

硅酸盐工业热工过程及设备

下 册

水泥工业热工设备

南京化工学院 西安冶金建筑学院 同济大学
华南工学院 武 汉 工 业 大 学

编



高等学校试用

中国建筑工业出版社

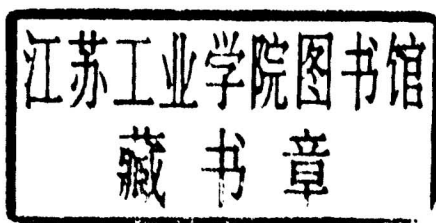
高等学校试用教材

硅酸盐工业热工过程及设备

下 册

水泥工业热工设备

南京化工学院 西安冶金建筑学院 同济大学
华南工学院 武汉工业大学 编



中国建筑工业出版社

《硅酸盐工业热工过程及设备》分上、下册。上册为硅酸盐各专业通用的热工基础理论部分，包括窑炉中的气体力学、燃料及燃烧计算、燃料燃料及燃烧设备和传热学四章；下册有三个分册，分别介绍水泥、玻璃、陶瓷工业专用的热工设备。本书是下册之一，介绍水泥工业热工设备。分固体流态化、干燥过程及设备、水泥窑三章。干燥过程及设备和水泥窑两章均附有热工计算例题。

本书是高等学校水泥专业试用教材，也可供科研设计人员、工厂技术人员和业余教学人员参考。

高等学校试用教材
硅酸盐工业热工过程及设备
下册

水泥工业热工设备

南京化工学院 西安冶金建筑学院 同济大学 编
华南工学院 武汉工业大学

*

中国建筑工业出版社出版(北京西郊百万庄)
新华书店北京发行所发行 各地新华书店经售
中国建筑工业出版社印刷厂印刷(北京阜外南礼士路)

*

开本：787×1092毫米 1/16 印张：9½ 插页：2 字数：231千字
1982年3月第一版 1987年7月第二次印刷
印数：10,001—17,660册 定价：1.55元
统一书号：15040·4196

前 言

《硅酸盐工业热工过程及设备》下册(水泥工业热工设备),是根据1978年修订的全国高等学校水泥专业教材编写大纲编写的,主要介绍水泥工业专用的煅烧设备和干燥设备。为了适应水泥热工设备发展的需要,本书还编写了“固体流态化”一章,介绍固体流态化的基础知识。

“水泥窑”一章的内容,包括了我国目前使用的各种类型的回转窑和立窑的结构、工作原理、设计计算及熟料冷却机等,介绍了窑外分解新技术。对固体流态化和干燥基本概念、原理及有关设计计算作了扼要介绍,并运用有关原理分析水泥工业热工过程的各种问题,以深化已学过的热工基础理论知识,提高分析问题的能力。

本书适用教学时数为52~60学时,各章教学时数分配如下:

第一章固体流态化,10~12学时;

第二章干燥过程及设备,16~18学时;

第三章水泥窑,26~30学时。

本书由南京化工学院崔雪华主编。全书编写分工如下:第一章及第二章第五节中“流态烘干机”——西安冶金建筑学院王振成;第二章第一、二、三节——同济大学王朝亨,第四节及第五节中“回转烘干机”——武汉工业大学李应开;第三章第一、二、三节——南京化工学院崔雪华,第四、五节——华南工学院文璧璇。本书由武汉工业大学冯修吉主审,审稿人有:建筑材料科学研究院赵正一、南京化工学院胡道和、四川水泥研究所张庆祥。

编 者

1980年7月

目 录

第一章 固体流态化	1
第一节 基本概念	1
一、固体流态化的形成	1
二、流化床类似液体的性质	2
三、散式流态化、聚式流态化及不均匀现象	2
四、固体颗粒有关参数	5
第二节 流化床的流体力学	6
一、流化床的压降	6
二、临界流化速度	8
三、极限速度	9
第三节 流化床的质量传递	11
第四节 流化床的热量传递	14
一、流化床热量传递的特点	14
二、气体和固体颗粒间的传热	15
第五节 流化床结构的设计	16
一、流化床直径和截面积的计算	16
二、分布器的设计	16
三、多层流化床设计的几个问题	18
第六节 流化床的优缺点	21
第二章 干燥过程及设备	23
第一节 概述	23
第二节 湿空气的性质及 $I-x$ 图	24
一、湿空气的性质	24
二、湿空气的 $I-x$ 图	28
第三节 干燥过程的物料平衡及热量平衡	35
一、物料平衡	36
二、热量平衡	37
三、干燥过程的图解法	39
第四节 干燥速率	46
一、物料中所含水分的性质	46
二、干燥速率及其影响因素	48
三、恒定干燥条件下干燥时间的计算	52
第五节 干燥设备	53
一、回转烘干机	53
二、流态烘干机	60
第三章 水泥窑	64
第一节 水泥熟料形成过程及煅烧设备	64

