

300 MW 循环流化床锅炉气固流动特性的 CPFD 模拟*

曾胜庭¹, 陈曦², 马珺晨², 赵海波^{2†}

(1. 广东粤电集团云河发电有限公司, 广东 云浮 527328; 2. 华中科技大学煤燃烧国家重点实验室, 武汉 430074)

摘要: 采用计算颗粒流体力学 (CPFD) 的方法对 300 MW 循环流化床锅炉内的气固两相流体动力学参数进行全床数值模拟研究, 重点分析了循环流化床锅炉炉膛以及回料阀的气固流动特性, 获得固相颗粒浓度和速度场在炉膛内的分布以及固体循环流量、系统压力平衡、回料阀的运行情况等锅炉关键参数。结果表明: 颗粒浓度的轴向分布呈现明显的密相区和稀相区两部分, 模拟得到的轴向压力分布与实际工况吻合较好, 验证了 CPFD 方法模拟循环流化床锅炉的准确性; 锅炉回料阀内压降最大, 这与床料分布相符; 回料阀返料室流化程度较高, 而输运室流化程度较小, 呈现鼓泡床状态, 气泡大都贴壁逃逸。

关键词: 循环流化床锅炉; 气固流动特性; CPFD 模拟; 300 MW; 回料阀

中图分类号: TK175

文献标志码: A

doi: 10.3969/j.issn.2095-560X.2018.03.007

CPFD Simulation on Gas-Solid Hydrodynamics of a 300 MW Circulating Fluidized Bed Boiler

ZENG Sheng-ting¹, CHEN Xi², MA Jin-chen², ZHAO Hai-bo²

(1. Guangdong Yudean Yunhe Power Co., Ltd, Yunfu 527328, Guangdong, China;

2. State Key Laboratory of Coal Combustion, Huazhong University of Science and Technology, Wuhan 430074, China)

Abstract: Gas-solid hydrodynamics of a 300 MW circulating fluidized bed (CFB) boiler was investigated by computational particle fluid dynamics (CPFD) simulation. The flow characteristics of the chamber and loop seal were analyzed in detail. Operation states and key parameters of the CFB boiler, such as the solid volume fraction distribution, velocity field, system pressure, the solid circulating rate and the operational condition of loop seal were evaluated to optimize the operation of the boiler. Results showed that the solid volume fraction distribution along the furnace height was obviously distinguished as a dense-phase zone at the bottom of boiler and a dilute-phase zone at the upper part of the boiler. The solid volume fraction and velocity field in dense-phase were influenced by the bed inventory, which was returned from the loop seal. It was found that these effects were gradually reduced along the height of CFD boiler. The pressure from simulation agreed with the results obtained in actual production, which showed that CPFD is an effective way for CFB simulation. It was noted that the pressure drop at loop seal was the maximum because of its function of the pressure balance for CFB, which was in line with the distribution of bed inventory. The solid bed inventory in recycle chamber was fluidized more intense than that in supply chamber and in supply chamber, material was steadily fluidized with the bubbles escaping along the wall.

Key words: circulating fluidized boiler; gas-solid hydrodynamics; CPFD simulation; 300 MW; loop seal

0 前言

循环流化床锅炉中气固两相在炉床内充分接触, 传热及传质效果好, 具有燃烧效率高、适合低品质燃料、负荷调节范围宽、低污染物排放等特点^[1-2], 广泛应用于燃煤发电、生物质和固体废弃物处理等领域。

对于循环流化床锅炉的运行, 国内外大量学者利用冷模和热态实验对其气固流体动力学特性进行了系统的研究^[3-4]; 同时基于工业锅炉的实际运行测试也有相应的进展^[5-6]。但实验研究在实验台尺寸和运行条件方面同实际锅炉存在一定的差异, 因此所获得的结论通常不能直接应用于工业生产; 工业测试的整个过程虽然是基于锅炉的真实运行

* 收稿日期: 2018-04-13 修订日期: 2018-05-27

† 通信作者: 赵海波, E-mail: hzhao@mail.hust.edu.cn

状态,但由于存在测试难度、测试条件的限制,也通常不能获得炉内详细气固两相流的传热传质情况。因此,随着计算流体力学(computational fluid dynamics, CFD)和计算机硬件的发展,数值模拟因其模拟了炉膛内的环境,能够较为准确地描述炉膛内的气固流体动力学特性和燃烧传热情况,同时能够得到实验和实际运行过程中不易测量的参数,因而成为研究循环流化床锅炉的一种有效手段。XIE等^[7-8]采用MP-PIC方法模拟了燃烧垃圾的75 t/h循环流化床锅炉,模拟考虑了垃圾燃烧过程中的污染物释放以及反应过程,系统分析了循环流化床锅炉在运行过程中的气固流动特性、气体浓度分布、压力分布、温度分布等关键信息,同时对循环流化床锅炉在运行过程中的壁面磨损情况也进行了研究。张彦军等^[9]对600 MW超临界循环流化床锅炉进行整体模拟,研究了二次风的穿透特性以及旋风分离器不均匀性等问题。许霖杰等^[10]对1 000 MW超临界循环流化床锅炉环形炉膛气固流场进行了模拟,分析了炉膛中不同位置的颗粒浓度分布以及各旋风分离器入口的质量流量不均匀性。王超等^[11]对600 MW超临界裤衩腿六分离器循环流化床锅炉炉膛的气固流场进行数值模拟研究,分析了炉膛内的颗粒浓度和颗粒速度分布,比较了六分离器的气固流量。

