

文章编号:1674-7607(2024)04-0622-10

DOI:10.19805/j.cnki.jcspe.2024.230199

循环流化床大气污染物机理模型及关键状态变量研究

蒋海威¹, 高明明¹, 张开萍¹, 张一帆¹, 岳光溪²

(1. 华北电力大学 新能源电力系统国家重点实验室, 北京 102206;

2. 清华大学 能源与动力工程系, 北京 100084)

摘要: 基于循环流化床机组炉内脱硫、炉内自脱硝和选择性非催化还原(SNCR)脱硝技术等,对循环流化床锅炉(CFB)机组大气污染物排放进行了研究,建立了CFB机组炉内燃烧模型以及污染物生成、脱除模型,并对影响污染物排放的关键状态变量进行了分析。结果表明:所建立的循环流化床机组SO₂和NO_x排放模型可以较好地拟合实际运行数据,且具有一定的预测效果和较强的模型通用性;即燃碳的燃烧影响了炉内还原气氛,其会显著影响炉内NO_x的还原;活性石灰石量以及炉膛温度是影响SO₂与活性石灰石固化反应的主要因素,相对较高的炉膛温度以及较少的活性石灰石存量均会使SO₂排放质量浓度升高,但温度越高,NO_x的排放水平越低。

关键词: 循环流化床; 氮氧化物; 二氧化硫; 即燃碳; 活性石灰石

中图分类号:TQ534 文献标志码:A 学科分类号:470.30

Study on Mechanism Model and Key State Variables of Air Pollutants in Circulating Fluidized Bed

JIANG Haiwei¹, GAO Mingming¹, ZHANG Kaiping¹, ZHANG Yifan¹, YUE Guangxi²

(1. State Key Laboratory of Alternate Electrical Power System with Renewable Energy Sources, North China Electric Power University, Beijing 102206, China; 2. Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: Based on the technology of desulfurization, self-denitrification and selective non-catalytic reduction (SNCR) denitrification in circulating fluidized bed (CFB), the emission of air pollutants from CFB units was studied. The combustion model, the pollutant generation and removal model in CFB units were established, and the key state variables affecting the emission of pollutants were analyzed. Results show that the established models of SO₂ and NO_x emission of CFB units can fit the actual operation data well, and have certain prediction effect and strong model universality. The combustion of carbon affects the reduction atmosphere in the furnace, which significantly affects the reduction of NO_x. The amount of active limestone and furnace temperature is the main factors affecting the curing reaction between SO₂ and active limestone, while relatively high furnace temperature and less active limestone stock will both increase the concentration of SO₂ emission, but the higher the temperature is, the lower the level of NO_x emission is.

Key words: CFB; nitrogen oxide; sulfur dioxide; immediate burning carbon; active limestone

收稿日期:2023-04-23 修订日期:2023-06-09

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2022YFB4100304);国家自然科学基金资助项目(62276096);华能集团总部科技项目基础能源科技研究专项资助项目(HNKJ21-H31)

作者简介:蒋海威(1999—),男,宁夏中卫人,硕士研究生,研究方向为循环流化床燃烧发电技术。

高明明(通信作者),男,副教授,博士,电话(Tel.):13466358881;E-mail:gaomm2021@126.com。

在电厂运行工况多变、超低负荷、超低排放等运行需求下,对于污染物排放特性的研究具有现实意义。循环流化床锅炉(CFB)具有较强的燃烧适应性^[1-3],对于多种难燃燃料、低热值燃料均能实现高效燃烧;炉内大量高温床料的蓄热量巨大,炉内燃烧稳定且负荷调节能力优;另外,炉内低温燃烧以及还原性气氛较强,污染物原始排放量较低。但是,在超低负荷下,循环流化床锅炉污染物也难以达到排放标准,部分工况下甚至存在排放超标情况^[4],因此建立 CFB 机组大气污染物排放模型具有重要意义。

很多学者对 CFB 机组大气污染物排放进行了研究。王超等^[5]指出现阶段 CFB 炉内超低排放技术仅针对某些特定的燃料可达到超低排放标准,针对其他常规燃料,NO_x 和 SO₂ 能否达到超低排放标准仍需进行进一步研究。柯希玮等^[6]根据床内气固流动特性与还原性气氛的关系,提出了低氮燃烧技术路线。李东雄等^[7]研究了采用石灰石脱硫+炉外烟气循环流化床半干法后,脱硫除尘一体化系统锅炉出口和布袋除尘器出口烟气中 SO₂ 和 SO₃ 质量浓度的变化规律,但未考虑炉内活性石灰石量对 SO₂ 和 SO₃ 质量浓度的影响。黄鹏等^[8]探究了炉内即燃碳量与脱硫塔入口 SO₂ 质量浓度和选择性非催化还原(SNCR)入口 NO_x 质量浓度之间的关系。在超低排放要求下,需要考虑脱硫、脱硝的经济性问题,特别是在变工况及超低负荷工况下,更需要对炉内活性石灰石^[9]存量以及即燃碳^[10]存量进行监测,同时明确污染物排放特性,以便实现污染物排放的精细化控制。

所研究的 CFB 机组大气污染物排放特性是基于炉内脱硫、炉内自脱硝和 SNCR 脱硝技术等。笔者在循环流化床机组炉内燃烧模型的基础上建立了 SO₂ 和 NO_x 的炉内生成模型,经过机理分析及模型简化,建立了炉内石灰石脱硫模型以及 NO_x 炉内自还原和炉外 SNCR 脱硝模型,并在 300 MW 亚临界 CFB 机组进行了稳态、动态验证以及关键状态变量分析,可以为机组实际运行提供指导。

1 数学模型

在燃煤 CFB 机组排放的污染物中,NO_x 的生成包括燃料型、快速型和热力型,但 CFB 机组炉膛温度较低,主要为燃料型 NO_x,且以 NO 为主,即燃烧生成的 NO_x 中 N 元素主要来自燃料^[11]。CFB 机组炉内即燃碳含量、CO 浓度、炉膛温度以及尿素流量等均会影响 NO_x 的还原^[12],其中在即燃碳以及大量灰分的作用下炉内 CO 对 NO_x 有一定的还原

作用,从而使得 NO_x 初始排放量较低,而 CO 与即燃碳量相关,因此需要对炉内即燃碳量进行状态监测。另外,CFB 机组由于其特殊的炉内循环流化的燃烧方式,需采取炉内石灰石与炉外石灰石共同脱硫的方式。影响炉内脱硫效率的主要因素是活性石灰石存量,因此对炉内活性石灰石存量进行监测是预测 SO₂ 排放量的关键^[9]。

