

# 两相流动对流化床燃烧行为的影响

(清华大学 热能工程系, 北京 100084) 吕俊复 金晓钟 张建胜 岳光溪  
(哈尔滨锅炉有限责任公司 黑龙江 哈尔滨 150046) 马明华 林旭东 于 龙 杨艳萍

**摘 要:** 循环床锅炉沿床高的烟气浓度及燃烧份额分布测试结果证明, 鼓泡流化床和循环流化床的重要差异表现为密相区燃烧行为的根本不同, 由于床料平均粒径较低, 循环床密相区的流动不同于鼓泡床, 导致气固两相之间的传质阻力增加, 从而影响燃烧反应, 密相区的燃烧行为表现为欠氧。循环床锅炉沿床高乃至分离器都有燃烧反应发生, 建立了考虑气固相间传质阻力的流化床密相区燃烧模型, 并与实际循环流化床锅炉的测试数据比较, 计算结果与测试值比较吻合。

**关键词:** 循环床; 鼓泡床; 密相区; 燃烧行为

中图分类号: TK223.2 文献标识码: A

## 1 引言

鼓泡床燃煤锅炉具有燃料适应性广, 负荷调节性能好, 低  $\text{NO}_x$  燃烧, 便于脱硫等优点, 但它的大型化受到床面积的限制, 床内埋管受热面的磨损严重, 燃烧效率和脱硫效率均有待于提高。循环流化床锅炉克服了鼓泡床的缺点, 因此受到了国内外的普遍关注。

随着对循环床锅炉研究的深入, 循环床燃烧过程的机理日益为人们所重视。研究表明, 循环床和鼓泡床的流动情况不同<sup>[1]</sup>, 流动状况对燃烧有重要影响<sup>[2]</sup>, 流动与燃烧行为及燃料热量释放规律的关系存在争论。许多应用鼓泡床模型的数值计算, 计算结果不能很好地预测循环床锅炉的实际运行状况, 其重要原因是循环床的燃烧行为不同于鼓泡床。75 t/h 水冷方形分离器循环流化床锅炉的一些测试结果, 为循环流化床锅炉的密相区燃烧行为研究提供了基础。

## 2 75 t/h 循环床测试结果及讨论

### 2.1 锅炉简介

收稿日期: 1999-04-21; 修订日期: 1999-06-11

基金项目: 国家“九五”重点科技攻关项目(96-A19-03-02)

作者简介: 吕俊复(1967-)男, 辽宁大连人, 清华大学讲师

锅炉设计煤种为当地劣质烟煤, 低位发热量为 13 900 kJ/kg, 设计效率为 88.1%, 其它参数见表 1。元素分析、工业分析及可燃基挥发份见表 2。

75 t/h 水冷异型分离循环流化床锅炉“II”型布置, 异型分离器置于燃烧室与尾部竖井之间, 使之与传统的煤粉炉具有相似的外形, 见图 1。

表 1 75 t/h 水冷方型分离器循环床锅炉参数

	锅炉容量 / $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	蒸汽压力 /MPa	蒸汽温度 / $^{\circ}\text{C}$	给水温度 / $^{\circ}\text{C}$	排烟温度 / $^{\circ}\text{C}$	飞灰含碳 / %
设计值	28.87	3.82	450	150	148	4.2
运行值	28.96	3.12	451	147	142	4.7

表 2 75 t/h 水冷方型分离器循环床锅炉燃料 %

	碳 Car	氢 Har	氧 Oar	氮 Nar	硫 Sar	灰份 Aar	水份 Mar	挥发份 $V_{daf}$
设计值	34.87	2.40	5.36	0.64	1.74	48.5	6.50	29.93
运行值	34.36	2.53	5.16	0.62	0.10	50.45	6.78	44.44

在 75 t/h 循环流化床锅炉上测量了沿床高的温度分布<sup>[3]</sup>、物料浓度分布<sup>[4]</sup>以及异型分离器的分离效率<sup>[5]</sup>等。在接近炉膛出口处物料浓度测得物料平均粒径约为 190  $\mu\text{m}$ , 循环灰和飞灰的平均粒径分别为 140  $\mu\text{m}$  和 90  $\mu\text{m}$ 。

