

煤粉空气分级燃烧中还原性气氛的模拟预测及分析

陈登高,李振山,蔡宁生

(清华大学热科学与动力工程教育部重点实验室,北京 100084)

摘要:空气分级燃烧是广泛采用的煤粉低氮燃烧技术,使用数值模拟方法对其进行模拟预测,有助于燃烧设备的改进并优化燃烧,实现在燃烧中进一步降低污染物排放。空气分级燃烧数值模拟中对还原区的准确模拟是预测氮氧化物排放、硫化氢高温腐蚀等的基础。笔者旨在提出一种合理预测煤粉空气分级燃烧还原性气氛的数值模拟方案,并将其应用于实际锅炉的模拟,并探讨了还原性气氛预测准确性对氮氧化物排放、焦炭燃烧等的影响。主要内容包括:①对煤粉空气分级燃烧过程进行原理分析,提出数值模型开发及其应用的研究思路,即是通过小型电加热沉降炉模拟实际锅炉分级燃烧温度和组分浓度场,测量组分、焦炭转化等参数用于模型开发和验证,最后将开发的模型嵌入商用数值模拟平台,实现分级燃烧全过程模拟。基于此,搭建了能够反映实际锅炉空气分级燃烧温度场和组分浓度场特性的电加热沉降炉试验平台,并通过在线称重给煤速率、气体浓度组分测量,对试验系统的稳定性进行了验证。②设计不同工况的空气分级燃烧试验,并获取沿程CO、H₂、焦炭转化率等关键数据,基于数值模拟的动力学优化方法获取空气分级燃烧状态下还原区焦炭的气化反应动力学参数。通过开发用户自定义函数的方式在Fluent平台上实现了焦炭气化以及还原性气氛的模拟预测,并将其应用于600 MWe超临界墙式对冲炉分级燃烧的数值模拟。③分析比较了在模拟中不考虑气化和考虑气化时对炉内温度、还原区气氛、氮氧化物的分布和焦炭转化的影响。结果表明,文中提出的空气分级燃烧数值模拟方案能实现对实际锅炉空气分级燃烧特别是还原区的合理预测;在模拟中不考虑焦炭气化将导致还原性气体浓度明显偏低,导致颗粒燃尽推迟,炉膛出口氮氧化物浓度偏高。

关键词:煤粉空气分级燃烧;还原性气氛;数值模拟;焦炭气化;墙式对冲炉

中图分类号:TK16

文献标志码:A

文章编号:1006-6772(2019)01-0109-14

Numerical simulation and analysis of reductive atmosphere in air staged pulverized coal combustion

CHEN Denggao, LI Zhenshan, CAI Ningsheng

(Key Laboratory for Thermal Science and Power Engineering of Ministry of Education, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: Air staged pulverized coal combustion is a widely used low NO_x combustion technology. Numerical simulation method has been used to help improving the combustion inside the furnace in order to further reduce the pollutants during combustion process. The prediction of reductive atmosphere is the foundation for accurate prediction of NO_x emission, H₂S erosion, and so on. The main purpose of the paper is to propose a route for reasonable numerical simulation of air staged combustion. And apply the proposed methods on the simulation of actual boilers and analysis the effect of the prediction accuracy of the reductive atmosphere. The main content includes: ① The characteristics of pulverized coal air staged combustion was discussed. A research routine for the development of numerical simulation models and its application was developed. This includes the model development and validation based on air staged combustion drop tube furnace experiments, and application of the developed model on commercial CFD simulation platform for numerical simulation of air staged combustion.

收稿日期:2018-12-16;责任编辑:张晓宁 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.18121610

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2016YFB0600802-A)

作者简介:陈登高(1990—),男,重庆人,博士研究生,主要研究方向为煤粉空气分级燃烧还原性气体预测模型的开发与验证、数值模拟模型验证与不确定度分析(VUQ)。E-mail:edg14@mails.tsinghua.edu.cn。通讯作者:李振山(1975—),男,辽宁沈阳人,副教授。E-mail:lzs@mail.tsinghua.edu.cn

引用格式:陈登高,李振山,蔡宁生.煤粉空气分级燃烧中还原性气氛的模拟预测及分析[J].洁净煤技术,2019,25(1):109-122.

CHEN Denggao, LI Zhenshan, CAI Ningsheng. Numerical simulation and analysis of reductive atmosphere in air staged pulverized coal combustion[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(1): 109-122.



移动阅读

② A drop tube furnace experiment platform was built to form a temperature and species field that is similar to actual boiler. The combustion stability of the system was quantified by online measured coal feeding rate and gas species concentrations. Experiments under different conditions were designed and conducted to obtain key results, for example the concentration of CO, H₂ and coal conversion. Thirdly, a coal reaction model that can simulate both oxidation and gasification reaction was developed and coupled into commercial CFD platform. The developed models were applied on the simulation of a 600 MWe super critical wall fired furnace. ③ The simulated results with consideration of char gasification and without that were compared in terms of the distribution of reductive gases, NO_x distribution and emission, and coal conversion. The results showed that the proposed routine gave a good prediction of the air staged combustion process, especially the reductive atmosphere. It was found that without the consideration of char gasification, the formation of reductive gases, NO_x emission and char conversion cannot be reasonably predicted.

Key words: coal air staged combustion; reductive atmosphere; numerical simulation; char gasification; wall fired furnace

0 引 言

随着 NO_x 排放标准的日益严格,煤粉空气分级燃烧作为一种低氮燃烧技术逐渐在世界范围内的电站煤粉锅炉中得到普遍应用^[1-5]。煤粉空气分级燃烧,从源头上实现了燃烧过程中 NO_x 生成减少,大大降低了炉膛出口的 NO_x 排放,对减少锅炉烟气选择性催化还原脱硝(SCR)的运行成本具有较大的经济效益。煤粉空气分级燃烧技术主要包括炉膛层面的通过布置燃尽风的方式实现空气分级以及燃烧器层面的空气分级和燃料富集实现低氮燃烧。以炉膛层面的空气分级低氮燃烧为例,其基本原理是将煤粉燃烧所需的全部空气分阶段送入,在空间上营造出主燃区、还原区、燃尽区三大特征区域,如图 1 所示。在主燃区内,只将部分空气与煤粉混合燃烧,此时燃烧处于低过量空气系数的富燃料条件,火焰温度、燃烧强度下降,NO_x 生成量减少;在还原区内,O₂ 已耗尽,整体处于还原性气氛,已生成的 NO_x 被未燃尽焦炭和气相碳氢化合物还原;最后进入燃尽区,随着剩余空气的补入,焦炭和还原性气体进一步燃尽。与常规燃烧中 NO_x 浓度随燃烧的进行持续升高不同,煤粉低氮燃烧中 NO_x 浓度在还原区出现明显下降,炉膛出口的 NO_x 排放显著低于常规燃烧^[6-7]。

在煤粉燃烧过程中,O₂ 的消耗、还原性气体的生成、NO_x 的生成与还原、硫元素的转化均源自煤粉自身的反应,即煤粉颗粒自身的反应过程是浓度场形成的源头。同时,在煤粉反应过程中伴随吸热和放热过程,直接影响炉内的温度场分布。煤粉空气分级燃烧中,进入炉膛的煤粉颗粒首先在主燃区进行干燥、热解和初步燃烧反应,生成 CO₂、H₂O、CO 等,同时释放大热量,产生高温区域(图 1)。同时,煤中的氮、硫元素随之释放,部分氮元素被氧化生成 NO_x,部分硫被氧化生成 SO₂。由于 O₂ 不足,在 O₂ 浓度逐渐减小的过程中,焦炭氧化燃烧被以 CO₂ 和

H₂O 为主的气化反应代替,生成 CO、H₂ 等还原性气体,在炉内营造出还原性气氛。煤粉气化反应时为吸热反应,此时还原区温度降低。在该气氛中,部分已生成的 NO_x 被还原性气体(如 C_xH_y、CO、H₂ 和焦炭等)还原生成 N₂;同时,部分 SO₂ 被 CO 和 H₂ 还原生成 COS 和 H₂S,成为 H₂S 高温腐蚀的源头。此外,还原性气体还会还原煤灰中的金属氧化物,降低金属的价态,导致灰熔点降低^[8-9],增加了结渣的风险。当燃尽风与来自还原区的烟气混合后,可燃物质(如 CO、H₂)与剩余焦炭被氧化燃烧。此时,剩余焦炭中的部分氮元素和来自还原区的残余还原态氮(如 HCN、NH₃)被氧化生成 NO_x,还原态硫(如 H₂S、COS)也重新被氧化生成 SO₂ 排出。

煤粉空气分级燃烧技术在降低 NO_x 排放的同时,为锅炉的设计与运行带来了新的挑战。煤粉气化反应比氧化燃烧通常要慢一个数量级以上^[10-11],因此,空气分级燃烧中还原区的存在使煤粉消耗速率降低,反应时间延长,降低了煤粉的燃尽能力,在燃尽区若不能及时与空气混合燃烧,将造成飞灰和炉渣中的可燃物含量增大,燃料利用率降低。由于燃烧延迟,火焰中心上移,炉膛出口烟温升高,炉膛水冷壁辐射吸热量减少,对流受热面的吸热份额增加,锅炉的过热汽温、再热汽温升高,导致过、再热减温水量增加^[12-13]。另外,炉内煤粉燃烧过程延长和还原性气体的燃烧使炉膛火焰中心上移,炉膛出口烟温升高。所以,还原区和还原性气体的存在使灰熔点降低、炉膛出口烟温升高,易引起过热器结焦或结渣^[14]。在空气分级燃烧下,水冷壁高温 H₂S 腐蚀、结焦/结渣以及过热器超温等问题愈加明显^[15-17]。当煤粉锅炉采用图 1 所示的空气分级低氮燃烧技术后,运行中过于强调分级低氮燃烧效果,导致水冷壁区域烟气还原性气氛过强,虽能降低炉膛出口 NO_x 排放量,但同时产生了严重的高温腐蚀问题^[18-19]。尤其近期随着空气深度分级的采用,存在高温腐蚀加重与腐蚀减薄加速的趋势。对冲燃烧

