

文章编号: 1000-582x(1999)03-0072-07

③  
72-78

# 410 t/h Pyroflow 循环流化床 锅炉流动过程数学模型

TK229.66

杨晨, 何祖威, 辛明道

(重庆大学热能工程学院, 重庆 400044)

**摘要:** 采用小室模型建立了引进 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉燃烧系统的流动过程数学模型。模型模拟了循环流体床内的“核心—环”流动结构, 考虑了给料爆裂、固体颗粒磨损以及床料的宽筛分特性。数值仿真结果表明该循环流化床锅炉具有流动性能、高温旋风分离器分离效率高的特点。

**关键词:** 流体动力学; 数学模型 / 循环流化床锅炉

中图分类号: TK 229.6<sup>+</sup>6; TK 224.1

文献标识码: A

流化床锅炉  
流动过程

四川白马电厂 410 t/h Pyroflow 循环流化床(CFB)锅炉是目前亚洲在役的容量最大的商用循环流化床锅炉, 它是由芬兰 Foster Wheeler 能源公司设计制造的。锅炉简图如图 1 所示。该锅炉最显著的特点及采用的新技术为: 1) 循环物料采用高温旋风分离器分离, 分离器内工作温度与炉膛温度接近; 2) 炉膛内布置第二级过热(采用  $\Omega$  管屏), 炉膛后侧布置翼墙式水冷壁, 以平衡和增强炉内换热; 3) 少量排烟以流化冷却介质的方式经冷渣器后回炉膛下部, 从而形成烟气再循环; 4) 在循环灰回料管上给人燃煤和石灰石, 并采取分级供风方式, 实现炉内脱硫和控制  $\text{NO}_x$  生成量; 5) 采用了弯管式风帽和回料分叉管技术; 6) 点火启动采用炉内物料流化循环、燃油加热升温并引燃给煤的方式; 7) 循环灰控制采用自平衡式 U 型阀。

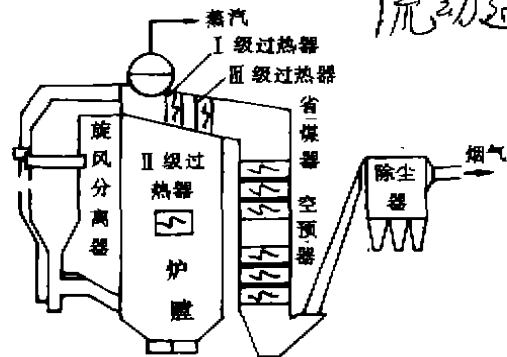


图 1 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉简图

迄今, 国内外对循环流化床数学模型的研究已有大量文献发表, 取得了丰富的成果<sup>[1,2]</sup>。由于循环流化床内燃烧及流动过程非常复杂, 对其进行数值分析仍然是目前国内外都非常重视的课题。在已发表的文献中, 循环流化床的数学模型各有特点, 其研究重点通常侧重于

\* 收稿日期: 1998-10-13

作者简介: 杨晨(1963-), 男, 云南人, 重庆大学副教授及在职博士研究生, 主要从事热力系统及热工设备的计算机控制及仿真的教学和科研工作。

对某一具体的实验装置的流动特性进行描述,并在模型中辅之以实验数据或经验公式。这些模型通常从宏观角度出发,采用小室模型描述循环流化床燃烧室(或反应器)内的流动或燃烧过程。同时,对流动结构的研究大多是针对化工领域中的循环流化床反应器(即快速床)进行的。对于商用循环流化床锅炉,由于技术保密等原因,很少能够见到有关其模型的报导。在已有的少量文献中,对循环流化床内诸如颗粒团的形成、环心-核两区之间的质量交换以及固体的返混流动等现象则很少予以描述。显然,建立在役的商用循环流化床锅炉的数学模型,对解决目前循环流化床锅炉设计和运行中存在的问题,以及对引进技术进行消化吸收和预测循环流化床锅炉的整体性能都有很重要的现实意义。

在循环流化床的整体性能的研究中,对炉内气固两相流动过程的描述即流动模型是决定整体数学模型质量的首要因素。文中研究的内容以四川白马电厂 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉为对象,对其炉膛内的流动过程进行模拟,以便为其整体性能的研究打下基础。