一、水泥熟料的形成过程	64
二、水泥熟料的形成热	64
三、水泥熟料煅烧设备	66
第二节 回转窑	66
一、回转窑的生产流程	66
二、回转窑内物料的煅烧过程	67
三、回转窑的结构	68
四、回转窑的工作原理	68
五、回转窑内热交换装置	77
六、带窑外热交换装置的回转窑	81
七、带分解炉回转窑(窑外分解技术)	89
八、水泥窑的发展趋势	99
九、回转窑的设计计算	101
第三节 冷却机	118
一、筒式冷却机	119
二、篦式冷却机	121
第四节 立窑	124
一、立窑的类型、结构及窑型的改造	124
二、立窑内物料的煅烧过程及其特点	131
三、立窑的工作原理	132
四、立窑的设计计算	135
第五节 窑内衬料	138
一、窑内衬料的作用及对衬料的要求	138
二、窑内所用衬料的种类	139
附表一 空气的相对湿度表	142
附表二 湿空气的热含量(kJ/kg干空气)与湿含量(10^{-3} kg/kg干空气)	146
附图一 湿空气的 $I-x$ 图($P=99.3$ 千牛/米 ² , $t=-10\sim 200^{\circ}\text{C}$)	
附图二 湿空气的 $I-x$ 图($P=99.3$ 千牛/米 ² , $t=0\sim 1450^{\circ}\text{C}$)	

第一章 固体流态化

固体流态化现象很早就被人们所发现，但应用于工业生产上，是在本世纪二十年代开始于德国温克勒煤气发生炉。目前固体流态化技术已广泛地用于矿业、冶金、化工、医药以及食品等许多部门。在水泥工业中，也逐渐地得到应用，如固体颗粒的输送、生料仓库的空气搅拌、流态化烘干、窑外分解技术以及还处于试验阶段的沸腾煅烧等，都是与固体流态化技术密切相关的。

固体流态化现象具有其独特的特性，特别是气体流化床。气体流化床又具有较高的工业价值，水泥工业中采用的几乎都是气体流化床。因此，本章将着重探论流化床的基本原理和气体流化床的特性以及其结构设计等。

第一节 基本概念

一、固体流态化的形成

如图1-1所示，有一圆柱形的容器1，下部设有分布器2，用来支承固体粒子，并使流体沿截面分布均匀。堆放在分布器上的固体粒子称为床层。流体（液体和气体）由进口3进入，从排出口4排出。在床层底部与圆筒容器顶部之间连接一U型压差计5，用以测定床层的压差。

当流体流经床层时，随着流体速度的变化，其床层高度、床层阻力以及床层中颗粒的运动状态可以分为三个阶段。各阶段的床层高度（ L ）、压力降（ ΔP ）与空管速度（ w ）的关系如图1-2所示。所谓空管速度是指流体通过流化床整个截面的速度，也称为表现速度。

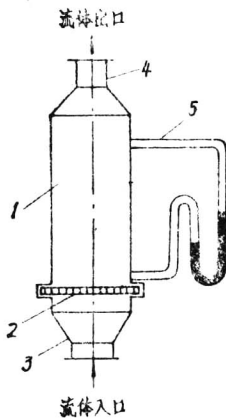


图 1-1 流化管示意图

1—流化管；2—多孔板(分布器)；3—流体入口管，
4—流体出口管；5—压差计

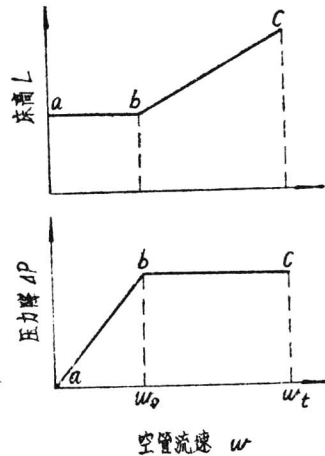


图 1-2 L 、 ΔP 及 w 的关系图
(对数座标)

1. 固定床阶段

当流体速度较小时，流体从固体颗粒之间的缝隙穿过；而当流体的速度增大时，固体颗粒之间的排列有些变更，床层有所松动，但固体颗粒仍相互接触，床层高度没有什么变化，床层整体没有明显的运动，此时的床层称为固定床阶段。流速增加，压力降也随之增加，其特性如图1-2中a—b段所示。

