

循环流化床锅炉 SO₂ 超低排放技术研究

吴 优 福

(神华(福建)能源有限责任公司,福建 福州 350004)

摘要:针对循环流化床锅炉污染物生成量较低的特点,分析了锅炉 SO₂ 生成量的影响因素,不同脱硫工艺的优缺点,结合试验研究结果和工程应用实例提出了循环流化床锅炉实现 SO₂ 超低排放的技术。结果表明:循环流化床锅炉 SO₂ 生成量取决于煤的硫分中可燃硫所占比例、煤灰中 CaO 等碱金属氧化物含量和锅炉运行参数,运行参数中床温影响最大;通过优化锅炉运行参数降低 SO₂ 生成量,炉内干法高效脱硫和烟气脱硫相结合的深度脱硫技术可以实现 SO₂ 超低排放的目标,并具有更高的调节灵活性和运行可靠性;烟气脱硫工艺的选取上,CFB-FGD 半干法脱硫工艺相对于石灰石-石膏湿法脱硫工艺更具有经济优势。

关键词:循环流化床锅炉;SO₂;超低排放;深度脱硫

中图分类号:TK221;X51

文献标志码:A

文章编号:1006-6772(2017)02-0108-06

Study on SO₂ ultra low emission technology on circulating fluidized bed boiler

Wu Youfu

(Shenhua (Fujian) Energy Co., Ltd., Fuzhou 350004, China)

Abstract: According to the characteristics of low pollutant content of circulating fluidized bed boiler, this study analyzed the factors influencing on the production of boiler SO₂ and compared the advantages and drawbacks of different desulfurization processes. Based on the experimental results and engineering application examples, the paper put forward the strategy for realizing the ultra low emission of SO₂. Results show that the actual emission value of SO₂ depends on the proportion of totally combustible sulfur in coal and the content of alkali metal oxide (such as CaO) in coal ash as well as the operating parameters of the boiler. Among the operating parameters, the bed temperature is the most important factor. By using the reasonable operation parameters, optimizing the dry desulfurization process and combining with flue gas desulfurization process can achieve the goal of deep desulfurization. Regarding to the selection of flue gas desulfurization process, CFB-FGD semi-dry desulfurization process has a greater economic advantage than the Limestone-gypsum wet desulfurization process.

Key words: circulating fluidized bed boiler; SO₂; ultra low emission; deep desulfurization

0 引 言

为了全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造,2015年,国家环保部印发《全面实施燃煤电厂超低排放和节能改造工作方案》,加快现役燃煤发电机组超低排放改造步伐,即在基准氧含量6%条件下,烟尘、SO₂、氮氧化物排放浓度分别不高于10、35、50 mg/m³。许多燃煤发电企业、高校及科研院所已

经开始了深度脱硫技术(综合脱硫效率不小于98%,且SO₂实现超低排放)的研究。

循环流化床燃烧技术是20世纪70年代末发展起来的清洁煤燃烧技术。在800~900℃下,燃烧稳定。加入一定粒径的石灰石颗粒,石灰石中的碳酸钙分解成高孔隙率的氧化钙,进而吸收燃料燃烧生成的SO₂。在此温度范围,氮氧化物的生成量较低^[1-3]。另外,煤种适应性强,尤其是燃用煤矸石、

收稿日期:2017-01-04;责任编辑:孙淑君 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.2017.02.021

基金项目:神华能源股份有限公司科技创新资助项目(SHGF-16-62)

作者简介:吴优福(1965—),男,安徽舒城人,高级工程师,硕士,研究方向为火力发电机组锅炉燃烧、节能减排新技术开发与应用。E-mail: 17213008@shenhua.cc

引用格式:吴优福.循环流化床锅炉SO₂超低排放技术研究[J].洁净煤技术,2017,23(2):108-113,118.

Wu Youfu. Study on SO₂ ultra low emission technology on circulating fluidized bed boiler[J]. Clean Coal Technology, 2017, 23(2): 108-113, 118.

