

流态化原理及其应用

黎强 邱宽嵘 丁玉 编著

中国矿业大学出版社

81.17

774

C.2

流态化原理及其应用

黎强 邱宽嵘 丁玉 编著

中国矿业大学出版社

(苏)新登字第 010 号

内 容 提 要

流态化技术是最近几十年里兴起的一项新技术,已广泛应用于固体燃料的燃烧、煤炭的气化与焦化、固体物料的输送、化工生产中的气固相催化反应、物料干燥、加热与冷却、石油裂解、冶金、环保等领域,而且其应用领域还在不断扩大。本书简要介绍了该技术的发展过程,从流态化床的流动特性、传热特性上介绍流态化的基本原理,从煤燃烧及其它领域两个方面介绍该技术的应用情况。本书可作为大、中专院校师生的教学参考书,也可供有关工程技术人员参考。

责任编辑 马跃龙

技术设计 关湘雯

Z1134/3203

流态化原理及其应用

黎强 邱宽嵘 丁玉 编著

中国矿业大学出版社出版发行

(地址:江苏徐州翟山 221008)

新华书店经销 江苏赣中印刷厂印刷

开本 787×1092 毫米 1/32 印张 9.25 字数 210 千字

1994 年 12 月第 1 版 1994 年 12 月第 1 次印刷

印数 1~1000 册



ISBN 7-81040-279-X

TB·2

定价:9.80 元

目 录

第一章 绪论	(1)
第一节 流态化技术发展简介	(1)
第二节 气固流化床的形成	(5)
一、流态化过程	(5)
二、流态化的实现要素及特点	(10)
三、流化床的基本构造	(13)
四、流态化过程中的不正常现象	(18)
五、气固流化床的一般性评价	(21)
第三节 流态化及其应用技术的分类	(24)
一、流态化状态与判别准则	(24)
二、其它流态化系统	(27)
三、流态化应用技术的一般分类	(31)
参考文献	(37)
第二章 流化床的流体力学特性	(39)
第一节 流化床的流动特性	(39)
一、流化床压降和流速的关系	(42)
二、临界流态化速度	(56)
三、颗粒终端速度	(61)

四、流化床操作的气流速度	(67)
第二节 流化床中的气泡	(68)
一、鼓泡床中的气泡	(69)
二、气泡的模型	(76)
第三节 流化床中的颗粒运动和混合	(84)
一、流化床中的颗粒运动	(84)
二、流化床中的颗粒运动模型	(86)
第四节 流化床中气体的运动	(92)
一、流化床中气体的扩散运动	(92)
二、流化床中的气体交换模型	(93)
第五节 快速流态化	(99)
一、快速流态化的存在范围	(100)
二、快速流态化流动模型	(103)
三、快速流化床的压降及速度	(106)
参考文献	(112)
 第三章 流化床中的传热	(114)
第一节 概述	(114)
一、导热	(114)
二、对流	(115)
三、辐射	(116)
四、传热过程	(117)
第二节 流体与固体间的传热	(120)
一、单颗粒的传热	(120)
二、固定床中的传热	(124)
三、流化床中的传热	(125)

第三节	流态化床层与壁面间的传热·····	(131)
一、	液体流态化床层与壁面间的传热·····	(132)
二、	气体流态化床层与壁面间的传热·····	(133)
三、	流态化床层与壁面间传热的 影响因素·····	(145)
四、	流态化床层与壁面间的传热机理·····	(147)
第四节	流态化燃烧的传热分析·····	(152)
一、	流态化燃烧的传热过程·····	(153)
二、	影响流化床传热过程的因素·····	(155)
三、	流化床中传热系数的测定方法·····	(158)
参考文献	·····	(163)
第四章	流态化燃烧 ·····	(165)
第一节	概述·····	(165)
第二节	煤的流态化燃烧机理·····	(167)
第三节	流化床锅炉·····	(172)
一、	鼓泡流化床锅炉·····	(172)
二、	循环流化床锅炉·····	(175)
第四节	流化床锅炉的设计·····	(188)
一、	布风装置的设计·····	(188)
二、	鼓泡流化床设计中的几个问题·····	(195)
三、	循环流化床锅炉设计·····	(198)
第五节	流化床燃烧脱硫·····	(211)
一、	脱硫反应特性·····	(211)
二、	鼓泡床采用飞灰循环对脱硫效率的 影响·····	(221)

