

低负荷下生物质掺烧比例对循环流化床锅炉 燃烧性能的影响

仇杰¹, 崔志刚¹, 王康¹, 王圣², 董月红², 徐静馨²

(1. 太原理工大学 电气与动力工程学院, 山西 太原 030024; 2. 国家能源集团科学技术研究院有限公司 低碳智能燃煤发电
与超净排放全国重点实验室, 江苏 南京 210031)

摘要:为了研究生物质在低负荷下循环流化床机组深度调峰中的应用潜力, 本文结合实验和数值模拟方法, 分析不同生物质掺混比例对CFB锅炉内部温度、压力、气体浓度及颗粒动态的影响。研究发现, 生物质掺混比为10%、20%时, 循环流化床密相区升温速率提高2~8℃/min, 但稳定温度随掺混比增加而降低。为深入了解造成这种现象的原因, 分别对3种工况进行数值计算后发现: 掺烧比由0%提升至20%时, 密相区压降由900 Pa减少至700 Pa; CO浓度由10%降低至5%; CO₂浓度从17%降低至12%; 颗粒浓度降低了18%。相对地, 稀相区各组分浓度出现增加, 特别是颗粒浓度增加了达38%。表明生物质的掺入促使燃烧区域向炉膛中上部移动。这一发现证明了生物质掺烧能有效提高低负荷下炉内升温特性且满足“双碳”目标下的需求, 为低负荷下电网调峰提供了新方法。

关键词: 循环流化床; 生物质混烧; 负荷响应速率; 数值模拟; 电网调峰

中图分类号: TK16; X773 文献标志码: A 文章编号: 1006-6772(2024)S1-0184-09

Effect of biomass blending ratio on combustion performance of circulating fluidized bed boiler under low load

QIU Jie¹, CUI Zhigang¹, WANG Kang¹, WANG Sheng², DONG Yuehong², XU Jingxin²

(1. School of Electrical and Power Engineering, Taiyuan University of Technology, Taiyuan 030024, China; 2. National Key Laboratory of Low-carbon Intelligent Coal-fired Power Generation and Ultra-Net Emissions, National Energy Group Science and Technology Research Institute Co., LTD, Nanjing 210031, China)

Abstract: To explore the potential application of biomass in deep load regulation of circulating fluidized bed (CFB) units under low load conditions, experimental and numerical simulation methods were combined to analyze the impact of different biomass blending ratios on the internal temperature, pressure, gas concentrations, and particle dynamics within CFB boilers. The study found that with biomass blending ratios of 10% and 20%, the temperature rise rate in the dense phase zone of the circulating fluidized bed increased by 2~8℃/min, but the stable temperature decreased as the blending ratio increased. To understand the reasons behind this phenomenon, numerical calculations were performed for three different operational scenarios. It was discovered that as the blending ratio increased from 0% to 20%, the pressure drop in the dense phase zone decreased from 900 Pa to 700 Pa; CO concentration reduced from 10% to 5%; CO₂ concentration decreased from 17% to 12%; and particle concentration decreased by 18%. Conversely, the concentrations of various components in the dilute phase zone increased, particularly with particle concentration rising by 38%. This indicates that the addition of biomass causes the combustion zone to move upward in the furnace. These findings demonstrate that biomass co-firing can effectively improve the temperature rise characteristics inside the furnace under low load conditions and meet the demands under the "dual carbon" goals, providing a new method for grid peak regulation under low load conditions.

Key words: circulating fluidized bed boiler; biomass mixed combustion; load respond speed; numerical simulation; peak load regulation of electricity grid

收稿日期: 2024-03-29; 责任编辑: 常明然 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.24032901

基金项目: 低碳智能燃煤发电与超净排放全国重点实验室开放课题资助项目(D2021Y001)

作者简介: 仇杰(1999—), 男, 山西长治人。E-mail: 948878235@qq.com

通讯作者: 崔志刚(1980—), 男, 山西长治人。E-mail: cuizhigang@tyut.edu.cn

引用格式: 仇杰, 崔志刚, 王康, 等. 低负荷下生物质掺烧比例对循环流化床锅炉燃烧性能的影响[J]. 洁净煤技术, 2024, 30(S1): 184-190.

QIU Jie, CUI Zhigang, WANG Kang, et al. Effect of biomass blending ratio on combustion performance of circulating fluidized bed boiler under low load[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(S1): 184-190.