但CFD方法计算效率偏低,且在计算高固相浓度的气固两相流方面存在一些不足。经过不断探索,研究者们发展了一种CFD的分支——计算颗粒流体力学(computational particle fluid dynamics, CPFD)。SNIDER等^[12-14]结合双流体模型和计算流体力学-离散元方法(CFD-DEM)模型,对计算过程做了较大程度的简化,采用欧拉-拉格朗日方法来处理流动过程中的流体相和颗粒相,从而最先实现了气固两相颗粒粒子系统的快速CPFD模拟。CPFD已被应用于大型流化床气固流动的数值计算,并且取得了很好的计算结果。WANG等^[15-16]对一个循环流化床冷态实验台进行了CPFD建模和计算,发现床料密相堆积体积分数对回料阀中的颗粒流动会产生很大影响;之后,他们用优化后的参数进行模拟,研究了不同工况下物料循环的状态,计算结果同实验结果吻合较好。邱桂芝等^[17]采用CPFD数值模拟方法研究了循环流化床环形炉膛冷态实验台内的气固流动特性,模拟得到的炉膛内轴向压

力分布和返料流率均与实验结果吻合较好,同时还分析了炉膛出口气固流动不均匀性。张瑞卿等^[18]模拟了Chatham锅炉的热态运行,得到了从启动到稳定运行的气固流动和燃烧动态结果,并根据模拟结果准确预测出了炉内壁面磨损的发生位置。

对于循环流化床锅炉的模拟,目前已有的工作大都选择忽略旋风分离器和回料阀,而重点对炉膛进行针对性的研究。本文采用CPFD方法,对实际运行工况下的300 MW循环流化床锅炉全床进行模拟,以欧拉-拉格朗日方法来处理气固流动中的流体相和颗粒相,以研究循环流化床锅炉整体的气固流动特性和细节,包括固相颗粒浓度和速度在炉膛内的分布、固体循环流量、系统压力平衡以及回料阀的运行情况等锅炉运行状态,以指导实际工况下的运行。

1 模拟对象

本文中的模拟对象为广州粤电云河发电有限公司300 MW循环流化床锅炉,是由上海锅炉厂有限公司生产制造的SG-1036/17.5-M4506型亚临界参数中间再热循环流化床锅炉。模拟过程中采用的锅炉模型如图1和图2所示,按照模型尺寸与实际尺寸1:1绘制,炉膛高40 m、宽28 m、厚8.9 m。整个循环流化床锅炉模型由锅炉炉体、旋风分离器、回料阀组成,其中三个旋风分离器均为单侧布置。为了使对炉膛内的气固流动模拟更加准确,根据实际情况布置二次风管。锅炉内部床料粒度分布如图3所示,平均粒径为231.25 μm ,采用激光粒度仪(Malvern, Master Min)测试;真密度为2 895.47 kg/m^3 (真密度仪, Micromeritics, AccuPyc1330)。模拟过程中循环流化床锅炉整体温度为1 163 K,壁面为绝热边界条件,模拟过程中具体的参数设置如表1所示。初始时流化床内压力为1个大气压,旋风分离器出口设置为压力出口,表压为0 Pa。床料装填于炉膛底部,密相体积分数0.47,填料高度1.1 m。模拟采用的网格数目为 1.4×10^6 ,时间步长0.000 1 s,模型网格采用六面体网格,同时对炉膛底部锥形区和回料阀部分进行局部加密,如图2所示。气固曳力模型采用Gidaspow模型,颗粒法向恢复系数0.89,切向恢复系数0.68^[19-20],采用GPU并行计算。

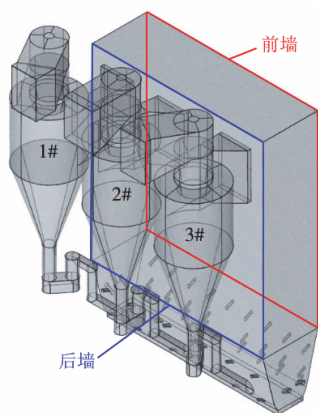


图 1 循环流化床锅炉模型

Fig. 1 Physical model of the CFB

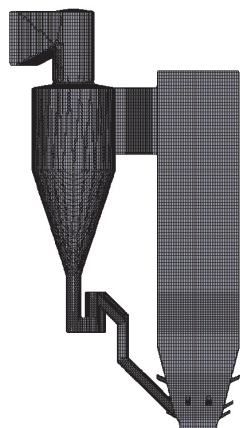


图 2 模拟过程中采用的网格

Fig. 2 Mesh configuration of the CFB

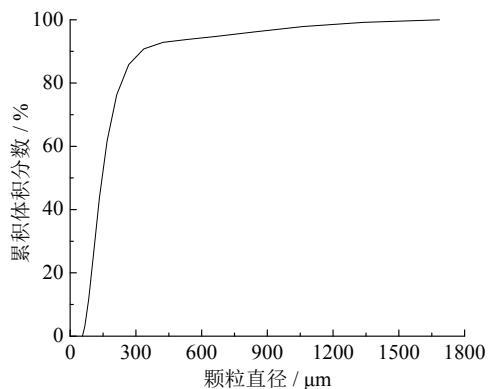


图 3 床料粒度分布

Fig. 3 Size distribution of bed material

表 1 基本参数

Table 1 Basic parameters

参数	流量 / (kg/s)	压力 / Pa
一次风	126.4	16 420
二次风	0.893 8 ~ 2.483	5 200
流化风	0.236 9	43 660
松动风	0.071 08	43 660

