

DOI: 10.19666/j.rlfed.202409212

超临界 660 MW CFB 锅炉循环物料 分配特性研究

姚力¹, 谢玉婷², 葛铭¹, 刘海玉², 姜恒², 于辉², 金燕²

(1. 国家能源集团科学技术研究院有限公司, 江苏 南京 210023;

2. 太原理工大学电气与动力工程学院, 山西 太原 030024)

[摘要] 基于计算颗粒流体力学数值模拟方法, 以山西平朔超临界 660 MW CFB 锅炉为研究对象, 建立炉膛全回路模型并进行数值模拟, 以实际炉膛中的参数为基础, 研究 6 个旋风分离器的物料分配特性, 并通过改变一、二次风配比, 一次风均匀性和二次风均匀性, 分析运行参数变化对炉内气固流场以及旋风分离器入口物料分配的影响。结果表明: 炉内颗粒的分布特性导致旋风分离器入口颗粒质量流量呈“两边高、中间低”的分配特点; 总风量一定时, 较大的一、二次风配比可减小旋风分离器入口颗粒质量流量的偏差; 炉膛一、二次风的布风均匀性也会对旋风分离器入口的颗粒质量流量分配产生影响, 6 个旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差分别在中间布风板的风速偏差为 10% 时和中间二次风量的偏差为 5% 时达到最小。

[关键词] CFB; CFPD; 运行参数; 旋风分离器; 物料分配

[引用本文格式] 姚力, 谢玉婷, 葛铭, 等. 超临界 660 MW CFB 锅炉循环物料分配特性研究[J]. 热力发电, 2025, 54(7): 71-81. YAO Li, XIE Yuting, GE Ming, et al. Characterization of circulating material distribution in 660 MW CFB boiler[J]. Thermal Power Generation, 2025, 54(7): 71-81.

Characterization of circulating material distribution in 660 MW CFB boiler

YAO Li¹, XIE Yuting², GE Ming¹, LIU Haiyu², JIANG Heng², YU Hui², JIN Yan²

(1. China Energy Science and Technology Research Institute Co., Ltd., Nanjing 210023, China;
2. College of Electrical and Power Engineering, Taiyuan University of Technology, Taiyuan 030024, China)

Abstract: Based on the computational particle fluid dynamics (CPFD) numerical simulation method, the study takes the 660 MW supercritical circulating fluidized bed (CFB) boiler in Pingshuo, Shanxi as the research object. A full-loop model of the furnace is established and numerically simulated. On the basis of the parameters of the actual furnace, the material distribution characteristics of six cyclone separators are investigated. By altering the ratio of primary to secondary air, the uniformity of primary air, and the uniformity of secondary air, the effect of operational parameter changes on the gas-solid flow field within the furnace and the material distribution at the cyclone separator inlets is analyzed. The results indicate that the distribution characteristics of particles within the furnace lead to a distribution feature of particle mass flow rate at the cyclone separator inlets, which is “high on both sides and low in the middle”. When the total air volume is constant, a larger ratio of primary to secondary air can reduce the deviation in particle mass flow rate at the cyclone separator inlets. The uniformity of air distribution for both primary and secondary air in the furnace also affects the particle mass flow rate distribution at the cyclone separator inlets. The deviations in particle mass flow rate at the inlets of the six cyclone separators reach their minimum when the wind speed deviation at the middle air distribution plate is 10% and the deviation in the middle secondary air volume is 5%, respectively.

修回日期: 2025-01-29 网络首发日期: 2025-02-19

基金项目: 山西省重点研发计划项目 (201903D321075); 中国工程院院地合作项目 (2021SX5)

Supported by: Key Research and Development Program of Shanxi Province (201903D321075); Chinese Academy of Engineering Academia-local Cooperation Project (2021SX5)

第一作者简介: 姚力 (1988), 男, 硕士, 高级工程师, 主要研究方向为高效燃煤发电技术和机组深度调峰, 12036456@ceic.com。

通信作者简介: 刘海玉 (1981), 男, 博士, 教授, 主要研究方向为煤的高效清洁燃烧技术, liuhaiyu@tyut.edu.cn。

Key words: CFB; CPFD; operating parameters; cyclone separator; material distribution

CFB 是一种洁净煤燃烧技术, 具有适应劣质煤燃烧和较低成本污染控制的优点^[1]。我国 CFB 锅炉技术发展迅速, 2013 年和 2020 年分别投运了世界首台 600 MW 和超临界 660 MW CFB 锅炉, 目前已有 48 台超临界 350 MW CFB 锅炉投入商业运行^[2], 在超超临界 CFB 锅炉的研发和设计方面也已经展开大量工作^[3-6]。随着 CFB 锅炉朝着超超临界参数的发展, 锅炉的结构, 旋风分离器的数量、尺寸和布置方式也不断变化^[7]。当多个旋风分离器并联布置时, 其入口气固流量不一致, 出现偏流现象, 影响炉内传热和安全^[8-9]。许多学者对多个旋风分离器并联 CFB 锅炉进行实验和数值模拟研究, 发现同侧并联的旋风分离器入口流体流量分布均匀, 而固体颗粒流量呈现中间低、两边高的分布特点^[10-14]。文献^[15-16]对 6 个旋风分离器 CFB 锅炉进行数值模拟, 发现炉膛出口气固流量均为中间大于两边; 王小芳等^[17]对六回路环形炉膛 CFB 进行试验研究, 发现六回路没有明显的“两边高、中间低”或者“两边低、中间高”的分布规律。多个旋风分离器并联布置时, 其入口的物料分配特性不仅与旋风分离器的结构相关^[18], 运行参数的调整也会影响炉内的气固流场, 从而影响旋风分离器入口的气固流量^[19-21]。因此, 本文基于计算颗粒流体力学 (CPFD) 数值模拟方法, 以山西平朔超临界 660 MW CFB 锅炉为研究对象, 建立炉膛全回路模型并进行数值模拟, 以实际炉膛中的参数为基础, 研究 6 个旋风分离器的物料分配特性, 并通过改变一、二次风配比, 一次风均匀性和二次风均匀性等, 分析了运行参数变化对炉内气固流场以及旋风分离器入口物料分配的影响。

1 模型及方法

1.1 研究对象

山西平朔超临界 660 MW CFB 锅炉整体为单炉膛、双布风板结构, 6 个旋风分离器为“H”型布置, 每个旋风分离器下各布置 1 个“U”阀回料器, 锅炉的主要结构参数见表 1。根据实际锅炉模型, 采用 1:1 的比例对炉膛、旋风分离器、回料器和外置床进行 3D 几何建模, 具体如图 1 所示。6 个旋风分离器为中心对称布置方式, 具体如图 2 所示。炉内左右两侧均布置有 10 片屏式过热器, 为中心对称布置方式。锅炉共布置有 42 个二次风口, 上二次风口离布风板 6.25 m, 下二次风口离布风板 2.50 m。