0 引言

近年来,由于化石燃料的过度使用引起的环境污染和全球变暖问题,国际社会高度关注。控制CO₂排放成为重中之重。而我国发电行业是CO₂的最大排放者。为了优化国家能源结构,逐步将电力生成负荷从火力发电转移到可再生能源至关重要。将煤炭从主要能源转变为基础和调峰能源。然而风能、水能、光伏等新能源有随机性、间歇性等特点,电网若想要保证其消纳率^[1],就要充分发挥燃煤机组的调峰能力^[2-4]。鉴于目前调峰电源短缺,挖掘火电机组的调峰能力,使电网能提供足够的调峰容量并容纳更多可再生能源变得至关重要。当前,循环流化床参与深度调峰的主要挑战是负荷响应速率较慢且在低负荷下维持稳定燃烧的能力不足^[5]。值得注意的是,生物质能源作为现阶段唯一的可再生碳能源,以其丰富的储量、可再生性、清洁性和优良的反应活性,可显著减少CO₂排放,同时增强锅炉侧燃料的灵活性。生物质中的高挥发分使其燃烧速率远高于煤,与煤混燃能够改善燃料的燃烧性能,降低着火温度并提高机组的升负荷速率,确保机组在低负荷状态下稳定燃烧^[6]。

目前,深度调峰方面的研究主要侧重于煤粉锅炉,对于CFB(Circulating Fluidized Bed)锅炉的深度调峰研究较为有限^[7-12],关于生物质参与CFB锅炉深度调峰的研究则更少。CFB锅炉在低负荷运行时易出现升负荷速率慢且燃烧不稳定的问题,所以CFB锅炉参与深度调峰的主要矛盾是在低负荷时能够保持稳定燃烧,保证锅炉安全稳定运行。生物质的挥发分远高于煤,是一种很好的替代燃料,且现有的CFB锅炉可实现生物质与煤的混合燃烧。

因此,笔者以实验室15 kW循环流化床为研究对象,通过实验方法探讨不同生物质掺混比例对循环流化床低负荷下升温速率和污染物排放的影响。同时,借助数值模拟深入分析炉内的压力分布、颗粒动态及气体分布特性,探究更高效和环保的电网调峰技术。

1 实验研究

1.1 实验设备

实验装置为如图1所示15 kW小型流化床,实验采用电加热的点火方式,研究对象为实验装置炉膛燃烧室,由炉膛、1个给料口、8个二次风喷嘴及1个返料口组成。实验台采用两级煤仓串联的储煤装置,以保证热态试验加煤过程中的密封效果良好,燃

料经螺旋给料机控制流量后进入炉膛燃烧管再经给料口进入炉膛。炉膛材质为310I耐高温不锈钢,总高为3 500 mm,密相区尺寸为 $\Phi 159$ mm \times 500 mm,稀相区尺寸为 $\Phi 200$ mm \times 3 000 mm。一次风通过炉膛底部布风板上的19个风帽进入密相区。二次风喷嘴分为上下4层,每层左右对称布置2个喷嘴,各喷嘴与水平面的夹角均为60°。采用螺旋给料机输送燃料,给料口距布风板250 mm,返料口距布风板250 mm,二者呈90°夹角。炉膛不同高度上的测温点见表1,温度由K型铠装热电偶测得。在换热器出口处采集烟气样本,并使用Testo 350烟气分析仪对其成分进行检测。

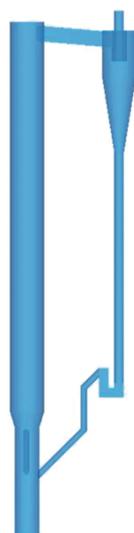


图1 15 kW循环流化床

表1 炉膛测温点位置

高度/m	0	0.2	0.5	0.85	1.5	2.3	3.1
炉膛温度	布风板	炉1	炉2	炉3	炉4	炉5	炉6

1.2 实验工况

实验燃料为平均粒径1 mm的秸秆和无烟煤,详细粒径分布在模拟部分绘出。其元素组成及工业分析结果见表2。

表3为纯煤燃烧实验的具体工况。实验中的二次风通过4个位于炉膛中部的二次风口均匀分布注入。在混烧实验中,保持给煤量及过量空气系数不变,将煤和秸秆以9:1、8:2(热值比)混合均匀作为燃料从给料口以相同给料量给入。

