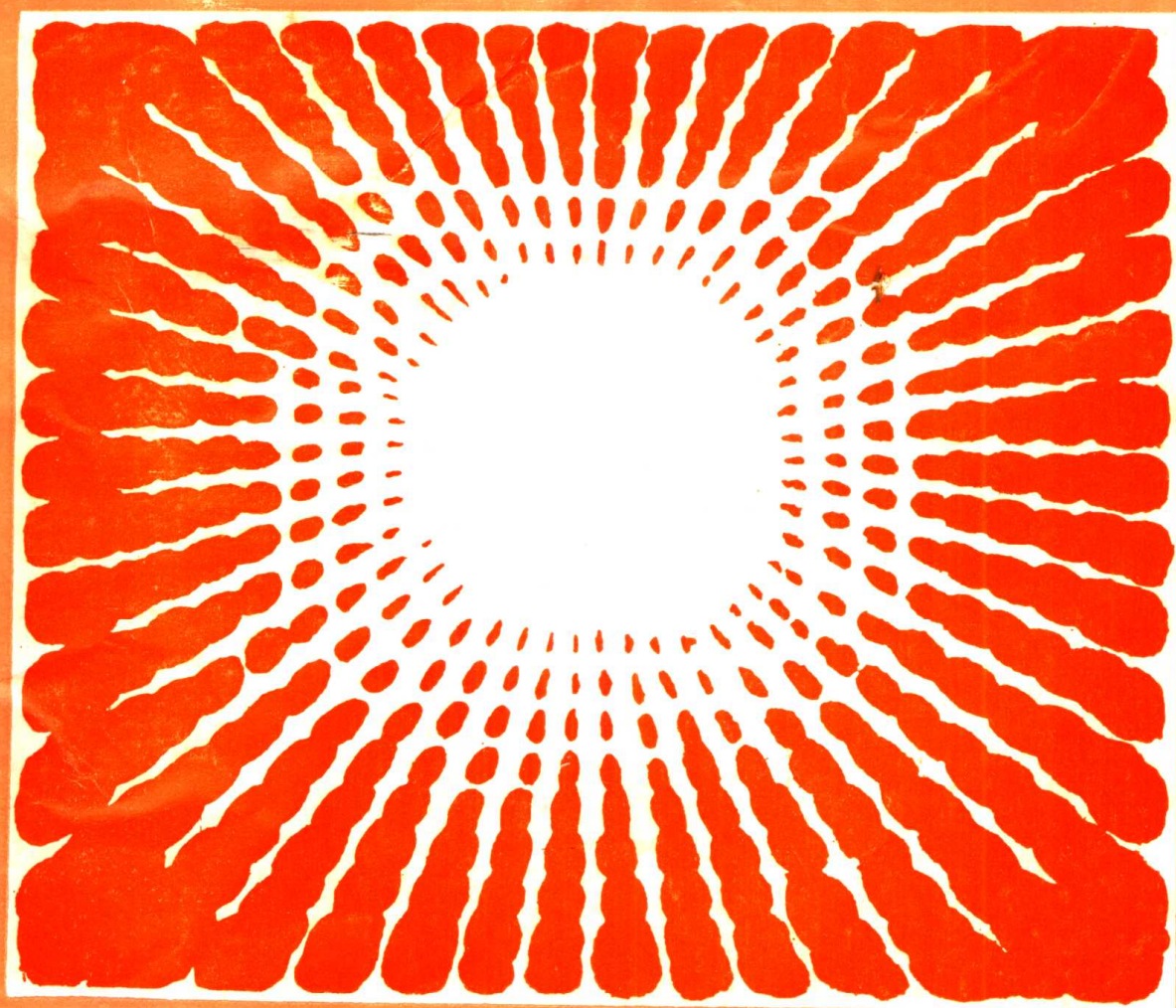


高等学校试用教材

水泥工业热工设备

胡道和 主编



武汉工业大学出版社

高等学校试用教材

水泥工业热工设备

胡道和 主编

武汉工业大学出版社

(鄂)新登字 13 号

内 容 简 介

本书是对 1982 年出版的《硅酸盐工业热工过程及设备(下册)——水泥工业热工设备》的改写,这次修订重写了水泥窑一章,内容上重点突出了新型干法水泥窑。全书分流态化、水泥熟料煨烧过程及设备二章,并附有新型干法窑热平衡计算例题。

本书是高等院校无机非金属类专业通用教材,也可供硅酸盐工程专业及有关研究、设计和生产技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

水泥工业热工设备/胡道和编著. —武汉:武汉工业大学出版社,1996.4 重印

ISBN 7-5629-0694-7

I. 水… II. 胡… III. 水泥-化学工业-生产工艺-化工设备,热工 IV. TQ172.6

武汉工业大学出版社出版 新华书店湖北发行所发行
湖北省石首市第二印刷厂印刷

* * *

开本:787×1092mm 1/16 印张:10.75 字数:239千字

1992年12月第1版 1996年4月第3次印刷

印数:10001—15000 定价:10.80元

前 言

本书是根据全国建材类教材编审委员会热工编审组 1988 年会议意见对 1982 年出版的《硅酸盐工业热工过程和设备(下册)——水泥工业热工设备》一书进行修改、补充和改写而成。

鉴于原书中“干燥过程和设备”一章,属于基础性、共用性内容,因此,已移编入《硅酸盐工业热工基础》中。

固体流态化一章作为水泥热工新技术的基础知识,内容已经过简炼,仅作适当修改与补充。

水泥窑一章由于近年来熟料煅烧技术与设备发展极为迅速,国内外资料也很丰富,为了适应教学要求,需要进行内容更新和改写。除了对回转窑与立窑的基本结构、特点、工作原理等作了扼要介绍外,本章在编写过程中强调了如下特点:

1. 在体系上,适应现代技术的发展动向将预热器—分解炉—烧成(回转)窑—冷却机诸过程与设备作为一个整体,以煅烧系统替代单独的回转窑作为研究探讨的主线;

2. 在内容上,突出了新型干法窑重点,包括补充了预热器窑和预热预分解窑设计计算的新实例;

3. 在素材组织上力求运用近代工程理论和热工基础知识对各类煅烧系统中设备结构、过程原理、组合匹配、操作控制和技术指标作了较深入的阐述和探讨以拓宽知识面和提高分析问题的能力。

本书适用学时总数 38~42 学时。具体分配为:

第一章 8~10 学时;第二章 30~42 学时。

本书由南京化工学院胡道和主编,中国建筑材料科学研究院赵正一审稿。编写工作的具体分工为:

