

DOI: 10.19666/j.rlfed.202212138

# 生物质循环流化床锅炉床温动态模型研究

高明明<sup>1</sup>, 刘博通<sup>1</sup>, 张开萍<sup>1</sup>, 王亚柯<sup>2</sup>, 岳光溪<sup>3</sup>

(1. 新能源电力系统国家重点实验室(华北电力大学), 北京 102206;

2. 华能新能源股份有限公司, 北京 100036; 3. 清华大学能源与动力工程系, 北京 100084)

**[摘要]** 为明确生物质循环流化床锅炉床温动态特性, 建立更加适合生物质的循环流化床燃烧控制系统; 通过分析生物质燃烧过程以及燃烧机理, 基于即燃碳燃烧理论, 建立床温动态模型, 并对炉内温度场进行关联度计算分析。结果表明: 计算的床温能够基本稳定在实际床温滤波值附近, 且床温变化趋势和实际滤波床温相近, 验证了模型的适应性和有效性; 生物质循环流化床锅炉炉膛上下部的温度关联性差异与含氧量和炉膛温度有关, 左右侧温度差异受烟气流量影响较大, 在炉膛上部, 物料浓度和受热面布置不均也是影响温度特性的重要原因。

**[关键词]** 生物质; 循环流化床; 炉膛温度; 床温软测量; 灰色关联度分析

**[引用本文格式]** 高明明, 刘博通, 张开萍, 等. 生物质循环流化床锅炉床温动态模型研究[J]. 热力发电, 2023, 52(4): 72-81.  
GAO Mingming, LIU Botong, ZHANG Kaiping, et al. Study on dynamic bed temperature model of biomass circulating fluidized bed boiler[J]. Thermal Power Generation, 2023, 52(4): 72-81.

## Study on dynamic bed temperature model of biomass circulating fluidized bed boiler

GAO Mingming<sup>1</sup>, LIU Botong<sup>1</sup>, ZHANG Kaiping<sup>1</sup>, WANG Yake<sup>2</sup>, YUE Guangxi<sup>3</sup>

(1. State Key Laboratory of New Energy Power System (North China Electric Power University), Beijing 102206, China;

2. Huaneng New Energy Corporation Ltd., Beijing 100036, China;

3. Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

**Abstract:** In order to clarify the dynamic characteristics of bed temperature of biomass circulating fluidized bed (CFB) boiler, so as to establish a CFB combustion control system which is more suitable for biomass, a dynamic bed temperature model is established by analyzing the biomass combustion process and combustion mechanism. On the basis of the theory of instant burning carbon combustion, the correlation degree of temperature field in the furnace is calculated and analyzed. The results show that, the calculated bed temperature can be controlled basically stable near the filtering value of the actual bed temperature, and the variation trend of the bed temperature is similar to that of the actual filter bed temperature, which verifies the adaptability and effectiveness of the model. The temperature correlation difference of the upper and lower parts of the biomass CFB boiler is related to the oxygen content and the temperature of the furnace. The temperature difference of the left and right sides is greatly affected by the flue gas flow. In the upper part of the furnace, the material concentration and the uneven heating surface arrangement are also important reasons affecting the temperature characteristics.

**Key words:** biomass; circulating fluidized bed; furnace temperature; soft measurement of bed temperature; grey correlation analysis

随着人类对能源的需求量越来越大, 煤炭、石油、天然气等传统不可再生能源的成本越来越高, 能源短缺所带来的一系列问题日益凸显。生物质能作为可全面取代化石能源的可再生能源, 资源相当

修回日期: 2022-12-12

基金项目: 中国华能集团有限公司总部科技项目基础能源科技研究专项(HNKJ21-H31); 山西省科技厅揭榜招标项目(20191101013); 中国华电集团有限公司重大科技项目计划(CHDKJ19-01-88)

Supported by: Basic Energy Science and Technology Research Fund of Science and Technology Project of China Huaneng Group Co., Ltd.(HNKJ21-H31); Shanxi Provincial Unveiling Bidding Project (20191101013); Key Research and Development Program of CHD (CHDKJ19-01-88)

第一作者简介: 高明明(1979), 男, 博士, 副教授, 主要研究方向为大型循环流化床机组状态监测与控制, gmm1@ncepu.edu.cn.

通信作者简介: 刘博通(1998), 男, 硕士研究生, 主要研究方向为循环流化床燃烧发电技术, 120212227242@ncepu.edu.cn.

丰富。据相关数据,我国可开发的生物质资源总量约为7亿t标准煤,占包括太阳能在内的清洁能源总量的54.5%,是水电的2倍,风电的3.5倍<sup>[1]</sup>。然而,我国在夏收、秋收季节焚烧秸秆造成了生物质资源的严重浪费和环境污染,对我国“双碳战略”的发展和实施十分不利。因此,提高生物质资源的利用率,实现生物质资源的大规模减量化、无害化和资源化利用<sup>[2]</sup>,是早日实现“碳中和、碳达峰”的重要力量。

近年来,生物质发电技术在我国得到了快速发展,截至2020年我国生物质装机容量累计达到29.52GW,且总装机容量也在逐年增长<sup>[3]</sup>。根据燃烧方式不同,燃烧生物质燃料的锅炉主要分为炉排炉和流化床锅炉<sup>[4]</sup>。目前,生物质燃烧发电以循环流化床(circulating fluidized bed, CFB)锅炉为主。截至2020年,生物质CFB锅炉机组数量在我国生物质锅炉中占比62.7%。CFB锅炉对含高水分的生物质燃料具有良好的适应性,且着火条件优越、燃烧效率高、污染排放低,因此可以实现对生物质燃料的高效利用<sup>[5]</sup>。

然而,在炉内燃烧过程中,受生物质燃料种类与成分的影响,被控变量间的耦合性较强,同时控制对象具有较强的时变性和非线性<sup>[6-7]</sup>,生物质CFB锅炉控制难度增加。作为重要控制对象,床温会受众多因素的影响,而保证床温在燃烧过程中的稳定是锅炉稳定运行的基础。目前,国内外已有不少学者对生物质燃烧进行了研究。Haseli等人<sup>[8]</sup>提出了简化的球形生物质颗粒燃烧模型,简化了生物质热解和焦炭燃烧的处理过程,对生物质小颗粒在燃烧各阶段的燃烧时间进行了预测。Xu等人<sup>[9]</sup>考虑了灰熔融对生物质颗粒燃烧的影响,建立了单个生物质颗粒的熔融燃烧模型,模拟结果显示,在高温下,生物质颗粒燃烧速率会随着粒径增大而减小。张恒立<sup>[10]</sup>对不同成分生物质燃料的燃烧进行了研究,分析了其在生物质CFB锅炉燃烧中沉积产生的过程和机理。黄智敏<sup>[11]</sup>对生物质CFB锅炉床温的波动原因进行了分析,提出了处理和预防措施。目前,生物质CFB锅炉床温机理建模方面的研究较少,建立生物质CFB锅炉床温模型,实现床温预测控制,对锅炉安全稳定运行,提升经济性和热效率具有重要意义。

