^{0.274} = 1.13 \times 10^{13} (3 \times 10^5)^{0.274} \\ &= 3.58 \times 10^{14} (\text{m}^{-2}) \end{aligned}$$

$$\therefore K = \frac{2 \times 3 \times 10^5}{8.937 \times 10^{-4} \times 3.58 \times 10^{14} \times 0.025} = 7.50 \times 10^{-5} (\text{m}^2/\text{s})$$

(1) 计算滤框中充满滤饼所需时间即过滤时间 τ

$$\text{框内滤饼总体积：} 40 \times 0.45^2 \times 0.025 = 0.203 (\text{m}^3)$$

$$\text{滤液体积: } V = \frac{0.203}{0.025} = 8.1 \text{ (m}^3\text{)}$$

$$\text{过滤面积: } A = 40 \times 0.45^2 \times 2 = 16.2 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$q = \frac{V}{A} = \frac{8.1}{16.2} = 0.5 \text{ (m}^3\text{/m}^2\text{)}$$

则过滤时间:

$$\tau = \frac{1}{K} (q^2 + 2q q_e) = \frac{0.5^2 + 2 \times 0.5 \times 0.0268}{7.50 \times 10^{-5}} = 3690 \text{ (s)}$$

(2) 洗涤时间 τ_w

板框过滤机洗涤速率

$$\left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w = \frac{1}{2} = \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_E = \frac{K}{4(q + q_e)}$$

$$\text{即 } \left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w = \frac{7.50 \times 10^{-5}}{4(0.5 + 0.0268)} = 3.56 \times 10^{-5} \text{ [m}^3\text{/ (m}^2\text{·s)]}$$

洗涤量

$$q_w = \frac{V_w}{A_w} = \frac{0.1V}{\frac{1}{2}A} = \frac{0.1 \times 8.1}{0.5 \times 16.2} = 0.1 \text{ (m}^3\text{/m}^2\text{)}$$

上式 A_w 为洗涤面积, 板框过滤机的洗涤面积为过滤面积 A 的 $1/2$ 。
故洗涤时间

$$\tau_w = \frac{q_w}{\left(\frac{dq}{d\tau}\right)_w} = \frac{0.1}{3.56 \times 10^{-5}} = 2810 \text{ (s)}$$

(3) 过滤机的生产能力 Q

$$Q = \frac{V}{\tau + \tau_w + \tau_D} = \frac{8.1}{3690 + 2810 + 3600} = 8.02 \times 10^{-4} \text{ (m}^3\text{/s)} = 2.89 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

(4) 连续过滤机计算

①操作周期: 连续过滤机的过滤、洗涤、卸饼等操作同时在过滤机的不同区域内进行, 即它以全部操作时间, 但仅以部分面积进行过滤以获取滤液。故连续

过滤机的操作周期是指旋转 1 周所需要的时间。

设转鼓真空过滤机的转鼓转速为每秒 n 转，则每个操作周期 $\sum \tau$ 为：

$$\sum \tau = \frac{1}{n} \quad (4-133)$$

式中 n 的单位是 r/s。

转鼓表面浸入滤浆中的分数，即回转转鼓的浸没度为：

$$\varphi = \frac{\text{浸入角度}}{360^\circ} \quad (4-134)$$

转鼓任一部分表面在一个操作周期内，从开始浸入滤浆至离开所经历的时间，即为 1 个周期中的过滤时间 τ ：

$$\tau = \varphi \sum \tau = \frac{\varphi}{n} \quad (4-135)$$

这样就将连续过滤机整个操作周期中只有部分面积进行过滤，转换为全部面积但在部分时间中过滤，整个转鼓单位面积滤液量仍可用间歇过滤机的公式计算。

②生产能力：连续过滤机都是恒压过滤机，故其单位面积的滤液量可按恒压过滤方程计算。由式 (4-120d) 可以改写为如下形式：

$$q = \sqrt{q_e^2 + K\tau} - q_e \quad (4-136)$$

设转鼓面积为 A ，则转鼓真空过滤机的生产能力为：

$$Q = nqA = n \left(\sqrt{q_e^2 + K\tau} - q_e \right) A = n \left(\sqrt{V_e^2 + KA^2 \frac{\varphi}{n}} - V_e \right) \quad (4-137)$$

若忽略过滤介质阻力，则上式可简化为：

$$Q = A \sqrt{K\varphi n} \quad (4-138)$$

上式近似地表达了影响转鼓真空过滤机生产能力的因素。

[例 4-8] 用国产 GP2-1 型转鼓真空过滤机过滤某悬浮液，过滤机转鼓直径为 1 m，转鼓长度 0.7 m，浸没角 130° ，转鼓转速 0.18 r/min，在真空度 66.7 kPa 下操作。悬浮液的过滤常数 $k = 9.90 \times 10^{-7} \text{m}^2 / (\text{s} \cdot \text{kPa})$ 滤饼不可压缩。试估计此过滤机的生产能力。

解：由 (4-138) 知 $Q = A \sqrt{K\varphi n}$

(1) 过滤面积 A

$$A = \pi \times \text{直径} \times \text{宽度} = \pi \times 1 \times 0.7 = 2.2 \text{ (m}^2\text{)}$$

(2) 过滤常数 K

滤饼不可压缩即 $s = 0$; $\Delta p = 66.7 \text{ kPa}$

$$\therefore K = 2k (\Delta p)^{1-s} = 2 \times 9.90 \times 10^{-7} \times 66.7 = 1.32 \times 10^{-4} \text{ (m}^2\text{/s)}$$

(3) 转鼓浸没分数 (浸没度):

$$\varphi = \frac{\text{浸入角度}}{360^\circ} = \frac{130^\circ}{360^\circ} = 0.361$$