根据烟气分析仪测量结果推算燃烧份额。测点位于侧墙。运行参数和燃料见表 1、表 2。

### 2.2 75 t/h 循环床燃烧份额测量

床高  $h$  处燃烧份额定义为距布风板高  $h$  处燃料燃烧释放的热量占锅炉燃料燃烧释放的总热量的百分比。图 2 为  $\text{O}_2$  和  $\text{CO}_2$  沿床高浓度分布, 图 3 是  $\text{CO}$  沿床高浓度分布。根据烟气中  $\text{O}_2$ 、 $\text{CO}$  和  $\text{CO}_2$  的浓度, 假定消耗单位氧气量燃料释放的热量相同, 根据化学反应方程式计算得到燃烧份额, 图 4 是累积燃烧份额沿床高分布。

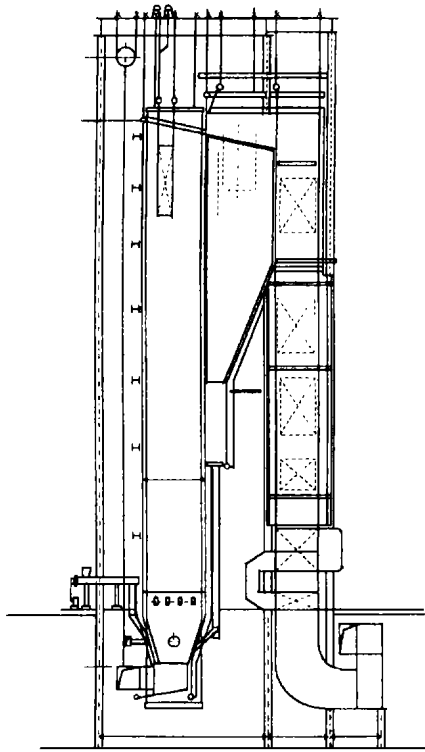


图 1 75 t/h 水冷方型分离器  
循环流化床锅炉总图

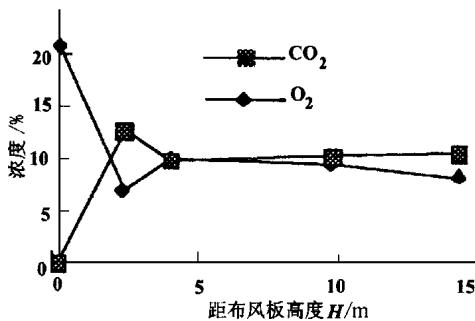


图 2 O<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub> 沿床高浓度分布

燃烧份额的分配,强化了稀相区的传热,才使得炉内释放的热量能被有效地带走。

密相区物料的平均粒径是影响流动的重要参数。密相区中,颗粒主要在乳化相中,流化空气主要以气泡形式穿越床层<sup>[6]</sup>。循环流化床锅炉中密相区平均粒径约为 200~300 μm,比鼓泡床密相区物料的平均粒径(500~1500 μm)要细得多。密相区的物料越细,气泡的产生越多,生长越大,气体就越难穿过由细颗粒组成的乳化相;而气泡的上浮速度越快,增加了气泡的破裂强度,增大了密相区向稀相区的物料扬析量,大气泡的破裂引起了床内压力波动更大。

### 2.3 结果分析与讨论

#### 2.3.1 循环流化床锅炉的物料循环

循环流化床与鼓泡床一样,底部存在个鼓泡流化的密相区,上部为稀相区,但二者的密相区有着极大的差别。鼓泡床大部分物料集中在密相区,稀相区物料浓度很低;而在循环床中,大量的细物料在燃烧室、分离器、回料阀间循环,正是由于大量的细物料的循环,改变了床内

而且物料越细,TDH 高度以上的饱和携带率也越高,物料在稀相区的浓度也就越大。

细物料的大量循环是保证密相区含有大量细物料的关键,这对分离器提出了很高的要求。如果分离器效率太低,大量的细物料未被分离下来,它一方面影响燃烧效率,另一方面循环床中物料循环量将减少,密相区颗粒组成变粗,密相区内气泡尺寸变小,泡速较低,稀相区物料浓度下降,这就是常见的循环床作鼓泡床运行的状态,其结果将使燃烧份额集中在密相区,密相区出现超温,稀相区受热面吸热量上不去,导致出力不足。在测试中测得该循环流化床锅炉循环灰的粒径平均为 140 μm。正是由于分离器的分离效率达到了要求,保证了循环床具有足够大的物料循环量和细的物料组成,从而保证了锅炉的出力和燃烧效率。