本文对生物质CFB锅炉燃烧动态过程进行了机理分析,建立了以总风量、给料量为输入的生物质CFB锅炉床温动态模型;并以某130t/h生物质CFB锅炉为研究对象,通过从现场采集到的历史数

据计算模型床温,验证模型的有效性;而后基于灰色关联度分析方法分析了生物质CFB炉内不同位置温度的分布,对生物质CFB锅炉炉内的燃烧状态和温度特性,进行了更深入的讨论和分析。

## 1 生物质CFB锅炉燃烧机理

### 1.1 生物质燃料燃烧过程

较煤炭颗粒,生物质燃料中挥发分含量高,含碳量少,易于燃烧,因此挥发分的析出速度快,能够先于碳着火前析出并燃烧。因此,生物质燃料燃烧可分成几个阶段<sup>[12]</sup>:在生物质燃料进入炉膛之后,首先燃料中水分蒸发,该过程发生在室温到200℃,会吸收炉内较多热量,可能引起炉内温度发生较大波动;其次,在200~350℃燃料中挥发分会大量脱出并燃烧(挥发分的析出燃烧会对生物质中的碳颗粒起到包裹作用<sup>[13]</sup>,阻碍其与氧气的接触);在挥发分的燃烧过程中,需要及时提供充足的氧量,否则挥发分难以完全燃烧,易造成热量损失;最后是燃料中碳的氧化燃烧过程,这一过程发生在350~600℃<sup>[14]</sup>。生物质燃料燃烧过程如图1所示。

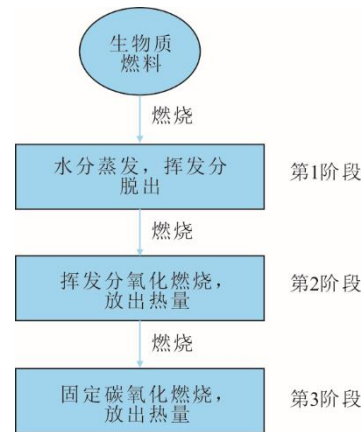


图1 生物质燃料燃烧过程  
Fig.1 Biomass fuel combustion process

在生物质CFB锅炉内,生物质燃料热解脱除挥发分产生的气体燃料种类繁多,其中包括碳氢化合物 $\text{CH}_4$ 、 $\text{C}_2\text{H}_4$ 、 $\text{C}_2\text{H}_6$ 以及气相产物 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2$ 等,热解简化过程如图2所示。在生物质热解过程中,不同热解产物的产量会受到炉内温度的影响<sup>[15]</sup>,因此,挥发分热值也会受到影响,在不同温度下出现一定的波动。



图2 生物质燃料热解过程  
Fig.2 Pyrolysis process of biomass fuel

在普通燃煤 CFB 锅炉中,由于煤粒中挥发分含量相对较少,单位时间内挥发分比即燃碳<sup>[6]</sup>的燃烧放热量小很多,计算放热量时可以忽略挥发分的影响,燃烧放热主要是由炉内即燃碳的燃烧主导。但在生物质 CFB 炉单位时间内,挥发分燃烧放热量在总燃烧放热量中占比较大,因此研究时不能忽略。在生物质 CFB 锅炉中,提供给锅炉的热量主要是锅炉内的挥发分和未燃尽的即燃碳燃烧放热量。燃烧后的烟气经过水平烟道再通过旋风分离器对粒径较大颗粒实现分离回收利用,提高燃料的燃烧效率;接着通过过热器、再热器、省煤器对工质实现加热过程。

燃煤 CFB 锅炉中即燃碳的燃烧速率和给料量成正相关性。生物质 CFB 锅炉内受挥发分燃烧耗氧耦合的影响,炉内即燃碳放热与挥发分放热存在此消彼长的情况。当入炉燃料量增多时,虽然炉内含碳量会增大,但由于挥发分耗氧增大,炉内即燃碳获得的燃烧氧量可能会下降,进而可能出现炉内即燃碳燃烧速率下降的情况;相反的,当入炉燃料量减少,挥发分燃烧耗氧量减少,虽然炉内含碳量减少,但由于挥发分耗氧减少,炉内即燃碳可以获得的燃烧氧量会增大,炉内即燃碳燃烧速率反而会上升。生物质 CFB 锅炉内即燃碳的燃烧速率和给料量存在负相关性,这一点和燃煤 CFB 炉存在较大区别。

## 1.2 床温特性

床温指炉膛内床层固体物料的温度,代表了炉内燃烧储存能量的大小与平衡。床温变化受给料量、送风量、排渣量、循环物料量等的影响,在实际生产过程中,床温还会受到机组负荷、脱硫系统、脱硝系统、控制灰熔点等因素的影响。因此,床温的稳定代表了多个量间的平衡,协调好这些量的动态平衡是控制好床温的关键。

相较于煤炭,生物质燃料中碳含量较少,挥发分含量较高,热值较低( $0.8 \times 10^7 \sim 2.0 \times 10^7 \text{ J/kg}$ ),并且生物质燃料中水分含量较大,在燃烧过程中吸热,使得排烟热损失较大。因此,生物质流化床床温较低,一般维持在  $780 \sim 850 \text{ }^\circ\text{C}$ ,燃烧热效率低于燃煤 CFB 锅炉。

在燃烧过程中,由于入炉燃料的成分含量以及燃料热值的变化,使得不同时刻炉内燃料燃烧释放的热量出现较大的变化,从而导致床温在运行时会出现较大波动。在生物质 CFB 炉中,存有一定量未燃尽的即燃碳,和燃煤 CFB 锅炉一样,这些碳代表

着炉内存储的热量。即燃碳量会影响床温的变化趋势,在实际运行过程中,炉内即燃碳量无法测量,只能通过计算得到。

## 2 生物质 CFB 锅炉床温模型

床温反映炉内燃烧动态变化的过程中,生物质燃料燃烧过程复杂,除了即燃碳还有挥发分燃烧。燃料中的挥发分先于固定碳燃烧,炉内即燃碳的存量与进料量和燃烧消耗量成动态关系,当挥发分燃烧耗尽,炉内即燃碳接替燃烧对热量继续进行补充。因此,计算炉内即燃碳量,对计算和控制炉内床温非常重要。生物质 CFB 锅炉内燃烧过程如图 3 所示。