第一章 王振成(西安冶金建筑学院)原编,胡道和修改补充;

第二章 第一、二、三、四节由胡道和编写;第五、六节由陆雷(南京化工学院)编写;第七、八节由文壁璇(华南理工大学)编写。

本书编写过程中,在资料整理、图纸收集、修改和描绘等具体工作得到周勇敏、金春祥的帮助,特此致谢。

编 者

1991 年 12 月

目 录

第一章 流态化	(1)
第一节 基本概念	(1)
一、流态化的形成	(1)
二、流态化类似液体的性质	(2)
三、散式流态化、聚式流态化及流化床中的不正常现象	(3)
四、固体颗粒的有关参数及其分类	(5)
第二节 流化床的流体力学特性	(7)
一、流化床的压降	(7)
二、临界流化速度	(9)
三、极限速度或终端速度	(11)
第三节 流化床内的传热和传质	(13)
一、流化床内的传热	(13)
二、流化床内的传质	(15)
第四节 流化床装置设计	(15)
一、流化床体直径和高度的确定	(15)
二、气体分布板的选型和设计	(16)
第五节 流化床的工业应用	(18)
第二章 水泥熟料煅烧过程和设备	(21)
第一节 水泥熟料的形成和煅烧设备的分类	(21)
一、水泥熟料的形成过程	(21)
二、碳酸盐分解反应机制	(21)
三、熟料矿物形成	(23)
四、熟料形成的热化学	(24)
五、熟料煅烧设备的分类	(26)
第二节 回转窑煅烧系统	(28)
一、回转窑煅烧系统的流程特点概述	(28)
二、各类回转窑系统的简单比较	(39)
第三节 新型干法窑系统中预烧过程和设备	(41)
一、悬浮预热器(SP)和悬浮预热器窑(简称SP窑)	(41)
二、分解炉与预分解窑(简称NSP窑)	(64)
三、新型干法窑的调节与控制的内容与原则	(79)
四、新型干法窑的发展过程与动向	(81)
第四节 回转窑结构及其工作原理	(83)

一、回转窑的结构	(83)
二、回转窑的工作原理	(85)
第五节 熟料的冷却及设备	(97)
一、熟料冷却机的发展及分类	(98)
二、筒式冷却机	(98)
三、篦式冷却机	(101)
四、其它类型冷却机	(104)
五、各种熟料冷却机的比较	(106)
第六节 回转窑系统的设计计算	(106)
一、回转窑筒体尺寸与产量的关系	(106)
二、回转窑筒体尺寸的确定	(110)
三、回转窑产量的标定	(112)
四、回转窑系统热耗与热平衡计算	(114)
五、工程设计改革与系统优化设计	(134)
第七节 立窑	(137)
一、立窑内物料的煅烧过程及特点	(137)
二、立窑的结构	(139)
三、立窑的工作原理	(147)
四、立窑的设计计算	(149)
第八节 煅烧系统衬料	(154)
一、煅烧系统衬料的作用及对衬料的要求	(154)
二、煅烧系统所用衬料的种类	(156)
附录	(159)

第一章 流态化

流态化是流体(气体或液体)流过微粒固体而相互接触并在一定条件下使之转变成类似流体状态的操作。流态化现象很早就被人们所发现,但首次大规模地在工业上应用是本世纪 20 年代的德国温克勒(Fritz Winkler)煤气发生炉,如图 1-1 所示。目前流态化技术已广泛地应用于矿业、冶金、化工、医药以及食品加工等许多部门。在水泥工业中,也得到了日益广泛的应用,如固体颗粒的输送、生料库的空气搅拌、流态化烘干、生料预热、窑外分解技术以及流态化冷却、沸腾煅烧等。

流态化现象具有其独特的性能,特别是气固流态化技术在现代水泥工业生产中具有特别重要的意义。本章限于篇幅只能着重介绍流态化的基本原理和气固流态化的特性以及床体结构设计等有关知识,关于流化技术在水泥煅烧过程中的应用,可参阅水泥窑有关章节。

第一节 基本概念

一、流态化的形成

如图 1-2 所示,有一圆柱形容器 1,内装固体颗粒状物料,下部设有分布板 2,用来支承物料,并使流体沿截面分布均匀。堆放在分布板上的固体颗粒层称为床层。流体(液体或气体)由入口 3 进入,从出口 4 排出。若在床层底部与圆筒容器上部连接一“U”形管差压计 5,则可以测定床层的压差。

当流体向上流过颗粒床层时,其床层压降(ΔP)、床层高度(H)、孔隙率(ϵ)与流体表观流速(u)的关系如图 1-3 所示。所谓表观流速是指假想流体通过流化床整个截面(不考虑堆积固体粒子)时的截面平均流速(故又称空塔速度),用 u 表示。

$$u = V/A \quad (\text{m/s}) \quad (1-1)$$

式中: V ——通过流化床的流体体积流量, m^3/s ;

A ——流化床的横截面积, m^2 。

由图可见,根据床层高度、床层阻力及床层中颗粒的运动状态随表观流速的变化,表明流化状态的形成可分三个阶段,现分别说明如下:

1. 固定床阶段

当流体以较低速度通过床层时,颗粒静止不动,流体只在颗粒之间的缝隙通过。而当表观流速增大时,固体颗粒之间的排列可能有些变动,或床层有所松动,但因固体颗粒的相互接触,床层高度没有什么变化,床层整体没有明显的运动,这一阶段称之为固定床阶段。固定床的特点是床层孔隙率为一个常数 ϵ 。且流速增大时,压力降也随之增加,如图 1-3 中 ab 线

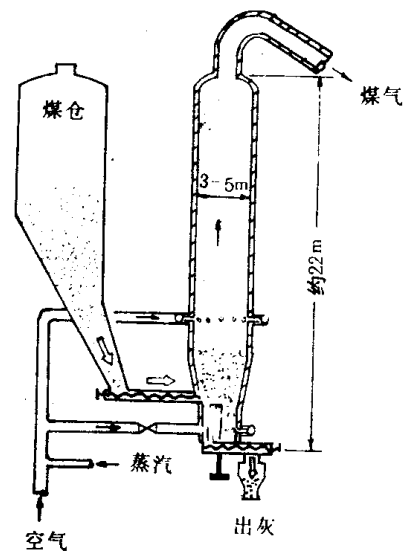


图 1-1 温克勒煤气发生炉

段所示。

2. 流化床阶段

当表观流速继续增加,达到一定值(如图 1-3 中 b 点)时,床层开始松动和膨胀,当床层的压降达到了单位床层面积上颗粒的重力值 $L_0(\rho_s - \rho_f)(1 - \epsilon_0)g$ N/m^2 时,固体颗粒被流体吹起而悬浮于流体中,且自由地在各个方向作剧烈运动。当表观流速继续增加时,床层颗粒运动加剧,且作上下翻滚运动,整个床层具有类似流体的性质,这时床层处于流化状态,这一阶段称流化床阶段,如图 1-3 中 bc 段。流化床阶段的主要特点是在较大范围内,随表观流速增加,孔隙率增大,床层高度 H 随之上升,但床层压降 Δp 却不变。即不增加流体流动时所需功率。图中 b 点是固定床阶段和流化床阶段的分界点,叫做临界流化点。此点所具有的表观流速 u 是形成流态化的最低速度,叫做临界流态化速度 (u_{mf})。临界流化速度与固体颗粒的大小、形状、密度、流体的性质以及床层的流体力学条件有关。