三、循环流化床燃烧脱硫	(225)
第六节 增压流化床燃烧	(227)
一、概述	(227)
二、增压流化床燃煤联合循环	(230)
三、PFBC—CC 技术的现状	(231)
四、PFBC—CC 技术在我国的发展情况	(235)
五、PFBC—CC 技术发展前景	(235)
参考文献	(240)

第五章 流态化技术在其它领域中的应用

第一节 流态化技术用于煤的气化和焦化	(242)
一、流化床气化	(242)
二、流态化用于煤的焦化——低温干馏	(253)
第二节 流态化技术在选煤工业中的应用	(258)
一、概述	(258)
二、空气重介干法分选原理	(259)
三、空气重介干法分选工艺过程	(262)
第三节 流态化技术用于煅烧水泥熟料	(271)
一、概述	(271)
二、流态化低温煅烧水泥熟料的 基本原理	(273)
三、流态化低温煅烧水泥熟料的 其它问题	(278)
第四节 流态化技术在石油化工生产中的 应用	(282)
一、流化床催化裂化生产石油制品	(283)

二、流化床合成反应生产苯酐	(287)
三、流态化冷却技术的应用	(288)
四、硫铁矿焙烧	(291)
五、明矾石焙烧	(293)
参考文献	(297)
后记	(299)

第一章 绪 论

流态化是固体流态化的简称,即依靠流体流动的作用使固体颗粒悬浮在流体中或随流体一起流动的过程。固体流态化技术(以下简称为流态化技术)现已普遍应用于固体燃料的燃烧、煤的气化与焦化及化工生产中的气固相催化反应、物料干燥、加热与冷却、吸附和浸取、固体物料的输送等领域,成为跨学科发展的应用技术。近年来,人们在低温煅烧水泥熟料、煤炭干法分选等领域也尝试利用流态化技术,获得了较好的效果。本书将一般性介绍流态化的形成、应用技术分类、流动特性、流态化床(也简称为流化床)中的传质传热过程以及该技术在燃烧领域和其它领域的应用情况。

第一节 流态化技术发展简介

流态化技术究竟何时出现、为何人所创?目前尚无定论。因为人类的文明史已有数千年之久,早先的淘金、冶炼,甚至淘米、扬簸等都可看成是流态化技术在生产和生活中的应用。目前为人们公认的流态化技术首次较大规模的工业应用始于1926年。当时德国科学家温克勒(Fritz Winkler)在洛伊纳(Leuna)建成第一台实用的常压流化床气化发生炉,用于粉煤

气化。该法于1922年获得德国专利。1926年建成投产了第一台煤气发生炉。该炉高13m,截面积12m²。在此以前,工业生产中制造水煤气的最常用的方法是将块煤放在卧式或立式炉内通入空气及水蒸汽进行气化,称为固定床气化。这种固定床气化炉中使用的煤块要求有一定的尺寸,而且要均匀。而煤矿开采出来的不光是块煤,还有大量的煤粉。随着采掘机械化水平的不断提高,原煤中的末煤含量不断增多。对于劣质煤,如泥煤、褐煤,其中煤末的含量更多,于是就形成了日趋紧张的块煤供应不足与大量造气需要之间的矛盾。人们分析了固定床中的气化过程,发现煤粉间的空隙率小,气体通过的阻力很大,无法进行适宜的操作,而且固定床中颗粒之间、颗粒与气化剂之间、床层物料与器壁之间的传热效果较差,不适合高放热的气化反应过程。在此分析的基础上经过大量的研究、改进,终于提出了流化床粉煤造气法。

本世纪40年代,由于第二次世界大战的影响,航空汽油的需求量剧增。当时石油炼制工业中主要的炼油方法是采用固定床催化裂化;催化剂在反应器内不动,反应过程和催化剂的再生过程交替地在同一设备内进行,属于间歇操作,且催化剂的寿命也较短,需要不断地再生。为进行连续生产,不得不采用两套装置,轮流操作,致使操作麻烦,设备的生产能力也受到很大限制。为了解决这个矛盾,美国麻省理工学院(MIT)和美孚石油公司(SOD. Co)率先推出了流化催化裂化装置(FCC)以取代传统的固定床法(Houdry)生产。第一台工业化规模的SOD—I型流化催化裂化装置于1942年建成。该装置采用石油蒸气为流态化介质,使催化剂粒子呈流态化运动,设备的传热效果明显改善,结构更为简化,处理能力大大增加。