CFB 机组炉膛内部发生炉内自脱硝和炉内石灰石脱硫过程,在炉膛出口位置布置 SNCR 脱硝剂给料口,尾部烟道出口布置有炉外脱硫,烟气测点布置于尾部烟道出口,如图 1 所示。

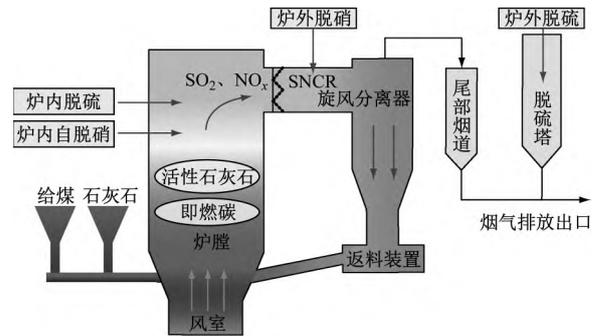


图 1 污染物脱除示意图

Fig. 1 Schematic diagram of pollutant removal

机组内污染物初始排放与炉内燃烧状况相关,根据建立的燃烧模型,从燃烧角度建立炉内污染物生成和脱除模型,并构建炉膛温度、即燃碳存量、活性石灰石量等与污染物排放相关的状态变量,建立变量之间的联系,如图 2 所示。

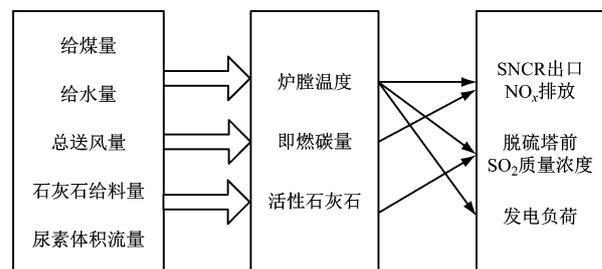


图 2 变量关系示意图

Fig. 2 Schematic diagram of variable relationship

1.1 炉内燃烧模型

根据 CFB 机组燃烧特性,入炉燃煤的水分和挥发分快速析出,挥发分开始剧烈燃烧,剩余即燃碳的燃烧则较为缓慢。

燃煤的挥发分成分主要包括 CH₄、H₂、CO、焦油(CH_{0.689}O_{0.014})、CO₂、H₂O,其中前 4 种为可燃物质,可按式(1)计算各自质量分数^[13]。

$$\begin{aligned} \omega_{CH_4} &= 0.2011 - 0.4693\omega_V + 0.2410\omega_V^2 \\ \omega_{H_2} &= 0.1573 - 0.8681\omega_V + 1.3882\omega_V^2 \\ \omega_{CO} &= 0.4282 - 2.6531\omega_V + 4.8451\omega_V^2 \end{aligned}$$

$$\omega_{\text{CH}_{0.689}\text{O}_{0.014}} = -0.3252 + 7.279\omega_v - 12.882\omega_v^2 \quad (1)$$

式中： ω_i 为各组分占挥发分质量分数，%； ω_v 为挥发分质量分数，%；下标 i 表示 CH_4 、 H_2 、 CO 、 $\text{CH}_{0.689}\text{O}_{0.014}$ 。

即燃碳燃烧速度 R_C ^[14] 受到炉膛温度、炉内氧浓度以及即燃碳总量的影响。

$$R_C = \frac{6M_C K_C c_{\text{O}_2}}{d_C \rho_C} m_B \quad (2)$$

式中： M_C 为碳的摩尔质量，g/mol； K_C 为颗粒的燃烧速率常数； c_{O_2} 为炉内氧浓度，mol/m³； d_C 为碳颗粒直径，m； ρ_C 为碳颗粒密度，kg/m³； m_B 为即燃碳存量，kg。

一般认为影响颗粒燃烧速率常数 K_C 的主要因素是炉膛温度，其计算公式如下^[15]：

$$K_C = 0.513T \exp\left(\frac{-9160}{T}\right) \quad (3)$$

式中： T 为炉膛温度，K。

炉膛内部储存有一定量的即燃碳，新加入的燃煤作为补充，同时燃烧消耗，即燃碳量的平衡公式^[8]如下：

$$\frac{dm_B}{dt} = q_{m,b}\omega_1 - R_C - q_{m,D} \quad (4)$$

式中： ω_1 为燃料中固定碳质量分数，%； $q_{m,b}$ 为给料量，kg/s； $q_{m,D}$ 为飞灰和排渣碳损失，kg/s； t 为时间，s。

由于循环流化床内温度需严格控制在一定范围内，即燃碳颗粒的温度变化范围相对于即燃碳存储量和总风量的变化范围比率很小，近似为常数。因此，炉内氧浓度由入炉总风量决定。

$$c_{\text{O}_2} = k_{\text{O}_2} q_{v,\text{ir}} \quad (5)$$

式中： k_{O_2} 为总风量与氧浓度的相关系数； $q_{v,\text{ir}}$ 为总风量，m³/s。

一般认为机组负荷是影响入炉总风量和炉内氧浓度相关系数的主要因素^[16]。

$$k_{\text{O}_2} = K_1 W^\sigma \quad (6)$$

式中： K_1 为修正系数； W 为机组负荷，MW； σ 为负荷指数常数。

炉膛的热量来源有 2 个，一是挥发分燃烧产生，二是即燃碳燃烧产生。两部分的物质来源不同：挥发分直接与给料相关，其释放以及燃烧过程比较短暂，且燃烧释放热量与给料量呈一定的比例关系；燃烧的即燃碳则是来自于炉内储存的即燃碳，因此在建立模型时忽略给料量对其燃烧的影响，燃料量只影响炉内即燃碳的存量。

炉内热量来源是即燃碳和挥发分的燃烧，不考虑壁面热损失，炉内热量主要流向汽水吸热、排渣、烟气，炉内的蓄热量主要集中在床料蓄热以及炉膛壁面的汽水蓄热这 2 部分，且这 2 部分的蓄热量大小直接决定了炉膛内的温度。

根据上述分析，入炉燃煤挥发分燃烧放热量 Q_1 为

$$Q_1 = q_{m,b} \sum \omega_i H_i \quad (7)$$

式中： H_i 为各可燃成分发热量，MJ/kg。

炉内即燃碳燃烧放热量 Q_2 为

$$Q_2 = R_C H_C \quad (8)$$

式中： H_C 为即燃碳发热量，MJ/kg。

根据炉内能量守恒，建立炉内能量平衡方程式。

$$c_s m_s \frac{dT}{dt} = (Q_1 + Q_2)\varphi - Q_3 \quad (9)$$

式中： c_s 为床料比热容，MJ/(t·K)； m_s 为炉内物料质量，t； φ 为锅炉热效率，%； Q_3 为汽水吸热量，MJ。

1.2 污染物炉内生成模型

图 3 为燃煤燃烧过程中各元素的转换流程，其中燃烧初始物为 C、H、O、N、S 与灰分构成的混合物，燃烧中间产物为 CO，燃烧终产物为 CO₂、H₂O、NO_x 和 SO₂ 等，以及未完全燃烧的 CO。