3. 流体输送阶段

当表观流速继续增加到某一极限值后,固体颗粒就被流体带出容器。在工业上,利用这种性质,将固体颗粒象输送流体一样用管道来输送,这一阶段称之为流体输送阶段。在图 1-3 中 c 点为进入流体输送阶段的起始点, c 点所对应的表观流速称之为极限流速,以 u_c 表示。这在传统的流化床设计和操作中也是一个很重要的参数。一般来讲,形成流化床的流体的表观速度应该在临界流化速度和极限流化速度之间。即 $u_{mf} < u < u_c$ 。

上述流化状态是一个理想状态,对于理想流化床来说可归结为以下几个特征:

1. 有一个明显的临界流化点和临界流化速度 u_{mf} ,当流速达到 u_{mf} 时,整个颗粒床层才开始流化;
2. 流化床层的压降为一个常数;
3. 具有一个平稳的流态化上界面;
4. 流化床层的孔隙率,在任何流速下,都具有一个代表性的均匀值,并不因在流化床内的位置而变化。

二、流态化类似液体的性质

固体流化床层,看起来很象沸腾的流体,同时许多方面呈现出类似液体的性质。如图 1-4 所示:一个体积大而轻的物体,能够很容易地压入床层中,一松手时又浮于表面上。此时流化床具有液体的浮力性质(图 1-4a);当容器倾斜时,床层表面会保持水平(图 1-4b);如果将两个流化床联通,被流化的颗粒会从高的床层向低的床层流动,并趋于一致(图 1-4d);固体颗粒还可以从开有小孔的容器中喷出(图 1-4c),并可象液体那样具有良好的流动性能。另外,流化床层中任意两点的压差,大致等于这两点间床层的静压头

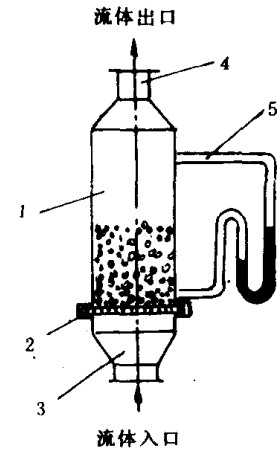


图 1-2 流化床示意图

1—流化床; 2—分布板;
3—流体入口管; 4—流体出口管; 5—差压计

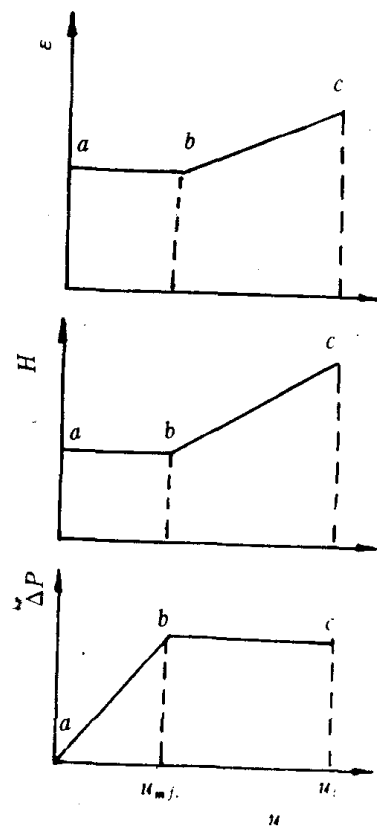


图 1-3 ϵ 、 L 、 Δp 与 u 的关系图
(对数坐标)

(图 1-4e)。利用上述流化床类似流体的性质,可以设计出许多不同的气(液)体和固体的接触方式,使气(液)-固两相密切接触,从而使许多物理和化学过程快速地进行,或使固体颗粒进行快速输送。

三、散式流态化、聚式流态化及流化床中的不正常现象

1. 散式流态化和聚式流态化

流化床内使颗粒床层流化的流体称为流化介质。它可以是气体或液体。用气体作流化介质的流化床称为气体流化床;用液体作流化介质的流化床称为液体流化床。液体流化床较接近于理想状态,当流速达到临界流化速度以上时,流化床内部均匀而平稳。床层高度随流速加大而升高,而且有一定的上界面。在正常情况下,观察不到显著的鼓泡和不均匀现象,这样的流态化称为散式流态化(又称均一流态化或平稳流态化)。而气体流化床则不同,当气体速度超过临界流化速度时,就会由于气泡

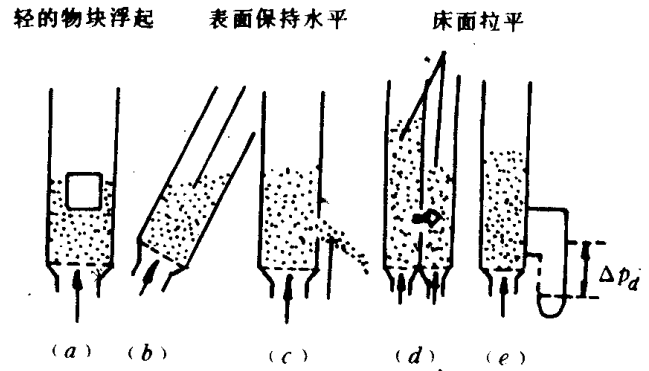


图 1-4 气体流化床类似液体的性质

(a)轻的物块浮起;(b)表面保持水平;
(c)固体颗粒自孔中喷出;(d)床面拉平

的出现而导致很大的不稳定性。表现在流化床没有一个固定的上界面,而以每秒几次的频率上下波动,床层阻力也随之上下波动。若在波动范围内取平均值,仍可近似地认为其床层阻力不随流速的改变而变化,床层高度并不比临界流化状况下高很多,这种流态化称为聚式流态化(也称非均一流态化,或鼓泡流态化)。对于聚式流态化,同时存在着两种聚集状态(相):一种是空隙率低的(如处于流化床下层的)密相(或称浓相);另一种是空隙率相对较高的(如处于流化床上层的)疏相(或称稀相)。无论是气体还是液体流化床,只要流化床有一个清晰的上界面,都可认为是密相流化床;而当表观流速超过极限速度时,整个床层都被气体带出,上界面消失,这种流化床即为稀相流化床。