为确定模拟过程中达到稳定状态的时间,统计了通过炉膛中高度 8 m 和 28 m 两个位置截面的累积床料量,如图 4 所示,图中曲线的斜率即为通过该截面的固体循环流量。在 $t = 28.2$ s 之后两条曲线接近于平行,这表明炉膛内物料的固体循环流量达到一致,认为循环流化床的运行达到了稳定状态。因此,下文中关于稳定状态下运行参数的分析,则取 $t = 28.2$ s 之后不同时刻的流场样本进行时均处理 (28.2 ~ 40 s) 的结果。

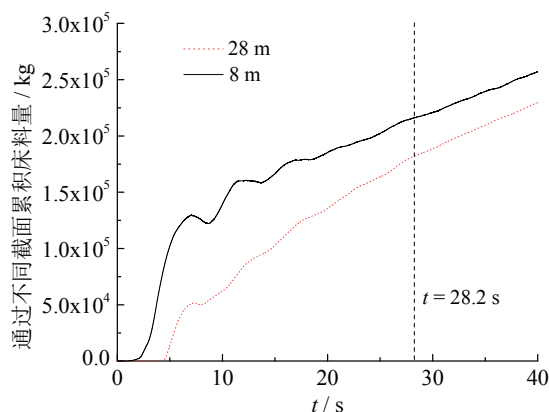


图 4 通过炉膛中截面的累积床料量

Fig. 4 The cumulative bed material through the furnace central section

2 控制方程

2.1 气固两相流模型

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha\rho)_g + \nabla \cdot (\alpha\rho\mathbf{u})_g = S_{gs} \quad (1)$$

其中,下标 g 、 s 分别代表气相(连续相)和颗粒相; α 、 ρ 和 \mathbf{u} 分别为气相的体积分数、密度和瞬时速度矢量; S_{gs} 为质量源项。

2.2 连续相动量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha\rho\mathbf{u})_g + \nabla \cdot (\alpha\rho\mathbf{u}^2)_g = -\alpha_g \nabla p + \alpha_g \rho_g \mathbf{g} + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g - \beta_{DPM}(\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s) + S_{gs} \mathbf{u}_g \quad (2)$$

其中, p 为气体相的压力; \mathbf{g} 为重力加速度; β_{DPM} 为单位体积气固之间曳力的总和,根据 Gidaspow 提出的模型,表示为:

$$\beta_{DPM} = \begin{cases} 150 \frac{(1-\alpha_g)^2 \mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_s |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s|}{d_s} & (\alpha_g \leq 0.8) \\ \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_g^{-1.65} \alpha_s \rho_g |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s|}{d_s} & (\alpha_g > 0.8) \end{cases} \quad (3)$$

其中:

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{\alpha_g Re} \left[1 + 0.15 (\alpha_g Re)^{0.687} \right] & (Re \leq 1000) \\ 0.44 & (Re > 1000) \end{cases} \quad (4)$$

式中, d_s 为固相颗粒直径; μ_g 为气相动力粘度; Re 为颗粒雷诺数, 表示如下:

$$Re = \frac{|\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s| \alpha_g \rho_g d_s}{\mu_g} \quad (5)$$

式(2)中 τ_g 为气相的应力张量, 根据应力应变本构关系可以表示为:

$$\tau_g = \alpha_g \mu_g \left[\nabla \mathbf{u}_g + (\nabla \mathbf{u}_g)^T \right] + \frac{2}{3} \alpha_g \mu_g (\nabla \cdot \mathbf{u}_g) \mathbf{I} \quad (6)$$

其中, μ_g 为气体动力粘度, 包括层流粘度与湍流粘度两个部分。

2.3 连续相能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha \rho H)_g + \nabla (\alpha \rho \mathbf{u} H)_g = \alpha_g \nabla (\lambda_g \nabla T_g) + Q_{gs} + S_{gs} H_g \quad (7)$$

其中, H 为相的焓值; Q_{gs} 为气固两相间的对流传热。

2.4 连续相组分输运方程

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_g \alpha_g Y_{g,i}) + \nabla (\rho_g \alpha_g \mathbf{u}_g Y_{g,i}) = -\nabla \alpha_g \mathbf{J}_{g,i} + \alpha_g S_{gs,i} \quad (8)$$

其中, Y 为气体相中各组分的质量分数; 下标 i 依次表示各个组分; $\alpha_g S_{gs,i}$ 为来源于反应等原因的源项; $\mathbf{J}_{g,i}$ 为第 i 组分的扩散通量。

2.5 颗粒相拉格朗日运动方程

$$\frac{d\mathbf{u}_p}{dt} = F_D (\mathbf{u} - \mathbf{u}_p) + \frac{\mathbf{g} (\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \mathbf{F} + \mathbf{F}_{interaction} \quad (9)$$

$$\mathbf{F}_{interaction} = -\frac{1}{\rho_p} \nabla \cdot \tau_s \quad (10)$$

式中, 下标 p 代表颗粒相; \mathbf{u}_p 为颗粒的速度矢量; F_D 为颗粒相所受到曳力的曳力系数; \mathbf{F} 为其他作用力源项; $\mathbf{F}_{interaction}$ 为颗粒之间的相互作用; τ_s 为颗粒相的应力张量, 表示为:

$$\tau_s = \frac{10 P_s \theta_p^\beta}{\max[\theta_{cp} - \theta_p, \varepsilon(1 - \theta_p)]} \quad (11)$$

