

LIUHUACHUANG RANSHAO JISHU
JI YINGYONG

流化床燃烧技术 及应用

程祖田 主编
韦迎旭 孟胜利 潘 诚 参编

 中国电力出版社
CHINA ELECTRIC POWER PRESS

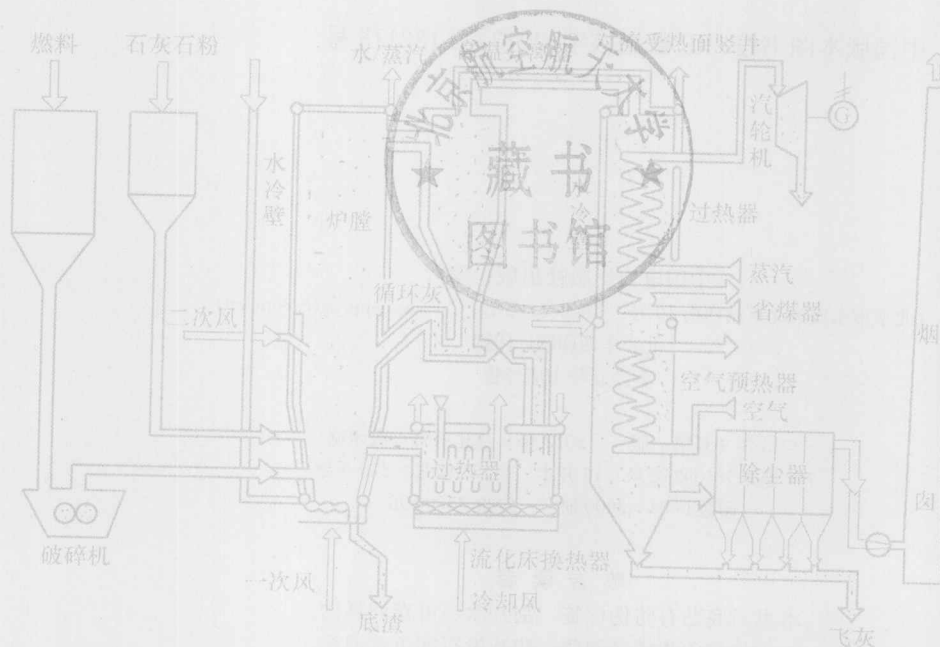
014007176

TK229.6
01

LIUHUACHUANG RANSHAO JISHU
JI YINGYONG

流化床燃烧技术 及应用

程祖田 主编
韦迎旭 孟胜利 潘 诚 参编



北航

C1690281



中国电力出版社
CHINA ELECTRIC POWER PRESS

TK229.6
01

内 容 提 要

本书总结了作者多年从事流化床燃烧及锅炉研究和开发工作的成果,并参考了国内外有关文献,全书共分为六章,重点介绍流化床燃烧技术的基本理论知识和技术应用,包括流化床燃烧技术的特点及发展过程;流态化现象、两相流化理论等流化床基本理论知识;煤在流化床中的燃烧过程及特性;硫氧化物、氮氧化物及烟尘等污染物的排放及控制;流化床技术在沸腾床锅炉、循环流化床锅炉及增压流化床锅炉的应用;煤矸石、洗煤泥、石油焦、油页岩、污泥及生物质等在流化床中的燃烧特点等内容。

本书可供从事流化床锅炉运行、检修等操作人员以及从事能源与动力相关行业的人员学习和交流使用,也可供高职高专院校热能动力工程和电厂集控运行专业的师生参考。

图书在版编目(CIP)数据

流化床燃烧技术及应用/程祖田主编. —北京:中国电力出版社, 2013.9

ISBN 978-7-5123-3889-0

I. ①流… II. ①程… III. ①流化床-锅炉燃烧 IV. ①TK229.6

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2013)第 132118 号

中国电力出版社出版、发行

(北京市东城区北京站西街 19 号 100005 <http://www.cepp.sgcc.com.cn>)

北京丰源印刷厂印刷

各地新华书店经售

*

2013 年 9 月第一版 2013 年 9 月北京第一次印刷

787 毫米×1092 毫米 16 开本 11.75 印张 279 千字

印数 0001—3000 册 定价 35.00 元

敬告读者

本书封底贴有防伪标签,刮开涂层可查询真伪
本书如有印装质量问题,我社发行部负责退换

版 权 专 有 翻 印 必 究



前言

煤炭资源的利用是我国能源消费的主力军,一直占据 70% 以上的比重。常规的燃煤发电或供热给大气环境和生态环境带来了严重的污染和破坏。因此,树立正确的科学发展观,不断创新,提高科技实力和技术装备,不断提高能源利用效率,节能减排,是能源利用行业必须重视并且着重发展的方向,也是实现我国能源工业可持续发展的必然要求。

对于煤炭和其他劣质燃料的高效利用,近年来国内外学者提出了多种新兴技术,并且有很多技术已经成熟和大规模商业化推广。流化床燃烧是近五十多年来发展起来的最新燃烧技术之一,并已广泛应用于固体燃料的燃烧,特别是用于煤的燃烧发电。为了便于工程技术人员了解流化床燃烧技术涉及的基本理论知识及其在工业中的应用,便于该领域人员的技术学习和交流,特编写本书。