一般来讲,液-固形成的流态化为散式流态化,气-固相形成的流态化为聚式流态化。其实散式与聚式的差别在于固体与流化介质的密度差 $(\rho_s - \rho_f)$,当 $(\rho_s - \rho_f)$ 很大,就形成聚式流态化,若 $(\rho_s - \rho_f)$ 相对较小,即形成散式流态化。当用高压气体作流化介质时,所形成的流态化也可作为散式流态化。常用的判别流态化类型的判据表达式为:

$$\text{当 } (Fr_{mt})(Re_{mt}) \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \right) \left(\frac{L_{mt}}{D_t} \right) < 100 \quad \text{时} \quad (1-2a)$$

为散式流态化;

$$\text{当 } (Fr_{mt})(Re_{mt}) \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \right) \left(\frac{L_{mt}}{D_t} \right) > 100 \quad \text{时} \quad (1-2b)$$

为聚式流态化。

式(1-2a)、(1-2b)中, Fr_{mt} 为临界状态下弗鲁特准数。

$$Fr_{mt} = u_{mt}^2 / d_p g \quad (1-2'a)$$

u_{mt} ——临界状态下流体表观流速, m/s;

d_p ——固体颗粒直径, m;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

Re_{mt} 为临界状态下雷诺准数:

$$Re_{mt} = d_p U_{mt} \rho_f / \mu_f \quad (1-2'b)$$

ρ_f ——流体密度, kg/m^3 ;

μ_f ——流体粘度, $Pa \cdot s$;

ρ_p ——固体颗粒密度, kg/m^3 ;

L_{mt} ——临界状态下床层厚度, m ;

D_i ——流化床直径, m 。

2. 气-固(聚式)流化床中不正常现象

气-固流化床比较复杂,常出现一些不正常的流化现象,使操作不稳定,降低过程的效率,严重时会使产品毁坏或使设备损坏。

最常见的不正常流化现象有:沟流、死床及腾涌(如图 1-5)。

(1) 沟流和死床

当气流速度超过临界速度时,局部床层可能并没有被流化,另一部分床层已被气流吹成一条孔渠。气流沿整个截面分布极不均匀,有的部位仍处于颗粒堆积的固定床状态,这些尚未流化的部分就称为死床。出现沟流时,显然气-固之间接触就不良,相间传递及反应过程不能很好进行,从而降低了设备的效能。在此条件下,死床部分往往有使产品烧结的危险。产生沟流后,由于气体短路使床层的阻力低于临界流化状态下的床层阻力,其差值的大小就表示沟流严重的程度。

影响流化床不正常的原因很多,如固体颗粒的性质、气体流速、床层的几何尺寸、分布板的形式以及容器内部结构等因素都影响流化质量。

试验研究证明,颗粒过细而湿,易于粘结成团;床层太薄,气速过低或分布不均匀以及分布器结构不合理均容易产生沟流。

(2) 腾涌

在气-固流化床中,由于固体物料的强烈搅动,不可避免地产生一些气泡,这些气泡在上升途中不断增大,当床层足够高时,气泡可能汇合长大到接近容器直径。这时气泡就会象活塞一样将上面的颗粒层向上推动,并到达一定高度后落下,有时床层甚至被气泡截成若干段,这种现象叫做“腾涌”或“气截”。产生腾涌时,床层阻力波动很大,温度分布不均匀,使过程很难稳定地进行。固体颗粒被严重磨损并被气体大量带出,设备的生产能力降低,严重时,设备零件也会被冲击损坏。

试验研究表明,颗粒尺寸大,床层高度 H_f 和直径 D_i 之比过大,以及气速较高均易产生腾涌。通常当 $H_f/D_i < 1$ 、设备较大($D_i > 1m$)而且内部设置构件时,腾涌现象不易产生。

[例 1-1] 试确定用高压饱和蒸气作流化介质时,煤粉所形成的流态化的形态。

已知: $\rho_p = 1500 kg/m^3$, $p = 210.54 \times 10^5 Pa$,

$d_p = 150 \mu m$, $\mu_f = 3.4 \times 10^{-5} (Pa \cdot s)$,

$U_{mt} = 0.022 m/s$, $L_{mt}/D_i = 2$

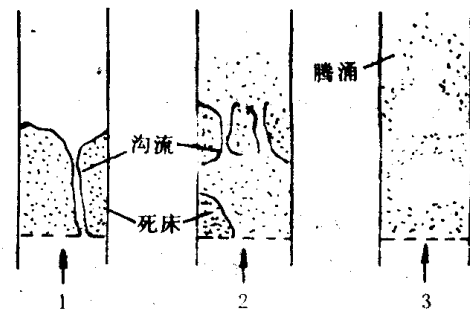


图 1-5 流化床的不正常现象

1、2—沟流和死床;3—腾涌

[解] 查表得: $p=210.54 \times 10^3 \text{Pa}$ 时, 饱和蒸气密度 $\rho_t=201.1 \text{kg/m}^3$

$$d_p=0.00015 \text{m}$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p U_{mf} \rho_t}{\mu_t} = \frac{0.00015 \times 0.022 \times 201.1}{3.4 \times 10^{-5}} = 19.52$$

$$Fr_{mf} = \frac{u_{mf}^2}{g d_p} = \frac{(0.022)^2}{9.81 \times 0.00015} = 0.3289$$

$$\frac{\rho_p - \rho_t}{\rho_t} = \frac{1500 - 201.1}{201.1} = 6.46$$

已知 $\frac{L_{mf}}{D_t}=2$, 所以

$$(Fr_{mf})(Re_{mf})\left(\frac{\rho_p - \rho_t}{\rho_t}\right) \cdot \left(\frac{L_{mf}}{D_t}\right)$$

$$= 0.3289 \times 19.52 \times 6.46 \times 2 = 82.93 < 100$$

说明压力很高的情况下, 气体是可以形成散式流态化的。但是, 在通常情况下 ρ_p/ρ_t 很大, 导致 $(Fr_{mf})(Re_{mf})\left(\frac{\rho_p - \rho_t}{\rho_t}\right)\left(\frac{L_{mf}}{D_t}\right)$, 一般情况下大于 100, 所以在常压情况下, 气体流化床很难形成散式流态化。