煤泥等低热值燃料利于煤炭资源的综合利用。因此,近 20 年,CFB(循环流化床)锅炉技术在我国得到迅速发展,循环流化床锅炉机组发电容量近 1 亿 kW,总循环流化床锅炉台数大于 3 000 台,其工程应用已发展到 600 MW 超临界等级。通过炉内喷入石灰石粉实现高效脱硫是 CFB 锅炉的特点,也是 CFB 锅炉得以迅速发展的主要原因之一^[4-5]。由于炉内干法脱硫技术具有工艺流程简单、初投资及运行费用较低等优点,CFB 锅炉设计阶段大多配置有炉内干法脱硫装置。一般认为,CFB 锅炉在加入石灰石量达到 Ca/S 约为 2.5 时,可以实现 90% 以上的脱硫效率^[6]。对于相当大一部分折算硫分较高的 CFB 锅炉机组,单纯依靠炉内干法脱硫装置实现 SO₂ 超低排放并长周期稳定运行存在较大难度。

因此,本文结合试验台试烧试验研究结果和工程应用实例研究了 CFB 锅炉机组深度脱硫技术,并提出了实现 SO₂ 超低排放的技术策略。

1 CFB 锅炉 SO₂ 的生成量

在实际运行中,CFB 锅炉 SO₂ 的实际生成量一般会低于以全硫计算的理论排放量,CFB 锅炉 SO₂ 的实际生成量主要取决于以下几个因素。

1.1 煤的硫分中可燃硫所占比例

煤中硫分按其空气中能否燃烧可分为可燃硫和不可燃硫。可燃硫在 CFB 锅炉燃烧过程中的主要产物是 SO₂,包括有机硫、硫铁矿硫和单质硫,都能在空气中燃烧,占煤中硫分的 90% 以上;不可燃硫不能在空气中燃烧,在一定的温度区间也不发生分解,可看作是惰性的,主要以硫酸钙的形式存在。硫分中可燃硫所占的比例大则燃烧过程中 SO₂ 的实际排放值高,反之亦然^[7]。

1.2 煤灰中 CaO 等碱金属氧化物含量

煤灰中含有 CaO、MgO 和 Fe₂O₃ 等碱金属氧化物,其会与烟气中的 SO₂ 反应生成碱金属的硫化物,煤灰中还有诸多多孔介质类物质,对 SO₂ 有一定的固定作用,在定性分析时,常采用燃料自身钙硫物质的量比来间接判断 SO₂ 的实际排放值^[8-9]。自身钙硫物质的量比 $K_{s, self}$ 定义为

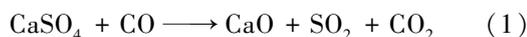
$$K_{s, self} = 0.00571 \frac{A_{ar} \eta(CaO)}{w(S_{t, ar})}$$

式中, $K_{s, self}$ 为燃料自身钙硫物质的量比; A_{ar} 为燃料灰分, %; $\eta(CaO)$ 为煤灰中氧化钙含量, %; $w(S_{t, ar})$ 为煤的收到基硫分, %。

1.3 锅炉运行参数

锅炉运行参数中床温和氧含量对于 SO₂ 的实际排放影响最大。在运行床温低于 850 °C 时,随着床温的升高,煤灰中碱金属的固硫反应速度呈增长趋势。床温高于 850 °C 时,随床温的进一步提高,固硫反应速度开始下降,另外,已经生成的碱金属硫化物还会逆相分解生成 SO₂,煤中以硫酸钙形式存在的不可燃硫也会发生分解反应生成 SO₂^[10]。

固硫反应阶段需要氧气的参与,当锅炉运行氧含量过低时会限制固硫反应的进行。另外,当 O₂ 的分压过小时, CaSO₄ 不稳定,将会发生还原反应:



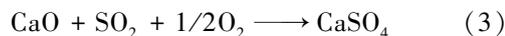
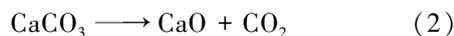
实际运行中,兼顾煤的燃尽程度,CFB 锅炉过量空气系数不宜低于 1.1,即炉膛出口氧含量不低于 2%。对于挥发分低的难燃煤种,过量空气系数需进一步提高。

2 CFB 锅炉脱硫工艺

CFB 锅炉常采用的脱硫工艺包括炉内干法脱硫,CFB-FGB 半干法脱硫和石灰石-石膏湿法脱硫^[11-13]。

2.1 炉内干法脱硫

CFB 锅炉通过向炉内直接添加石灰石来控制 SO₂ 排放,在流化床燃烧温度下(800 ~ 900 °C),投入炉内的石灰石首先在高温条件下煅烧发生分解反应生成氧化钙,然后氧化钙、SO₂ 和氧气经过化学反应生成硫酸钙,化学反应方程式为



生成的固体硫酸钙随炉渣、飞灰一起排出炉膛,达到固硫的目的。

2.2 CFB-FGB 半干法脱硫

从锅炉的空气预热器出来的烟气进入循环流化床脱硫塔,通过喷水降温,使烟温降至高于烟气绝热饱和温度 15 °C 左右,烟气中的 SO₂ 与加入的水、吸收剂、循环脱硫灰充分混合,进行脱硫反应,生成的脱硫副产物 CaSO₃ · 1/2H₂O 随飞灰排出。