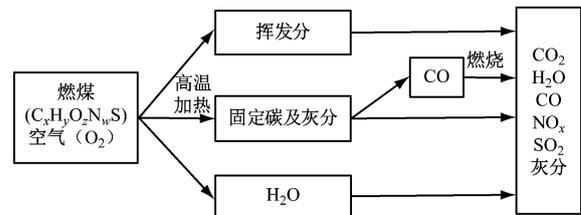


图 3 燃煤元素转换示意图

Fig. 3 Schematic diagram of coal element conversion

考虑燃煤中 S 元素完全转换为 SO₂，燃煤中 N 元素完全转化为 NO。对于烟气中 N₂，不考虑其在炉内的氧化还原过程，即可得到 SO₂ 和 NO_x 的生成量 n_{SO_2} 、 n_{NO_x} 。

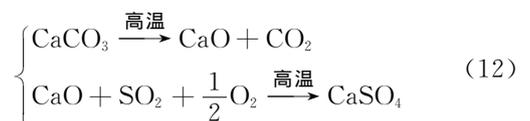
$$n_{\text{SO}_2} = \frac{\omega_2 q_{m,b}}{32} \times 10^6 \quad (10)$$

$$n_{\text{NO}_x} = \frac{\omega_3 q_{m,b}}{14} \times 10^6 \quad (11)$$

式中： ω_2 为燃煤中 S 元素质量分数，%； ω_3 为燃煤中 N 元素质量分数，%。

1.3 炉内 SO₂ 脱除模型

加入的石灰石在高温作用下热解生成 CaO，CaO 吸收 SO₂ 生成 CaSO₄，其反应过程^[17]为



钙硫比是影响 SO_2 排放质量浓度的首要因素^[18],而进入炉内的石灰石和 SO_2 不能完全按照 1:1 进行脱硫。同时,在加入脱硫剂进行脱硫时其会影响锅炉的燃烧状况,从而增加机组运行成本。因此,要精确地控制钙硫比 c ,其计算公式如下:

$$c = \frac{n_{\text{CaO}}}{n_{\text{SO}_2}} \quad (13)$$

式中: n_{CaO} 为活性石灰石物质的量, mol。

脱硫效率与钙硫比相关,活性石灰石含量决定了脱硫效率。为简化模型,脱硫效率 r 可以用下式计算:

$$r = 1 - \exp(-mc) \quad (14)$$

式中: m 为与脱硫剂活性、温度、粒径等相关的参数。

炉膛内部存储有一定量的活性石灰石,一方面其与燃烧生成的 SO_2 进行脱硫反应,另一方面新加入的石灰石作为补充,从而生成新的活性石灰石。炉内活性 CaO 动态守恒方程^[19]为

$$\frac{dm_{\text{CaO}}}{dt} = \omega_{\text{CaCO}_3} \eta_{\text{CaCO}_3} q_{m, \text{CaCO}_3} - M_{\text{CaO}} R_{\text{CaO}} \quad (15)$$

式中: m_{CaO} 为活性石灰石量, kg; ω_{CaCO_3} 为石灰石中 CaCO_3 质量分数, %; η_{CaCO_3} 为 CaCO_3 的煅烧效率, %; q_{m, CaCO_3} 为入炉石灰石量, kg/s; M_{CaO} 为 CaO 的摩尔质量, kg/mol; R_{CaO} 为脱硫反应实际消耗活性石灰石的速率, mol/s。

SO_2 和 CaO 按物质的量比为 1:1 进行反应,因此脱硫反应理论上消耗的活性石灰石物质的量等于 SO_2 生成的物质的量,则

$$R_{\text{CaO}} = \frac{n_{\text{SO}_2}}{\eta_{\text{CaO}}} \quad (16)$$

式中: η_{CaO} 为 CaO 使用效率, %。

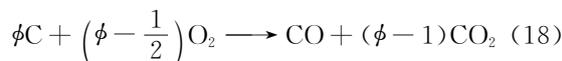
则 SO_2 排放质量浓度 ρ_{SO_2} 简化为

$$\rho_{\text{SO}_2} = \frac{n_{\text{SO}_2} \exp(-mc)}{V} \quad (17)$$

式中: V 为炉膛容积, m^3 。

1.4 炉内 NO_x 脱除模型

CO 生成反应的转换机理见式(13),即燃碳燃烧产生一部分 CO 。其中,燃烧转换系数 ϕ 表示即燃碳与 CO 的反应速率比,其值与炉膛温度相关^[20]。



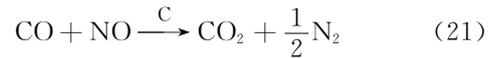
$$\phi = \frac{2 + 6.45 \exp(-3390/T)}{1 + 4.3 \exp(-3390/T)} \quad (19)$$

CO 生成总量 n_{CO} 取决于即燃碳燃烧速度。

$$n_{\text{CO}} = \frac{1}{\phi} \frac{R_{\text{C}}}{12} \times 10^6 \quad (20)$$

考虑炉内 NO_x 全部为 NO ,在即燃碳的催化作

用下,炉内存在的大量 CO 将其还原成 N_2 ,反应过程为



在得到炉内 CO 浓度的情况下,根据上述反应燃烧速率,可以计算得到 NO_x 被还原量 R_{NO_x} ^[21]。

$$R_{\text{NO}_x} = K_2 \exp\left(-\frac{15800}{T}\right) n_{\text{NO}_x} n_{\text{CO}}^{0.3} \quad (22)$$

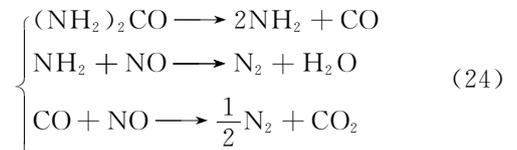
式中: K_2 为 NO_x 还原反应系数。

则 NO_x 自还原后排放浓度 c_{1NO_x} 为

$$c_{\text{1NO}_x} = \frac{n_{\text{NO}_x} - R_{\text{NO}_x}}{V} \quad (23)$$

1.5 SNCR 反应机理模型

CFB 机组配备了 SNCR 脱硝系统,SNCR 喷氨口布置于分离器入口位置(见图 1)。由于锅炉烟气中 NO_x 主要以 NO 的形式存在,因此将式(24)作为 SNCR 脱硝的主反应。以尿素为原料,在 $850 \sim 1100$ °C 的范围内 SNCR 脱硝中发生的主要化学反应为