2. 流化床阶段

当流体速度增加到一定值（如图1-2中b点）时，床层开始膨胀和变松，固体颗粒被流体吹起而悬浮于流体中，且自由地在各方向作剧烈运动。当流体速度继续增加时，床层颗粒运动加剧，且作上下翻滚运动，整个床层具有类似液体的性质，这种固体颗粒运动状态叫做固体流态化，简称流态化。这一阶段的特性如图1-2中b—c线段。流速增加，床层高度随之上升，但压力降却不变。在一个较大的范围内增加流体的速度并不增加流体流动时所需的功率，这是流态化的特性之一。图中b点是固定床和流化床的分界点，叫做临界点。此点所具有的流体空管速度 w_c 是开始流态化的最小速度，叫做临界流化速度。临界流化速度与固体颗粒的大小、形状、密度、流体性质以及床层的流体力学条件有关。

3. 流体输送阶段

当流体速度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。图1-2中c点为进入流体输送阶段起点，c点所具有的流体速度称为流态化极限速度，以 w_m 表示。显然形成流化床的流体速度在临界速度和极限速度之间。

二、流化床类似液体的性质

气体流化床，看起来很象沸腾的液体，同时有许多方面呈现出类似液体的性质。如图1-3所示：一个体积大而轻的物体，能够很容易地压入床层中，一松开时又浮于表面上，此时流化床具有液体的浮力性质；当容器倾斜时，床层上表面保持水平；如果将两个流化床联通，颗粒会从高的床层流向低的床层而自动找平；固体颗粒还可以从开有小孔的容器中喷出，并可象液体那样具有良好的流动性能，从一个容器流入另一容器。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。利用上述流化床类似液体的性质，可以设计出许多不同的气体和固体的接触方式，使气—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。

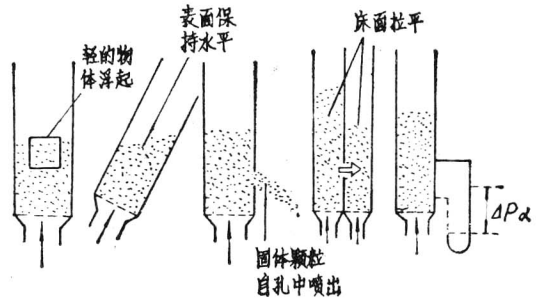


图 1-3 气体流化床类似液体的性质

三、散式流态化、聚式流态化及不均匀现象

1. 散式流态化和聚式流态化

流态化的介质，可用气体或液体。用气体作流态化介质的称为气体流化床；用液体作介质的称为液体流化床。液体流化床较接近于理想状态，当流速达到临界速度以上时，流化床均匀而平稳，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、平稳

流态化)，简称液体流态化。散式流化床的压力降即流体阻力，基本上不随流体流速的改变而变化。而气体流化床，当气体流速超过临界速度时，就出现很大的不稳定性，表现在流化床没有一个固定的上界面，而以每秒钟数次的频率上下波动，床层阻力也上下波动，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、鼓泡流态化），简称气体流态化。对于气体流态化，同时存在着两种聚集状态，一种是空隙率低的（如处于流化床下层的）密相（或称浓相）；另一种是空隙率高的（如处于流化床上层的）疏相（或称稀相）。无论是气体流化床还是液体流化床，只要流化床有一个清晰的上界面（床层上界面），都可以认为是密相流态化；而当流速超过极限速度时，整个床层都被气体带出，上界面消失，这种流化床称为疏相流态化。

我们一般说，液—固相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异在于流体密度的不同，两者相差很大。例如，高压气体的密度与液体的密度相差不大，因而当用高压气体作介质所形成的流态化系统中，也常出现散式流态化。所以常用弗鲁特准数 Fr 作为判定流态化形态的依据。

若
$$(Fr_e)(Re_e)\left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f}\right)\left(\frac{L_e}{D_t}\right) < 100 \tag{1-1a}$$

为散式流态化；

若
$$(Fr_e)(Re_e)\left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f}\right)\left(\frac{L_e}{D_t}\right) > 100 \tag{1-1b}$$

则为聚式流态化

式 (1-1a)、(1-1b) 符合意义如下：

Fr_e ——临界状态下弗鲁特准数：

$$Fr_e = \frac{w_e^2}{d_p g}$$

w_e ——临界状态下流体空管速度，m/s；

d_p ——固体颗粒直径，m；

g ——重力加速度，m/s²；

Re_e ——临界状态下雷诺准数：

$$Re_e = \frac{d_p w_e \rho_f}{\mu}$$

ρ_f ——流体密度，kg/m³；

μ ——流体粘度，kg/m·s；

ρ_p ——固体颗粒密度，kg/m³；

L_e ——临界状态下床层厚度，m；

D_t ——流化床直径，m。

2. 流态化床层中不正常现象

气—固相流化床比较复杂，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。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、床层几何尺寸、分布器的形式以及容器内部结构等都能影响流化质量。