(4) 过滤机的生产能力

$$Q = A \sqrt{K\varphi n} = 2.2 \sqrt{1.32 \times 10^{-4} \times 0.361 \times \frac{0.18}{60}} = 2.2 \times 3.78 \times 10^{-4} = 8.32 \times 10^4 \text{ (m}^3\text{/s)} = 3.0 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

4.2.6 非沉降式的转鼓离心机的工作原理和计算

(1) 转鼓内液体的表面、体积和压力 液体的表面。离心机内的液体处于静止状态时，只受重力作用，自由液面为水平面，如图 4-58 (a)；当液体随转鼓作旋转运动时，液体既受重力作用，又受离心力的作用，此时的自由液面为一旋转抛物面，如图 4-58 (b)。

任取液面上离鼓底的高度为 h 、离轴心，即回转半径为 r 、质量为 dm 的质点 a 来分析。设转鼓旋转角速度为 ω ，则此质点所受的重力和离心力分别为：

$$F_g = gdm, F_c = r\omega^2 dm$$

由图可见，此二力的合力应垂直于液面，故：

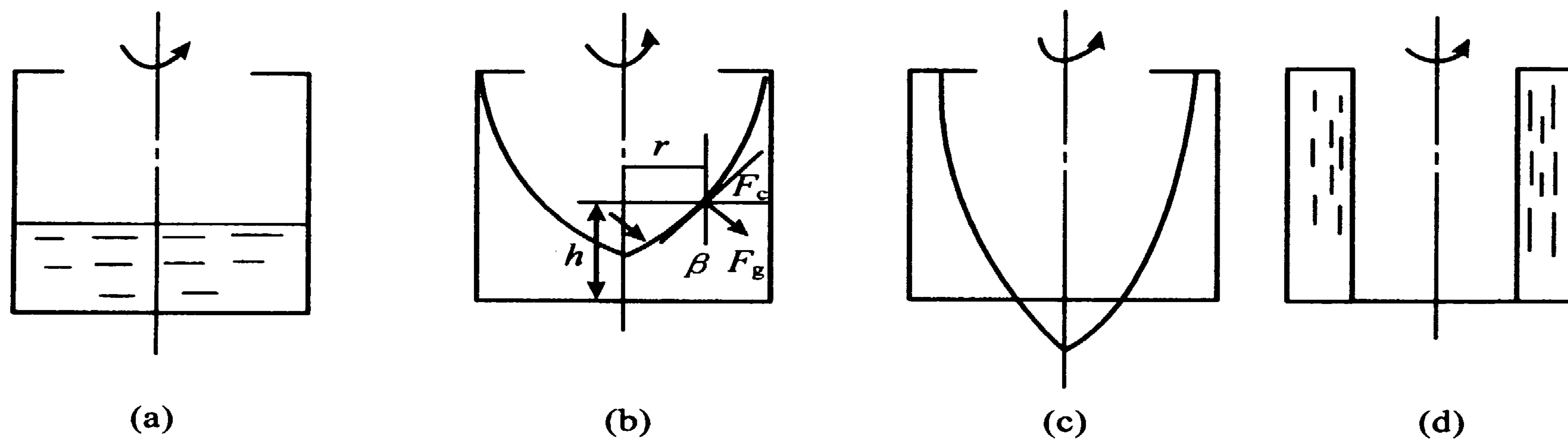
$$\text{tg } \beta = \frac{dh}{dr} = \frac{r\omega^2 \cdot dm}{g \cdot dm}$$

$$\text{积分上式，可得： } h = \frac{\omega^2 r^2}{2g} + h_0 \quad (4-139)$$

由此可知，液体的自由表面为一旋转抛物面。当增加转速时，液面中心向下凹，若中心与鼓底接触，则 $h_0 = 0$ 。此后继续增大转速，液面中心移至鼓底下方，此时 h_0 为负值，见图 4-58 (c)；在极限情况下，当转鼓的转速足够大，以致所产生的离心力远远大于重力，此时可忽略重力，液面为圆柱面，见图 4-58

(d)。实际上，离心机在正常操作时，都可以认为属于这种情况。

为了防止液体自转鼓上方溢出，通常将离心机的转鼓口制成向内折转的唇片，即挡板。



(a) 静止 (b) 低速 (c) 高速 (d) 忽略重力

图 4-58 离心机转鼓内的液面

液体的体积 如图 4-59 所示，设 H 为转鼓高度， R 为转鼓半径， r_0 为转鼓口液体内表面半径； r_1 为转鼓口内缘表面半径，当 $h_0 > 0$ 时，