表 1 锅炉主要结构参数 单位: mm
Tab.1 Main structural parameters of the boiler

项目	数值	项目	数值
炉膛深度	31 410	布风板宽度	4 053
炉膛宽度	16 470	分离器直径	8 500
炉膛高度	55 000	中心筒直径	3 849

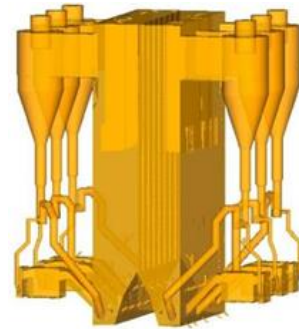


图 1 锅炉模型

Fig.1 Boiler model

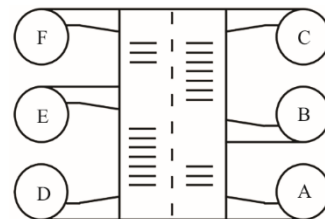


图 2 6 个旋风分离器布置方式

Fig.2 Arrangement of six cyclone separators

1.2 计算模型设置

采用笛卡尔网格法^[22]对模型进行网格划分, 经网格无关性验证后, 发现合理的网格数量为 200 万。基于 CPFD 理论, 采用欧拉-拉格朗日模型, 连续的流体相用 Navier-Stokes 方程来描述, 离散的颗粒相则用 MP-PIC 方法来计算^[23]。采用同时拥有直接模拟和雷诺平均法的大涡模拟 (large eddy simulation, LES) 湍流模型, 用 Navier-Stokes 方程直接求解比网格尺度大的大涡, 建立模型来求解比网格尺度小的小涡对大涡的影响^[24-25]。使用 Wen-Yu/Ergun 曳力模型^[25]实现在浓度差异比较大的系统中的曳力计算, 得到相对可靠的结果。

炉膛温度恒定为 890 °C^[2,20-21], 一次风量为 858.5 km³/h(标准状态下), 一、二次风配比为 5.0:5.0。本文在数值模拟中, 炉内为恒温, 不涉及煤的燃烧, 因此初始状态下在布风板上填充的床料颗粒为循环灰, 循环灰由山西平朔电厂取样, 循环灰的粒径为

0~2.0 mm, $d_{50}=0.2$ mm, 密度为 2 400 kg/m³, 炉内初始循环灰床料高度设定为 1.8 m, 初始颗粒体积分数为 0.6, 数值模拟的时间步长设置为 0.005 s。

1.3 稳定时间判断

图 3 为炉膛各旋风分离器入口颗粒质量流量随时间变化的曲线。由图 3 可知, 40 s 后颗粒质量流量开始在稳定值附近波动, 表明数值模拟在 40 s 达到稳定状态。考虑到旋风分离器入口颗粒质量流量的波动性, 设定模拟时间为 70 s, 对旋风分离器入口流量取 40~70 s 的平均值进行讨论。

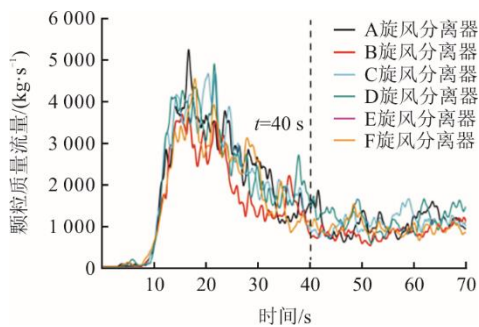


图 3 旋风分离器入口颗粒质量流量随时间变化
Fig.3 Changes of the particle flow rate at separator inlet with time

1.4 模型验证

锅炉的压力分布与炉内流场分布状态相关, 良好的压力分布是锅炉稳定运行的必要条件。图 4 为模拟得到的炉内绝对压力分布, 将模拟得到的炉内压力与实际 100% 负荷下炉膛内部压力进行对比, 偏差均小于 5%, 模拟炉内压降与实际接近, 验证了模型的准确性, 表明模拟结果具有一定的可靠性, 数值模拟能够反映实际运行中炉内的气固两相流动。

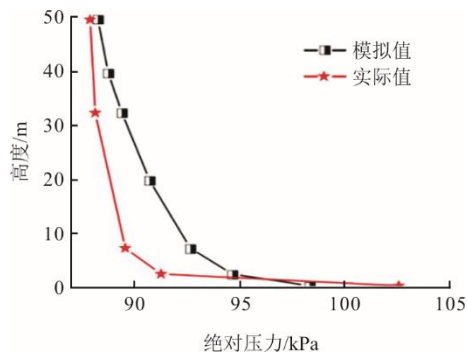


图 4 压力分布
Fig.4 Pressure distribution

2 结果与讨论

2.1 实际运行时回料器压力

旋风分离器入口颗粒质量流量的不均匀分配

导致稳定运行时回料器内颗粒的堆积高度不同, 回料器的压力也存在偏差。由于炉膛结构对称, 取实际运行时右侧 A、B、C 旋风分离器所对应的回料器压力进行分析。图 5 为 2023 年 3 月 28 日至 2023 年 4 月 2 日实际运行时回料器绝对压力随负荷变化曲线, 可以明显看出, 在稳定运行时 B 旋风分离器的回料器压力低于 A、C 旋风分离器的回料器。根据回料器压力的大小, 可以推测出中间旋风分离器的入口颗粒质量流量小于两边旋风分离器的入口颗粒质量流量。

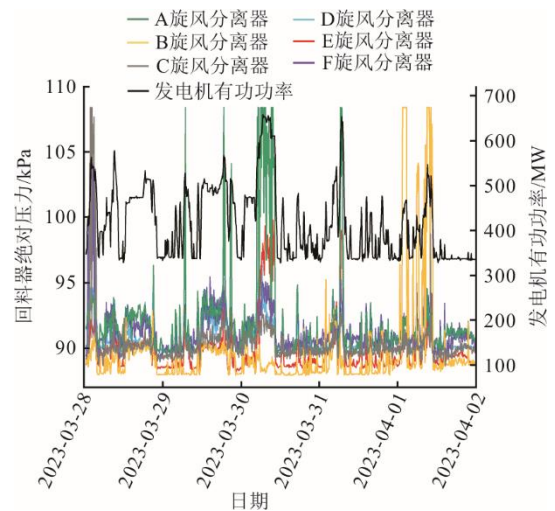


图 5 实际运行时回料器压力
Fig.5 Return feeder pressure during actual operation

2.2 循环物料分配特性

将旋风分离器入口的气固流量进行归一化处理, 旋风分离器入口气固流量分配如图 6 所示。由图 6 可见, 6 个旋风分离器入口气体流量分配均匀, 平均气体流量为 115.6 kg/s, 中间 2 个旋风分离器的气体流量略大, 与平均值的最大偏差仅为 3.20%。6 个旋风分离器入口的颗粒质量流量整体呈现“两边高、中间低”的分配特性, 这与实际运行时回料器压力的规律相符。旋风分离器入口平均颗粒质量流量为 1 010.2 kg/s, D 旋风分离器颗粒质量流量最大, 为 1 149.7 kg/s, B 旋风分离器颗粒质量流量最小, 为 836.8 kg/s。6 个旋风分离器入口的颗粒质量流量总量为 6 061.4 kg/s, 给煤量为 428 t/h, 模拟得到额定负荷下的循环倍率为 50.98。A、C、D、F 旋风分离器入口的平均颗粒质量流量为 1 071.7 kg/s, B、E 旋风分离器入口的平均颗粒质量流量为 887.4 kg/s, 两者相差 184.3 kg/s。造成该现象的原因是, 炉内壁面附近颗粒浓度较大, 中心颗粒浓度较小, 6 个旋风分离器的入口位置不同,