运行中发现,一旦回灰阀中有耐火砖脱落影响循环回路的畅通,也会出现密相区颗粒组成变粗、稀相区物料浓度下降、密相区超温、出力不足等连锁反应。

#### 2.3.2 床内燃烧份额的分布

大量细物料的循环改变了床内的燃烧状况,改变了燃烧份额沿床高的分布。在鼓泡床中燃烧主要集中在密相区,一般的密相区燃烧份额在 80%左右<sup>[7]</sup>,而循环床密相区无论一次风率多大,燃烧份额一般低于 50%,沿床高乃至分离器都有燃烧反应发生。循环床正是由于燃烧份额的分布和大量物料的循环,使得沿床高温分布趋于均匀。

循环床和鼓泡床中密相区的燃烧状况有着很大不同,鼓泡床密相区燃烧表现为氧化状态,而循环床密相区内燃烧行为是欠氧的。密相区的反应气氛是针对燃料颗粒而言的,而燃料颗粒主要在乳化相中,换言之,乳化相是还原性气氛。无疑,气泡相是氧化性气氛。由于气泡的产生、成长、破裂在床内始终存在,因此对床内某一空间位置来说,表现为氧化气氛和还原气氛的不断变化<sup>[8]</sup>。但对于人们关注的燃烧反应,总体上是还原气氛。对比燃用相同煤种的鼓泡床锅炉和循环床锅炉的排渣,发现循环床的排渣呈暗灰色,而鼓泡床的排渣略显红色,这可能是由于铁在不同的氧化-还原气氛下形成不同的氧化物的结果。在某些循环床作鼓泡床运行的锅炉中,密相区没有布置受热面,为了使密相区不超温,通过人为地加大风量,依靠烟气来平衡密相区释放的热量。而在循环流化床锅炉的运行过程中发现,由于密相区实际是处于欠氧状态,在一定的范围内增加一次

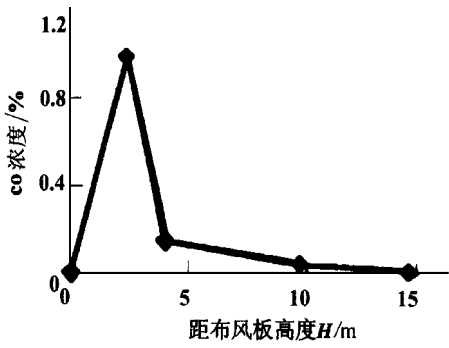


图 3 CO 沿床高浓度分布

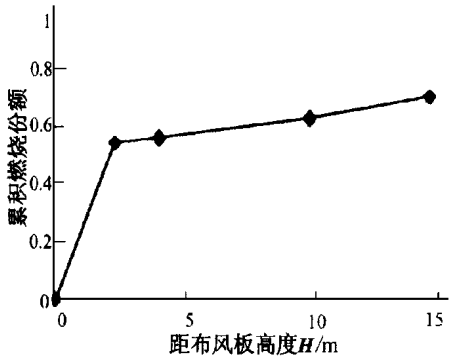


图 4 燃烧份额沿床高的分布

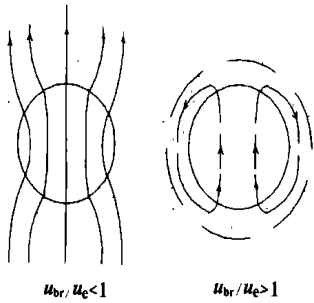


图 5 气泡周围气体流型

风量非但不能使密相区床温降低,反而会使密相区床温升高。

要解释循环流化床密相区的燃烧行为,有必要考察密相区内的气固两相流行为,以及它对燃烧反应所带来的影响。

### 3 密相区燃烧份额的理论分析

#### 3.1 密相区气固两相流行为特性

密相区由气泡相和乳化相组成,大量气体以气泡形式流过床层,气泡

周围的流型与气泡的相对速度  $u_{br}$  以及气体在乳化相中的相对速度  $u_e = u_{mf} / \epsilon_{mf}$  有关,如图 5 所示。