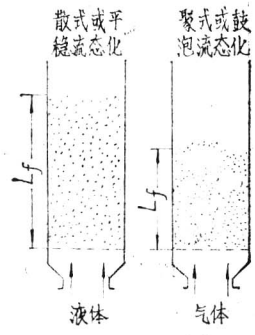


图 1-4 固体颗粒层与流体接触的不同类型

最常见的不正常现象为沟流、死床及腾涌。

(1) 沟流和死床

当气流速度超过临界速度时，床层并不流动，某些部分已被气流吹成一条孔渠，大量气体由孔渠穿过床层，这种现象称为“气沟”或“沟流”。由于气体通过孔渠，气流沿整个截面分布极不均匀，有的部位尚未流化，这些尚未流化的部分称为死床。产生沟流时，显然使气一固相接触不良，过程不能很好进行，从而降低设备效能。死床部分往往有使产品烧结的危险。产生沟流后，床层的阻力便低于临界状态下的阻力，其差值的大小就表示沟流严重的程度。

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以及分布器结构不合理等均容易产生沟流。

(2) 腾涌

在气一固流化床中，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于容器的直径。这时气泡就会象活塞一样将上面的颗粒层向上推动，并到达一定高度后才破裂，将颗粒抛至相当高度后落下，有时床层甚至被气泡截成若干段，这种现象叫做“腾涌”或称“气截”。产生腾涌时，床层阻力波动很大，温度分布不均，使过程很难进行，固体颗粒被严重磨损并被气流大量带出，设备的生产能力降低，严重时，设备零件也会被冲击损坏。

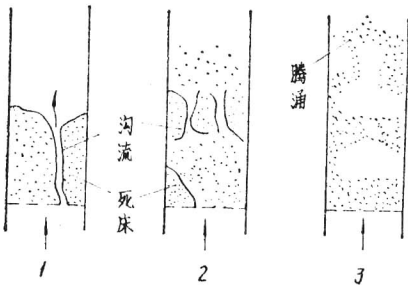


图 1-5 流化床的不正常现象

1、2—沟流和死床；3—腾涌

试验研究证明，颗粒过大，床层高度 L_f 和直径 D_t 之比过大，以及气速较高均容易产生腾涌。通常当 $L_f/D_t < 1$ ，设备较大($D_t > 1$ 米)而且内部设置构件时，可防止腾涌的产生。

【例 1-1】 试确定下述高压气体所形成流态化的形态。已知：

$\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3$, $\rho_f = 1500 \text{ kg/m}^3$, $d_p = 0.015 \text{ cm}$, $\mu = 2.4 \times 10^{-4} \text{ g/cm} \cdot \text{s}$, $w_e = 0.01927 \text{ m/s}$, $L_e/D_t = 3$ 。

【解】

$$d_p = 0.015 \text{ cm} = 0.00015 \text{ m}$$

$$\mu = 2.4 \times 10^{-4} \text{ g/cm} \cdot \text{s} = 2.4 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$\text{Re}_e = \frac{d_p w_e \rho_f}{\mu} = \frac{0.00015 \times 0.01927 \times 1500}{2.4 \times 10^{-5}} = 180.6$$

$$\text{Fr}_e = \frac{w_e^2}{g d_p} = \frac{(0.01927)^2}{9.81 \times 0.015 \times 10^{-2}} = 0.2523$$

$$\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} = \frac{2500 - 1500}{1500} = 0.67$$

已知 $\frac{L_e}{D_t} = 3$ ，所以：

$$\begin{aligned} (\text{Fr}_e)(\text{Re}_e) \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \left(\frac{L_e}{D_t} \right) &= 0.2523 \times 180.6 \times 0.67 \times 3 \\ &= 91.59 < 100 \end{aligned}$$

可见该流化床是散式流态化^①。

① 气体流化床很难形成散式流态化。

四、固体颗粒有关参数

1. 平均粒径

在工业生产中，固体颗粒不可能有均一的粒径，因此常用平均粒径来表示固体颗粒的大小。

2. 物料堆积孔隙率的计算

物料堆积孔隙率是指固体物料堆积时，其间隙的体积与堆积的总体积之比。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；若为表面不规则的颗粒，其孔隙率要比球形颗粒的大些，大小不均的颗粒堆积时的孔隙率又比均匀颗粒的小些。不规则非均一颗粒的空隙率根据定义可按式(1-2)计算：

$$\varepsilon = \frac{V_0}{V} = \frac{V - V_p}{V} = 1 - \frac{V_p}{V} = 1 - \frac{\rho}{\rho_p} \quad (1-2)$$

式中 ε —— 颗粒堆积孔隙率；

V_0 —— 颗粒间孔隙体积， m^3 ；

V —— 颗粒堆积总体积， m^3 ；

V_p —— 颗粒真实体积， m^3 ；

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(1-2)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。