四、固体颗粒的有关参数及其分类

(一) 固体颗粒的特征参数

1. 平均粒径

在实际工业生产中, 固体颗粒不可能具有均一的粒径, 因此, 在通常的设计和计算中, 往往用平均粒径来表示床层中固体颗粒的大小。在流态化的研究中, 主要根据颗粒分析结果, 用质量平均粒径表示, 即

$$d_p = \frac{1}{\sum (x_i d_{pi})} \quad (1-3)$$

式中: x_i ——颗粒粒径为 d_{pi} 时的质量分率;

d_{pi} ——颗粒在频率图(图 1-6)上的粒径;

d_p ——全部颗粒的平均粒径。

2. 表面形状系数和比表面积

在工业生产中, 固体颗粒形状一般都是不规则的, 为了使研究过程中的问题得到简化, 通常假设为球形颗粒, 然后将所得结论用表面形状系数加以修正。颗粒表面形状系数 ϕ_s 的定义是:

$$\phi_s = \left(\frac{\text{圆球表面积}}{\text{颗粒表面积}} \right)_{\text{两者体积相等}} \quad (1-4)$$

对于球形颗粒, $\phi_s=1$; 其他形状颗粒, $0 < \phi_s < 1$ 。表面形状系数均从实验得出, 或由有关手册查得。当数据缺乏时, 可以作如下考虑: 正方形颗粒, $\phi_s=0.806$; 圆柱形颗粒, $\phi_s=0.833 \sim 0.868$; 不规则形状颗粒, 可近似取 $\phi_s=0.9$ 。

比表面积 a 定义为:

$$a = \frac{\text{固体颗粒表面积}}{\text{固体颗粒体积}} \quad (1-5)$$

若为单一颗粒, 则:

$$a' = \frac{\pi d_p^2 / \phi_s}{\pi d_p^3 / 6} = \frac{6}{\phi_s d_p} \quad (1-6)$$

若为固体颗粒群, 则:

$$a = \frac{n\pi d_p^2 / \Phi_s}{n \cdot \frac{\pi}{6} d_p^3 / (1 - \varepsilon)} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi_s d_p} \quad (1-7)$$

式中： a' ——单颗粒的比表面积， m^2/m^3 ；
 a ——颗粒群的比表面积， m^2/m^3 ；
 d_p ——颗粒平均粒径， m ；
 Φ_s ——颗粒表面形状系数；
 n ——颗粒数目；
 ε ——颗粒群的孔隙率。

3. 孔隙率

在流化床中，孔隙率是指单位床层体积内空隙体积的份额。或者说是流化床中空隙体积与床层总体积之比。颗粒处在堆积状态时的孔隙率称为堆积孔隙率。固体颗粒若为均一球形颗粒，当任意堆积时，其孔隙率在

0.36~0.4 之间；若为大小均匀但表面不规则的颗粒，其孔隙率要比球形颗粒的大些；而大小不均匀的颗粒堆积时的孔隙率又要比均匀颗粒的小些。

根据孔隙率的定义，具体可按下式计算：

$$\varepsilon = V_0/V = (V - V_p)/V = 1 - V_p/V \quad (1-8)$$

式中： V_0 ——颗粒间的空隙体积， m^3 ；
 V ——流化床内床层体积， m^3 ；
 V_p ——颗粒真实体积， m^3 。

在物料处于堆积状态时，堆积孔隙率可按下式计算：

$$\varepsilon = 1 - V_p/V = 1 - \rho/\rho_p \quad (1-8')$$

式中： ρ ——固体颗粒堆积时的假密度， kg/m^3 ；
 ρ_p ——固体颗粒真实密度， kg/m^3 。

从式(1-8')可见，若已知固体颗粒的真实密度，和堆积时的假密度，便可算出固体颗粒的堆积孔隙率。

流化床内颗粒被流化后床层孔隙率是描述流化性能的一个重要的参数。但其值的精确测量是很困难的，通常用专门的测试仪器进行测定。

(二) 颗粒的分类

气-固聚式流化床中，粗颗粒和细颗粒的流化特性有明显的差异。粗颗粒和细颗粒的区分与气固之间的密度差值($\rho_p - \rho_f$)有关，如图 1-7 所示。一般平均粒径在 $20\mu m$ 以下属于过细颗粒，通常不考虑这种粒径的颗粒用于流态化操作；平均粒径在 $50\mu m$ 以上的颗粒属于过粗颗粒，它多半只能用于进行喷动床的操作。所谓“粗颗粒”，它属于图 1-7 中的 B 区，即

$$(\rho_p - \rho_f)d_p < 225000 \text{ 和 } (\rho_p - \rho_f)d_p^2 > 10^9$$

两条线之间的区域，通常粒径主要在 $40\sim 500\mu m$ 范围内，气-固密度差为 $1400\sim 4000kg/m^3$ 。此类颗粒所形成的流化床也称鼓泡床。气速一旦超过临界流态化速度时，床层即形成两相，即气泡相和乳化相。颗粒绝大部分存在于乳化相；乳化相内气体以临界流化速度通过，剩余部分的

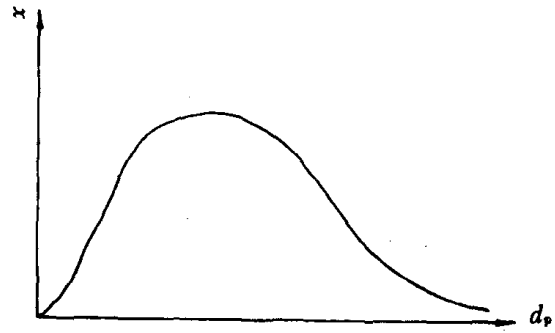


图 1-6 颗粒粒径分布频率图

气体以气泡形式通过床层,构成气泡相。在一定条件下气泡相内的气体不断地和乳化相内的气体进行交换。所谓“细颗粒”,它属于图 1-7 中的 A 区,一般粒径在 20~100 μm 之间,气-固密度差小于 1400 kg/m^3 。此类颗粒的流态化状态(以 54 μm 的 Al_2O_3 颗粒为例)如图 1-8 所示。图中 A 为临界流态化点,床层开始流态化。流速由 A 逐渐增大至 B 点,床层沿散式流态化线膨胀。B 点为最小鼓泡点,AB 为散式流态化区。自 B 点起开始产生气泡,随着流速的增大,气泡数量增多,尺寸也变大。床层膨胀开始偏离散式膨胀线(BD)向右突起,BE 为鼓泡流态化阶段。E 点的流速使鼓泡床开始向湍流流态化转化,床层界面开始变得模糊不清,从床顶部带出的固体量增加。当流速增大至 C 点,床层的颗粒带出速率大增,若要使床层保持一定的孔隙率,必须不断地向床层底部补充与带出料率相同的物料量,从而形成快速流态化。适当调节固体循环是可以保持快速流态化床内有足够高的颗粒浓度。当流速再加至终端速度后,快速流态化被破坏而进入稀相输送状态。由图可见,在不同的操作区域,床内颗粒平均速度 u_p 有明显差异。

