

1 000 MW 超超临界燃煤发电机组湿法脱硫系统优化研究

刘 军¹, 罗晓宇¹, 廖义涵¹, 王为术¹, 徐 凯²

(1. 华北水利水电大学 电力学院, 河南 郑州 450045, 2. 西安热工研究院有限公司 苏州分公司, 江苏 苏州 215153)

摘要:针对某 1 000 MW 超超临界机组湿法脱硫系统运行中存在运行能耗大、成本高等技术难题, 采用 NGA2000-MLT3 型烟气分析仪实时测量湿法脱硫系统进出口 SO₂ 及 O₂ 浓度, 得到机组脱硫效率, 并测试或计算试验期间石灰石、SO₂ 排污费及脱硫系统主要设备电耗等成本。根据试验结果分别研究了浆液循环泵组合方式、浆液 pH、吸收塔液位对脱硫效率的影响, 并根据试验期间机组运行状况计算出脱硫系统总成本, 得到脱硫系统最优运行方式。结果表明: 1 000 MW 负荷工况下, 机组运行过程中, 选择 BD 浆液循环泵组合时, 烟囱出口 SO₂ 浓度较低, 但浆液循环泵电耗偏高; 选择 BC 浆液循环泵组合成本适中, 吸收塔脱硫效率可达 97.06%, 同时烟囱出口 SO₂ 浓度有一定裕度, 是此工况下最优的浆液循环泵组合方式; 吸收塔浆液 pH 值过高, 不利于石灰石的溶解, pH 值过低时, SO₂ 吸收速率下降。1 000 MW 负荷、BC 浆液循环泵组合时, 最佳浆液 pH 值为 5.50~5.60, pH 值进一步降低, SO₂ 排放将超过电厂排放限值; 吸收塔液位对脱硫系统运行成本有重要影响, 吸收塔液位升高, 可提高系统脱硫效率, 但会相应增加氧化风机电耗。最佳浆液循环泵组合方式及 pH 值时, 通过不断调整吸收塔液位, 研究吸收塔液位对脱硫系统总成本的影响, 结果表明: 此工况时最佳吸收塔液位为 8.00~9.00 m, 吸收塔液位由 9.53 m 降至 9.01 m, 脱硫总成本由 2 010.45 元/h 降至 1 916.65 元/h, 降低了 9.64%。

关键词:超超临界; 超低排放; 燃煤机组; 湿法脱硫

中图分类号: X701

文献标志码: A

文章编号: 1006-6772(2019)06-0139-07

Operation optimization study on the wet desulphurization system of a 1 000 MW ultra-supercritical coal-fired power plant

LIU Jun¹, LUO Xiaoyu¹, LIAO Yihan¹, WANG Weishu¹, XU Kai²

(1. School of Electric Power, North China University of Water Resources and Electric Power, Zhengzhou 450045, China;

2. Suzhou Branch, Xi'an Thermal Power Research Institute Co., Ltd., Suzhou 215153, China)

Abstract: In view of the technical problems of large energy consumption and high cost in the operation of the wet desulfurization system in a 1 000 MW ultra-supercritical boiler, the SO₂ and O₂ concentration on the inlet and outlet of the flue gas desulfurization system was measured timely by using a NGA2000-MLT3 type flue gas analyzer, the desulfurization efficiency of the system was obtained, and the operation-costs including limestone, SO₂ discharge fee and the main equipment power consumption of desulfurization system during the test were calculated or tested. According to the test results, the effect of the slurry circulating pump combination mode, pH value of the slurry liquid and the liquid level of absorber on the desulfurization efficiency were studied respectively. The desulfurization cost was calculated according to the operation condition of the unit during the test period, and the optimum operation mode of the desulfurization system was obtained. The results indicate that during the operation process, when slurry circulating pump combination of BD is used, the SO₂ concentration at outlet of the chimney is low, but the power consumption of slurry circulating pump is high under 1 000 MW load. When choosing the slurry circulating pump combination of BC, the costs are moderate, the desulfurization efficiency of absorption tower can reach 97.06%, and there is

收稿日期: 2019-05-25; 责任编辑: 白娅娜 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.19052501

基金项目: 河南省高校科技创新团队支持计划资助项目(16IRTSTHN017)。

作者简介: 刘 军(1985—), 男, 河南南阳人, 讲师, 博士, 主要从事大型电站锅炉 SO_x、NO_x 等污染物控制技术研究。E-mail: ljbaihe@163.com

引用格式: 刘军, 罗晓宇, 廖义涵, 等. 1 000 MW 超超临界燃煤发电机组湿法脱硫系统优化研究[J]. 洁净煤技术, 2019, 25(6): 139-145.

LIU Jun, LUO Xiaoyu, LIAO Yihan, et al. Operation optimization study on the wet desulphurization system of a 1 000 MW ultra-supercritical coal-fired power plant[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(6): 139-145.



移动阅读

a margin of SO_2 concentration at outlet of the chimney at the same time, therefore the optimal choice of slurry circulating pump combination under 1 000 MW is BC. A high pH value of slurry in the absorption tower is not conducive to the dissolution of limestone, while when the pH value is too low, the SO_2 absorption rate decreases. The test results show that the best pH value of slurry is in the range of 5.50-5.60 under 1 000 MW and the slurry circulating pump combination of BC. As the pH value is further reduced, SO_2 emissions will exceed the limit of power plant emissions. The level of the absorption tower has an important influence on the costs of desulfurization system. The rise of the absorption tower level can improve the desulfurization efficiency of the system, but the power consumption of the oxidation fan will be increased. The effect of absorption tower level on the total operation cost of the desulfurization system was experimentally studied by continuously adjusting the absorption tower level. The results show that the best liquid level of absorber is from 8.00 m to 9.00 m with the best slurry circulating pump combinations and the pH value. The total cost of the desulfurization system decreases from 2 010.45 yuan/h to 1 916.65 yuan/h, which is 9.64% reduction, as the absorption tower level is reduced from 9.53 m to 9.01 m.