3. 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：

$$\Phi_s = \left(\frac{\text{圆球表面积}}{\text{颗粒表面积}} \right)_{\text{二者体积相同}} \quad (1-3)$$

对于球形颗粒， $\Phi_s = 1$ ；其它形状颗粒， $0 < \Phi_s < 1$ 。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， $\Phi_s = 0.827$ ；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：

$$a = \frac{\text{固体颗粒表面积}}{\text{固体颗粒体积}}$$

若为单一颗粒，则：

$$a' = \frac{\pi d_p^2 / \Phi_s}{\pi d_p^3 / 6} = \frac{6}{\Phi_s d_p} \quad (1-4)$$

若为固体颗粒堆积层，则：

$$a = \frac{n \pi d_p^2 / \Phi_s}{n \cdot \frac{\pi}{6} \cdot \bar{d}_p^3 / (1 - \varepsilon)} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi_s \bar{d}_p} \quad (1-5)$$

式中 a' —— 单一颗粒的比表面积， m^2/m^3 ；

a —— 颗粒层的比表面积， m^2/m^3 ；

- \bar{d}_v ——颗粒平均直径, m;
- d_v ——颗粒直径, m;
- Φ_s ——颗粒表面形状系数;
- n ——颗粒数目;
- ϵ ——颗粒堆积孔隙率。

第二节 流化床的流体力学

一、流化床的压降

图1-2中所示流体空管速度与流体阻力的关系, 是理想流化曲线。实际上气体流化床中的压降与气体空管速度的函数关系并非如此简单。图1-6为均匀粒径的砂粒以空气为介质时, 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(在对数坐标系中), 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 (固定床层孔隙率)增至 ϵ_c (临界状态孔隙率), 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, 这可从流化床力的平衡关系得出。

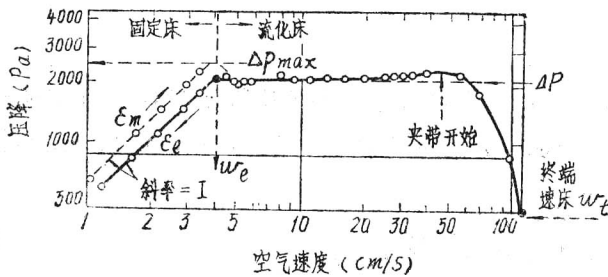


图 1-6 气体流化床压降与气流速度的关系



图 1-7 流化床力的平衡

当床层达到流化床阶段时, 固体颗粒受力情况如图1-7所示, 它所受的力为向上的流体阻力和浮力, 以及向下的重力。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:

$$\Delta P F + f = W \quad (1-6)$$

式中 ΔP ——流化床压降, Pa;

F ——床层断面积, m^2 ;

f ——浮力, N;

W ——重力, N。

由式(1-6)可得:

$$\Delta P F + FL(1 - \epsilon)\rho_f g = FL(1 - \epsilon)\rho_v g$$

化简得:

$$\Delta P = L(1 - \epsilon)(\rho_v - \rho_f)g \quad (1-7)$$

式中 L ——床层厚度, m;

其余符号意义同前。

若在气体流化床中，且工作压力不太高时，由于 $\rho_p \gg \rho_f$ ，则式(1-7)可简化如下：

$$\Delta P = L(1 - \varepsilon)\rho_p g \quad (1-8)$$

由式(1-8)可以看出，其压降近似等于单位面积床层的重力，也就是床层的静压强。

但是由于固体颗粒之间、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，并高于床层的静压强。

由床层压降随流速的关系可知，当达到临界状态时，气流速度是固定床和流化床的分界速度，这时床层的压降亦是固定床和流化开始时的床层压降，且在整个流化床阶段可以近似认为其床层压降不变，因此可用临界速度时固定床的压降代替流化床的压降。

固定床压降，在大量实验的基础上，已得到很多的经验公式，最常用的计算公式如下。

当颗粒为均匀直径时：

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P_m}{L_m} = & 150 \times \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \times \frac{\mu w}{(\Phi_s d_p)^2} + 1.75 \\ & \times \frac{1 - \varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \times \frac{\rho_f w^2}{\Phi_s d_p}, \text{ N/m}^3 \end{aligned} \quad (1-9)$$

式中 ΔP_m ——固定床压降，Pa；

L_m ——固定床层厚度，m；

ε_m ——固定床层孔隙率；

w ——流体速度（空管），m/s。

当颗粒为非均匀直径时，将 d_p 代之以平均颗粒直径 \bar{d}_p ，上式仍可使用。

式(1-9)中右边第一项为粘性损失，第二项为动能损失^①。

当雷诺准数小至一定值时，粘性损失占主导地位，而动能损失可以忽略。即：

$$\text{若} \quad \text{Re}_p = \frac{w \bar{d}_p \rho_f}{\mu} < 20$$

则式(1-9)可简化为：

$$\frac{\Delta P_m}{L_m} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu w}{(\Phi_s \bar{d}_p)^2}, \text{ N/m}^3 \quad (1-9a)$$

