

75 t/h 循环流化床锅炉气固流动与燃烧的数值模拟

王文洁, 凌 玲, 杨 茉

(上海理工大学 能源与动力工程学院, 上海 200093)

摘要: 以 75 t/h 循环流化床锅炉为研究对象, 采用数值模拟方法, 对其物料流动与燃烧时 NO_x 排放特性进行研究。通过计算分析燃料颗粒轨迹和改变过量空气系数来研究炉膛出口污染物 NO_x 的生成分布情况, 给出了入炉颗粒球形度对流态化的动态影响。数值模拟结果表明, 以污染物 NO_x 生成量为主要考虑因素时, 该锅炉炉膛的过量空气系数宜选在 1.10~1.15 之间, 最佳燃烧工况宜选一、二次风比例为 1:1, 过量空气系数为 1.12。该数值模拟结果为优化循环流化床锅炉燃烧提供了实际参考, 具有一定的工程应用价值。

关键词: 流化床锅炉; 数值模拟; 过量空气系数; 最佳燃烧工况; 球形度

中图分类号: TK 229.6

文献标志码: A

Numerical Simulation on the Gas-Solid Flow and Combustion in a 75 t/h Circulating Fluidized Bed Boiler

WANG Wenjie, LING Ling, YANG Mo

(School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China)

Abstract: The numerical simulation method was used to study the material flow and NO_x emission characteristics of a 75 t/h circulating fluidized bed (CFB) boiler. The formation and distribution of the pollutant NO_x at the furnace outlet was studied by calculating the trajectory of fuel particles and changing the excess air coefficient. At the same time, the dynamic effects of sphericity of particles on the fluidization were given. The numerical simulated results show that the excess air coefficient of the boiler furnace should be selected between 1.10 and 1.15, and the optimized combustion condition is further determined. The ratio of primary air to the second air should be 1:1, and the excess air factor should be chosen as 1.12. The results provide a practical reference to the combustion optimization in a CFB boiler, and are valuable for engineering applications.

Keywords: fluidized bed boiler; numerical simulation; excess air coefficient; optimized combustion condition; sphericity

收稿日期: 2017-09-06

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (51736007)

第一作者: 王文洁 (1994-), 男, 硕士研究生。研究方向: 流动与传热的数值模拟。E-mail: 381797260@qq.com

通信作者: 杨 茉 (1958-), 男, 教授。研究方向: 流动与传热的数值模拟。E-mail: yangm@usst.edu.cn

循环流化床燃烧技术作为一种新的清洁燃烧技术正在被快速发展，虽然其发展历史较短，但已表现出极强的生命力。目前，该技术已取得了相当大的进展，但仍有许多问题尚未被合理解释。国内外已有很多人做了相关研究，如郑成航等^[1]研究了 300 MW 单炉膛大型循环流化床锅炉炉膛影响二次风射程的相关因素；Klimanek 等^[2]采用拟二维思想对循环流化床立管进行了数值模拟研究；Adamczyk 等^[3]研究了空气和富氧燃烧下循环流化床的特性；王康健等^[4]研究了 75 t/h 循环流化床污染物的分布情况；张瑞卿等^[5]证明了采用简化的煤燃烧机制是合理有效的；王爱军等^[6]得到了 Fluent 软件基本能反映锅炉的实际燃烧这一结论。目前为止，关于循环流化床的研究只限于局部简单研究。

本文利用简化的煤燃烧机制和 Fluent 软件，找到该炉型在特定燃料下控制 NO_x 的最佳燃烧工况。虽然流化床锅炉系统比普通锅炉简单，但其炉膛内的物料和气体存在着复杂的气固两相流动^[7-10]。

1 炉膛物理模型的简化

循环流化床锅炉结构如图 1 所示。锅炉采用单锅筒、自然循环、集中下降管、平衡通风、绝热式旋风气固分离器以及循环流化床燃烧方式，锅炉本体采用钢架悬吊与钢架支承相结合的承载方式，且利用膨胀系统消除两部分热胀冷缩的较大膨胀位移^[11-13]。循环流化床锅炉炉膛一般可以分成两个区域：上部循环流化稀相区和下部鼓泡流化密相区。炉膛稀相区四周布满了膜式水冷壁，下部为一渐缩矩形横截面，最小截面宽度为 2 130 mm，深度为 2 130 mm。炉膛布风板、锥段区域及炉膛易磨损区域均铺设耐火耐磨材料。该锅炉属于中小型循环流化床锅炉，故无独立的外置式换热器，而是采用立管和回料阀的配合来控制循环回料量，从而来调节锅炉的运行负荷。

