

化 工 原 理

(补 编)

天津大学化工原理教研室

一九八五年三月

12 12 12 12

12 12

12 12 12 12 12 12 12 12

12 12

化 工 原 理

(补 编)

天津大学化工原理教研室

一九八五年三月

目 录

第一章 流态化	(1)
第一节 固体流态化	(1)
1—1—1 基本概念	(1)
1—1—2 流体阻力	(6)
1—1—3 流化床的操作范围	(9)
1—1—4 影响流化质量的因素	(13)
1—1—5 浓相区高度与分离高度	(18)
第二节 气力输送	(19)
1—2—1 基本情况	(19)
1—2—2 固体颗粒在水平管内的稀相输送	(22)
1—2—3 垂直管中稀相输送时的最低气速 (噎塞速度)	(25)
1—2—4 倾斜管中的最低气速	(26)
1—2—5 稀相气力输送的压强降	(27)
习题	(30)
本章符号说明	(30)
主要参考资料	(32)
第二章 液体搅拌	(33)
第一节 机械搅拌装置	(33)
2—1—1 搅拌器的类型	(34)
2—1—2 混合机理	(37)
2—1—3 “打漩”现象	(37)
2—1—4 搅拌槽及附件	(39)
2—1—5 “标准”搅拌装置的构型	(39)
2—1—6 搅拌槽内的液体循环量和压头	(40)
第二节 搅拌功率	(41)
2—2—1 功率关联式	(41)
2—2—2 功率曲线	(42)
第三节 搅拌器放大的基本概念	(46)
2—3—1 放大的基础	(46)
2—3—2 按功率数据的放大	(47)
2—3—3 按搅拌效果的放大	(48)
习题	(49)
本章符号说明	(50)
主要参考资料	(50)

第三章 结晶	(52)
第一节 基本概念及结晶理论	(52)
3—1—1 结晶过程.....	(52)
3—1—2 结晶产品的纯度.....	(52)
3—1—3 溶解度和溶液的过饱和度.....	(53)
3—1—4 晶核的形成和晶体的成长.....	(57)
第二节 工业结晶方法与设备	(62)
3—2—1 工业结晶方法与设备的分类.....	(62)
3—2—2 冷却式结晶器.....	(62)
3—2—3 蒸发式结晶器.....	(66)
3—2—4 真空式结晶器.....	(67)
3—2—5 结晶过程产量的计算.....	(71)
3—2—6 其他结晶方法与设备.....	(73)
3—2—7 结晶器的选择.....	(75)
第三节 结晶器的操作	(75)
3—3—1 加晶种的控制结晶.....	(76)
3—3—2 细晶的消除.....	(77)
3—3—3 晶垢的去除.....	(77)
习题.....	(78)
本章符号说明.....	(79)
主要参考资料.....	(80)
第四章 同时进行热量与质量传递的气、液过程	(81)
第一节 热量、质量同时传递过程的理论	(81)
4—1—1 空气与水之间的热量、质量传递过程.....	(81)
4—1—2 空气与水直接接触时的状态变化.....	(82)
4—1—3 气、液逆流直接接触设备中的热量、质量同时传递过程.....	(84)
第二节 调湿设备与水冷却塔	(86)
4—2—1 调湿设备.....	(86)
4—2—2 水冷却塔.....	(88)
第三节 热量、质量同时传递过程的计算	(89)
4—3—1 水冷却塔高度的计算.....	(90)
4—3—2 绝热增湿塔.....	(100)
4—3—3 传热系数和传质系数.....	(102)
习题.....	(103)
思考题.....	(103)
本章符号说明.....	(104)
主要参考资料.....	(104)
第五章 冷冻	(105)
第一节 制冷的基本概念与理想制冷循环	(105)

5—1—1	制冷的基本概念	(105)
5—1—2	温熵图与压焓图	(106)
5—1—3	理想制冷循环在 $T-S$ 图上的表达	(109)
5—1—4	制冷系数	(110)
第二节 实际制冷循环		(113)
5—2—1	往复单级压缩制冷循环	(113)
5—2—2	制冷能力及所需功率	(118)
5—2—3	多级压缩制冷循环	(122)
5—2—4	逐级制冷循环	(124)
第三节 制冷剂与载冷剂		(125)
5—3—1	制冷剂	(125)
5—3—2	载冷剂	(127)
第四节 制冷机		(129)
5—4—1	制冷机的分类	(129)
5—4—2	蒸气压缩制冷装置	(133)
习题		(136)
思考题		(137)
本章符号说明		(138)
主要参考资料		(138)
附图		(140)
附图 1	氟利昂12压—焓图	(140)
附图 2	氟利昂22压—焓图	(141)
附图 3	氨压—焓图	(142)

第一章 流态化

第一节 固体流态化

使颗粒状物料与流动的气体或液体相接触，并在后者作用下呈现某种类似于流体的状态，这就是固体流态化。借这种流化状态以完成某种处理过程的技术，即所谓流态化技术。

流态化技术用于工业操作有以下优点：

(1) 颗粒流动平稳，类似液体流动，操作易于实现连续化和自动化。

(2) 由于固体颗粒的激烈运动和迅速混合，使床层温度均匀，便于调节和维持所需的温度。

(3) 由于流化床所用的固体颗粒比固定床的小得多，颗粒的比表面积就大，使气—固之间的传热、传质速率比固定床的高。

由于上述优点，近几十年来，流态化技术得到日益广泛的应用，如粉粒状物料的加热、干燥、混合乃至输送以及吸附和气固反应过程等。目前，绝大多数工业应用的流化床，都是气体流化床，因此本章主要讨论气体流化系统。