当雷诺准数大到一定值时，动能损失占主导地位，而粘性损失可以忽略。即：

$$\text{若} \quad \text{Re}_p = \frac{w \bar{d}_p \rho_f}{\mu} > 1000$$

则式(1-9)可简化为：

$$\frac{\Delta P_m}{L_m} = 1.75 \times \frac{1 - \varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \times \frac{\rho_f w^2}{\Phi_s \bar{d}_p}, \text{ N/m}^3 \quad (1-9b)$$

若雷诺准数为20~1000，式(1-9)右边两项都需考虑，必须使用式(1-9)。

若达到临界点，这时的压降即为流化床的压降。

① 详见参考文献[2]。

二、临界流化速度

如上所述，当固定床达到临界状态时，其压降即为流化床压降，则式(1-9)为：

$$\frac{\Delta P_c}{L_c} = 150 \times \frac{(1-\varepsilon_c)^2}{\varepsilon_c^3} \times \frac{\mu w_c}{(\Phi_s \bar{d}_p)^2} + 1.75 \times \frac{1-\varepsilon_c}{\varepsilon_c^3} \times \frac{\rho_f w_c^2}{\Phi_s \bar{d}_p} \quad (1-10)$$

式中 ΔP_c ——临界状态压降，Pa；
 L_c ——临界状态床层厚度，m；
 ε_c ——临界状态床层孔隙率；
 w_c ——临界状态流体速度（空管），m/s。

将式(1-7)用临界状态表示时，其压降为：

$$\frac{\Delta P_c}{L_c} = (1-\varepsilon_c)(\rho_p - \rho_f)g \quad (1-7a)$$

使式(1-10)和式(1-7a)右边相等并经整理后得：

$$\frac{1.75}{\Phi_s \varepsilon_c^3} \left(\frac{\bar{d}_p w_c \rho_f}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_c)}{\Phi_s^2 \varepsilon_c^3} \left(\frac{\bar{d}_p w_c \rho_f}{\mu} \right) = \frac{\bar{d}_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (1-11)$$

式(1-11)为 w_c 的二次方程式。

当 $Re_p < 20$ 时，式(1-9)可简化为式(1-9a)，同理，式(1-11)可简化为：

$$w_c = \frac{(\Phi_s \bar{d}_p)^2}{150} \cdot \frac{\rho_p - \rho_f}{\mu} \cdot g \left(\frac{\varepsilon_c^3}{1-\varepsilon_c} \right) \quad (1-11a)$$

当 $Re_p > 1000$ 时，式(1-9)简化为式(1-9b)，同理，式(1-11)可简化为：

$$w_c^2 = \frac{\Phi_s \bar{d}_p}{1.75} \cdot \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \cdot g \varepsilon_c^3 \quad (1-11b)$$

上列诸式中的 ε_c 是指临界状态下的孔隙率，它比固定床时的孔隙率略大些，可以近似用任意堆积时的孔隙率代替。表1-1为某些物料的 ε_c 数据，可供参考。

临界条件下的孔隙率 ε_c

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	—	—

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，所以在流化床设计中，最好采用同类型流化床的实际测

定数据。

【例 1-2】 粒径为0.02cm的球形颗粒，其密度为 2500 kg/m³，空气在工作状态下（15°C）的密度为1.23kg/m³，ε_a为0.45，试求其开始流化的临界速度。

【解 1】 查得15°C时空气的粘度为 1.8×10⁻⁴g/cm·s，即 1.8×10⁻⁵kg/m·s；圆形颗粒的 Φ_s=1。根据式（1-11）得：

$$\frac{1.75}{1 \times 0.45^3} \times \left(\frac{0.02 \times 10^{-2} w_e \times 1.23}{1.8 \times 10^{-5}} \right)^2 + \frac{150(1-0.45)}{1 \times 0.45^3} \times \frac{0.02 \times 10^{-2} w_e \times 1.23}{1.8 \times 10^{-5}} = \frac{(0.02 \times 10^{-2})^3 \times 1.23(2500-1.23) \times 9.81}{(1.8 \times 10^{-5})^2}$$

化简为： $1.15w_e^3 + 4w_e - 0.24 = 0$

解得： $w_e = 0.059, \text{ m/s}$

【解 2】 先设 $Re_p < 20$ （有待验证），应用式（1-11a）可得：

$$w_e = \frac{(0.02 \times 10^{-2})^2}{150} \times \frac{2500-1.23}{1.8 \times 10^{-5}} \times 9.81 \times \frac{0.45^3}{1-0.45} = 0.060, \text{ m/s}$$

