

文章编号:1674-7607(2026)07-0132-12

DOI:10.19805/j.cnki.jcspe.2026.250075

纯氧燃烧循环流化床锅炉气固流动与燃烧特性模拟研究

高凯旋^{1,2,3}, 柯希玮², 侯娜娜¹, 张 扬^{2,4},
李 丹², 王志宁^{2,3}, 刘雪敏¹

(1. 中国特种设备检测研究院 国家市场监督管理总局技术创新中心(锅炉清洁低碳高效燃烧与安全评价), 北京 100029; 2. 怀柔实验室山西研究院, 山西太原 030032; 3. 清华大学 山西清洁能源研究院, 山西太原 030032; 4. 清华大学 能源与动力工程系, 北京 100084)

摘 要:为实现“双碳”目标,近年来许多碳捕集、利用与封存(CCUS)技术得到了快速发展,其中包括富氧燃烧技术。然而,常规富氧燃烧技术依赖烟气再循环系统,面临建造成本高、运行能耗高和再循环管路低温腐蚀等问题。因此,考虑取消烟气再循环装置,只用空气分离后的纯氧实现床料流化和燃料燃烧,有望降低机组整体运行能耗和 CO₂ 捕集成本。本文提供了自行设计的 130 t/h 纯氧燃烧循环流化床(CFB)锅炉的基本结构,并基于计算颗粒流体力学(CPDF)方法对此 CFB 锅炉的气固流动特性与燃烧及传热特性进行数值模拟研究。计算结果表明:纯氧燃烧 CFB 锅炉的下部收缩段存在明显的颗粒回流现象,炉膛上部依然呈现环核流动结构;在燃烧及污染物排放方面,炉膛整体温度分布均匀,基本维持在 1 120 K 左右,分离器出口氧浓度约为 3.90%,NO 浓度则随着炉膛高度的增加逐渐降低,出口处 NO 原始排放浓度约为 100 mg/m³;从传热性能上看,纯氧燃烧条件下炉内受热面表面传热系数相比于传统 CFB 锅炉有所增加,炉底密相区埋管和水冷壁平均传热系数分别达 394.8 W/(m²·K)和 179.9 W/(m²·K)。研究结果为进一步掌握 CFB 锅炉纯氧燃烧特性、开发相关锅炉系统奠定了基础。

关键词:循环流化床锅炉;纯氧燃烧;气固流动;燃烧和传热特性;计算颗粒流体力学(CPDF)

中图分类号:TK229.6

文献标志码:A

学科分类号:470.30

Simulation Study on Gas-Solid Flow and Combustion Characteristics of Pure Oxygen Combustion Circulating Fluidized Bed Boiler

GAO Kaixuan^{1,2,3}, KE Xiwei², HOU Nana¹, ZHANG Yang^{2,4},
LI Dan², WANG Zhining^{2,3}, LIU Xuemin¹

(1. Technology Innovation Center of Boiler Clean, Low-carbon, Efficient Combustion and Safety Evaluation, State Administration for Market Regulation, China Special Equipment Inspection and Research Institute (CSEI), Beijing 100029, China; 2. Shanxi Research Institute of Huairou Laboratory, Taiyuan 030032, Shanxi Province, China; 3. Shanxi Research Institute For Clean Energy, Tsinghua University, Taiyuan 030032, Shanxi Province, China; 4. Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

第二十八届中国科协年会学术论文成果

收稿日期:2025-08-11 修订日期:2025-09-16

基金项目:中国特检院内部资助项目(2024 青年 02)

作者简介:高凯旋(1999—),男,山西晋中人,工程师,硕士,研究方向为循环流化床燃烧技术。

刘雪敏(通信作者),女,正高级工程师,博士, E-mail: liuxuemin@csei.org.cn。

Abstract: To achieve the "dual carbon" goal, many carbon capture, utilization and storage (CCUS) technologies have developed rapidly in recent years, including oxygen-enriched combustion technology. However, conventional oxygen-enriched combustion technology relies on the flue gas recirculation system, which faces such problems as high construction costs, high operating energy consumption, and low-temperature corrosion of the recirculation pipelines. Therefore, eliminating the flue gas recirculation device and adopting only pure oxygen separated from air to achieve particle fluidization and fuel combustion is expected to reduce the total energy consumption and CO₂-capture costs. Basic structure of a self-designed 130 t/h pure oxygen combustion circulating fluidized bed (CFB) boiler was provided, and numerical simulation research on the gas-solid flow characteristics, combustion, and heat transfer characteristics of the CFB boiler based on computational particle fluid dynamics (CPFD) method was conducted. The calculation results show that there is a significant particle reflux phenomenon in the lower contraction section of the pure oxygen combustion CFB boiler, and the upper part of the furnace still presents a core-annular flow structure. In terms of combustion and pollutant emissions, the overall temperature distribution within the furnace is uniform, basically maintained at around 1 120 K. The oxygen concentration at the cyclone outlet is about 3.90%. The NO concentration gradually decreases with the increase of furnace height, and the original emission concentration of NO at the furnace outlet is about 100 mg/m³. From the perspective of heat transfer performance, the heat transfer coefficient of the heating surface in the furnace under pure oxygen combustion conditions has increased compared to traditional CFB boilers. The average heat transfer coefficients of the immersed tubes in the dense-phase zone and surrounding water wall are 394.8 W/(m²·K) and 179.9 W/(m²·K), respectively. The research results lay a foundation for further understanding the characteristics of pure oxygen combustion in CFB boilers and developing related boiler systems.

Key words: circulating fluidized bed boiler; pure oxygen combustion; gas-solid flow; combustion and heat transfer characteristics; computational particle fluid dynamics (CPFD)

为了应对气候变化,实现“双碳”远景目标,近年来许多碳捕集、利用与封存(CCUS)技术得到了快速发展^[1-4]。其中,富氧燃烧捕集技术可将排放烟气中的CO₂体积分数提至90%以上,无需经过复杂的分离过程就可直接利用^[5],被认为是最可能大规模推广和商业化的CCUS技术环节之一。根据工程技术手段的不同,对捕集提纯后的CO₂可通过地质利用、化工利用和生物利用等方式进行资源化处理^[6]。在这方面,利用CO₂强化采油(CO₂-EOR)可以在实现CO₂地质封存的同时有效提高原油采收率,是当前较为成熟的CO₂利用方法^[7]。

循环流化床(CFB)作为一种高效洁净的燃煤发电技术,由于其卓越的燃料种类适应性、污染控制经济性和运行范围灵活性等优势,近些年来发展迅速^[8-9]。CFB富氧燃烧(Oxy-CFBC)技术利用空气分离后的纯氧和再循环烟气(RFG)替代空气作为流化气体和氧化剂^[10-11],该技术结合了CFB燃烧技术和富氧燃烧技术的优势,目前已成为燃煤机组CO₂捕集的重要手段之一。然而,常规富氧燃烧技术中的空气分离制氧和烟气再循环过程需要较高能

耗,大幅提高了机组建造和运行成本,同时存在再循环管路低温腐蚀隐患,是当前制约其大规模工程应用的主要障碍^[12-13]。因此,可以考虑取消原富氧燃烧系统中的烟气再循环装置,只用空气分离后的纯氧作为一次风和二次风,实现床料流化和燃料燃烧,有望降低机组整体运行能耗和CO₂捕集成本。何雪鸿^[14]对纯氧熔融焚烧垃圾系统进行了详细热力计算及分析,指出纯氧燃烧与已有应用富氧燃烧的垃圾焚烧炉相比,省去了烟气再循环装置和送风机等大功率耗电设备,运行能耗更小,炉膛温度提高更快。Zayoud等^[15]进行了纯氧燃烧循环流化床实验,结果表明,纯氧燃烧消除了烟气再循环装置,大幅降低机组尺寸和运行成本,此外避免了CO₂再循环,还能够提高燃烧效率和烟气传热能力。