但是，流化床也还存在以下一些问题：

(1) 由于气体返混和气泡的存在，使气、固接触效率降低。

(2) 固体颗粒在床层内迅速混合，导致颗粒在床层内停留时间不均，当固体颗粒连续进料时，还会使得产品质量不均匀。

(3) 由于固体颗粒的磨蚀作用，管子和容器的磨损严重。

(4) 脆性固体颗粒易成粉末并被气流夹带，因而需加以补充。

对流化床存在的问题有了充分认识，便于在应用时扬长避短，以获得更好的技术经济效果。另外，由于流态化现象比较复杂，人们对它的规律性了解仍很不够，无论在设计方面或操作方面，都还存在许多有待进一步研究的领域。本章只限于讨论流态化技术的基本原理。

1—1—1 基本概念

一、流态化现象

当一种流体以不同速度向上通过颗粒床层时，可能出现以下几种情况：当流体的速度低时，流体只是穿过静止颗粒之间的空隙而流动，这种床层称为固定床，如图1—1(a)所示，床层高度为 L_0 。当流体的流速增大至一定程度时，颗粒开始松动，颗粒位置也在一定的区间进行调整，床层略有膨胀，但颗粒仍不能自由运动，这时床层处于初始或临界流化状态，如图1—1(b)所示，床层高度为 L_{mf} 。如果流体的流速升高到全部颗粒刚好悬浮在向上流动的气体或液体中而能作随机的运动，此时颗粒与流体之间的摩擦力恰与其净重力相平衡。此后床层高度 L 将随流速提高而升高。这种床层称为流化床，如图1—1(c)，(d)所示。若流速再升高达到某一极限值后，流化床上界面消失，颗粒分散悬浮在气流中，并被气

流带走，这种床层称为稀相输送床。如图1—1 (e) 所示。

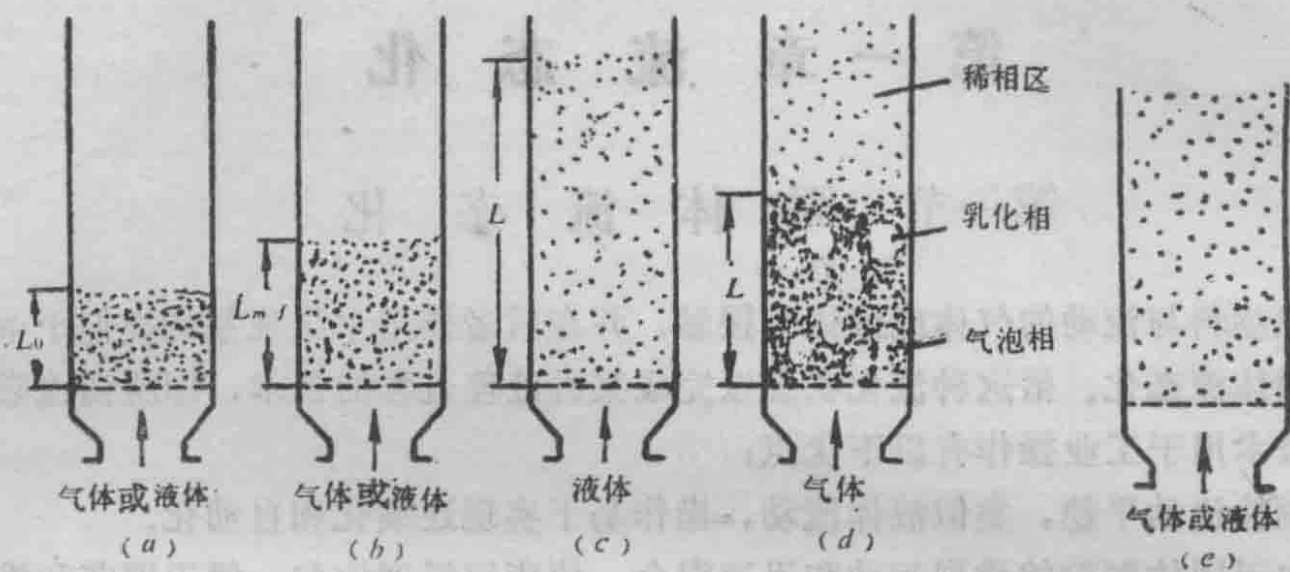


图1—1 不同流速时床层的变化

- (a) 固定床 (b) 初始或临界流化床 (c) 散式流化床
(d) 聚式流化床 (e) 输送床

二、两种不同流化形式

1. 散式流化

散式流化状态的特点为固体颗粒均匀地分散在流化介质中，故亦称均匀流化。当流速增大时，床层逐渐膨胀而没有气泡产生，颗粒彼此分开，颗粒间的平均距离或床层中各处的空隙率均匀增大，床层高度上升，并有一稳定的上界面。通常两相密度差小的系统趋向散式流化，故大多数液—固流化属于“散式流化”。

2. 聚式流化

对于密度差较大的系统，则趋向于另一种流化形式—聚式流化。例如，在密度差较大的气—固系统的流化床中，超过流化所需最小量的那部分气体以气泡形式通过颗粒层，上升至床层上界面时即行破裂。在这些气泡内，可能夹带有少量固体颗粒。这时床层内分为两相，一相是空隙小，固体浓度大的气固均匀混合物构成的连续相，称为乳化相；另一相则是夹带有少量固体颗粒而以气泡形式通过床层的不连续相，称为气泡相。由于气泡在上界面破裂，所以上界面是以某种频率上下波动的不稳定界面，床层压强降也随之作相应的波动。

应当指出，大多数液—固系统的流化为散式流化，气—固系统的流化为聚式流化，但这并不是绝对的。当固体颗粒及其密度都很小时或气体密度很大时，气—固流化可呈现散式流化，相反地，当固体密度很大时，液—固流化也可能呈现聚式流化。