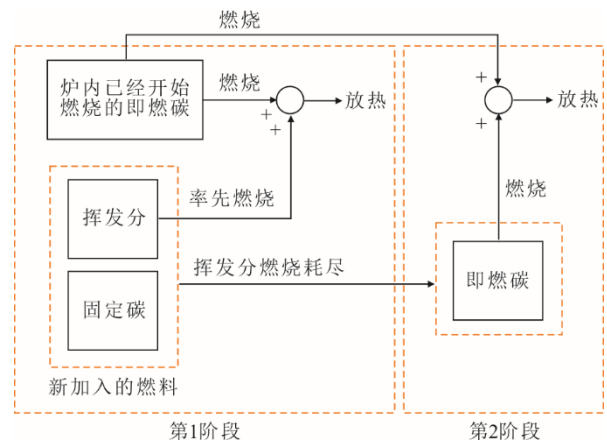


图3 生物质 CFB 锅炉内燃烧过程  
Fig.3 Combustion process of biomass CFB boiler

### 2.1 即燃碳燃烧模型

在生物质 CFB 锅炉中,燃料中的碳、挥发分参与燃烧放热,燃料中的水分、灰分不参与燃烧,吸收前者放出的热量。根据质量守恒得到燃烧过程中炉内即燃碳量为:

$$\frac{dB(t)}{dt} = F(t) \cdot \eta_B - \frac{Q_B(t)}{H_c(t)} - D(t) \quad (1)$$

式中:  $B(t)$ 为炉内即燃碳量, kg;  $F(t)$ 为某一时刻进入炉膛的燃料量, kg/s;  $\eta_B$ 为焦炭在燃料中占比, %;  $Q_B(t)$ 为某一时刻炉内残燃碳燃烧放出的热量, J;  $H_c(t)$ 为某一时刻即燃碳燃烧的单位发热量, J/kg;  $D(t)$ 为排渣量, kg/s。

由于生物质燃料灰分含量少,燃料燃烧后残渣剩余额量较少<sup>[17]</sup>,故本模型忽略其影响,将式(1)简化为:

$$\frac{dB(t)}{dt} = F(t) \cdot \eta_B - \frac{Q_B(t)}{H_c(t)} \quad (2)$$

即燃碳燃烧速率公式为<sup>[18]</sup>:

$$R_c = \frac{72k_s C_{O_2} B(t)}{d_c \rho_c} \quad (3)$$

式中:  $R_c$  为即燃碳的燃烧速率, kg/s;  $k_s$  为碳颗粒的总燃烧速率常数;  $C_{O_2}$  为碳颗粒的氧气浓度, kmol/m<sup>3</sup>;  $d_c$  为颗粒平均直径, m;  $\rho_c$  为碳颗粒的密度, kg/m<sup>3</sup>.  $k_s$  与燃烧反应速率  $k_c$  和氧扩散速率  $k_g$  有关<sup>[19]</sup>:

$$\frac{1}{k_s} = \frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_g} = \frac{1}{k_c} + \frac{d_c}{ShD_g} \quad (4)$$

式中:  $Sh$  为舍伍德数;  $D_g$  为氧气扩散系数, m<sup>2</sup>/s. 由于  $Sh$  计算复杂, 故本文在计算时不考虑后一项  $d_c/shD_g$  的计算, 即令:

$$k_s = k_c \quad (5)$$

$k_c$  参照燃煤 CFB 锅炉燃烧速率常数<sup>[20]</sup>的计算方法:

$$k_c = k_0 T_m \exp\left(-\frac{E}{RT_c}\right) = 0.513T_m \exp(-9160/T_c) \quad (6)$$

式中:  $k_0$  为表面反应速率常数, m/(s·K);  $T_m$  为碳颗粒表面温度与环境温度的平均值, K;  $E$  为即燃碳燃烧反应的活化能, J/mol;  $R$  为摩尔气体常数, J/(mol·K);  $T_c$  为颗粒表面温度, K.

$T_m$ 、 $T_c$  与床温相关。根据经验, 实际计算中可将  $T_m$ 、 $T_c$  用实际床温来近似代替计算。因此, 得到生物质 CFB 锅炉中碳颗粒的燃烧速率常数为:

$$k_c = 0.513T \exp(-9160/T) \quad (7)$$

式中:  $T$  为炉膛床温, K.

吹入炉内的氧气, 一部分与挥发分发生氧化燃烧反应, 另一部分参与炉内即燃碳的燃烧。氧气浓度计算方法为<sup>[21]</sup>:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = \frac{1}{V} [k_q A_{ir} - k_{vi} (\alpha_v - \alpha_{ix}) v_r F(t) - R_c / 12 - k_f C_{O_2} A_{ir}] \quad (8)$$

式中:  $V$  表示炉膛容积, m<sup>3</sup>;  $k_q$  为摩尔换算系数, mol/m<sup>3</sup>;  $A_{ir}$  为标准状态下的总风量, m<sup>3</sup>/s;  $k_{vi}$  为氧与挥发物的摩尔转换系数, mol/kg;  $\alpha_v$  为挥发分燃烧需要消耗的氧, %;  $\alpha_{ix}$  为挥发分中存在的氧量, %;  $v_r$  为燃料颗粒释放的挥发分体积分数, %;  $k_f$  为与烟气流量有关的比率系数。

由于在实际应用中, 用来燃烧的生物质燃料品质并不稳定, 想要直接应用式(8), 需要实时检测生物质燃料中各成分的含量, 难度很大。此外, 炉内

氧气浓度分布并不均匀, 不同位置的氧浓度存在较大的差别, 直接用炉膛容积来计算也会存在较大的误差。因此, 本文将式(8)简化为:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_q' A_{ir} - k_{vi}' F(t) - k_c' R_c - k_f' C_{O_2} A_{ir} \quad (9)$$

某时刻炉内即燃碳的放热量为:

$$Q_B(t) = R_c \cdot H_c(t) \quad (10)$$

式中:  $Q_B(t)$  为某时刻炉内即燃碳燃烧放出的热量, J;  $H_c(t)$  为焦炭的发热量值, J/kg.

将式(3)一式(7)代入式(10)可知,  $Q_B(t)$  的值与  $T$ 、 $B$ 、 $C_{O_2}$  有关, 它们之间直接的函数关系为:

$$Q_B(t) = R_c \cdot H_c(t) = K_1 \cdot T \exp(-9160/T) \cdot C_{O_2} \cdot B \quad (11)$$

式中:  $K_1$  为总关系系数。

实际运行中水冷壁吸热量和功率存在近似的线性关系:

$$Q_t = k \cdot N_E \quad (12)$$

式中:  $N_E$  为机组负荷, MW;  $Q_t$  为单位时间水冷壁的吸热量, MW/s;  $k$  为水冷壁吸热量与机组负荷间的系数。不同工况下  $k$  需要修正, 在实际过程中, 考虑到生物质 CFB 锅炉机组负荷波动较小,  $k$  值在较长时间内设为常数。

## 2.2 床温软测量计算模型

根据前文的炉内能量分析, 炉内的热量主要来自于即燃碳放热和挥发分放热, 放出的热量一部分被水冷壁吸收, 另一部分被烟气和排渣带走。由此基于能量守恒, 可以得到某时刻床温变化的关系式为:

$$C_s M_s \frac{dT_b(t)}{dt} = K_1 \cdot T \exp(-9160/T) \cdot C_{O_2} \cdot B + Q_2 - Q_t - \Delta h_{air} A_{ir} - Q_{pz}(t) \quad (13)$$

式中:  $C_s$  为床料的比热容, J/(kg·K);  $M_s$  为炉内床料的质量, kg;  $Q_2$  为燃料当中挥发分燃烧放出的热量, J;  $Q_t$  为水冷壁吸热量, J;  $\Delta h_{air} A_{ir}$  为风量进出带走的热量, J;  $Q_{pz}(t)$  为排渣带走的热量, J.