将进入CFB锅炉的介质由空气改为纯氧后,大量氧以气泡形式离开床层,极易出现O₂分布与燃料燃烧不匹配的问题^[16]。CFB锅炉燃烧室下部O₂浓度过高、燃烧强度急剧增加,可能引发局部超温,造成床料烧结团聚和受热面爆管,影响锅炉安全稳定运行。另外,在炉膛横截面积不变的情况下,烟气量

的大幅减少导致流化速度大幅降低,粗颗粒难以被携带起来,炉膛上部颗粒悬浮浓度不足、循环量有限,继而影响传热和气固停留时间等。同时,在纯氧燃烧条件下,炉内稀相区的烟气成分主要是 CO_2 和 H_2O ,三原子气体的辐射能力很强,将显著改变炉内传热特性^[17]。因此,采用纯氧燃烧后,需要全新设计锅炉结构、受热面布置、操作参数等。在之前的工作中对某 130 t/h 纯氧燃烧 CFB 锅炉进行了概念性设计^[18]。该设计工况下的燃烧效率达到 97.76%,较传统 CFB 锅炉燃烧效率(约 96%)提升 1.5%~2%,展现出显著的燃烧性能优势。其主要结构特点如下:(1)“下宽上窄”型炉膛结构;(2)密相区内布置埋管受热面,包括蒸发管束和过热器;(3)尾部烟道仅布置省煤器,不布置空气预热器。

鉴于纯氧燃烧 CFB 锅炉现状,在开发设计时,其气固流动行为、燃烧性能乃至污染物排放未知。近年来,通过数值模拟的方法研究 CFB 锅炉中的气固流动、燃烧及传热特性能够极大地弥补传统实验的不足,该方法数据获取方便,同时研究针对性强,可以更好地理解 CFB 锅炉内部复杂的动力学特性,探索气固流动的潜在机理,优化锅炉的设计,以及扩大规模。

为了高效求解工业级 CFB 锅炉的气固流动、燃烧及传热特性,国内外学者纷纷采用计算颗粒流体力学(CPDF)方法^[19]。张瑞卿等^[20]利用 CPDF 方法对 72 MW 的 CFB 锅炉中气固流动和燃烧过程进行了数值模拟,得到了炉膛从启动到稳定运行的动态变化过程。炉膛温度分布和气体成分分布的模拟结果与实际测试相吻合,并准确预测了 CFB 锅炉内磨损的发生位置,在燃烧方面证明了采取简化的煤燃烧机制依然是合理有效的。Huang 等^[21]利用 CPDF 方法对某 130 t/h 循环流化床锅炉中煤、生物质和油泥三种燃料混合燃烧特性进行了模拟研究,详细分析了燃料混合比以及过量空气系数对锅炉燃烧特性的影响。Xie 等^[22]利用 CPDF 方法对城市固体废弃物和煤在工业级 CFB 锅炉中的燃烧过程进行全回路模拟,发现床料在燃烧室内呈现快速流态化,在外置换热器(EHE)中为鼓泡流态化,在炉膛出口的分离器入口通道,高速、大尺寸的床料直接撞击墙壁,出现了严重的墙壁磨损。随着燃煤比例的增加, NO 和 N_2O 的排放量减少, SO_2 的排放量增加。Upadhyay 等^[23]采用 CPDF 方法模拟研究 O_2/CO_2 作为流化气体时对冷态循环流化床中气固流动行为的影响,发现当流化气体由空气转变为 O_2/CO_2 成分时,炉膛平均压力增加 13%~33%,壁面区域固体体积分数也有小幅度的增加,整体依然呈

现环核流动结构。

本文采用 CPDF 方法,对自行设计的纯氧燃烧 CFB 锅炉的气固流动特性与燃烧及传热特性进行数值模拟研究。基于时均压力分布、颗粒悬浮浓度和颗粒速度探究设计工况的气固流动行为,在燃烧及传热方面,重点研究了炉内烟气组分分布、炉内烟气温度分布和炉膛各受热面热流密度分布等,为未来开发面向 CCUS-EOR 的纯氧燃烧 CFB 锅炉技术和工程实践奠定基础。

1 数值计算方法

本文采用的 CPDF 方法是一种欧拉-拉格朗日双向耦合的数值模拟计算方法,其中流体相采用欧拉方法,通过求解 Navier-Stokes 方程描述流场,而颗粒相采用拉格朗日方法,根据多相质点网格(MP-PIC)数值方法进行颗粒求算。Barracuda 是基于 CPDF 方法的商业软件。

1.1 控制方程

气固两相的相互作用包括质量、动量和能量传递,其中质量传递由两相之间的气动阻力产生^[24],可表示为

$$\frac{\partial \theta_i \rho_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_i \rho_i u_i) = 0 \quad (1)$$

式中: θ_i 为气相体积分数,%; ρ_i 为流体密度, kg/m^3 ; t 为时间,s; u_i 为气相速度, m/s 。

气相的动量方程为

$$\frac{\partial (\theta_i \rho_i u_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_i \rho_i u_i u_i) = -\nabla p - F + \theta_i \rho_i g + \nabla \cdot (\theta_i \tau_i) \quad (2)$$

式中: p 为气相压力,Pa; F 为单位体积内气相和颗粒相之间的动量交换率, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}^2)$; g 为重力加速度, m/s^2 ; τ_i 为气相应力张量,Pa。

颗粒相被视为离散相,运用拉格朗日方法求解,其动力学方程可以通过求解关于颗粒分布函数(PDF)的输运方程得出,颗粒相的加速度方程^[25]为

$$\frac{du_p}{dt} = D(u_i - u_p) - \frac{1}{\rho_p} \nabla p + g - \frac{1}{\theta_p \rho_p} \nabla \tau_p \quad (3)$$

式中: u_p 为颗粒相的速度, m/s ; D 为相间曳力系数; ρ_p 为颗粒密度, kg/m^3 ; θ_p 为颗粒的体积分数,%; τ_p 为颗粒的法向应力,Pa。

颗粒相的能量方程为

$$c_p \frac{dT_p}{dt} = \frac{A_p}{m_p} \gamma_p (T_f - T_p) + \frac{1}{m_p} Q_{c,fp} \quad (4)$$

式中: c_p 为颗粒比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; T_p 和 T_f 分别为颗粒相与气相流体的温度,K; γ_p 为颗粒与流体之间的传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $Q_{c,fp}$ 为流体相和颗粒相在

化学反应过程中传递的热量, W ; A_p 为颗粒表面积, m^2 ; m_p 为颗粒质量, kg 。

式(1)~式(4)中各项参数详细计算可参考相关文献^[24-25]。

1.2 湍流模型

由于 CFB 锅炉炉膛内为复杂高雷诺数湍流流动,在湍流模型的选择上,本论文采用具有直接模拟法(DNS)和雷诺平均法(RANS)优势的大涡模拟(LES)湍流模型,此模型可以描述非平衡过程中发生的拟序结构和大尺度效应,在 CFB 锅炉气固流动问题上具有较高精度。其中,Navier-Stokes 方程用于直接求解大于网格尺度的大涡,而 Smagorinsky 模型用于求解小尺度的涡流结构,计算方程^[26]为

$$\mu_t = C_s \Delta^2 |\overline{S_{ij}}| \quad (5)$$

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad (6)$$

$$D = \begin{cases} D_{WY} & \theta_p < 0.75\theta_{cp} \\ (D_{ER} - D_{WY}) \left(\frac{\theta_p - 0.75\theta_{cp}}{0.85\theta_{cp} - 0.75\theta_{cp}} \right) + D_{WY} & 0.75\theta_{cp} \leq \theta_p \leq 0.85\theta_{cp} \\ D_{ER} & \theta_p > 0.85\theta_{cp} \end{cases} \quad (7)$$

式中: θ_{cp} 为紧密堆积时的颗粒体积分数,%; D_{WY} 和 D_{ER} 分别为 Wen-Yu 曳力系数和 Ergun 曳力系数,计算方程为

$$D_{WY} = \frac{3}{8} C_d \frac{\rho_f |u_f - u_p|}{\rho_p r_p} \quad (8)$$

$$D_{ER} = 0.5 \left(\frac{c_1 \theta_p}{\theta_f Re} + c_0 \right) \frac{\rho_f |u_f - u_p|}{\rho_p r_p} \quad (9)$$