## 1 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉的流动模型

讨论 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉的流动模型的主要目的在于预测 CFB 锅炉的下述特性:1) 燃烧室内固体颗粒的浓度分布;2) 燃烧室内固体颗粒的尺寸分布;3) 燃烧室内的压力分布。

### 1.1 模型结构

模型采用小室模型建立 CFB 锅炉燃烧区的数学模型,即把 CFB 锅炉燃烧区的主要回路划分成一系列串联的空间(即小室),如图 2 所示,各小室是均相且气固充分混合的区域。小室划分情况如下:小室 1, 燃烧室底部(布风板至上二次风入口点)区域;小室 2 →  $n$ , 燃烧上部(二次风以上至燃烧室顶部)区域;小室  $n+1$ , 高温旋风分离器;小室  $n+2$ , 回料密封装置。

其中参数  $n$  表示燃烧区上部区域中划分的小室数,该值在仿真模型中是一个可选参数,可根据实际需要及计算精度的要求选取。

模型的建立基于以下假设:

1) 流动结构包括一个固体浓度较低的向上流动的核心区,及靠近壁面环绕核心区的有较高固体浓度的向下流动的环状区组成,即“核心-环”流动结构(图 3);

2) 假设全部气体在核心区内流动,其流动型式为平推流;

3) 固体有从核心区向环状区的质量传递,其传递的速率与各小室核心区内空隙率  $\epsilon_c$  与环-核两区界面面积的乘积成正比,本模型忽略环状区向核心区的质量交换;

4) 各小室核心区内的空隙率用一个平均值表示,不考虑其随径向位置的变化。而环状

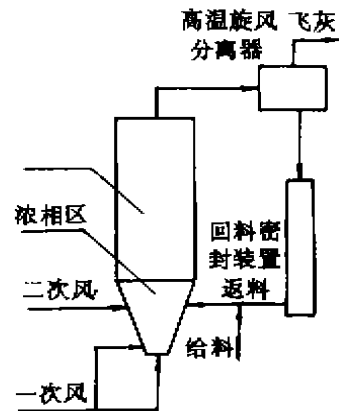


图 2 模型结构示意图



图 3 “核心-环”流动示意图

区内的空隙率取为最小流化状态下的空隙率  $\epsilon_{mf}$ , 与轴向位置无关;

5) 为了描述循环流化床固体颗粒的宽筛分特性, 模型中把固体颗粒按直径分为若干档, 每一档用一个平均粒径表示, 固体颗粒为球形;

回料密封装置内没有来自于高温旋风分离器的气体, 无燃烧化学反应发生。

## 1.2 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉流动模型

在流动模型中, 把炉膛沿高度方向分为两个不同的区域进行描述, 即底部的浓相区和其上固体浓度逐渐减小的稀相区(或称悬浮段)进行描述, 并近似以二次风入口处为浓相区与稀相区的交界。

### 1.2.1 浓相区模型

炉膛底部的浓相区内存在着强烈的固体混合现象, 这种现象是由气泡及其尾迹的运动引起的, 即浓相区由乳化相和气泡相组成。本模型假设乳化相处于最小流化状态, 并采用文献[1]提出的经验公式计算气泡相所占的份额, 即:

$$\delta_b = 1 / [(1 + 1.3(u_0 - u_{mf})^{-0.8} / f)] \quad (1)$$

其中  $u_0$  和  $u_{mf}$  分别为表现速度及固体颗粒的最小流化风速,  $f$  为与固体颗粒直径有关的经验系数。据此可得到浓相区的空隙率为:

$$\epsilon_d = \epsilon_{mf} (1 - \delta_b) \quad (2)$$

其中  $\epsilon_{mf}$  为最小流化状态下的空隙率, 本模型没有象多数模型一样把该参数取为定值, 而是采用 Ergon 公式进行计算, 从而可以反映出不同粒径的固体颗粒的  $\epsilon_{mf}$  的区别。

### 1.2.2 悬浮段模型

悬浮段的流动模型采用“核心-环”流动结构模拟, 轴向空隙率采从浓相区表现处到炉膛顶部的衰减使用 Wen 和 Chen<sup>[3]</sup> 提出的关系式计算:

$$(\epsilon_d - \epsilon_b) / (\epsilon_d - \epsilon_c) = \exp[-\alpha(h - h_{sw})] \quad (3)$$