由锅炉的结构图可以抽象出锅炉的二维结构简图(见图 2)和三维结构简图(见图 3)。由于计算机内存配置及计算条件的限制，燃烧模拟主要采用二维结构进行模拟计算，可为后续三维燃烧研究提供参考。且通过理论分析可知，对二维炉膛的模拟分析可以给工程实际提供参考^[14-16]。流动实验采用三维结构模拟。

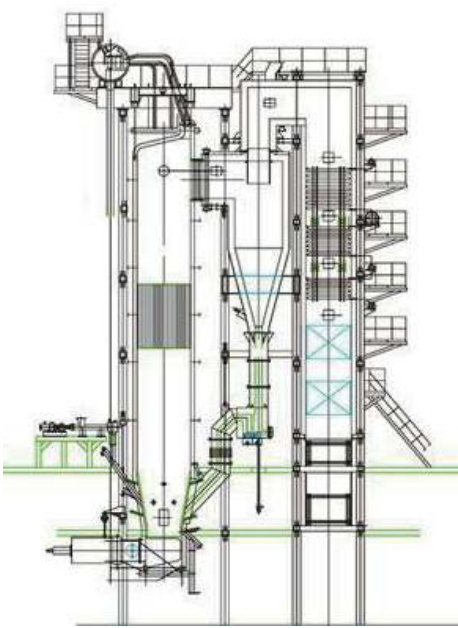


图 1 75 t/h 循环流化床锅炉结构

Fig. 1 Structure of 75 t/h circulating fluidized bed boiler

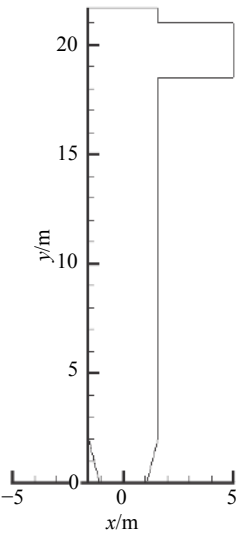


图 2 二维结构简图

Fig. 2 Diagram of two dimensional structure

该炉膛总高为 21 700 mm，炉膛上部为一固定横截面，宽度为 3 130 mm，深度为 6 230 mm，最下部是渐缩矩形横截面，最小截面宽深度均为 2 130 mm。炉膛出口布置在炉膛右上侧，炉膛出口宽度为 2 500 mm，下边界与布风板距离为 18 300 mm。一次风的进口在炉膛底部，整体考虑为平均进风，进口宽度为 2 130 mm。二次风进口对称布置在炉膛两侧，下部离底部(一次风口)距离为 2 600 mm，进口宽度为 160 mm。煤口布置在炉膛左下侧，宽为 124 mm，下边界与布风板距离

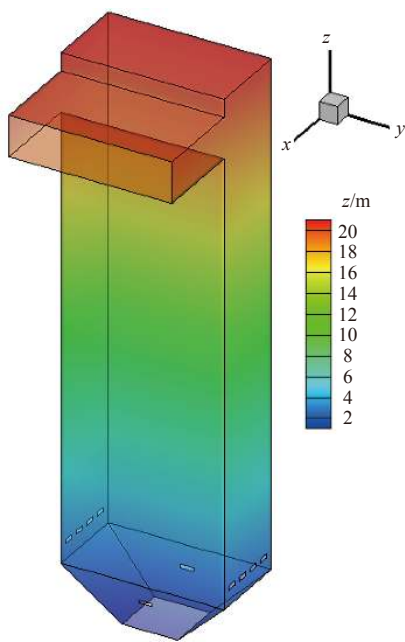


图3 三维结构简图

Fig. 3 Diagram of three dimensional structure

为 1 200 mm。回料口布置在炉膛右下侧, 宽度为 124 mm, 下边界与布风板距离为 1 200 mm。进行网格划分时, 对炉膛底部密相区采用了局部网格加密方式, 整个炉膛共生成约 183 000 个网格, 网格质量高达 0.996。为进一步说明计算结果不受网格数的影响, 在模拟计算前, 进行了网格无关性验证, 即将网格尺寸减小到原来的 70%, 此时整体网格数变为原先的 2 倍, 炉膛出口的平均努塞耳数未发生变化。