式中: C_d 为曳力系数,可以根据颗粒雷诺数 Re 求得; r_p 为颗粒半径, m ; c_0 、 c_1 为 Ergun 经验常数, $c_0 = 1.75$, $c_1 = 150$ 。

1.4 传热模型

流体与壁面的对流传热系数 h_{fw} 由稀相区传热系数 h_1 和密相区传热系数 h_d 两部分组成,计算表达式为

$$h_{fw} = h_1 + f_d h_d \quad (10)$$

$$f_d = 1 - e^{-10(\theta_p/\theta_{cp})} \quad (11)$$

式中: f_d 为密相区与壁面的接触时间分数。

此外,在 Barracuda 软件中仅考虑壁面和颗粒之间的辐射换热,而不考虑颗粒之间、壁面之间,以及壁面与流体之间的辐射换热。热辐射计算表达式为

$$q_{wp} = A_w F_{wp} \epsilon_{wp} \sigma (T_w^4 - \overline{T_p^4}) \quad (12)$$

式中: q_{wp} 为壁面和颗粒之间的辐射换热量, W ; A_w 为壁面面积, m^2 ; T_w 为壁面温度, K ; $\overline{T_p}$ 为颗粒在某个计算单元内的质量加权平均温度, K ; F_{wp} 为计算因子; ϵ_{wp} 为壁面和颗粒之间的有效辐射率。

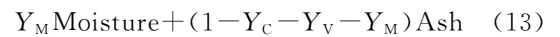
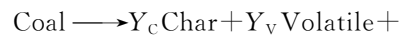
式中: μ_t 为亚网格尺度涡流黏度, $Pa \cdot s$; C_s 为 Smagorinsky 常数; S_{ij} 为流体相变形张量的值, x_i 、 x_j 分别为三维笛卡尔坐标系中的空间位置坐标, m ; u_i 、 u_j 分别为流体在对应坐标轴方向上的速度分量, m/s 。

1.3 曳力模型

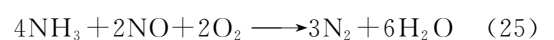
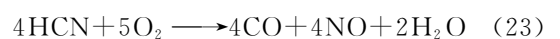
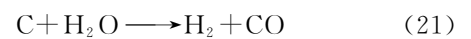
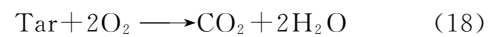
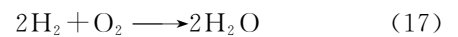
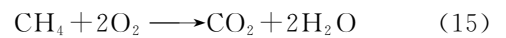
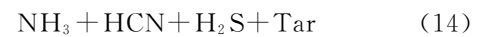
曳力是气固两相之间的相互作用力,选择合适的曳力模型对于 CFB 数值模拟的准确性具有至关重要的意义。目前主流的曳力模型有三种,分别是 Wen-Yu 模型、Ergun 模型,以及 Wen-Yu/Ergun 模型。其中, Wen-Yu 曳力模型基于单颗粒曳力模型,适用于颗粒体积分数较低的 CFB 锅炉回路; Ergun 曳力模型基于 CFB 密相区开发,更适合于颗粒体积分数较高的 CFB 锅炉回路; Wen-Yu/Ergun 曳力模型将两者结合,使其可以更为准确模拟计算 CFB 锅炉炉内密相区和稀相区存在较大浓度差异的情况。本文选择 Wen-Yu/Ergun 曳力模型,计算方程^[27-28]为

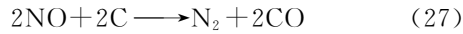
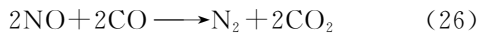
1.5 化学反应动力学模型

燃煤颗粒在 CFB 锅炉中的燃烧过程包括原煤热解(式(13))、挥发分析出(式(14))、气相均相燃烧(式(15)~式(18))、焦炭燃烧(式(19)~式(21))、 SO_2 生成(式(22)),以及 NO_x 生成和还原反应(式(23)~式(27)),其化学反应动力学模型描述为



式中: Coal 为原煤; Char 为焦炭; Volatile 为挥发分; Moisture 为水分; Ash 为灰分; Y_C 、 Y_V 和 Y_M 分别为煤样中的焦炭、挥发分和水分的质质量分数,其值可通过煤的工业分析求得。





式中: Tar 为焦油。

CFB 锅炉燃烧过程中由于反应条件的不同, 相应的化学反应速率也不同, 本文中的化学反应速率及反应速率系数来自文献[29-31], 如表 1 所示。其

中: C 为流体相中对应气体组分的摩尔浓度, kmol/m^3 ; R 为摩尔气体常数, $\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$; T 为温度, K ; Q_s 为固相体积分数, $\%$; m_s 为单个固相颗粒的质量, kg ; ρ_s 为固相颗粒的密度, kg/m^3 ; ρ_c 为纯碳的密度, kg/m^3 ; Y_c 为碳在固相颗粒中的质量分数, $\%$; d_s 为固相颗粒的平均粒径, m 。

表 1 化学反应速率及反应速率系数
Tab. 1 Chemical reaction rate and reaction rate coefficient

反应方程	反应速率 $r / (\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1})$	反应速率系数 K
(13)	$r_1 = K_1 C_{\text{Volatile}}$	$K_1 = 2.07 \times 10^4 \exp(-8780/(RT))$
(14)	$r_2 = K_2 C_{\text{Volatile}}$	$K_2 = 8.276 \times 10^4 \exp(-7.3 \times 10^7/(RT))$
(15)	$r_3 = K_3 C_{\text{CH}_4}^{0.2} C_{\text{O}_2}^{1.3}$	$K_3 = 2.119 \times 10^{11} \exp(-24380/T)$
(16)	$r_4 = K_4 C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}}^{0.5} C_{\text{O}_2}^{0.25}$	$K_4 = 2.239 \times 10^{12} \exp(-20446/T)$
(17)	$r_5 = K_5 C_{\text{H}_2} C_{\text{O}_2}$	$K_5 = 9.87 \times 10^8 \exp(-3728/T)$
(18)	$r_6 = K_6 C_{\text{Tar}} C_{\text{O}_2}$	$K_6 = 3.8 \times 10^7 \exp(-5.55 \times 10^7/(RT))$
(19)	$r_7 = K_7 C_{\text{O}_2}$	$K_7 = 4.34 \times 10^7 \theta_s T \exp(-1.13 \times 10^8/(RT))$
(20)	$r_8 = K_{8a} C_{\text{CO}_2} - K_{8b} C_{\text{CO}}$	$K_{8a} = 1.272 m_s T \exp(-1.88 \times 10^8/(RT))$ $K_{8b} = 0.1044 m_s T^2 \exp(-1.96 \times 10^7/(RT) - 20.92)$
(21)	$r_9 = K_{9a} C_{\text{H}_2\text{O}} - K_{9b} C_{\text{H}_2} C_{\text{CO}}$	$K_{9a} = 1.272 m_s T \exp(-1.88 \times 10^8/(RT))$ $K_{9b} = 0.1044 m_s T^2 \exp(-5.25 \times 10^7/(RT) - 17.29)$
(22)	$r_{10} = K_{10} C_{\text{H}_2\text{S}} C_{\text{O}_2}$	$K_{10} = 5.2 \times 10^8 \exp(-19300/T)$
(23)	$r_{11} = K_{11} C_{\text{HCN}} C_{\text{O}_2}$	$K_{11} = 2.14 \times 10^8 \exp(-8.314 \times 10^7/(RT))$
(24)	$r_{12} = K_{12} C_{\text{NH}_3} C_{\text{O}_2}$	$K_{12} = 3.1 \times 10^8 \exp(-8.314 \times 10^7/(RT))$
(25)	$r_{13} = K_{13} \sqrt{C_{\text{NH}_3}} \sqrt{C_{\text{NO}}} \sqrt{C_{\text{O}_2}}$	$K_{13} = 1.1 \times 10^{15} \exp(-2.301 \times 10^8/(RT))$
(26)	$r_{14} = K_{14} \frac{K_{14a} C_{\text{NO}} (K_{14b} C_{\text{CO}} + K_{14c})}{K_{14a} C_{\text{NO}} + K_{14b} C_{\text{CO}} + K_{14c}}$	$K_{14} = 1.952 \times 10^7 \exp(-1.58 \times 10^8/(RT))$ $K_{14a} = 18.26, K_{14b} = 7.86, K_{14c} = 0.002531$
(27)	$r_{15} = \frac{6\theta_s \rho_s Y_c}{d_s \rho_c} K_{15} C_{\text{NO}}$	$K_{15} = 5.85 \times 10^7 \exp(-12000/T)$