一般用弗鲁德准数作为判断流化形式的依据：

$$\left. \begin{array}{l} \text{散式流化 } Fr_{mf} < 0.13 \\ \text{聚式流化 } Fr_{mf} > 1.3 \end{array} \right\} \quad (1-1)$$

式中 Fr_{mf} —— 临界（起始流化）条件下的弗鲁德准数。其表达式为：

$$Fr_{mf} = \frac{u_{mf}^2}{d_p g} \quad (1-2)$$

式中 u_{mf} ——临界条件下流体的空塔流速, m/s ;

d_p ——颗粒直径, m ;

g ——重力加速度, m/s^2 。

由于用上法判断流化形式存在不确定区, 因此另外一些学者推荐采用以下判别式, 即:

$$\left. \begin{aligned} \text{散式流化} \quad (Fr_{mf})(Re_{p,mf}) \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right) \left(\frac{L_{mf}}{D_t} \right) < 100 \\ \text{聚式流化} \quad (Fr_{mf})(Re_{p,mf}) \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right) \left(\frac{L_{mf}}{D_t} \right) > 100 \end{aligned} \right\} \quad (1-3)$$

式中 L_{mf} ——临界流化床层的高度, m ;

D_t ——流化床直径, m ;

$Re_{p,mf}$ ——临界条件下气体雷诺数, 其表达式为:

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho}{\mu}$$

三、流化床类似液体的特性

流化床中的气固运动状态很象沸腾着的液体, 并且在许多方面也表现出类似于液体的性质。如图1—2所示, 流化床具有象液体那样的流动性能, 固体颗粒可从容器壁的小孔喷出, 并象液体那样, 从一容器流入另一容器; 再如, 比床层密度小的物体可很容易地推入床层, 而一松开, 它就弹起并浮在床层表面上; 当容器倾斜时, 床层的上表面保持水平, 而且当两个床层连通时, 它们的床面自行调整至同一水平面; 床层中任意两截面间的压强变化大致等于这两截面间单位面积床层的重力。

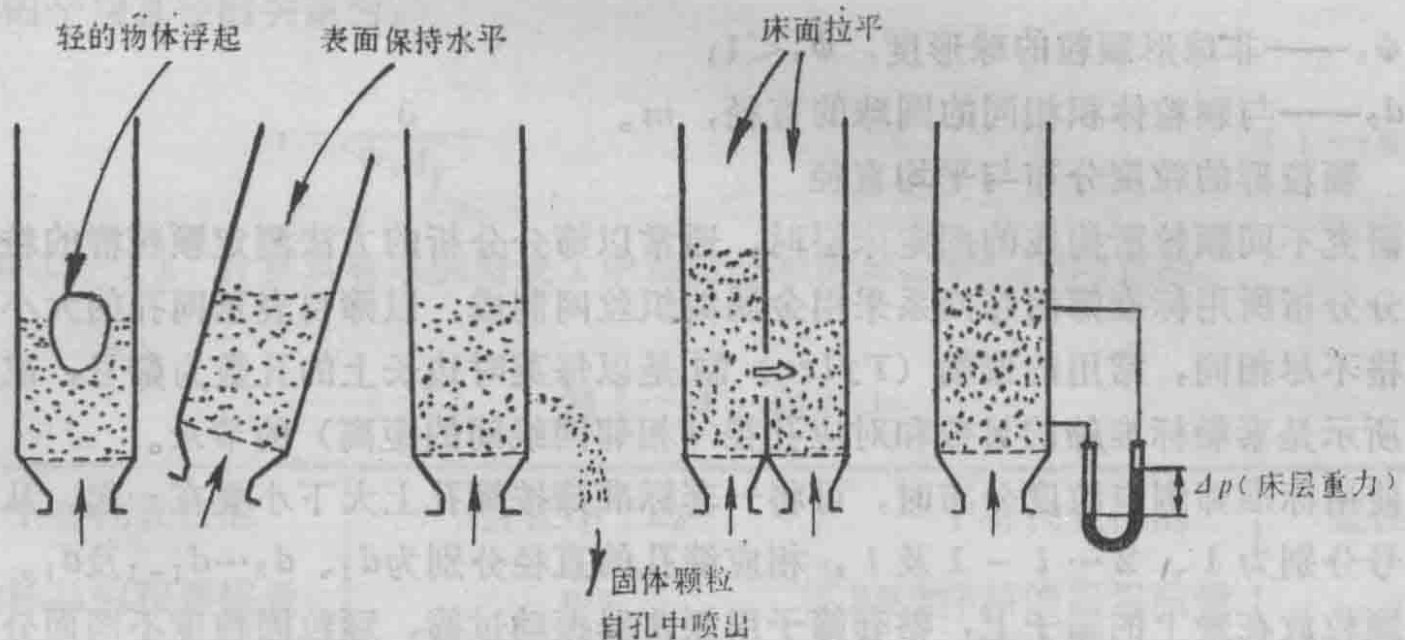


图1—2 气体流化床类似液体的特性

利用流化床这种类似液体的特性, 可以设计出不同的气—固接触方式。例如, 图1—3 (a) 所示的多层多孔板和具有下流管的流化床; 图1—3 (b) 所示的错流接触的卧式多室流化床以及图1—3 (c) 所示的在两个床层之间设有固体循环系统的流化床。