2 数学模型的建立

由于该物理模型既有流动, 又有换热, 还包括颗粒与颗粒、颗粒与气体之间的相互作用, 同时该系统处于燃烧状态。故需在原有的质量守恒方程、动量守恒方程、能量守恒方程中增加组分质量守恒方程。所需方程如下:

连续性方程

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v}) = 0 \quad (1)$$

由该问题为不可压流动, 故

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0, \quad \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0 \quad (2)$$

x 方向动量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho v_x)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v_x v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v_x v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v_x v_z)}{\partial z} = \\ -\frac{\partial p}{\partial x} + f_x \rho + \frac{\partial}{\partial x} \left(\bar{\lambda} \operatorname{div} \mathbf{v} + 2\eta \frac{\partial v_x}{\partial x} \right) + \\ \frac{\partial}{\partial y} \left(\eta \left(\frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial y} \right) \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\eta \left(\frac{\partial v_z}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial z} \right) \right) \end{aligned} \quad (3)$$

y 方向动量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho v_y)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v_y v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v_y v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v_y v_z)}{\partial z} = \\ -\frac{\partial p}{\partial y} + f_y \rho + \frac{\partial}{\partial x} \left(\eta \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) \right) + \\ \frac{\partial}{\partial y} \left(\bar{\lambda} \operatorname{div} \mathbf{v} + 2\eta \frac{\partial v_y}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\eta \left(\frac{\partial v_z}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial z} \right) \right) \end{aligned} \quad (4)$$

式中: η 为流体的动力黏度; $\bar{\lambda}$ 称为流体的第二分子黏度, 对气体可以取为 $-2/3$ 。

能量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho h)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho h v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho h v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho h v_z)}{\partial z} = \\ -p \operatorname{div} \mathbf{v} + \operatorname{div}(\lambda \operatorname{grad} T) + \Phi + S_h \end{aligned} \quad (5)$$

式中: λ 为流体的导热系数; S_h 为流体的内热源; Φ 为由于粘性作用机械能转换为热能的部分, 称为耗散函数; $p \operatorname{div} \mathbf{v}$ 为表面力对流体微元体所做的功, 一般可以忽略。

$$\text{气体状态方程} \quad p = p(\rho, T) \quad (6)$$

组分质量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho m_i) + \operatorname{div}(\rho \mathbf{v} m_i + J_i) = S_i \quad (7)$$

式中: $\frac{\partial}{\partial t}(\rho m_i)$ 代表单位体积内组分 1 的质量变化率; $\rho \mathbf{v} m_i$ 代表组分 1 的对流流量密度; J_i 代表扩散流量密度, 它由费克定律给出; S_i 是单位体积内组分 1 的生成率。由费克定律 $J_i = -D_i \operatorname{grad} m_i$, 代入式 (7) 得

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho m_i) + \operatorname{div}(\rho \mathbf{v} m_i) = \operatorname{div}(D_i \operatorname{grad} m_i) S_i \quad (8)$$

其中 D_i 为扩散系数。

涡黏性模式湍流方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\rho u_j \frac{\partial k}{\partial x_j} - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) = \\ \tau_{ij} S_{ij} - \rho \varepsilon + \Phi_k \end{aligned} \quad (9)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\rho u_j \varepsilon - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) = \\ c_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} \tau_{ij} S_{ij} - c_{\varepsilon 2} f_2 \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + \Phi_\varepsilon \end{aligned} \quad (10)$$

其中右端项分别表示生成项、耗散项和壁面项。

3 所用燃料及计算模型

该循环流化床锅炉所用燃料为中煤，燃料特性如表 1 所示。计算用煤粉颗粒直径范围为 0.01 ~ 4 mm,平均直径为 1 mm，且模拟计算时颗粒直径分布规律符合 Rosin-Rammlar 分布。利用 Fluent 16.0 软件进行二维炉膛燃烧的数值模拟时，N-S 方程用 Simple 方法求解，炉膛内的湍流模拟采用 Realizable κ - ε 方程，壁面处采用壁面函数法

处理，燃烧反应模型选非预混燃烧模型，且炉膛内部颗粒及其燃烧产物存在自身辐射和散射，故选用 P-1 辐射模型，对于内部的气固物质燃烧模型采用了混合分率-概率密度函数模型(PDF)。污染物的生成考虑 NO_x ，由于炉膛的燃烧效应，这里主要考虑热力型 NO_x 和燃料型 NO_x 的生成。挥发分析出选用单步析出模型，焦炭燃烧选用动力扩散模型，类似于煤粉炉的模拟，这里还采用了离散项模型。