2.3 石灰石-石膏湿法脱硫

石灰石-石膏湿法脱硫工艺通常以石灰石为脱硫吸收剂,通过向吸收塔内喷入吸收剂浆液,使之与烟气充分接触、混合,对烟气进行洗涤,烟气中的 SO₂ 与浆液中的碳酸钙以及鼓入的强制氧化空气发生化学反应,生成 CaSO₄ · 2H₂O,达到脱除 SO₂

的目的。

2.4 常用脱硫工艺的比较

表1对3种不同的脱硫工艺进行技术比较。

炉内干法脱硫是目前CFB锅炉应用最广泛的一种脱硫工艺,我国白马600 MW CFB发电机组上

也采用的是该脱硫工艺系统^[14]。随着该工艺研究的深化,炉内干法脱硫工艺的脱硫效率不断提升,当Ca/S在2.0~3.0,大部分CFB锅炉脱硫效率可达到90%~95%。该工艺的投资及运行成本是3种脱硫工艺中最低的^[12]。

表1 脱硫工艺比较

Table 1 Comparison of desulfurization process

工艺名称	技术成熟程度	单机规模	脱硫效率/%	常用吸收剂	副产物	投资及运行费用
炉内干法	成熟	没有限制	≥90	石灰石	CaSO ₄	较低
CFB-FGD半干法	成熟	没有限制	≥90	消石灰	CaSO ₃ ·1/2H ₂ O	较高
石灰石-石膏湿法	成熟	没有限制	≥95	石灰石	石膏	高

CFB-FGD半干法脱硫工艺,脱硫效率达到90%以上,可实现脱硫除尘一体化,同时满足SO₂和烟尘的排放要求,我国300 MW等级CFB发电机组上具有应用业绩,投资及运行成本低于石灰石-石膏湿法脱硫工艺。

石灰石-石膏湿法脱硫工艺平均脱硫效率最高,一般可达95%以上,投资及运行成本最高,脱硫产物石膏具有进一步利用的潜力。

3 CFB锅炉深度脱硫技术

当CFB锅炉机组需达到98%以上的综合脱硫效率才能满足SO₂超低排放的要求时,单一脱硫工艺很难保证SO₂的长周期、稳定达标排放。分析认为通过降低锅炉SO₂的生成量,采用炉内干法和烟气脱硫工艺联合脱硫的方式可实现深度脱硫的目标,并具有更高的调节灵活性和运行可靠性。

3.1 SO₂生成量的降低

SO₂的实际生成量与煤种和锅炉运行参数等因素有关,而要通过改变燃用煤种来降低燃煤的硫分存在较大的困难。因此,对于燃用煤种稳定的CFB锅炉,通过优化锅炉运行参数降低SO₂的生成量是最可行的。

锅炉运行参数中床温是影响SO₂的实际排放浓度的首要因素。虽然大部分CFB锅炉设计床温在800~900℃,但实际运行中普遍存在运行床温过高的问题,主要原因有以下几方面:①锅炉在设计过程中存在受热面布置不合理、分离器效率低等设备问题;②锅炉实际燃用煤种与设计煤种差别较大,造成灰分偏低、热值偏高等;③锅炉运行中为提高锅炉燃烧效率,降低锅炉不完全燃烧热损失而人为

提高运行床温。

中国华能集团清洁能源技术研究院有限公司在1 MW CFB试验台进行了不同区域的煤种试烧试验,研究不同煤种SO₂生成量随床温的变化趋势,部分试验结果如图1所示。试验结果表明:随着床温的升高,SO₂的生成量逐渐提高,自脱硫效率逐渐降低。因此,将锅炉运行床温尽可能控制在合理范围是降低SO₂生成量的必要条件。

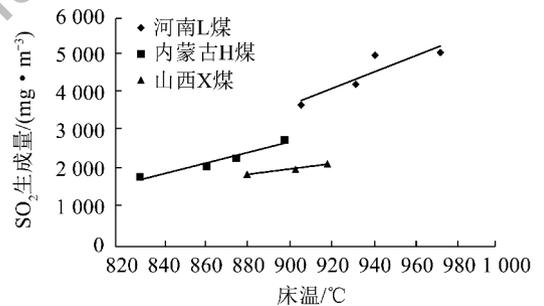


图1 SO₂生成量随床温变化趋势

Fig. 1 SO₂ emission value changed with bed temperature

3.2 炉内高效脱硫

典型的CFB锅炉炉内高效脱硫工程实例见表2。由表2可见,3台典型CFB锅炉SO₂理论生成量较高,炉内综合脱硫效率均达到了97%以上,实现了炉内高效脱硫。国内外大量试验研究及实际运行结果均表明,将影响炉内干法脱硫效率的各种因素控制在合理的范围内,能够实现综合脱硫效率不低于95%(含自脱硫)的炉内高效脱硫。