催化剂可以自动连续地由反应器流到再生器,再由再生器流到反应器,实现了生产的连续化,成为石油催化裂化的新工艺,在石油工业中得到了广泛的应用。采用这种新工艺的另一个优点是不需要使用成型的催化剂颗粒,使用粒度较小的粉状催化剂即可,因而催化剂的生产成本明显降低。

从40年代中期开始,美国和加拿大等地出现了流态化焙烧装置,用于黄铁矿、石灰石等物料的焙烧或煅烧。这可以视为流态化燃烧技术的开始。

近几十年来,流态化技术的应用与研究更趋广泛,不仅应用于石油炼制,而且在化工、冶金、制药、燃烧与动力、环保等领域均得到了广泛的重视和开发应用。

我国在本世纪50年代初期,就开展了对流态化技术及其应用的研究工作,最早的应用实例就是流态化焙烧。1955年南京化学工业公司采用流态化技术焙烧黄铁矿(本书第五章将介绍这一焙烧原理)以生产 SO_2 并制造 H_2SO_4 。

1957年我国在辽宁葫芦岛采用流态化装置焙烧精锌矿以生产 ZnO 和 SO_2 ,获得成功。

50年代末,我国首次从原苏联获得了流态化床生产苯酐的技术,采用一个直径3m的反应器,可使生产能力达到800t/a。

1965年沈阳化工研究院与大连染料厂合作,成功地开发了流态化冷凝技术,在年产6000t苯酐生产系统中,应用达8年之久。同年,我国建成了第一台自行设计和制造的流态化催化裂化装置,生产能力为150t/h,随后又建成了一些规模更大的装置。

50年代中期,采用新型的全沸腾风帽式流态化技术(风帽是实现流态化所需的一种部件,将在后边专门介绍)用于固体煤颗粒的燃烧,获得良好的效果,因而许多国家开始重视这方面的工作。在燃烧技术领域,往往称这种全风帽式沸腾燃烧炉为“第一代沸腾炉”。1973年的石油危机客观上促进了这种煤燃烧技术的发展。这种燃烧方式有非常广泛的燃烧适应能力,可燃用一般的锅炉燃料,也可燃用一些其它的固体燃料,如无烟煤、贫煤、褐煤、石煤、矸石、页岩、蔗渣等。

1975年,原西德鲁奇(Lurgi)公司在第一代风帽式全沸腾炉(也称鼓泡床燃烧炉)的燃烧装置中引入炉外分离装置,使燃烧效率大大提高,这就是第二代沸腾炉——循环床沸腾燃烧锅炉。设置的分离装置可较好地实现气、固分离,使未燃尽的固体颗粒得以重新回到炉内燃烧,因而燃烧效率大大提高。

1979年,芬兰生产出第一台20t/h商业化的循环流化床锅炉,实现了循环流化床的工业应用。几乎同时,原西德的鲁奇公司与拔伯葛(Babcock)公司联合研制的270t/h循环流化床锅炉在燃料适应性、燃烧效率、脱硫效率、固氮效率、负荷调节宽度等方面均取得了惊人的成功,解决了流态化燃烧装置的大型化问题,使流态化燃烧技术成为较有前途的清洁、高效的固体燃料燃烧技术。目前世界上已投运的最大的循环床锅炉位于美国科罗拉多州(Colorado)的纽科拉(Nucla)电站,单台蒸发量420t/h,蒸汽压力106bar(11MPa),汽温540℃,配110MW汽轮发电机组。自1987年投运以来,情况良好。

我国自1964年开始流态化燃烧技术的研究工作。1965

年清华大学与广东茂名石油公司研制出我国第一台燃烧油页岩的风帽式流化床锅炉,至今已有近30年。目前,2~130t/h容量的鼓泡床(即流态化床或流化床)锅炉在我国已有2000多台,约占全国工业锅炉蒸发量的1%。由于我国燃料构成的特殊性,因而发展固体煤燃料的流态化燃烧技术有着特殊的意义。