锅炉的腐蚀位置一般发生在燃烧器区域及侧墙的部分水冷壁区域;四角切圆燃烧锅炉的高温腐蚀一般发生在上层燃烧器至燃尽风喷嘴区域,有时在下层燃烧器下部也存在腐蚀^[20-23]。高温腐蚀主要表现为 H_2S 腐蚀,主要特征是水冷壁区域烟气还原

性气氛很强^[21-22](即 CO 与 H_2 体积分数很大),腐蚀严重程度与水冷壁处还原性气体 CO 及 H_2 浓度呈强正相关关系^[18],所以炉膛中还原性气氛的定量表征与预测对于煤粉锅炉空气分级燃烧的安全操作与优化运行极为重要。

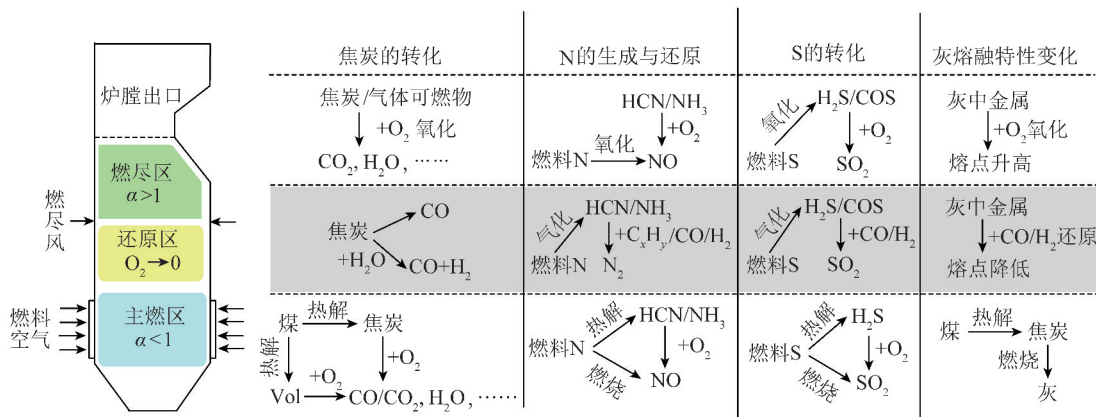


图1 煤粉空气分级燃烧过程中煤的转化、 NO_x 和 H_2S 的形成以及灰渣演化

Fig. 1 Transformation of coal, the formation of NO_x and H_2S and the evolution of ash in the process of pulverized air graded combustion

煤粉锅炉采用空气分级燃烧技术后,经燃烧优化调整,在一定程度上能使 NO_x 的排放水平和锅炉经济性和运行安全性得到较好的匹配,但若燃用煤种变化,原有锅炉的安全指标、经济指标和环保指标的平衡被打破,即可能出现 NO_x 的排放浓度增加、炉膛高温腐蚀加剧、燃烧器喷口易结焦、过热器易超温结渣、过热减温水量增加以及飞灰含碳量增加等现象。利用计算流体力学 (computational fluid dynamics, CFD) 对煤粉燃烧过程进行数值模拟可为实际锅炉、燃烧器的设计与运行提供指导。近年来,随着计算机性能的不断提升,CFD 数值模拟得到越来越广泛的应用^[24-29]。由于在煤粉空气分级燃烧中,还原性气体生成、 NO_x 的生成与还原以及高温腐蚀性气体 H_2S 的生成都与煤粉自身的反应紧密相关,对于煤粉燃烧模拟,除流动和传热外,煤粉颗粒的反应模拟尤为重要。煤粉颗粒反应通常包括加热、热解和焦炭反应等过程,其中焦炭反应占总反应时间的 90% 左右^[30]。随煤粉空气分级燃烧技术的广泛应用,焦炭反应也从单纯的燃烧反应转变为燃烧-气化-燃烧的复杂过程。现有煤粉燃烧 CFD 模拟中广泛使用的混合分数 PDF (probability density function) 方法和组分输运中的涡耗散 ED (eddy dissipation) 模型均只考虑了焦炭燃烧反应,并未耦合气化反应模型,因此无法量化煤粉空气分级燃烧中还原区内还原性气氛的强弱,也无法准确预测炉膛高温腐蚀、过热器超温、结渣/结焦以及飞灰/炉渣可燃物含量等

关键参数。因此,一方面需要开发、验证适用于大型煤粉炉数值模拟的煤粉反应模型,并与流动、传热等计算过程实现耦合计算;另一方面,准确预测还原性气体浓度需要高质量的基础试验以获取焦炭反应动力学。已有研究表明^[31-32],非原位(即在非空气分级燃烧状态下得到的焦炭反应动力学)试验方法得到的焦炭反应动力学无法合理预测还原性气体浓度,需要通过人为调整动力学才能匹配试验结果。基于此,本文提出图 2 的研究思路,以研究煤粉空气分级燃烧中的焦炭气化反应动力学特性,总结试验规律,开发、验证新的预测模型,并应用于实际锅炉的 CFD 数值模拟。该研究思路同样应用于煤粉燃烧 NO_x 、 H_2S 和焦炭转化的研究^[19,32-34]。

1) 在实验室搭建体现图 1 的煤粉分级燃烧过程特征的实验装置,其必须具有与实际煤粉分级燃烧锅炉相近的温度场与组分浓度场。在此基础上,进行不同温度下的空气分级燃烧试验,以模拟锅炉空气分级燃烧,得到还原区 CO 、 H_2 浓度和焦炭转换率的沿程结果。通过分析得到各温度下的气化速率,并计算焦炭的 CO_2 和 H_2O 气化的动力学参数。

2) 开发焦炭反应模型,对煤粉全过程进行模拟,在 CFD 中应用煤粉气化反应模型,并进行气固耦合和质量、能量传递,实现还原性气体 CO 、 H_2 的预测。

3) 将动力学参数及模型于 600 MW 墙式对冲炉上进行空气分级燃烧模拟,通过比较考虑和不考虑

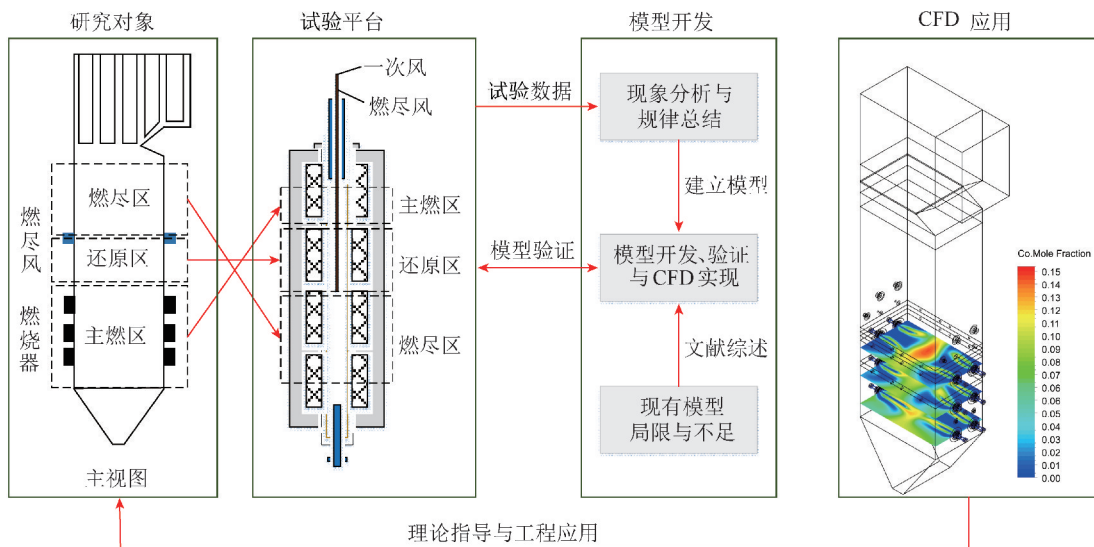


图 2 煤粉空气分级燃烧中的焦炭反应的研究思路

Fig. 2 Thinking of coke reaction in pulverized coal air graded combustion

气化 2 种情况,分析气化对温度、CO 和 H₂ 浓度、还原区分布、NO_x 生成与还原及焦炭转化的影响。

1 煤粉空气分级燃烧的 CFD 模型

无论是实际锅炉还是小型试验装置,从煤粉反应角度,在空气分级燃烧中煤粉颗粒均要经历如图 3 所示过程。进入炉内的煤粉颗粒首先被加热升温,水分蒸发,然后发生热解,释放气相可燃物质挥发分,留下固体可燃物质焦炭。在主燃区,挥发分与焦炭中的碳与 O₂ 发生氧化燃烧反应,生成 CO₂ 和

H₂O 等气体,由于主燃区 O₂ 不足,导致部分挥发分不完全燃烧,生成 CO 等还原性物质。在 O₂ 耗尽后,燃烧生成的 CO₂、H₂O 与焦炭中碳发生的气化反应将代替 O₂ 的氧化燃烧成为主要反应,同时生成 CO、H₂ 等还原性物质,进而形成还原性气氛。燃尽风喷入后,气相可燃物质和残余焦炭中的碳与 O₂ 混合后氧化燃烧。因此,在数值模拟中,既要模拟煤粉颗粒和焦炭颗粒的气固反应,也要模拟挥发分等气相组分的气相反应,同时还要考虑气固之间的组分和能量传递和耦合。