3.2.1 石灰石物化参数

脱硫剂石灰石影响炉内脱硫效率的主要参数包括石灰石的脱硫反应活性、粒径分布和氧化钙含量。

表 2 典型 CFB 锅炉炉内高效脱硫效果(含自脱硫)

Table 2 Dry desulfurization performance of a typical CFB boiler (containing self-desulfurization)

项目	机组发电功率/MW	入炉煤折算硫分/(g·MJ ⁻¹)	床温/℃	SO ₂ 理论生成量/(mg·m ⁻³)	SO ₂ 排放量/(mg·m ⁻³)	Ca/S 物质的量比	脱硫效率/%
四川 BM 电厂 61 号炉	600	1.17	831.0	6 092	179.6	2.10	97.10
内蒙古 W 电厂 2 号炉	150	0.78	897.0	4 784	115.6	3.08	97.50
云南 H 电厂 1 号炉	300	2.25	814.4	11 500	211.9	3.66	98.16

石灰石的脱硫反应活性可表述为石灰石与 SO₂ 进行表面化学反应的难易程度,受到石灰石成分和内部微观结构等因素的影响。不同产地的石灰石存在较大的差别,通常通过实验室热重试验进行评价。

石灰石颗粒的粒径分布要保证大部分颗粒能够被锅炉的旋风分离器分离而多次利用。锅炉设备生产厂家根据设计的分离器效率推荐石灰石的粒径分布,一般情况下石灰石中位粒径 d_{50} (粒径分布的筛分曲线上,筛上物的累积筛余量或通过量为 50% 的颗粒所对应的粒径) 为 250 ~ 450 μm , 最大粒径 d_{max} 为 1.0 ~ 1.5 mm。工程应用中可以结合飞灰和循环灰粒径分布综合考虑。

氧化钙含量用于评价石灰石的纯度,相同条件下优先选取氧化钙含量高的石灰石作为脱硫剂。

3.2.2 炉内干法脱硫系统参数

炉内干法脱硫工艺系统设计参数包括石灰石输送量、输送风速、输送物料浓度等。

炉内干法脱硫系统虽然属于气力输送的范畴,但由于石灰石粉堆积密度大、逸气性强、磨损指数大,易沉积板结的特性,在工艺系统设计上和其他粉粒体气力输送较大的差异。因此,炉内干法脱硫工艺系统核心参数选取和自动控制策略的制定都需要根据石灰石、煤种和锅炉炉型等因素综合考虑方可达到理想的效果^[15-18]。

3.2.3 锅炉运行参数

在工程应用中,可通过锅炉运行参数的调整试验和锅炉设备的改造,优化锅炉的运行床温和运行氧含量。部分现役 CFB 锅炉机组通过锅炉受热面、高温旋风分离器、布风装置等锅炉主循环回路设备改造,优化锅炉运行参数,提高脱硫效率取得了一定的效果。

内蒙古 W 电厂 2 台 CFB 锅炉设计运行床温 885 $^{\circ}\text{C}$, 由于设计过程中受热面布置不合理,造成 2 台锅炉在满负荷时平均运行床温达到 938 $^{\circ}\text{C}$ 以上。

锅炉运行中存在脱硫用石灰石耗量大、SO₂ 排放不稳定等问题。2014 年 2 号炉通过炉膛受热面技术改造,满负荷时运行床温降至 897 $^{\circ}\text{C}$, 改造后 SO₂ 排放稳定。据统计,2014 年 7 月在满足 SO₂ 排放值不高于 200 mg/m³ 的条件下,2 号炉日平均石灰石用量 266 t, 而 1 号炉日平均石灰石用量 511 t。

提高炉内干法脱硫效率不应以大幅度牺牲钙硫比为代价,根据工程经验钙硫比的选取最大不宜高于 4.0,且石灰石粉与入炉煤质量比不宜高于 1:5。石灰石粉的大比例加入会造成 CFB 锅炉脱硫热损失增加、受热面磨损加剧、NO_x 生成量升高等负面影响。