在实际计算中, 已知锅炉热效率, 将炉内床料温度变化、水冷壁吸热量看作一个整体, 认为二者之和是锅炉有效利用热量, 简化后的式(13)为如下守恒式:

$$C_s M_s \frac{dT_b(t)}{dt} = (Q_B + Q_2) \eta - k \cdot N_E \quad (14)$$

式中:  $\eta$  为锅炉热效率, %.

某时刻挥发分燃烧放热量为:

$$Q_2 = k_v \cdot R_v \cdot H_v \quad (15)$$

式中： $Q_2$ 为某一时刻炉内挥发分燃烧放出的热量，J； $R_v$ 为挥发分的燃烧速率，kg/s； $H_v$ 为挥发分的发热量值，J/kg； $k_v$ 为挥发分放热量修正系数，与挥发分实际在床层附近释放和燃烧量以及实际热值与设计燃料热值的偏差有关。

由于水分蒸发过程、挥发分析出和燃烧过程发生在 350 °C 以下，而炉内温度基本维持在 800 °C 以上，具有较高的热量。CFB 煤粉炉中颗粒水分在 1~3 s 被加热到接近床层温度，挥发分析出和燃尽持续几十秒<sup>[16]</sup>。因此，本模型假设挥发分在很短的时间达到热解析出温度并且挥发分瞬时完全燃烧；认为燃烧时，挥发分按一定比例在整个炉膛的不同位置释放<sup>[22]</sup>，挥发分都可以接触到充足的氧气。因此，挥发分的燃烧速率计算为：

$$R_v = F(t) \cdot \eta_v \quad (16)$$

式中： $\eta_v$ 为挥发分在燃料中占比，%。

挥发分的热值  $H_v$  近似为：

$$H_v = \frac{H - H_c(t) \cdot \eta_B}{\eta_v} \quad (17)$$

式中： $H$ 为燃料总热值，J/kg。

### 3 模型验证与炉内温度特性分析

使用 MATLAB 软件构建仿真模型，模型对象为生物质 CFB 汽包炉，额定蒸汽蒸发量为 130 t/h，仿真数据所在的锅炉负荷段为 25~35 MW，生物质燃料中成分含量和热值参照表 1，模型参数整定结

果见表 2。仿真期间假设炉内焦炭热值  $H_c(t)$ 、挥发分热值  $H_v$ 、炉内床料的质量  $M_s$  不发生变化，将其认为是一定值。水冷壁吸热量与机组负荷之间的系数  $k$  的初始值为 1.35。仿真验证过程中，由于入炉燃料热值不稳定会导致负荷出现波动等原因，需对  $k$  值进行修正。从现场采集到的数据时间间隔为 1 min。

表 1 生物质燃料参数  
Tab.1 Parameters of biomass fuel

项目	数值
灰分质量分数/%	15.20
水分质量分数/%	37.00
收到基 挥发分质量分数/%	39.77
碳质量分数/%	8.03
低位热值/(kJ·kg <sup>-1</sup> )	8 278

表 2 模型参数  
Tab.2 Model parameters

项目	数值
$K_1$	$9.997 \times 10^7$
$k_q'$	$2.592 \times 10^{-8}$
$k_{vi}'$	$4.406 \times 10^{-8}$
$k_c'$	$4.800 \times 10^{-7}$
$k_f'$	$3.960 \times 10^{-6}$
$k_v$	0.165

#### 3.1 模型验证

锅炉床温实际曲线与仿真模型响应曲线如图 4 所示。所选数据的采样总时长为 600 min，滤波采用的方法为选取当前时刻温度、当前时刻温度前 5 个点和后 5 个点的温度采样求和取平均值。

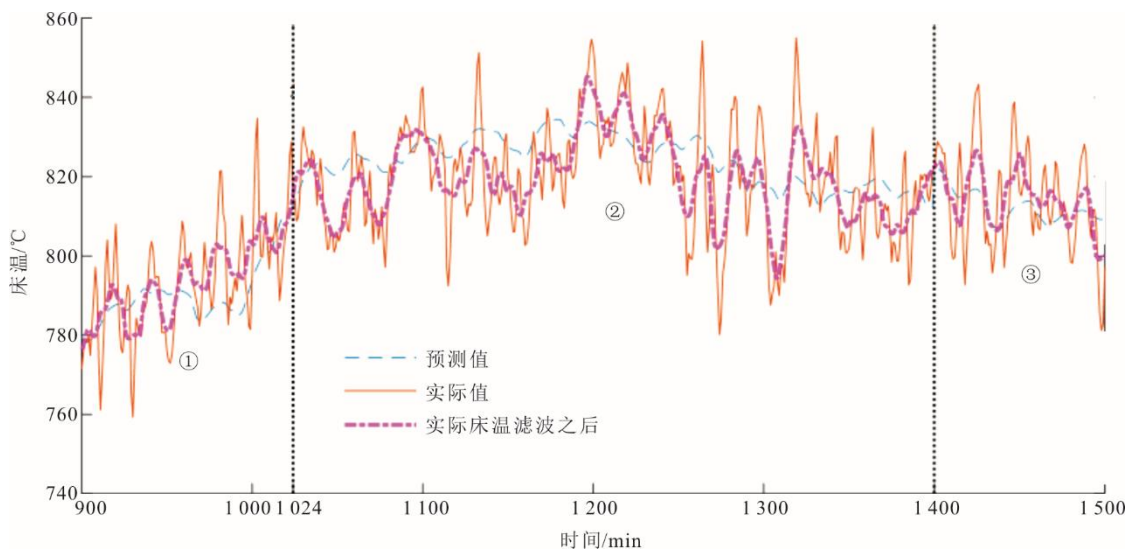


图 4 锅炉实际床温与模型仿真结果

Fig.4 The actual bed temperature and model simulation result of the boiler

从图 4 可见，由于燃料成分含量的变化，以及燃料当中水分含量较大，生物质 CFB 的实际床温波动较大，并且床温较低，基本在 850 °C 以下，这与前面分析的结果一致。模型计算的相对误差平均值为 1.23%，相对误差的最大值小于 6%。误差在可接受范围内，证明该模型的动态计算结果可以代表实际床温。