上述化学反应模型均已被验证合理, 反应速率系数均由实验结果拟合获得。

2 模拟对象

2.1 几何建模及边界条件

基于以往工作中纯氧燃烧 CFB 锅炉的基本结构和整体布置方案^[18], 考虑本文主要关注纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛内的气固流动特性与燃烧及传热特性, 为了减少模拟计算量, 在 CPFD 模拟过程中省去了旋风分离后的尾部竖井烟道, 模型尺寸及其边界条件设置如图 1 所示。

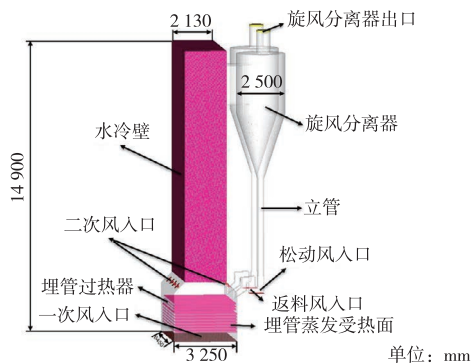


图 1 几何模型及边界条件

Fig. 1 Geometric model and boundary conditions

模型主要由炉膛、单侧布置的 2 个旋风分离器和 2 台“U”型返料阀组成。炉膛整体被水冷壁包覆, 在模拟计算中将炉膛收缩段以上壁面、埋管蒸发受热面和过热器的壁面设定为等温壁面, 炉膛收缩段及其以下敷设防磨浇注料的水冷壁面和分离器设定为绝热壁面, 旋风分离器出口设置为压力出口。模拟计算需要的边界条件参数采用热力计算参数, 边界条件参数设置见表 2。

表 2 边界条件参数

Tab. 2 Boundary condition parameters

项目	数值
一次风量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	18 186.2
二次风量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	4 546.5
水冷壁壁面温度/ $^{\circ}\text{C}$	338.8
埋管蒸发受热面温度/ $^{\circ}\text{C}$	368.8
埋管过热器壁面温度/ $^{\circ}\text{C}$	438.8
给煤量/ $(\text{t} \cdot \text{h}^{-1})$	18.1
分离器出口压力/ Pa	100 325

2.2 网格划分

本文选用笛卡尔法生成计算网格, 将纯氧燃烧

CFB 锅炉视为整体进行网格划分,能够有效地改善网格的均匀性,同时加密埋管蒸发受热面和过热器的网格,以更好地捕捉埋管附近的大量颗粒,提升模拟的准确性。

为了验证网格无关性,选取 80 万、120 万和 160 万三种网格数量,采用基于 CPFD 方法的 Barracuda 17.4 软件进行数值模拟计算,并在炉膛稀相区设置通量面监测通过该截面的颗粒质量流率。网格无关性计算表明,在网格数为 80 万的模拟结果中,颗粒质量流率波动比较大,120 万和 160 万网格数的曲线趋势相近,表明 120 万和 160 万网格数量在计算精度上的差异并不显著。综合考虑计算精度和计算效率,后续计算中网格数量均定为 120 万。

2.3 模拟参数

CPFD 模拟参数的选取对模拟结果有显著的影响,例如颗粒堆积极限的选择会影响炉内颗粒堆积状况,进而对锅炉的压降和固体循环流率产生影响。本文参考其他学者的成功算例^[32-33],选择的主要模拟参数如表 3 所示。

表 3 主要模拟参数

Tab. 3 Main simulation parameters

项目	参数	数值
床料	材料	石英砂
	颗粒密度/($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	2 600
	球形度	0.7
颗粒与壁面的相互作用	壁面法向反弹系数	0.35
	壁面切向反弹系数	0.85
	漫反射反弹指数	2
颗粒与颗粒的相互作用	颗粒堆积极限	0.6
	最大定向碰撞动量/%	40
	压力常量/Pa	1
	无因次指数 γ	3
	无量纲常数 θ	10^{-8}

2.4 稳态判定

为了确定模拟过程达到稳定状态的时间,在床料粒径为 $100\ \mu\text{m}$ 、床存量即炉膛床料静高度为 $0.45\ \text{m}$ 、一次风率为 0.8 等基础设计工况下,纯氧燃烧 CFB 锅炉在 $0\sim 60\ \text{s}$ 模拟时间内颗粒体积分数变化过程如图 2 所示。

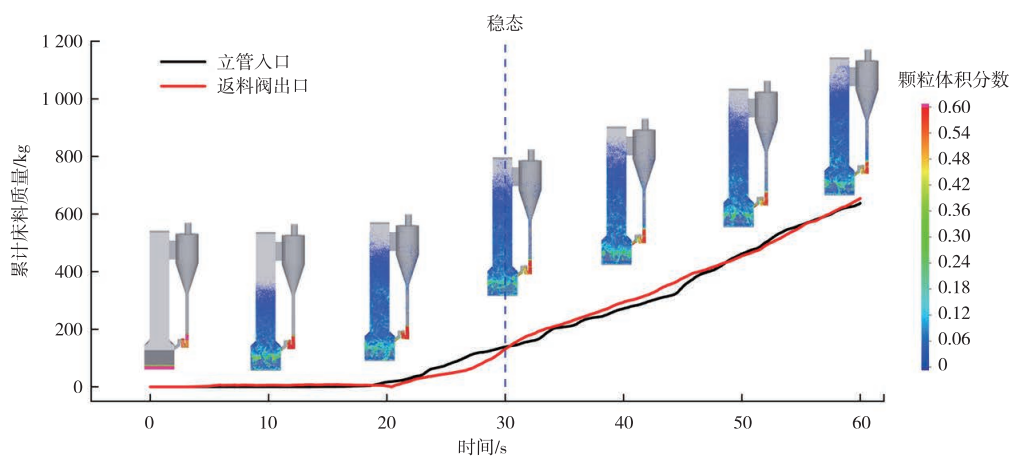


图 2 CFB 锅炉颗粒体积分数和立管入口与返料阀出口累积床料量随时间的变化

Fig. 2 Variation of particle volume fraction in CFB boiler and cumulative bed material mass at standpipe and loop seal with time

在初始阶段($t=0\ \text{s}$),炉膛底部及返料阀内布置有初始床料颗粒,随着一次风进入炉膛,床料颗粒在气流曳力的作用下开始流化。 $t=10\ \text{s}$ 时,床料颗粒已经流化至炉膛中部。 $t=20\ \text{s}$ 时,床料颗粒流化至炉膛出口,一部分床料颗粒进入旋风分离器,另一部分床料颗粒由于气流携带能力不足,在炉膛壁面附近向下运动构成内循环。进入旋风分离器的床料颗粒完成气固分离后经立管移动至返料阀,在松动风及返料风的作用下返回炉膛构成外循环,同时在立管处形成稳定的料封,克服 CFB 锅炉内部的压差,保证锅炉稳定运行。纯氧燃烧 CFB 锅炉在模拟时间为 $30\sim 60\ \text{s}$ 时,炉内颗粒的流动和分布情况近似,此时

认为纯氧燃烧 CFB 锅炉的运行达到了稳定状态。

立管入口与返料阀出口的累积床料量随时间的变化如图 2 所示,曲线的斜率表示通过截面的颗粒质量流率。由图中可以看出, $t=30\ \text{s}$ 时两线重合且之后斜率接近相同,再一次验证此时锅炉运行达到了稳定状态。因此,本文讨论的模拟结果均为 $30\sim 60\ \text{s}$ 时间段内的时均值。