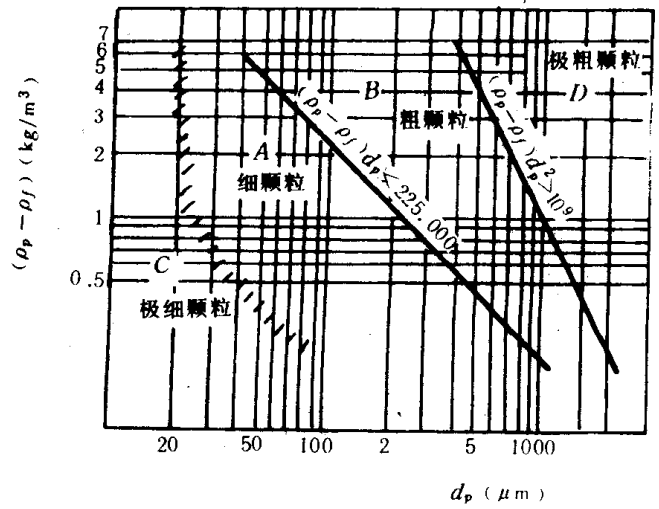


图 1-7 流态化颗粒的粒径范围

流流态化转化,床层界面开始变得模糊不清,从床顶部带出的固体量增加。当流速增大至 C 点,床层的颗粒带出速率大增,若要使床层保持一定的孔隙率,必须不断地向床层底部补充与带出料率相同的物料量,从而形成快速流态化。适当调节固体循环是可以保持快速流态化床内有足够高的颗粒浓度。当流速再加至终端速度后,快速流态化被破坏而进入稀相输送状态。由图可见,在不同的操作区域,床内颗粒平均速度 u_p 有明显差异。

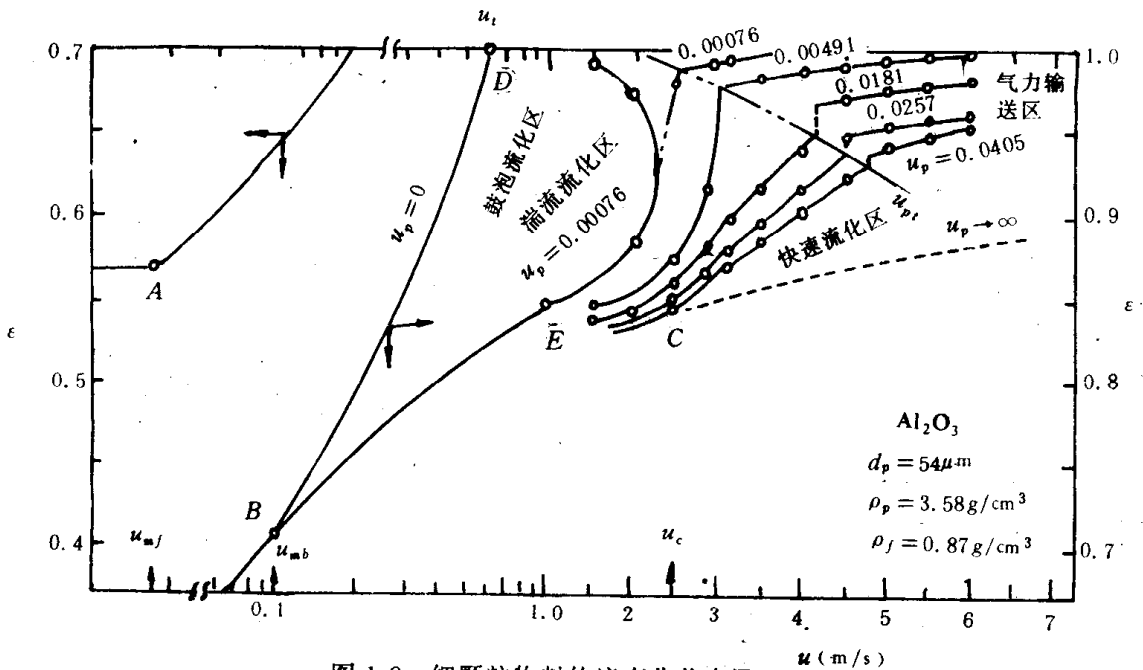


图 1-8 细颗粒物料的流态化状态图

u_p —颗粒平均速度; u_t —颗粒终端速度; u_{pk} —气力输送速度;
 u_{mf} —初始流化速度; u_{mb} —初始鼓泡速度; u_c —初始快速流化速度

第二节 流化床的流体力学特性

一、流化床的压降

图 1-3 所示流体表观流速与压降的关系,是理想的流化曲线。实际上气体流化床中的压降与气体表观流速的关系并非如此简单,图 1-9 为均匀粒径的砂粒以空气为流化介质时,其压降和气流速度的关系。当气流速度较低时,处于固定床阶段,此时床层的压降与流速近似呈正比关系,随着气体流速的增加,床层压降有一最大值(Δp_{max}),其值比床层静压稍大。当流速再增加时,床层的孔隙率由 ϵ_m (固定床孔隙率) 增至 ϵ_{mf} (临界流态化时的孔隙率),而压降降至床层的静压,从而进入了流化床阶段。这种现象也叫做床层“解锁”,其原因是床层从固定床转变为流化床时存在着“惯性”。若气流速度继续增加,其压降几乎保持不变。这就流化床力的平衡关系分析如下:

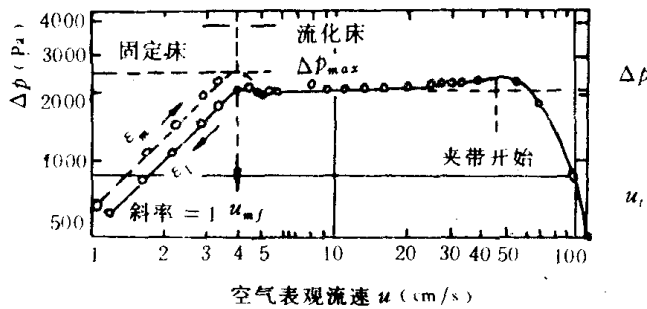


图 1-9 气体流化床压降与气体表观流速的关系



图 1-10 流化床力的平衡

当床层达到流化床阶段时,固体颗粒所受的力为向上的流体的曳力(Δp)和浮力(f),以及向下的重力(W)如图 1-10 所示。当固体颗粒被气流吹起并悬浮于气流中时,则所受之力呈平衡状态,即:

$$\Delta p A + f = W \quad (1-9)$$

式中: Δp ——流化床压降, Pa;