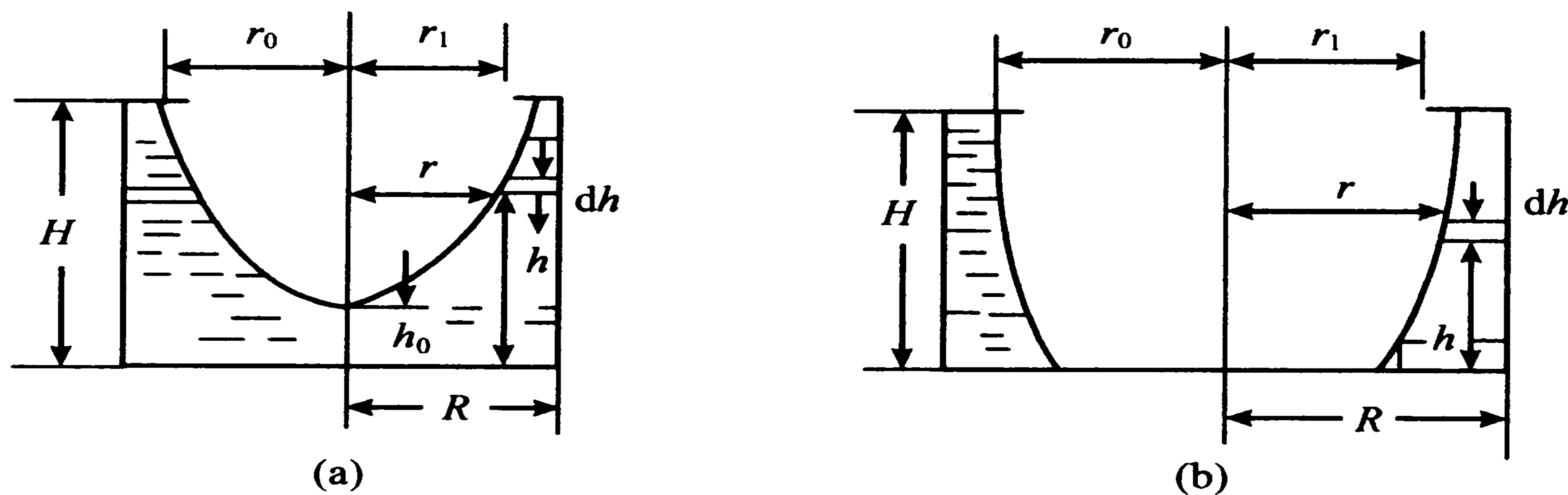


图 4-59 离心机转鼓内的体积

$$V_1 = \pi R^2 H - \frac{\pi g}{\omega^2} (H - h_0)^2 = \pi R^2 H - \frac{\pi \omega^2 r_0^4}{4g} \quad (4-140)$$

当 $h_0 < 0$ 时，

$$V_1 = \pi R^2 H - \frac{\pi g}{\omega^2} (H^2 - 2h_0 H) = \pi R^2 H + \frac{\pi g H^2}{\omega^2} - \pi r_0^2 H \quad (4-141)$$

液体的压强 假定转鼓内液体均以同一角速度 ω 转动, 如图 4-59 (a) 所示, 距鼓底为 h , 厚度为 dh 的薄层环状液体内半径为 r , 则此薄层距轴中心线为 $r+x$ 的微分体积为 $2\pi(x+r)dx \cdot dh$, 质量为 $2\pi(x+r)dx \cdot dh \cdot \rho$, 故离心力为 $2\pi\rho(x+r)^2\omega^2 \cdot dh \cdot dx$ 。

因力的作用面积为 $2\pi R \cdot dh$, 故在鼓壁上的离心压强为:

$$p_r = \frac{\frac{2}{3}\pi\rho\omega^2 \cdot dh (R^3 - r^3)}{2\pi R \cdot dh} = \frac{1}{3R}\rho\omega^2 (R^3 - r^3) \quad (4-142)$$

可见, 沿鼓壁不同高度处离心压强不同。当 $r=0$ 时, $p_{\max} = \rho \frac{\omega^2 R^2}{3}$ 。当 h_0 为负值时, 如图 4-59 (b) 所示, 最大离心压强发生在靠近鼓底的鼓壁上。

实际上, 离心压强一般认为是常数, 因离心机正常工作时重力影响可忽略, 故为常数。离心压强是离心过滤操作推动力的来源。

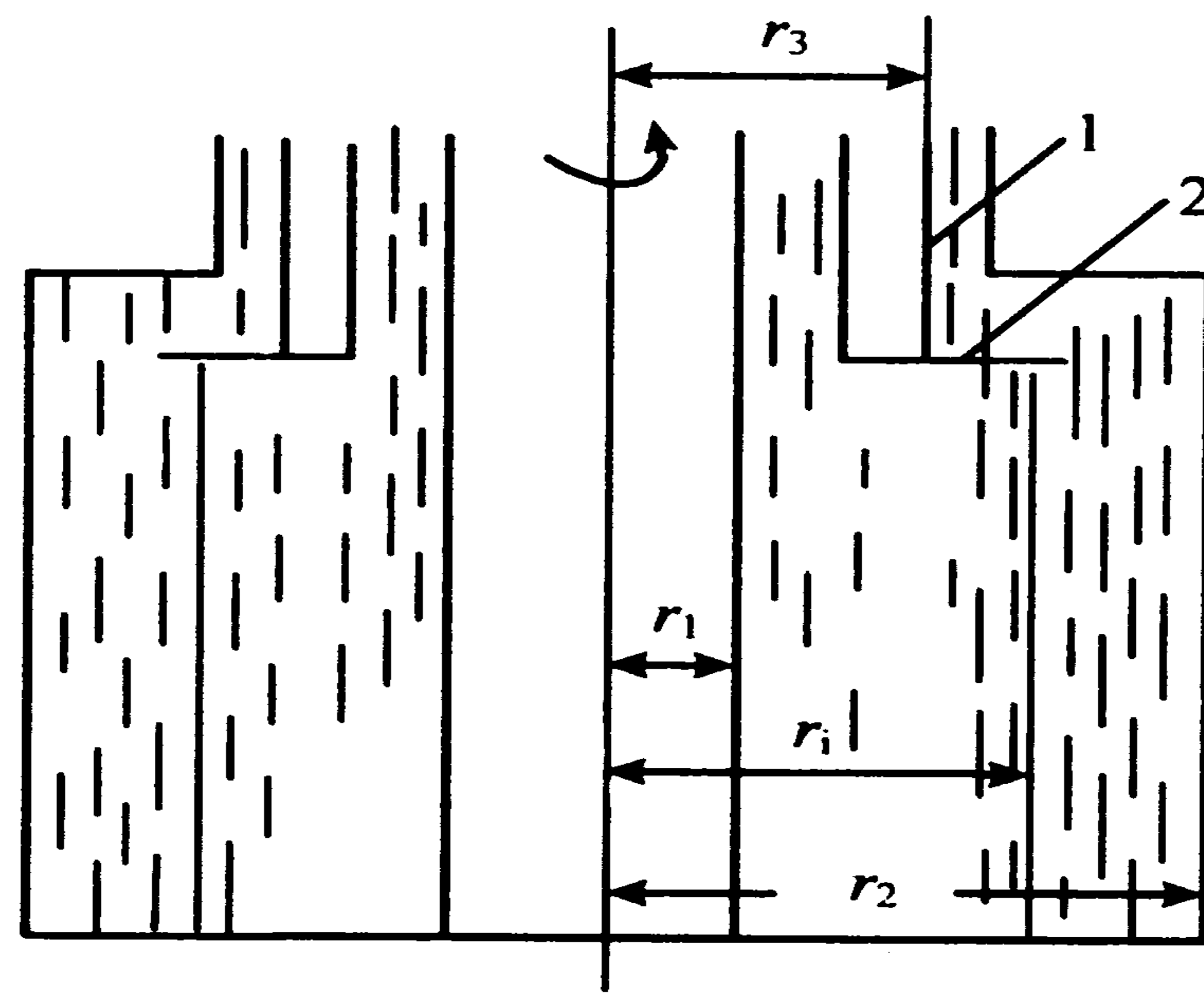
(2) 离心机内乳浊液的分离 乳浊液在离心力的作用下, 密度较大的液体将聚集于外层; 而密度较小的液体则形成内层, 两液层间为相界面。因此, 用离心机分离乳浊液时, 既要有足够的停留时间让两液体分层, 又要准确确定两液层分界面的位置, 以安排液体的溢流堰位置, 将两液体不断取出, 使得已分离的液体不会重新混合。若忽略重力影响, 则液体的内表面和两液层分界面均为圆柱面, 如图 4-60 所示。这时, 界面位置可根据两液体的体积比来确定。