式中:  $\epsilon_d$ 、 $\epsilon_c$ 、 $\epsilon_b$  分别为密相区表面处、无穷远处和床内任意高度  $h$  处的空隙率,  $h_{sw}$  为二次风入口高度,  $\alpha$  为衰减系数, 其值按下述方式选取<sup>[2]</sup>:

$$\alpha u_0 = \begin{cases} 2 - 4 s^{-1} & \text{对 Geldart A类粒子} \\ 5 s^{-1} & \text{对 Geldart AB类粒子} \\ 7 s^{-1} & \text{对 Geldart B类粒子} \end{cases} \quad (4)$$

“核心-环”流动结构模型中, 核心区与环状区之间横截面积之比  $\delta$  是一个关键性参数, 本模型按下述方式计算该比值<sup>[2]</sup>:

$$\delta = 1 - k(u_0 D_t \rho_s / \mu)^{-0.22} (H / D_t)^{0.21} (1 - h / H)^{0.73} \quad (5)$$

式中:  $k$  为常系数;  $D_t$  为燃烧室等效直径;  $H$  为燃烧室总高度。

核心区到环状区的质量交换速率根据假设(3)可得到:

$$q'_{m1} = k \rho_s (1 - \epsilon_c) 2\pi r_c dh \quad (6)$$

其中:  $\rho_s$  为固体密度;  $\epsilon_c$  为核心区平均空隙率;  $r_c$  为核心区等效半径;  $dh$  为小室高度。

壁面附近环状区的空隙率假设为是某档颗粒在最小流化状态下的空隙率<sup>[4]</sup>, 即  $\epsilon_{mf}$ 。

如前所述, 本文的模型把 CFB 内固体物料划分成若干个档次以考虑固体物料的宽筛分特性, 每档固体由直径、密度及其环形度(模型中球形度为 1, 假设(5))表征其特性。仿真时先计算每档固体颗粒的流动特性, 并认为各档颗粒组成单粒径的小循环流化床, 在此基础上根据各档颗粒的质量份额将所有的小流化床的流动参数进行线性叠加即可得到实际宽筛分

循环流化床的流动参数,如固体场析量、固体浓度分布等。

### 1.3 固体颗粒的质量平衡

为了确定流化床内固体颗粒的尺寸分布及床料量,建立了如图 4 所示的固体颗粒总体质量平衡方程。图中磨损和燃烧表示使床料颗粒尺寸减小,再循环灰来自锅炉尾部的除尘器。

许多因素影响床内颗粒的尺寸分布,模型中考虑了煤在给料中经历的一次爆裂,挥发份析出时经历的二次爆裂,循环床内发生的化学反应和固体颗粒的磨损使固体颗粒尺寸发生的变化等。下面分别简述对这些现象的处理。

#### 1.3.1 给煤的爆裂

煤粒中的水分在给煤颗粒进入炉膛的加热过程中受热蒸发,从而在煤粒中形成很高的压力而使煤粒产生破碎,这种现象称为一级爆裂,经过一级爆裂,煤粒分解成数片更细的碎片。经过一级爆裂后的焦炭颗粒在工况 I 和工况 II<sup>[6]</sup> 燃烧时,由于此时伴随有挥发份的析出及燃烧,焦炭内部的小孔和裂纹增加,从而削弱了焦炭内部的联结力。当联结力小于施于焦炭的外力时,焦炭就产生碎片,这个过程为二级爆裂。本文的模型没有详细考虑一级爆裂和二级爆裂产生的过程及条件,而是把两者集中起来用某一粒径档的给煤颗粒经破碎后尺寸的减少来模拟爆裂现象,同时认为爆裂在给料点处立即发生,这里用文献[2]提出的模型表示给料爆裂对固体颗粒尺寸的影响:

$$q(d_{n, new}) = k^{1/3} q(d_{n, old}) \tag{7}$$

$$d_{n, new} = d_{n, old} \cdot k^{-1/3} \tag{8}$$

其中  $q$  为颗粒尺寸分布函数,  $k$  为爆裂常数,通过拟合决定,  $d_{n, new}$  和  $d_{n, old}$  分别为某档固体颗粒爆裂后和爆裂前的粒径。图 5 给出了爆裂对不同尺寸给煤颗粒累积质量份额的影响,图中曲线 1 考虑了爆裂,而曲线 2 则为未考虑爆裂的情况。显然,爆裂的作用使给煤中细颗粒的质量份额增加。