上述反应过程的反应速率 R_{rx} 可以简化为与当前温度和反应物浓度相关^[22]。

$$R_{\text{rx}} = K_3 T_1^{\beta_1} \exp\left(\frac{E_1}{R_1 T_1}\right) c_{\text{1NO}_x} q_{V, \text{ur}} \quad (25)$$

式中: K_3 为反应系数; β_1 为温度系数; T_1 为 SNCR 反应器内温度, K; E_1 为反应活化能; R_1 为通用气体常数; $q_{V, \text{ur}}$ 为尿素体积流量, m^3/s 。

则 NO_x 排放质量浓度 ρ_{NO_x} 为

$$\rho_{\text{NO}_x} = K_4 \frac{n_{\text{NO}_x} - R_{\text{NO}_x} - R_{\text{rx}}}{V} \quad (26)$$

式中: K_4 为单位转换系数。

2 仿真实验验证

2.1 机组简介

运行数据来源于某 300 MW 亚临界循环流化床锅炉,该机组采用 SNCR 脱硝,以尿素溶液作为脱硝还原剂,在炉内加入石灰石进行脱硫,机组燃煤性质见表 1。

2.2 床温模型验证

SO_2 和 NO_x 排放质量浓度模型是基于循环流化床锅炉燃烧模型建立的,因此通过验证床温来检测模型的准确性。取 150 MW 和 300 MW 稳态负

表 1 某 300 MW 亚临界 CFB 机组燃料特性

Tab. 1 Fuel characteristics of a 300 MW subcritical CFB unit

单位: %

$\tau_w(C_{ar})$	$\tau_w(H_{ar})$	$\tau_w(O_{ar})$	$\tau_w(N_{ar})$	$\tau_w(S_{ar})$	$\tau_w(FC_{ar})$	$\tau_w(V_{ar})$	$\tau_w(A_{ar})$	$\tau_w(M_{ar})$
33.79	2.66	10.42	1.36	0.85	29.28	19.80	44.56	6.36

荷工况下的运行数据进行模型验证, 取样时间为 4 000 s。

不同负荷下床温计算值与实测值的对比如图 4 和图 5 所示。可以看出, 模型可以较好地拟合机组实际的运行数据, 且 150 MW 稳态工况下床温计算值与实测值的绝对误差在 ± 4 K 以内, 300 MW 稳态工况下床温计算值与实测值的绝对误差在 ± 6 K 以内。床温误差在机组实际运行的接受范围之内, 从而验证了模型的准确性。

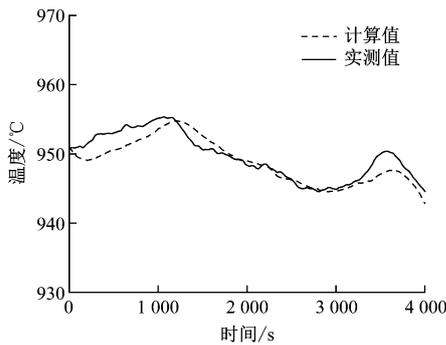


图 4 150 MW 负荷工况下床温模型验证

Fig. 4 Verification of bed temperature under 150 MW load condition

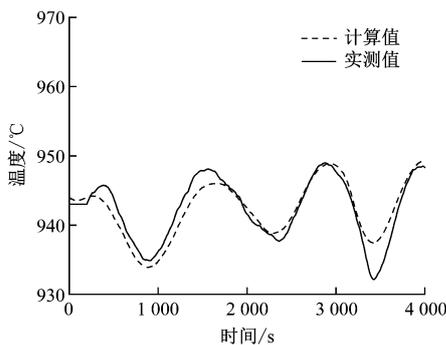


图 5 300 MW 负荷工况下床温模型验证

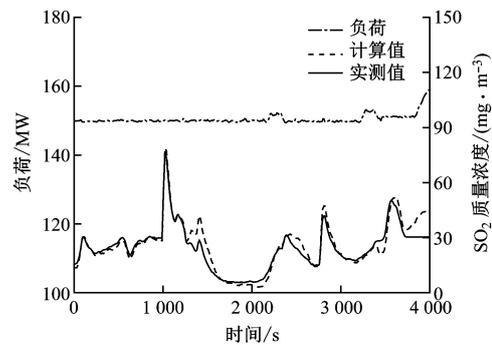
Fig. 5 Verification of bed temperature under 300 MW load condition

2.3 SO₂ 排放模型验证

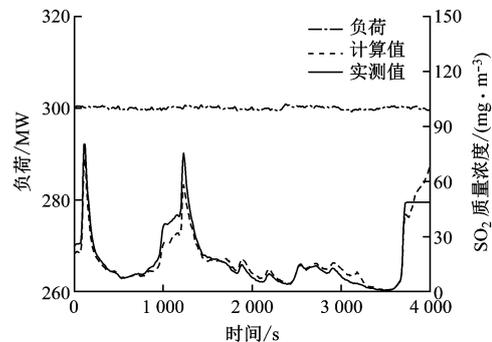
为了进一步验证脱硫模型的准确性, 从稳态和动态两个方面进行仿真。分别取该 CFB 机组 150 MW 和 300 MW 稳态负荷工况下的运行数据进行仿真验证, 仿真时间为 4 000 s, 仿真结果如图 6 所示。

从图 6(a)可以看出, 该段时间内 SO₂ 排放质量浓度实测均值为 24.34 mg/m³, 计算均值为 25.46 mg/m³, 平均相对误差为 4.6%。其中, 在 1 000~

2 000 s 时间段内 SO₂ 排放质量浓度波动较大, 最大排放质量浓度达到 76 mg/m³, 原因是该段时间内给煤量大幅波动。脱硫反应与活性石灰石量、给煤量以及炉膛温度等因素有关, 给煤量波动导致炉内 SO₂ 生成量起伏较大, 进而 SO₂ 排放质量浓度出现峰值。



(a) 150 MW 负荷工况



(b) 300 MW 负荷工况

图 6 150 MW 和 300 MW 负荷工况下 SO₂ 排放模型验证

Fig. 6 Verification of SO₂ emission model under 150 MW and 300 MW load conditions