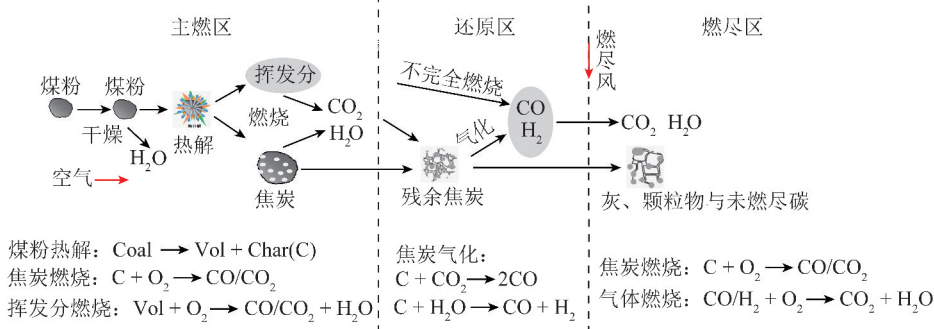


图 3 空气分级燃烧中煤粉颗粒反应路径示意

Fig. 3 Response path of coal particles in air graded combustion

1.1 控制方程

煤粉空气分级燃烧数值模拟中的控制方程包括质量守恒、组分守恒、动量守恒和能量守恒方程,即

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

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} Y_i) = -\nabla \cdot \mathbf{J}_i + R_i + S_i$$

$$(i = O_2, CO_2, CO, H_2, CH_4, N_2) \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \mathbf{v}) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \cdot \mathbf{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau} + S_{mv} \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \nabla \cdot [\mathbf{v}(\rho E + p)] = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T - \sum_i h_i \mathbf{J}_i + \boldsymbol{\tau} \cdot \mathbf{v}) + S_{rad} + S_{h,rxn} + S_h \quad (4)$$

$$P = \rho RT \quad (5)$$

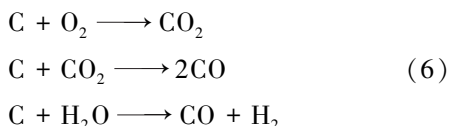
式中, ρ 、 p 、 T 、 \bar{v} 、 R 分别为密度、压力、温度、速度、应力张量和通用气体常数; S_m 为离散项煤粉颗粒反应所引起质量源项; Y_i 为气体组分 i 的质量分数; R_i 为组分输运方程中气相反应所引起的源项; S_i 为组分输运方程中离散项反应所引起的源项; S_{mv} 为由于离散项与连续相相互作用所引起的动量源项; k_{eff} 为气体热导系数; h_i 为气体显焓; J_i 为组分 i 的扩散通量; E 为能量; S_{rad} 为能量方程中的辐射源项; S_h 为能量方程中离散项反应引起的能量源项; $S_{h,rxn}$ 为能量方程中气相反应所引起的能量源项。

对于气相反应模型,当选用 PDF 混合分数方法时,由于气相组分通过热力学平衡计算得到,无需考虑气相反应的动力学;当选用 ED 或 FR/ED (finite-rate and eddy dissipation) 时需要输入气相反应机理。对于煤粉燃烧,除挥发分燃烧外,还需考虑 CO、H₂ 的氧化燃烧反应。与 PDF 模型相比,ED 模型考虑了混合速率对气相反应速率的影响,对煤种组分进行单独求解,组分计算准确度更高,同时也便于耦合其他燃烧方式^[35]。因此,本文采用 ED 模型描述气相湍流燃烧速率,ED 模型基于快速燃烧假设:化学反应速率与湍流混合速率相比无穷快,燃烧反应速率取决于反应物的混合速率。由于煤粉气相反应多发生在大于 1 000 K 的高温环境,化学反应速率较快,ED 模型突出了湍流混合对燃烧速率的控制,不考虑化学反应动力学因素,能合理描述煤粉燃烧中的气相反应。气相反应机理选用 WD^[36] 和 JL^[37] 总包机理。

1.2 焦炭氧化燃烧与气化模型

对于焦炭反应,主要有加热干燥、热解、氧化燃烧和气化等模型。其中加热干燥和热解模型中,煤粉颗粒吸收气相环境热量后释放水分或挥发分,气相并不向煤粉颗粒传递组分,因此气固耦合方式较简单。本文选用热解模型为单步热解模型,其热解速率通过 CPD (chemical percolation devolatilization) 模型计算得到,具体方法参照文献^[38]。

焦炭反应模型选用单膜模型,考虑外扩散和焦炭表面化学反应速率。化学反应考虑焦炭与 O₂ 燃烧、焦炭与 CO₂ 气化和焦炭与 H₂O 气化反应等 3 个总包反应,反应式为



其对应的阿累尼乌斯形式的化学反应动力学为

$$k_{c,i} = A_i \exp(E_i/RT_p) P_{i,s}^n \quad (i = O_2, CO_2, H_2O) \quad (7)$$

式中, A_i 为指前因子, kg/(m²·s·Pa⁻ⁿ); E_i 为表观活化能, kJ/mol; T_p 为颗粒温度; $P_{i,s}$ 为气相反应物在颗粒表面的分压, Pa。

气相反应物向颗粒表面的扩散速率 $k_{d,i}$ 为

$$k_{d,i} = C_1 \frac{\left(\frac{T_p + T_\infty}{2}\right)^{0.75}}{d_p} (P_{i,\infty} - P_{i,s}) \quad (8)$$

式中, C_1 为经验常数, 取 $5 \times 10^{-12} \text{ s/K}^{0.75}$; T_∞ 为气相温度, K; d_p 为颗粒直径, m; $P_{i,\infty}$ 为主流中气相反应物的分压, Pa。

根据质量守恒, $k_{d,i} = k_{c,i}$, 乘以颗粒表面积后得到 3 个反应对焦炭的消耗速率为

$$\frac{dm_p}{dt} = \sum_{i=O_2, CO_2, H_2O} \frac{dm_{p,i}}{dt} = \sum_{i=O_2, CO_2, H_2O} \pi d_p^2 \frac{k_{c,i} k_{d,i}}{k_{c,i} + k_{d,i}} P_{i,\infty} \quad (9)$$

其中, m_p 为颗粒质量。焦炭燃烧释放热量, 气化吸收热量, 反应热通过式中的源项与气相耦合, 具体耦合方式参照文献^[35]。

1.3 煤焦反应模型在煤粉空气分级燃烧的 CFD 数值模拟中的实现

当计算颗粒轨道时, 同时需要跟踪计算离散项与气相的质量、组分、动量、热量交换, 即需要计算控制方程中的源项。离散相焦炭颗粒在 CFD 计算中通过拉格朗日方法追踪, 连续相气体以欧拉方法计算, 2 者间能量、组分、动量的传递通过源项实现。耦合过程的示意如图 4 所示。

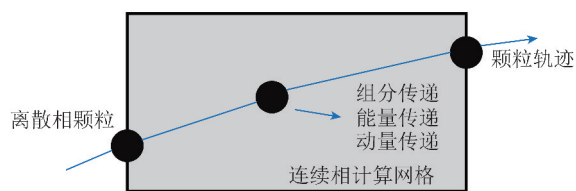


图 4 离散相与连续相之间的质量、组分、动量、能量交换
Fig. 4 Mass, species, momentum and energy exchange between discrete and continuous phases

当颗粒穿过每个控制体时(即连续相的计算网格), 离散相传递给连续相的质量等于颗粒的质量变化。颗粒的质量源项可表示为

$$S_m = \frac{\Delta m_p}{m_{p,0}} \dot{m}_{p,0} \quad (10)$$

其中, $m_{p,0}$ 和 $\dot{m}_{p,0}$ 为颗粒在喷入口的初始质量和质量流量; Δm_p 为颗粒在该控制体中的质量变化。该质量交换作为质量“源”作用到连续相质量守恒方程中。

焦炭颗粒进行燃烧与气化反应,焦炭质量减少,并作为某一化学组分的组分“源”作用于组分守恒方程中。组分源相可简写为

$$S_i = \frac{\sum S_{r,i} \Delta m_{p,r}}{m_{p,0}} \dot{m}_{p,0} \quad (i = O_2, CO_2, CO, H_2O, H_2) \quad (11)$$

式中, $\Delta m_{p,r}$ 为颗粒因反应 r 引起的质量变化; $S_{r,i}$ 为反应 r 中, 组分 i 的化学反应计量系数。

当颗粒穿过每个控制体时, 通过计算颗粒的动量变化可求解离散相传递给连续相的动量值。该动量交换作为动量“源”作用到流体相动量平衡计算中。颗粒动量源相计算为

$$S_{mv} = \sum \left[\frac{18\beta\mu C_D Re}{24\rho_p d_p^2} (u_p - u) + F_{other} \right] \dot{m}_p \Delta t \quad (12)$$

式中, μ 为流体黏度; ρ_p 为颗粒密度; Re 为相对雷诺数; u_p 为颗粒速度; u 为流体速度; C_D 为曳力系数; \dot{m}_p 为颗粒质量流率; Δt 为时间步长; F_{other} 为其他相间作用力。