$u_{br} / u_e < 1$  时为慢速气泡流型,在这种情况下气泡速度较气体渗过乳化相向上运动的速度慢,因此气体通过床层时利用气泡作为捷径,由气泡底部进入而从顶部离去,另外还有小部分气体环随着气泡循环,并伴随着气泡一起向上运动。

$u_{br} / u_e > 1$  时为快速气泡流型,在这种情况下气泡速度要比气体渗过乳化相向上运动的速度来得

快,此时气体由气泡底部进入,在气泡顶部离去后又环绕气泡循环并返回至气泡底部,气泡周围被这一循环气体所渗透的区域称为云相。

循环流化床密相区  $u_{br} / u_e \gg 1$ , 气泡上升速度比气体流经乳化相的速度快得多,气泡被一很薄的云相所环绕,气泡相和云相之间、云相和乳化相之间存在很大传质阻力。虽然密相区内碳与氧的化学计量比大于 1,但由于气泡的产生及传质阻力的影响,乳化相中的燃烧反应仍处于欠氧状态,乳化相中燃烧产生大量的 CO,释放出的挥发份也因为欠氧而得不到很好的燃烧,并且由于气泡上升的速度较快,大量的挥发份和 CO 将被带到稀相区去燃烧。这是循环床密相区比鼓泡床密相区燃烧份额低得多的一个很重要的原因。

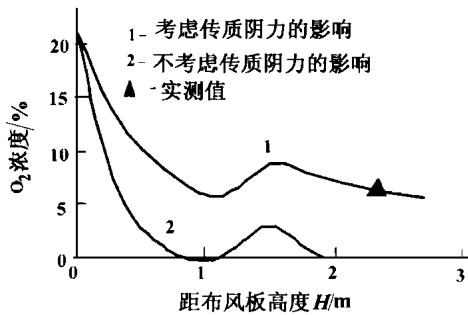


图 6 O<sub>2</sub> 沿床高的浓度分布

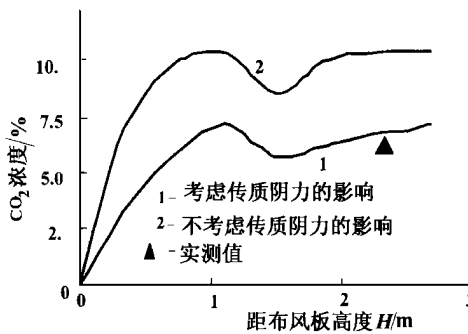


图 7 CO<sub>2</sub> 沿床高的浓度分布

#### 3.2 密相区反应模型及结果

密相区模型采用如下假定:

密相区由气泡相、乳化相和云相组成,乳化相维持临界流化状态,而多余的气体以气泡形式流过床层;

气体流动为平

推流,不考虑气体的返混;

气泡内不含有固体颗粒,焦炭的燃烧反应只发生在乳化相区和云相区;

乳化相区和云相不发生气体的燃烧反应,气体的燃烧反应只发生在气泡中;

燃料颗粒在乳化相中均匀分布;

考虑相间的传质阻力对燃烧反应的影响。

(下转 238 页)

thermogravimetry. *Am Chem Soc Div Fuel Chem* 1985, 30: 278.

[9] Serageldin M A, Pan W. Coal: kinetic analysis of thermogravimetric data. *Thermochim Acta*, 1984, 71(1): 1~ 14.

[10] Serageldin M A, Pan W. Coal analysis using thermogravimetry. *Thermochim Acta*, 1984 76(1): 145 ~ 160.

[11] Warne S S J, French D H. The application of simultaneous DTA and TG to some aspects of oil shale mineralogy. *Thermochim Acta*, 1984, 76(1): 179 ~ 200.

[12] Freeman E S, Corroll B. The application of thermoanalytical techniques to reaction kinetical. The thermogravimetric evaluation of the kinetics of the decomposition of calcium oxalate monohydrate. *J Phys Chem* 1958 62(4): 394 ~ 397.