求取半径 r_3 的主要依据是作用在挡板上上下两侧的压强互相平衡, 根据前述离心压强的关系式, 可得如下的平衡关系:

$$\frac{\rho_H \omega^2}{3r_i} (r_i^3 - r_3^3) = \frac{\rho_L \omega^2}{3r_i} (r_i^3 - r_1^3)$$

简化后即得:

$$\rho_H (r_i^3 - r_3^3) = \rho_L (r_i^3 - r_1^3) \quad (4-143)$$



1. 溢流堰 2. 挡板

图 4-60 两液相的分层界面

故溢流堰内半径为：

$$r_3 = 3 \sqrt{r_i^3 - \frac{\rho_H}{\rho_L} (r_i^3 - r_1^3)} \quad (4-144)$$

设轻重液体在转鼓中体积之比为 Φ ： $\Phi = V_L/V_H$

由图 4-60 知：

$$\Phi = \frac{\pi (r_i^2 - r_1^2)}{\pi (r_2^2 - r_i^2)}$$

$$\therefore r_i = \sqrt{\frac{\Phi r_2^2 + r_1^2}{1 + \Phi}} \quad (4-145)$$

式中： r_1 为液体内表面半径； r_2 为转鼓内半径； r_i 为轻、重液分层界面半径； r_3 为溢流堰内半径。

(3) 离心机内的过滤 在离心机内的过滤过程中，滤渣和滤液的特性不变，但过滤面积和离心压强在变化。若为高速转动，且悬浮液浓度不高，则过滤面积可视为常数： $A = 2\pi RH$

由式 (4-142) 得离心压强为：

$$p_r = \frac{1}{3R} \rho \omega^2 (R^3 - r^3)$$

由过滤基本方程式 (4-115)，可得：

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A^2 p_r^{1-s}}{\mu r' \nu (V + V_e)} \quad (4-146)$$

将上式积分，可得与恒压过滤方程式 (4-120c) 相同的形式：

$$V^2 + 2VV_e = K'A^2\tau \quad (4-147)$$

上式即为离心过滤方程。式中 K' 为过滤常数，其值与滤浆性质 (r' 、 μ 、 ν 、 s) 及离心压强 p_r 有关。由式 (4-147) 计算出滤液量 V 后，除以离心过滤操作周期 τ_c ，可得该离心过滤机的生产能力。

4.2.7 计算公式小结

现将本章一些重要的计算公式综合列于表 4-2。对这些公式进行归纳比较时，一方面可从流动类型分析 (流体通过床层-临界流化，沉降速度-带出速度)，

另一方面可从流动形态（滞流、湍流）作比较。

注意：颗粒沉降、流体通过细粒床层和临界流化，多数是在滞流形态下进行。

表 4-2 不同流动类型的计算公式关系

流动类型	形态	Re 数	阻力系数	计算公式	
流体通过颗粒床层	滞流	≤ 20	$\frac{150(1-\epsilon)}{Re}$	$\Delta p = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^2 d_p^2} \mu L u$	由式 (4-36) 导出
	湍流	≥ 1000	1.75	$\Delta p = 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 d_p} L \rho u^2$	由式 (4-36) 导出
颗粒沉降	滞流	< 1	$24/Re$	$u_t = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{18\mu}$ (斯托克斯公式)	式 (4-45)
	过渡流	1~500	$18.5/Re^{0.6}$	$u_t = 0.154 \left[\frac{d_p^{1.6} (\rho_p - \rho) g}{\rho^{0.4} \mu^{0.6}} \right]^{\frac{5}{7}}$ (阿仑公式)	式 (4-46)
	湍流	> 500	0.44	$u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p (\rho_p - \rho) g}{\rho}}$ (牛顿公式)	式 (4-47)
临界流化	滞流	≤ 20		$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{1650\mu}$	式 (4-62)
	湍流	≥ 1000		$u_{mf} = \sqrt{\frac{d_p (\rho_p - \rho) g}{24.5\rho}}$	由式 (4-36) 导出
带出速度 (同颗粒沉降)	滞流	< 1	$24/Re$	斯托克斯公式	式 (4-45)
	过渡流	1~500	$18.5/Re^{0.6}$	阿仑公式	式 (4-46)
	湍流	> 500	0.44	牛顿公式	式 (4-47)