3.3 CFB 锅炉烟气脱硫工艺选择

烟气脱硫工艺的选取需要综合考虑脱硫设施的建设场地,脱硫剂的来源、成本,脱硫系统的建设及运行成本和脱硫副产品的销路等因素。

石灰石-石膏湿法脱硫是燃煤机组常用的烟气脱硫工艺。该工艺需要进行脱硫塔和烟囱的防腐,由于我国天然石膏矿产丰富、脱硫石膏含水率较高等原因,副产品石膏销售困难。

由于大部分 CFB 锅炉均配备有炉内干法脱硫系统,炉内脱硫后的飞灰中 CaO 含量较高,在 10% 以上。采用 CFB-FGD 半干法脱硫工艺可以充分利用飞灰中 CaO,降低脱硫系统的运行成本。另外该工艺不需要进行脱硫塔和烟囱的防腐,因此系统的建设成本低于湿法脱硫工艺。以某 300 MW CFB 锅炉为例,设计入口 SO₂ 浓度为 1 500 mg/m³, 实现 SO₂ 超低排放,半干法与湿法 2 种工艺的投资与生产成本对比如图 2 所示。

图 2 中石灰石-石膏湿法脱硫工艺投资含烟囱防腐投资。不同区域由于标杆电价和脱硫剂成本等因素的差异,会有所区别^[19-20]。

神华(福建)能源有限责任公司所辖 YS 电厂 2×300 MW CFB 锅炉是国内最早开展污染物超低排放改造的 300 MW 级 CFB 锅炉机组之一。通过

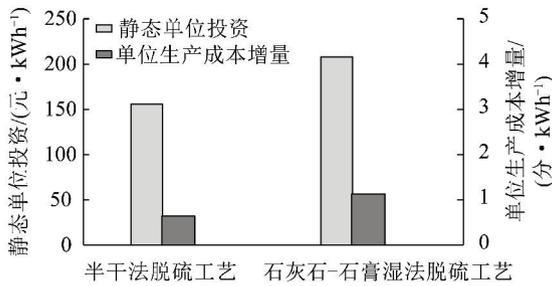


图2 300 MW CFB 锅炉烟气脱硫工艺经济指标对比
Fig. 2 Comparison of economic indicators of a 300 MW CFB boiler flue gas desulfurization technology

技术经济性分析,采用炉内干法脱硫+烟气 CFB-FGD 半干法脱硫除尘一体化工艺进行 SO_2 和烟尘脱除,采用 SNCR(选择性非催化还原)高效脱硝工艺进行 NO_x 脱除,2015 年改造完成后,实现了 SO_2 、 NO_x 和烟尘的超低排放。

SO_2 超低排放技术路线保留了原炉内干法脱硫系统,设计通过炉内干法脱硫将锅炉尾部受热面出口(脱硫塔入口) SO_2 浓度控制在 $1\,500\text{ mg/m}^3$ 以下,烟气半干法脱硫系统进一步脱除,将烟气中的 SO_2 控制在 35 mg/m^3 以下。烟气半干法脱硫系统 2015 年 11 月 17 日通过了 168 h 连续试运行。

炉内干法脱硫+烟气 CFB-FGD 半干法脱硫两级脱硫系统主要技术参数见表 3 和表 4。

表 3 炉内干法脱硫系统主要参数

Table 3 Main parameters of dry desulfurization system

项目	数据
锅炉最大蒸发量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	1 025
给煤量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	140.86
床温/ $^{\circ}\text{C}$	910
设计 Ca/S 比	2
石灰石最大耗量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	9.58
最大脱硫效率/%	≥ 84.7
SO_2 理论生成量/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	2 609
SO_2 排放浓度/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	< 400
输送系统最大出力/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	~ 12

2016 年 9 月两级脱硫系统主要运行参数见表 5。表 5 表明:炉内干法脱硫平均 Ca/S 物质的量比 1.82,综合脱硫效率达到 73.33%;烟气半干法脱硫系统平均 Ca/S 物质的量比 1.6,脱硫效率达到 95.41%,总脱硫效率 98.78%, SO_2 排放稳定,满足不高于 35 mg/m^3 的要求,两级脱硫系统出力均存在一定的裕量。脱硫塔入口 SO_2 平均值 516 mg/m^3 小

于设计值 $1\,500\text{ mg/m}^3$,表明根据机组负荷等因素调整两级系统脱硫比例的匹配策略具有更优的 SO_2 超低排放稳定性和运行经济性。

表 4 烟气半干法脱硫系统主要参数

Table 4 Main parameters of semi-dry desulfurization system

项目	数据
脱硫塔入口烟气量*/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1 023 046
脱硫塔入口烟气温度/ $^{\circ}\text{C}$	133
消石灰耗量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	2.2
工艺水耗量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	38
设计 Ca/S 比	1.25
设计脱硫效率/%	≥ 97.6
系统入口 SO_2 浓度/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	1 500
系统出口 SO_2 浓度/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	< 35