本书介绍了流化床的基本理论,包括固体颗粒的基本属性、流态化现象、流态化过程中的流体动力学特性、两相流化理论及传热特性等,重点介绍了煤在流化床中燃烧的基本理论、基本过程、燃烧特性及数学模型,在流化床燃烧污染物排放与控制方面介绍了硫化物、氮氧化物、烟尘及可燃物的排放与控制,同时,对流化床燃烧技术在沸腾床锅炉、循环流化床锅炉和增压流化床锅炉中的应用进行了介绍分析,并尽可能地反映了其他劣质固体燃料,如煤矸石、洗煤泥、石油焦、油页岩、污泥、生物质等在流化床中的燃烧或混烧。

本书由河南省电力勘测设计院程祖田任主编,其中,第一章由韦迎旭编写,第三章由潘诚编写,第四章由孟胜利编写,第二、五、六章由程祖田编写。全书由程祖田统稿。

本书在编写过程中,总结分析了国内外流化床燃烧技术的最新发展状况,融入了作者及其团队在流化床锅炉设计和研究方面的重要经验,谨此向有关参编人员和单位致以衷心的感谢,由于作者水平所限,不足之处在所难免,敬请读者给予批评、指正。

目录

前言

第一章 概述	1
第一节 流化床的发展概况	1
第二节 流化床燃烧技术及其特点	2
第二章 流化床内流动的基本理论	11
第一节 固体颗粒的基本定义及特征	11
第二节 流态化现象及形态	16
第三节 流化床内的流体动力学特性	23
第四节 流化床内的两相流化理论	37
第三章 流化床内燃烧的基本理论	47
第一节 燃料及燃烧的基本理论	47
第二节 流化床内煤粒燃烧的特点	59
第三节 煤粒的破碎及挥发分的析出过程	61
第四节 悬浮段炭粒燃烧特性	68
第五节 流化床内煤粒燃烧的数学模型	70
第四章 流化床燃烧污染物的排放与控制	78
第一节 环境质量与大气污染物的排放标准	78
第二节 SO_x 的排放与控制	83
第三节 NO_x 的排放与控制	88
第四节 烟尘及可燃物的排放与控制	91
第五节 流化床灰渣的综合利用	92
第五章 流化床燃烧技术的应用	95
第一节 简介	95
第二节 沸腾床锅炉	98
第三节 循环流化床锅炉	104
第四节 增压流化床锅炉	138

第六章 劣质固体燃料在流化床内的燃烧.....	142
第一节 煤矸石与洗煤泥的流化床燃烧.....	142
第二节 石油焦的流化床燃烧.....	151
第三节 油页岩的流化床燃烧.....	156
第四节 污泥与固体燃料的流化床混烧.....	161
第五节 生物质的流化床燃烧.....	174
参考文献.....	182

概 述

第一节 流化床的发展概况

流化床燃烧锅炉具有许多优点，如对煤的适应性强，这种燃烧方式既能燃烧低热值煤，也能燃烧优质煤；污染物排放控制特性好，燃烧高硫煤时，床料中加入石灰石，能使 SO_2 的排放达到排放标准，低温燃烧 NO_x 的排放能达到排放要求；负荷的调节范围和变化速率大；灰渣的活性好，含碳量低，易于实现灰渣的综合利用；近年来的实践证明，流化床燃烧技术还易于实现对旧锅炉和超龄锅炉的改造。

流化床燃烧是处在煤的层燃燃烧和煤粉燃烧之间的一种燃烧方式。它兼有这两种燃烧方式的优点，同时克服了它们的某些缺点，是一种很有发展前景的燃烧方式。在煤燃烧技术发展的历史上，流化床燃烧是近五十多年来发展起来的最新燃烧技术之一。自工业革命以来，随着工业的发展，各种不同的煤燃烧技术的开发和发展均有其当时的时代背景。在 19 世纪 80 年代，随着蒸汽机的发明，开发出了固定床层燃技术，至此，中国工业锅炉的绝大多数仍然是层燃锅炉。至 20 世纪 30 年代，层燃锅炉已不能满足电力工业对更大容量、更高效率的燃煤锅炉的需求，从而开发出了煤粉燃烧技术。煤粉炉不但可以燃烧各种不同的煤种，并且锅炉效率能达到 90% 以上，煤粉炉的单机最大容量已达 1300MW。煤粉炉可设计成超（超）临界蒸汽参数的机组，并实现了运行操作的全部自动化。

至 20 世纪中期，工业的迅速发展，包括大量燃煤锅炉在内的工业过程产生了严重的污染问题，迫切要求发展洁净煤技术，包括煤的清洁燃烧技术。在这一历史背景下，除了对煤粉炉开发了许多在炉内和烟气中降低污染物排放的技术外，在 20 世纪 60 年代末至 70 年代初期，流化床煤燃烧技术应运而生。在流化床煤燃烧技术开发的初期，主要是发展了鼓泡流化床技术。在鼓泡流化床技术的基础上，在 20 世纪 70 年代末期，开发出了循环流化床技术。由于鼓泡流化床锅炉和循环流化床锅炉（circulating fluidized bed boiler, CFBB）都是以流态化原理进行工作的，所以它们都属于流化床。