验证雷诺准数：

$$Re_p = \frac{\bar{d}_p \rho_f w_e}{\mu} = \frac{0.02 \times 10^{-2} \times 1.23 \times 0.060}{1.8 \times 10^{-5}} = 0.82 < 20 \text{ (与假设相符)}$$

三、极限速度

前已述及，流体速度大于临界流化速度、小于极限速度时形成流化床。当流体速度达到极限速度以上时，便成为流体输送阶段，此时大量固体颗粒被流体带出，流体速度的上限即极限速度等于颗粒沉降时的终端速度，即：

$$w_t = \left[\frac{4gd_p(\rho_p - \rho_f)}{3\rho_f C_d} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1-12)$$

式中 w_t ——极限速度或终端速度，m/s；

C_d ——阻力系数。

阻力系数 C_d 系雷诺准数和固体颗粒表面形状系数的函数，通常以实验方法求得。

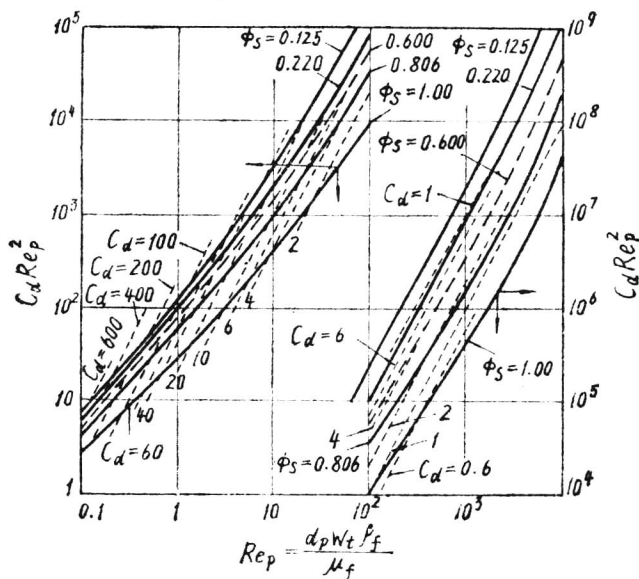


图 1-8 计算在流体中沉降颗粒的终端速度的曲线图

对于任意形状固体粒子其，终端速度可用图1-8求取。图1-8指出了 $C_d Re_p^2$ 和 Re_p 在颗粒表面形状系数 Φ_s 不同的函数关系。

其中： $Re_p = \frac{d_p \rho_f w_t}{\mu}$ (1-13)

则： $C_d Re_p^2 = \frac{4gd_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{3\mu^2}$ (1-14)

式（1-14）右边为一与终端速度无关的数群。在确定 w_t 时，首先从已知项 d_p 、 ρ_f 、 ρ_p 和 μ 求出 $C_d Re_p^2$ 值，然后从图 1-8 中根据颗粒表面形状系数查得相应的 Re_p 值，再用式（1-13）求得终端速度。

对于球形粒子，亦可用数学解析法进行计算。

极限速度与临界流化速度之比 (w_t/w_e)，与固体颗粒直径大小和其粒径分布状况有关，一般波动在10~90之间。 w_t/w_e 之比值是流化床操作灵活与否的一项指标，大颗粒的比值较小，说明它形成流化床的范围窄狭。气体流化床由于易形成勾流和腾涌，其操作范围也很窄狭，特别是均匀的大颗粒，有时很难使床层流化。合理地使用挡板及应用锥形床，上述情况可得到改善。在大颗粒中掺一些细小粒子，也可以改善流化质量和流化范围。

【例 1-3】 试计算在例1-2情况下，流化床的极限速度。

【解】 根据式(1-14)：

$$C_d Re_p^2 = \frac{4G_c^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{3\mu^2}$$

$$= \frac{4 \times 9.81 \times (0.02 \times 10^{-2})^3 \times 1.23 \times (2500 - 1.23)}{3 \times (1.8 \times 10^{-5})^2} = 9.93 \times 10^2$$

由图1-8查得 $Re_p = 21$ ，据式(1-13)，则：

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

【例 1-4】 试计算双层流态烘干机烘干粘土时，上下层临界速度、极限速度和工作速度。已知数据：

平均颗粒粒径：	$\bar{d}_p = 1.563$	mm；
干气体量：	5650	Bm ³ /h ^① ；
下层篦板蒸发水蒸气量：	846	Bm ³ /h；
上层篦板蒸发水蒸气量：	525	Bm ³ /h；
临界状态孔隙率 ϵ_c ：	0.525；	
粘土密度：	2500	kg/m ³ ；
进烘干机烟气温度：	600	°C；
上下层之间气体温度：	320	°C；
烘干机顶上气体温度：	170	°C；
进风机气体温度：	80	°C；
当地大气压：	95960	Pa；
上层篦板规格：	宽0.8m、长2.2m、斜度23%；	
下层篦板规格：	宽0.8m、长2.8m、斜度21.5%。	