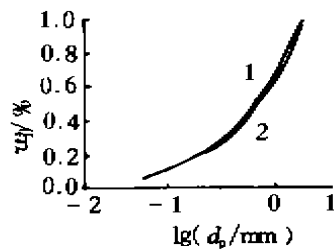


图 5 爆裂对给料尺寸分布的影响

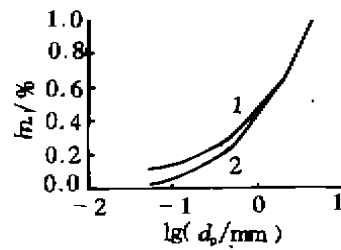


图 6 磨损对颗粒尺寸分布的影响

#### 1.3.2 固体颗粒之间的磨损

模型中通过如下方式考虑固体颗粒的磨损效应:较小粒径的颗粒档的存在要加强较大粒径档颗粒的磨损,而较大粒径的颗粒档则不影响较小粒径颗粒档的磨损,即将累积质量份

额引入磨损系数的计算:  $k_{w, i} = k_{w, 0} (u_0 - u_{ci}) m u_i \sum_{j=0}^i u_j$  (9)

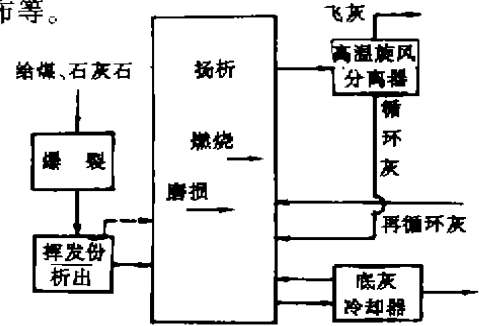


图 4 固体颗粒质量平衡示意图

其中,  $k_{mi}$  为第  $i$  档固体颗粒的磨损系数,  $m$  为床料量,  $w_i$  为第  $i$  档固体颗粒的质量分数。对具有最大粒径的颗粒档, 它只有向下一个较小颗粒档的磨损转化, 而没有更大的颗粒档转化来的颗粒; 对最细的颗粒档, 则只接受上一档颗粒转化来的粒子, 本身不再向更细的颗粒转化。图 6 给出了考虑磨损和不考虑磨损两种情况下浓相区内各档颗粒的累积质量份额。从图中可看出, 固体颗粒之间的磨损使小粒径颗粒所占的份额增加了。

### 1.3.3 高温旋风分离器

高温旋风分离器的分离效率受到两方面因素的影响, 其一是当固体颗粒的流超过了气体的饱和夹带能力时直接下落, 其二是固体颗粒在悬浮气体边缘的分离。剩余的颗粒则处于流向分离器中心的气体的曳力和颗粒旋转的离心力之间的平衡, 这些平衡颗粒的粒径即为所谓的切割粒径  $d_{50}$  (分离效率为 50% 时的粒径), 大于这一直径的颗粒极有可能在旋风分离器中被分离出来, 而小于这一直径的颗粒被分离的可能性就小得多。因此对旋风分离器来说, 不同直径的颗粒有不同的分离效果, 即分级分离效率。各档固体颗粒的分离效率通过下式确定<sup>[11]</sup>:

$$\eta(d_p) = \left[ \left( \frac{d_p}{1.3d_{50}} \right) \right] \left/ \left( 1 + \frac{d_p}{1.3d_{50}} \right) \right. \quad (10)$$

其中  $d_p$  为固体颗粒直径, 图 7 为根据上式计算出的不同粒径的分离效率曲线, 据此计算出分离器的总分离效率为 99.8%, 与设计值吻合。

考虑以下因素后即可给出锅炉燃烧室(包括高温旋风分离器及密封回料装置)的整体质量平衡方程, 分别对每一粒径的颗粒档进行描述, 从而构成一组非线性方程组, 对方程组进行迭代求解即可计算出浓相区内各档颗粒所占的质量份额, 再由各档颗粒在各小室中的空隙率可计算出空隙率沿炉膛轴线方向上的分布。