循环流化床锅炉是一种比较成熟的清洁燃烧技术，与常规煤粉锅炉的燃烧相比，具备燃料适应性广、燃烧效率高、炉膛截面积小、负荷变化范围大、燃料制备和给入系统简单以及灰渣利用率高等特点。循环流化床锅炉在国外发展迅速，到 20 世纪末，国际循环流化床锅

炉厂商不断互相兼并,各种循环流化床锅炉技术互相渗透融合发展,目前逐渐形成了美国 Foster Wheeler 公司和法国 Alstom 公司两大循环流化床锅炉技术集团。2009 年,波兰 Lagisza 电厂采用 FW 技术建成紧凑式 460MW 超临界循环流化床直流锅炉并投入商业运行。这是目前世界上投产的第一台超临界循环流化床锅炉,FW 公司完成了超临界 400MW、600MW 和 800MW 的方案设计。Alstom 公司循环流化床技术的特点是外置式换热器和“裤衩腿炉膛结构”,我国三大锅炉厂联合引进 Alstom 的 250~350MW 等级的循环流化床技术,并投运了一批 300MW 等级的循环流化床锅炉,其中,第一台在四川白马电厂投运。Alstom 公司已经完成了 600MW 等级超临界循环流化床锅炉的概念设计。我国从 2006 年开始自主研发 600MW 超临界循环流化床锅炉,2013 年 4 月投入商业运行。

目前,我国已成为世界上循环流化床锅炉数量最多、总装机容量最大、发展速度最快的国家。从 1995 年首台引进型 50MW 循环流化床锅炉投运以来,在短短十几年内,我国完成了从高压、超高压、亚临界到超临界循环流化床技术的过渡,随着世界首台超临界 600MW 循环流化床燃烧锅炉在四川白马电厂成功投入商业运行,标志着我国的大型循环流化床锅炉技术已经走向了世界的前沿。

目前,国际上流化床燃烧技术的发展趋势如下:

(1) 循环流化床锅炉正向大型化和超临界参数发展,同时,CO₂ 近零排放的超临界循环流化床锅炉也是研发的热点。

(2) 正在寻求发展第三代燃烧技术——非常规增压流化燃气、蒸汽联合循环发电,以达到高效率、低污染、低成本的目的。

(3) 采用流化床燃烧新技术,实现对旧锅炉、超龄锅炉改造和电厂扩容,提高效率,减少污染,增强对燃料的适应性,是目前世界各国普遍关注的问题。

第二节 流化床燃烧技术及其特点

一、流化床燃烧技术

燃料的两种经典燃烧方式是固定床燃烧(又称层燃,包括固定炉排、链条炉排等)和悬浮燃烧(例如煤粉燃烧)。固定床燃烧时将燃料均匀地分布在炉排上,空气以较低的速度自

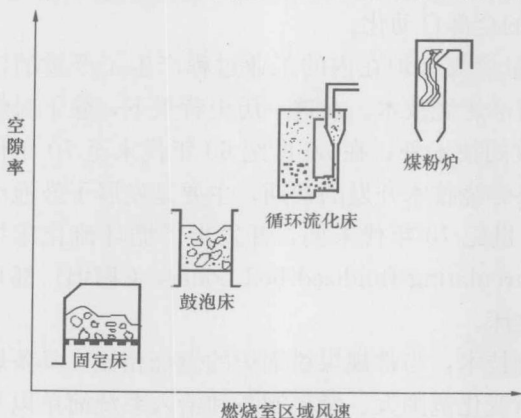


图 1-1 燃烧方式与风速的关系

下而上通过燃料层使其燃烧。悬浮燃烧则是先将燃料(如煤)磨成细粉,然后用空气通过燃烧器送入炉膛,在炉膛空间内作悬浮状燃烧。流化床燃烧则是介于两者之间的一种燃烧方式。在流化床燃烧中,燃料被破碎到一定粒度,燃烧所需的空气从布置在炉膛底部的布风板下送入,燃料既不固定在炉排上燃烧,也不在炉膛空间内随气流悬浮燃烧,而是在流化床内进行一种剧烈的、杂乱无章的、类似于流体沸腾运动状态的燃烧。

燃烧方式与风速的关系如图 1-1 所示,

当风速较低时,燃料层固定不动,表现出层燃的特点。当风速增加到一定值(即最小流化风速或初始流化风速),布风板上的燃料颗粒将被气流“托起”,从而使整个燃料层具有类似流体沸腾的特性。此时,除了非常细而轻的颗粒会均匀膨胀外,一般还会出现气体鼓泡这样明显的不稳定性,形成鼓泡流化床燃烧(又称为沸腾燃烧)。当风速继续增加,超过多数颗粒的终端速度时,大量未燃尽的燃料颗粒和灰颗粒将被气流带出流化床层或炉膛。为将这些燃料颗粒燃尽,可将他们从燃烧产物的气流中分离出来,送回并混入流化床中继续燃烧,进而建立起大量灰颗粒的稳定循环,这就形成了循环流化床燃烧。如果空气流速继续增加,将有越来越多的燃料颗粒被气流带出,而气流与颗粒间的相对速度越来越小,以致难以保持稳定的燃烧。当气流速度超过所有的颗粒终端速度时,就形成了气力输送现象。但若燃料颗粒足够细,则可用空气通过专门的管道和燃烧装置送入炉膛使其燃烧,这就是燃料颗粒的悬浮燃烧。