表 1 中煤的燃料特性
Tab.1 Fuel characteristics of coal

可燃基挥发分/%	低位发热量/($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)	收到基水分/%	收到基灰分/%	
14.86	12 000	1.1	56.87	
收到基碳/%	收到基氢/%	收到基氧/%	收到基氮/%	收到基硫/%
31.77	1.66	6.2	0.58	1.82

由于离散格式的不同对计算的收敛性有很大影响，故在对空间项相关方程离散时选取了适当的离散格式。为了提高数值计算结果的精度，对动量方程、湍动能方程、湍动能耗散率方程采用了二阶上风差分格式，能量方程以及相关污染物方程采用了 Quick 格式。为了加快收敛速度，采用 Simple 方法来处理压力与速度的耦合。

4 工况选择及结果分析

4.1 数值计算初始工况选定

由设计文件的燃料消耗量，初次选定进煤口的煤量为 2 kg/s，进煤温度为 473 K。根据文献 [17]，选取燃料循环倍率为 10，即循环物料量为 20 kg/s。回料颗粒粒径范围为 0.1 ~ 2 mm,平均直径为 0.5 mm，温度为 473 K。根据燃料消耗量以及燃料成分，选取过量空气系数为 1.05，初始一次风速为 5.1 m/s，方向竖直向上即+ y 方向，经预热后温度为 473 K；二次风速为 45.3 m/s，方向水平对冲，经预热后温度为 573 K。

4.2 结果分析

4.2.1 球形颗粒与非球形颗粒流态化对比

循环流化床锅炉炉膛内的流动属于气固流态化流动，其主要原因为从炉膛底部进入的一次风通过与颗粒之间的摩擦形成了拽力，从而使流体通过床层形成了压力降，进而使床层处于膨胀流

化阶段，其中的颗粒空间位置不再依靠与其相邻颗粒的接触来维持，绝大多数颗粒处于悬浮翻滚状态，形成了强烈的气固流化混合流动。通过模拟计算，跟踪了平均直径 D 分别为 0.8，1.2，1.6 mm 的颗粒在不同球形度下的流动状态。图 4 和图 5 分别为将颗粒处理成球形颗粒、非球形颗粒所得的迹线图。由图 4 和图 5 可以明显看出，图 4 中追踪的 3 个颗粒出现了不同的流动状态，依次为气体运输、流态翻滚和回落。对比图 4 和图 5 中的 3 个颗粒，均为类似气体运输，由此可知，入炉颗粒的球形度对流态化有很大影响，颗粒球形度越高，相对流态化越好。

4.2.2 气垫 T 型弯头出口结构优势

循环流化床炉内气固两相流动特性与炉膛出口结构密切相关，工程实际中最常用的出口结构有直角弯头和气垫 T 型弯头，本文对这两种出口结构进行了简要的对比分析。图 6 和图 7 分别是采用了直角弯头出口后的颗粒直径追踪迹线图和出口速度分布矢量图。由图 6 可以发现，虽然炉膛出口处颗粒直径已减小到 2 mm 以下，但是此处出现了一个漩涡区，见图 7，这会明显增加颗粒对出口壁面的磨损，不利于炉膛的正常运行。若采用气垫 T 型弯头出口，则可以明显增加对气团流动的束缚，增加返混，进而可以增加颗粒与气体的接触概率，有利于提高脱硫效率。所以本文采用气垫 T 型弯头出口结构进行后续的模拟研究。