### 1.4 燃烧系统压力平衡

在循环流化床稳定运行时, 沿着固体物料循环回路的压力平衡式:

$$\Delta p_{den} + \Delta p_{dil} + \Delta p_{exc} = \Delta p_{rec} \quad (11)$$

其中,  $\Delta p_{den}$ 、 $\Delta p_{dil}$ 、 $\Delta p_{exc}$  和  $\Delta p_{rec}$  分别表示浓相区、稀相区、旋风分离器和回料装置的压力降, 浓相区和稀相区的压力降用积分形式表示为:

$$\Delta p_{den} = g\rho_s \int_0^{h_m} (1 - \epsilon_d) dh \quad (12)$$

$$\Delta p_{dil} = g\rho_s \int_{h_m}^H (1 - \epsilon_b) dh \quad (13)$$

$\Delta p_{dil}$  在模型中按每个小室分别计算后叠加得到, 由此可获得燃烧室内的压力分布。

## 2 仿真结果及其分析

根据 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉的结构特点, 模型对燃烧室、高温旋风分离器及回料密封装置区划分为 22 个小室: 底部浓相区 1 个、悬浮段 19 个、分离器和回料密封装置各 1

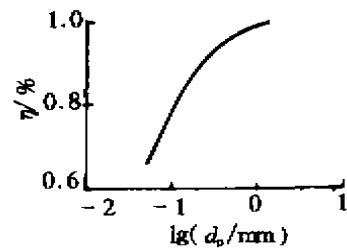


图 7 分离器的分级分离效率  $\eta$

个。床内固体颗粒按直径划分为 15 个颗粒档, 每档用一个平均粒径  $\bar{d}_p$  表示, 其值见表 1:

表 1

颗粒档编号	1	2	3	4	5	6	7	8
$\bar{d}_p/\text{mm}$	0.05	0.1	0.15	0.2	0.3	0.5	0.7	1.0
颗粒档编号	9	10	11	12	13	14	15	
$\bar{d}_p/\text{mm}$	2.0	3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	8.0	

上述模型在锅炉的额定工况下进行了仿真计算, 图 8 给出了主燃烧室内沿高度方向上固相平均体积分数  $\bar{\varphi}_k$  的分布情况。从图中可看出, 在燃烧室下部, 特别是二次风入口以下比较密, 而在上部却相对较稀(炉膛顶部的固体浓度几乎为零), 两者之间的过渡呈指数规律。在“核心-环”流动结构中, 核心区的空隙率分布在整个核心区内是一个平均值, 与径向距离无关, 环状区内空隙率为最小流化状态下的空隙率。

图 9 给出了燃烧室内压降  $\Delta p$  的变化情况, 从中可看出, 由于燃烧室底部固体浓度较高而上部较低, 故单位床高的压力降比上部高, 要给定的床内载料量下, 固体颗粒在床层和返料机构中的分配形式是通过这两部分的压力降相互平衡的。