1.3 实验结果

图2为不同工况实验中密相区升温速率对比,燃烧实验中以相同速率持续给入燃料。可以看到纯煤燃烧时升温速率约为5 °C/min,燃烧40 min后炉膛温度稳定在900 °C左右。掺混生物质后升温速度大幅提升,掺混比为10%时升温速率达到了7 °C/min,

表 2 燃料元素分析及工业分析(干燥基)

燃料	C/%	H/%	O/%	N/%	S/%	$FC_{ad}/\%$	$V_{ad}/\%$	$M_{ad}/\%$	$A_{ad}/\%$	LHV/(kJ·kg ⁻¹)
无烟煤	70.18	2.37	4.10	1.03	0.59	70.01	8.26	6.20	15.54	27 208
秸秆	44.85	5.86	40.39	0.73	0.17	16.22	75.78	3.24	4.76	16 593

表 3 纯煤燃烧实验工况

参数	数值	参数	数值
给料量/(kg·h ⁻¹)	6	一次风速/(m·s ⁻¹)	0.31
过量空气系数 α	1.1	二次风速/(m·s ⁻¹)	0.31
颗粒粒径 d/mm	1	给料风流量/(kg·h ⁻¹)	1.944
一、二次风温度/K	300	返料风流量/(kg·h ⁻¹)	1.476

燃烧 25 min 后到达温度基本稳定在 820 °C, 而掺混比为 20% 时炉膛密相区升温速率达 13 °C/min, 燃烧 13 min 后达到稳定, 温度约 760 °C。由于生物质燃烧稳定性较差, 所以在最终达到稳定燃烧前可能会出现图中所示一些细微的温度波动。在讨论循环流化床技术时, 密相区的温度是一个关键参数, 它影响反应的效率、安全性和环境影响。当密相区温度处于 800 °C 以下时, 通常可以认为 CFB 锅炉处于较低的工作负荷状态。图 2 温度分布可以看到掺混生物质后密相区温度始终在 850 °C 以下, 所以可以认为掺混燃烧时 CFB 锅炉均在低负荷下运行。

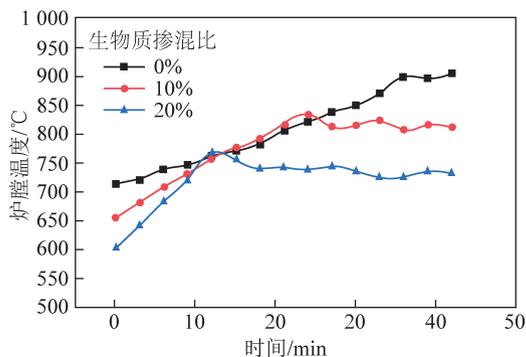


图 2 密相区(0.5 m)升温速率

图 3 为不同燃料实验中稀相区升温速率对比, 可以看到纯煤燃烧时炉膛稀相区升温速率约为 2 °C/min, 燃烧 30 min 后炉膛达到最高温度 760 °C。10%掺混比下升温速率达到了 3.5 °C/min, 燃烧稳定后维持在 820 °C 左右, 20%掺混比下升温速率达到 4 °C/min, 最终稳定在 840 °C。

由对比结果可以看出掺混比增加可以提高炉膛的升温速率, 且在一定限度内掺混比越高升温速率越快。这是由于生物质有较高的挥发分, 并且热解析出挥发分的温度较低, 燃烧时需要较短的时间来释放挥发分并完成燃烧。所以混烧时燃烧速度加快, 再加上生物质含较低灰分, 燃烧产生的灰分也较少, 不会对燃烧过程造成阻碍, 从而提高升温速率。

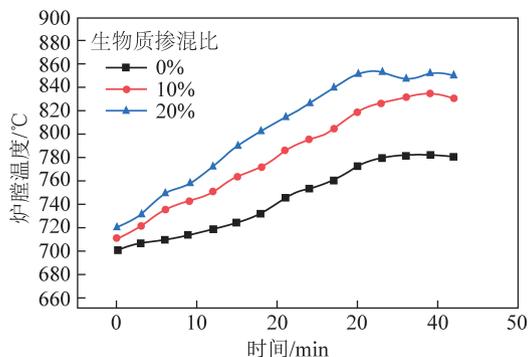


图 3 稀相区(2 m)升温速率

实验中也发现生物质掺混比过高时, 会因为生物质的流动性较差导致给料口堵塞问题加剧。此外, 生物质燃烧产生的灰分中富含碱金属, 在高温下这些碱金属具有腐蚀性, 可能会加重锅炉及换热器的磨损与腐蚀。因此, 并不是掺混比例越高越好。本文认为较为合理的掺混比例为 10%, 这样不仅能够低负荷条件下加快 CFB 锅炉的升温速度, 有效降低污染物排放, 同时也能减轻对设备造成的潜在损害。