[13] Lee K B, Thing M W, Beer J M. On the rate of combustion of soot in

a laminar soot in a laminar soot flame. *Combustion Flame* 1962, 6: 137 ~ 145.

[14] Magnussen B F. Kinetics of thermal decomposition of pulverized coal particles. Proc 13th Symp (Int) Combustion, Combustion Institute, Pittsburgh 1971; 869.

[15] Blyholder G, Eyring H. Kinetics of graphite oxidation I. *J Phys Chem* 1957, 61(5): 682 ~ 688.

[16] Blyholder G, Eyring H. Kinetics of graphite oxidation II. *J Phys Chem* 1959, 63(6): 1004 ~ 1008.

[17] 韩洪樵, 王涤非, 唐 林. 用快速加热热天平研究煤的可燃性指标. *工程热物理学报*, 1990, 11(3): 342~ 345.

(何静芳 编辑)

(上接 219 页)

将上述假设在模型中数字化, 代入 75 t/h 循环流化床的运行参数, 可以计算燃烧室燃烧份额的分布, 同时预测密相区气体沿床高的浓度分布。计算结果见图 6~8 的曲线 1, 对比给出了忽略流动差别不考虑传质阻力的计算结果, 见曲线 2。与测试结果比较, 考虑流动状况引起的传质阻力时模型计算结果更接近测量值。

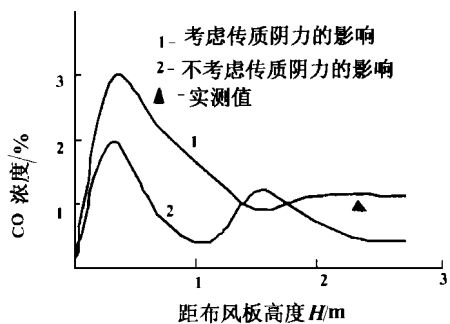


图 8 CO 沿床高的浓度分布

从计算结果可以看出气固两相传质阻力对燃烧反应速率影响很大, 没有考虑传质阻力的情况, 燃烧反应速率

要比考虑了传质阻力的反应速率快好多, 因此沿床高 O<sub>2</sub> 浓度要低得多。与实际测试结果相比较, 考虑了气固两相传质阻力影响的计算结果符合实际情况。正是由于气固两相传质阻力的影响, 循环流化床密相区乳化相中氧气浓度值很低, 燃烧反应处于欠氧状态; 气固两相间的传质阻力是因为细物料循环引起的。

### 4 结论

(1) 循环流化床锅炉中有大量的细物料在燃烧室、分离器、回料阀间循环, 由于密相区流动状况不同于鼓泡床, 对燃烧带来很大影响。

(2) 循环流化床密相区气固两相之间的传质阻力对燃烧反应影响很大, 密相区的燃烧行为表现为欠氧, 这是循环床密相区的燃烧份额比鼓泡床密相区的燃烧份额低得多的一个重要的原因。

### 参考文献

[1] 徐秀清, 徐向华. 循环流化床锅炉原理及其设计和运行中的若干问题. *动力工程*, 1995 2: 40 ~ 45.

[2] Prabir Basu, Scott A, Fraser. Circulating fluidized bed boilers design and operations. Butterworth-Heinemann, 1991; 103 ~ 109.

[3] 吕俊复, 岳光溪, 刘青. 75 t/h 异型水冷分离循环流化床锅炉的设计运行. *中国电力*, 1999 32(4): 61 ~ 64.

[4] 张建胜, 吕俊复, 金晓钟等. 75 t/h 水冷异型分离器循环流化床锅炉燃烧室浓度分布. *清华大学学报*, 1998, 5: 11 ~ 14.

[5] 吕俊复, 金晓钟, 岳光溪等. 75 t/h 水冷异型分离器循环流化床锅炉物料平衡热态测试. *清华大学学报*, 1998, 5: 7 ~ 10.

[6] Daizo Kunii, Octave Levenspiel. Fluidization engineering. Butterworth-Heinemann, 1991; 137 ~ 164.

[7] 清华大学热能工程系. 沸腾燃烧锅炉. 北京: 科学出版社, 1972.