在上述时间段内，曲线第一段时间为从 900~1024 min，此时参数  $k$  值取 1.35；在该参数运行下，在 1024 min 后床温计算值会与实际出现较大的偏差。故在第 1024 min 时间点对  $k$  值进行一定的修正，修正可以采用的方法为：将式(14)写为式(18)形式，根据实际床温滤波值和实际功率值辨识与式(18)最相符的  $k$  值。

$$Q_t = (Q_B + Q_2)\eta - C_s M_s \frac{dT_b(t)}{dt} = k \cdot N_E \quad (18)$$

在 1024 min 处，选取包括第 1024 min 和 1024 min 之后的总共 200 个实际床温滤波值和实际功率值辨识  $k$  值，辨识方法采用最小二乘法，辨识的结果如图 5 所示。从图 5 可见， $k$  值与负荷之间存在较大耦合，在实际运行中， $k$  值应随负荷不断变化。本文使用简化模型，使模型具有一定的适应性，负荷在一定范围内波动时，寻求一段时间内折中的最佳  $k$  值，满足较长时间的模型床温计算。因此，从 1024 min 开始，将  $k$  值调整为 1.43，在 1400 min 以后计算值与实际床温滤波值又出现较大偏差，故在 1400 min 时重置床温初始值，将床温计算值矫正到实际床温滤波值， $k$  值保持不变，可以得到图 4 中第三段仿真曲线。

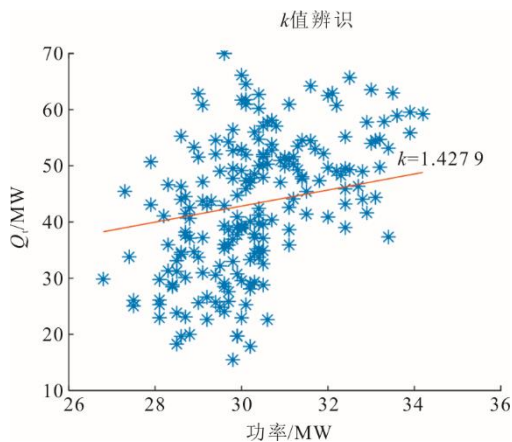


图 5  $k$  值辨识结果  
Fig.5 Identification results of  $k$  value

从图 4 可以看到，对  $k$  值动态修正之后，床温

软测量模型的计算值能够在较长时间内反映真实床温的变化，能够跟踪实际床温的变化趋势，且基本稳定在床温滤波值附近，验证了床温模型具有一定的适应性，能够代表床温的变化，可以作为原理测量方法对床温测量提供参照。

为进一步检验模型，将计算氧量和实际氧量进行比较。根据式(8)可知，炉膛的平均含氧量可以近似用碳颗粒的氧量来代替。由于实际运作中，氧量测点有限，故选取低再热器进口氧量作为烟气氧量和计算氧量进行比较。低温再热器进口氧量测点位置如图 6 所示。

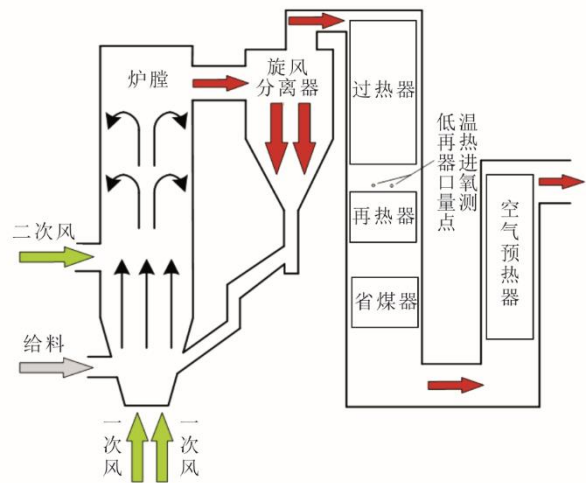


图 6 炉内低温再热器进口氧量测点  
Fig.6 The oxygen measuring points at low reheater inlet in furnace

由于低温再热器进口处氧量的实际数据波动较大，因此需对数据进行滤波后再比较。图 7 为计算的碳颗粒氧量与实际低温再热器进口处氧量滤波之后的数据比较。计算氧量存在滞后，因此超前 9 min 进行比较，碳颗粒氧量与氧浓度的换算式为：

$$C_{O_2} = \frac{p}{RT} \cdot Y_{O_2} \quad (19)$$

式中： $C_{O_2}$  为计算的碳颗粒的氧气浓度， $\text{kmol}/\text{m}^3$ ； $p$  为实际床压， $\text{kPa}$ ； $R$  为气体常数， $\text{J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$ ； $T$  为计算床温， $\text{K}$ ； $Y_{O_2}$  为碳颗粒的氧量， $\%$ 。

由图 7 可见，计算氧量在较长时间内能够跟随实际氧量的变化趋势，且大小能够基本稳定在实际氧量附近。氧量计算的相对误差平均值为 21.15%，最大相对误差为 95.53%（在 1295 min 处）。最大相对误差较大的原因是，在 1300 min 前后氧量测量误差较大，存在氧量为 0 的历史数据，使得实际滤波后的氧量数据低于电厂要求的 3%~6%，从而导致

了较大的相对误差。此外，从图 7 中还可以看到，在 1 400 min 后计算的氧量会陡然增大，和实际氧量偏差较大。这是因为在计算中，挥发分的燃烧速率按照完全燃烧计算，即只受给料量影响，但在实际燃烧过程中，挥发分燃烧速率还会受到炉内氧量的影响。当即燃碳的燃烧速率较小，耗氧较小时，氧量增大，此时挥发分的燃烧速率应增大，挥发分耗氧应增大，最终氧量的增大幅度有限，挥发分对氧量的增大也应起到限制作用。本文对挥发分的燃烧速率计算没有考虑氧量的影响，因此 1 400 min 后的氧量计算出现了大幅增加，产生了较大误差。

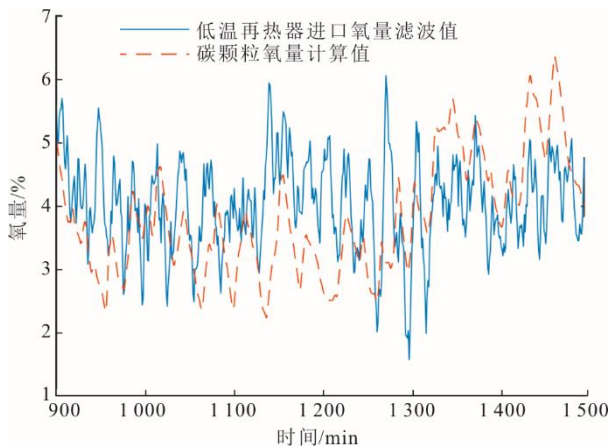


图 7 低温再热器进口氧量与计算氧量结果  
Fig.7 The oxygen content at low reheat inlet and the calculated values