为深入理解掺混比对炉内温度分布造成影响的原因, 后文将通过数值模拟的方法对炉内不同高度燃烧情况进行详细分析。

2 数值模拟

2.1 计算模型

本文使用的 Barracuda 是一种 CPFDP 概念的数值计算软件, 他的特点是对循环流化床中的多相流数值模拟采用欧拉-拉格朗日方法处理。曳力模型采用 Wen-Yu/Ergun 模型, 传热模型考虑壁面与流体间、壁面与颗粒间的辐射换热以及壁面与流体间、颗粒与流体间的对流换热。基本参数设置见表 4^[13-14]。

表 4 模拟参数

参数	数值
粒子与壁面的法向弹性系数	0.3
粒子与壁面的切向弹性系数	0.99
颗粒最大堆积体积份额	0.6
颗粒间最大定向碰撞动量	40%
固相应力模型的无量纲常数 β	3
固相应力模型的无量纲常数 σ	10 ⁻⁸

模拟对象主要是炉膛燃烧室, 网格划分如图 4 所示。整个模型使用的网格数目分别取 27 134、

47 040,67 024 个,通过对稀相区颗粒浓度的对比发现在网格数为 47 040、67 024 个时,颗粒浓度较为稳定,基于缩小计算时间原则,最终选择网格数为 47 040 个,网格划分如图 1 所示。计算时间步长为 10^{-4} s。在初始时刻,静止床高为 0.25 m,床料为炉渣,其体积分数为 0.54。炉内温度均匀,符合稳态条件下的床温。一次风、返料风和进料风的边界条件为速度入口边界,出口为压力边界。模拟的边界条件取值以及所用燃料均与实验真实工况保持一致。

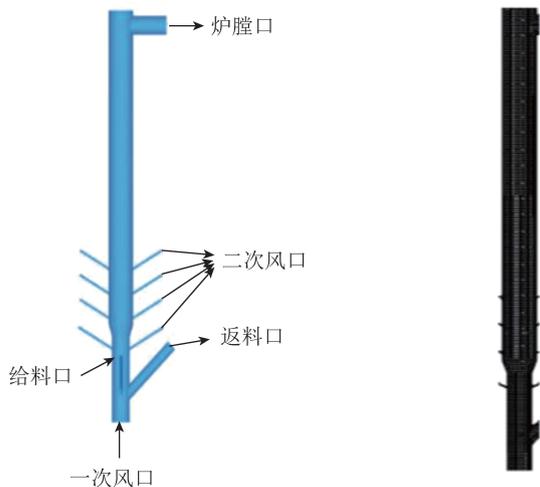


图 4 研究对象及网格划分

对燃料燃烧的过程进行简化,考虑主要的化学反应^[15],挥发分主要组分通过 Loison-Chovin 模

型^[16-19]计算,再通过元素分析数据确定其他组分含量。图 5 为燃料及初始床料的粒径分布情况。

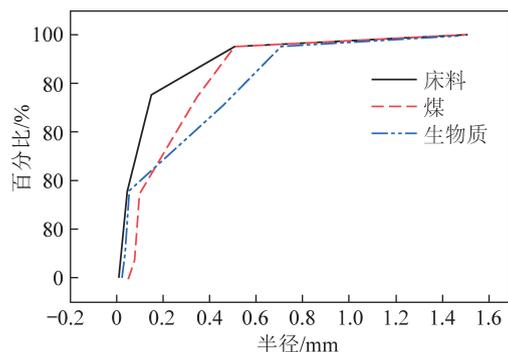


图 5 燃料和床料的粒径分布

简化后的燃烧反应及反应速率(表 5)如下:

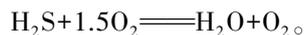
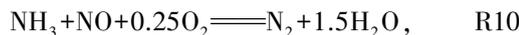
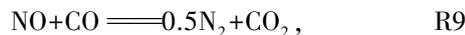
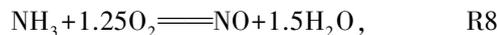
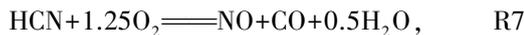
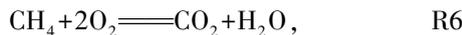
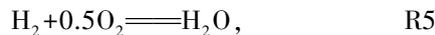
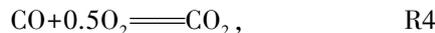
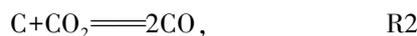