A ——床层断面积, m^2 ;

f ——浮力, N;

W ——重力, N。

由式(1-9)可得:

$$\Delta p A + AL(1 - \epsilon)\rho_r g = AL(1 - \epsilon)\rho_p g$$

化简得:

$$\Delta p = L(1 - \epsilon)(\rho_p - \rho_r)g \quad (1-10)$$

式中: L ——床层厚度, m。

若在气体流化床中,且工作压力不太高时,由于 $\rho_p \gg \rho_r$,则式(1-10)可简化如下:

$$\Delta p = L(1 - \epsilon)\rho_p g \quad (1-10')$$

由式(1-10')可以看出,其压降近似等于单位面积床层所受的重力,也就是床层的静压强。

但是固体颗粒之间、颗粒与器壁之间存在碰撞和摩擦,其能量有一定的损失,因此随着流速的增加,床层压降略有上升,即略高于床层静压降。

在大量实验的基础上,得到的最常用的计算固定床压降公式如下:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta p_m}{L_m} = & 150 \times \frac{(1 - \epsilon_m)^2}{\epsilon_m^3} \times \frac{\mu u}{(\Phi_s d_p)^2} + 1.75 \\ & \times \frac{1 - \epsilon_m}{\epsilon_m^3} \times \frac{\rho_r u^2}{\Phi_s d_p}, \quad N/m^3 \end{aligned} \quad (1-11)$$

式中： ΔP_m ——固定床压降，Pa；
 L_m ——固定床床层厚度，m；
 ϵ_m ——固定床孔隙率；
 u ——流体表观流速，m/s；
 Φ_s ——颗粒形状系数；
 d_p ——颗粒直径。

当颗粒为非均一直径时，以平均粒径 d_p 代替 d_p ，上式仍可使用。

式(1-11)中右边第一项为粘性损失，第二项为惯性损失。

当雷诺数小于一定值时，粘性损失占重要地位，而惯性损失可以忽略。即：

当 $Re_p = ud_p \rho_t / \mu_t < 20$ 时

则式(1-11)可简化为：

$$\frac{\Delta p_m}{L_m} = 150 \frac{(1 - \epsilon_m)^2}{\epsilon_m^3} \cdot \frac{\mu u}{(\Phi_s d_p)^2} \quad \text{N/m}^3 \quad (1-11a)$$

当雷诺数大到一定值时，惯性损失占主导地位，而粘性损失可以忽略。即：

当 $Re_p = ud_p \rho_t / \mu_t > 1000$ 时

则式(1-11)可简化为：

$$\frac{\Delta p_m}{L_m} = 1.75 \times \frac{1 - \epsilon_m}{\epsilon_m^3} \times \frac{\rho_t u^2}{\Phi_s d_p} \quad \text{N/m}^3 \quad (1-11b)$$

当雷诺数为 20~1000 之间时，必须使用式(1-11)。

在固定床与流化交界点处，固定床的压降即可代表流化床的压降。

二、临界流化速度

如前所述，固定床达到临界状态时，其压降即为流化床压降。因而，联立式(1-10)和(1-11)，并用临界流化时的各参数值代替相应各值得到临界流化速度满足的关联式如下：

$$\frac{1.75}{\Phi_s \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_t}{\mu_t} \right)^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\Phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_t}{\mu_t} \right) = \frac{d_p^3 \rho_t (\rho_p - \rho_t) g}{\mu_t^2} \quad (1-12)$$

当 $Re_p < 20$ 时，式(1-12)可简化为：

$$u_{mf} = \frac{(\Phi_s d_p)^2}{150} \frac{\rho_p - \rho_t}{\mu_t} g \left(\frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \right) \quad (1-12a)$$

当 $Re_p > 1000$ 时，式(1-12)简化为：

$$u_{mf}^2 = \frac{\Phi_s d_p}{1.75} \frac{\rho_p - \rho_t}{\rho_t} g \epsilon_{mf}^3 \quad (1-12b)$$

上列诸式中的 ϵ_{mf} 是临界状态下的孔隙率，在没有实验数据时可用下列两式估算：

$$\frac{1}{\Phi_s \epsilon_{mf}^2} \approx 14 \quad \text{和} \quad \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\Phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad (1-13)$$

表 1-1 中列出某些物料的 ϵ_{mf} 数据，可供参考。

关于临界流化速度的计算，还有许多经验公式，这些公式是在一定条件下经过大量试验后归纳而得，都有一定局限性，所以在流化床的设计中，最好是采用同类型流化床的实际测定数据。

临界条件下的孔隙率 e_{mf}

表 1-1

颗粒	粒 度 (mm)						
	0.02	0.05	0.07	0.10	0.20	0.30	0.40
锐边砂, $\phi_s = 0.67$	—	0.60	0.59	0.58	0.54	0.50	0.49
圆形砂, $\phi_s = 0.86$	—	0.56	0.52	0.48	0.44	0.42	—
混合圆形砂	—	—	0.42	0.42	0.41	—	—
煤和玻璃粉	0.72	0.67	0.64	0.62	0.57	0.56	—
无烟煤, $\phi_s = 0.63$	—	0.62	0.61	0.60	0.56	0.53	0.51
吸收用碳	0.74	0.72	0.71	0.69	—	—	—
费-托合成催化剂, $\phi_s = 0.58$	—	—	—	0.58	0.56	0.55	—
碳化硅	—	-0.61	0.59	0.56	0.48	—	—

实际测试临界流化速度具体方法如下:为克服解锁的干扰,通常用降低流速使床层自流态床缓慢地复原至固定床,同时记下相应的气体流速和床层压降,在双对数坐标上标绘得到如图 1-11 所示曲线。然后,按固定床区规律和流态化床区规律各画延长线(不计中间数据),这两条直线的交点即是临界流态化点 B,其横坐标对应的值即是临界流化速度 u_{mf} 。图 1-11 中的 u_{bf} 、 u_{uf} 分别为起始流化速度和气固流态化速度,对于粒度分布较窄的床层,两者应很接近。