颗粒与气相的能量交换对于计算气相温度至关重要, 其来源于焦炭反应热和传热。焦炭反应中的热量一部分传递给气相, 另一部分用于加热颗粒自身。通过计算颗粒穿过控制体时的显热变化和反应热可得到离散相的能量源相为

$$S_h = \frac{\dot{m}_{p,0}}{m_{p,0}} [(m_{p,in} - m_{p,out}) \Delta H_{rec} - m_{p,out} \int_{T_{ref}}^{T_{p,out}} c_{pp} dT + m_{p,in} \int_{T_{ref}}^{T_{p,in}} c_{pp} dT] \quad (13)$$

式中, $m_{p,in}$ 和 $m_{p,out}$ 为控制体入口和出口处的颗粒质量, kg; ΔH_{rec} 为颗粒反应热, J/kg; c_{pp} 为颗粒的比热, J·K/kg; $T_{p,in}$ 和 $T_{p,out}$ 为控制体入口和出口处的颗粒温度, K; T_{ref} 为计算焓值时的参考温度, K。

CFD 计算涉及流体力学、数值计算学、计算机科学等, 特别是耦合颗粒流动与反应的 CFD 计算尤为复杂, 在本研究中, CFD 的计算基于 Fluent 软件进行。考虑到模型开发的目的是将其应用于大型煤粉燃烧的模拟, 所以须将模型与其他模型耦合。颗粒反应模型通过 Fluent 为用户提供的自定义模型接口-UDF (user-defined function) 实现, 其流程如图 5 所示。将颗粒反应模型编写成 UDF, 通过接口 DEFINE_DPM_LAW 替换原有反应模型, 进而耦合到整体 CFD 计算中。NO_x 模型、SO_x 模型与 Fluent 的耦合、验证与应用参考文献 [19, 33]。选用与 Fluent 一致的模型和参数, 对同一过程进行计算, 对比 2 种结果, 只有当 2 者完全一致时才证明模型编写无误。经过验证, 该模型能够完整复现 Fluent 对颗粒和连续相的计算。

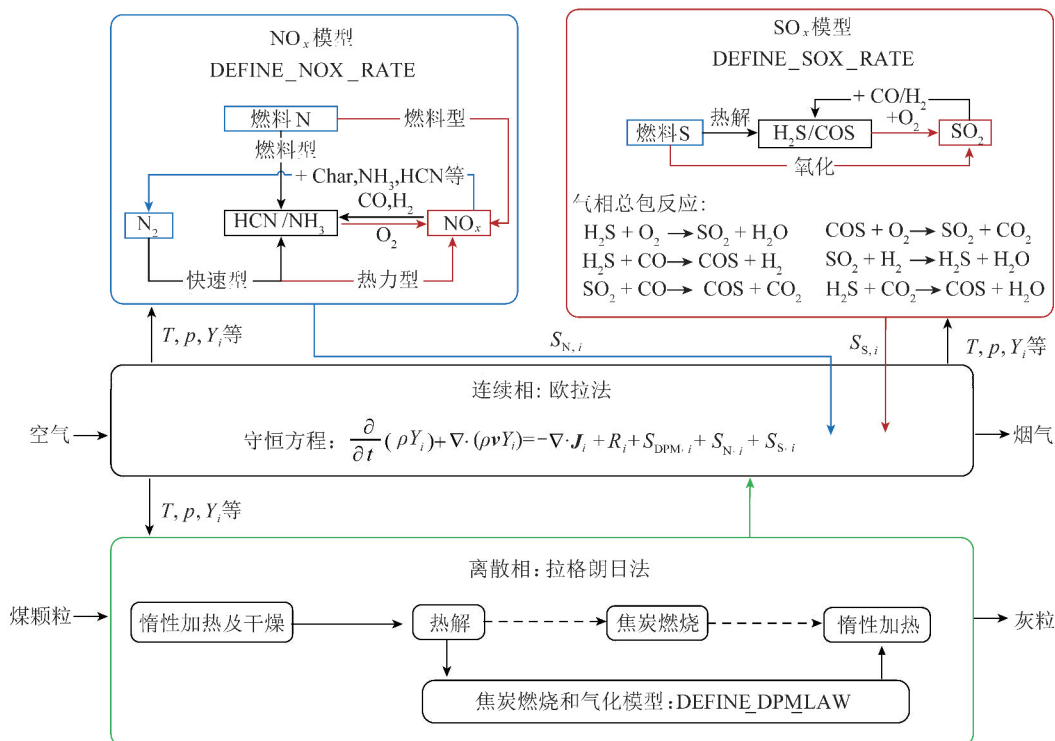


图5 焦炭反应模型、NO_x模型、SO_x模型在 Fluent 中的耦合方式

Fig. 5 Coupling of char reaction model, NO_x model and SO_x model in Fluent

2 焦炭气化反应动力学

2.1 电加热煤粉空气分级燃烧试验

在实际空气分级燃烧锅炉中,湍流、燃烧、传热相互耦合,还原气体浓度是多种因素相互作用的结果,不适合用于直接验证焦炭反应模型,也不适用于获取焦炭反应,特别是气化反应动力学参数;而且实际锅炉的空间尺度大,通常只能获取边界处样品,无法获取大空间中的样品,因此不适用于开展基础研究。本文基于电加热的沉降炉试验平台实现了空气分级燃烧,在一定程度上复现实际空气分级燃烧炉中的温度场、组分浓度场的典型特点。沉降炉的流动通常为层流流动,最大程度上减小了湍流对反应的影响。沉降炉中的层流流动呈良好的柱塞流特点,因此反应时间可准确控制,便于动力学分析。电加热配合热电偶控温,可准确控制炉温。

要获得稳定可靠、重复好的试验数据需要重点解决:① 连续、稳定、分散地给入接近于实际锅炉燃烧用煤粉粒径的煤粉;② 准确控制炉内燃烧的当量比,并保证气密性;③ 合理实现高温空气分级燃烧;④ 实现炉内高温下沿程气固取样与分析。试验系统如图6所示,由高温炉体、高温反应管、供气与气体流量控制系统、给粉系统、取样装置、气固分离和处理系统、气固测量装置组成。高温炉体由金属外壳包裹耐高温保温材料制成,竖直安装,内部沿垂直方向预留圆柱空间用于安装反应管。炉体内部沿高度方向均匀安装24根硅碳加热棒,通过控制柜控制流过硅碳棒电流大小,进而控制加热功率。沿炉膛垂直方向均匀布置10根热电偶,用于测量炉内温度,配合自动控温装置,可实现400~1450℃的温度控制。炉体中间沿垂直方向安装高温反应管,反应管材质是具有耐高温和化学性质稳定的纯度99%的Al₂O₃刚玉管,内径为60mm,炉内恒温段长2.0m。试验中使用的气体由高压气瓶供应,高压气体经减压后通过质量流量控制器(mass flow controller, MFC)调节气体的体积流量,并进入给粉机携带煤粉进入进样枪,或直接进入燃尽风管。煤粉由刮板式微量给粉机连续给入,由一次风分散后携带进入反应管。经分析比较国内外在炉内实现空气分级燃烧的方式^[39-41],设计了燃尽风喷入方式,即是通过一根刚玉管从炉膛顶部插入炉膛中间,实现燃尽风在炉内高度方向不同位置的喷入。该试验方案避免使用两段式炉体实现燃尽风时造成的烟气冷却^[40],也能克服使用石英管反应器实现燃尽风时炉温不能超过1100℃的难题^[39]。反应后烟气通过

水冷取样枪获取沿程样品,经气固分离后对样品进行测量。气体中CO₂、CO、NO、NO₂、SO₂含量通过傅里叶变换红外光谱仪(fourier transform infrared spectroscopy, FTIR)测量,O₂含量由在线烟气分析仪监测,H₂含量通过气相色谱(gas chromatography, GC)测量。对收集的样品进行热重分析,采用灰平衡法^[42]计算煤转化率X_C,即

$$X_C = \left(1 - \frac{A_0}{A}\right) / (1 - A_0) \times 100\% \quad (14)$$

式中,A₀、A分别为原煤和固体样品中的灰分。

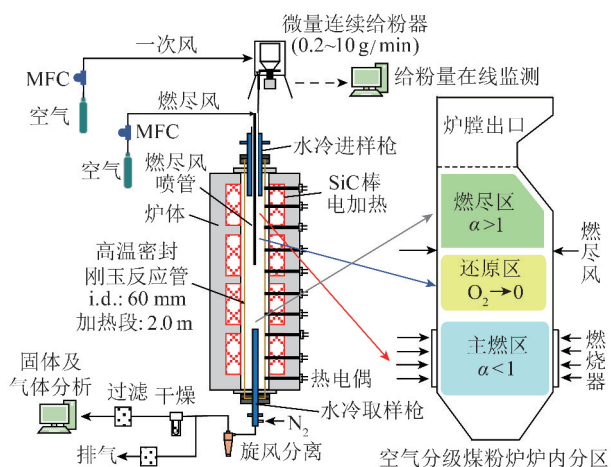


图6 电加热煤粉空气分级燃烧试验系统

Fig. 6 Electric heated pulverized coal air staged combustion test system

试验中通过控制一次风和燃尽风流量以及给粉速率来调节主燃区和燃尽区过量空气系数,由于反应管高温密封,因此炉内过量空气系数仅由空气流量和给煤速率决定。水冷取样枪可在枪的头部喷入常温N₂,实现烟气的快速冷却,有效终止反应的进行。