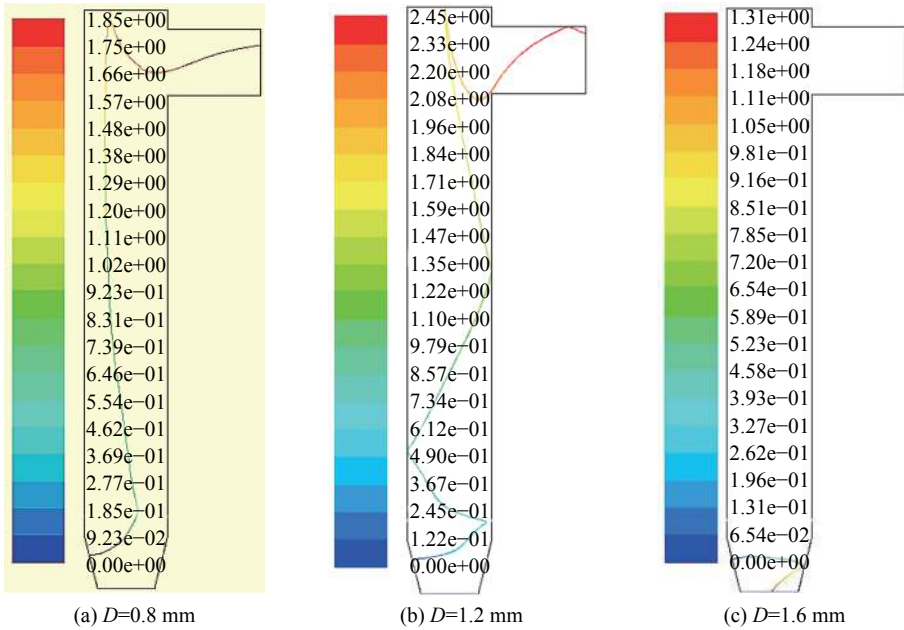


图 4 单个球形（球形度为 1.0）颗粒迹线图

Fig.4 Trace of a single spherical particle (the degree of sphericity is 1.0)

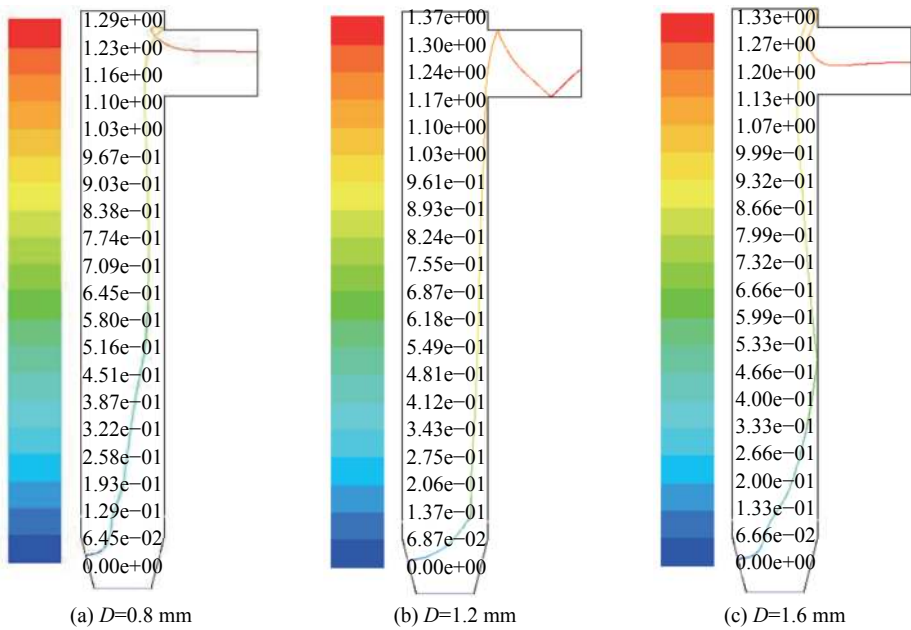


图 5 单个非球形（球形度为 0.5）颗粒迹线图

Fig.5 Trace of a single non-spherical particle (the degree of sphericity is 0.5)

4.2.3 颗粒直径对温度场分布的影响

虽然不同结构规模的循环流化床锅炉燃烧所用的颗粒直径都是毫米级的，但是不同的循环流化床锅炉被建造好以后，其最佳燃烧颗粒直径是大不相同的。燃料颗粒直径的变化将显著影响温度场的分布，进而会对污染物生成率及场分布产生影响。这里主要讨论 NO_x 的场分布情况。图 8 和图 9（见下页）分别是额定物料和粗物料在 $x = 0\text{ mm}$ 处 NO_x 随炉膛高度的分布图，通过观察可