从图 6(b)可以看出, 该段时间内 SO₂ 排放质量浓度实测均值为 18.00 mg/m³, 计算均值为 17.55 mg/m³, 平均相对误差为 2.5%。其中, SO₂ 排放质量浓度在 1 500 s 之前波动较大, 这是由于石灰石给料量波动导致炉内活性石灰石存量出现变化, 从而影响了炉内脱硫反应。活性石灰石量下降导致 SO₂ 排放质量浓度升高, 随后活性石灰石量增大并恢复至正常, 使得 SO₂ 排放质量浓度降低。

如表 2 所示, 在 150 MW 和 300 MW 稳态负荷工况下, SO₂ 排放质量浓度计算值与实测值平均相对误差在 5% 以内, 符合实际工程需求。此外, 与 150 MW 相比, 300 MW 负荷下 SO₂ 排放质量浓度有所下降。这是由于负荷升高时, 床温也随之升高,

表2 SO₂ 排放模型误差分析
Tab. 2 Error analysis of SO₂ emission model

项目	负荷/MW	SO ₂ 质量浓度相对误差/%
稳态验证	150	4.6
	300	2.5
动态验证	150~300	5.6
	300~190	6.9

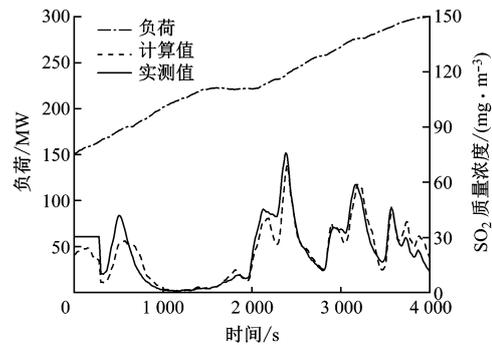
并达到最佳脱硫温度范围,脱硫反应效率有所提高,因此 SO₂ 排放质量浓度略有降低。

针对机组快速变负荷、多工况等特性,需要泛化 SO₂ 排放模型的通用性,因此对模型的动态性能进行验证。选取该 CFB 机组 150~300 MW 升负荷过程以及 300~190 MW 降负荷过程中的运行数据作为输入,运行时间为 4 000 s。SO₂ 排放质量浓度计算值与实测值的对比如图 7 所示。

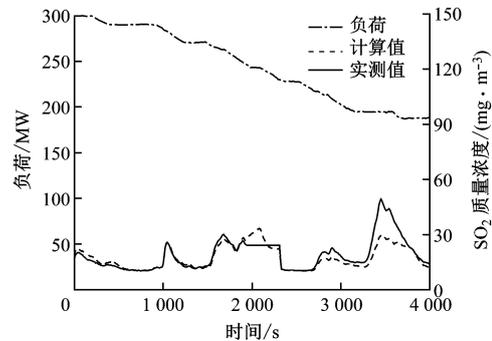
从图 7(a)可以看出,该段时间内 SO₂ 排放质量浓度实测均值为 22.67 mg/m³,模型计算均值为 21.41 mg/m³,平均相对误差为 5.6%。其中,机组负荷稳定在 220 MW 的时长达到 810 s,并且在 1 000~2 000 s 内 SO₂ 排放质量浓度较低,随后迅速升高。这是由于随着负荷的升高,给煤量、石灰石给料量等均应随之增加,但是给煤量在一段时间内不变化,导致机组负荷能在较短时间内保持稳定;此外,给煤量不增加导致 SO₂ 生成量较少,而石灰石给料量继续增加,导致活性石灰石量不断累积,使得 SO₂ 排放质量浓度较低,随后给煤量恢复正常,SO₂ 质量浓度有所上升。

从图 7(b)可以看出,该段时间内 SO₂ 排放质量浓度实测均值为 18.89 mg/m³,计算均值为 17.58 mg/m³,平均相对误差为 6.9%。其中,在 3 500 s 附近 SO₂ 排放质量浓度误差较大,最大绝对误差达到 19.8 mg/m³。这是由于给煤量和给水量波动导致炉膛温度的计算值与实测值出现较大偏差,从而影响了脱硫效率。另外,在降负荷过程中 SO₂ 排放质量浓度波动较小。这是因为随着负荷的降低,给煤量减少,SO₂ 生成量降低,同时炉内积累了大量的活性石灰石,可以保证 SO₂ 排放质量浓度较低且保持稳定。

如表 2 所示,在升负荷和降负荷过程中,SO₂ 排放质量浓度计算值与实测值平均相对误差在 7% 以内,计算精度可以满足实际工程需求。此外,在机组升降负荷运行过程中 SO₂ 排放质量浓度也相对较为稳定。这是由于为了抑制 SO₂ 质量浓度瞬时超限,通过控制总风量来过量或少量消耗炉内活性石



(a) 升负荷工况



(b) 降负荷工况

图7 升、降负荷工况下 SO₂ 排放模型验证

Fig. 7 Verification of SO₂ emission model under load up and down conditions

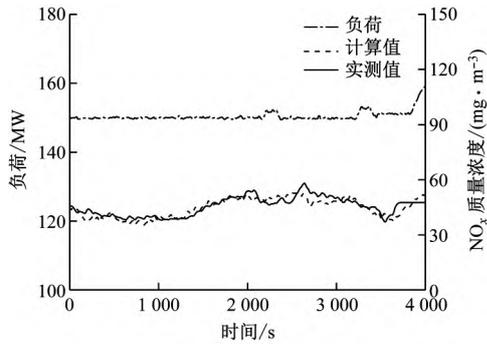
灰石,以此来保证稳定的脱硫能力。

2.4 NO_x 排放模型验证

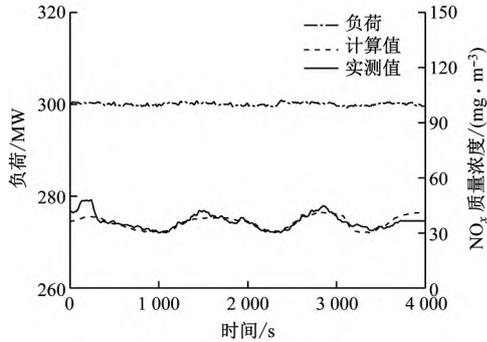
为了进一步验证脱硝模型的准确性,从稳态和动态 2 个方面进行仿真。分别取该 CFB 机组 150 MW 和 300 MW 稳态负荷工况下的运行数据进行仿真验证,仿真时间为 4 000 s,仿真结果如图 8 所示。

从图 8(a)可以看出,该段时间内 NO_x 排放质量浓度实测均值为 45.42 mg/m³,计算均值为 44.61 mg/m³,平均相对误差为 1.8%。从图 8(b)可以看出,该段时间内 NO_x 排放质量浓度实测均值为 36.24 mg/m³,计算均值为 35.78 mg/m³,平均相对误差为 1.3%。