空气流量、给粉速率、给粉分散度是否稳定或良好,体现在燃烧后在线监测气体浓度的稳定性,因此,进行2种过量空气系数的燃烧试验。燃烧中主燃区理论过量空气系数为0.7,总过量空气系数为1.2。图7为给煤量和烟气组分的在线监测结果。其中燃尽风喷入前的还原区和燃尽风后的炉膛出口过量空气系数分别为0.7、1.2。理论上,当给煤速率连续稳定时,给煤量为直线,其在线监测结果的线性度可表示连续给煤的稳定性。由图7可知,两段连续给煤曲线的线性度均在99%以上,表明连续给煤稳定。由于沉降炉中为层流流动,在远离一次风和燃尽风喷口处的反应几乎不受流动影响,因此理论上其组分含量不变。从图7可以看出,在还原区,开始给煤后O₂迅速耗尽,CO、CO₂上升至稳定值,

还原性气体生成。在连续 10 min 内,CO 和 CO₂ 浓度稳定,相对平均值的波动小于 5%。在燃尽区,O₂ 和 CO₂ 浓度稳定。中间阶段浓度的下降是由于停止给煤(空气不停)、切换采样点引起的。

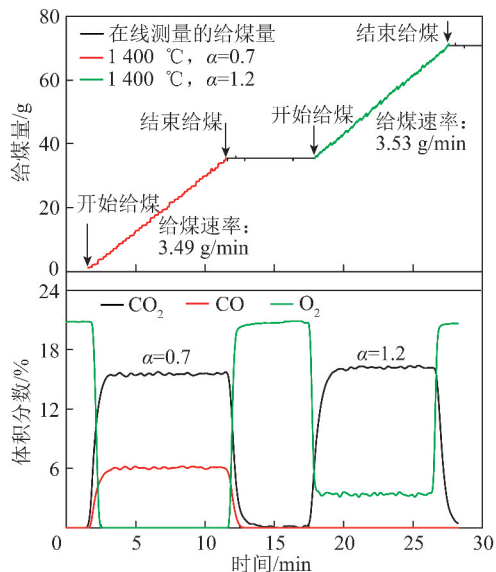


图7 沉降炉煤粉燃烧试验中给煤量和烟气组分的在线监测结果

Fig. 7 Online monitoring results of fed coal weight and flue gas species in coal combustion test of DTF

图8为在主燃区过量空气系数0.6、总过量空气系数1.2条件下沿程组分体积分数及煤转化率,可以看出,O₂耗尽后还原性气体CO生成,还原区形成,此时大量NO_x被还原;燃尽风喷入后可燃物质燃尽,再次释放NO_x。表明所搭建的沉降炉试验平台能够实现稳定的高温空气分级燃烧。

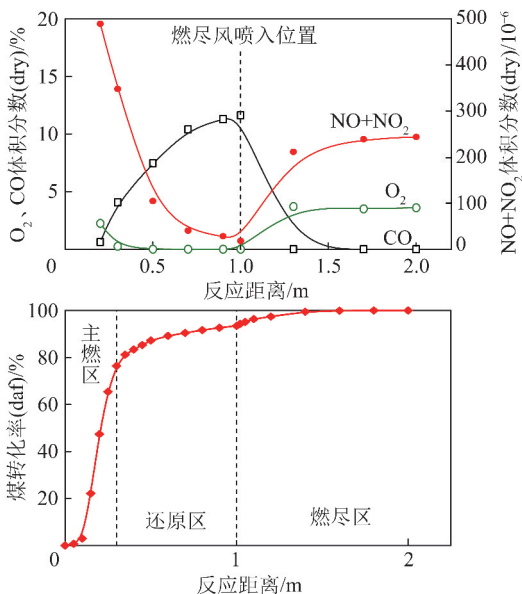


图8 沉降炉煤粉空气分级燃烧沿程典型组分及煤粉转化率

Fig. 8 Typical results of gas species and coal conversion in DTF air staged combustion experiment

2.2 煤质特性及工况设计

试验用煤为某电厂燃用的烟煤,煤粉经破碎后研磨,超声筛分机配合45 μm和106 μm的筛网对煤粉进行筛分,其煤质特性见表1。采用Malvern激光粒径分析仪进行煤样粒径分析,并利用Rosin-Rammler模型进行拟合,结果如图9所示。煤粉燃烧试验工况为:一次风过量空气系数0.6,温度1 200、1 300、1 400 °C,煤样取自反应距离为0.45、0.55、0.70、0.85、1.00 m处。

表1 煤样煤质分析

Table 1 Coal quality analysis

工业分析				元素分析				
M_{ad}	V_{ad}	FC_{ad}	A_{ad}	C_{daf}	H_{daf}	O_{daf}	N_{daf}	S_{daf}
2.80	30.89	56.26	10.04	78.21	3.67	15.47	1.02	1.63

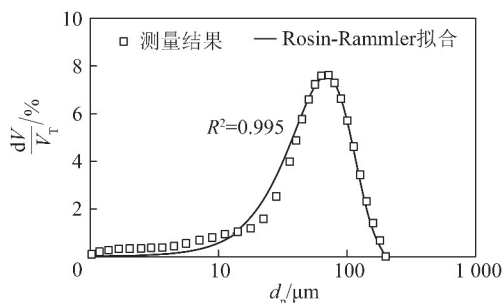


图9 煤粉粒径分析及RR模型拟合

Fig. 9 Particle size analysis and RR model fitting

3 对冲火焰锅炉 CFD 数值模拟

以东方锅炉厂600 MW对冲炉为研究对象,通过数值模拟分析比较焦炭气化对于温度、还原性气体、NO_x和焦炭转化率的影响。锅炉结构尺寸和燃烧器布置如图10所示,锅炉深×宽为11.47 m×19.40 m。前后墙每层各布置4只OPCC旋流低氮燃烧器,沿高度方向布置3层;燃烧器上方水平布置一层上OFA喷口,靠近侧墙处布置2个下OFA喷口。锅炉风量配置见表2,燃尽风总比例约为20%。

总给煤量为 67.2 kg/s。

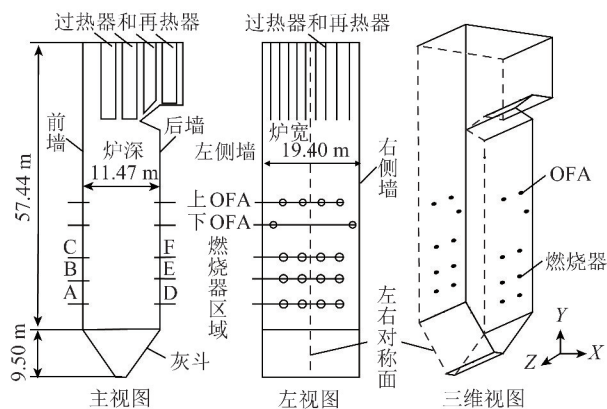


图 10 锅炉结构简图

Fig. 10 Boiler structure diagram

考虑到墙式对冲炉流场分布具有较好的左右对称性,为降低计算量,只选取 1/2 炉膛进行数值模拟。以正六面体为主划分网格,网格总数为 460 万。

模拟基于 Fluent 平台进行,连续相通过欧拉法描述,煤粉颗粒通过离散相的拉格朗日法描述。气相湍流使用可实现的 $k-\varepsilon$ 模型计算。辐射换热选用 P1 模型,气相吸收率使用 WSGGM 方法描述。气相燃烧采用 ED 模型,考虑挥发分、CO、H₂ 的燃烧反应。采用单步热解模型计算热解,参数通过 Maffei 等^[43] 的公式计算(热解指前因子 $A_{Py} = 7.24 \times 10^{16} \text{ s}^{-1}$,热解活化能 $E_{Py} = 238.3 \text{ kJ mol}^{-1}$)。焦炭反应采用 UDF 计算,氧化燃烧参数采用 Karlstrom 等^[10] 的氧化试验结果(焦炭氧化反应指前因子 $A_{Oxi} = 1.73 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$,活化能 $E_{Oxi} = 93 \text{ kJ mol}^{-1}$),气化参数采用沉降炉获取的参数。在燃烧计算稳定后,使用 NO_x 模块计算 NO_x 的生成与还原。为分析焦炭气化对模拟结果的影响:① 不计算气化,只计算焦炭氧化;② 计算氧化燃烧和气化反应。

表 2 600 MW 墙式对冲炉运行参数

Table 2 Operating parameters of 600 MW wall punch furnace

喷嘴位置	数量	风温/℃	单个喷嘴流量/(kg·s ⁻¹)	总流量/(kg·s ⁻¹)	占比/%
燃烧器	一次风	98	6.17	148.08	23.2
	二、三次风+中心风	328	15.13	363.12	57.0
上层燃尽风	8	328	12.91	103.28	16.2
侧燃尽风	4	328	5.71	22.84	3.6

4 试验结果与讨论

4.1 沉降炉燃烧试验及焦炭气化反应动力学参数确定

CO、H₂ 和煤转化率试验结果如图 11 所示。可以看出,随温度升高,CO 和 H₂ 体积分数增加,气化速率增大。

研究表明^[44],对于沉降炉,采用常规拟合方式获取焦炭气化反应动力学参数会产生较大误差:① 煤粉存在一定的粒径分布,常规拟合分析无法考虑粒径分布的影响;② 虽然沉降炉炉温误差很小,但颗粒自身在燃烧过程中的放热会导致颗粒温度升高,因此拟合方法中所假设的等温过程不成立;③ 拟合时无法同时利用固相转化率和气相生成物浓度数据进行分析,数据利用率降低,误差增大。因此,本文动力学参数的确定采用前期开发的基于 CFD 数值模拟的动力学优化方法^[32],得到 CO₂ 气化动力学参数为: $A(\text{CO}_2) = 3.065 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$, $E(\text{CO}_2) = 219.7 \text{ kJ/mol}$; H₂O 气化动力学参数为: $A(\text{H}_2\text{O}) = 0.12 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$, $E(\text{H}_2\text{O}) =$