进入80年代以来,我国也开始重视循环床燃烧技术的研究工作,继35t/h循环床沸腾炉1988年11月在山东明水热电厂投运之后,75t/h循环床锅炉及燃烧煤泥的35t/h循环床锅炉均已列为国家科技攻关计划或工业示范项目,有些项目已完成并投入使用。

第二节 气固流化床的形成

一、流态化过程

在垂直的管中装入固体颗粒(图1-1),气体自下而上通过颗粒床层,随着气体流速逐渐增大,管中的固体颗粒将出现以下三种状态。

1. 固定床阶段

如图所示,垂直管状容器中盛有固体颗粒物料,当没有气流作用时,静止料层的高度 L_0 ,床层空隙率 ϵ_0 。床层空隙率的定义为:

$$\text{空隙率 } \epsilon = \frac{\text{床层体积} - \text{固体颗粒的总体积}}{\text{床层体积}}$$

当有气流通入(底部通入气流,方向向上)且气速较低时,

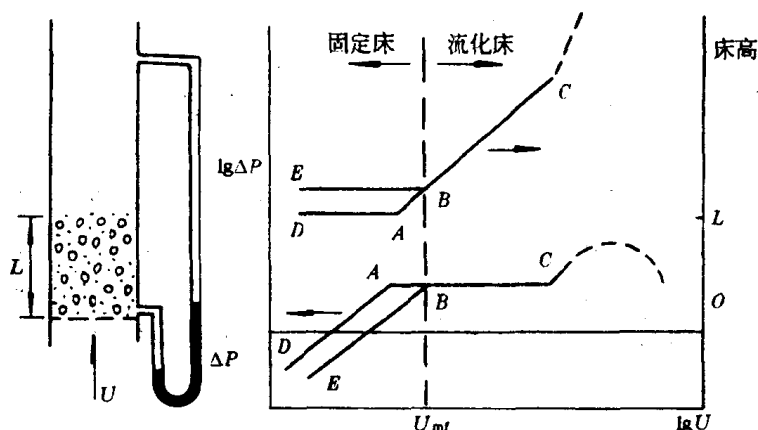


图 1-1 流态化过程曲线

床层高度基本不变,仅上界面处的部分细粒物料略有松动。气体此时对颗粒的作用力(称为曳力,方向向上)较小,颗粒间仍保持紧密接触,静止不动,气体穿过颗粒间隙到达床层上部。这时的颗粒床层即构成固定床。如在床层上下端面通以 U 形管差压计,测量沿整个床层高度气流压降(等于床层对气流的阻力,即料层阻力)与气流速度的关系,可以发现该压降值基本随气速增大而单调增加,如图 1-1 中 $D \rightarrow A$ 段曲线所示。

2. 流态化床阶段

也称流化床阶段。当气流速度逐渐增大时,气流对颗粒的曳力也逐渐增大,当该气速增大至某一定值时,固体颗粒达到受力平衡,即:

气流对颗粒的曳力 + 气流对颗粒的浮力 = 颗粒的重力

此时, 固体颗粒有可能在床层中自由浮沉。只是由于固定床阶段颗粒紧密接触, 彼此有嵌顿、搭桥现象, 因而床层有可能不是一下子全部疏松、颗粒全部浮起。上述受力平衡还可以描述为

压降 ΔP = 单位截面积上床层物料的重量

这样的受力平衡点对应图中的 A 点。当风速继续增大至某一量值(称 U_{mf})时, 床层几乎是在瞬间达到充分膨胀, 床层高度明显增大, 颗粒间出现明显的杂乱无章的剧烈运动, 如同翻滚沸腾的液体。这就是流态化床阶段。通常称开始出现流态化的状态点(B 点)为起始流化点或临界流化点, B 点对应的气流速度 U_{mf} 称为临界流态化速度(m/s)。

在理想的流态化实验中, A 点和 B 点对应的料层阻力极为接近, 此时 $L > L_0$, $\epsilon > \epsilon_0$, L 和 ϵ 分别为实际料层(或床层)高度、床层空隙率。

$$\epsilon = \frac{V_L - V_s}{V_L} = 1 - \frac{V_s}{V_L}$$

式中 V_L ——实际膨胀后的床层体积, $V_L = AL$, A 为床的截面积;