其中, P_s 为压力量纲的常数; θ_p 为固体体积分数; β 是介于 2 ~ 5 之间的参考常数; θ_{cp} 表示固体体积分数压缩极限。

2.6 颗粒相能量方程

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) - f_h \frac{dm_p}{dt} H_{react} \quad (12)$$

其中, 下标 p 代表颗粒相, 方程左侧代表单颗粒粒子的温升, m 、 c 、 T 分别为单个颗粒质量、比热容以及温度。右侧第一项代表气固换热量, h 为换热系数, 第二项代表反应放热被颗粒吸收的量, 其中 f_h 为热量传递系数, H_{react} 为反应放热量。

3 结果与讨论

3.1 模拟结果验证

通过模拟结果与实验结果的对比, 可验证模拟结果的可信度。本文中, 压力是在实际运行过程中和模拟过程中均可获得的参数, 并且是衡量循环流化床锅炉运行状态的关键参数, 对沿炉膛高度方向的实验和模拟平均压力值进行对比, 结果如图 5 所示。对于沿炉膛高度的压力变化, 实验值和模拟值呈现相同的趋势, 随着高度的增加, 压力逐渐降低, 并且单位高度的压降也随高度的增加呈减小的趋势。对于每个测压点, 实验值均要高于相同位置下的模拟值, 差值在 200 ~ 700 Pa 之间, 偏离范围在 6% 以内, 因此可以认为实验数据与模拟结果吻合较好, 说明了数值模拟结果具有可靠性。而实验测压点测得的压力均高于模拟值, 其原因可能是实际运行中床料要比模拟时的床料多和燃烧产生的气体造成的床内压力偏差。

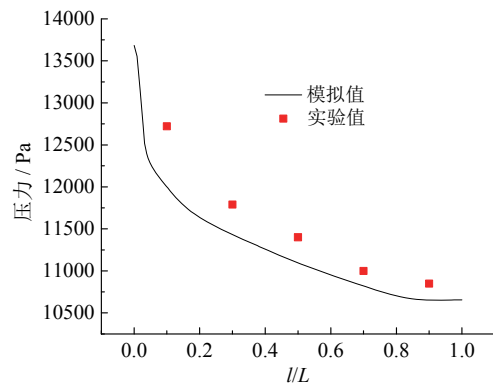


图 5 沿炉膛高度方向实验和模拟压力值对比
Fig. 5 Comparison of pressure between experiment and simulation along the height of furnace

3.2 固相体积分数和颗粒速度分布

在循环流化床锅炉中，炉内的气固流动状态对传热传质效果及锅炉的稳定运行至关重要，图 6 所示为模拟过程稳定运行到 40 s 时，循环流化床锅炉内部颗粒的固相体积分数分布情况。在 CFPD 模拟中，采用计算颗粒的方式来减少计算量，所以图中的一个颗粒相当于实际情况下由性质相近的若干颗粒组成的一个颗粒群，同时由于分辨率的原因，图中计算颗粒粒径尺寸显示与实际颗粒尺寸有所差别。从图中可以看出，在炉膛内部气固流动稳定后，循环流化床锅炉床料循环建立并达到稳定状态。炉膛底部（主要集中在锥形段）为一定高度的密相区，这与实际炉膛中监测的密相区高度相近；另外，在密相区内，后墙壁面附近会发生床料富集的现象，这主要受到回料腿返料的影响。随着炉膛高度的增加，床料固相分数逐渐降低并进入稀相区，稀相区内的床料分布较密相区更为均匀，并且回料腿对床料分布的影响减弱。稀相区内一部分床料颗粒在气流曳力的作用下被携带上升，进入旋风分离器入口，另一部分贴近壁面的颗粒由于气流携带能力不足，呈现下降的流动状态。在此运行工况下，通过模拟得到了稳定运行状态下炉膛内的固体循环流量为 3 218 kg/s，经过旋风分离器分离后从每个回料阀返回的床料流量平均为 1 065 kg/s，对 3 个旋风分离器入口的气固质量流量的不均匀性进行分析，如图 7 所示。