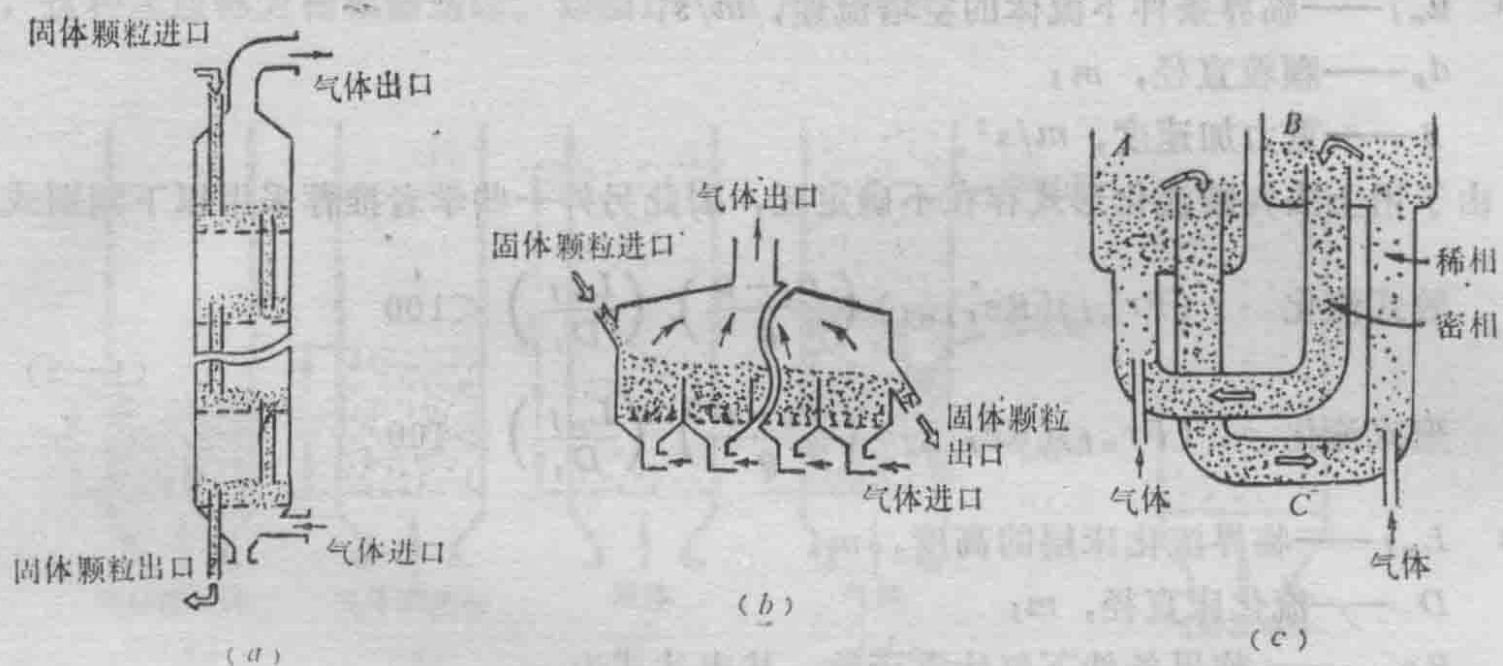


图1—3 气体流化床的接触方式

四、颗粒床层特性

流化床的流化质量与压强降、颗粒特性密切相关。颗粒特性主要是指颗粒的密度、形状、大小及粒度分布等。

由比表面定义可知，单个球形颗粒的比表面积为：

$$a = \frac{\pi d_p^2}{\frac{\pi}{6} d_p^3} = \frac{6}{d_p}$$

而对于非球形单一颗粒，其比表面积则为：

$$a = \frac{\text{颗粒表面积}}{\text{颗粒体积}} = \frac{\pi d_p^2 / \phi_s}{\pi d_p^3 / 6} = \frac{6}{\phi_s d_p} \quad (1-4)$$

式中 ϕ_s ——非球形颗粒的球形度， $\phi_s < 1$ ；

d_p ——与颗粒体积相同的圆球的直径， m 。

1. 颗粒群的粒度分布与平均直径

在研究不同颗粒所构成的固定床层时，通常以筛分分析的方法测定颗粒群的粒度分布。

筛分分析所用标准筛的筛网系采用金属编织丝网制成，以筛目表示网孔的大小。各国标准筛规格不尽相同，常用的泰勒 (Tyler) 制是以每英吋边长上的孔数为筛号，或称目数。表1—1所示是泰勒标准筛的目数和对应孔径 (相邻网线间的距离) 的节录。

当使用标准筛测定粒度分布时，可将一套标准筛按筛孔上大下小叠在一起，从上向下筛子的序号分别为 1、2... $i-1$ 及 i ，相应筛孔的直径分别为 d_1 、 d_2 ... d_{i-1} 及 d_i 。将已称量的一批颗粒放在最上的筛子上，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网面上。若以 d_{p_i} 表示停留在第 i 层筛网上的颗粒平均直径，其值可按该层筛孔直径 d_i 与上一层筛孔直径 d_{i-1} 的算术平均值计算，即：

$$d_{p_i} = \frac{1}{2} (d_i + d_{i-1})$$

称取各号筛网面上的颗粒截留量，即可得到直径为 d_{p_i} 的颗粒占全部试样的质量分率 x_i ，再

据根实测的各筛分的质量分率按下式计算颗粒群的平均直径，即：

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{p_i}}} \quad (1-5)$$

式中 \bar{d}_p ——颗粒群的平均直径；

x_i ——颗粒的各筛分的质量分率；

d_{p_i} ——截留于第 i 层筛子上的颗粒平均直径。

表1—1 泰勒标准筛

目数	孔 径		目数	孔 径	
	(吋)	μm		(吋)	μm
3	0.263	6680	48	0.0116	295
4	0.185	4699	65	0.0082	208
6	0.131	3327	100	0.0058	147
8	0.093	2362	150	0.0041	104
10	0.065	1651	200	0.0029	74
14	0.046	1168	270	0.0021	53
20	0.0328	833	400	0.0015	38
35	0.0164	417			