注: * 标态、干基、6% O_2 。

表 5 两级脱硫系统主要运行参数

Table 5 Main operating parameters of two stage desulfurization system

项目	数据
机组平均负荷/MW	202.53
给煤量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	101.23
入炉煤全硫/%	0.78
石灰石耗量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	4.98
干法脱硫 Ca/S 比	1.82
SO_2 理论生成量/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	1 935
脱硫后(半干法脱硫塔入口) SO_2 浓度/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	516
干法脱硫效率/%	73.33
烟气半干法脱硫塔入口烟气量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	639 010
消石灰耗量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	0.61
脱硫塔料层阻力/kPa	~ 1.1
脱硫塔出口烟气温度/ $^{\circ}\text{C}$	70 ~ 75
半干法脱硫 Ca/S 比	1.6
烟囱入口 SO_2 浓度/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	23.66
半干法脱硫效率/%	95.41
两级脱硫总效率/%	98.78

两级脱硫系统联合运行的结果显示:脱硫系统调节灵活性强,控制策略丰富。满足 SO_2 超低排放的同时,取得了良好的经济效益和社会效益。

值得注意的是是一些 CFB 锅炉机组在进行脱硫系统改造时采用烟气脱硫工艺部分或者完全取代炉内干法脱硫工艺。由于 CFB 锅炉在设计时根据炉

内干法脱硫后的参数计算烟气的酸露点,并根据酸露点考虑一定的温度裕度设计尾部烟道低温受热面并布置除尘器及引风机等辅机系统,避免低温腐蚀。若降低 CFB 锅炉炉内干法脱硫效率或者炉内不脱硫,则由于烟气酸露点上升,会增加尾部低温受热面及相关辅机系统低温腐蚀的风险^[21]。

因此,CFB 锅炉脱硫系统改造若需降低炉内干法脱硫效率时,应重新核算烟气的酸露点,以保证尾部低温受热面、除尘器和引风机等设备以及烟道等部件的运行安全性。

4 结 论

1) CFB 锅炉 SO₂ 实际生成量取决于煤的硫分中可燃硫所占的比例、煤灰中 CaO 等碱金属氧化物的含量,床温和过量空气系数等锅炉运行参数。

2) CFB 锅炉通过降低 SO₂ 的生成量,炉内高效脱硫和烟气脱硫相结合的深度脱硫技术可以实现 SO₂ 的超低排放,并具有更高的调节灵活性和运行可靠性。

3) CFB 锅炉烟气脱硫工艺的选取上,CFB-FGD 半干法脱硫工艺相对于石灰石-石膏湿法脱硫工艺更具有经济优势。

4) CFB 锅炉脱硫系统改造若需降低炉内干法脱硫的脱硫效率,应重新核算烟气的酸露点,以保证尾部低温受热面、除尘器和引风机等设备以及烟道等部件的安全。

参考文献 (References) :

[1] 岳光溪,吕俊复,徐鹏,等. 循环流化床燃烧发展现状 & 前景分析[J]. 中国电力,2016,49(1):1-13.
Yue Guangxi, Lyu Junfu, Xu Peng, et al. The up-to-date development and future of circulating fluidized bed boiler combustion technology[J]. Electric Power, 2016, 49(1):1-13.

[2] 孙献斌. 清洁煤发电技术[M]. 北京:中国电力出版社,2014:117-141.

[3] 刘志强,马辉,张国龙. CFB 锅炉炉内一体化耦合脱硫脱硝技术[J]. 热力发电,2014,43(4):121-123.
Liu Zhiqiang, Ma Hui, Zhang Guolong. Integrated technology of desulfurization and denitration in CFB boiler[J]. Thermal Power Generation, 2014, 43(4):121-123.

[4] 孙献斌,时正海,金森旺. 循环流化床锅炉超低排放技术研究[J]. 中国电力,2014,47(1):155-157.
Sun Xianbin, Shi Zhenghai, Jin Senwang. Research on ultra-low emission technology for CFB boilers[J]. Electric Power, 2014, 47(1):155-157.

[5] 黄中,高洪培,孙献斌,等. 最新环保标准下对循环流化床锅炉环保特性的再认识[J]. 电站系统工程,2012,28(6):13-16.
Huang Zhong, Gao Hongpei, Sun Xianbin, et al. Recognition of CFB boiler environmental protection characteristics under current environmental standards[J]. Power System Engineering, 2012, 28(6):13-16.

[6] 岑可法,倪明江,骆仲泱,等. 循环流化床锅炉理论与运行[M]. 北京:中国电力出版社,2004:398-399.