备注：表中 $Re = d_p u \rho / \mu$ ，并且各资料中对确定流动形态的 Re 数的值略有差异。

习题

【沉降】

1. 用光滑小球在粘性流体中自由沉降可测定该液体的粘度。测试时用玻璃筒盛满待测液体，将直径为 6 mm 的钢球在其中自由沉降，下落距离为 200 mm，记录钢球的沉降时间。现用此法测试一种密度为 1300 kg/m^3 的糖浆，记录的沉降时间为 7.32 s，钢球的相对密度为 7.9，试求此糖浆的粘度。（答：4.74 Pa·s）

2. 某谷物的颗粒粒径为 4 mm, 密度为 $1\,400\text{ kg/m}^3$ 。求在常温水中的沉降速度。又若此谷物的淀粉粒在同样的水中的沉降速度为 0.1 mm/s , 试求其粒径。

(答: 0.218 m/s ; $2.14 \times 10^{-5}\text{ m}$)

3. 某气体中含有大小不等的尘粒, 最小的粒子直径为 $10\ \mu\text{m}$ 。已知气体流量为 $3\,000\text{ m}^3/\text{h}$ (标准态), 温度为 $500\text{ }^\circ\text{C}$, 密度为 0.43 kg/m^3 , 粘度为 $3.6 \times 10^{-5}\text{ Pa}\cdot\text{s}$, 尘粒的密度为 $2\,000\text{ kg/m}^3$ 。今有一降尘室, 共有 5 层, 求每层的沉降面积。

(答: 157.3 m^2)

4. 上题的含尘气体若采用标准型旋风分离器分离, 试计算用 4 台并联操作时的设备尺寸和分离效率。已知允许的压降为 $1\,780\text{ Pa}$ 。

(答: $D=0.495\text{ m}$; $\eta=72\%$)

5. 一降尘室长 5 m, 宽 3 m, 高 4 m, 内部用隔板分成 20 层, 用来回收含尘气体中的球形固体颗粒, 操作条件下含尘气体的流量为 $36\,000\text{ m}^3/\text{h}$, 气体密度为 0.9 kg/m^3 , 粘度为 $0.03\text{ mPa}\cdot\text{s}$ 。尘粒密度为 $4\,300\text{ kg/m}^3$, 试求理论上能 100% 除去的最小颗粒直径。

(答: $2.06 \times 10^{-5}\text{ m}$)

6. 某离心分离机的有效转鼓高度为 0.3 m, 转鼓内半径为 0.4 m, 转速为 $5\,400\text{ r/min}$ 。欲使鼓内水中离中心轴距离 0.04 m 处的酵母能产生向鼓壁沉降的效果, 问进水流量的最大值为几何? 已知酵母的直径为 $5\ \mu\text{m}$, 密度为 $1\,150\text{ kg/m}^3$, 水温为 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 。

(答: $5.81 \times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$)

7. 液体食用油经水洗设备之后, 进入沉降槽进行油-水分离。假定从洗涤器出来的混合物中, 油以球滴出现, 滴径为 0.05 mm , 物料中油和水的质量比为 1:4, 分离后的水相可认为绝不含油。已知料液流量为 2 t/h , 油的相对密度为 0.9, 油温和水温均为 $38\text{ }^\circ\text{C}$ 。试求沉降槽的沉降面积 (假定沉降符合斯托克斯定律)。

(答: 2.42 m^2)

8. 某淀粉厂的气流干燥器每小时送出 10^4 m^3 带淀粉颗粒 (密度为 1500 kg/m^3) 的 $80\text{ }^\circ\text{C}$ 空气 (密度 1.0 kg/m^3 , 粘度 $2 \times 10^{-5}\text{ Pa}\cdot\text{s}$), 用标准型式的旋风分离器分离其中的淀粉颗粒。若分离器器身直径 $D=1\,000\text{ mm}$, 其他部分尺寸按教材图 4-42 中所列比例确定。试估计理论上可分离的最小颗粒直径 d_c , 并计算设备的流体阻力。

(答: $d_c=9.3 \times 10^{-6}\text{ m}$; $\Delta p=1\,978\text{ Pa}$)

【过滤】

9. 果汁中滤渣为可压缩的, 测得其压缩指数为 0.6。在表压为 100 kPa 下由

压滤机过滤。最初 1 h 可得清汁 2.5 m^3 ，问若其他条件相同，要在最初 1 h 得到 3.5 m^3 的清汁，要用多大压力？设介质阻力可忽略不计。（答： $5.4 \times 10^5 \text{ Pa}$ ）

10. 用某板框过滤机过滤葡萄糖溶液，加入少量硅藻土作助滤剂。在过滤表压 100 kPa 下过滤 2 h，头 1 h 得滤液量 8 m^3 。假设硅藻土是不可压缩的，且忽略介质阻力不计，试问：（1）在第 2 小时内可得多少滤液？（2）过滤 2 h 后用 2 m^3 清水（粘度与滤液相近），在同样压力下对滤饼进行横穿洗涤，求洗涤时间；（3）若滤液量不变，仅将过滤压差提高 1 倍，问过滤时间为多少？（4）若过滤时间不变，仅将过滤压强提高 1 倍，问滤液量为多少？