表 5 反应速率及速率系数^[20]

	反应速率	反应速率系数
R1	$r_1 = K_1 C_{O_2}$	$K_1 = 4.34 \times 10^7 \theta_s T \exp(-1.13 \times 10^8 / RT)$
R2	$r_2 = K_{2a} C_{CO_2} - K_{2b} C_{CO}^2$	$K_{2a} = 1.272 m_s T \exp(-1.88 \times 10^8 / RT)$ $K_{2b} = 0.104 4 m_s T^2 \exp(-1.96 \times \frac{10^7}{RT} - 20.92)$
R3	$r_3 = K_{3a} C_{H_2O} - K_{3b} C_{H_2} C_{CO}$	$K_{3a} = 1.272 m_s T \exp(-1.88 \times 10^8 / RT)$ $K_{3b} = 0.104 4 m_s T^2 \exp(-5.25 \times \frac{10^7}{RT} - 17.29)$
R4	$r_4 = K_4 C_{CO} C_{O_2}^{0.5}$	$K_4 = 1.0 \times 10^{15} \exp(-133 024 / RT)$
R5	$r_5 = K_5 C_{H_2}^{1.5} C_{O_2}$	$K_5 = 5.159 \times 10^{15} \exp(-28 517 / RT) T^{-1.5}$
R6	$r_6 = K_6 C_{CH_4} C_{O_2}$	$K_6 = 3.552 \times 10^{14} \exp(-130 530 / RT) T^{-1}$
R7	$r_7 = K_7 C_{HCN} C_{O_2}$	$K_7 = 2.14 \times 10^8 \exp(-8.314 \times 10^8 / RT)$
R8	$r_8 = K_8 C_{NH_3} C_{O_2}$	$K_8 = 3.1 \times 10^8 \exp(-8.314 \times 10^8 / RT)$
R9	$r_9 = K_9 \frac{K_{9a} C_{NO} (K_{9b} C_{CO} + K_{9c})}{K_{9a} C_{NO} + K_{9b} C_{CO} + K_{9c}}$	$K_{9a} = 18.26, K_{9b} = 7.86, K_{9c} = 0.002 531$ $K_9 = 1.952 \times 10^7 \exp(-1.58 \times 10^8 / RT)$
R10	$r_{10} = K_{10} \sqrt{C_{NH_3}} \sqrt{C_{NO}} \sqrt{C_{O_2}}$	$K_{10} = 1.1 \times 10^{15} \exp(-2.301 \times 10^8 / RT)$
R11	$r_{11} = K_{11} C_{H_2S} C_{O_2}$	$K_{11} = 5.2 \times 10^8 \exp(-19 300 / RT)$

2.2 结果分析

2.2.1 炉内压力与温度分布情况

图6为3种不同工况下炉膛各高度上的压力分布。实验数据与数值模拟结果的偏差控制在2%以内,不同掺混比下炉内的压力均随高度增加而递减,仅表现出微小差异,表明流化床在不同燃烧条件下均能够保持压力状态的相对稳定性。在密相区,纯煤燃烧条件下的压降为900 Pa左右,而生物质掺混比例为10%和20%时的压降分别减小至850 Pa和700 Pa左右。相反稀相区由于物料较多压降均会增大。

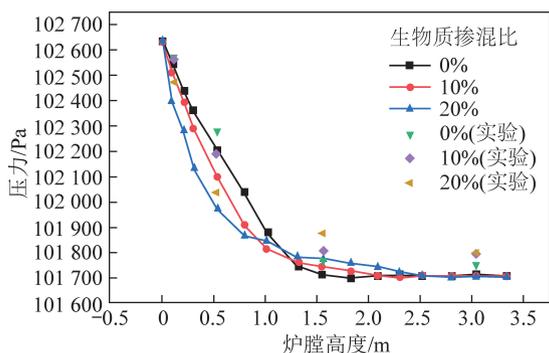


图6 不同工况下压力分布

图7为3种不同工况下炉内温度分布。分析发现,实验所得温度值普遍低于数值模拟结果,这种现象可能是因为数值模拟中未充分考虑到实际操作中出现的热损失,如炉膛与环境间的热交换,以及实验中空气预热温度无法完全达到模拟设定的反应条件。从图中数据观察到,随着生物质掺混比例从0增至10%,20%,炉膛密相区的温度从约1300 K降至1150 K再到1100 K,而稀相区的温度则从约1000 K升至1050 K再到1150 K。图中1 m高度处明显的温度下降是低温二次风射入导致的。