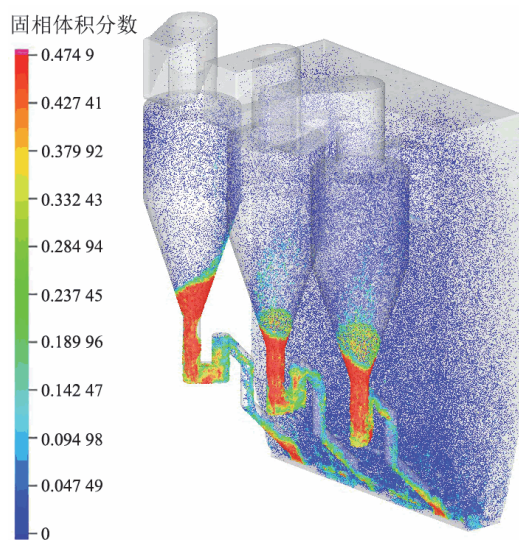


图 6 稳定状态下床料分布图

Fig. 6 Distribution of solid volume fraction under steady state

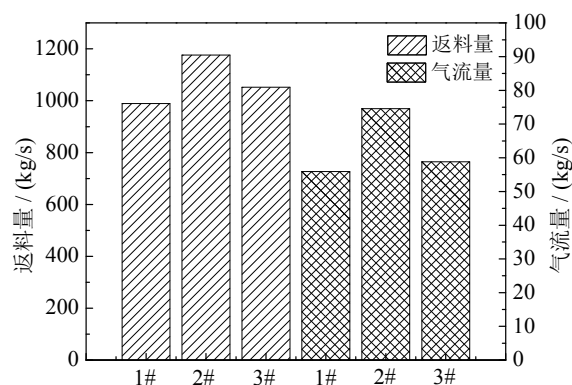


图 7 旋风分离器入口气固质量流量不均匀性

Fig. 7 Heterogeneity of gas and solid mass fluxes at cyclone inlets

达到稳定状态后的各个旋风分离器入口气固流动都很稳定，质量流量波动幅度很小，说明循环流化床锅炉的工作状态很稳定。在 3 个旋风分离器中，2#旋风分离器入口的固相质量流量要明显高于 1#和 3#（旋风分离器标号见图 1），偏差率分别为 5.76%和 3.85%，2#和 3#入口处固相质量流量相近但 3#要略高一些，偏差率为 1.93%。而气相不均匀性同固相类似，2#旋风分离器入口的气相质量流量要明显高于 1#和 3#，偏差率分别为 9.87%和 8.33%，2#和 3#入口处固相质量流量相近，但 3#要略高一些，偏差率为 1.54%。

在稳定运行的工况下，进入旋风分离器的床料在旋风分离器中进行气固分离，提供了循环流化床锅炉稳定运行的基础。从旋风分离器物料出口端分离的床料进入下降管，然后进入回料阀的输运室，其物料产生的堆积压力足以克服循环流化床锅炉内部和旋风分离器间的压差，从而保证循环流化床系统的稳定运行。返料室的床料处于鼓泡流化态，颗粒越过返料口进入回料输运管路，完成循环。截取炉膛正中垂直于前墙（规定炉膛靠近旋风分离器的一侧为后墙，相对一侧为前墙）的一个面进行分析，如图 8 所示，可以看到整个模拟过程中，初始时刻回料阀中床料堆积，形成了料封。在 0~20 s 之间，由于还没有达到稳定运行的状态，从旋风分离器分离下来的床料少于送回炉膛的床料，因此回料阀中的料封不断降低，当回料阀的进出口床料的流量逐渐趋于一致时，回料阀的运行达到稳定（如在 30 s 呈现的运行状态）。同时，输运室处于鼓泡床状态，气泡以贴壁逃逸的形式流出，但是如果在锥形段内存在床料，气泡不可能在锥形段内斜向上贴壁逃逸，

而是汇聚在中央，由于短时间内突破不了锥形段内床料的封锁，所以会使气泡在与锥形段相连的颈部不断积聚，出现节涌的现象，直至破开床料层。分析节涌现象的原因，是由于运输室竖直段的高度较低，其内的料封不足以克服炉膛和旋风分离器之间的压差，所以床料渐堆积至锥形段内，但最终锥形

段内的床料阻碍了气泡的溢出，出现节涌的现象。节涌现象不利于回料阀的稳定运行，因此应使稳定运行时运输室的料封不进入锥形段中为宜，从减小运输室中床料高度的角度出发来避免节涌的出现，例如增加回料阀运输室竖直段高度、减小炉膛和旋风分离器之间的压差等。

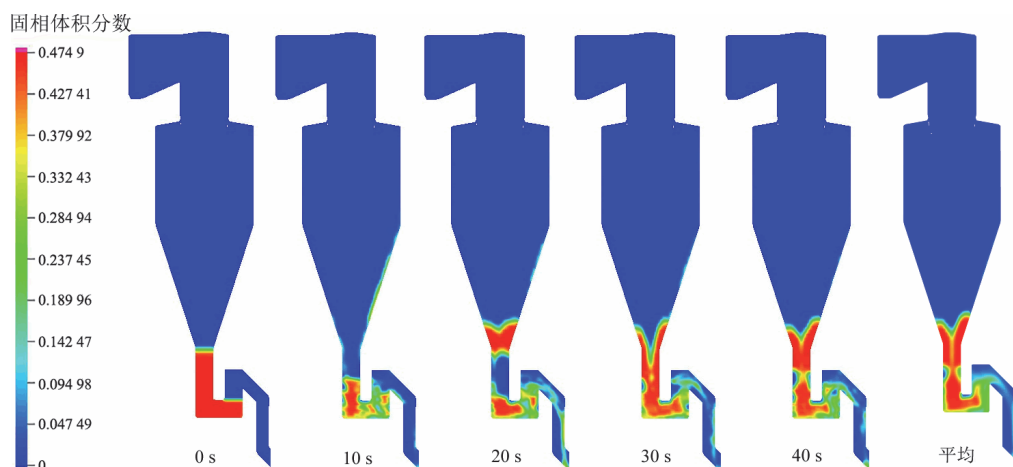


图 8 稳定状态下回料阀正中截面固相体积分数
Fig. 8 Profiles of solid volume fraction on the central section of loop seal

根据模拟结果，分析沿炉膛高度方向上固相体积分数分布，如图 9 所示。炉膛内的气固流场明显分为下部密相区和上部稀相区两部分：对于颗粒浓度分布，在密相区内随着循环流化床高度的增加，床料固相体积分数迅速从 0.022 5 减至 0.002 5，并且密相区的高度为 2.5 m 左右，仅为炉膛底部锥形区的 1/3。高度大于 2.5 m 后为稀相区，固相体积分数随高度变化不大，平均固相体积分数为 0.001。