[7] 冯俊凯,沈幼庭,杨瑞昌. 锅炉原理及计算[M]. 北京:科学出版社,2003:76-82.

[8] 刘博,郑文广,张鑫. CFB 锅炉掺烧高钙煤矸石自脱硫性能试验研究[J]. 热能动力工程,2016,31(4):79-83.
Liu Bo, Zheng Wenguang, Zhang Xin. Experimental study on self-desulfurization performance of blending the gangue coal with high calcium in CFB boiler[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2016, 31(4):79-83.

[9] 黄中. CFB 锅炉烟气 SO₂ 浓度及脱硫效率的简便计算[J]. 热力发电,2014,43(2):58-61.
Huang Zhong. Simple calculation of SO₂ concentration in flue gas from a CFB boiler and the desulfurization efficiency[J]. Thermal Power Generation, 2014, 43(2):58-61.

[10] 张勇. 300 MW 循环流化床锅炉炉内脱硫探讨[J]. 锅炉制造,2014(6):25-28.
Zhang Yong. Probe of desulfurization in furnace of 300 MW CFB boiler[J]. Boiler Manufacturing, 2014(6):25-28.

[11] 段守保. 300 MW CFB 锅炉大气污染物超低排放改造技术研究[J]. 洁净煤技术,2016,22(6):88-94.
Duan Shoubao. Technical route of air pollutants ultra low emission modification for 300MW CFB Boilers[J]. Clean Coal Technology, 2016, 22(6):88-94.

[12] 李恒阳,赛俊聪,赵明,等. 300 MW 循环流化床锅炉烟气污染物排放特性研究[J]. 电站系统工程,2014,30(5):47-49.
Li Hengyang, Sai Juncong, Zhao Ming, et al. Study on emission performance of flue gas pollutants from 300 MW CFB boiler[J]. Power System Engineering, 2014, 30(5):47-49.

[13] 曾庭华,湛志钢,方健,等. 大型循环流化床锅炉深度脱硫探讨[J]. 中国电力,2011,44(6):79-83.
Zeng Tinghua, Zhan Zhigang, Fang Jian, et al. Deep desulfurization in large capacity circulating fluidized bed boiler[J]. Electric Power, 2011, 44(6):79-83.

[14] 莫鑫,蔡润夏,吕俊复,等. 600 MWe 超临界的运行特性[J]. 锅炉技术,2016,47(4):34-38.
Mo Xin, Cai Runxia, Lyu Junfu, et al. The performance evaluation of the 600 MWe super-critical circulating fluidized bed boiler[J]. Boiler Technology, 2016, 47(4):34-38.

[15] 黄中,肖平,江建忠,等. 循环流化床锅炉石灰石制备系统的选型与方案设计[J]. 热力发电,2012,41(5):4-7.
Huang Zhong, Xiao Ping, Jiang Jianzhong, et al. Type selection and scheme design of limestone preparation system for CFB boilers[J]. Thermal Power Generation, 2012, 41(5):4-7.