鼓泡流化床燃烧系统如图 1-2 所示,鼓泡流化床主要存在以下问题:

(1) 由于细燃料颗粒在上部炉膛内未经燃尽即被带出,所以,在燃烧宽筛分燃料时燃烧效率不高,脱硫反应的钙利用率较低。

(2) 床内颗粒的水平方向湍动相对较慢,对入炉燃料的播散不利,影响床内燃料的均匀分布和燃烧效果,也迫使大功率燃烧系统的给煤点布置过多,不利于设备的大型化。

(3) 床内埋管受热面磨损速度过快。

为解决上述问题,20 世纪 60 年代,国外在总结和研究鼓泡流化床锅炉的基础上,开发、研制出循环流化床锅炉,其燃烧系统如图 1-3 所示。如前所述,流化床燃烧的基本原理

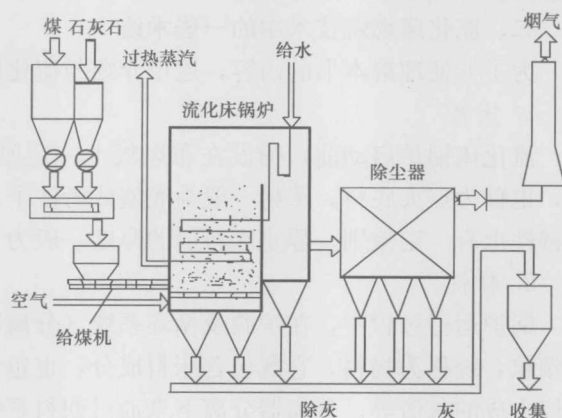


图 1-2 鼓泡流化床燃烧系统

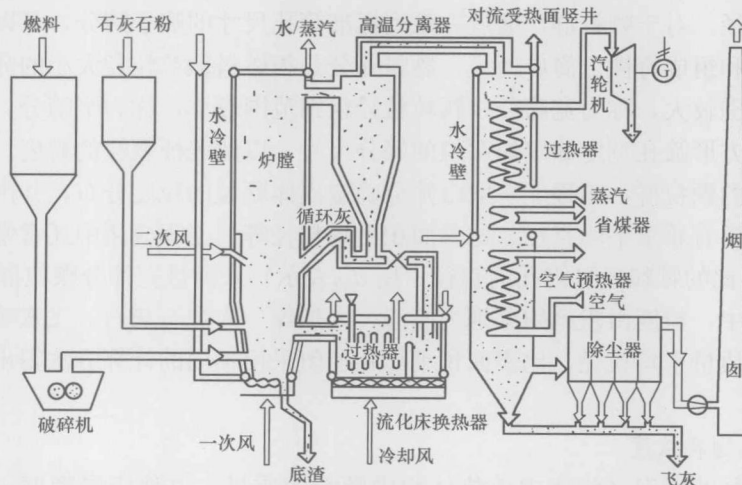


图 1-3 循环流化床锅炉系统

是床料在流化状态下进行燃烧；一般粗颗粒在炉膛下部，细颗粒在炉膛上部。循环流化床锅炉与鼓泡流化床锅炉两者在结构上最明显的区别在于循环流化床锅炉在炉膛上部的出口安装了飞灰循环分离器（多为旋风分离器），将烟气中的高温细固体颗粒分离收集起来送回炉膛。一次未燃尽而飞出炉膛的颗粒可以再次送入炉内循环燃烧，从而大大提高了燃烧效率。同时，脱硫剂也可以在炉内实现多次循环，脱硫效率得到明显提高。简单来说循环流化床锅炉与层燃炉的区别就在于床料和燃料是否在炉膛内循环。

通常，将鼓泡流化床锅炉（沸腾炉）称为第一代流化床锅炉，循环流化床锅炉称为第二代流化床锅炉。

二、流化床燃烧技术中的一些术语

为了方便理解本书的内容，这里介绍与流化床燃烧技术相关的一些基本名称术语。

1. 床料

流化床锅炉启动前，铺设在布风板上一定厚度、有一定粒度要求的固体颗粒，称为床料，也称为点火底料。床料一般为底渣或者沙子。锅炉不同，床料的成分、颗粒大小及其分布特性也有一定差别。静止床料层的厚度一般为 600~1000mm。

2. 物料

锅炉运行过程中，在炉膛及循环系统（分离器、立管、回料系统等）内燃烧或载热的固体颗粒，统称为物料。它既包含床料成分，也包含新给入的燃料、脱硫剂及脱硫产物、燃料燃烧生成的灰渣等。分离器分离下来通过回料系统送回炉膛的这部分燃料称为循环物料。

3. 堆积密度和颗粒密度

将固体颗粒不加约束地自然堆放时单位体积的颗粒质量称为颗粒的堆积密度，用 ρ_t 表示，单位为 kg/m^3 ；单个颗粒的质量与其体积的比值称为颗粒密度或真实密度，用 ρ_p 表示，单位为 kg/m^3 ，煤的真实密度约为 $1300\sim 1700\text{kg}/\text{m}^3$ ，灰的真实密度约为 $2000\sim 2500\text{kg}/\text{m}^3$ 。