如表 3 所示,在 150 MW 和 300 MW 稳态负荷工况下,NO_x 排放质量浓度较稳定,计算值与实测值平均相对误差在 2% 以内,符合实际工程需求。此外,与 150 MW 相比,在 300 MW 负荷下 NO_x 排放质量浓度有所下降。这是由于随着负荷升高,虽然炉膛温度有所升高,但仍低于 1 300 °C,对热力型 NO_x 生成的影响不大,而给煤量增加导致主燃烧区的过量空气系数降低,燃料型 NO_x 生成量降低,从而使得 NO_x 排放质量浓度降低。

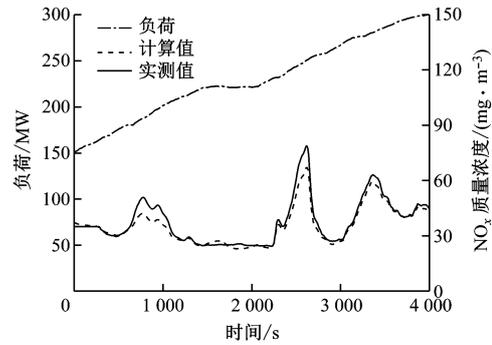


(a) 150 MW 负荷工况

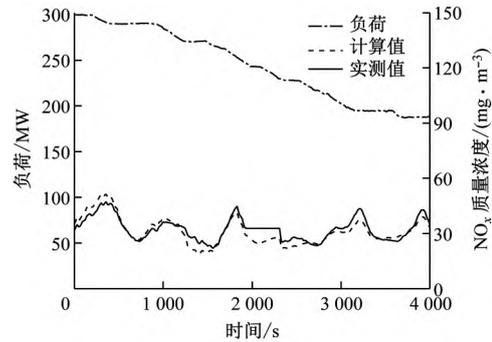


(b) 300 MW 负荷工况

图 8 150 MW 和 300 MW 负荷工况下 NO_x 排放模型验证
Fig. 8 Verification of NO_x emission model under 150 MW and 300 MW load conditions



(a) 升负荷工况



(b) 降负荷工况

图 9 升、降负荷工况下 NO_x 排放模型验证
Fig. 9 Verification of NO_x emission model under load up and down conditions

表 3 NO_x 排放模型误差分析

Tab. 3 Error analysis of NO_x emission model

项目	负荷/MW	相对误差/%
稳态验证	150	1.8
	300	1.3
动态验证	150~300	5.5
	300~190	3.8

针对机组快速变负荷、多工况等特性,需要泛化 NO_x 排放模型的通用性,因此对模型的动态性能进行验证。选取该 CFB 机组 150~300 MW 升负荷过程以及 300~190 MW 降负荷过程中工况的运行数据作为输入,运行时间为 4 000 s。NO_x 排放质量浓度计算值与实测值的对比如图 9 所示。

从图 9(a) 可以看出,该段时间内 NO_x 排放质量浓度实测均值为 37.55 mg/m³,模型计算均值为 35.49 mg/m³,平均相对误差为 5.5%。随着负荷上升,给煤量增加使得炉内挥发分质量分数增加,导致炉内燃烧速率加快,从而加快了 NO_x 的自生成速率;此外,随着风量的增加,炉内氧浓度升高,即燃碳和 CO 的燃烧速率加快,炉内即燃碳量和 CO 浓度降低,导致炉内还原性气氛大大减弱,从而降低了 NO_x 的还原速率。因此,当负荷增加时,NO_x 排放质量浓度随之升高,尿素流量增大,NO_x 排放质量

浓度降低。

从图 9(b) 可以看出,当负荷下降时,给煤量以及风量减少,NO_x 排放质量浓度随之下降。该段时间内 NO_x 排放质量浓度实测均值为 32.42 mg/m³,计算均值为 31.18 mg/m³,平均相对误差为 3.8%。

在 150~300 MW 升负荷以及 300~190 MW 降负荷过程中,虽然 NO_x 排放质量浓度波动较大,但模型仍可以较好地反映 NO_x 的真实排放趋势。如表 3 所示,NO_x 排放质量浓度计算值与实测值的平均相对误差在 6% 以内,计算精度可以满足实际工程需求。

2.5 相关状态变量分析

CFB 机组内的污染物排放与炉内燃烧状况密切相关,其中 SO₂ 排放主要与给煤量、活性石灰石量以及炉膛温度相关,NO_x 排放量主要与总风量、即燃碳量以及尿素流量相关,因此需要对与污染物排放相关的状态变量进行分析。取该机组 300 MW 稳态负荷工况下的运行数据与污染物排放进行相关性分析,取样时间为 8 000 s,结果如图 10 和图 11 所示。

从图 10 可以看出,在负荷为 300 MW 的稳定工况下,通过所建模型对炉膛内活性石灰石量进行监测,同时采集炉膛温度、给煤量、石灰石给料量以

及 SO₂ 质量浓度的实测值和计算值。分析可知,时间为 10 s 时石灰石给料量从 14 kg/s 迅速降至 11 kg/s,活性石灰石量也随之从 2 900 kg 逐渐降至 2 550 kg,随后在 930 s 时石灰石给料量恢复到 14 kg/s,活性石灰石量在一段时间内缓慢升高至 2 900 kg,且活性石灰石量的变化与石灰石给料量相比存在 150 s 的延迟;同时,由于石灰石给料量的波动,导致 SO₂ 排放质量浓度在 2 min 以及 1 060 s 处出现波动。此外,在 60~90 min 时石灰石给料量以及活性石灰石量保持相对稳定的状态下,SO₂ 排放质量浓度出现波动。这是由于给煤量的波动导致 SO₂ 生成量出现变化,同时使得炉膛温度也随之波动,一定程度上影响了脱硫效率。

从图 11 可以看出,在负荷为 300 MW 的稳定工况下,通过所建模型对炉膛内即燃碳量进行监测,同时采集总风量、给煤量、尿素体积流量以及 NO_x 质量浓度的实测值和计算值。经分析可知,在机组

负荷保持稳定的状态下,给煤的增加量与即燃碳的燃烧速率相等,因此即燃碳量的变化与给煤量的变化几乎保持一致。由于给煤量增加,即燃碳量随之增加,且炉内还原氛围增强,NO_x 还原介质增加,从而加强了 NO_x 的还原作用,NO_x 排放质量浓度降低。因此,前 10 min 在尿素体积流量保持稳定的情况下,给煤量先降低再升高,NO_x 排放质量浓度先升高再降低。当总风量增加时,从炉膛内出入 SNCR 的 NO_x 质量浓度增加,同时随着风量的增加,炉内含氧量上升,减弱了炉内的还原氛围,使得 NO_x 排放质量浓度升高。因此,在 67~77 min 范围内,给煤量从 40 kg/s 升高至 50 kg/s,总风量从 300 m³/s 升高至 320 m³/s,NO_x 排放质量浓度实测值从 35 mg/m³ 升高至 50.5 mg/m³。当尿素体积流量增加后,SNCR 中脱硝反应速率加快,NO_x 排放质量浓度降低。