（答： 3.31 m^3 ； 2.83 h ； 1 h ； 15.99 m^3 ）

11. 有一叶滤机，自始至终在某一恒压下过滤某种悬浮液时，得出如下过滤方程式： $(q + 10)^2 = 250(t + 0.4)$ 。式中 q 以 L/m^2 表示， t 以 min 表示。今在实际操作中，先在 5 min 内使压差由零升至上述压差，其间过滤为恒速过滤，以后则维持该压力不变作恒压过滤，全部过滤时间为 20 min 。试求：（1）每一循环中，每 1 m^2 过滤表面可得多少滤液？（2）过滤后用相当于滤液总量 $\frac{1}{5}$ 的水洗涤滤饼，求洗涤时间（设滤饼不可压缩）。（答： $58.4 \text{ L}/\text{m}^2$ ； 6.4 min ）

12. 在 202.7 kPa (2 atm) 操作压力下用板框过滤机处理某物料，操作周期为 3 h ，其中过滤 1.5 h ，滤饼不需洗涤。已知每获 1 m^3 滤液得滤饼 0.05 m^3 ，操作条件下过滤常数 $K = 3.3 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ ，介质阻力可忽略，滤饼不可压缩。试计算：（1）若要求每周期获 0.6 m^3 的滤饼，需多大过滤面积？（2）若选用板框长 \times 宽的规格为 $1 \text{ m} \times 1 \text{ m}$ ，则框数及框厚分别为多少？（3）经改进提高了工作效率，使整个辅助操作时间缩短为 1 h ，则为使上述板框过滤机的生产能力达到最大时，其操作压力应提高至多少？（答： 28.43 m^2 ；15 个， 0.04 m ； 304 kPa ）

13. 有一转筒真空过滤机，每分钟转 2 周，每小时可得滤液 4 m^3 。若滤布阻力忽略不计，问每小时要获得 5 m^3 滤液，转鼓每分钟应转几周？此时转鼓表面的滤饼厚度为原来的几倍？假定所用的真空度不变。

（答： $3.1 \text{ r}/\text{min}$ ；0.8 倍）

14. 以过滤式离心机过滤某一液体食品。转鼓内半径 0.4 m ，转速为 $5000 \text{ r}/\text{min}$ 。鼓内液体的内半径为 0.2 m 。已知该液体食品的密度为 $1040 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，试求离心过滤压力。（答： $1.33 \times 10^7 \text{ Pa}$ ）

【流态化】

15. 大豆的密度 $1200 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，直径 5 mm ，堆积成高为 0.3 m 的固定床层，空隙率为 0.4 。若 $20 \text{ }^\circ\text{C}$ 空气流过床层时，空床速度 $0.5 \text{ m}/\text{s}$ ，试求其压力降。又

当空床速度达何值时，流化方才开始？此时的压力降又为何值？

(答：388 Pa 或 296.5 Pa；1.4 m/s；2.12 kPa)

16. 一沙滤器在粗沙粒层上，铺有厚 750 mm 的沙粒层，以过滤工业用水，沙粒的密度 $2\,550\text{ kg/m}^3$ ，半径 0.75 mm，球形度 0.86，床层松密度为 $1\,400\text{ kg/m}^3$ 。今于过滤完毕后用 $14\text{ }^\circ\text{C}$ 的水以 0.02 m/s 的空床流速进行沙层返洗。问沙粒层在返洗时是否处于流化状态？

(答：返洗时沙粒层处于流化状态)

17. 鲜豌豆近似球形，其直径 6 mm，密度 $1\,080\text{ kg/m}^3$ ，拟于 $-20\text{ }^\circ\text{C}$ 冷气流中进行流化冷冻。豆床在流化前的床层高度 0.3 m，空隙率 0.4，冷冻时空气速度（空床）等于临界速度的 1.6 倍。试估计：(1) 流化床的临界速度和操作速度；(2) 通过床层的压力降。

(答：1.29 m/s, 2.07 m/s 或 3.04 m/s；1 907 Pa)

18. 试估计上题中冷气流与颗粒表面之间的传热膜系数。已知空气的热导率为 $2.28 \times 10^{-2}\text{ W/(m}\cdot\text{K)}$ 。

[答：988 W/($\text{m}^2\cdot\text{K}$) 或 1 628 W/($\text{m}^2\cdot\text{K}$)]

19. 小麦粒度 5 mm，密度 $1\,260\text{ kg/m}^3$ ；面粉粒度 0.1 mm，密度 $1\,400\text{ kg/m}^3$ 。当此散粒物料和粉料同样以 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 空气来流化时，试分别求其流化速度的上、下限值，并作大颗粒和小颗粒流化操作的比较（比较 u_t/u_{mf} ）。

[答：小麦流化速度上、下限值 (u_t 、 u_{mf}) 分别为 12.48 m/s、1.6 m/s，面粉的分别为 0.38 m/s、0.006 4 m/s；小麦、面粉的 u_t/u_{mf} 分别为 7.8, 59.38]

20. 试设计一低真空吸引式气力输送小麦的管路，并计算其压力损失。已知管路的垂直和水平段长度各为 10 m，中间有 90° 弯头一个，要求小麦的输送量为 $5\,000\text{ kg/h}$ 。

思考题

1. 阻力系数（曳力系数）是如何定义的？它与哪些因素有关？

2. 斯托克斯定律区的沉降速度与各物理量的关系如何？应用的前提是什么？颗粒的加速段在什么条件下可忽略不计？

3. 直径为 $50\text{ }\mu\text{m}$ 、密度为 $2\,650\text{ kg/m}^3$ 的球形颗粒，在 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 的空气中从静止状态开始作自由沉降，需要多少时间才能完全达到其（终端）沉降速度？需要多少时间便能达到其沉降速度的 99%？