4. 颗粒平均粒径

颗粒的平均粒径有多种，对于单颗粒，由于颗粒形状不是标准的球体形状，根据体积相同、表面积相同或表面—体积比相同等，可以分别确定体积平均直径、表面积平均直径和表面—体积平均直径。对于颗粒群，通过一系列标准筛孔尺寸的筛子筛分，可以测定出颗粒群粒径的大小分布和组成特性。简单地说，燃料筛分是指燃料颗粒粒径大小的分布范围。如果颗粒粒径粗细范围较大，称为宽筛分；颗粒粒径粗细范围较小，称为窄筛分。可由筛分将颗粒能通过的最小方形筛孔宽度确定为颗粒的筛分尺寸，以此表征颗粒的粒度。

对于宽筛分的颗粒群，工程上一般由筛分确定固体颗粒的粒度分布，并由此确定颗粒群的平均直径。主要有质量平均直径、比表面积平均粒径等。工程应用中还常常用颗粒的中位径（即 50% 质量比的颗粒通过筛孔的直径，用 d_{50} 表示）来衡量宽筛分颗粒群的粗细程度。

流化床锅炉中，粒度由粗到细分别为底渣、入炉煤、入炉石灰石、飞灰等。同时，同一样品的中位径、质量平均粒径、比表面积平均粒径值采用不同的计算方法得出的数值差别也非常大。

5. 床内固体物料浓度

床内固体物料浓度定义为床内单位体积内颗粒的质量，也称床层密度 ρ_b ，单位为 kg/m^3 ，即

$$\rho_b = \frac{m}{V} \quad (1-1)$$

式中 m ——床内体积为 V 的空间里所含颗粒的总质量, kg;

V ——床内体积, m^3 。

床层密度表示了床内固体颗粒的浓度情况, 通常可以由测量床层两点之间的压差得到。应该注意的是, 在流化床中, 会遇到三个与固体颗粒相关的密度, 即床层密度、固体颗粒的真实密度与堆积密度。后两者分别为颗粒绝对密实状态下物质的密度 (ρ_p) 和自然堆积状态下的密度 (ρ_d , 即 ρ_{b0} , 又称容克)。

6. 空隙率

床料或物料自然堆放时, 在堆积总体积为 V_m 的颗粒中, 颗粒间的空隙占总体积的份额称为空隙率, 也可称为固定床空隙率, 用 ϵ_0 表示。流化床锅炉所有物料堆积时的固定床空隙率通常为 0.4~0.5, 也即堆积的物料中, 40%~50% 的体积份额被空气所占据。

若空隙与颗粒所占的体积份额分别为 V_g 和 V_p , 则有 $\epsilon_0 = \frac{V_g}{V_g + V_p}$, 容易得出

$$\epsilon_0 = \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} = 1 - \frac{\rho_g}{\rho_p} \quad (1-2)$$

在颗粒浓度很高的流化床气固两相流系统中, 常以床层空隙率或流化床空隙率表示气相所占的体积 V_g 与两相流体总体积 V_m 之比, 即

$$\epsilon = \frac{V_g}{V_m}$$

7. 密相区

在流化床锅炉炉膛下部, 颗粒浓度较大, 一般称为密相区。密相区内沿高度方向颗粒浓度逐渐降低。在流化床锅炉中, 一般定义密相区低于二次风喷口高度, 密相区的空隙率为 0.7 左右。

8. 稀相区

在流化床锅炉炉膛上部, 气流中粒子浓度较低, 空隙率为 0.85~0.99, 称为稀相区。稀相区内颗粒浓度比较均匀, 沿炉膛高度颗粒浓度变化比较缓慢。在流化床锅炉中, 一般定义锅炉中部直段 500mm 以上为稀相区。

9. 过渡区

事实上, 密相区至稀相区的转变是逐渐发生的。在密相区和稀相区之间, 颗粒浓度处于沿高度方向快速变化过程中, 存在比较大的扬析与夹带现象, 称为过渡区。

10. 床层差压

床层差压 (实际中通常简称为床压) 是炉内物料在流化状态下形成的密相区静压差, 它既反映了炉内密相区物料处于堆积状态的高度情况, 也反映了密相区物料总量, 具体是指布风板出口静压与稀相区入口静压之差。一定的物料量 (料层高度) 在流化状态下对应一定的床层差压。

11. 炉膛差压

炉膛差压是指稀相区的入口静压与炉膛出口静压的差压, 由这一区域中存在的颗粒形成, 因此, 它是表征炉膛稀相区颗粒浓度的重要物理量。流化床锅炉因燃料和运行状态不

同, 炉膛稀相区颗粒浓度可能有较大的差异, 相应的炉膛差压可能在 $0.2 \sim 2.5 \text{ kPa}$ 之间变化。

实际工作中床压测量有时取布风板出口静压与稀相区出口静压之差, 所测量数值实际上是床层差压和炉膛差压之和, 反应炉膛内总物料量的情况。

12. 流化速度

流化速度一般是指假设床内没有床料时空气通过炉膛的名义速度, 因此也叫空塔速度或表观速度。用 u_0 表示, 单位为 m/s , 即

$$u_0 = \frac{Q}{A} \quad (1-3)$$

式中 Q ——空气或烟气体积流量, m^3/s ;