处理， $d/D = 0.5$ 处为截面正中。平行于前墙的床料分布呈现对称的状态，密相区内床料在炉膛中的分布明显受到回料阀回料出口位置的影响（例如 $L=0$ m 和 0.5 m），由于颗粒被返料风吹向两侧，回料口间的固相体积分数较高。局部颗粒浓度过于集中有可能导致该位置温度偏高、反应器壁磨损加快和燃烧不完全等情况。随着循环流化床高度的增加，当高度大于 1 m 后，截面固相分布逐渐均匀，回料口造成的固相浓度不均匀性逐渐减弱。

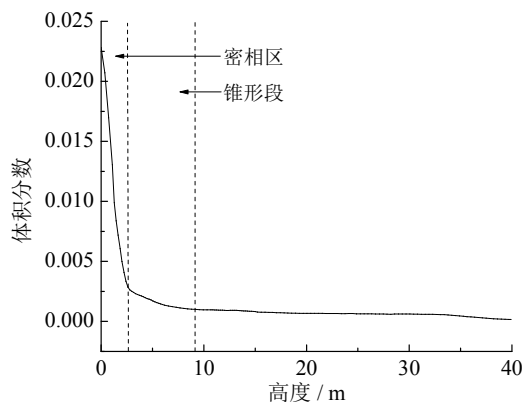


图 9 沿炉膛高度方向时均固相体积分数分布
Fig. 9 Distribution of time-averaged solid volume fraction along the furnace height

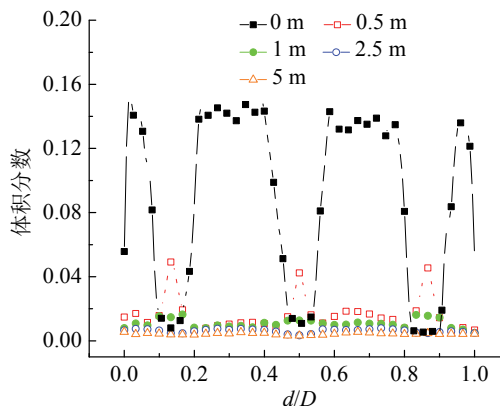


图 10 平行于前墙炉膛正中截面不同高度下的时均固相体积分数

图 10 为炉膛正中平行于前墙的截面在不同高度下的固相体积分数分布，对截面宽度进行归一化

Fig. 10 Time-averaged solid volume fraction of different heights on the central furnace section paralleling to the front wall

垂直于前墙的炉膛正中截面固相体积分数的分布如图 11 所示。在密相区下部 ($0 \sim 1 \text{ m}$) 床料的分布受到回料口的影响, 颗粒被返料风吹向前墙, 因而峰值向前墙方向偏移, 比较 0 m 、 0.5 m 、 1 m 三组数据可知, 随着高度的增加峰值偏向前墙的程度更高。在 2.5 m 之后床料分布则呈现 U 形分布, 靠近前墙和后墙的区域由于气流携带颗粒的能力不足, 床料体积分数较高, 而在中部则明显较低。

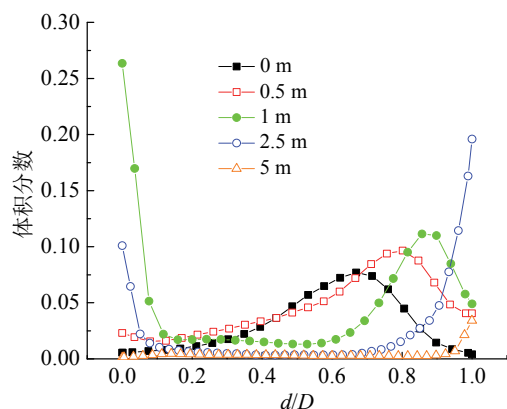


图 11 垂直于前墙炉膛正中截面不同高度下的时均固相体积分数

Fig. 11 Time-averaged solid volume fraction of different heights on the central furnace section vertical to the front wall

图 12 和图 13 给出了炉膛中平行于前墙和垂直于前墙的正中截面上颗粒轴向速度分布曲线, 速度为正值表明颗粒向上流动, 负值表明颗粒向炉膛底部回流。从图 12 中可以看到, 平行于前墙的轴向速度在密相区内为对称分布, 且随着高度的增加, 这种对称性逐渐弱化, 密相区内速度分布的对称性来自炉膛底部密相区内二次风和回料腿的对称放置; 不同高度下的轴向速度随着高度的增加呈现先增大后减小的趋势, 颗粒的轴向速度在 1 m 处达到最大; 与平行于前墙的固相体积分数分布不同, 密相区内回料口间的区域颗粒速度低, 但是靠近回料口的位置速度高, 同时靠近回料口的颗粒速度分布出现两个峰值, 峰值间的颗粒速度较低。

对于垂直于前墙的颗粒轴向速度, 密相区内靠近前墙的一侧颗粒速度为负, 颗粒向炉膛底部回流, 靠近后墙一侧的颗粒速度为正, 颗粒向上流动, 稀相区则呈壁面附近低而中心区域高的分布趋势, 近壁区存在明显的颗粒回流; 随着高度的增加, 颗粒轴向速度先增大后减小, 在 1 m 处出现最大值, 这与平行于前墙的颗粒轴向速度一致。