2. 颗粒群的比表面积

根据式 1—4，同一形状而具有不同粒度的颗粒的混合物其比表面积与颗粒的球形度、颗粒群的平均直径的关系为：

$$a = \frac{6}{\phi_s \bar{d}_p}$$

[例 1—1] 计算具有本例附表 1 中粒度分布的颗粒群的平均直径。

例 1—1 附表 1

一个有代表性的 360g样品的积累质量	直径小于 d_p μm	一个有代表性的 360g样品的积累质量	直径小于 d_p μm
0	50	270	125
60	75	330	150
150	100	360	175

解：计算过程列于本例题附表 2 中。

例 1—1 附表 2

直径范围 μm	d_{p_i} μm	颗粒的质量分率	x_i/d_{p_i}
50~75	62.5	$(60-0)/360=0.167$	$0.167/62.5=0.002672$
75~100	87.5	$(150-60)/360=0.250$	$0.250/87.5=0.002857$
100~125	112.5	$(270-150)/360=0.333$	$0.333/112.5=0.00296$
125~150	137.5	$(330-270)/360=0.167$	$0.167/137.5=0.001215$
150~175	162.5	$(360-330)/360=0.0833$	$0.833/162.5=0.000513$

$$\Sigma(x_i/d_{p_i})=0.010217$$

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\Sigma\left(\frac{x_i}{d_{p_i}}\right)} = \frac{1}{0.010217} = 97.88\mu\text{m}$$

1—1—2 流体阻力

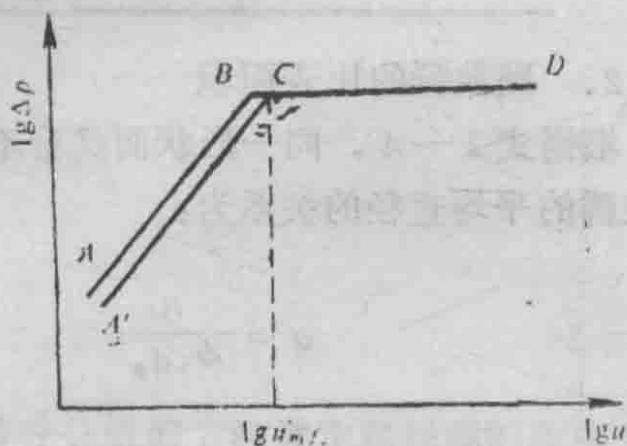
一、理想流化床的特性

理想情况下，克服流体阻力的压强降随空塔气速 u 的关系如图 1—4 所示，由图看出，流化过程大致分为以下几个阶段。

1. 固定床阶段

在气体速度较低时，由固体颗粒所组成的床层静止不动，气体只从颗粒空隙中流过。因此，随着气速的增加，气体通过床层的摩擦阻力也相应增加，如图 1—4 中 A B 段所示。

对于随意充填粒度均匀的颗粒物体，厄根 (Ergun) 得到求算固定床压强降的半经验公式，即：

图 1—4 理想情况下的 $\Delta p-u$ 关系图

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1-E)^2}{E^3} \frac{\mu u}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{1-E}{E} \frac{\rho u^2}{\phi_s d_p} \quad (1-7)$$

式中 $\frac{\Delta p}{L}$ ——通过单位高度床层的压强降， N/m^2 ；

E ——颗粒床层的空隙率；

μ ——流体粘度， $\text{N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$ ；

ρ ——气体的密度， kg/m^3 ；

ϕ_s ——颗粒的球形度，无因次；

d_p ——颗粒直径， m 。

式中压强降克服两种损失，即因粘性而引起的摩擦损失和因局部阻力而引起的动能损失，在

雷诺数 $Re_p = \frac{d_p \rho u}{\mu} < 20$ 的情况下，摩擦损失占主导地位，式 1—7 可简化为：

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1-E)^2}{E^3} \frac{\mu u}{(\phi_s d_p)^2} \quad (1-8)$$

在雷诺数 $Re_p > 1000$ 时，仅需考虑动能损失，则式 1—7 简化为：

$$\frac{\Delta p}{L} = 1.75 \frac{1-E}{E} \frac{\rho u^2}{\phi_s d_p} \quad (1-9)$$

当气速增大至某一定值，床层压强降恰等于单位面积床层净重力时，气体在垂直方向上给予床层的作用力刚好能够把全部床层颗粒托起。此时，床层变松并略有膨胀，但固体颗粒仍保持接触而没有流化，如图中的 BC 段所示。

2. 流化床阶段

当流速继续增大超过 C 点时，颗粒就悬浮运动在流体中，床层高度随气速的增高而加大，但整个床层压强降却保持不变，仍然等于单位面积的床层净重力。流态化阶段的 Δp 与 u 的关系如图 1—4 中的 CD 段所示。

如果降低流化床的气速，则床层高度、空隙率也随着降低， $\Delta p-u$ 关系仍沿 DC 线返回，当达到 C 点时，固体颗粒就互相接触而成为静止的固定床。若继续降低流速，床层压强降不再沿 CBA 折线变化，而是沿 CA' 线变化。比较 AB 线与 A'C 线可见，相同气速下，A'C 线的压强降较低，这是由于床层曾被吹松，它比从未被吹松过的固定床具有较大的空隙率。与 C 点相应的流速称为临界流化速度 u_{mf} ，它是最小的流化速度，操作时的流化速度必然要大于临界流化速度。