3 结果与分析

3.1 气固流动特性

3.1.1 压力分布

压力分布是 CFB 锅炉气固流动的重要动力学

特征,决定了气固流动的稳定性 and 均匀性。压力分布的不稳定或不均匀可能导致物料流动受阻或出现死区,影响锅炉的传热效果和燃烧效率。

图3所示为稳定运行状态下纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路时均压力分布。从图中可以看出,返料阀底部压力最高,约为 15 000 Pa 左右,能够形成稳定的料封,以防止炉膛内的气体进入旋风分离器。炉膛密相区的压力次之,约为 8 000 Pa 左右,为床料流化提供动力。旋风分离器上部烟气出口处为负压,约为 -1 000 Pa。

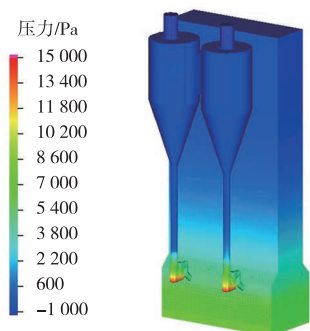


图3 纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路时均压力分布

Fig. 3 Time-averaged pressure distribution throughout the full-loop of pure oxygen combustion CFB boiler

图4为炉膛内时均压力沿炉膛高度方向的分布,炉膛收缩段上截面处(炉膛高度 $H=3.06$ m)被视为炉膛下部与炉膛上部的分界线。从图中可以看到,压力随炉膛高度的升高逐渐降低,其中炉膛下部压力变化较大,从 7 969.2 Pa 下降到 3 847.9 Pa,下降了 4 121.3 Pa;炉膛上部压力变化迅速减小,在炉膛出口($H=11.90$ m)以上压力保持稳定。

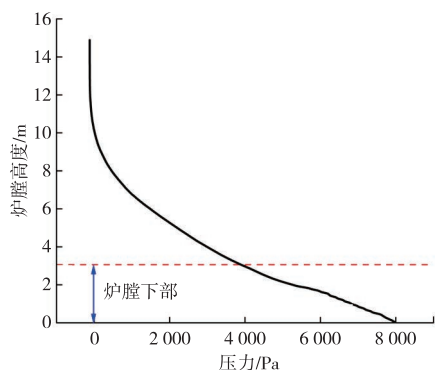


图4 时均压力沿炉膛高度的分布

Fig. 4 Time-averaged pressure distribution along furnace height

3.1.2 颗粒悬浮浓度分布

颗粒悬浮浓度是指循环流化床锅炉单位体积内固体颗粒的质量,在一定程度上可以与该空间位置处的颗粒体积分数相对应。图5展示了稳定运行状态

下纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路颗粒悬浮浓度分布情况。从图中可以看出,除一次风入口区域,颗粒悬浮浓度沿炉膛高度逐渐降低且分布更加均匀。为了进一步研究炉膛颗粒悬浮浓度径向分布规律,选取炉膛收缩段的上下截面以及炉膛上部稀相区某截面作为参考对象,其高度分别为 2.50 m、3.06 m 和 8.00 m。

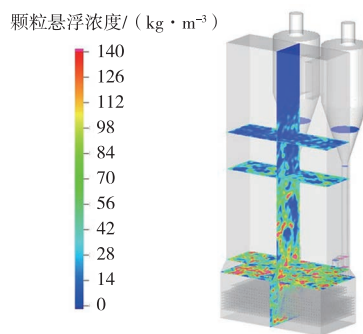


图5 纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路颗粒悬浮浓度分布

Fig. 5 Distribution of particle suspension concentration in full-loop of pure oxygen combustion CFB boiler

上述3个截面沿炉膛深度方向的颗粒悬浮浓度分布如图6所示。图中的点为模拟数据点,曲线代表趋势线,对应的床料平均粒径为 $100\ \mu\text{m}$ 。由于纯氧燃烧 CFB 锅炉具有独特的“下宽上窄”的炉膛结构,因此炉膛收缩段的上下截面处的近壁区域与炉膛中心的绝对距离有所不同。从图中可以看出,颗粒悬浮浓度均呈现类抛物线分布特征,但是炉膛收缩段附近的颗粒悬浮浓度分布规律与炉膛上部稀相区的颗粒悬浮浓度分布规律相反,呈现“中心高、边壁低”的分布特点。这是由于一方面,颗粒在上升过程中与收缩段壁面的相互碰撞作用使得部分颗粒从两侧回落到中间,形成颗粒回流;另一方面,许多颗粒沿着前后墙收缩段壁面上升过程中,速度方向不再是竖直向上,而是与收缩段平行,从而使得一些颗粒交汇在炉膛中心。炉膛高度 $H=2.50$ m 的截面,

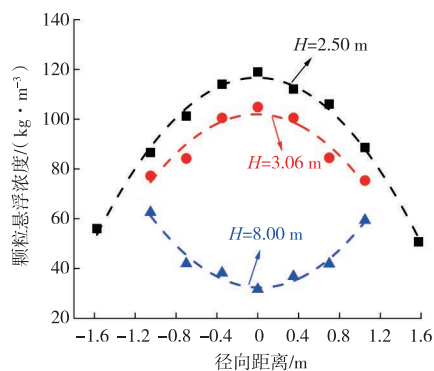


图6 不同炉膛高度下颗粒悬浮浓度的径向分布

Fig. 6 Radial distribution of particle suspension concentration under different furnace heights

中心区域颗粒悬浮浓度达到 119.0 kg/m^3 ,而在近壁区域颗粒悬浮浓度仅为 53.4 kg/m^3 ;炉膛高度 $H=3.06 \text{ m}$ 的截面,中心区域和近壁区域颗粒悬浮浓度分别为 104.9 kg/m^3 和 76.3 kg/m^3 。在炉膛上部稀相区颗粒悬浮浓度依然呈现与传统 CFB 锅炉相似的“中心低、边壁高”的分布特点,炉膛高度 $H=8.00 \text{ m}$ 的截面,炉膛中心区域颗粒悬浮浓度为 31.6 kg/m^3 ,而在近壁区域颗粒悬浮浓度为 61.0 kg/m^3 。

3.1.3 颗粒速度分布

颗粒速度分布对研究 CFB 锅炉受热面磨损具有重要意义,颗粒作为流化床中的固体相,其运动速度不仅受到气固相间曳力的作用,颗粒之间的相互作用和碰撞也对其产生影响。纯氧燃烧 CFB 锅炉颗粒速度分布如图 7 所示。从图中可以看出,颗粒速度分布与颗粒悬浮浓度分布趋势相反。在炉膛下部收缩段附近,颗粒速度由近壁区域向中心附近逐渐降低,炉膛中心区域颗粒速度出现负值,即颗粒向下运动,说明中心区域存在明显的颗粒回流现象。与之相反,在炉膛上部稀相区呈现中间上升流,边壁下降流的环境流动结构。由于中心上升流

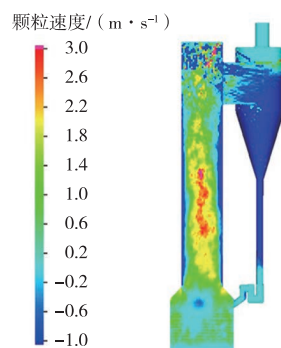


图 7 纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路颗粒速度分布

Fig. 7 Distribution of particle velocity in full-loop of pure oxygen combustion CFB boiler

的存在,炉膛高度 $H=7.8 \text{ m}$ 时出现峰值,颗粒速度为 2.7 m/s 。

3.2 燃烧及传热特性

3.2.1 炉内烟气组分分布

在纯氧气氛下,燃煤颗粒在经历热解、燃烧、气化等一系列复杂的化学反应后,烟气组分主要为 CO_2 、 H_2O 、 O_2 和 NO 。纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛内烟气组分的体积分数分布如图 8 所示。