炉膛 4 个角的旋风分离器所对应的炉膛壁面面积更大,能够进入 4 个角的旋风分离器的颗粒数量更多。由于旋风分离器入口位置和炉内两侧的屏式过热器均为中心对称布置方式,两侧结构相同,因此炉膛左右两侧旋风分离器入口颗粒质量流量相差较小。

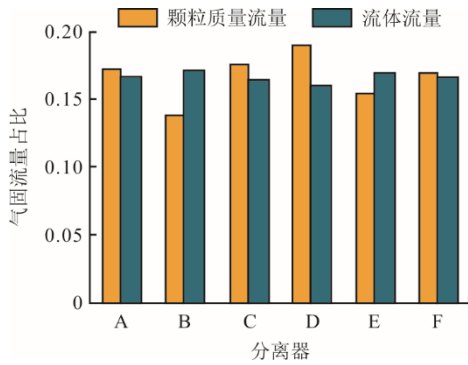


图 6 气固流量分配
Fig.6 Gas-solid flow distribution

由于在炉内气固两相流动存在多样性和非线性,即使是位置对称的旋风分离器,入口的颗粒质量流量也存在较大的偏差,因此采用不同的偏差定义方式对同一工况旋风分离器入口气固流量的偏差进行表征。

ϕ_1 为 6 个旋风分离器中气固流量的最大值与最小值之差与平均值的比值:

$$\phi_1 = \frac{\max[Q_i] - \min[Q_i]}{\bar{Q}} \quad (1)$$

ϕ_2 为炉膛 4 个角的旋风分离器平均气固流量和中间 2 个旋风分离器气固流量平均值的差与 6 个旋风分离器平均气固流量的比值:

$$\phi_2 = \frac{|Q_{A,C,D,F} - Q_{B,E}|}{\bar{Q}} \quad (2)$$

ϕ_3 为 6 个旋风分离器气固流量与平均气固流量差的绝对值与平均气固流量的比值的最大值:

$$\phi_3 = \max \left[\frac{|Q_i - \bar{Q}|}{\bar{Q}} \right] \quad (3)$$

ϕ_4 为 6 个旋风分离器气固流量与平均气固流量差的绝对值与平均气固流量的比值的平均值,如:

$$\phi_4 = \frac{1}{6} \sum_{i=A}^F \left[\frac{|Q_i - \bar{Q}|}{\bar{Q}} \right] \quad (4)$$

式中: \bar{Q} 为 6 个旋风分离器入口的平均颗粒质量流量, kg/s; Q_i 为 i 旋风分离器入口的颗粒质量流量,

$i=A, B, C, D, E, F$; $\bar{Q}_{A,C,D,F}$ 为 A、C、D、F 旋风分离器入口的平均颗粒质量流量, $\bar{Q}_{B,E}$ 为 B、E 旋风分离器入口的平均颗粒质量流量。计算得到额定负荷下,旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差分别为 $\phi_1=29.95\%$ 、 $\phi_2=16.76\%$ 、 $\phi_3=15.84\%$ 、 $\phi_4=7.54\%$ 。

全模型的压力回路,如图 7 所示。由图 7 可见: $p1-p7$ 为炉膛内部压力; $p8-p10$ 为旋风分离器压力; $p11-p12$ 为回料器压力。6 个旋风分离器回路的压力如图 8 所示。由图 8 可见,各旋风分离器回路的整体压力分布相似,都呈斜“8”字分布。由于 6 个旋风分离器入口的颗粒质量流量存在偏差,回料器处颗粒的堆积高度不同,颗粒堆积越多,压力越高,导致各旋风分离器回路的最高压力不同, B、E 旋风分离器的回料器压力小于 A、C、D、F 旋风分离器。旋风分离器压降也呈现两边大、中间小的分布, E 旋风分离器压降最小,为 1 109.63 Pa, D 旋风分离器压降最大,为 1 212.29 Pa, 6 个旋风分离器的平均压降为 1 145.63 Pa。这是因为各旋风分离器流体分配均匀,而中间旋风分离器入口颗粒质量流量较小,旋风分离器内的压力损失更少,压降更小。

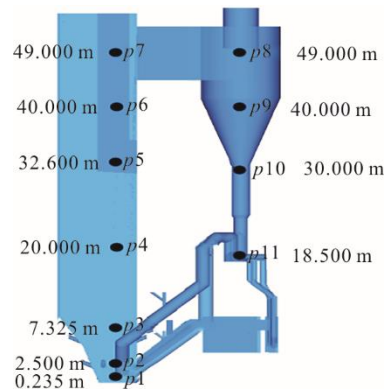
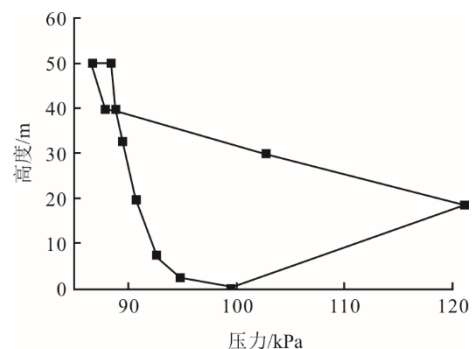