流化阶段中床层的压强降，可根据颗粒与流体间的摩擦力恰与其净重力平衡的关系求出，即：

$$(\Delta p)(A_t) = W = A_t L_{mf} (1 - E_{mf})(\rho_s - \rho) g \quad (1-10 a)$$

整理后得：

$$\Delta p = L_{mf} (1 - E_{mf})(\rho_s - \rho) g \quad (1-10 b)$$

式中 L_{mf} 与 E_{mf} 分别为开始流化时床层的高度与空隙率。

随着流速的增大，床层高度和空隙率 E 都增加，而使 Δp 维持不变。整个流化床阶段的压强降为：

$$\Delta p = L (1 - E)(\rho_s - \rho) g \quad (1-10 c)$$

在气—固系统中， ρ 与 ρ_s 相比较可以忽略， Δp 约等于单位面积床层的重力。

3. 气流输送阶段

当流速增大至某一数值后，床层上界面消失，床层空隙率增大，所有颗粒都悬浮在气流中，并被气流带走。这时气流中颗粒浓度降低，由密相转为稀相，形成了两相（气固）同时流动，即进入气流输送阶段。此阶段起点的空塔速度称为带出速度或最大流化速度，它就是流化床操作时所允许的理论上的最大气速。

二、实际流化床的特性

图 1—4 所示的 $\Delta p-u$ 关系是流化床的理想情况。实际流化床的情况较为复杂，其 Δp

— u 关系如图 1—5 所示。它与理想流化床的 $\Delta p-u$ 曲线有显著区别：

(1) 在固定床区域 AB 和流化床区域 DE 之间有一个“驼峰” BCD ，这是因为固定床颗粒之间相互靠紧因而需要较大的推动力才能使床层松劲，直至颗粒松动到刚能悬浮时， Δp 即从“驼峰”降到水平阶段 DE ，此时压强降基本不随气速而变。当流化床降低流速时，压强降仍沿水平线 ED 而变，但是不再沿“驼峰”返回，却沿水平线达到 G 点，再沿 GF 线返回。这是由于固定床已经处于最松状态。最初的床层愈紧密，“驼峰”愈陡峻。

(2) 从图 1—5 可看出 DE 线近于水平而右端略为向上倾斜。这表明气体通过床层时的压强降除绝大部分是用于平衡床层颗粒的重力外，还有很少一部分能量消耗于颗粒之间的碰撞及颗粒与容器壁面之间的摩擦。

(3) 图 1—5 中 EDG 线和 GF 线分别表示流化床阶段和固定床阶段，两线的交点 G 即为临界点，对应该点的流速为临界流化速度 u_{mf} ，相应的床层空隙率称为临界空隙率 E_{mf} ，它比没有流化过的原始固定床 (AB 线段) 的空隙率 E_0 稍大一些。

(4) 从图 1—5 中还可以见到 DE 线的上、下各有一条虚线，这表示气体流化床的压强降波动范围，而 DE 线是这两条虚线的平均值。压强降的波动是因为从分布板进入的气体形成气泡，在向上运动的过程中不断长大，到床面处即行破裂。在气泡运动、长大、破裂的过程中产生压强降的波动。

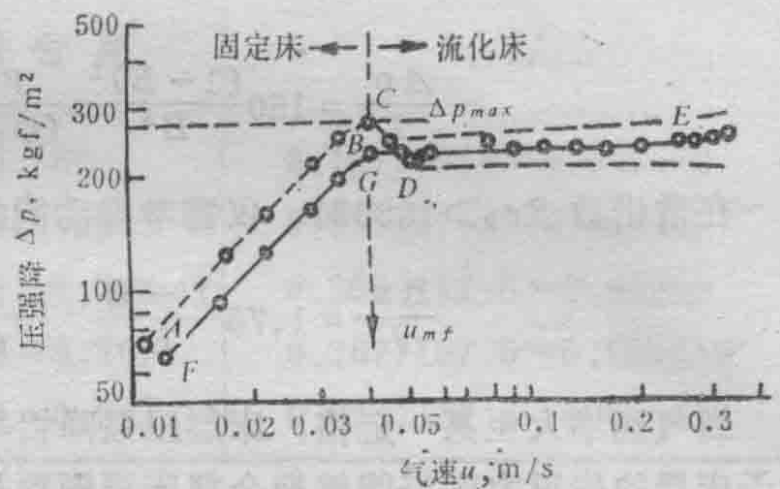


图 1—5 气体流化床的实际 $\Delta p-u$ 关系图

三、流化床的不正常现象

1. 腾涌现象

腾涌现象主要发生在气—固流化床中，如果床层高度与直径的比值过大，或气速过高时，就会发生小气泡合并成为大气泡的现象。当气泡直径长大到与床径相等时，则将床层分为几段，形成相互间隔的气泡与颗粒层。颗粒层象活塞那样被气泡向上推动，在达到上部后气泡崩裂，而颗粒则分散下落，这种现象称为腾涌现象。在出现腾涌现象时，由于颗粒层与器壁的摩擦造成压强降大于理论值，而在气泡破裂时又低于理论值，因此在 $\Delta p-u$ 图上表现为 Δp 在理论值附近作大幅度的波动，如图 1—6 所示。

床层发生腾涌现象，不仅使气—固两相接触不良，且使器壁受颗粒磨损加剧，同时引起设备振动，因此，应该采用适宜的床层高度与床径的比例及适宜的气速，以避免腾涌现象的发生。

2. 沟流现象

沟流现象是指气体通过床层时形成短路，大量气体没有能与固体粒子很好接触即穿过沟道上升。发生沟流现象后，床层密度不均匀、气—固相接触不良，不利于气—固相间的传热、传质和化学反应；同时由于部分床层变为死床，颗粒不悬浮在气流中，故在 $\Delta p-u$ 图上反映出 Δp 低于单位床层面积上的重力 W/A ，如图 1—7 所示。