- 郟:河北工程大学,2015.
- [7] 李晓稳,戴彬,夏怀成. 循环冲程数可变发动机研究现状概述[J]. 科技风,2015(4):39-40.
Li Xiaowen, Dai Bin, Xia Huaicheng. Loop variable engines with different number of stroke research status overview[J]. Technology Wind, 2015(4):39-40.
- [8] 颜胜. 发动机辅助制动性能仿真研究[D]. 长沙:湖南大学,2013.
- [9] 李大虎. 低浓度瓦斯发电技术的研究与应用[J]. 山东煤炭科技,2014(3):129-130.
Li Dahu. Research and application of low concentration gas power generation technology[J]. Shandong Coal Science and Technology, 2014(3):129-130.
- [10] 张国昌. 煤矿瓦斯发电技术综述[J]. 车用发动机,2008(5):9-15.
Zhang Guochang. Review on CMM power generation technology[J]. Vehicle Engine, 2008(5):9-15.
- [11] 禹明哲,张俊丽. 低浓度瓦斯发电技术研究[J]. 中国科技纵横,2012(11):3-4.
Yu Mingzhe, Zhang Junli. Research of coal mine low-concentration gas generate electricity technology[J]. China Science & Technology Panorama Magazine, 2012(11):3-4.
- [12] 徐超,刘辉辉,王伟杰. 瓦斯爆炸极限的理论计算及影响因素探析[J]. 山东煤炭科技,2009(4):154-155.
Xu Chao, Liu Huihui, Wang Weijie. The research and analysis of the theoretical calculation of gas explosion limit and its influence factors[J]. Shandong Coal Science and Technology, 2009(4):154-155.
- [13] 石晔. 低浓度瓦斯发电工艺的探讨[J]. 淮南职业技术学院学报,2011(2):10-12.
Shi Ye. Discussion on low concentration gas power generation technology[J]. Journal of Huai Nan Vocational & Technical College, 2011(2):10-12.
- [14] 何艳. 瓦斯发电技术的改进探索[J]. 科技创新导报,2014(6):30-31.
He Yan. Studies and improvements of gas power generation technology[J]. Science and Technology Innovation Herald, 2014(6):30-31.
- [15] 冯梦南. 生物质燃料电池的研制[D]. 天津:天津大学,2011.
- [16] J. Vondrák, B. Klápště, J. Velická, et al. Hydrogen-oxygen fuel cells[J]. Journal of Solid State Electro Chemistry, 2003, 8(1):44-47.
- [17] 周忠亮. “五步法”书写燃料电池电极反应式[J]. 试题与研究,2013(2):47.
Zhou Zhongliang. Writing electrode reaction of fuel cell with five-step[J]. Education Teaching Forum, 2013(2):47.
- [18] 王兴娟,王坤勋,刘庆祥. 燃料电池的研究进展及应用前景[J]. 炼油与化工,2011(1):6-10.
Wang Xingjuan, Wang Kunxun, Liu Qingxiang. Recent advances and prospects for application in fuel cell[J]. Refining and Chemical Industry, 2011(1):6-10.
- [19] Dan Carter. The fuel cell industry review 2013[M]. London: Fuel Cell Today, 2013.
- [20] Pilwon Heo, Kenichi Ito. A proton-conducting fuel cell operating with hydrocarbon fuels[J]. Fuel Cell, 2008, 47(41):7959-7962.
- [21] 金学玉. 煤矿瓦斯利用与液化提纯:2007中国(淮南)煤矿瓦斯治理技术国际会议[C]. 淮南:煤矿瓦斯治理国家工程研究中心,2007:210-212.
- [22] 徐云磊. 国内低浓度煤矿瓦斯利用技术和前景探析[J]. 现代商贸工业,2011(11):264.
Xu Yunlei. Domestic low concentration of coal mine gas utilization technology and prospect analysis[J]. Modern Business Trade Industry, 2011(11):264.

(上接第113页)

- [16] 杨振森,刘彬,陈宁武,等. 提高CFB锅炉炉内脱硫效率的试验研究[J]. 洁净煤技术,2012,18(6):72-75.
Yang Zhensen, Liu Bin, Chen Ningwu, et al. Experimental research on desulfurization efficiency improvement of CFB boiler[J]. Clean Coal Technology, 2012, 18(6):72-75.
- [17] 黄中,江建忠,孙献斌,等. 循环流化床锅炉炉内脱硫技术研究与应用[J]. 电力技术,2010,19(6):17-20.
Huang Zhong, Jiang Jianzhong, Sun Xianbin, et al. Research and application of high performance desulfurization in CFB boiler[J]. Electric Power Technology, 2010, 19(6):17-20.
- [18] 杨巧文,郭玲,郭宋江,等. 高硫煤高温燃烧固硫试验研究[J]. 洁净煤技术,2016,22(5):1-6.
Yang Qiaowen, Guo Ling, Guo Songjiang, et al. Sulfur-fixing experiment of high-sulfur coal combustion at high temperature[J]. Clean Coal Technology, 2016, 22(5):1-6.
- [19] 王建峰,李壮,刘沛奇,等. CFB锅炉二次脱硫技术与经济分析[J]. 中国电力,2014,47(6):132-134.
Wang Jianfeng, Li Zhuang, Liu Peiqi, et al. Economic and technical analysis on secondary desulfurization of CFB boiler[J]. Electric Power, 2014, 47(6):132-134.
- [20] 祝云飞,阎维平,王禹朋,等. CFB锅炉两级脱硫系统的技术经济性分析与优化[J]. 电力建设,2015,36(6):109-113.
Zhu Yunfei, Yan Weiping, Wang Yupeng, et al. Technical economic analysis and optimization of two-stage desulfurization system for CFB boiler[J]. Electric Power Construction, 2015, 36(6):109-113.
- [21] 黄中,陈罡,孙献斌,等. 循环流化床锅炉排烟SO₃浓度测量及酸露点计算公式修正[J]. 中国电机工程学报,2016,36(S1):121-123.
Huang Zhong, Chen Gang, Sun Xianbin, et al. CFB boiler SO₃ concentration measurement and acid dew point calculation formula correction[J]. Proceedings of the Chinese Society for Electrical Engineering, 2016, 36(S1):121-123.