图 7 全模型的压力回路示意
Fig.7 Schematic diagram of pressure circuit for the full model



a) A旋风分离器

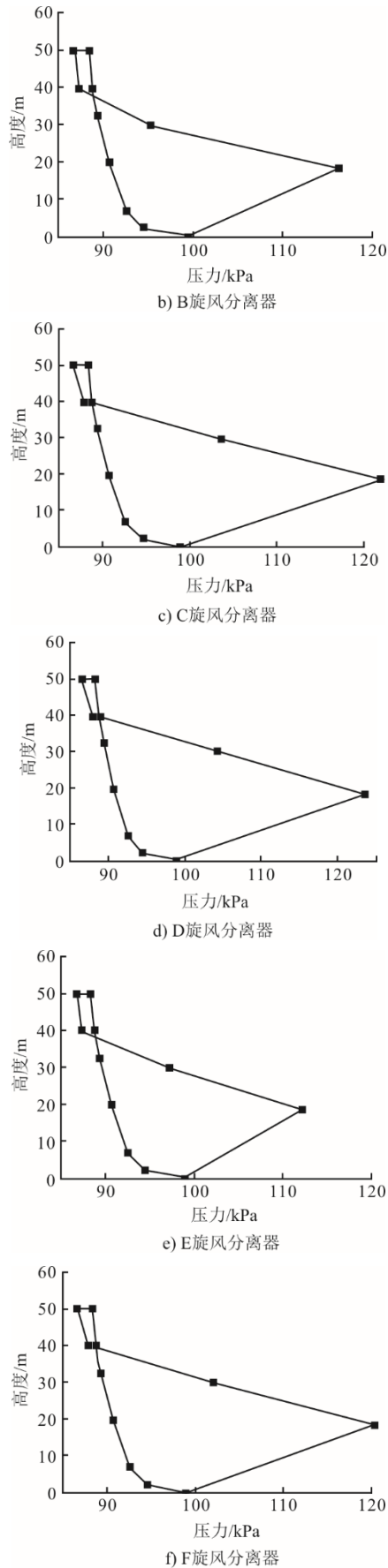


图 8 各循环回路压力

Fig.8 Pressure of each circulation circuit

2.3 一、二次风配比变化

实际运行时，可以通过调整一、二次风配比来改善炉内的燃烧和污染物生成情况。本文在初始一、二次风配比为 5.0:5.0 的基础上，改变为 4.0:6.0、4.5:5.5、5.5:4.5 和 6.0:4.0，研究一、二次风配比变化对旋风分离器入口颗粒质量流量偏差的影响。

不同一、二次风配比下炉内密相区和稀相区颗粒体积分数沿炉膛深度方向的分布，具体如图 9 所示。在炉内颗粒总量和总风量不变的条件下，一次风量增加会使一次风对颗粒的携带作用增强，二次风量减少会使二次风阻挡作用减弱，在两者的双重影响下使得更多颗粒沿着炉膛高度上升，密相区颗粒体积分数降低而稀相区颗粒体积分数增加；相反，一、二次风配比减小则会使更多颗粒停留在炉膛密相区，而稀相区颗粒减少。随着一、二次风配比增大，炉膛底部密相区颗粒体积分数减小，当一、二次风配比从 4.0:6.0 增加至 6.0:4.0，炉膛密相区高度为 3 m 时，平均颗粒体积分数从 0.035 0 降至 0.023 0；炉膛上部稀相区颗粒体积分数增加，稀相区高度为 40 m 时，平均颗粒体积分数从 0.002 4 增至 0.003 8。

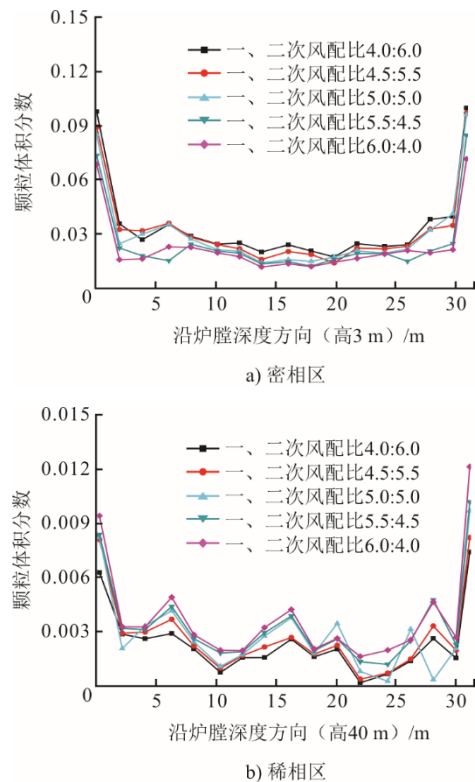


图 9 不同一、二次风配比下炉内颗粒体积分数沿炉膛深度方向的分布

Fig.9 Distributions of particle volume fraction along the depth direction of the furnace at different primary to secondary air ratios

旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随一、二次风配比的变化如图 10 所示。不同工况下 6 个旋风分离器的物料分配均呈现中间低、两边高的特点。由于总风量不变，旋风分离器入口颗粒质量流量变化不大，各工况平均颗粒质量流量为 987.0 kg/s。随着一、二次风配比增大，旋风分离器入口颗粒质量流量之间的偏差逐渐减小。当一、二次风配比从 4.0:6.0 增至 6.0:4.0 时，中间旋风分离器入口的平均颗粒质量流量从 777.0 kg/s 增至 900.2 kg/s，两边旋风分离器入口的平均颗粒质量流量从 1 049.2 kg/s 减至 1 002.2 kg/s。一、二次风配比为 6.0:4.0 时，4 类偏差均较小，分别为 21.53%、10.54%、14.95%、6.14%，与一、二次风配比为 4.0:6.0 相比，4 类偏差分别减小了 23.65、17.87、11.05、6.49 个百分点。这可能是由于一次风量增大、二次风量减小减弱了气流的横向流动，竖直向上的气流速度增加，更多颗粒在气流的作用下进入中间旋风分离器。

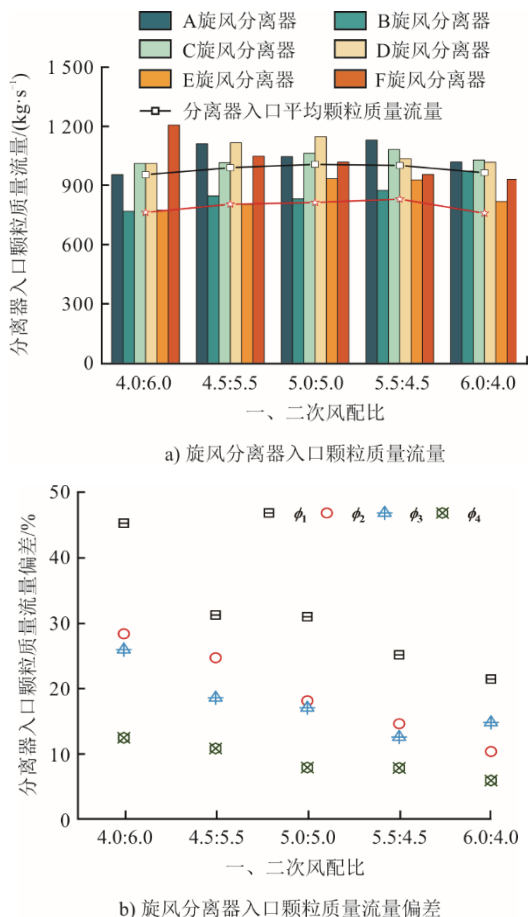


图 10 旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随一、二次风配比的变化
Fig.10 Variations of particle mass flow rate and deviation at the cyclone separator inlet with the ratio of primary to secondary air