### 3.2 炉膛温度分析

为了深入了解分析生物质 CFB 锅炉内不同位置温度间的联系和变化，采取灰色关联度分析方法对炉内 18 个不同位置测点的温度关联度分析。分析前需要对数据进行预处理，处理方法采用式(20)得到去量纲化的数据序列 $(x_i(1), x_i(2), x_i(3), \dots, x_i(n))$ ，关联系数的计算方法为：

$$x_i(k) = \frac{u_i(k)}{u_i} \quad k=1, \dots, n, i=1, \dots, m \quad (20)$$

式中： $x_i(k)$ 为去量纲化后的第  $i$  个子序列在第  $k$  时刻的值； $u_i(k)$ 为第  $i$  个原始序列在第  $k$  时刻的原始数据； $u_i$ 为第  $i$  个原始序列数据的平均值。

$$\zeta_i(k) = \frac{\min_{i,k} |x_0(k) - x_i(k)|}{|x_0(k) - x_i(k)| + \rho \max_{i,k} |x_0(k) - x_i(k)|} + \frac{\rho \max_{i,k} |x_0(k) - x_i(k)|}{|x_0(k) - x_i(k)| + \rho \max_{i,k} |x_0(k) - x_i(k)|} \quad (21)$$

式中： $\zeta_i(k)$ 为第  $i$  个子序列在第  $k$  时刻对母序列的

关联系数； $\rho$ 为灰色关联度分辨系数； $x_0(k)$ 为母参考序列在第  $k$  时刻的值； $x_i(k)$ 为第  $i$  个子比较序列在第  $k$  时刻的值。

对第  $i$  个子比较序列与母序列在各时刻的关联系数 $\zeta_i(k)$ 求平均值，即可求得第  $i$  个子比较序列的灰色关联度

$$r_i(k) = \frac{1}{n} \sum_{k=1}^n \zeta_i(k) \quad (22)$$

式中： $r_i(k)$ 为第  $i$  个子比较序列相对于母参考序列的灰色关联度。

本文设置灰色关联度分辨系数为 0.5，选取的灰色关联点见表 3，分析结果如图 8 所示。

表 3 床温相关变量编号  
Tab.3 Numbering of bed temperature related variables

编号	输入变量	编号	输入变量
0	流化床床料前温度 1	9	流化床床料后温度 5
1	流化床床料后温度 1	10	炉膛上部左侧温度
2	流化床床料前温度 2	11	炉膛中部左侧温度
3	流化床床料后温度 2	12	炉膛下部左侧温度
4	流化床床料前温度 3	13	炉膛上部右侧温度
5	流化床床料后温度 3	14	炉膛中部右侧温度
6	流化床床料前温度 4	15	炉膛下部右侧温度
7	流化床床料后温度 4	16	分离器左侧出口温度 2
8	流化床床料前温度 5	17	分离器右侧出口温度 2

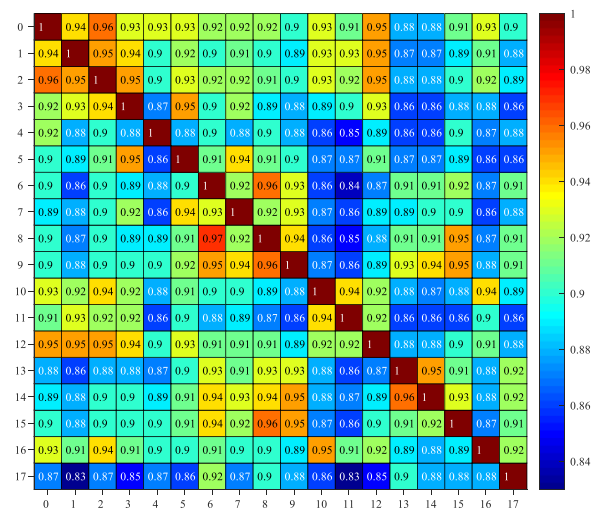


图 8 炉内床温有关测点灰色关联度分析结果  
Fig.8 Results of grey correlation degree analysis of bed temperature in furnace

由图 8 可见，炉膛各部位温度关联度与炉膛结构和燃烧有明显关系。流化床床料前温度 1、流化床床料后温度 1、流化床床料前温度 2、流化床床料后温度 2 和炉膛下部左侧温度具有较高的关联度；流化床床料前温度 4、流化床床料后温度 4、流化床

床料前温度 5、流化床床料后温度 5 和炉膛下部右侧温度具有较高的关联度。说明床料前后温度测点 1 到 2 分布在炉膛左侧，床料前后温度测点 4 到 5 分布在炉膛的右侧，这 and 实际炉膛内温度测点位置布置具有较强的一致性。

炉内床料的温度测点分布在一次风布风板上侧，和炉膛下部温度测点位置最近，因此两者的关联度大，温度最为接近，具体如图 9 所示。炉膛上部左侧温度分别和炉膛中部左侧温度、炉膛下部左侧温度的关联程度依次下降，分别为 0.94 和 0.92；炉膛上部右侧温度分别和炉膛中部右侧温度、炉膛下部右侧温度的关联程度也依次下降，分别为 0.95 和 0.91。

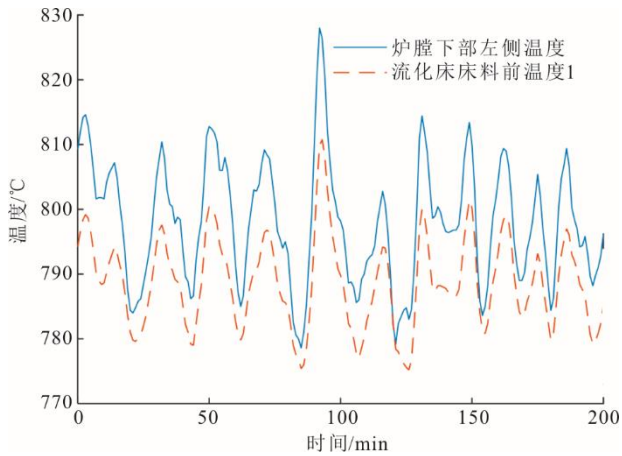


图 9 炉膛下部温度和床料温度对比结果  
Fig.9 Comparison between the temperature in the bottom of furnace and the temperature of bed material

这主要是因为：炉膛下部温度处在密相区，CFB 锅炉密相区的燃烧处于缺氧状态，因此温度变化受一次风占比的影响较大<sup>[23]</sup>；炉膛中部、炉膛上部温度处在稀相区，生物质燃料中的挥发分有很大一部分被带到了稀相区进行燃烧，燃烧受炉内温度影响较大，因此二者的温度变化特性更为相近，关联程度更高。

炉膛上部左侧和炉膛上部右侧温度的关联度只在 0.8~0.9 内，关联程度相对较低。这是由于炉膛上部稀相区气固横向扩散<sup>[24]</sup>能力有限使得左右侧燃烧不均匀，以及炉膛上部受热面布置不均等原因<sup>[25]</sup>，导致炉膛上部温度变化特性相差较大。炉内温度左右侧对比结果如图 10 所示。从图 10 可以看到，炉膛上部右侧温度大于炉膛上部左侧温度。这是由于炉膛上部右侧温度测点靠近炉膛出口，右侧风量会高于左侧风量，因此炉膛上部右侧的物料浓