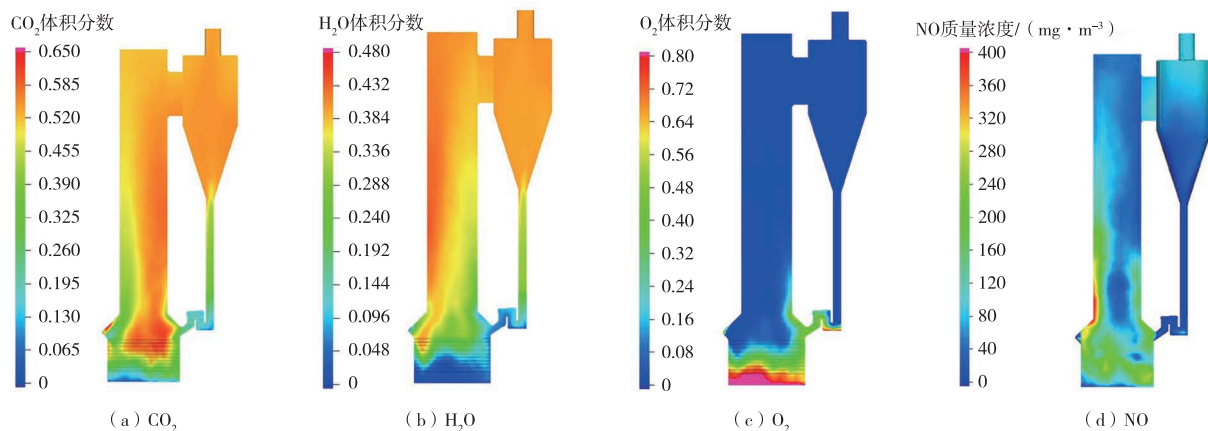


图 8 纯氧燃烧 CFB 锅炉全回路烟气组分分布

Fig. 8 Distribution of flue gas components in full-loop of pure oxygen combustion CFB boiler

作为烟气中占比最多的气体, CO_2 体积分数在炉内分布情况如图 8(a) 所示。在炉膛底部, CO_2 体积分数较低。随着大量的燃料颗粒和氧气混合并剧烈燃烧, CO_2 体积分数迅速增加。稀相区的 CO_2 体积分数沿着炉膛高度方向缓慢增加并趋于稳定,在炉膛出口处 CO_2 体积分数达到 0.552。

图 8(b) 所示的 H_2O 体积分数变化规律与 CO_2 体积分数变化相近,炉膛出口处 H_2O 体积分数约为 0.393。

燃烧反应消耗 O_2 并产生 CO_2 , O_2 体积分数在炉膛内分布情况与 CO_2 呈相反趋势,如图 8(c) 所

示,一次风由炉膛底部布风板送入炉膛,一次风风口附近 O_2 体积分数很高。由于强烈的燃烧反应, O_2 体积分数沿着炉膛高度方向迅速下降。炉膛出口处 O_2 体积分数仅为 3.9%。此外,前墙给煤口附近需要消耗 O_2 ,而返料腿侧引入高浓度 O_2 返料风,因此 O_2 体积分数在炉膛下部呈现不均匀分布。

图 8(d) 表示烟气中 NO 质量浓度在炉膛内的分布情况。从图中可以看出,炉膛下部烟气中含有大量的 NO ,这是由于此处 O_2 体积分数很高,形成极强的氧化性氛围。沿着炉膛高度方向, NO 快速增加,到达收缩段附近开始缓慢降低。位于收缩段

上部的二次风口引入纯氧二次风,氧化性气氛得以进一步增强,NO 体积分数达到最大。稀相区,燃煤颗粒与 O_2 持续反应, O_2 体积分数降低,NO 体积分数随着炉膛高度的增加而逐渐降低。对比常规 CFB 锅炉,由于纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛氧浓度和温度均较高,炉膛出口处 NO 体积分数更高,约为 100 mg/m^3 。沿着径向方向,NO 体积分数呈现两侧高中间低的分布规律,这是由于纯氧二次风从前后墙引入,壁面附近的氧化性气氛较高。

3.2.2 炉内温度分布

如图 9 所示为纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛内各截面气相温度分布。从图中可以看出,炉膛整体温度分布均匀,基本维持在 1120 K 左右。在炉膛底部送入未经预热的纯氧一次风,气相温度降为 875 K 左右。随着燃煤颗粒从前墙给煤口进入炉膛密相区,大量挥发分析出并与 O_2 发生剧烈的燃烧反应,释放大热量,炉膛下部气相温度很快上升。另一方面,炉膛内物料气固流动行为与气相温度分布密切相关。炉膛下部密相区的颗粒悬浮浓度高,而且从返料阀返回炉膛的高温颗粒促进了炉膛下部温度的升高,在炉膛下部密相区出现了峰值温度,气相温度达到 1170 K 。在二次风口处,未经预热的纯氧二次风导致二次风喷口区域温度较低,局部温度为 660 K 左右。炉膛收缩段上部,高温烟气与水冷壁之间发生对流和辐射换热,气相温度随着炉膛高度的增加而逐渐降低,且炉膛中间的气温相较边壁区域更高。未完全燃烧的燃料及残碳在旋风分离器内燃烧,气相温度在旋风分离器内部维持在 1150 K 左右。

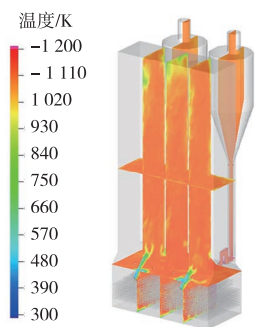


图 9 纯氧燃烧 CFB 锅炉气相温度分布

Fig. 9 Distribution of gas temperature in pure oxygen combustion CFB boiler

为了更清晰地表示炉膛温度分布情况,按照截面平均温度获得的纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛温度沿炉膛高度的分布情况如图 10 所示。从图中可以看出,在炉膛底部由于未经预热的纯氧一次风的进入,炉膛底部温度仅为 875 K 。随着燃煤颗粒进入炉膛

并与 O_2 发生燃烧反应,炉膛温度逐渐上升到 1170 K 。随着炉膛高度的提升,温度从 1170 K 缓慢下降到 1075 K 。值得注意的是,由于温度较低的纯氧二次风的注入,在二次风口处炉膛温度下降至 1150 K 。纯氧燃烧 CFB 锅炉具有良好的传热传质特性,稀相区炉膛整体温度分布均匀,温差为 50 K 左右。

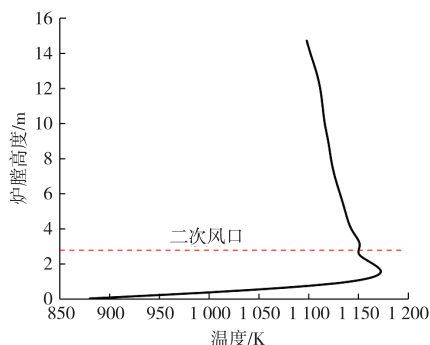


图 10 纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛温度沿炉膛高度的分布

Fig. 10 Temperature distribution along furnace height in pure oxygen combustion CFB boiler

3.2.3 炉膛受热面热流密度分布

在纯氧燃烧 CFB 锅炉的设计开发中,必须充分掌握炉膛受热面热流密度分布规律。与传统的 CFB 锅炉不同,除了需要考虑炉膛膜式水冷壁受热面,还应该分析炉膛下部埋管受热面的热流密度分布以解决局部超温问题。需要说明的是,在炉膛收缩段及其以下的区域(炉膛高度 H 小于 3.06 m)水冷壁壁面敷设耐火防腐浇注料,该区域水冷壁传热性能较差,本文不考虑这部分受热面的传热。

图 11 所示为纯氧燃烧 CFB 锅炉埋管受热面热流密度分布。从图中可以看出,埋管受热面的热流密度整体较高,且沿炉膛深度方向分布不均匀。靠近前墙边壁处的埋管受热面热流密度最高,平均可以达到 $2.5 \times 10^5 \text{ W/m}^2$,这是由于燃煤颗粒从前墙给煤口进入炉膛,大量挥发分析出并与 O_2 发生剧烈的燃烧反应,释放出大量的热量,烟气温度和床料温度增加,并与埋管受热面发生强烈的对流和辐射作用。