2.4 一次风均匀性

CFB 的布风板阻力对炉内的颗粒分布也有非常重要的影响，布风不均匀可能会使炉膛内颗粒不均匀分布的现象加剧，造成炉内燃烧、传热不均匀，同时也会对炉膛出口的旋风分离器造成显著的影响，加剧 6 个旋风分离器的偏流现象。按照锅炉的 6 个循环回路将炉膛的双布风板划分为 W1、W2、W3、W4、W5、W6 6 个区域（图 11），保持总一次风速 3.5 m/s 不变，处于布风板中间的 W2、W5 区域的风速分别变化 ±10% 和 ±20%，研究一次风均匀性对 6 个旋风分离器偏流的影响，各区域的风速见表 2。

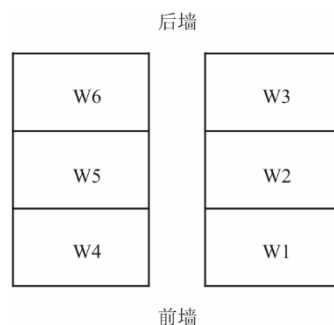


图 11 布风板风速区域划分
Fig.11 Division of wind speed zones for air distribution boards

表 2 布风板不同区域的风速 单位: m/s
Tab.2 Wind speeds in different areas of the air distribution panel

W2、W5 区域风速偏差	U_{W1}	U_{W2}	U_{W3}	U_{W4}	U_{W5}	U_{W6}
-20%	3.85	2.80	3.85	3.85	2.80	3.85
-10%	3.68	3.15	3.68	3.68	3.20	3.68
0	3.50	3.50	3.50	3.50	3.50	3.50
10%	3.33	3.85	3.33	3.33	3.85	3.33
20%	3.15	4.20	3.15	3.15	4.90	3.15

不同中间区域风速偏差下炉膛密相区和稀相区颗粒体积分数沿炉膛深度方向分布，具体如图 12 所示。由图 12 可见：在炉膛密相区高度为 3 m 时，随着布风板中间的风速增加，炉膛中间的颗粒所受气流曳力增大，颗粒在气流作用下沿炉膛上升，炉膛中间的颗粒体积分数逐渐减小；而炉膛两边由于风速减小，曳力减小，更多颗粒停留在炉膛密相区，导致炉膛两边的颗粒体积分数逐渐增大。当布风板中间区域的风速偏差从 -20% 增大至 20%，中间区域的平均颗粒体积分数从 0.022 0 减至 0.013 0，两边区域的平均颗粒体积分数从 0.029 0 增至 0.044 0；在炉膛稀相区高度为 40 m 时，随着布风板中间的

风速增加，更多颗粒沿炉膛上升至稀相区，炉膛中间的颗粒体积分数逐渐增大，而炉膛两边由于更多颗粒停留在炉膛密相区，两边的颗粒体积分数逐渐减小。当布风板中间区域的风速偏差从-20%增至20%，中间区域的平均颗粒体积分数从 0.002 2 增至 0.003 3，两边区域的平均颗粒体积分数从 0.004 0 减至 0.002 1。

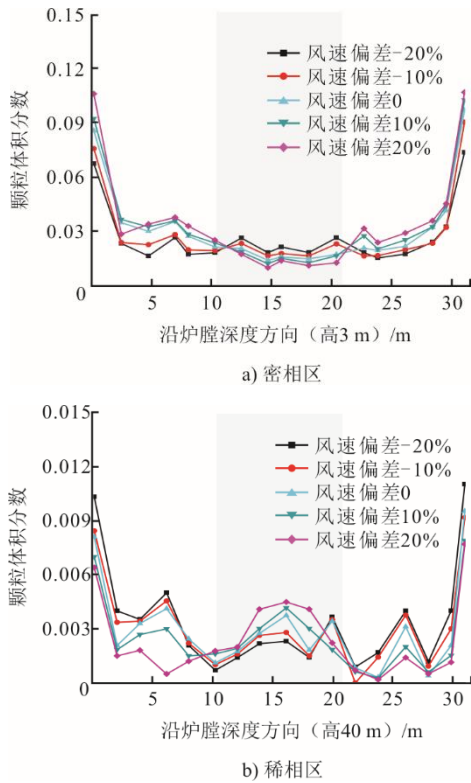


图 12 不同中间区域风速偏差下炉内颗粒体积分数沿炉膛深度方向的分布

Fig.12 Distributions of particle volume fraction along the depth direction of the furnace for different deviations of wind speed in different intermediate regions

旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随布风板中间区域风速的变化如图 13 所示。不同一次风布风下 6 个旋风分离器入口的物料分配均呈现两边高、中间低的分配特点。随着布风板中间区域风速增加，更多颗粒从炉膛密相区进入稀相区，在气流曳力的作用下进入中间旋风分离器，炉膛两边则相反。因此随着布风板中间区域风速增加，中间旋风分离器入口的颗粒质量流量增加，两侧旋风分离器入口颗粒质量流量减少，旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差也逐渐减小。但过大的布风板中间区域风速会抑制炉内两边颗粒向中间的横向扩散运动，使得中间回路与外侧回路的颗粒质量流量偏差增大，中间旋风分离器入口的颗粒质量流量减少，两

边旋风分离器入口的颗粒质量流量增加，偏流现象加剧。

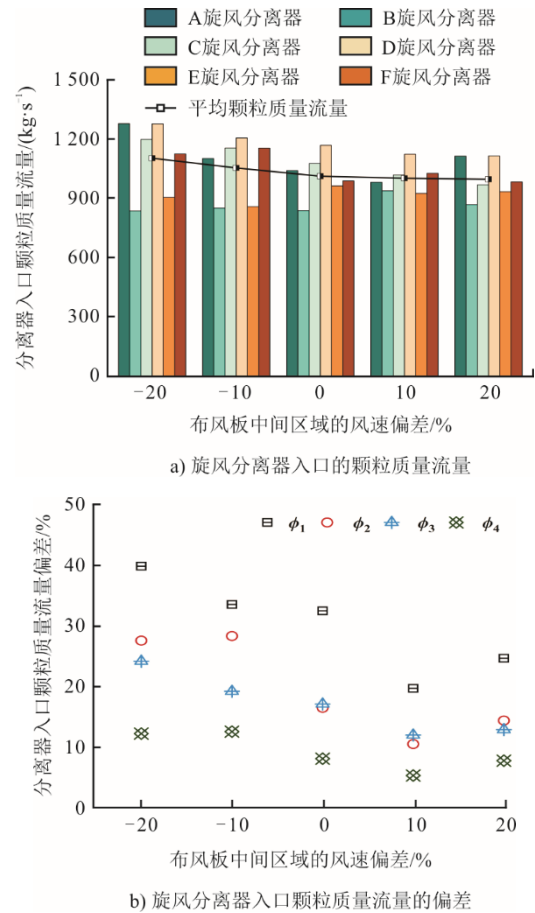


图 13 旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随中间区域风速偏差的变化

Fig.13 Variations of particle mass flow rate and deviation at the separator inlet with wind speed deviation in the middle regions