度会高于左侧的物料浓度<sup>[26]</sup>，右侧的燃烧放热量更多，从而炉膛上部右侧的温度会高于左侧的温度。此外，炉膛上部右侧温度的变化幅度普遍大于炉膛上部左侧温度的变化幅度，说明靠近炉膛出口的烟气会带来或带走炉膛上部右侧更多热量。炉膛上部左侧和右侧的温度相差较大，在某一时刻左右侧的温度差可能会达到 40℃ 以上。由此可以推断，在某些时刻炉内不同位置的即燃碳和挥发分燃烧速率差别可能很大，不同位置处氧量的消耗量会存在很大差别，进而氧量的分布也会很不均匀。

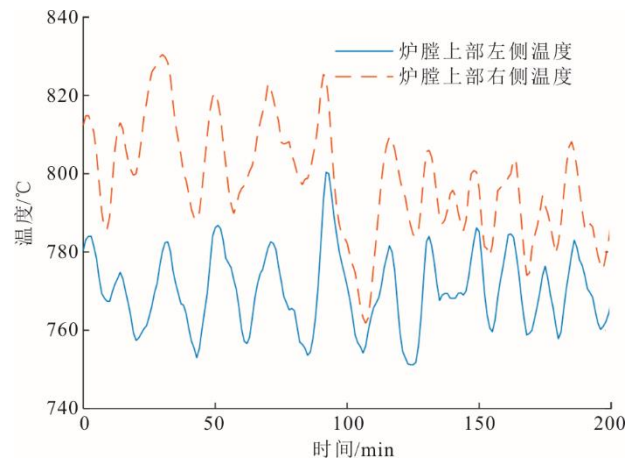


图 10 炉内温度左右侧对比结果  
Fig.10 Comparison of the temperature in furnace between the left and right side

炉膛左侧上中下温度之间、炉膛右侧上中下温度之间的关联度都在 0.9~1.0，而炉膛左右侧温度之间关联度较低，都在 0.8~0.9。这说明炉膛单侧的上中下温度关联度较高，温度变化特性相近，这主要是由于左右侧烟气流量差异所致。炉内温度上中下侧对比结果如图 11 所示。

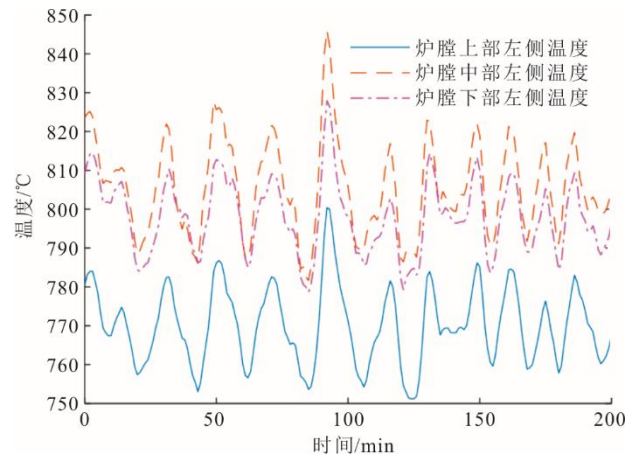


图 11 炉内温度上中下侧对比结果  
Fig.11 Comparison of the temperature in furnace among upper, middle and lower part of the furnace

由图 11 可见, 炉内左侧上中下部的温度相差较大, 最高达到 40 °C 以上, 炉内温度最高的位置分布在炉膛的中部, 炉膛中部热量最大。这主要是由于: 一、二次风的温度相较于炉膛内温度较低, 一、二次风的吹入会带走炉膛下部较多的热量, 从而使得炉膛下部温度偏低; 同时, 炉膛下部的燃料处于欠氧状态使得燃料燃烧不充分, 也会使得炉膛下部温度偏低; 在炉膛上部, 由于换热屏较多, 换热量大, 因此温度相较于其他位置温度低<sup>[25]</sup>。

此外, 炉内各测点温度之间的关联度均较大, 都在 0.8 以上, 说明炉内各测点温度大小、变化特性相近, 炉内燃烧分布比较合理, 生物质 CFB 锅炉循环燃烧使炉内燃烧均匀, 每个部分的燃烧份额稳定。

## 4 结 论

本文建立了生物质 CFB 床温动态模型, 并对床温模型和炉内温度场进行仿真计算和分析, 关于生物质燃烧过程以及炉内温度特性的结论如下。

1) 在生物质 CFB 炉内, 热量主要来自于挥发分和炉内即燃碳的燃烧。生物质 CFB 炉内即燃碳的燃烧速率和给料量存在负相关性; 生物质 CFB 锅炉床温较低, 一般在 780~850 °C, 燃烧过程中, 床温会因燃料成分含量和燃料热值扰动出现较大波动。

2) 在高度方向上, 生物质 CFB 炉膛上下部温度关联性差异与含氧量和炉膛温度有关; 在水平方向上, 认为炉膛左右侧烟气流速是影响炉膛左右侧温度特性差异的主要因素。炉膛上部物料浓度和受热面布置不均对炉膛上部左右侧温度特性也会产生较大的影响。

### [参 考 文 献]

[1] 任高飞, 王军, 王君峰, 等. 130 t/h 生物质循环流化床锅炉的设计与运行[J]. 电力学报, 2021, 36(5): 404-410.  
REN Gaofei, WANG Jun, WANG Junfeng, et al. Design and operation of 130 t/h biomass circulating fluidized bed boiler[J]. Journal of Electric Power, 2021, 36(5): 404-410.

[2] 马洪儒, 苏宜虎. 生物质直接燃烧技术研究探讨[J]. 农机化研究, 2007, 29(8): 155-158.  
MA Hongru, SU Yihu. Research on biomass direct combustion technology[J]. Journal of Agricultural Mechanization Research, 2007, 29(8): 155-158.

[3] 张开萍, 张洪福, 高明明, 等. 生物质循环流化床发电技术研究进展[J]. 华电技术, 2021, 43(10): 43-49.  
ZHANG Kaiping, ZHANG Hongfu, GAO Mingming, et al. Research progress of biomass circulating fluidized bed power generation technology[J]. Huadian Technology, 2021, 43(10): 43-49.

[4] 杨巍. 生物质炉排炉燃烧动态过程建模与仿真[D]. 南

京: 东南大学, 2014: 4.  
YANG Wei. Modeling and simulation of biomass grate furnace combustion dynamic process[D]. Nanjing: Southeast University, 2014: 4.

[5] 白兆兴. 生物质锅炉技术现状与存在问题[J]. 工业锅炉, 2008, 24(2): 29-32.  
BAI Zhaoxing. Biomass boiler technology present situation and existing problems[J]. Journal of Industrial Boiler, 2008, 24(2): 29-32.

[6] 张瑞, 王博录, 焦培训, 等. 130 t/h 燃生物质超高压再热 CFB 锅炉设计[J]. 发电设备, 2018, 32(1): 43-45.  
ZHANG Rui, WANG Bolu, JIAO Peixun, et al. Design of 130 t/h biomass ultra-high pressure reheat circulating fluidized bed boiler[J]. Power Generation Equipment, 2018, 32(1): 43-45.