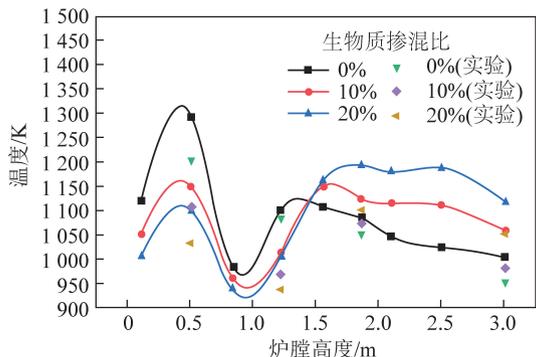


图7 不同工况下温度分布

2.2.2 炉内气体分布

图8为不同工况下炉膛内CO浓度分布,出口浓度与实验测量值基本吻合。可以看到密相区纯煤燃烧时CO浓度较高达到11%左右,而掺混比为

10%时CO浓度降低至8%,掺混20%后降至4%,而稀相区纯煤燃烧CO浓度达3%,掺混10%后增加至4%,掺混20%后增加至6%。这是由于煤燃烧需要较长时间,密相区氧气不足无法完全燃烧,从而导致CO浓度升高,生物质易挥发且反应活性好,掺烧生物质有助于更完全燃烧,从而降低密相区CO的浓度。由于低密度特性导致部分生物质在稀相区热解产生CO,所以掺烧生物质后稀相区CO浓度会有所增加且与生物质的掺烧比例呈正相关。

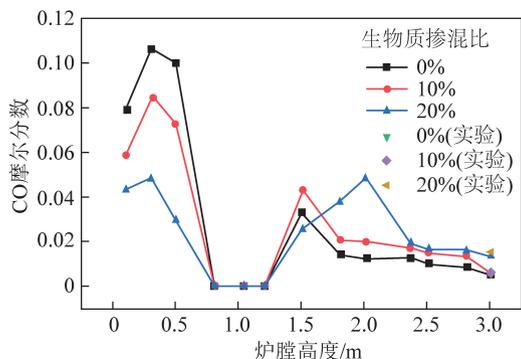


图8 沿炉膛高度CO分布

图9为不同工况下炉膛内CO₂浓度分布,3种工况下CO₂在炉膛0.5~1.0 m高度间浓度较高,在0.8 m处达到最高18%,而在掺混比增加到10%,20%后密相区的CO₂最大浓度均有明显下降,分别下降至3%和5%。随炉膛继续升高会有部分CO₂与未完全燃烧的C反应还原为CO,所以在炉膛上部CO₂浓度会有所下降。但增加生物质掺混比可以有效降低出口处的CO₂浓度且与实验出口浓度基本一致。

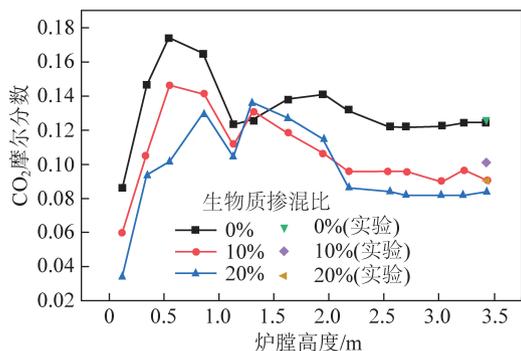


图9 沿炉膛高度CO₂分布

图10为不同工况下炉膛内NO浓度分布,由于煤含有较高的氮元素,主要在炉膛密相区燃烧,所以炉膛密相区温度较高同时会促使生成较多NO,生物质的氮含量低于煤,增加掺混比例会降低炉膛密相区的燃烧份额,密相区NO的浓度会降低。在稀相区,生物质的热解和燃烧过程导致NO浓度增大。总体来看,与纯煤燃烧相比,掺烧生物质会使整体