在布风板中间风速的偏差为 10%时，旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差最小，4 类偏差分别为 19.70%、10.54%、12.02%、5.36%，与布风板中间风速的偏差为 0 时相比，4 类偏差分别减小了 12.76、5.96、5.10、2.76 百分点。当布风板中间区域的风速偏差从-20%增至 10%，中间旋风分离器入口的平均颗粒质量流量从 867.8 kg/s 增至 927.8 kg/s，两边旋风分离器入口的平均颗粒质量流量从 1 213.5 kg/s 减至 1 033.0 kg/s，而继续增大布风板中间区域的风速偏差至 20%，中间旋风分离器入口的颗粒质量流量减至 897.5 kg/s，两边旋风分离器入口的颗粒质量流量增至 1 040.5 kg/s。同时，随着布风板中间区域风速增加，旋风分离器入口的平均颗粒质量流量也逐渐减小，布风板中间区域的风速偏差从-20%增至 20%，中间旋风分离器入口的

平均颗粒质量流量从 1 213.5 kg/s 减至 1 040.5 kg/s, 这是因为炉膛两边的颗粒体积分数更大, 改变一次风布风均匀性对炉膛两边的影响更大。

2.5 二次风均匀性

由于二次风对炉内的颗粒分布也有重要的影响, 因此通过调整中间二次风口的风量可以改变炉内的颗粒分布, 可能会影响旋风分离器入口的颗粒质量流量分配。本文研究的超临界 660 MW CFB 锅炉的二次风口位置, 具体如图 14 所示, 处于炉膛中间位置的二次风口数量和风量占比见表 3。炉膛外侧上侧二次风口共 16 个, 处于中间位置的二次风口有 4 个, 中间二次风风量占比为 25%, 炉膛内侧上侧二次风口共 10 个, 处于中间位置的二次风口有 2 个, 中间二次风风量占比为 20%; 在炉膛的内侧布置了 12 个下二次风口, 炉膛前后墙布置了 4 个二次风口, 总下二次风口数量为 16 个, 处于中间位置的有 4 个, 中间二次风风量占比为 25%。在总二次风量不变、炉膛上二次风口和下二次风口的风量比为 5:5、上二次风口中炉膛外侧和内侧的风量分配一致的基础上, 分别改变中间二次风风量 $\pm 5\%$ 和 $\pm 10\%$, 得到不同位置的二次风风量分配, 见表 4。

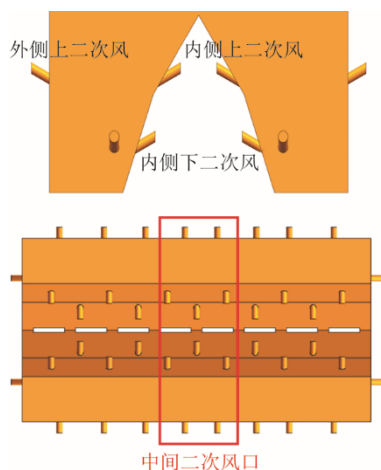


图 14 二次风口位置

Fig.14 Secondary air outlet locations

表 3 中间二次风口数量及风量占比
Tab.3 Numbers of intermediate and secondary air outlets and the air volume percentages

	位置	数量	中间	中间二次风风量占比/%
上二次风口	外侧	16	4	25
	内侧	10	2	20
下二次风口	外侧	12	4	25
	前后墙	4	0	

表 4 不同位置二次风口的风量分配 单位: kg/s
Tab.4 Air volume distributions of secondary air outlets at different locations

中间二次风量偏差	外侧上二次风		内侧上二次风		下二次风	
	中间	两侧	中间	两侧	中间	两侧
-10%	11.73	66.47	7.82	70.38	23.46	132.93
-5%	15.64	62.56	11.73	66.47	31.28	125.11
0	19.64	58.65	15.64	62.56	39.10	117.29
5%	23.46	54.74	19.55	58.65	46.92	109.47
10%	27.37	50.83	23.46	54.74	54.74	101.65

不同中间二次风量偏差下炉膛密相区和稀相区颗粒体积分数沿炉膛深度方向分布, 具体如图 15 所示。由图 15a) 可见: 在炉膛密相区高度为 3 m 时, 随着中间二次风量的偏差增加, 中间二次风量增加, 炉膛中间的二次风截断作用增强, 部分可以上升的颗粒停留在炉膛密相区, 炉膛中间的颗粒体积分数逐渐增加; 而炉膛两边由于二次风量减小, 截断作用减小, 颗粒从炉膛密相区上升至稀相区, 导致炉膛两边的颗粒体积分数逐渐减小。当中间二次风量的偏差从 -10% 增至 10% , 中间区域的平均颗粒体积分数从 0.012 0 增至 0.021 0, 两边区域的平均颗粒体积分数从 0.04 4 减至 0.003 1。

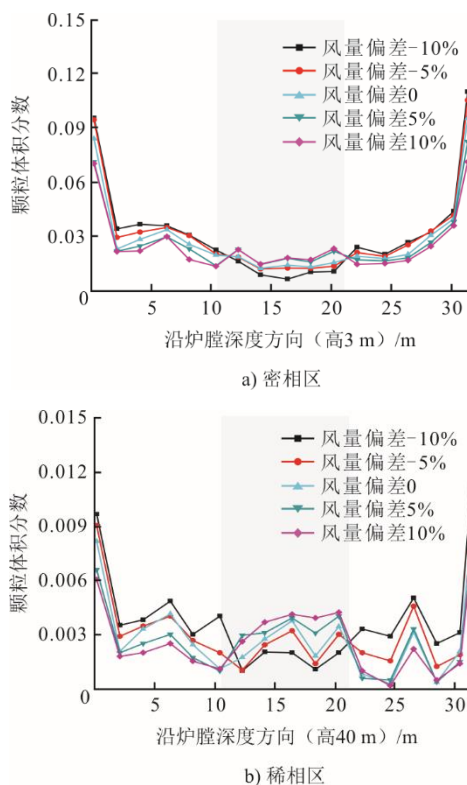


图 15 不同中间二次风量偏差下炉内颗粒体积分数沿炉膛深度方向的分布

Fig.15 Distributions of particle volume fraction along the depth direction of the furnace for different deviations of the intermediate secondary air volume