V_s ——固体颗粒的体积, 在流态化阶段前后, V_s 保持不变。

如要确定临界流态化时的床层空隙率 ϵ_{mf} , 可根据 V_s 不

变的特性加以确定,即

$$V_S = L_{mf} A (1 - \epsilon_{mf}) = L_0 A (1 - \epsilon_0)$$

$$\epsilon_{mf} = 1 - \frac{L_0}{L_{mf}} (1 - \epsilon_0)$$

只要测得膨胀后的床层高度 L_{mf} , 即可确定 ϵ_{mf} 。由以上关系可以得出 $\epsilon_{mf} > \epsilon_0$ 。

实验还表明, 当气流速度超过 U_{mf} 后, 床层高度 L 继续增大, 空隙率变大, 差压计测得的料层阻力 ΔP 基本保持在临界值, 即图中的 $A \rightarrow B \rightarrow C$ 曲线近似保持水平。当气速继续增大 (如 $U > U_c$) 时, 由于颗粒间剧烈的摩擦碰撞及颗粒与器壁的剧烈摩擦, ΔP 会略有增加 (如图中虚线段所示)。如以气流速度来划分, 则 $U_{mf} \leq U < U_c$ 对应正常流态化阶段。

U_{mf} 的定量计算还有待进一步研究, 目前较多的仍是经验关联式 (将在第二章详细讨论)。

如在正常流态化后, 逐渐减小气速, 则床层高度相应变小, ΔP 基本不变。当 $U < U_{mf}$ 后, 床层基本恢复原始高度 L_0 , 料层阻力随气速 U 的降低而同步减小, 但颗粒间的空隙率稍大于固定床初始阶段的 ϵ_0 。

有些研究表明, A 、 B 两点对应的气流速度相差不大。由于床中固体物料初始装入时的空隙率 ϵ_0 与流态化后逐步减小气速得到的固定床层空隙率 ϵ_0' 不完全相同, 颗粒间嵌顿、搭桥的程度不同, 因而 U 增大阶段的阻力曲线 $D \rightarrow A \rightarrow B \rightarrow C$ 与 U 减小阶段的阻力曲线 $C \rightarrow B \rightarrow E$ 略有差异。

当 $U > U_c$ 后继续增加气速, 这就到了气力输送阶段。

3. 气力输送阶段

在正常流态化阶段, 由于固体颗粒大小不一, 会有一些细

小颗粒在曳力、浮力作用下被气流带出床外,但运动的固体物料仍可形成一定的上界面(如同液体沸腾时的表面)。当 $U > U_c$ 后,被带出的物料逐渐增多,甚至一些大颗粒也被带出,原有的床层上界面逐渐消失,对应的料层阻力急剧减小。这就是气力输送状态。

气力输送也称为气流床。当 U 很大时,气流对固体颗粒的携带能力也很大。这时的单颗粒受力关系为:

$$\begin{aligned} & \text{气流对颗粒的曳力} + \text{气流对颗粒的浮力} \\ & > \text{颗粒受到的重力} \end{aligned}$$

总结上述讨论,就有

① 按单颗粒受力关系考虑

$$\begin{aligned} & \text{气流对颗粒的曳力} + \left\{ \begin{array}{ll} < \text{颗粒受到的重力} & \text{对应固定床} \\ = \text{颗粒受到的重力} & \text{对应流化床} \\ > \text{颗粒受到的重力} & \text{对应气流床} \end{array} \right. \\ & \text{气流对颗粒的浮力} \end{aligned}$$

② 按床层压降考虑

$$\begin{aligned} & \text{单位床截面积} \left\{ \begin{array}{ll} > \Delta P & \text{对应固定床} \\ = \Delta P & \text{对应流化床} \\ < \Delta P & \text{对应气流床} \end{array} \right. \\ & \text{上物料的重量} \end{aligned}$$

需要说明的是:

第一,上述划分不是十分严格的。例如在固定床阶段,当气速较高 ($U < U_{mf}$) 时,固定床上方已有一些细小的固体颗粒进入流态化运动状态,且满足单颗粒受力平衡关系。后边还将介绍划分上述三种状态的其它经验公式。