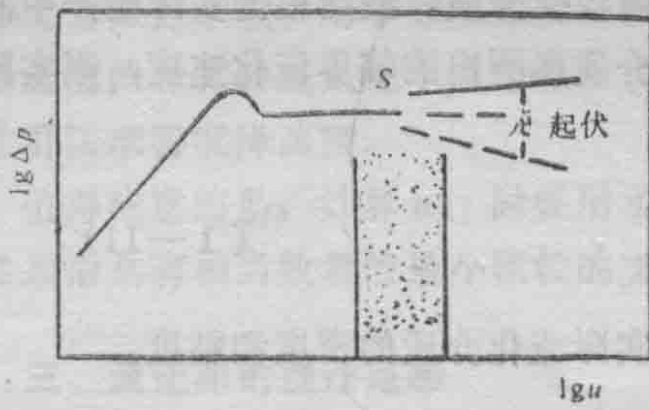


图 1—6 腾涌发生后的 $\Delta p-u$ 关系

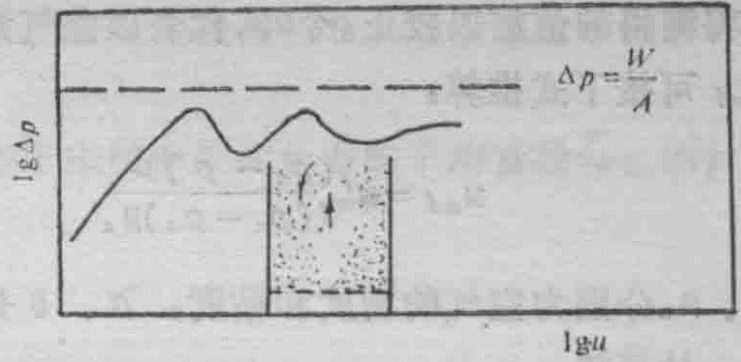


图 1—7 沟流发生后的 $\Delta p-u$ 关系

沟流现象的出现主要与颗粒的特性和气体分布板的结构有关。颗粒过细、密度大、易于粘结，以及气体在分布板处的初始分布不均匀，都容易引起沟流。

通过测量流化床的压强降并观察其变化情况，可以帮助判断操作是否正常。流化床正常操作时，压强降的波动应该是较小的。波动幅度较大时，可能是形成了大气泡。如果发现压强降直线上升，然后又突然下降，表明发生了腾涌现象。反之，若压强降比正常操作时为低，说明产生了沟流现象，气体走短路。实际压强降与正常压强降偏离的大小反映了沟流现象的严重程度。

1—1—3 流化床的操作范围

要使固体颗粒床层在流化状态下操作，必须使气速高于临界流速 u_{mf} ，而最大气速又不得超过颗粒的沉降速度，以免颗粒被气流带走。

一、临界流化速度 u_{mf}

确定临界流化速度有实测和计算两种方法。

1. 实测法

实测法不受计算公式精确程度和使用条件的限制，是得到临界流化速度的既准确又可靠的一种方法。测试装置如图 1—8 所示。利用这套装置可测得固体颗粒床层从固定状态到流化状态的一系列压降与气体流速的对应数值。将这些数据标在对数坐标上，得到如图 1—5 的 $A B C D E$ 曲线。若在床层达到流化状态后，再逐渐降低气速，则当床层高度下降至压强降为 G 点所对应的床层高度时，固体颗粒互相接触而成为静止的固定床。气速再降低则流速与压降曲线沿 $G F$ 变化。与 G 点对应的流速即为所测的临界流化速度。

必须指出，临界流化速度的测定受很多因素的影响。在给定固体颗粒与流化介质条件

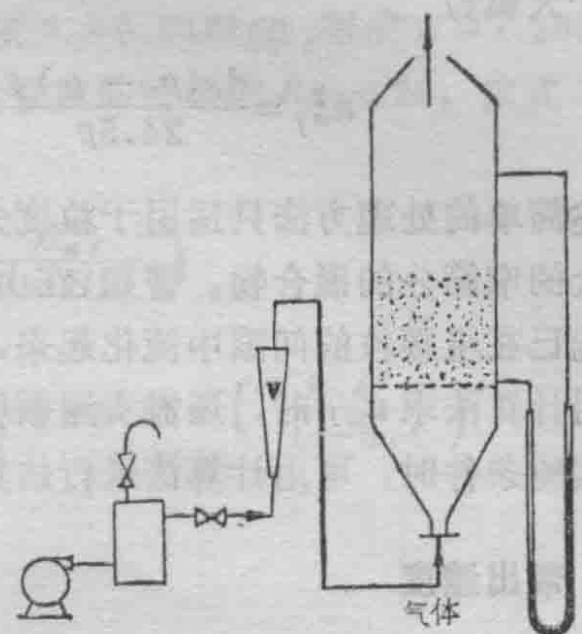


图 1—8 测定 u_{mf} 的实验装置

下,还必须有良好的气体分布装置。测定时常用空气做流化介质,最后根据实际生产中的不同条件将测得的值加以校正。令 u'_{mf} 代表以空气为流化介质而测出的临界流化速度,则实际生产中 u_{mf} 可按下式推算:

$$u_{mf} = u'_{mf} \frac{(\rho_s - \rho) \mu}{(\rho_s - \rho_a) \mu_a} \quad (1-11)$$