【解】 先求下层的临界速度、极限速度和工作速度：

(1) 临界速度 w 。

平均气体量：
$$V = \frac{5650 + (5650 + 846)}{2} = 6073, \text{ Bm}^3/\text{h}$$

气体平均温度：
$$t = \frac{600 + 320}{2} = 460^\circ\text{C}$$

设烟气在标准状况下的密度为 $\rho_0 = 1.3 \text{ kg/m}^3$ ，气体平均密度的计算如下：

进气密度：
$$\rho_1 = 1.3 \times \frac{273}{273 + 600} \times \frac{95960}{101300} = 0.385, \text{ kg/m}^3$$

出气密度：
$$\rho_2 = \left(1.3 \times \frac{273}{273 + 320} \times \frac{5650}{6496} + \frac{18}{22.4} \times \frac{273}{273 + 320} \times \frac{846}{6496} \right) \times \frac{95960}{101300} = 0.54, \text{ kg/m}^3$$

① Bm³即标准立方米，B为标的汉字拼音第一个字母。全书同。

故气体平均密度为：
$$\rho_j = \frac{0.385 + 0.54}{2} = 0.463, \text{ kg/m}^3$$

为简便起见，气体的粘度以空气的粘度代替，查得460°C时空气的粘度为：

$$\mu = 3.4 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$\text{Re}_p = \frac{\bar{d}_p w_e \rho_j}{\mu} = \frac{1.563 \times 10^{-3} w_e \times 0.463}{3.4 \times 10^{-5}} = 21.3 w_e$$

$$\text{Re}_p^2 = (21.3 w_e)^2 = 454 w_e^2$$

将以上数据代入式(1-11)中，则得：

$$\frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_s^2} \cdot \text{Re}_p^2 = \frac{1.75}{(0.9)(0.525)^2} \times 454 w_e^2 = 6100 w_e^2$$

$$\frac{150(1 - \varepsilon_e)}{\phi_s \varepsilon_s^2} \cdot \text{Re}_p = \frac{150(1 - 0.525)}{(0.9^2)(0.525^2)} \times 21.3 w_e = 12950 w_e$$

$$\frac{\bar{d}_p^3 \rho_j (\rho_p - \rho_j) g}{\mu^2} = \frac{(1.563)^3 \times 0.463 \times 2500 \times 9.81 \times 10^{-9}}{(3.4 \times 10^{-5})^2} = 37500$$

即：
$$6100 w_e^2 + 12950 w_e - 37500 = 0$$

$$w_e = 1.636, \text{ m/s}$$

(2) 极限速度 w_t

$$C_d \text{Re}_p^2 = \frac{4g\bar{d}_p^2 \rho_j (\rho_p - \rho_j)}{3\mu} = \frac{4 \times 9.81 \times (1.563)^2 \times 10^{-6} \times 0.463 \times 2500}{3 \times (3.4 \times 10^{-5})^2} = 50000$$

由图1-8查得 Re_p 为190，即：

$$\text{Re}_p = \frac{w_t \rho_j \bar{d}_p}{\mu} = 190$$

$$w_t = \frac{190 \times (3.4 \times 10^{-5})}{0.463 \times (1.563 \times 10^{-3})} = 8.9, \text{ m/s}$$

(3) 工作速度 w

筛板的水平横断面积为：

$$F = 0.8 \times (2 - 8) \times [\cos(\arctg 0.215)] = 2.19, \text{ m}^2$$

故：
$$w = \frac{\frac{6073 \times 733}{273} \times \frac{101300}{95960}}{3600 \times 2.19} = 2.18, \text{ m/s}$$

上层的临界速度、极限速度和工作速度分别以下层的方法求取，结果如下：

(1) 临界速度 $w_e = 1.64 \text{ m/s}$ 。

(2) 极限速度 $w_t = 7.73 \text{ m/s}$ 。

(3) 工作速度 $w = 2.2 \text{ m/s}$ 。

第三节 流化床的质量传递

当在一相(气相、液相或固相)内或在直接接触的两相之间，存在浓度差且未达到平衡状态时，物质发生位置的移动，同时其组成亦随之发生变化，这种过程称为扩散过程，亦称质量传递过程或传质过程。传质过程是一种物理现象。

传质过程和传热过程有许多类似的地方，传热过程的推动力是温度差，而传质过程的推动力是浓度差。参照传热速率公式，可将传质方程式写成如下形式：

$$N_A = KF \Delta y \quad (1-15 a)$$

或
$$N_A = K_p F \Delta P \quad (1-15 b)$$