NO 浓度下降,而 NO 浓度波峰位置会随掺混比例的增大而向炉膛更高方向偏移。

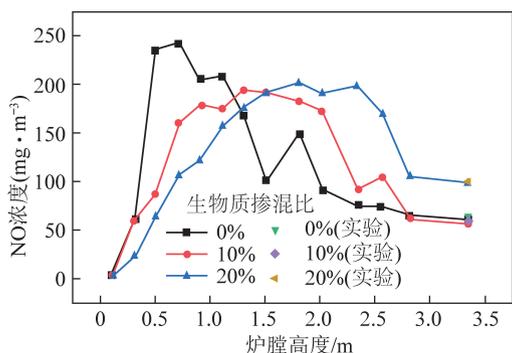


图 10 沿炉膛高度 NO 分布

图 11 为不同工况下炉膛内 O_2 的浓度分布,煤在密相区发生初期燃烧,这一区域的氧气消耗较为迅速,导致 O_2 浓度较低,在 6%~10% 之间。随着烟气上升,未完全燃烧的煤颗粒持续燃烧,进一步消耗氧气,使 O_2 浓度随高度增加而减少。掺混生物质时,大量生物质在稀相区燃烧,所以密相区 O_2 浓度会相对较高。10% 掺混比时, O_2 浓度达到 8%~11%;增加掺混比至 20% 时 O_2 浓度达到 10%~12%。掺烧生物质可以提高 O_2 在炉膛中的分布均匀性,并增加炉膛上部的氧气剩余。

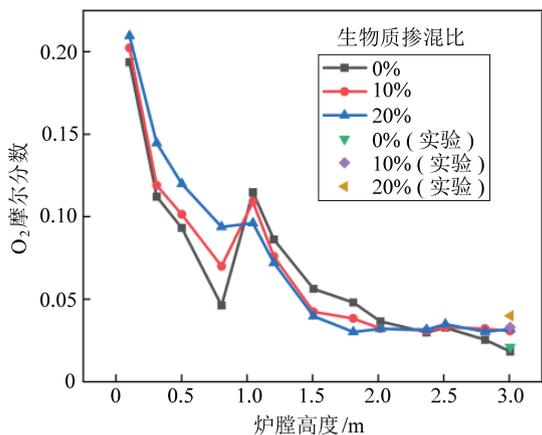


图 11 沿炉膛高度 O_2 分布

2.2.3 炉内颗粒浓度分布对比

在流化床锅炉中,炉内的气固流动对传热及锅炉的整体运行至关重要,图 12 为计算稳定时,炉膛内部颗粒的质量浓度轴向分布情况。可以看出,炉膛 0~1.5 m 间颗粒质量浓度都比较高。随着炉膛高度的增加,物料质量浓度呈衰减趋势,在出口附近,物料浓度达到最低。不同掺混比燃料在颗粒浓度分布上总体趋势相同,不同点在于相比于 0% 的工况,10% 掺混比下密相区颗粒质量浓度减少 16% 左右,稀相区增加 33% 左右,而 20% 掺混比下密相区颗粒浓度减少约 18%,稀相区增加约 38%。造成

这一差异的主要原因是混合燃料的密度小于纯煤,炉膛底部加入一次风,大量的低密度混合燃料会被吹至炉膛上方稀相区进行燃烧,而密度较大的煤则主要集中在下方的密相区燃烧。这也是造成炉内温度分布差异的主要原因。

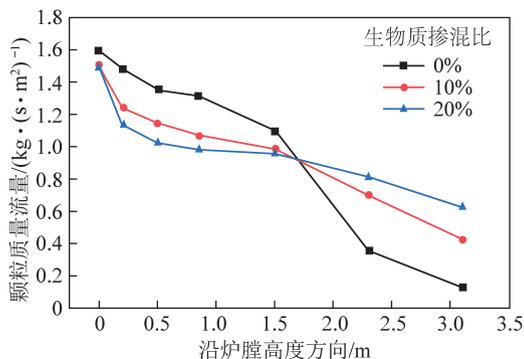


图 12 颗粒质量流量轴向分布

3 结论

1) 通过掺混生物质,炉内温度升温速率得到显著提高,同时最终稳定温度降低。当生物质掺混比例为 9 : 1 时,升温速率从 5 °C/min 提高至 7 °C/min,最高温度达到 820 °C;将生物质比例增至 8 : 2 时,升温速率进一步加速至 13 °C/min,最高温度降至 760 °C。

2) 炉膛内压力分布的模拟结果与实验数据的偏差不超过 2%,验证了模拟的可靠性。生物质的加入降低了密相区的压降,主要是由于生物质的较低密度和不规则形状减小了气体流动的阻力。