180.1 kJ/mol。

图 12 为 CO 与 H₂ 模拟预测误差分析,3 个温度下,模拟结果与试验结果吻合,其偏差均小于 10%,表明采用的气化模型和参数能合理描述空气分级燃烧下还原区的气化过程,并预测 CO 和 H₂ 浓度。

4.2 对冲炉模拟温度和浓度场比较

图 13 为第 1 层燃烧器温度、O₂、CO、H₂ 体积分数分布云图。焦炭氧化燃烧释放大量热,使烟气温度升高,而气化是吸热过程,降低烟气温度。从温度分布可以看出,由于不计算气化反应,火焰下游温度较高,且出现高温烟气冲刷壁面的现象;考虑气化时,由于气化吸热,火焰下游温度降低。虽然在有氧环境中,以焦炭氧化燃烧为主,但气化同时发生,产生的 CO 和 H₂ 立即与 O₂ 反应,加快了燃烧速度,因此,考虑气化时燃烧器出口 O₂ 消耗更快。为保证壁面热负荷的一致性,该对冲炉每只燃烧器的风粉配比均相同,其所给入的空气量均不足以使煤粉完全燃烧,且一次风量小于二、三次风,在火焰下游 O₂ 耗尽后,通过气化产生 CO 和 H₂。不考虑气化的模拟中,CO 源于热解,与挥发分同步生成,因此在火焰下

游无新的CO产生,CO浓度被稀释、降低。在炉膛中心无O₂区域,不考虑气化时无明显的还原区,这与实际过程不符。多数煤种均含有硫元素,燃烧产生的SO₂在还原性气氛中被还原生成COS和H₂S,

若冲刷水冷壁则导致高温腐蚀^[16,45]。不考虑气化时,靠近侧墙处的还原性气氛很弱,不会产生明显的高温腐蚀,因而无法合理预测高温腐蚀的发生,且由于模拟中未考虑热解产生的H₂,因而无H₂生成。

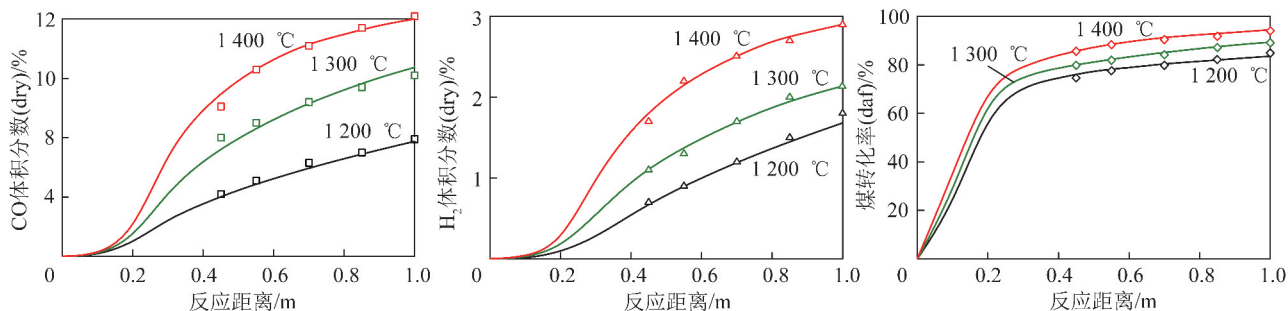


图11 CO、H₂和煤转化率沉降炉试验与模拟结果

Fig. 11 CO and H₂ volume fraction from DTF experiment and simulation

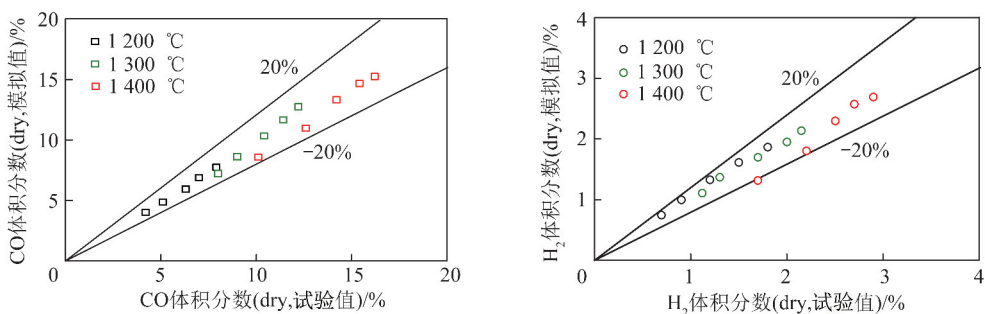


图12 CO与H₂模拟预测误差分析

Fig. 12 Agreement plot of CO and H₂ from experiment and simulation

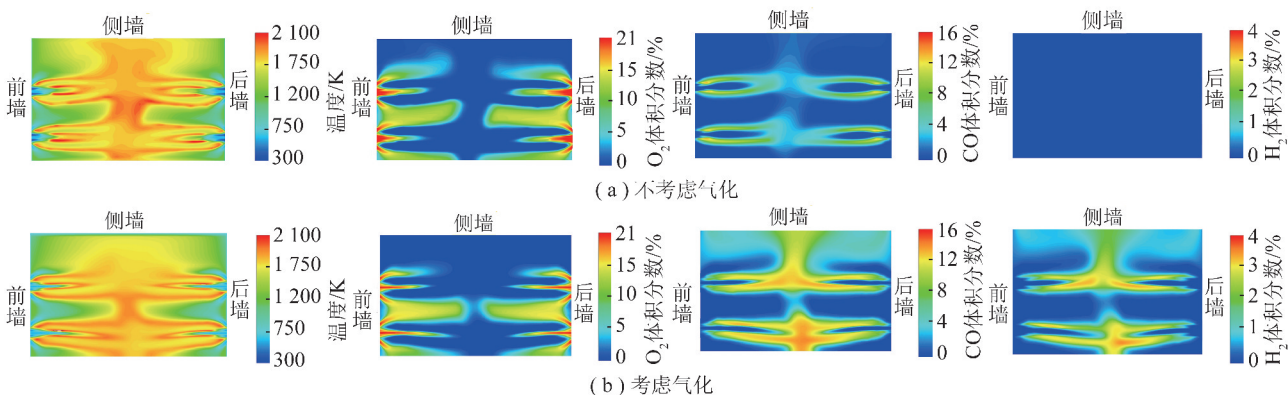


图13 第1层燃烧器温度、O₂、CO和H₂体积分数分布云图

Fig. 13 Distribution of temperature, O₂, CO and H₂ volume fraction of the first layer burner

竖直面温度、CO和NO_x体积分数分布如图14所示。燃烧区域CO浓度沿炉膛高度变化,CO体积分数高的区域为强还原区。不考虑气化模拟时,由于CO只源于热解,因此无还原区,不符合空气分级燃烧的设计原理。考虑焦炭气化后,3层燃烧器与OFA之间由于气化使CO体积分数增加,同时由于OFA无法完全穿透,CO在燃尽区消耗缓慢,这可能导致炉膛出口CO排放增加。

4.3 NO_x模拟结果

煤粉燃烧产生的NO_x可被THC(总碳氢化合物)还原,其中CH_i具有强还原性^[46-47]。由于CH_i含量极少,且易被O₂燃烧消耗,需在数值计算中耦合详细的气相机理,导致计算量增大,且不易收敛。CO、H₂具有还原NO_x的能力,因此在数值模拟中,其可模拟NO_x在还原区的还原。图15为NO_x沿炉膛高度分布云图。不考虑气化时,由于CO只在热

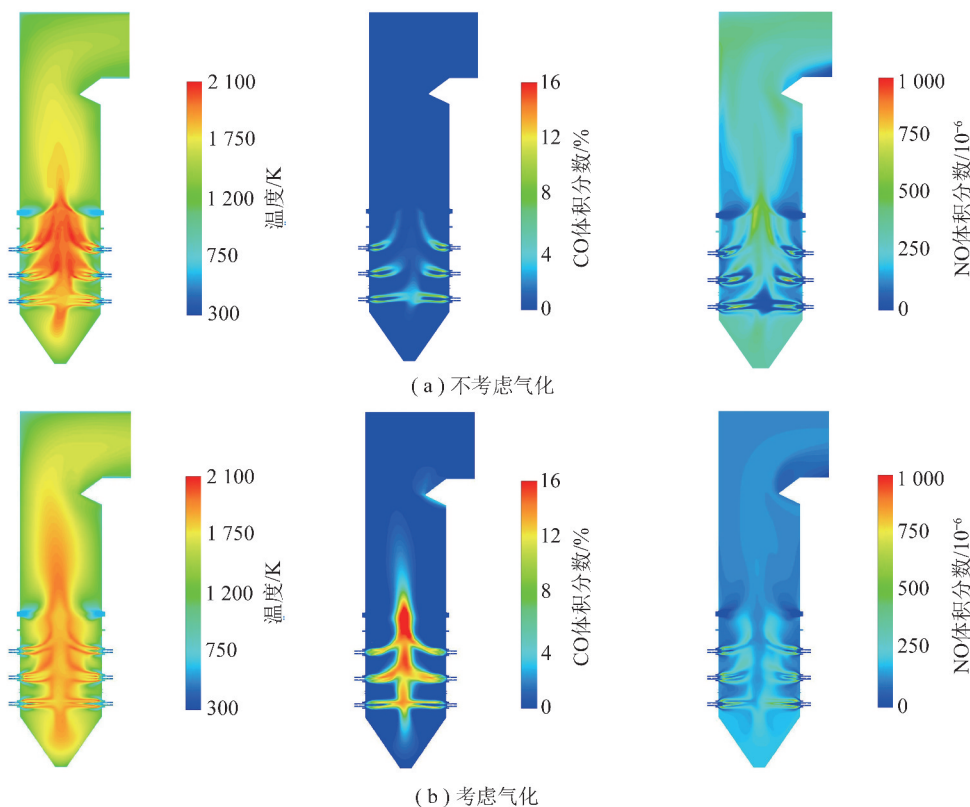
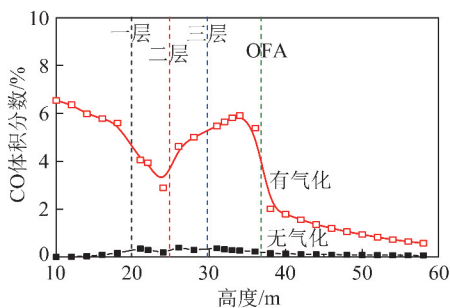
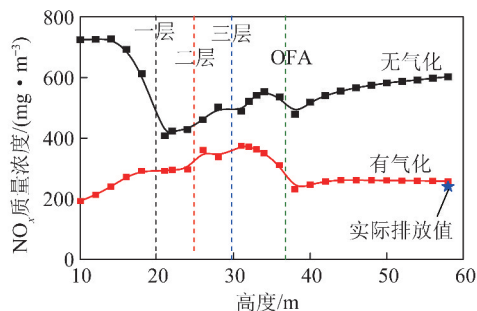
图 14 竖直面温度、CO 和 NO_x 体积分数分布云图Fig. 14 Cloud map of vertical surface temperature, CO and NO_x volume fraction