以发现两者在二次风口附近浓度分布明显不同。这是因为当采用额定颗粒尺寸时，物料的流化传热条件较好，在二次风口上部有明显的气流回流，这样使原先的 NO_x 被大量还原，由此可知良好的气流组织可以明显地减少 NO_x 的生成。图 10（见下页）是采用额定物料颗粒直径所得到的温度场分布图；图 11（见下页）是采用了煤粉颗粒直径范围 $0.02 \sim 8\text{ mm}$ 、平均颗粒直径 2 mm 、回料颗粒直径范围 $0.01 \sim 4\text{ mm}$ 、平均颗粒直径为 1

mm 所得的温度场分布图。观察图 10 不难发现，温度场分布呈现不对称性，这是由于给煤粒径与循环回料粒径不相同所造成的，且可以明显观察到二次风射流对上下物料的强烈卷吸作用，这样有利炉膛高温区对物料的传热，有助于充分燃烧和控制污染物的排放。观察图 11 可以发现，随着燃烧颗粒直径的增大，二次风对燃烧的卷吸作用减弱，且颗粒燃烧反应明显被推迟，这与颗粒的直径变大、预热所需燃烧时间变长、挥发份析出变缓等因素有关。这一结果与前人试验结果一致^[4,9]。

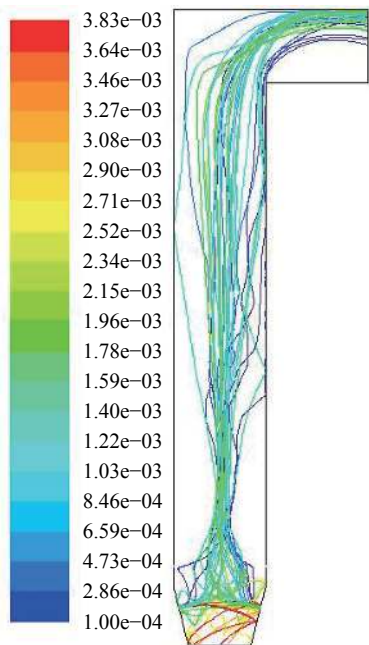


图 6 直角弯头出口颗粒直径迹线图

Fig.6 Particle diameter trace at the right angle elbow exit

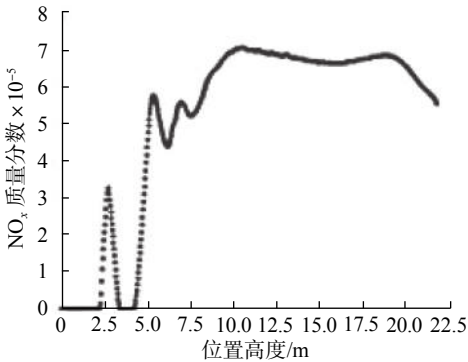


图 8 额定物料 $x = 0$ mm 处 NO_x 分布

Fig.8 NO_x distribution of rated material at $x = 0$ mm

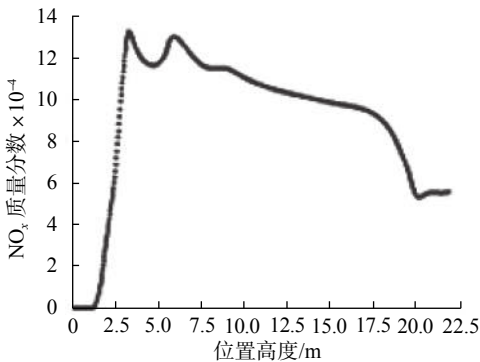


图 9 粗物料 $x = 0$ mm 处 NO_x 分布

Fig.9 NO_x distribution of coarse material at $x = 0$ mm

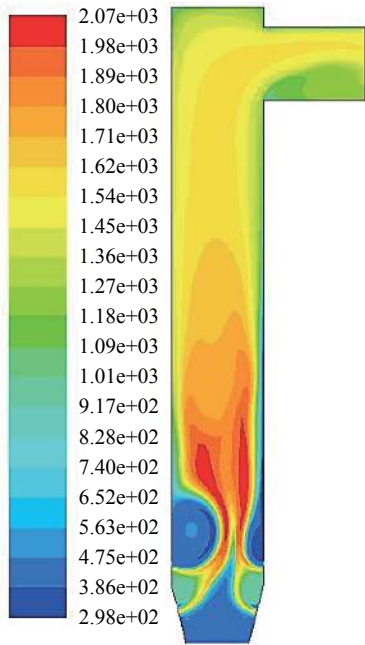


图 10 额定物料温度分布

Fig.10 Rated material temperature distribution

4.2.4 过量空气系数对 NO_x 生成量的影响

由于气流的组织形式对污染物的生成有重大影响，其中除给料直径分布与回料直径分布影响

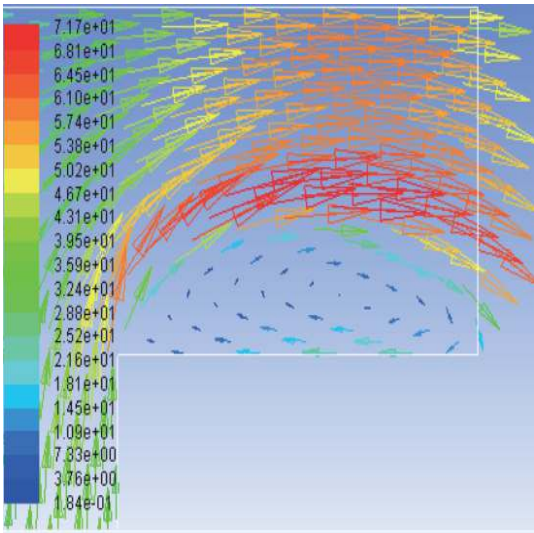


图 7 直角弯头结构出口处速度矢量图

Fig.7 Velocity vector at the right angle elbow exit