[8] Bo Leckner. Fluidized Bed Combustion; Mixing and Pollutant Limitation. *Prog. Energy Combust. Sci.* 1998, 24 31 ~ 61.

(渠 源 编辑)

—215~216, 222

Through the use of a finite element method and a substructure technology a dynamic model of technological base-frame system is set up for a GT25000 gas turbine test. Calculated in detail are the natural characteristics and the dynamic response of the above-cited system. Also discussed is the effect on the system vibrations of a damper and damping action. The results of an analysis show that the technological base-frame possesses relatively good dynamic characteristics and features a rational design. **Key words:** gas turbine test, technological base-frame, substructure, natural frequency, dynamic response

两相流动对流化床燃烧行为的影响 = **The Effect of a Two-phase Gas-solid Flow on the Combustion Behavior of a Fluidized Bed** [刊, 汉] / Lu Junfu, Jin Xiaozhong, Zhang Jiansheng, *et al* (Department of Thermal Engineering, Qinghua University, Beijing, China, Post Code 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2000, 15(3). — 217~219, 238

The measurement along a circulating fluidized-bed boiler height of the gas concentration and the combustion fraction distribution has demonstrated that the major difference between a bubbling fluidized bed and a circulating fluidized one consists in their radically different combustion behavior in a dense-phase zone. Due to a relatively low average particle diameter of the bed material the dense-phase zone flow of the circulating fluidized bed is different from that of the bubbling bed. This will lead to an increase in mass transfer resistance between the gas and solid phase, thus affecting the combustion reaction. The combustion behavior in the dense-phase zone is characterized by a shortage or lack of oxygen. The combustion reaction exists along the height of the circulating fluidized bed boiler and even in a cyclone separator. A combustion model for the fluidized bed dense-phase zone is set up, which takes into account the mass transfer resistance between the gas and solid phase. A comparison with the measured data obtained on an actual circulating fluidized bed boiler indicate that the calculated results are in relatively good agreement with the measured ones. **Key words:** circulating fluidized bed, bubbling bed, dense-phase zone, combustion behavior

非流线型体的滞止浓缩与弥散过程 = **Stagnation Concentration Process and Diffusion Process of a Bluff Body** [刊, 汉] / Jin Yan, Wei Yonghua, Xiong Fanfan (Department of Thermal Engineering, Qinghua University, Beijing, China, Post Code 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2000, 15(3). — 220~222

The authors have come up with a new concept, proposing that both a stagnation concentration process and a diffusion process of particles constitute a basis for the concentrated pulverized-coal combustion technology. An analysis of the mechanism of the above-mentioned two processes is given in the present paper. With the help of a particle dynamic analyzer a study has been conducted of both the concentration process and the diffusion process of a bluff body which assumes the form of a damper, demonstrating for the first time the existence of the stagnant concentration process. The experimental test results show that through the use of the bluff body a concentration or enrichment of the pulverized coal can be readily attained. **Key words:** concentrated pulverized-coal combustion technology, pulverized coal burner, stagnation concentration process, diffusion process, bluff body

采用优化算法分析燃烧火焰辐射光谱求取火焰温度 = **Determination of a Flame Temperature from the Analysis of a Combustion Flame Radiation Spectrum through the Use of an Optimized Algorithm** [刊, 汉] / Zhou Jie (Institute of Thermal Power Engineering under the Zhejiang University, Hangzhou, Zhejiang, China, Post Code 310027) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2000, 15(3). — 223~225

A flame temperature can be determined from an analysis of the radiation spectrum emitted by a gas-burning flame in conjunction with the use of an optimized algorithm. This approach simplifies the calibration of the absolute radiation intensity of a flame as demanded by the conventional two-color method. Meanwhile, it is conducive to a better understanding of the variation relationship of the flame radiation emissivity versus wavelength. The measured temperature values are in good agreement with those obtained by a thermocouple, demonstrating the fairly high precision of the method. Moreover, this also makes it possible to conduct the on-line monitoring of a combustion flame temperature. **Key words:** flame temperature, optimization, radiation intensity

蒸汽动力系统可调节性分析 = **An Analysis of the Regulation Possibility of Steam Power Systems** [刊, 汉] / He