图 15 CO 沿炉膛高度方向截面平均浓度

Fig. 15 Averaged cut plane CO concentration along furnace vertical surface

解过程中产生,因此只在火焰中有 NO_x 被还原。由于无有效的还原区,NO 离开火焰后无法被还原,尤其在3层燃烧器与 OFA 间的还原区,NO 浓度反而增加,这与空气分级燃烧的特性相悖。考虑焦炭气化时,还原区的形成营造了 NO_x 还原的气氛,NO 可被还原。图 16 为 NO_x 沿炉膛高度方向截面平均浓度分布,可以看出,不考虑气化时,从第 1 层燃烧器往上,NO 体积分数不断增加,在设计的还原区也没有明显的还原过程。OFA 喷入后,由于 O₂ 的补充,未转化的焦炭燃尽,同时焦炭氮氧化生成 NO,在燃尽区 NO 浓度继续升高,炉膛出口 NO 体积分数明显高于实际排放值。考虑焦炭气化时,在设计的还

原区 NO 被还原,由于大部分焦炭在 OFA 喷入前已转化,因此在燃尽区只有少量的 NO 是由残余焦炭氧化生成,出口 NO 模拟值与实际排放值接近,可合理预测炉内 NO_x 生成与还原。

图 16 沿炉膛高度方向截面 NO_x 体积分数分布Fig. 16 NO_x concentration along furnace vertical surface

4.4 焦炭转化分析

虽然焦炭气化速率较氧化燃烧慢,但在还原区停留时间较长,因此焦炭的气化转化不可忽视。图 17 为不同粒径颗粒转化率随反应时间的变化, O₂ 气氛时,发生氧化燃烧,当 O₂ 浓度很低时为气化转化,分别与主燃区、还原区和燃尽区相对应。颗粒粒径较小时,燃烧过程中已完全转化。而较大颗粒因 O₂ 不足而未完全转化,不考虑气化的焦炭反应模型

在还原区几乎停止消耗,直至燃尽区与 O_2 重新混合燃烧,推迟了焦炭的燃尽时间。而考虑气化的焦炭反应模型在还原区有明显的转化过程,这与图3沉

降炉中空气分级燃烧煤粉在还原区的转化过程吻合。因此,在模拟中若不考虑焦炭气化反应,将无法合理预测焦炭转化过程。

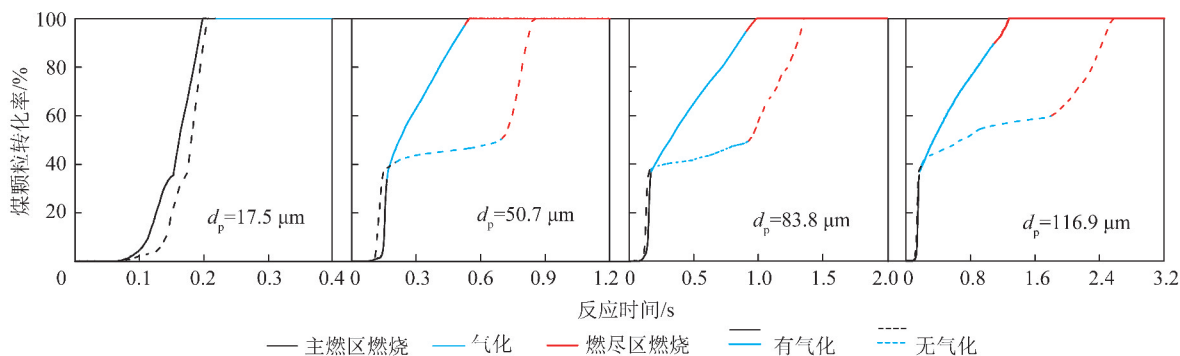


图17 不同粒径煤粉转化率

Fig. 17 Conversion of coal powder with different particle sizes

5 结 论

1) 本文提出的基于空气分级沉降炉试验开发焦炭反应、氮氧化物、 H_2S 等模型的方案能够提供高质量的模型开发数据,适用于模型开发、参数获取与验证。本文利用电加热沉降炉进行了煤粉空气分级燃烧实验,获取了焦炭在还原区气化的 CO_2 和 H_2O 气化参数,能够提供误差小于20%的 CO 和 H_2 预测误差。

2) 基于所获取的气化动力学参数和焦化模型,采用了Fluent默认焦炭反应模型和新模型,对600 MW墙式对冲炉空气分级燃烧进行了模拟。结果表明默认模型不考虑焦炭气化反应,无法合理预测 CO 和 H_2 的还原区,进而导致 NO_x 在还原区内无法被有效还原,出口 NO_x 浓度显著高于实际运行测量结果。新模型考虑了焦炭气化,并利用试验获得的气化反应动力学参数,能够合理预测在氧气耗尽下 CO 和 H_2 的生成,合理预测还原区的形成。 NO_x 在还原区呈现明显的还原,与空气分级燃烧的设计理念相一致,同时出口排放量接近实际排放。

3) 锅炉模拟结果表明,不考虑气化时焦炭在氧气耗尽后近乎停止转化,使得焦炭燃尽推迟至燃尽区,燃尽区 NO_x 大量生成。而包含焦炭气化的模型中焦炭在还原区经焦化转化,其转化过程与沉降炉空气分级燃烧实验结果一致,表明在锅炉模拟中要合理预测焦炭转化必须也要考虑焦炭的气化过程并需要准确的气化动力学参数。

参考文献 (References):

[1] 赵胜国,胡永锋. 我国脱硝技术发展及技术经济分析[J]. 华电技术,2011(12):63-66.

[2] 谌天兵,武建军,韩甲业. 燃煤污染现状及其治理技术综述[J]. 煤,2006,15(2):1-4,7.
CHEN Tianbing, WU Jianjun, HAN Jiaye. An overview of present status of coal burning pollution and treatment technologies[J]. Coal, 2006, 15(2): 1-4, 7.

[3] FAN Weidong, LIN Zhengchun, LI Youyi, et al. Experimental flow field characteristics of OFA for large-angle counter flow of fuel-rich jet combustion technology[J]. Applied Energy, 2010, 87(8): 2737-2745.

[4] SUN Gonggang, CHE Defu, CHI Zuohe. Effects of secondary air on flow, combustion, and NO_x emission from a novel pulverized coal burner for industrial boilers[J]. Energy & Fuels, 2012, 26(11): 6640-6650.

[5] MASTUMOTO Etc K. Development of ultra-low NO_x coal-firing burner[J]. Mitsubishi Heavy Industries Technical Review, 2013, 50(3): 11-17.

[6] LIU Hu, LIU Yinhe, YI Guangzhou, et al. Effects of air staging conditions on the combustion and NO_x emission characteristics in a 600 MW wall fired utility boiler using lean coal[J]. Energy & Fuels, 2013, 27(10): 5831-5840.

[7] RIBEIRETE A, COSTA M. Impact of the air staging on the performance of a pulverized coal fired furnace[J]. Proceedings of the Combustion Institute, 2009, 32(2): 2667-2673.

[8] GHAZALI Md, KAUSHAL O P. Characteristics of fly ash from thermal power plants and its management along with settling pond design[J]. International Journal of Engineering Research & Science, 2015, 1(4): 24-32.

[9] XUAN Weiwei, WHITTY Kevin J, GUAN Qingliang, et al. Influence of Fe_2O_3 and atmosphere on crystallization characteristics of synthetic coal slags[J]. Energy & Fuels, 2015, 29(1): 405-412.

[10] KARLSTRÖM Oskar, BRINK Anders, HUPA Mikko, et al. Multi-variable optimization of reaction order and kinetic parameters for high temperature oxidation of 10 bituminous coal chars[J]. Combustion and Flame, 2011, 158(10): 2056-2063.