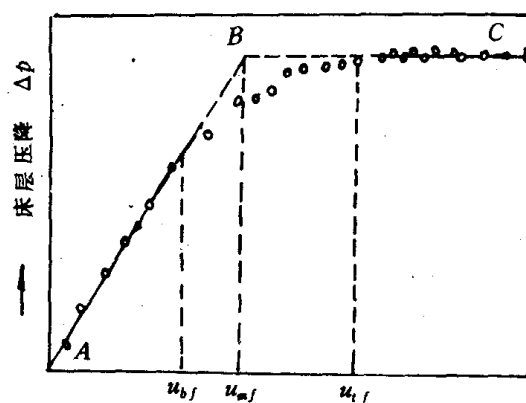


图 1-11 临界流化速度的实测法
 u_{bf} —起始流化速度; u_{uf} —完全流化速度

[例 1-2] 粒径为 0.02cm 的球形颗粒,其密度为 2500kg/m³,空气在工作状态下(15℃)的密度为 1.23kg/m³,试求其临界流化速度。

[解一] 查得 15℃ 时空气的粘度为 $\mu_r = 1.8 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$; 圆形颗粒的 $\phi_s = 1$ 。

根据 $\frac{1}{\phi_s e_{mf}^2} \approx 14$, 得 $e_{mf} = 0.415$

再由式(1-12)得:

$$\frac{1.75}{1 \times 0.415^3} \times \left(\frac{0.02 \times 10^{-2} u_{mf} \times 1.23}{1.8 \times 10^{-5}} \right)^2 + \frac{150(1 - 0.415)}{1 \times 0.415^3} \times \frac{0.02 \times 10^{-2} u_{mf} \times 1.23}{1.8 \times 10^{-5}} = \frac{(0.02 \times 10^{-2})^3 \times 1.23 \times (2500 - 1.23) \times 9.81}{(1.8 \times 10^{-5})^2}$$

解得: $u_{mf} = 0.043 \text{m/s}$

[解二] 先设 $Re_p < 20$ (有待验证), 应用式(1-12a)可得:

$$u_{mf} = \frac{(0.02 \times 10^{-2})^2}{150} \times \frac{2500 - 1.23}{1.8 \times 10^{-5}} \times 9.81 \times \frac{0.415^3}{1 - 0.415} = 0.044 \text{m/s}$$

验证雷诺数:

$$Re_p = \frac{d_p \rho_f u_{mf}}{\mu_r} = \frac{0.02 \times 10^{-2} \times 1.23 \times 0.044}{1.8 \times 10^{-5}} = 0.60 < 20$$

说明假设成立。

上述两种解的误差约 2%。

三、极限速度或终端速度

前已述及,流体速度大于临界流化速度,小于极限速度时才能形成流化床。当流体达到极限速度以上时,便达到流体输送或快速流态化阶段,此时大量固体颗粒被流体带出,流体的极限速度等于颗粒沉降时的终端速度,可用下式计算:

$$u_t = \left[\frac{4gd_p(\rho_p - \rho_f)}{3\rho_f C_d} \right]^{1/2} \quad (1-14)$$

式中: u_t ——极限速度或终端速度, m/s;

C_d ——阻力系数。

阻力系数是雷诺数和固体颗粒表面形状系数的函数,通常以实验方法求得。

对于任意形状固体颗粒,其终端速度可用图 1-12 求取。图 1-12 中一族曲线表明了 $C_d Re_p^2$ 和 Re_p 在颗粒表面形状系数 Φ_s 不同时的函数关系。

其中

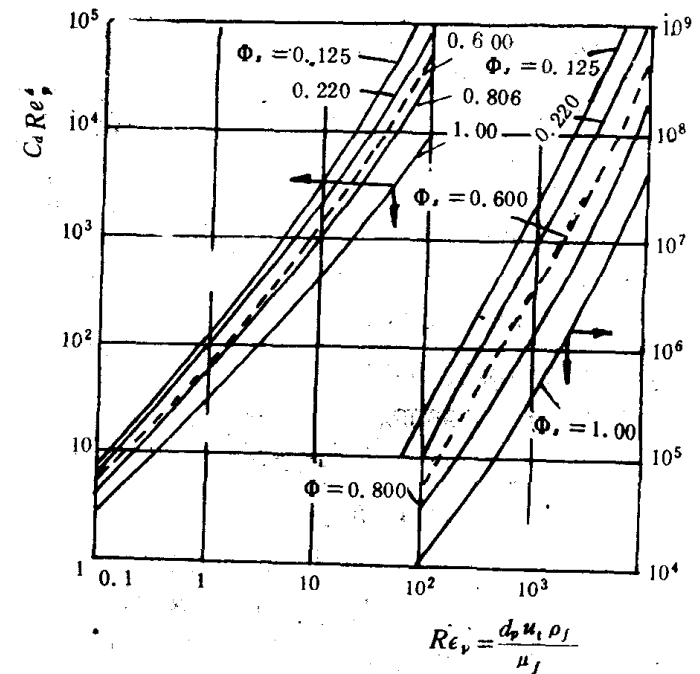


图 1-12 计算在流体中沉降颗粒的终端速度曲线图

其中

$$Re_p = \frac{d_p \rho_f u_t}{\mu_f} \quad (1-15)$$

则

$$C_d Re_p^2 = \frac{4gd_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{3\mu_f^2} \quad (\text{不含速度项}) \quad (1-16)$$

在确定 u_t 时,首先根据已知数 d_p 、 ρ_f 、 ρ_p 和 μ_f 求出 $C_d Re_p^2$ 值,然后从图 1-12 中根据表面形状系数 Φ_s 查得 Re_p 值,再用式(1-15)反求得终端速度。

[例 1-3] 试计算在例 1-2 情况下,流化床的终端速度。

[解] 根据式(1-16)得:

$$\begin{aligned} C_d Re_p^2 &= \frac{4gd_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{3\mu_f^2} \\ &= \frac{4 \times 9.81 \times (0.02 \times 10^{-2})^3 \times 1.23 \times (2500 - 1.23)}{3 \times (1.8 \times 10^{-5})^2} \\ &= 9.93 \times 10^2 \end{aligned}$$

已知 $\Phi_s = 1$

由图查得 $Re_p = 21$, 由式(1-15)得:

$$u_t = \frac{21\mu_f}{d_p \rho_f} = \frac{21 \times 1.8 \times 10^{-5}}{(0.02 \times 10^{-2}) \times 1.23} = 1.54 \text{ m/s}$$

[例 1-4] 试计算双层流态烘干机(图 1-13)烘干粘土时,上下层临界流化速度、终端速度和工作速度。已知数据:

平均颗粒粒径: $d_p = 1.563 \text{ mm}$;