4. 重力降尘室的气体处理量与哪些因素有关？降尘室的高度是否影响气体处理量？

5. 悬浮液重力沉降分离的设备按操作方式,可分为哪几类?有什么异同点?
6. 强化悬浮液重力沉降的方法?
7. 评价旋风分离器性能的主要指标有哪两个?
8. 颗粒在旋风分离器内沿径向沉降的过程中,其沉降速度是否为常数?
9. 提高流化质量的常用措施有哪些?
10. 气力输送的主要优点有哪些?
11. 过滤速率与哪些因素有关?
12. 过滤常数有哪两个?各与哪些因素有关?什么条件下才为常数?
13. 以间歇过滤机处理某种悬浮液,若滤布阻力可以忽略,洗水体积与滤液体积之比值为 a ,试分析洗涤时间与过滤时间的关系。
14. 当滤布阻力可以忽略,滤饼不可压缩,试用图定性地表示恒速、恒压、先恒速后恒压 3 种过滤操作的 $q - \tau$ 、 $\Delta p - \tau$ 关系,并就先恒速后恒压过滤的 $q - \tau$ 图形讨论当全部非过滤时间 ($\tau_D + \tau_w$) 一定时的最佳过滤操作循环周期。
15. 当滤布阻力可以忽略时,若要恒压操作的间歇过滤机取得其最大生产能力,在下列两种条件下,分别应如何确定过滤时间 τ ?
 - (a) 若已规定每一循环中的辅助操作时间为 τ_D ,洗涤时间为 τ_w 。
 - (b) 若已规定每一循环中的辅助操作时间为 τ_D ,洗水体积与滤液体积之比值为 a 。
16. 计算转筒真空过滤机的生产能力时,过滤面积为什么用 A 而不用 $A\phi$?该机的滤饼厚度是否与生产能力成正比?
17. 若分别采用下列各项措施,试分析转筒过滤机的生产能力将如何变化并分析各措施的可行性。已知滤布阻力可以忽略,滤饼不可压缩。
 - (a) 转筒尺寸按比例增大 50%;
 - (b) 转筒浸没度增大 50%;
 - (c) 操作真空度增大 50%;
 - (d) 转速增大 50%;
 - (e) 滤浆中固相体积分率由 10% 增稠至 15%,已知滤饼中固相体积分率为 60%。
 - (f) 升温,使滤液粘度减小 50%。
18. 强化过滤速率的措施有哪些?

本章重点符号说明

符号	含义	计量单位
A	过滤面积；空床层截面积 床层中球形颗粒所具有的总表面积	m^2
A_0	沉降面积	m^2
A_p	颗粒在运动方向上的投影面积	m^2
B	降尘室宽度；旋风分离器的进气宽度 板框压滤机的框宽	m
b	宽度	m
a	颗粒的比表面积	m^2/m^3
a_B	床层的比表面积	m^2/m^3
C	校正系数	
C_0	料液中含清液量	kg/kg (清液/干固物)
C_R	增浓液(沉淀)中含清液量	kg/kg (清液/干固物)
c_{pp}	颗粒的比定压热容	$J/(kg \cdot K)$
c_{pf}	流体的比定压热容	$J/(kg \cdot K)$
D	圆形床层的直径；流化管的直径	m
d_c	旋风分离器的临界粒径	m
d_e	当量直径(颗粒或床层通道)	m
d_{ea}	比表面积当量直径	m
d_{es}	面积当量直径	m
d_{ev}	体积当量直径	m
d_m	颗粒群的平均直径	m
d_p	颗粒直径	m
d_{50}	旋风分离器的分割粒径	m
F	分布函数摩擦力；场力	N
F_b	浮力	N
F_c	离心力	N
F_D	总曳力	N
F_F	形体曳力	N
F_g	重力	N
F_R	总阻力	N
F_S	表面曳力，总阻力	N

续表

符号	含义	计量单位
Fr_{mf}	弗鲁德准数, 用于判别流态化型态	
f	颗粒与沉渣层的摩擦系数; 频率因数	
f_i	流化层的沉降不在滞流区时的校正系数	
G_0	料浆(液)中固体的质量流量	kg/s
G_S	被输送物料的质量流量	kg/s
G_a	输送空气的质量流量	kg/s
H	沉降器高度; 流化床总高度	m
h	离心分离转鼓内液面离鼓底的高度	m
h_f	流体通过固体床层或颗粒床层的能量损失	J/kg
h_0	沉降器内清液高度,	
K	过滤常数 流化数	m^2/s
K'	康采尼常数	
K_C	离心分离因数 $K_C = r\omega^2/g$	
k	表征滤浆物料特性的过滤常数	
L	颗粒床层高度; 流化床床层高度; 降尘室的长度 滤饼层厚度; 板框压滤机框长	m
L_e	颗粒床层通道简化为一组平行毛细管时, 毛细管的长度	m
L_{mf}	流化床床层高度	m
m	质量	kg
N_e	旋风分离器气流旋转圈数	
n	床层中球形颗粒的个数 转鼓的转速	r/s
p_r	离心压力	Pa
Δp	床层压降; 过滤操作总压降	Pa
Δp_c	通过滤饼压降	Pa
Δp_m	通过过滤介质压降	Pa
Q	气体总流量; 沉降器或过滤机的生产能力 流化床床层与器壁或物体表面之间的传热速率	m^3/s W
q	单位过滤面积的累计滤液量	m^3/m^2
q_e	形成与过滤介质等阻力的滤饼层时单位面积的滤液量	m^3/m^2
q_w	单位面积的洗涤液量	m^3/m^2
q_v	体积流量	m^3/s
r	滤饼比阻 颗粒作圆周运动时的旋转半径	$1/m^2$ m
r_i	离心分离中轻、重液体分层界面的半径	m