[11] GONZALO-TIRADO Cristina, JIMENEZ Santiago, BALLESTER Javier. Kinetics of CO_2 gasification for coals of different ranks under oxy-combustion conditions[J]. Combustion and Flame,

- 2013,160(2):411-416.
- [12] 赵晴川,周新刚,张徐东,等.低氮燃烧器改造对屏式受热面高温腐蚀的影响[J].山东电力技术,2016,43(4):46-50.
ZHAO Qingchuan, ZHOU Xingang, ZHANG Xudong, et al. Impacts of the low NO_x burner retrofit on platen heating surface high temperature corrosion[J]. Shandong Dianli Jishu, 2016, 43(4): 46-50.
- [13] 周军城.低氮燃烧对锅炉受热面壁温影响及应对方案研究[D].北京:华北电力大学,2015.
- [14] 肖琨,高明,乌晓江,等.空气分级低氮燃烧改造技术对锅炉汽温特性影响研究[J].锅炉技术,2012,43(5):62-65.
- [15] MORINAGA M, NAJIMA S, WAKABAYASHI N, et al. Evaluation of sulfide corrosion conditions in pulverized coal fired thermal power plant boilers [M]//QI Haiying, ZHAO Bo. Cleaner Combustion and Sustainable World. Berlin; Springer Berlin Heidelberg, 2013:1121-1129.
- [16] ZHANG Zhi, CHEN Denggao, LI Zhenshan, et al. Development of sulfur release and reaction model for CFD modeling in sub-bituminous coal combustion [J]. Energy & Fuels, 2017, 31: 1383-1398.
- [17] SATO Naoki, UENO Shunichiro, PRIYANTO Dedy E, et al. Effects of coal type on growth and shedding of ash deposit in pulverized coal combustors [J]. Energy & Fuels, 2016, 30(7): 6059-6069.
- [18] 高全.燃煤电站锅炉受热面结渣和高温腐蚀机理研究[D].武汉:华中科技大学,2007.
- [19] 张志,陈登高,李振山,等.煤粉燃烧 H_2S 预测模型在对冲燃烧锅炉的 CFD 应用[J].中国电机工程学报,2018,38(13): 3865-3872.
ZHANG Zhi, CHEN Denggao, LI Zhenshan, et al. CFD application of a novel H_2S prediction model in an opposed-fired boiler [J]. Proceedings of the CSEE, 2018, 38(13): 3865-3872.
- [20] 许涛,李敏,李春曦.对冲燃烧锅炉水冷壁高温硫腐蚀分析及防治[J].热力发电,2015,44(8):104-108.
XU Tao, LI Min, LI Chunxi. Cause analysis and countermeasures of high-temperature sulfur corrosion of water wall in an opposed firing boiler [J]. Thermal Power Generation, 2015, 44(8): 104-108.
- [21] 陈敏生,廖晓春,廖杰.对冲燃烧锅炉水冷壁高温腐蚀问题的探讨[J].电站系统工程,2013,29(5):33-34.
CHEN Minsheng, LIAO Xiaochun, LOU Jie. Discussion on high-temperature corrosion of water wall in opposed firing boiler [J]. Power System Engineering, 2013, 29(5): 33-34.
- [22] 王春昌,魏奉群.切圆燃烧锅炉水冷壁高温腐蚀和结渣部位研究[J].热力发电,2007,36(3):29-31.
WANG Chunchang, WEI Fengqun. Study on location of high-temperature corrosion and slagging on water-wall in tangentially firing boilers [J]. Thermal Power Generation, 2007, 36(3): 29-31.
- [23] 陈鸿伟,李永华,梁化忠.锅炉高温腐蚀实验研究[J].中国电机工程学报,2003,23(1):168-171.
CHEN Hongwei, LI Yonghua, LIANG Huazhong. Experimental study on boiler high temperature corrosion [J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(1): 168-171.
- [24] BELOSEVIC Srdjan, SIJERCIC Miroslav, TUCAKOVIC Dragan, et al. A numerical study of a utility boiler tangentially-fired furnace under different operating conditions [J]. Fuel, 2008, 87(15): 3331-3338.
- [25] ADAMCZYK Wojciech P, WERLE Sebastian, RYFA Arkadiusz. Application of the computational method for predicting NO_x reduction within large scale coal-fired boiler [J]. Applied Thermal Engineering, 2014, 73(1): 343-350.
- [26] LIU Hu, TANG Chunli, ZHANG Lei, et al. Effect of two-level over-fire air on the combustion and nox emission characteristics in a 600 MW wall-fired boiler [J]. Numerical Heat Transfer, Part A: Applications, 2015, 68(9): 993-1009.
- [27] ZHANG Xiaohui, ZHOU Jue, SUN Shaozeng, et al. Numerical investigation of low NO_x combustion strategies in tangentially-fired coal boilers [J]. Fuel, 2015, 142: 215-221.
- [28] CHOI Choeng Ryul, KIM Chang Nyung. Numerical investigation on the flow, combustion and NO_x emission characteristics in a 500 MWe tangentially fired pulverized-coal boiler [J]. Fuel, 2009, 88(9): 1720-1731.
- [29] ZHOU Hao, MO Guiyuan, SI Dongbo, et al. Numerical simulation of the NO_x emissions in a 1 000 MW tangentially fired pulverized-coal boiler; Influence of the multi-group arrangement of the separated over fire air [J]. Energy & Fuels, 2011, 25(5): 2004-2012.
- [30] 岑可法,姚强,骆仲泱.高等燃烧学[M].杭州:浙江大学出版社,2002:150-200.
- [31] LIU Yacheng, FAN Weidong, LI Yu. Numerical investigation of air-staged combustion emphasizing char gasification and gas temperature deviation in a large-scale, tangentially fired pulverized-coal boiler [J]. Applied Energy, 2016, 177: 323-334.
- [32] CHEN Denggao, ZHANG Zhi, LI Zhenshan, et al. Optimizing in-situ char gasification kinetics in reduction zone of pulverized coal air-staged combustion [J]. Combustion and Flame, 2018, 194: 52-71.
- [33] 李振山,张志,陈登高,等.煤粉燃烧中 NO_x 的预测:模型开发及 Fluent 实现 [J]. 煤炭学报, 2016, 41(10): 2426-2433.
LI Zhenshan, ZHANG Zhi, CHEN Denggao, et al. Prediction of NO_x during pulverized coal combustion: part 1. Model development and its implementation into Fluent [J]. Journal of China Coal Society, 2016, 41(10): 2426-2433.
- [34] 张志,李振山,蔡宁生.焦炭燃烧模型的改进及其 Fluent 实现与实验验证 [J]. 中国电机工程学报, 2015, 35(7): 1681-1688.
ZHANG Zhi, LI Zhenshan, CAI Ningsheng. An improved char combustion model and its implement in fluent and experimental validation [J]. Proceedings of the CSEE, 2015, 35(7): 1681-1688.
- [35] 李振山,陈登高,张志,等.生物质气化燃气耦合煤粉低氮燃烧的 CFD 数值模拟 [J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(7): 2032-2045.
LI Zhenshan, CHEN Denggao, ZHANG Zhi, et al. CFD modeling

- of pulverized coal low- NO_x combustion coupling with biomass syngas firing[J]. Proceedings of the CSEE, 2018, 38(7): 2032-2045.
- [36] WESTBROOK Charles K, DRYER Frederick L. Chemical kinetic modeling of hydrocarbon combustion[J]. Progress in Energy and Combustion Science, 1984, 10(1): 1-57.
- [37] JONES W P, LINDSTEDT R P. Global reaction schemes for hydrocarbon combustion[J]. Combustion and Flame, 1988, 73(3): 233-249.
- [38] 陈登高, 张志, 李振山, 等. 基于 CPD 模型数据的煤粉单步热解模型[J]. 燃烧科学与技术, 2016, 22(5): 413-418.
CHEN Denggao, ZHANG Zhi, LI Zhenshan, et al. One step model of coal pyrolysis based on CPD model data[J]. Journal of Combustion Science and Technology, 2016, 22(5): 413-418.
- [39] FAN Weidong, LIN Zhengchun, LI Youyi, et al. Effect of air-staging on anthracite combustion and NO_x formation[J]. Energy & Fuels, 2008, 23(1): 111-120.
- [40] TANIGUCHI M, KAMIKAWA Y, TATSUMI T, et al. Staged combustion properties for pulverized coals at high temperature[J]. Combustion and Flame, 2011, 158(11): 2261-2271.
- [41] CODA B, KLUGER F, FÖRTSCH D, et al. Coal-nitrogen release and NO_x evolution in air-staged combustion[J]. Energy & Fuels, 1998, 12(6): 1322-1327.
- [42] COSTA M, AZEVEDO JLT. Experimental characterization of an industrial pulverized coal-fired furnace under deep staging conditions[J]. Combustion Science and Technology, 2007, 179(9): 1923-1935.
- [43] MAFFEI T, FRASSOLDATI A, CUOCI A, et al. Predictive one step kinetic model of coal pyrolysis for CFD applications[J]. Proceedings of the Combustion Institute, 2013, 34(2): 2401-2410.
- [44] BALLESTER Javier, JIMÉNEZ Santiago. Kinetic parameters for the oxidation of pulverised coal as measured from drop tube tests[J]. Combustion and Flame, 2005, 142(3): 210-222.
- [45] NAVA-PAZ J C, PLUMLEY A L, CHOW O K, et al. Water-wall corrosion mechanisms in coal combustion environments[J]. Materials at High Temperatures, 2002, 19(3): 127-137.
- [46] FENIMORE C P. Studies of fuel-nitrogen species in rich flame gases[J]. Symposium (International) on Combustion, 1979, 17(1): 661-670.
- [47] GLARBORG Peter, LILLEHEIE Nils I, BYGGSTØYL Stle, et al. A reduced mechanism for nitrogen chemistry in methane combustion[J]. Symposium (International) on Combustion, 1992, 24(1): 889-898.