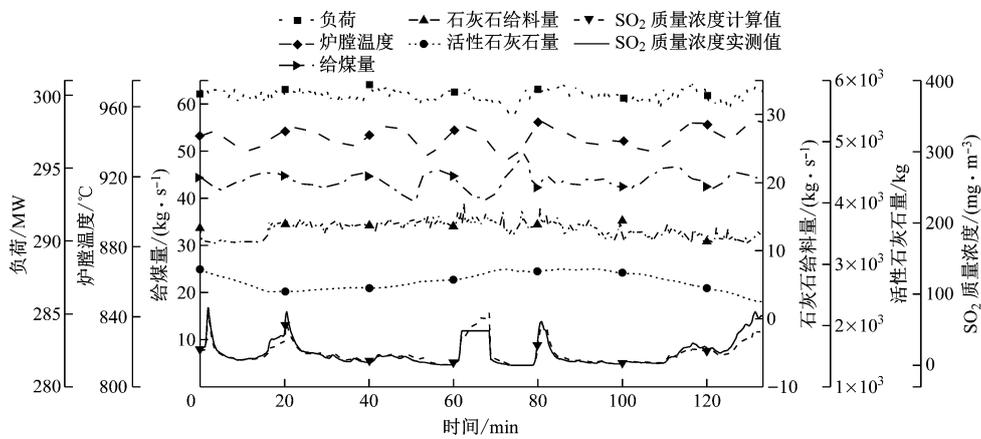


图 10 SO₂ 排放相关的关键状态变量分析图

Fig. 10 Analysis diagram of key state variables related to SO₂ emission

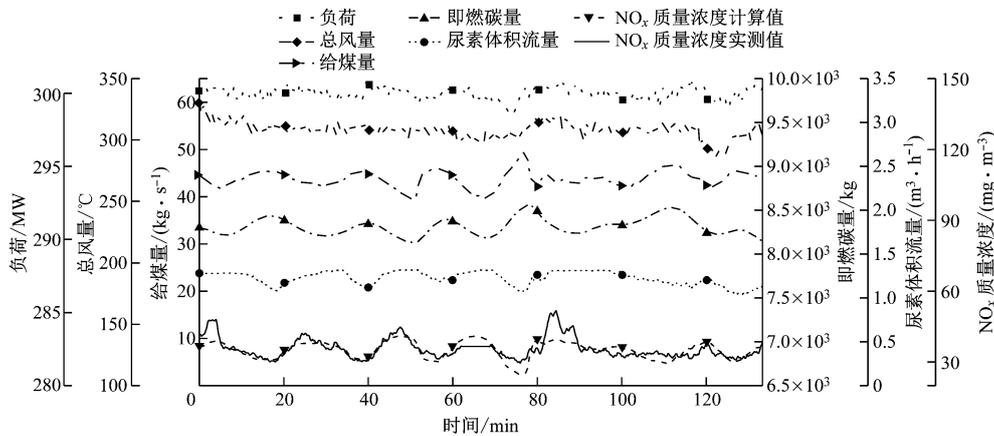


图 11 NO_x 排放相关的关键状态变量分析图

Fig. 11 Analysis diagram of key state variables related to NO_x emission

3 结论

(1) 所建模型在稳态负荷和变负荷工况下均具有很好的预测效果,模型通用性强。炉内石灰石模型可以对活性石灰石的存量进行监测,从而精准地控制钙硫比。通过对炉内即燃碳量进行监测,不仅可以及时掌握炉内当前燃烧状态,还能控制氨氮比,从而指导炉外脱硝过程,使机组运行更加经济、环保。

(2) 即燃碳量增加,炉内还原气氛增强,NO_x 排放质量浓度下降;活性石灰石量增加,炉内 SO₂ 与活性石灰石固化反应增强,SO₂ 排放质量浓度下降;温度越高,SO₂ 的排放水平也相对较高,而 NO_x 则排放水平越低。

参考文献:

- [1] 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.
- [2] 柯希玮,蒋苓,吕俊复,等. 循环流化床燃烧低污染排放技术研究展望[J]. 中国工程科学, 2021, 23(3): 120-128.
KE Xiwei, JIANG Ling, LÜ Junfu, et al. Prospects for the low pollutant emission control of circulating fluidized bed combustion technology[J]. *Chinese Engineering Science*, 2021, 23(3): 120-128.
- [3] 吕俊复,柯希玮,蔡润夏,等. 循环流化床燃烧条件下焦炭表面 NO_x 还原机理研究进展[J]. 煤炭转化, 2018, 41(1): 1-12.
LÜ Junfu, KE Xiwei, CAI Runxia, et al. Research progress on the kinetics of NO_x reduction over chars in fluidized bed combustion[J]. *Coal Conversion*, 2018, 41(1): 1-12.
- [4] 柯希玮,张纛,杨海瑞,等. 循环流化床锅炉 NO_x 生成和排放特性研究进展[J]. 中国电机工程学报, 2021, 41(8): 2757-2770.
KE Xiwei, ZHANG Man, YANG Hairui, et al. Research progress on the characteristics of NO_x emission in circulating fluidized bed boiler[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2021, 41(8): 2757-2770.
- [5] 王超,宋国良,吕清刚. 循环流化床超低 NO_x 与 SO₂ 排放技术研究进展[J]. 洁净煤技术, 2021, 27(4): 17-25.
WANG Chao, SONG Guoliang, LÜ Qinggang. Research progress on ultra-low NO_x and SO₂ emission control technology for CFB boilers[J]. *Clean Coal Technology*, 2021, 27(4): 17-25.
- [6] 柯希玮,蔡润夏,杨海瑞,等. 循环流化床燃烧的 NO_x 生成与超低排放[J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(2): 390-396.
KE Xiwei, CAI Runxia, YANG Hairui, et al. Formation and ultra-low emission of NO_x for circulating fluidized bed combustion[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2018, 38(2): 390-396.
- [7] 李东雄,徐鸿恩,牛拥军,等. 300 MW 节能型循环流化床锅炉 SO₃ 生成和排放试验研究[J]. 动力工程学报, 2020, 40(6): 447-453.
LI Dongxiong, XU Hong'en, NIU Yongjun, et al. Experimental study on SO₃ generation and emission of a 300 MW energy saving CFB boiler[J]. *Journal of Chinese Society of Power Engineering*, 2020, 40(6): 447-453.
- [8] 黄鹏,赵冰,王家林,等. 循环流化床大气污染物排放模型研究[J]. 洁净煤技术, 2020, 26(3): 60-67.
HUANG Peng, ZHAO Bing, WANG Jialin, et al. Model research of air pollutant emission in circulating fluidized bed[J]. *Clean Coal Technology*, 2020, 26(3): 60-67.
- [9] 高明明,洪烽,牟彝,等. 循环流化床机组大气污染物排放运行优化研究[J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(10): 3033-3041.
GAO Mingming, HONG Feng, MOU Ben, et al. Study on the operation optimization of air pollutant emission in circulating fluidized bed units[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2018, 38(10): 3033-3041.
- [10] 张悦,刘云飞,袁一丁. 循环流化床锅炉燃烧系统模型研究[J]. 山东电力技术, 2017, 44(1): 54-57, 61.
ZHANG Yue, LIU Yunfei, YUAN Yiding. Study on model in circulating fluidized bed boiler combustion system[J]. *Shandong Electric Power*, 2017, 44(1): 54-57, 61.
- [11] 高明明,于浩洋,吕俊复,等. 循环流化床氮氧化物排放预测模型及优化控制研究[J]. 洁净煤技术, 2020, 26(3): 46-51.
GAO Mingming, YU Haoyang, LÜ Junfu, et al. Study on prediction model and optimal control of nitrogen oxides emission of circulating fluidized bed[J]. *Clean Coal Technology*, 2020, 26(3): 46-51.
- [12] 李宁,丁雪松,徐雨红,等. 某超临界循环流化床锅炉 NO_x 排放与问题分析[J]. 能源与环境, 2022(1): 88-90.
LI Ning, DING Xuesong, XU Yuhong, et al. NO_x e-