A ——炉膛截面积, m^2 。

由于实际运行时床内具有一定的固体颗粒, 且各个区域固体颗粒浓度各不相同, 它们会占去部分的空气流通面积。因此, 空气或烟气的实际流通面积小于床面积 A 且随时发生着变化, 流化速度也因此小于气流穿过床层时的实际速度。但是, 引入这一假想的速度, 对于定量表征床内流动的强弱, 对于不同流化床流态的比较, 仍然是非常方便和有效的。可以说流化速度是流化床最重要的特征速度。

13. 临界流化速度

在由固体颗粒组成的床层中, 随着流化风速的增加, 床层压降也增加, 但是当流化风速增加到一定值时, 床层压降达到最大值, 如果继续增大流化风速, 床层压降几乎不变。对应于 $\Delta p_{\max}$ 的流化风速即为临界流化风速, 也叫最小流化速度, 用 u_{mf} 表示, 单位为 m/s 。临界流化速度是使颗粒床层从静止状态转变为流态化时按布风板面积计算的气流速度。

14. 颗粒终端速度 u_t

固体颗粒在静止空气中作初速度为零的自由落体运动时, 由于重力作用, 下降速度逐渐增大, 速度越大, 阻力也越大。当速度增加到某一数值时, 颗粒受到的阻力、重力和浮力将达到平衡, 也即空气对颗粒的阻力等于颗粒的浮重, 颗粒将以等速度向下运动, 这个速度称为颗粒的终端速度, 也叫沉降速度 (或终端沉降速度)。终端速度是颗粒重要的特征速度之一。

15. 断面固体流率 G_s

断面固体流率定义为单位时间内通过床层某一断面单位面积的固体物料量, 用 G_s 表示, 单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 即

$$G_s = \frac{G}{A} \quad (1-4)$$

式中 G ——固体物料质量流率, kg/s ;

A ——床层截面积, m^2 。

16. 固气比 M

固气比定义为通过单位床截面的固体质量流率与气体质量流率之比, 即

$$M = \frac{G_s}{\rho_g u_0} \quad (1-5)$$

式中 G_s ——断面固体流率, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

ρ_g ——气体密度, kg/m^3 ;

u_0 ——气体流速, m/s 。

进一步推导可以得出

$$M = \frac{G_s}{\rho_g u_0} = \frac{G}{A \rho_g u_0} = \frac{G}{G_g} \quad (1-6)$$

式中 G_g ——气体断面总质量流率, kg/s 。

三、流化床燃烧技术的特点

流化床燃烧技术在较短的时间内能得到迅速的发展和应用,是因为它具有一些层燃和煤粉燃烧等常规燃煤技术所不具备的特点。表 1-1 为不同煤燃烧方式的燃烧特性比较,从中可以看出,流化床燃烧有别于其他两种燃烧方式的最突出的特点是燃烧温度低、停留时间长及湍流混合强烈。这些特点给流化床燃烧技术带来一系列其他燃烧方式无法比拟的优点。

表 1-1 不同煤燃烧方式的燃烧特性比较

燃烧特性	层燃	煤粉燃烧	鼓泡流化床	循环流化床
燃烧温度 ($^{\circ}\text{C}$)	1100~1300	1200~1500	850~950	850~950
燃烧尺寸 (mm)	0~50	0~0.2	0~12	0~8
截面烟气流速 (m/s)	2.5~3	4.5~9	1~3	4.5~6.5
燃料停留时间 (s)	~1000	2~3	~5000	~5000
燃料升温速度 ($^{\circ}\text{C}/\text{s}$)	1	10	10	10
挥发分燃尽时间 (s)	100	<0.1	10~50	10~50
焦炭燃尽时间 (s)	1000	~1	100~500	100~500
混合强度	差	差	强	强
燃烧过程控制因素	扩散控制	扩散控制为主	扩散控制为主	扩散控制为主

(一) 流化床燃烧技术的优点

1. 低温动力控制燃烧

流化床燃烧过程中,被流化空气携带离开炉膛的颗粒进入分离器后大部分被分离下来,经过回料系统,返送回炉膛,形成循环燃烧,延长了燃料在炉膛内燃烧停留的时间。由于流化床燃烧的特点,可以在相对较低的燃烧温度下获得与煤粉锅炉较高燃烧温度下同等的燃尽水平。流化床锅炉炉内的温度因受到最佳脱硫温度、 NO_x 排放控制等的限制,其床内温度一般控制在 $850\sim 900^{\circ}\text{C}$ 。这样的温度远低于普通煤粉炉的温度水平,而且低于一般煤的灰熔点,这就免去了灰熔融带来的一系列问题。这样就使得炉内结渣及碱金属析出均比煤粉炉好很多,对灰特性的敏感性减低,高温灰冷却无需很大空间,氮氧化物生成量低,可于炉内组织更加高效的脱硫工艺等。

从燃烧反应动力学角度看,流化床内的燃烧反应在动力控制燃烧区内,相对来说,由于炉内温度不高,并有大量固体颗粒的强烈混合,燃料的燃烧速率主要取决于化学反应速率,这就决定了炉内的温度水平,而扩散与质量传递过程不再是控制燃烧速率的主导因素。流化床燃烧技术的燃尽率可达到 $98\%\sim 99\%$ 。