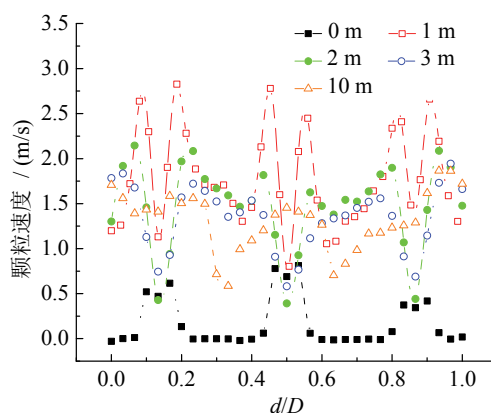


图 12 平行于前墙正中截面不同高度下的时均固相速度分布
Fig. 12 Time-averaged solid velocity distribution of different heights on the central furnace section paralleling to the front wall

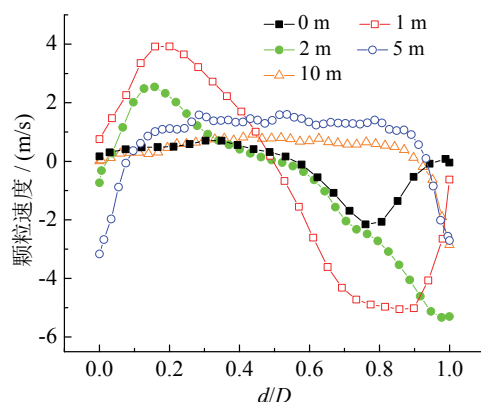


图 13 垂直于前墙方向正中截面不同高度下的时均固相速度分布

Fig. 13 Time-averaged solid velocity distribution of different heights on the central furnace section vertical to the front wall

3.3 压力分布

图 14 为稳定运行状态下炉膛的平均压力分布情况, 可以发现整个循环流化床的压力分布呈现对称状态, 同时回料阀的压力最高, 炉膛的压力其次, 旋风分离器中压力最低, 并且左右两个回料阀底部的压力要高于中间的回料阀。回料阀的高压降有利于形成稳定的料封, 克服循环流化床内部的系统压差。结合图 15 的循环流化床锅炉内的压力平衡分布进行分析, 其中压力值为系统内炉膛、旋风分离器、回料阀、料腿等部件中心线上的时均压力值。压力平衡对于循环流化床锅炉十分重要, 一方面维持系统回路内的气体和颗粒循环, 另一方面也确保全回路无气体泄漏。由图可见, 炉膛内压力在密相区内梯度较大, 其后压降在密相区和稀相区交界处发生转换并保持稳定, 这和床料的分布一致, 炉膛内的压降为 $3\ 028 \text{ Pa}$; 从炉膛到旋风分离器, 压力

仅在交界处的收缩段发生变化,下降了4 800 Pa;旋风分离其中的压力梯度基本为0,只在靠近出口的位置发生了波动;在回料阀和旋风分离器交界处压降急剧增大,这是由于回料阀内下行颗粒大量聚集和流动密封阀输运室的松动风逆向流动所致,浓度明显增加,引起了压力的突变,在此之后回料阀内压降基本不变。回料阀输运室内压降为39 267 Pa,返料室内压降21 885 Pa;压降大,有利于颗粒的稳定输运。图15显示水平孔口的压力值大于返料管出口的压力,因此,可判定流动密封阀能起到良好的气体隔绝作用。之后压力沿着料腿逐渐减小,直至进入炉膛密相区。压力平衡图从另一个角度体现了循环流化床锅炉内良好的颗粒循环情况。

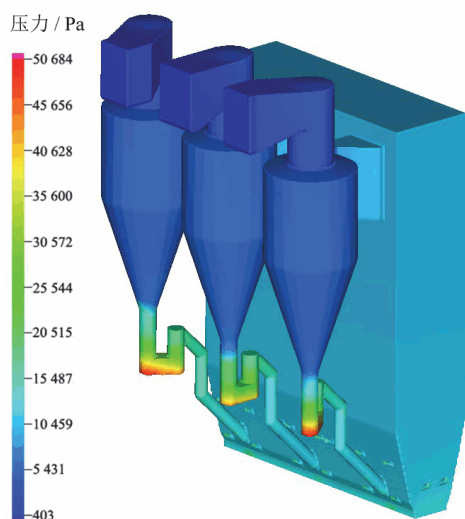


图14 循环流化床时均压力分布图

Fig. 14 Time-averaged pressure distribution of the CFB

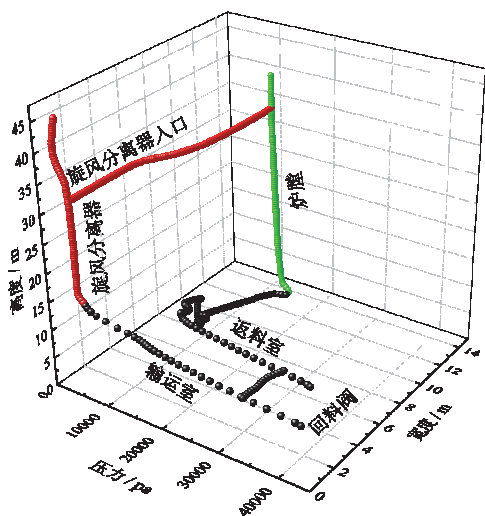


图15 循环流化床锅炉的压力平衡

Fig. 15 Pressure balance of the CFB

4 结论

本文对300 MW循环流化床锅炉进行CPFD模拟,主要关注了炉膛内的流化情况,获得了实验难以测得的关键参量:固相体积分数分布、颗粒速度分部、压力分布。可以得出以下结论:

(1) 对于固相体积分数和颗粒速度分布,发现在炉膛内形成了明显的密相区和稀相区,在密相区内颗粒浓度和速度受到回料腿的影响而在水平方向上发生波动,随着高度的增加,这种影响逐渐减弱。