- mission and problem analysis of a supercritical circulating fluidized bed boiler[J]. **Energy and Environment**, 2022(1): 88-90.
- [13] 严国栋,洪烽,高明明,等. 350 MW 超临界 CFB 机组负荷控制系统建模[J]. 动力工程学报, 2019, 39(1): 17-24.
YAN Guodong, HONG Feng, GAO Mingming, et al. Modeling of a load control system for 350 MW supercritical CFB unit[J]. **Journal of Chinese Society of Power Engineering**, 2019, 39(1): 17-24.
- [14] ZHANG Hongfu, GAO Mingming, LIU Chun, et al. Dynamic prediction of in-situ SO₂ emission and operation optimization of combined desulfurization system of 300 MW CFB boiler [J]. **Fuel**, 2022, 324: 124421.
- [15] GAO Mingming, HONG Feng, LIU Jizhen, et al. Investigation on the energy conversion and load control of supercritical circulating fluidized bed boiler units[J]. **Journal of Process Control**, 2018, 68: 14-22.
- [16] 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. Dynamic model of bed temperature for circulating fluidized bed boilers [J]. **Thermal Power Generation**, 2018, 47(3): 45-50.
- [17] 陈亮,王春波. CFB 锅炉内石灰石同时煅烧/硫化反应动力学及孔结构演变模拟[J]. 中国电机工程学报, 2019, 39(23): 6952-6963.
CHEN Liang, WANG Chunbo. Kinetic model of the simultaneous calcination/sulfation reaction and the pore change of limestone in CFB boilers[J]. **Proceedings of the CSEE**, 2019, 39(23): 6952-6963.
- [18] 高建强,宋铜铜,张雪. 循环流化床锅炉机组碳排放特性分析与计算[J]. 动力工程学报, 2021, 41(1): 14-21.
GAO Jianqiang, SONG Tongtong, ZHANG Xue. Analysis and calculation on carbon emission characteristics of CFB boiler units[J]. **Journal of Chinese Society of Power Engineering**, 2021, 41(1): 14-21.
- [19] 金森旺,赵鹏勃,时正海,等. CFB 锅炉燃煤自脱硫试验与石灰石脱硫计算参数分析[J]. 热力发电, 2021, 50(11): 115-121.
JIN Senwang, ZHAO Pengbo, SHI Zhenghai, et al. Coal-fired self-desulfurization test and limestone desulfurization calculation parameter analysis for CFB boiler[J]. **Thermal Power Generation**, 2021, 50(11): 115-121.
- [20] 许霖杰,程乐鸣,季杰强,等. 超/超临界循环流化床锅炉整体数值模型[J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(2): 348-355.
XU Linjie, CHENG Leming, JI Jieqiang, et al. Integrated numerical model for ultra/supercritical CFB boilers[J]. **Proceedings of the CSEE**, 2018, 38(2): 348-355.
- [21] 孙志君. 煤粉 O₂/CO₂/H₂O 燃烧条件下 NO 生成与还原机理[D]. 武汉:华中科技大学, 2019.
- [22] 张曜,于娟,姜金东,等. SNCR 脱硝总包反应动力学模型研究[J]. 热能动力工程, 2021, 36(1): 87-92.
ZHANG Yao, YU Juan, JIANG Jindong, et al. Study on kinetic model of SNCR denitration overall reactions[J]. **Journal of Engineering for Thermal Energy and Power**, 2021, 36(1): 87-92.

(上接第 598 页)

- [15] CHENG Yunzhi, TABRIZI M, SAHNI M, et al. Dynamic available AGC based approach for enhancing utility scale energy storage performance [J]. **IEEE Transactions on Smart Grid**, 2014, 5(2): 1070-1078.
- [16] 胡泽春,谢旭,张放,等. 含储能资源参与的自动发电控制策略研究[J]. 中国电机工程学报, 2014, 34(29): 5080-5087.
HU Zechun, XIE Xu, ZHANG Fang, et al. Research on automatic generation control strategy incorporating energy storage resources[J]. **Proceedings of the CSEE**, 2014, 34(29): 5080-5087.
- [17] 刘庆楷,刘明波,陆文甜. 考虑退化成本的电池储能参与调频辅助服务市场的控制方法[J]. 电网技术, 2021, 45(8): 3043-3051.
LIU Qingkai, LIU Mingbo, LU Wentian. control-method for battery energy storage participating in frequency regulation market considering degradation cost [J]. **Power System Technology**, 2021, 45(8): 3043-3051.
- [18] MENG Lexuan, ZAFAR J, KHADEM S K, et al. Fast frequency response from energy storage system—a review of grid standards, projects and technical issues [J]. **IEEE Transactions on Smart Grid**, 2020, 11(2): 1566-1581.