[7] 朱栋彬, 胡明超. 通用燃烧优化控制技术(BCS)在生物质 CFB 锅炉的应用效果[J]. 科技资讯, 2014, 12(6): 3-5.  
ZHU Dongbin, HU Mingchao. Application of general-combustion optimization control technology (BCS) in biomass CFB boiler[J]. Information Science and Technology, 2014, 12(6): 3-5.

[8] HASELI Y, VAN OIJEN J A, DE GOEY L P H. Reduced model for combustion of a small biomass particle at high operating temperatures[J]. IEEE Bioresource Technology, 2013, 23(5): 397-404.

[9] XU Y, ZHAI M, JIN S, et al. Numerical simulation of high-temperature fusion combustion characteristics for a single biomass particle[J]. IEEE Fuel Processing Technology, 2019, 43(1): 27-34.

[10] 张恒立. 生物质燃烧过程受热面沉积形成及抑制机理研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2020: 23-45.  
ZHANG Hengli. Study on formation and inhibition mechanism of heating surface deposition in biomass combustion process[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2020: 23-45.

[11] 黄智敏. 生物质循环流化床锅炉床温异常波动的分析与处理[J]. 科学技术创新, 2019, 23(13): 36-37.  
HUANG Zhimin. Analysis and treatment of abnormal fluctuation of bed temperature in biomass circulating fluidized bed boiler[J]. Science and Technology Innovation, 2019, 23(13): 36-37.

[12] 张子栋, 别如山, 杨励丹, 等. SZF4-1.25-D 型稻壳流化床锅炉的研制[J]. 节能技术, 1995(5): 8-9.  
ZHANG Zidong, BIE Rushan, YANG Lidan, et al. Development of SZF4-1.25-D rice husk fluidized bed boiler[J]. Energy Saving Technology, 1995(5): 8-9.

[13] 刘建禹, 翟国勋, 陈荣耀. 生物质燃料直接燃烧过程特性的分析[J]. 东北农业大学学报, 2001, 45(3): 290-294.  
LIU Jianyu, ZHAI Guoxun, CHEN Rongyao. Analysis on the characteristics of biomass fuel direct combustion process[J]. Journal of Northeast Agricultural University, 2001, 45(3): 290-294.

[14] 吕薇, 李彦栋, 柳建华, 等. 生物质秸秆燃烧动力学特性分析[J]. 哈尔滨理工大学学报, 2010, 15(5): 129-131.  
LYU Wei, LI Yandong, LIU Jianhua, et al. Kinetic characteristics of biomass straw combustion[J]. Journal of Harbin University of Science and Technology, 2010, 15(5): 129-131.

[15] 苏学泳, 王智微, 程从明, 等. 生物质在流化床中的热解和气化研究[J]. 燃料化学学报, 2000, 45(4): 298-305.  
SU Xueyong, WANG Zhiwei, CHENG Congming, et al. Pyrolysis and gasification of biomass in fluidized bed[J].

- Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2000, 45(4): 298-305.
- [16] 高明明. 大型循环流化床锅炉燃烧状态监测研究[D]. 北京: 华北电力大学, 2013: 10-12.  
GAO Mingming. Research on combustion status monitoring of large circulating fluidized bed boiler[D]. Beijing: North China Electric Power University, 2013: 10-12.
- [17] 别如山, 鲍亦令, 杨励丹, 等. 燃生物质流化床锅炉[J]. 节能技术, 1997, 15(2): 5-7.  
BIE Rushan, BAO Yiling, YANG Lidan, et al. Biomass fired fluidized bed boiler[J]. Energy Conservation Technology, 1997, 15(2): 5-7.
- [18] 高明明, 刘伟, 严国栋, 等. 循环流化床锅炉床温动态模型[J]. 热力发电, 2018, 47(3): 45-50.  
GAO Mingming, LIU Wei, YAN Guodong, et al. Circulating fluidized bed boiler bed temperature dynamic model[J]. Thermal Power Generation, 2018, 47(3): 45-50.
- [19] 王智微, 孙宝洪, 王立双, 等. 循环流化床燃烧室内细焦碳颗粒的燃尽特性分析[J]. 动力工程, 2002, 22(2): 1697-1699.  
WANG Zhiwei, SUN Baohong, WANG Lishuang, et al. Combustion characteristics of fine coke particles in circulating fluidized bed combustion chamber[J]. Power Engineering, 2002, 22(2): 1697-1699.
- [20] 王帆. 循环流化床锅炉燃烧室建模与仿真[D]. 北京: 华北电力大学, 2011: 21.  
WANG Fan. Modeling and simulation of CFB boiler combustion chamber[D]. Beijing: North China Electric Power University, 2011: 21.
- [21] ZHANG H F, GAO M M, FAN H H, et al. A dynamic model for supercritical once-through circulating fluidized bed boiler-turbine units[J]. IEEE Energy, 2022, 47(4): 122914.
- [22] 赵石铁. 循环流化床中热量及挥发分释放规律的实验研究[D]. 北京: 清华大学, 2005: 21.  
ZHAO Shitie. Experimental study on heat and volatiles release in circulating fluidized bed[D]. Beijing: Tsinghua University, 2005: 21.
- [23] 金晓钟, 吕俊复, 乔锐, 等. 循环床锅炉燃烧份额分布的实验研究和理论分析[J]. 洁净煤技术, 1999, 5(1): 26-29.  
JIN Xiaozhong, LYU Junfu, QIAO Rui, et al. Experimental study and theoretical analysis on combustion share distribution of circulating bed boiler[J]. Clean Coal Technology, 1999, 5(1): 26-29.
- [24] 杨海瑞, 吕俊复, 刘青, 等. 循环流化床锅炉密相区内颗粒的横向扩散研究[J]. 热能动力工程, 2001, 16(4): 395-398.  
YANG Hairui, LYU Junfu, LIU Qing, et al. Study on transverse diffusion of particles in dense phase zone of circulating fluidized bed boiler[J]. Journal of Thermal Energy and Power Engineering, 2001, 16(4): 395-398.
- [25] 胡南, 徐梦, 杨海瑞, 等. 循环流化床锅炉炉膛横向温度非均匀性模型研究[J]. 洁净煤技术, 2019, 25(2): 102-107.  
HU Nan, XU Meng, YANG Hairui, et al. Circulating fluidized bed boiler furnace transverse temperature heterogeneity modeling study[J]. Journal of Clean Coal Technology, 2019, 25(2): 102-107.
- [26] 李金晶, 龚鹏, 吕俊复, 等. 给煤对大型 CFB 锅炉床温均匀性的影响[J]. 热能动力工程, 2012, 27(1): 76-80.  
LI Jinjing, GONG Peng, LYU Junfu, et al. Effect of coal feeding on temperature uniformity of large CFB boiler bed[J]. Journal of Thermal Energy and Power Engineering, 2012, 27(1): 76-80.

(责任编辑 杨嘉蕾)