(2) 对于压力分布,炉膛内的压降为3 028 Pa,其趋势与固相体积分数分布一致。而回料阀至旋风分离器这段内的压降主要集中于回料阀,回料阀输运室内压降为39 267 Pa,返料室内压降21 885 Pa。

(3) 通过模拟得到了稳定运行状态下炉膛内的固体循环流量为3 218 kg/s,经过旋风分离器分离后从每个回料阀返回的床料流量平均为1 065 kg/s。

(4) 分析回料阀的运行情况,发现达到稳定状态的回料阀返料室流化程度较高,而输运室流化程度较小,呈现鼓泡床状态,气泡大都贴壁逃逸并在回料阀和旋风分离器交界颈部处积聚,直至破开料封。

本文CPFD模拟结果可为循环流化床锅炉运行过程中的循环流量和流动密封阀的运行参量等操作参数提供可视化的理论指导,进而确保循环流化床锅炉的高效和稳定运行。

参考文献:

- [1] 程乐鸣,周星龙,郑成航,等.大型循环流化床锅炉的发展[J].动力工程,2008,28(6):817-826. DOI:10.3321/j.issn:1000-6761.2008.06.001.
- [2] 孙献斌,黄中.大型循环流化床锅炉技术与工程应用[M].北京:中国电力出版社,2009.
- [3] 胡南,王巍,姚宣,等.38m/54m高循环流化床床内流体动力特性研究[J].中国电机工程学报,2009,29(26):7-12.
- [4] 周星龙,程乐鸣,张俊春,等.六回路循环流化床颗粒浓度及循环流率实验研究[J].中国电机工程学报,2012,32(5):9-14.
- [5] 张曼,吴海波,孙运凯,等.大型循环流化床锅炉外置换热器运行特性分析[J].中国电机工程学报,2012,32(14):42-48.
- [6] 刘汉周,卢啸风,唐家毅.300MW循环流化床锅炉分离器入口烟道气固流动特性研究[J].中国电机工程学报,2009,29(32):6-11.
- [7] XIE J, ZHONG W Q, SHAO Y J, et al. Simulation of Combustion of municipal solid waste and coal in an

- industrial-scale circulating fluidized bed boiler[J]. *Energy & fuels*, 2017, 31(12): 14248-14261.
- [8] 谢俊, 可燃固废/煤的燃烧/热解/气化过程的三维数值模拟[D]. 南京: 东南大学, 2015.
- [9] 张彦军, 姜孝国. 超临界 CFB 锅炉炉内流场数值模拟[J]. *热力发电*, 2009, 38(7): 32-35. DOI: 10.3969/j.issn.1002-3364.2009.07.032.
- [10] 许霖杰, 程乐鸣, 邹阳军, 等. 1000MW 超临界循环流化床锅炉环形炉膛气固流动特性数值模拟[J]. *中国电机工程学报*, 2015, 35(10): 2480-2486. DOI: 10.13334/j.0258-8013.pcsee.2015.10.014.
- [11] 王超, 程乐鸣, 周星龙, 等. 600MW 超临界循环流化床锅炉炉膛气固流场的数值模拟[J]. *中国电机工程学报*, 2011, 31(14): 1-7.
- [12] SNIDER D M. An incompressible three-dimensional multiphase particle-in-cell model for dense particle flows[J]. *Journal of computational physics*, 2001, 170(2): 523-549. DOI: 10.1006/jcph.2001.6747.
- [13] O'ROURKE P J, ZHAO P, SNIDER D. A model for collisional exchange in gas/liquid/solid fluidized beds[J]. *Chemical engineering science*, 2009, 64(8): 1784-1797. DOI: 10.1016/j.ces.2008.12.014.
- [14] Snider D M, Clark S M, O'Rourke P J. Eulerian-Lagrangian method for three-dimensional thermal reacting flow with application to coal gasifiers[J]. *Chemical engineering science*, 2011, 66(6): 1285-1295. DOI: 10.1016/j.ces.2010.12.042.
- [15] Wang Q G, Yang H R, Wang P N, et al. Application of CPFD method in the simulation of a circulating fluidized bed with a loop seal, Part I—Determination of modeling parameters[J]. *Powder technology*, 2014, 253: 814-821. DOI: 10.1016/j.powtec.2013.11.041.
- [16] Wang Q G, Yang H R, Wang P N, et al. Application of CPFD method in the simulation of a circulating fluidized bed with a loop seal Part II—Investigation of solids circulation[J]. *Powder technology*, 2014, 253: 822-828. DOI: 10.1016/j.powtec.2013.11.040.
- [17] 邱桂芝, 叶佳敏, 王海刚, 等. 大型循环流化床环形炉膛中气固流动特性的 CPFD 数值模拟[J]. *中国科学院大学学报*, 2016, 33(2): 218-222. DOI: 10.7523/j.issn.2095-6134.2016.02.011.
- [18] 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.
- [19] 蒋宇. 多分离器循环流化床气固流动 CPFD 数值计算研究[D]. 北京: 中国科学院大学, 2014: 35-36.
- [20] 邱桂芝. 大型循环流化床环形炉膛气固流动特性 CPFD 数值模拟和实验研究[D]. 北京: 中国科学院大学, 2015: 23-24.

作者简介:

曾胜庭 (1964-), 男, 硕士, 高级工程师, 主要从事电厂运行与调控研究。

赵海波 (1977-), 教授, 博士生导师, 主要研究方向为清洁、高效、低碳燃烧。