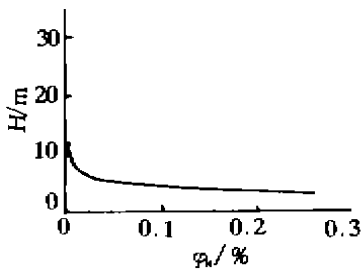


图 8 固体平均体积分数  $\bar{\varphi}_k$  沿炉高 H 的分布

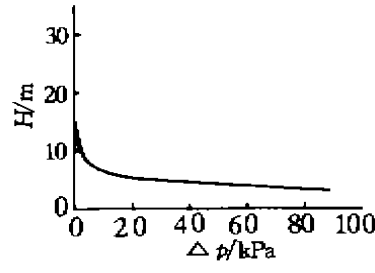


图 9 燃烧室压力  $\Delta p$  沿炉高 H 的分布

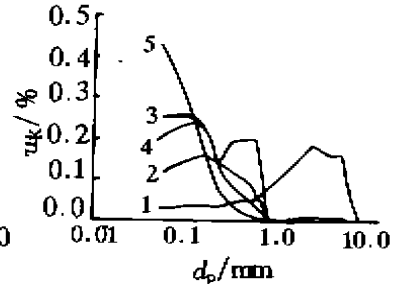


图 10 固体颗粒质量分数  $\omega_k$  随粒径的分布

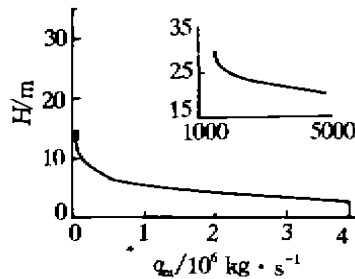


图 11 燃烧室内扬析率  $q'_m$  沿高度的变化

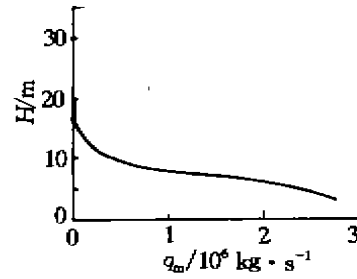


图 12 燃烧室内核心区到环状区质量流量  $q_m$  沿高度的变化

图 10 给出固体颗粒质量分数  $\omega_k$  的分布情况, 图中曲线 1、2、3、4 和 5 分别为燃烧室浓相区、紧邻浓相区的区域、燃烧室顶部区域、回料装置内以及飞灰的固体颗粒质量分数的分布。从图中可清楚地看出, 随着炉膛高度的增加, 由于固体颗粒扬析及返混的影响, 小粒径颗粒占的份额越来越大, 而大粒径颗粒占的份额越来越小。由于高温旋风分离器的分离作用, 在飞灰中绝大部分已是极细的颗粒(曲线 5), 而较大的颗粒则通过回料密封装置重新返

回炉内。由此可见较大颗粒大多集中在炉膛底部的浓相区内。

图 11 和图 12 所示为沿炉膛高度  $H$  方向上核心区内扬析率以及“核心-环”结构中固体从核心区流向环状区质量流率的变化情况。显然,在循环流化床锅炉中,除了固体颗粒在分离器内被分离再送回床内的外部循环外,固体颗粒在核心区和边壁处环状内的上升和下落也构成了床内的内循环,流化床内温度能保持均匀分布是由于内循环作用的结果。

### 3 结 论

以四川内江电站引进 410 t/h Pyroflow 循环流化床锅炉为研究对象,建立的锅炉燃烧区部分的气固流动模型,描述了流化床悬浮段内气固两相的“环心-核”流动结构以及床下部浓相区的气泡特性,同时考虑了固体物料的宽筛分特性。模型在锅炉额定负荷状态下进行的仿真计算,预测了床内固体浓度分布、颗粒尺寸分布、压力分布、扬析量流动特性。模型的建立及对引进循环流化床锅炉流动特性的初步分析为今后进一步研究锅炉的整体动静态性能以及能引进技术的消化吸收打下了良好的基础。

### 参 考 文 献

- [1] JENS HANNES, ULRICH RENZ. The IEA Model for Circulating Fluidized Bed Combustion. in Proceedings of 13th International Conference on Fluidized Bed combustion (ed. Heinschel K J), New York: ASME, 1995. 287~296
- [2] GRACE J R, AVIDAN A A, KNOWLTON T M. Circulating fluidized Beds. London: Chapman & Hall Press, 1997
- [3] WEN C Y, CHEN LH. Fluidized Bed Freeboard Phenomena; Entrainment and Elutriation. AIChE Journal, 1982, 28 (1): 117~128
- [4] RHODES M J. Modeling the Flow Structure of Upward-Flowing Gas-Solids Suspensions, Powder Technology, 1990, 60: 27~38
- [5] [加]P. 巴苏, S A 弗雷泽著. 循环流化床锅炉的设计与运行. 岑可法, 倪明江译. 北京: 科学出版社, 1994

## Mathematical Model of Flow Process in 40t/h Pyroflow Circulating Fluidized Bed Boiler

YANG Chen, HE Zu-wei, XIN Ming-dao

(College of Thermal Power Engineering, Chongqing University, Chongqing 400044, China)

**ABSTRACT:** A mathematical model is presented to describe the fluid dynamics processes for the combustion system of 410t/h Pyroflow CFB boiler. A core-annulus structure with solid dispersion from core to annulus is considered, and the influence of coal particles fragmentation, attrition and broad size distribution of feeding coal and bed inventory on hydrodynamics is specially taken into account. The simulation results show that the CFB boiler has good hydrodynamic characteristics and high hot cyclone efficiency.

**KEYWORDS:** circulating fluidized bed; hydrodynamics; mathematical model

(责任编辑 刘尚坤)