式中 ρ_a 、 μ_a 分别为空气的密度和粘度; ρ 、 μ 分别为实际流化介质的密度和粘度。

2. 计算法

由于临界点是固定床与流化床的共有点,所以,临界点的压强降既符合流化床的规律也符合固定床的规律。

当颗粒直径较小时, Re_p 数大致小于20,由式1-8和式1-10(b)得到起始流化速度计算式为:

$$u_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2 (\rho_s - \rho) g}{150 \mu} \left(\frac{E_{mf}^3}{1 - E_{mf}} \right) \quad (1-12)$$

对于大颗粒, Re_p 大致大于1000,由式1-9和式1-10 b得:

$$u_{mf}^2 = \frac{\phi_s d_p (\rho_s - \rho) g}{1.75 \rho} E_{mf}^3 \quad (1-13)$$

对于许多不同的系统,发现存在以下经验关系,即:

$$\frac{1}{\phi_s E_{mf}^3} \approx 14 \text{ 和 } \frac{1 - E_{mf}}{\phi_s^2 E_{mf}^3} \approx 11 \quad (1-14)$$

故若 E_{mf} 及 ϕ_s 之值未知时,便可将此二经验关系分别代入式1-12和式1-13而得到两个计算 u_{mf} 的近似式:

对于小颗粒

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{1650 \mu} \quad (1-15)$$

对于大颗粒

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_s - \rho) g}{24.5 \rho} \quad (1-16)$$

上述简单的处理方法只适用于粒度分布较为均匀的混合颗粒床层,而不能用于固体粒度差异很大的窄筛分的混合物。譬如,在由两种粒度相差悬殊的固体颗粒混合物构成的床层中,细粉可能已在粗颗粒的间隙中流化起来,而粗颗粒依然不能悬浮。

采用计算法求 u_{mf} 时,还需实测颗粒的球形度及粒度分布,手续较繁又会带来误差,但当缺乏实验条件时,可用计算法进行估算。上述计算公式也可用来分析影响 u_{mf} 的因素。

二、带出速度

颗粒带出速度即颗粒的沉降速度 u_t ,其计算通式为化工原理教材第三章式3-2,即:

$$u_t = \left[\frac{4gd_p(\rho_s - \rho)}{3\rho\zeta} \right]^{1/2}$$

其中 ζ 为阻力系数。对于球形颗粒，在不同的 Re_p 范围内， ζ 有不同的表达式，各种情况下沉降速度的计算公式见化工原理教材式 3—6、3—7 及 3—8。对于非球形颗粒可以用摩擦数群法求得沉降速度。

值得注意的是，计算 u_{mf} 时要用实际存在于床层中粒度分布的平均直径 \bar{d}_p ，而计算 u_t 时则必须用具有相当数量的最小颗粒的直径。

三、流化床的操作范围

流化床的操作范围，可用 u_t/u_{mf} 的大小来衡量。对于细颗粒，由式 1—15 和化工原理教材式 3—6 可得：

$$u_t/u_{mf} = 91.6$$

对于大颗粒，由式 1—16 和化工原理教材式 3—8 可得：

$$u_t/u_{mf} = 8.61$$

研究表明，上面两个 u_t/u_{mf} 的上、下限值与实验数据基本相符， u_t/u_{mf} 比值常在 10~90 之间。比值 u_t/u_{mf} 是表示正常操作时允许气速波动范围的指标，大颗粒床层的 u_t/u_{mf} 值较小，说明其操作灵活性较差。

实际上，对于不同工业生产过程中的流化床来说，操作气速与临界流化气速的比值 u/u_{mf} （或称为流化数）差别很大。有些流化床的流化数高达数百，远远超过上述 u_t/u_{mf} 的高限值。在操作气速几乎超过床层的所有颗粒带出速度的条件下，夹带现象虽有，但未必严重。这种情况之所以可能，是因为气流的大部分作为几乎不含固相的大气泡通过床层，而床层中的大部分颗粒则是悬浮在气速依然很低的乳化相中。此外，在许多流化床中都配有内部或外部旋风分离器以扑集被夹带的颗粒并使之返回床层，因此也可以采用较高的气速以提高生产能力。

[例 1—2] 欲使颗粒群直径范围为 50~175 μm 、平均粒径 \bar{d}_p 为 98 μm 的固体颗粒床层流化，而必须避免颗粒的带出，求允许空塔气速的最小和最大值。已知条件如下：

固体密度为 1000 kg/m^3 ，颗粒的球形度为 1，初始流化时床层的空隙率为 0.4，流化空气的温度为 20 $^{\circ}\text{C}$ ，流化床在常压下操作。

解：由化工原理教材附录 3 查得 20 $^{\circ}\text{C}$ 空气的粘度 $\mu = 0.0181\text{cp}$ ，密度 $\rho = 1.205\text{kg}/\text{m}^3$ 。

允许最小气速就是用平均粒径计算的 u_{mf} 。假定颗粒的雷诺数 $Re_p < 20$ ，依式 1—12 可以写出临界流化速度为：

$$\begin{aligned} u_{mf} &= \frac{(\phi_s d_p)^2}{150} \frac{(\rho_s - \rho) g}{\mu} \left(\frac{E_{mf}^3}{1 - E_{mf}} \right) \\ &= \frac{(98 \times 10^{-6})^2}{150} \times \frac{1000}{0.0181 \times 10^{-3}} \times 9.81 \times \left(\frac{0.4^3}{1 - 0.4} \right) \\ &= 0.0037 \text{ m/s} \end{aligned}$$

校核雷诺数：

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{d_p u_{mf} \rho}{\mu} = \frac{98 \times 10^{-6} \times 0.0037 \times 1.205}{0.0181 \times 10^{-3}} \\ &= 0.024 \quad (< 20) \end{aligned}$$