2. 燃料适应性较好

由于炉膛内存在大量灼热的惰性床料,使得流化床锅炉燃烧过程非常稳定,新加入的燃料在进入炉膛后很快与大量高温床料混合,并很快被灼热床料加热引燃,同时不会对炉温造成明显冲击,因此,流化床燃烧技术具有极好的燃料适应性,几乎对于任何燃料,都可以设计出燃烧这种燃料的流化床锅炉,并保证燃烧过程的稳定和很高的燃烧效率;对于已经存在的流化床锅炉,即使燃料性质在相当大的范围内变化,锅炉仍能保证稳定燃烧。至今,已成功地在流化床锅炉上燃烧过的燃料包括一切种类的煤,其中有高灰分高水分的褐煤,低挥发分的无烟煤,各种煤的煤矸石、洗矸、洗煤泥浆、石煤、各种石油焦、油页岩、泥煤、城市垃圾、油污泥、废轮胎、农林业生物质废料如树皮、木屑、稻壳、甘蔗渣等。流化床锅炉也可用于燃烧各种液体和气体燃料,各种燃料既可以单独燃烧也可以混烧,这是任何其他燃烧方式不能与之相比的。

3. 高效脱硫

流化床低温燃烧的特点使其能够与多数天然石灰石的最佳燃烧脱硫温度相一致。普通鼓泡流化床锅炉添加石灰石后有较好的炉内脱硫效果,使用循环流化床锅炉时脱硫效率比鼓泡流化床锅炉更有效。只要循环流化床锅炉在结构设计上合理、运行操作适当,添加合适品种和粒度的石灰石,脱硫剂化学当量比(钙硫比)为1.5~2.5时,可以达到90%的脱硫效率,而其他燃烧方式的锅炉则很难达到这样的效率。

与炉内燃烧过程不同,脱硫反应进行得较为缓慢。为了让氧化钙(石灰石煅烧后的产物)充分转化为硫酸钙,烟气中的二氧化硫气体必须与脱硫剂有充分长的接触时间和尽可能大的反应比表面积。事实上,脱硫剂颗粒的内部还不能完全反应,越小的颗粒越能得到更高的利用率。在鼓泡流化床锅炉中,气体在燃烧区域的平均停留时间为1~2s。在循环流化床锅炉中则为3~4s。在循环流化床锅炉中石灰石颗粒粒径通常为0.1~0.3mm,而鼓泡流化床锅炉则为0.5~1mm。0.1mm颗粒的反应比表面积是1mm颗粒的10倍以上,再加上石灰石颗粒也参与循环,可反复使用,因此,无论是脱硫剂的利用率还是二氧化硫的脱除率,流化床锅炉都比普通锅炉优越。

4. 氮氧化物(NO_x)排放低

流化床锅炉的另一个特点是氮氧化物排放低。运行经验表明,燃烧常规燃料时,流化床锅炉的 NO_x 排放一般低于 $250\text{mg}/\text{m}^3$ 。流化床锅炉 NO_x 排放低的主要原因是:

- (1) 低温燃烧,燃烧温度一般控制在 $850\sim 900^\circ\text{C}$,此时空气中的氮一般不会生成 NO_x ;
- (2) 分段燃烧,抑制燃料中的氮转化为 NO_x ,并使部分已生成的 NO_2 得到还原。

5. 燃烧强度高,炉膛截面积小

炉膛单位截面积的热负荷高是流化床锅炉的主要优点之一。流化床锅炉的截面热负荷约为 $3\sim 6\text{MW}/\text{m}^2$,接近或高于煤粉炉,同样热负荷下普通锅炉需要的炉膛截面积要比流化床锅炉大2~3倍。

6. 燃料制备、给入系统简单

流化床锅炉设计入炉颗粒一般为10mm以下即可,比煤粉炉的要求低得多。因此,流化床锅炉燃料制备系统不需要配置磨煤机,只需单级或二级破碎装置即可满足要求。同时,流化床锅炉只需要将燃料沿着给料斜管滑入炉膛(配少量播煤风和给煤密封风),系统简单,

没有特殊设计的燃烧器，且可以集中给料，一个给料点可满足约 100t/h 锅炉蒸发量的要求，有利于锅炉大型化。此外，流化床锅炉能直接燃用高水分褐煤（水分达 30% 以上），当燃用高水分褐煤时也不需要专门的处理系统和设备。

7. 灰渣利用率高

流化床的燃烧过程为低温燃烧，同时炉内优良的燃尽条件使得锅炉的灰渣含碳量低，低温燃烧的灰渣易于实现综合利用，如灰渣可作为水泥掺和料或建筑材料，同时，低温燃烧也有利于灰渣中稀有金属的提取。脱硫后含有硫酸钙的灰渣还可以用来制作膨胀水泥。

此外，流化床锅炉还具有传热系数高、可以压火运行、不存在炉内和受热面结渣、不会灭火放炮等优点，其他污染物如 CO、HCl、HF 等的排放量也很低。

(二) 流化床燃烧技术存在的问题

经过十多年不断深入的研究、实践和改进，我国的流化床锅炉已经进入稳步发展阶段，早期普遍存在的磨损、结渣、出力不足等问题现在已经基本得到解决。但随着锅炉自身的发展及锅炉容量增大，用户对锅炉的可靠性、可控性、自动化程度等要求越来越高，同时也出现了一些新的问题。主要表现在以下几个方面：