外, 过量空气系数的选择对炉膛内气流组织起了决定性的作用。接下来, 研究过量空气系数对 NO_x 生成量的影响。在此保持物料和回料的直径分布以及初始设置不变, 且一、二次风风量比例选为 1 : 1 来进行控制变量。表 2 为 4 组具体计算工况及相应工况下出口 NO_x 质量百分数。从表 2 可以看出, 随着过量空气系数从 1.05 变化到 1.20, 出口 NO_x 质量百分数先下降后上升, 由此可知为了合理控制 NO_x 的生成量, 该锅炉炉膛的过量空气系数宜选在 1.10 ~ 1.15 之间, 这一模拟计算结果与前人的试验结果是吻合的。进一步计算确定了最佳过量空气系数可选为 1.12, 且通过模拟计算已确定了一、二次风的比例选为 1 : 1 较为合适, 故确定其为该锅炉的最佳工况。该工况的确定考虑了入炉颗粒直径的分布, 一、二次风配比及过量空气系数的选择。

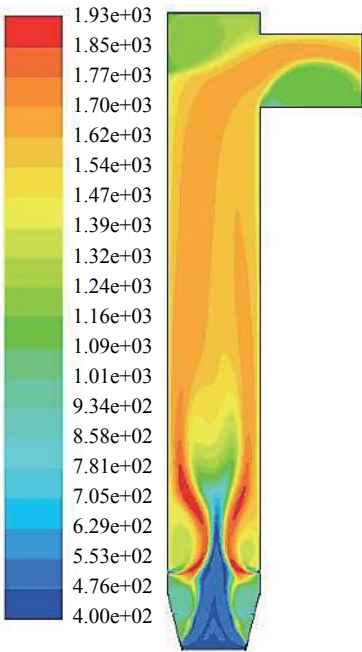


图 11 粗物料温度分布

Fig.11 Coarse material temperature distribution

表 2 模拟工况

Tab.2 Simulated working conditions

实验序号	过量空气系数	计算风量/($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$)	实验风量/($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$)	一次风风速/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	二次风风速/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	出口 NO_x 质量百分数/%
1	1.05	44.2	46.41	5.1	45.3	0.146
2	1.10	44.2	48.62	5.4	47.5	0.034
3	1.15	44.2	50.83	5.6	49.6	0.010
4	1.20	44.2	53.04	5.8	51.8	0.104

5 结 论

对 75 t/h 循环流化床锅炉流动与燃烧进行数值模拟, 最初对参数设置进行了相关检验, 同时研究了球形颗粒与非球形颗粒对流态化这一现象的影响。与直角弯头出口结构相比, 气垫 T 型弯头出口结构具有明显优势, 颗粒直径变化对炉膛温度场分布及污染物生成均有影响。最后通过控制变量法研究了过量空气系数对 NO_x 生成量的影响。为了有效控制 NO_x 生成量, 确定了该锅炉炉膛的过量空气系数宜选在 1.10 ~ 1.15 之间, 最佳燃烧工况宜取一、二次风的比例为 1 : 1, 过量空气系数为 1.12。该研究结果对实际工程问题具有参考价值。

参考文献:

[1] 郑成航, 程乐鸣, 周星龙, 等. 300MW 单炉膛循环流化床

锅炉二次风射程的数值模拟[J]. 动力工程, 2009, 29(9): 801–805.