由图 15b)可见:在炉膛稀相区高度为 40 m 时,随着中间二次风量增加,炉膛中间的风速增加,稀相区下部的颗粒被气流携带至稀相区上部,炉膛中间的颗粒体积分数逐渐增大;而炉膛两边由于二次风量减少,气流速度降低,颗粒受到的气流曳力减小,使得炉膛两边的颗粒体积分数逐渐减小。当布风板中间区域的风速偏差从-10%增至 10%,中间区域的平均颗粒体积分数从 0.001 6 增至 0.003 7,两边区域的平均颗粒体积分数从 0.004 9 减至 0.002 4。同时也可以发现,随着中间二次风量增加,颗粒体积分数变化逐渐减小,当布风板中间区域的风速偏差从-10%增至 0,中间区域的平均颗粒体积分数从 0.004 9 减小至 0.003 1,减小了 0.001 8,而风速偏差从 0 增至 10%,中间区域的平均颗粒体积分数从 0.003 1 减小至 0.002 4,减小了 0.000 7,其中风速偏差从 5%增至 10%,仅增加了 0.000 2。

旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随中间二次风量的变化,具体如图 16 所示。在不同的中间二次风量偏差下,6 个旋风分离器入口的颗粒流量均呈“两边高、中间低”的分配特点。随着中间二次风量的偏差增加,6 个旋风分离器入口的平均颗粒质量流量变化不大,仅改变二次风的布风均匀性,旋风分离器入口的颗粒质量流量总量变化不大。这是因为总风量不变,增加中间二次风量,使中间二次风对气流的截断作用增强,促进颗粒的横向运动,炉膛中间的颗粒增多,中间旋风分离器入口的颗粒质量流量增加,6 个旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差逐渐减小。然而,过多的中间二次风量,会使中间二次风的截断作用增加,使密相区中间的颗粒增多,稀相区中间颗粒减少,进入中间旋风分离器的颗粒质量流量减少,偏流现象加剧。当中间二次风量的偏差从-10%增至 5%,中间旋风分离器入口的平均颗粒质量流量从 848.5 kg/s 增至 939.0 kg/s,而两边旋风分离器入口的颗粒质量流量从 1 082.9 kg/s 减至 1 045.8 kg/s;继续增加中间二次风量的偏差至 10%,中间旋风分离器入口的平均颗粒质量流量将减至 899.9 kg/s,两边旋风分离器入口的颗粒质量流量则增至 1 059.7 kg/s。从图 15b)中可以看出,中间二次风量的偏差为 5%时,旋风分离器入口的颗粒质量流量偏差最小,4 类偏差分别为 19.52%、10.57%、12.18%、4.70%,相比中间二次风量偏差 0 的工况,4 类偏差分别减小了 12.95、5.93、4.94、3.42 个百分点。

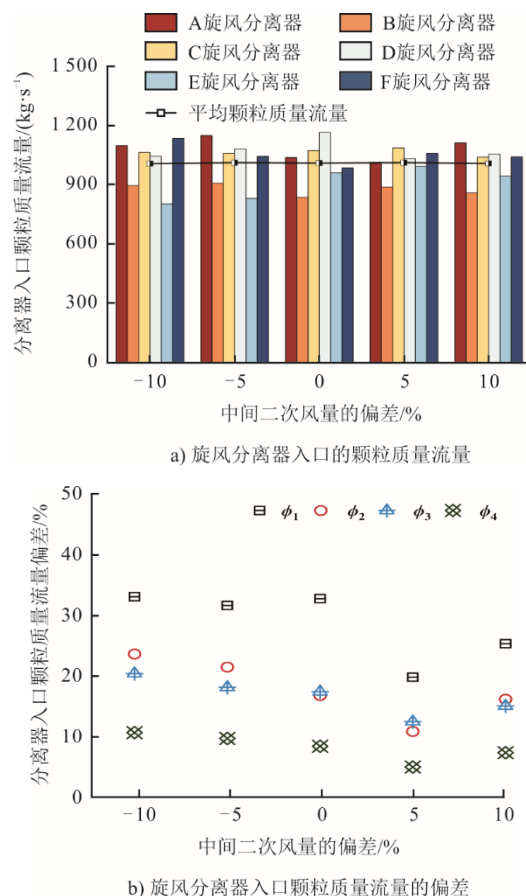


图 16 旋风分离器入口颗粒质量流量和偏差随中间二次风量偏差的变化

Fig.16 Variations of the particle mass flow rate and deviation at the separator inlet with intermediate secondary air volume deviation

3 结 论

基于 CPFD 方法,对超临界 660 MW CFB 锅炉进行数值模拟研究,模拟压力与实际压力的误差小于 5%,模拟得到的旋风分离器物料分配情况与实际相符,在此基础上得到了以下结论。

1) “H”型布置的 6 个旋风分离器入口气体流量分配均匀,炉内颗粒的不均匀分布使得单侧并联的 3 个旋风分离器入口颗粒质量流量中间小于两边,4 类偏差分别为 29.95%、16.76%、15.84%、7.54%。

2) 总风量一定时,较大的一二次风配比可减小旋风分离器入口颗粒质量流量的偏差,在一二次风配比为 6.0:4.0 时,4 类偏差分别为 21.53%、10.54%、14.95%、6.14%。

3) 随着中间布风板的速度增大,旋风分离器入口颗粒流量的偏差先减小后增大,中间布风板的风速偏差为 10%时会使 6 个旋风分离器入口的颗粒

质量流量偏差达到最小, 四类偏差分别为 19.70%、10.54%、12.02%、5.36%。

4) 随着中间二次风量增大, 旋风分离器入口颗粒质量流量的偏差先减小后增大, 中间二次风量的偏差为 5%时, 6 个旋风分离器入口的颗粒流量质量偏差达到最小, 4 类偏差分别为 19.52%、10.57%、12.18%、4.70%。

[参考文献]