1. 烟风阻力大，厂用电率较高

由于流化床锅炉独有的布风板和炉内大量床料的存在，流化床锅炉烟风阻力比煤粉炉大得多，通风电耗也相应较高。因此，虽然流化床锅炉没有磨煤机等大功率煤粉磨制设备，但一般流化床锅炉厂用电率仍比煤粉炉要高。同时，流化床配置的高压流化风机等大功率设备也在一定程度上增加了厂用电率。当然，系统设计、风机选型不合理等因素也提高了流化床厂用电率。

2. N_2O 排放较高

流化床低温燃烧技术可有效控制 NO_x 、 SO_2 的排放，但是，这种相对低温条件下的燃烧又导致了另外一个问题， N_2O 的排放大量提高。 N_2O 是一种对大气臭氧层有着非常强破坏力的气体，会对人体的神经系统造成影响。近年来研究表明，流化床燃烧方式烟气中 N_2O 的浓度可以达到煤粉炉的 3~5 倍。因此，控制流化床锅炉氮氧化物的排放必须同时考虑 N_2O 的排放控制。

鉴于这一因素，流化床锅炉的燃烧温度不能选择过低，特别是低负荷运行时，也很有必要保持燃烧温度，以防止 N_2O 的大量生成（研究表明温度在高于 880℃ 时 N_2O 的排放将大大降低）。

3. 需大量敷设耐火、耐磨材料，成本较高

为了防止流化床锅炉炉膛内大量高浓度循环物料对水冷壁和炉内其他受热面的严重磨损，流化床锅炉在炉内和物料循环系统敷设了大量耐火、耐磨材料，增加了流化床锅炉的建设、运行、维护成本。

4. 飞灰含碳量高

如果流化床锅炉燃烧系统设计合理、运行调整良好，其底渣含碳量可以控制得很低。但对于燃用低挥发分难燃煤种，尤其是处于低负荷运行时，仍存在飞灰含碳量高的问题。特别是中、小型流化床锅炉，其炉膛高度有限，燃烧行程短，这一问题更为突出。提高炉膛温度是降低飞灰含碳量的有效手段，但应同时考虑到灰融性和污染物排放等问题。

5. 底渣冷却系统的问题

目前,应用于流化床锅炉底渣排放的流化床式冷渣器普遍存在对大颗粒底渣适应性差的问题,滚筒冷渣器存在冷却能力不足等技术问题。与煤粉炉相比,流化床锅炉的底渣占锅炉总灰量的比例在50%左右,再加上脱硫所形成的额外灰渣排放,流化床锅炉底渣的排放量比煤粉炉要大得多。因此,对流化床锅炉底渣处理系统的要求比煤粉炉严格得多。

另外,需要注意的是,流化床的优点之一“燃料适应性广”是有针对性的,是指设计燃料的选择范围较广,而一旦设计燃料确定下来,在实际运行中应尽可能与设计燃料相一致,如果实际燃料与设计燃料区别很大,对锅炉的稳定运行有一定的影响。此外,由于各种原因,我国流化床锅炉的灰渣未能得到充分利用。

流化床锅炉燃烧技术作为一种先进的洁净煤燃烧技术虽然目前存在着一些问题,但其发展前景较好,相比传统煤粉炉优势明显。特别是对于我国的能源结构,有着非常广阔的应用前景。

流化床内流动的基本理论

第一节 固体颗粒的基本定义及特征

一、固体颗粒基本定义

气固两相流化床层的流化状态不仅与气体流速密切相关，而且与固体颗粒的几何尺寸、形状、密度、宽筛分的分布等性质及床层的空隙率也都有关系。特别是用于锅炉的燃料颗粒更是大小不均、形状各异，对于流化状态有着直接的影响。

1. 颗粒的当量直径

在分析问题或者进行计算的时候，往往会使用到流化床中颗粒的形状，流化床中固体颗粒形状十分复杂，而在处理计算问题的时候我们通常使用球体模型来简化代替不规则的燃料颗粒形状。

单颗粒的体积当量直径是指与单个颗粒具有相同体积的球体的直径。例如一个不规则形状的燃料颗粒具有体积 V_p (m^3)，那么该燃料颗粒的体积当量直径 $d_{V,sp}$ (m) 为

$$d_{V,sp} = \sqrt[3]{\frac{6V_p}{\pi}} \quad (2-1)$$

单颗粒的表面积当量直径是指与单个颗粒具有相同表面积的球体的直径。例如一个不规则形状的燃料颗粒具有表面积 A_p (m^2)，那么该燃料颗粒的表面积当量直径 $d_{A,sp}$ (m) 为

$$d_{A,sp} = \sqrt{\frac{A_p}{\pi}} \quad (2-2)$$

比表面积定义为单位体积的颗粒所具有的表面积。例如非球形的燃料颗粒的体积为 V_p (m^3)，表面积为 A_p (m^2)，则它的比表面积为

$$S_p = \frac{A_p}{V_p}$$

单颗粒的比表面积当量直径是指与单个颗粒具有相同比表面积球体的直径。所以该燃料颗粒的比表面积当量直径 $d_{S,sp}$ (m) 可由式 (2-3) 计算，即