续表

符号	含义	计量单位
r_0	经验系数	
r'	单位压强差下滤饼的比阻	
R	流化床中的膨胀比; 气力输送中的混合比 (固气比) 滤饼阻力 $R = rL$	1/m
	转鼓半径	m
R_m	过滤介质阻力	1/m
$(Re)_e$	床层雷诺数 $(Re)_e = d_e u_e \rho / (4\mu) = Re_p / [6(1 - \epsilon)]$	
Re_p	修正雷诺数, 即颗粒雷诺数 $Re_p = d_p u_p \rho / \mu$	
Re_{pmf}	以粒度表示的临界流化雷诺数	
Re_{pt}	以粒度和最大流化速度表示的雷诺数	
Re_t	沉降雷诺数 $Re_t = d_p u_t \rho / \mu$	
S	表面积	m^2
s	滤饼的压缩性指数	
T_b	床层内平均温度	K
T_w	器壁表面温度	K
T_p	颗粒温度	K
T_f	周围介质温度	K
TDH	流化分离度	m
u	流体通过床层的表观流速 (空管流速); 流体流速; 颗粒间隙中或细管中的流速; 沉降速度; 过滤速度	m/s m/s
u_0	要求除去的最小颗粒直径的沉降速度	m/s
u_c	将已沉降的颗粒重新扬起的临界速度	m/s
u_e	通过床层通 (孔) 道的实际流速	m/s
u_f	垂直向上的流体速度	m/s
u_i	旋风分离器的进口气速	m/s
u_L	清液流速	m/s
u_{max}	最大空塔速度	m/s
u_{mf}	流化床的临界流化速度, 即起始流化速度, 亦即最小流化速度	m/s
u_p	颗粒运动的绝对速度	m/s
u_r	离心沉降速度	m/s
u_T	切向速度	m/s
u_t	沉降速度; 流化床的最大流化速度	m/s
u_t'	实际沉降速度	m/s
V	累计滤液量; 颗粒体积; 沉降器容量	m^3
V_e	形成与过滤介质等阻力的滤饼层时的滤液量	m^3

续表

符号	含义	计量单位
V_w	洗涤液用量	m^3
V_1	离心机转鼓内液体体积	m^3
W	重量	N
x_i	颗粒的质量分率	
Z	板框压滤机的板框数目	
α	表面传热系数	$W/(m^2 \cdot K)$
δ	板框压滤机的框厚	m
ϵ	颗粒床层的空隙率	
ϵ_{mf}	流化床的起始流化空隙率	
η	效率	
η_0	气-固分离设备的总效率	
η_i	粒级效率	
η_V	容积效率	
λ	摩擦系数	
λ'	模型参数; 固定床的流动摩擦系数	
λ_f	流体的热导率	$W/(m \cdot K)$
λ_p	颗粒形状的校正系数	
μ, μ_f	流体的粘度	Pa.s
ξ	曳力系数; 旋风分离阻力系数	
ρ, ρ_f	流体的密度	kg/m^3
ρ_H	重液体的密度	kg/m^3
ρ_L	轻液体的密度	kg/m^3
ρ_p	颗粒的密度	kg/m^3
ρ_s	固相或分散相密度	kg/m^3
ρ'	气力输送中颗粒的 松密度	kg/m^3 (管道容积)
τ	过滤时间	s
τ_D	辅助时间	s
τ_w	洗涤时间	s
τ_r	停留时间	s
τ_t	沉降时间	s
ν	滤饼体积与滤液体积之比	
Φ	离心分离中轻、重液体体积之比	m^3/m^3
φ	回转转鼓的浸没度	
φ_s	球形度, 即形状系数	
Ψ	单位体积悬浮液中所含固体体积	m^3/m^3
ω	旋转角速度	s^{-1}

参考文献

- [1] Stanley E. Charm. The Fundamentals of Food Engineering. AVI Publishing Company, INC., 1978, 3rd
- [2] R.L.Earle. Unit Operations in Food Processing. Pergamon Press, 1983, 2nd
- [3] Dennis R. Heldman, R. Paul Singh. Food Process Engineering. AVI Publishing Company, INC., 1981, 2nd
- [4] Christie J. Geankoplis. Transport Processes and Unit Operations. Allyn and Bacon, INC., 1978
- [5] W.E.L. Spiess, H, Schubert. Engineering and Food vol. 3 Advanced Processes. Elsevier Applied Science, 1990
- [6] 王海. 食品工程原理及应用. 北京: 机械工业出版社, 1995
- [7] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南等. 化工原理. 第2版. 北京: 化学工业出版社, 1999
- [8] 高福成主编. 食品工程原理. 北京: 中国轻工业出版社, 1998
- [9] 姚玉英主编. 化工原理(上册). 天津: 天津大学出版社, 1999
- [10] 上海师范大学, 福建师范大学. 化工基础(上册). 第3版. 北京: 高等教育出版社, 2000,
- [11] 陈振扬. 单元操作(上). 第2版. 台湾: 三民书局印行, 1982,
- [12] 姚玉英主编. 化工原理例题与习题. 第2版. 北京: 化学工业出版社, 1990
- [13] 陈世醒, 张克铮, 郭大光. 化工原理学习辅导. 北京: 中国石化出版社, 1998
- [14] 无锡轻工业学院, 天津轻工业学院合编, 食品工程原理. 北京: 中国轻工业出版社, 1985
- [15] 蒋维钧, 雷良恒, 刘茂林. 化工原理. 北京: 清华大学出版社, 1992
- [16] Pedro Fito. Food Engineering 2000. New York. International Thomson Publishing. Inc. 1997