- [1] 岳光溪, 吕俊复, 徐鹏, 等. 循环流化床燃烧发展现状及前景分析[J]. 中国电力, 2016, 49(1): 1-13.
YUE Guangxi, LYU Junfu, XU Peng, et al. Analysis of the development status and prospect of circulating fluidized bed combustion[J]. Electric Power, 2016, 49(1): 1-13.
- [2] 韩平, 张东旺, 辛胜伟, 等. 运行参数对 660 MW 高效超超临界 CFB 锅炉四循环回路气固流动特性的影响研究[J]. 热力发电, 2022, 51(3): 96-101.
HAN Ping, ZHANG Dongwang, XIN Shengwei, et al. Study on the effect of operating parameters on the gas-solid flow characteristics of a 660 MW high-efficiency ultra-supercritical CFB boiler with four circulation loops[J]. Thermal Power Generation, 2022, 51(3): 96-101.
- [3] 聂立. 660 MW 超超临界循环流化床锅炉关键技术与方案研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2021: 1.
NIE Li. Study on the key technology and scheme of 660 MW ultra-supercritical circulating fluidized bed boiler[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2021: 1.
- [4] 高新宇, 王凤君, 王君峰, 等. 哈锅 660 MW 高效超超临界循环流化床锅炉方案研究[J]. 锅炉制造, 2021(2): 10-12.
GAO Xinyu, WANG Fengjun, WANG Junfeng, et al. Study of 660 MW high-efficiency ultra-supercritical circulating fluidized bed boiler scheme of HBC[J]. Boiler Manufacturing, 2021(2): 10-12.
- [5] 吕俊复, 张纘, 杨海瑞, 等. 简约型 660 MW 超超临界循环流化床锅炉设计开发[J]. 中国电机工程学报, 2014, 34(5): 741-747.
LYU Junfu, ZHANG Man, YANG Hairui, et al. Design and development of a compact 660 MW ultra-supercritical circulating fluidized bed boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2014, 34(5): 741-747.
- [6] 张纘, 蔡润夏, 姜孝国, 等. 660 MW 高效超超临界双炉膛循环流化床锅炉的设计开发[J]. 动力工程学报, 2018, 38(5): 341-346.
ZHANG Man, CAI Runxia, JIANG Xiaoguo, et al. Design development of a 660 MW high-efficiency ultra-supercritical dual-chamber circulating fluidized bed boiler[J]. Journal of Power Engineering, 2018, 38(5): 341-346.
- [7] 胡南, 徐梦, 张纘, 等. CFB 锅炉大型化气固流动非均匀性研究进展[J]. 洁净煤技术, 2020, 26(3): 1-8.
HU Nan, XU Meng, ZHANG Man, et al. Progress on non-uniformity of gas-solid flow in CFB boiler massification[J]. Clean Coal Technology, 2020, 26(3): 1-8.
- [8] 胡南, 刘雪敏, 杨石, 等. 双分离器并联 CFB 系统的稳定性分析[J]. 动力工程学报, 2013, 33(7): 497-501.
HU Nan, LIU Xuemin, YANG Shi, et al. Stability analysis of a parallel CFB system with two separators[J]. Journal of Power Engineering, 2013, 33(7): 497-501.
- [9] 许霖杰, 程乐鸣, 邹阳军, 等. 1 000 MW 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.
XU Linjie, CHENG Leming, ZOU Yangjun, et al. Numerical simulation of gas-solid flow characteristics in a 1 000 MW supercritical circulating fluidized bed boiler annular chamber[J]. Proceedings of the CSEE, 2015, 35(10): 2480-2486.
- [10] 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.
QIU Guizhi, YE Jiamin, WANG Haigang, et al. Numerical simulation of gas-solid flow characteristics in a large circulating fluidized bed annular chamber by CPFD[J]. Journal of the University of Chinese Academy of Sciences, 2016, 33(2): 218-222.
- [11] 廖磊, 那永洁, 吕清刚, 等. 六个旋风分离器并联布置循环流化床的实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2011, 31(11): 11-16.
LIAO Lei, NA Yongjie, LYU Qinggang, et al. Experimental study of circulating fluidized bed with six cyclone separators in parallel[J]. Proceedings of the CSEE, 2011, 31(11): 11-16.
- [12] 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.
ZHOU Xinglong, CHENG Leming, ZHANG Junchun, et al. Experimental study of particle concentration and circulation flow rate in a six-loop circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2012, 32(5): 9-14.
- [13] ZHOU X L, CHENG L M, WANG Q, et al. Non-uniform distribution of gas-solid flow through six parallel cyclones in a CFB system: an experimental study[J]. Particuology, 2012, 10(2): 170-175.
- [14] YANG S, YANG H R, LIU Q, et al. Research on flow non-uniformity in main circulation loop of a CFB boiler with multiple cyclones[C]//Proceedings of the 20th International Conference on Fluidized Bed Combustion. Springer Berlin Heidelberg, 2009: 341-344.
- [15] 常浩. 660 MW 超超临界 CFB 锅炉二次风对气固流动影响的数值模拟[D]. 北京: 华北电力大学, 2017: 1.
CHANG Hao. Numerical simulation of the effect of secondary air on gas-solid flow in a 660 MW supercritical CFB boiler[D]. Beijing: North China Electric Power University, 2017: 1.
- [16] 王超, 程乐鸣, 周星龙, 等. 600 MW 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.
WANG Chao, CHENG Leming, ZHOU Xinglong, et al. Numerical simulation of gas-solid flow field in 600 MW supercritical circulating fluidized bed boiler furnace[J]. Proceedings of the CSEE, 2011, 31(14): 1-7.
- [17] 王小芳, 帅太平, 吕清刚, 等. 六回路环形炉膛循环流化床试验研究[J]. 洁净煤技术, 2015, 21(2): 30-34.
WANG Xiaofang, SHUAI Daping, LYU Qinggang, et al. Experimental study of circulating fluidized bed with six-loop annular chamber[J]. Clean Coal Technology, 2015, 21(2): 30-34.
- [18] JIANG Y, QIU G, WANG H. Modelling and experimental investigation of the full-loop gas-solid flow in a circulating fluidized bed with six cyclone separators[J]. Chemical Engineering Science, 2014,

- 109(1): 85-97.
- [19] 王法军, 宋国良, 王小芳, 等. 四旋风分离器单侧并联布置循环流化床冷态试验[J]. 电站系统工程, 2014(2): 17-19.
WANG Fajun, SONG Guoliang, WANG Xiaofang, et al. Cold test of circulating fluidized bed with four cyclone separators in single-sided parallel arrangement[J]. Power Plant Systems Engineering, 2014(2): 17-19.
- [20] 刘名硕, 卢啸风, 王泉海, 等. 600 MW CFB 锅炉气固流动均匀性数值模拟与试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2019, 39(2): 543-549.
LIU Mingshuo, LU Xiaofeng, WANG Quanhai, et al. Numerical simulation and experimental study on gas-solid flow uniformity of 600 MW CFB boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2019, 39(2): 543-549.
- [21] 韩平, 张东旺, 谢国威, 等. 660 MW 高效超超临界 CFB 锅炉四循环回路气固均匀性数值模拟[J]. 洁净煤技术, 2021, 27(6): 85-92.
HAN Ping, ZHANG Dongwang, XIE Guowei, et al. Numerical simulation of gas-solid uniformity in a four-cycle circuit of a 660 MW high-efficiency ultra-supercritical CFB boiler[J]. Clean Coal Technology, 2021, 27(6): 85-92.
- [22] 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.
- [23] 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.
- [24] 刘欢鹏. 应用 LES-DSMC 方法研究流化床气固两相流动特性[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2006: 1.
LIU Huanpeng. Application of LES-DSMC method to study gas-solid two-phase flow characteristics in fluidized beds[D]. Harbin: Harbin Institute of Technology, 2006: 1.
- [25] GU Z, GUO L. Simulation of horizontal slug-flow pneumatic conveying with kinetic theory[J]. Frontiers of Energy and Power Engineering in China, 2007, 1(3): 336-340.

(责任编辑 杨乐)