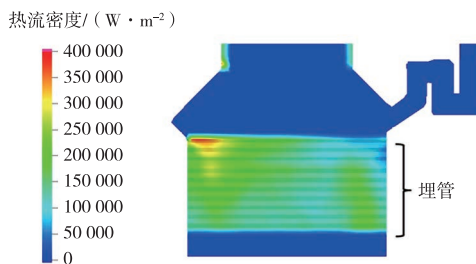


图 11 纯氧燃烧 CFB 锅炉埋管受热面热流密度分布

Fig. 11 Heat flux distribution of immersed tubes heating surface in pure oxygen combustion CFB boiler

通常,颗粒悬浮浓度与炉膛受热面热流密度呈现正相关。前述分析表明,炉膛中心区域的颗粒悬浮浓度波动较小,从图 11 可以看到,此处埋管受热面热流密度分布较均匀,平均热流密度为 $1.8 \times 10^5 \text{ W/m}^2$ 。至于返料阀返回的物料,这些颗粒进入炉膛后沿宽度方向运动,靠近后墙返料阀处的颗粒悬浮浓度较低,平均热流密度仅为 $1.4 \times 10^5 \text{ W/m}^2$ 。

纯氧燃烧 CFB 锅炉水冷壁热流密度分布如图 12 所示。从图中可以看出,相较于埋管受热面,炉膛上部水冷壁的热流密度较低且分布不均匀,热流密度最高可达 $2.2 \times 10^5 \text{ W/m}^2$,最低仅有 $2.7 \times 10^4 \text{ W/m}^2$ 。随着炉膛高度的增加,四面墙水冷壁热流密度逐渐降低,沿径向的热流密度呈现“中心低、边壁高”的分布特点,这是由颗粒悬浮浓度沿炉膛高度分布决定的。

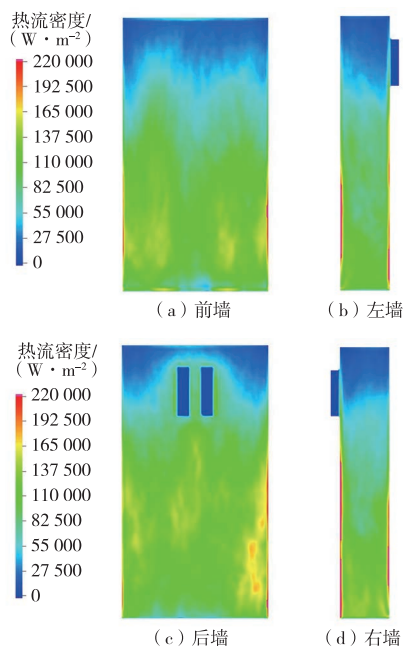


图 12 纯氧燃烧 CFB 锅炉水冷壁热流密度分布

Fig. 12 Heat flux distribution of water wall in pure oxygen combustion CFB boiler

3.2.4 炉膛受热面传热系数分布

纯氧燃烧 CFB 锅炉由于流化速度大幅降低,粗颗粒难以被携带起来,导致炉膛上部颗粒悬浮浓度不足,影响炉膛受热面的传热特性。然而,在纯氧燃烧条件下,炉膛内稀相区的烟气成分主要是 CO_2 和 H_2O ,三原子气体的辐射能力很强,将显著改变炉内传热特性。

在模拟计算中,根据热流密度获得的纯氧燃烧 CFB 锅炉水冷壁传热系数沿炉膛高度的分布如图 13 所示,更直观地反映了传热系数的变化。从图中

可以看出,炉膛高度为 3.06~5.0 m 时,水冷壁传热系数在 $240 \sim 265 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ 之间;炉膛高度为 6.0~10.0 m 对应的水冷壁传热系数为 $140 \sim 220 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$;炉膛出口区域(炉膛高度为 11.0~13.0 m),水冷壁传热系数较低,变化范围为 $80 \sim 120 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ 。实际上,传热特性是由流体动力学特性决定的,图 4 和图 5 表示的沿炉膛高度的压力分布和颗粒悬浮浓度分布验证了传热系数分布的合理性。

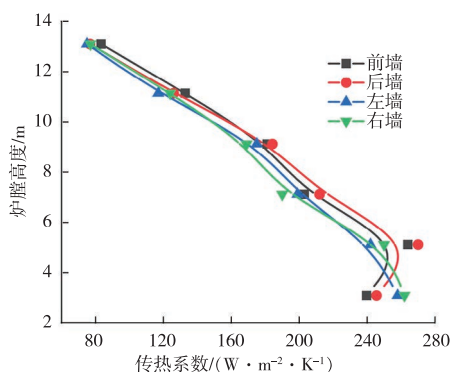


图 13 水冷壁传热系数沿炉膛高度的分布

Fig. 13 Distribution of heat transfer coefficient along furnace height

如前所述,纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛受热面传热系数分布呈现不均匀性,通常采用平均传热系数定量表征 CFB 锅炉在纯氧气氛下的传热性能。对炉内受热面(包括埋管蒸发受热面、埋管过热器及四周水冷壁)不同位置的传热系数求平均值,获得纯氧燃烧 CFB 锅炉受热面总平均传热系数如图 14 所示。从图中可以看出,炉内受热面表面传热系数相比于传统 CFB 锅炉有所增加,埋管蒸发受热面和埋管过热器的平均传热系数分别高达 $395.1 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ 和 $394.4 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ (均值为 $394.8 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$),四周水冷壁面的平均传热系数比较接近,变化范围为 $177 \sim 185 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ (均值为 $179.9 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$)。

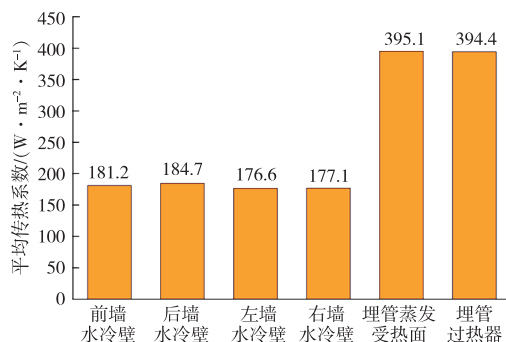


图 14 纯氧燃烧 CFB 锅炉平均传热系数分布

Fig. 14 Distribution of average heat transfer coefficient in pure oxygen combustion CFB boiler

4 结论

(1) 设计工况下,即床料平均粒径为 $100\ \mu\text{m}$ 、一次风率为 0.8 及床存量即炉膛床料静高度为 0.45 m 时,自行设计的 130 t/h 纯氧燃烧 CFB 锅炉能够形成与传统 CFB 锅炉相似的流化状态。此外,纯氧燃烧 CFB 锅炉采用收缩段结构,炉膛下部收缩段中心区域存在明显的颗粒回流现象,炉膛上部依然呈现环核流动结构。

(2) 纯氧燃烧 CFB 锅炉炉膛整体温度分布均匀,基本维持在 1 120 K 左右。炉内受热面表面传热系数相比于传统 CFB 锅炉有所增加,炉底密相区埋管和水冷壁平均传热系数分别达 $394.8\ \text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ 和 $179.9\ \text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ 。

(3) 纯氧燃烧条件下,分离器出口氧浓度约为 3.90%,NO 浓度随着炉膛高度的增加逐渐降低,出口处 NO 原始排放浓度约为 $100\ \text{mg}/\text{m}^3$,显著高于常规 CFB 锅炉,需引起注意。

参考文献:

- [1] 孙月巧,郑宏飞,孔慧. 碳中和背景下煤电转型关键技术与展望[J]. 动力工程学报, 2022, 42(11): 1013-1023.
SUN Yueqiao, ZHENG Hongfei, KONG Hui. Key technologies and prospects of coal power transformation under carbon neutrality background[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2022, 42(11): 1013-1023.
- [2] 李政,张东杰,潘玲颖,等. “双碳”目标下我国能源低碳转型路径及建议[J]. 动力工程学报, 2021, 41(11): 905-909, 971.
LI Zheng, ZHANG Dongjie, PAN Lingying, et al. Low-carbon transition of China's energy sector and suggestions with the 'carbon-peak and carbon-neutrality' target[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2021, 41(11): 905-909, 971.
- [3] ROY P, MOHANTY A K, MISRA M. Prospects of carbon capture, utilization and storage for mitigating climate change [J]. Environmental Science: Advances, 2023, 2(3): 409-423.
- [4] YAN Jinyue, ZHANG Zhien. Carbon capture, utilization and storage (CCUS) [J]. Applied Energy, 2019, 235: 1289-1299.
- [5] YADAV S, MONDAL S S. A review on the progress and prospects of oxy-fuel carbon capture and sequestration (CCS) technology[J]. Fuel, 2022, 308: 122057.
- [6] 刘飞,关键,祁志富,等. 燃煤电厂碳捕集、利用与封存技术路线选择[J]. 华中科技大学学报(自然科学版), 2022, 50(7): 1-13.
LIU Fei, GUAN Jian, QI Zhifu, et al. Technology route selection for carbon capture utilization and storage in coal-fired power plants[J]. Journal of Huazhong University of Science and Technology (Nature Science Edition), 2022, 50(7): 1-13.
- [7] YUAN Shiyi, MA Desheng, LI Junshi, et al. Progress and prospects of carbon dioxide capture, EOR-utilization and storage industrialization[J]. Petroleum Exploration and Development, 2022, 49(4): 955-962.
- [8] 岳光溪,张扬,张建春,等. 面向双碳目标的多元燃料循环流化床燃烧技术展望[J]. 中国电机工程学报, 2024, 44(17): 6844-6854.
YUE Guangxi, ZHANG Yang, ZHANG Jianchun, et al. Outlook for multiple fuel circulating fluidized bed combustion technologies for the dual carbon goals [J]. Proceedings of the CSEE, 2024, 44(17): 6844-6854.
- [9] 吕俊复,周托,张扬,等. 碳中和目标下循环流化床锅炉技术的展望[J]. 动力工程学报, 2022, 42(11): 1005-1012.
LÜ Junfu, ZHOU Tuo, ZHANG Yang, et al. Prospect of the circulating fluidized bed boiler technology for the goal of carbon neutralization[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2022, 42(11): 1005-1012.
- [10] 葛臣,王传浩,李诗媛. 循环流化床富氧燃烧技术研究进展[J]. 工程热物理学报, 2023, 44(3): 840-849.
GE Chen, WANG Chuanhao, LI Shiyuan. A review on the progress of oxy-fuel combustion technology in circulating fluidized bed[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2023, 44(3): 840-849.
- [11] GE Chen, LI Shiyuan, WANG Linwei. Current investigation status of oxy-fuel circulating fluidized bed combustion[J]. Fuel, 2023, 342: 127699.
- [12] 高大明,陈鸿伟,杨建蒙,等. 循环流化床锅炉富氧燃烧与 CO_2 捕集发电机组运行能耗影响因素分析[J]. 中国电机工程学报, 2019, 39(5): 1387-1396.
GAO Daming, CHEN Hongwei, YANG Jianmeng, et al. Influence factor analysis of circulating fluidized bed boiler oxy-fuel combustion and CO_2 capture power generation unit operation energy consumption[J]. Proceedings of the CSEE, 2019, 39(5): 1387-1396.
- [13] 张思海,张双铭,张俊杰,等. 330 MW 亚临界 CFB 锅炉烟气再循环深度调峰运行性能研究[J]. 洁净煤技术, 2021, 27(1): 291-298.
ZHANG Sihai, ZHANG Shuangming, ZHANG Jun-

- jie, et al. Performance research on deep peak regulation with flue gas recirculation in a 330 MW subcritical CFB boiler[J]. *Clean Coal Technology*, 2021, 27(1): 291-298.
- [14] 何雪鸿. 富氧焚烧垃圾发电技术研究及烟气净化工艺模拟[D]. 保定: 华北电力大学, 2014.
- [15] ZAYOUD A, MAHANTA P, SAHA U K. A novel method of pure oxy-fuel circulating fluidized bed combustion with zero recirculation flue gas-Experimental validation[J]. *Materials Today: Proceedings*, 2018, 5(11 Pt 2): 23136-23147.
- [16] FERNANDEZ M J, LYNGBELT A, JOHNSON F, et al. Gas concentrations in the lower part of the combustion chamber of a circulating fluidized bed boiler: influence of bed height[J]. *Energy & Fuels*, 2000, 14(6): 1127-1132.
- [17] 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M]. 4版. 北京: 高等教育出版社, 2006.
- [18] 高凯旋, 卢炜钦, 刘学敏, 等. 面向 CCUS-EOR 的纯氧燃烧循环流化床锅炉设计[J]. *热力发电*, 2023, 52(9): 104-111.
- GAO Kaixuan, LU Weiqin, LIU Xuemin, et al. Design of a pure oxygen combustion CFB boiler for CCUS-EOR[J]. *Thermal Power Generation*, 2023, 52(9): 104-111.
- [19] ARIYARATNE W K H, RATNAYAKE C, MELAAEN M C. Application of the MP-PIC method for predicting pneumatic conveying characteristics of dilute phase flows[J]. *Powder Technology*, 2017, 310: 318-328.
- [20] 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.
- ZHANG Ruiqing, YANG Hairui, LÜ Junfu. Application of CPFD approach on gas-solid flow and combustion in industrial CFB boilers[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2013, 33(23): 75-83.
- [21] HUANG Xiaole, JIN Xiaoling, DONG Lingxiao, et al. CPFD numerical study on tri-combustion characteristics of coal, biomass and oil sludge in a circulating fluidized bed boiler[J]. *Journal of the Energy Institute*, 2024, 113: 101550.
- [22] XIE Jun, ZHONG Wenqi, SHAO Yingjuan, 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.
- [23] UPADHYAY M, PARK H C, HWANG J G, et al. Computational particle-fluid dynamics simulation of gas-solid flow in a circulating fluidized bed with air or O₂/CO₂ as fluidizing gas[J]. *Powder Technology*, 2017, 318: 350-362.
- [24] 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.
- [25] SNIDER D, BANERJEE S. Heterogeneous gas chemistry in the CPFD Eulerian-Lagrangian numerical scheme (ozone decomposition)[J]. *Powder Technology*, 2010, 199(1): 100-106.
- [26] SCOTTI A, MENEVEAU C, FATICA M. Dynamic Smagorinsky model on anisotropic grids[J]. *Physics of Fluids*, 1997, 9(6): 1856-1858.
- [27] WEN C Y, YU Y H. Mechanics of fluidization[J]. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, 1966, 62: 100-111.
- [28] ERGUN S. Fluid flow through packed columns[J]. *Chemical Engineering Progress*, 1952, 48(2): 89-94.
- [29] RAHEEM D G, YILMAZ B, ÖZDOĞAN S. Comparison of oxygen enriched and oxy-combustion characteristics of lignite in a CFB: modelling and experimental verification[J]. *Powder Technology*, 2021, 389: 355-367.
- [30] GO E S, KIM B S, LING J L J, et al. In-situ desulfurization using porous Ca-based materials for the oxy-CFB process: a computational study[J]. *Environmental Research*, 2023, 225: 115582.
- [31] 侯跃华, 刘海玉, 申欣, 等. 低负荷下 CFB 锅炉二次风优化对 NO_x 排放影响的数值模拟[J]. *中国电机工程学报*, 2024, 44(9): 3588-3597.
- HOU Yuehua, LIU Haiyu, SHEN Xin, et al. Numerical simulation of the influence of CFB boiler secondary air optimization on NO_x emission under low load[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2024, 44(9): 3588-3597.
- [32] CHEN Cheng, WERTHER J, HEINRICH S, et al. CPFD simulation of circulating fluidized bed risers[J]. *Powder Technology*, 2013, 235: 238-247.
- [33] 李静. 基于 CPFD 某 350 MW 循环流化床锅炉颗粒多尺度特性研究[D]. 太原: 太原理工大学, 2022.