[2] KLIMANEK A, ADAMCZYK W, KALLIO S, et al. Experimental and numerical study of pseudo-2D circulating fluidized beds[J]. Particuology, 2016, 29: 48–59.

[3] ADAMCZYK W P, KOZOŁUB P, KLIMANEK A, et al. Numerical simulations of the industrial circulating fluidized bed boiler under air- and oxy-fuel combustion[J]. Applied Thermal Engineering, 2015, 87: 127–136.

[4] 王康健, 张丹娅, 金军, 等. 75t/h 电站循环流化床锅炉燃烧和污染物排放的数值模拟[J]. 能源与环境, 2004(1): 36–42.

[5] 张瑞卿, 杨海瑞, 吕俊复. 应用于循环流化床锅炉气固流动和燃烧的 CPFD 数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2013, 33(23): 75–83.

[6] 王爱军, 王璐璐, 闻猛. 循环流化床锅炉数值模拟研究[J]. 技术研发, 2016: 46–47.

[7] AVIDAN A A. Circulating fluidized bed technology IV[C]// Proceedings of the Fourth International Conference

- on Circulating Fluidized Beds. Pennsylvania: AICHE, 1993.
- [8] BORDBAR M H, MYÖHÄNEN K, HYPPÄNEN T. Coupling of a radiative heat transfer model and a three-dimensional combustion model for a circulating fluidized bed furnace[J]. Applied Thermal Engineering, 2015, 76: 344–356.
- [9] 孙彪. 论循环流化床燃煤锅炉的 SO_2 和 NO_x 排放的试验和数值计算[J]. 电力建设, 2008: 100–102.
- [10] 王建军, 李东芳, 金有海, 等. 循环流化床锅炉二次送风结构影响的数值模拟[J]. 中国粉体技术, 2010, 16(3): 1–6.
- [11] LI P L, WANG T F, LIU Y F, et al. CFD simulation of the hydrodynamic behavior in an internally circulating fluidized bed reactor for producing polysilicon granules[J]. Powder Technology, 2017, 311: 496–505.
- [12] CHANG J, ZHANG K, ZHU W Q, et al. Gas–solid flow in a high-density circulating fluidized bed riser with Geldart group B particles[J]. Particuology, 2016, 29: 103–109.
- [13] 黄中, 孙献斌, 江建忠, 等. CFB 锅炉温度场及氧量场测试与数值模拟[J]. 中国电力, 2013, 46(9): 6–11.
- [14] 李洪钟, 郭慕孙. 回眸与展望流态化科学与技术[J]. 化工学报, 2013, 61(1): 52–62.
- [15] 魏毓璞, 陈媛, 王大军. 循环流化床锅炉新技术应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2015.
- [16] 卢啸风. 大型循环流化床锅炉设备与运行[M]. 北京: 中国电力出版社, 2006.
- [17] 刘柏谦, 魏高升, 史宏起, 等. 国产 75t/h 循环流化床锅炉的现状和发展[J]. 锅炉技术, 2000, 31(5): 1–5.

(编辑: 董 伟)

(上接第 216 页)

- [6] MA Y W, HUANG M Z, WAN J Q, et al. Prediction model of DnBP degradation based on BP neural network in AAO system[J]. Bioresource Technology, 2011, 102(6): 4410–4415.
- [7] 刘洪, 何光军. 基于人工神经网络方法的上市公司经营失败预警研究[J]. 会计研究, 2004(2): 42–46.
- [8] VAPNIK V N. 统计学习理论的本质[M]. 张学工, 译. 北京: 清华大学出版社, 2000.
- [9] LESSMANN S, SUNG M C, JOHNSON J E V. Identifying winners of competitive events: a SVM-based classification model for horserace prediction[J]. European Journal of Operational Research, 2009, 196(2): 569–577.
- [10] WU Q. Product demand forecasts using wavelet kernel support vector machine and particle swarm optimization in manufacture system[J]. Journal of Computational and Applied Mathematics, 2010, 233(10): 2481–2491.
- [11] 孙卫红, 童晓, 李强. 改进 PSO 优化参数的 LSSVM 燃煤锅炉排放预测[J]. 数据采集与处理, 2015, 30(1): 231–238.
- [12] 谢赤, 罗长春, 王蓓. 财务困境预警 SVM 模型的构建及实证研究[J]. 当代经济科学, 2007, 29(6): 96–100.

(编辑: 石 瑛)