3) 从环境影响角度来看,随着生物质掺混比例的增加,炉内 CO、CO₂、NO 浓度显著下降,而 O_2 浓度上升,表明掺混生物质有助于减少污染物的生成。同时,生物质的掺混导致燃料在炉内的分布发生变化,大量燃料集中在稀相区燃烧,推动了燃烧反应区域向炉膛上方偏移。

总体而言,生物质的掺烧不仅降低了污染物排放,而且提升了燃烧效率。生物质与煤的混烧为电网调峰提供了更环保的新策略。

参考文献:

- [1] 国家能源局,国家能源局关于 2021 年风电、光伏发电开发建设有关事项的通知. [EB/OL]. [2021-5-11].
- [2] 张绪辉,杨兴森,辛刚,等.燃煤火电机组深度调峰运行试验研究[J]. 洁净煤技术,2022,28(4):144-150.
- [3] VALENCIA Felipe, BILLI Marco, URQUIZA Anahi. Overcoming energy poverty through micro-grids: An integrated framework for resilient, participatory sociotechnical transitions [J]. Energy Research & Social Science, 2021, 75 : 102030.

- [4] 马达夫,张守玉,何翔,等.煤粉锅炉超低负荷运行的技术问题和应对措施[J].动力工程学报,2019,39(10):784-791,803.
- [5] 葛宪福,张建生,辛胜伟,等.超超炉深度调峰技术可行性探讨[J].锅炉技术,2022,53(6):34-40.
- [6] 张广才,周科,鲁芬,等.燃煤机组深度调峰技术探讨[J].热力发电,2017,46(9):17-23.
ZHANG Guangcai,ZHOU Ke,LU Fen,et al .Discussions on deep peaking technology of coal-fired power plants[J] Thermal Power Generation,2017,.46(9):17-23.
- [7] 杨俏发.循环流化床机组深度调峰试验研究[J].山西电力,2018(6):51-53.
- [8] 陶丽,杨宇,陈国巍,等.300 MW 机组深度调峰技术研究与应用[J].发电设备,2019,33(6):427-431.
- [9] 于浩洋,高明明,张曼,等.循环流化床机组深度调峰性能分析与评价[J].热力发电,2020,49(5):65-72.
- [10] 聂鑫,谢海燕,杨冬,等.循环流化床机组锅炉深度调峰负荷水循环安全性分析[J].中南大学学报(自然科学版),2022,53(7):2766-2776.
- [11] 牛斌,李丽锋,孙倩,等.超临界循环流化床机组全负荷段深度调峰方法研究[J].发电技术,2021,42(2):273-279.
- [12] 孙倩,印江,牛斌,等.300MW 亚临界循环流化床发电机组的全程调峰控制研究[J].电力学报,2020,35(6):522-562.
- [13] SNIDER D M. An incompressible three-dimensional multiphase particle-in-cell model for dense particle flow[J].Journal of Computational Physics, 2001, 170(2):523-549.
- [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.
- [15] WEN C Y, YU Y H. Mechanics of fluidization [J]. Chemical Engineering Progress Symposium Series, 1966,62(1):100-111.
- [16] GUNGOR A. Two-dimensional biomass combustion modeling of CFB [J]. Fuel, 2008, 87(8):1453-1468.
- [17] THAPA R K, PFEIFER C, HALVORSEN B M. Modeling of reaction kinetics in bubbling fluidized bed biomass gasification reactor [J]. Energy and Environment, 2014, 5(1):35-44.
- [18] DE SOUZA-SANTOS M L. Comprehensive modelling and simulation of fluidized bed boilers and gasifiers [J]. Fuel, 1989, 68(12):1507-1521.
- [19] LOHA C, CHATTOPADHYAY H, CHATTERJEE P K. Energy generation from fluidized bed gasification of rice husk [J]. Journal of Renewable & Sustainable Energy, 2013, 5(4):1367-1377.
- [20] ZHOU W, ZHAO C S, DUAN L B, etc. Two-dimensional computational fluid dynamics simulation of nitrogen and sulfur oxides emissions in a circulating fluidized bed combustor [J]. Chemical Engineering Journal. 2011,173(2):564-573.
- [21] LIU H, GIBBS B M. Modelling of NO and N₂O emissions from biomass-fired circulating fluidized bed combustors [J]. Fuel. 2002,81(3):271-280.