Key words: ultra-low emission; coal-fired power plant; coal-fired plant; wet flue gas desulfurization

0 引言

随国家环保指标不断提高,电厂烟气脱硫受到广泛关注,湿法烟气脱硫(WFGD)工艺成熟,实用业绩最多,已成为火电机组最广泛的烟气脱硫技术^[1-3]。湿法脱硫由于其系统复杂、内部设备较多,现有湿法脱硫系统普遍存在运行能耗偏高的难题^[4-6],因此,前人研究多集中在钙基脱硫工艺^[7-8]及系统运行优化^[9-11]等方面。如何通过运行优化降低脱硫设备的能耗水平,实现脱硫系统安全、经济、高效、环保运行,成为现阶段湿法脱硫研究的热点。WFGD过程的优化问题是其环保性及经济性的优化。环保性的主要目标是运行过程中保证脱硫效率,经济性是对WFGD过程中大型设备能耗进行优化,以降低厂用电率。电厂WFGD的核心设备是吸收塔,脱硫反应在吸收塔内进行,吸收塔系统是整个WFGD过程的核心单元,同时因为吸收塔系统包含多种大功率设备,是整个系统中耗能最大的部分,所以对吸收塔系统运行优化进行研究具有重要意义^[12-13]。现阶段,湿法脱硫研究主要集中在脱硫设备优化^[14-16]、控制优化^[17-19]及脱硫浆液优化等方面^[20-22]。陈美秀等^[16]以某300 MW机组脱硫装置为研究对象,对比分析脱硫装置密封风分别采用气-气换热、电加热和蒸汽加热3种方案的经济性,得出最经济的密封方式。Guo等^[17]基于 SO_2 脱除模型及现场实测结果,构建了混合模型,可更准确预测锅炉出口 SO_2 浓度。吕太等^[20]研究了添加己二酸添加剂对机组运行过程中脱硫效率、液气比和石灰石利用率的影响,结果表明添加己二酸添加剂可提高机组脱硫效率及运行经济性。牛拥军等^[21]对浆液循环泵及浆液pH值对脱硫系统运行及经济性指标进行研究,为脱硫系统高效稳定运行提供数据支撑。

然而,针对湿法脱硫系统研究各运行参数对脱

硫系统性能及经济性影响的文献较少。根据实际电厂湿法烟气脱硫系统运行实践,影响脱硫系统环保性及经济性的主要因素有:循环浆液泵、吸收塔内浆液pH值、吸收塔液位、氧化风机及吸收塔内浆液密度等。WFGD运行过程中,机组稳定时,吸收塔内石膏的密度尽量保持恒定,因此WFGD系统主要的优化措施为:保证脱硫率的前提下,通过优化循环浆液泵、浆液pH值、吸收塔液位和氧化风机,实现WFGD过程的运行优化。本文以某1 000 MW超超临界燃煤发电机组湿法脱硫系统为研究对象,通过实测脱硫系统进出口 SO_2 及 O_2 浓度,研究浆液循环泵组合方式、浆液pH及吸收塔液位对机组环保及经济性的影响,为电厂进一步节能降耗提供技术支持。

1 测试设备与方法

1.1 测试对象

本文以某1 000 MW燃煤发电机组炉外湿法脱硫系统为研究对象,脱硫系统采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫,按一炉一塔方式布置。脱硫系统由烟气系统、 SO_2 吸收系统、吸收剂制备与供应系统、除雾器系统、浆液循环泵系统等组成。脱硫系统主要设备及规格见表1。试验期间,对燃煤煤质进行间断性取样分析,共取样6次,测试结果见表2。由表2可知,试验期间煤质比较稳定,收到基硫分为0.35%~0.40%,收到基低位发热量在21.90~22.29 MJ/kg。

1.2 测试设备及方法

1.2.1 试验方法

试验过程中,采用毕托管及微压计(型号HM7750)按照等截面网格法测试脱硫入口烟道处各点的烟气流速、压力;采用K型铠装热电偶及点温计(型号F-51-2)实时测量烟道中烟气温度;采用膜盒式大气压力计测量当地大气压力,根据以上测试数据,计算出烟气流量。

表 1 脱硫系统主要设备及规格

Table 1 Main equipment and specifications of the desulfurization system

设备	规格及技术数据	总计
吸收塔	喷淋塔,逆流,直径 21 m,高度 64.9 m	1 套
除雾器	管束式除雾器	1 套
浆液循环泵	离心式,流量 $Q=12\ 500\ \text{m}^3/\text{h}$,A、B、C、D 四台 扬程 $H=21.2/23/24.8/26.6\ \text{m}$, 功率 $P=1\ 120/1\ 250/1\ 250/1\ 400\ \text{kW}$, 额定电流 $129/142.2/142.2/159.1\ \text{A}$	4 台
氧化风机	多级离心式,风量 $q=14\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$,转 速 $1\ 488\ \text{r}/\text{min}$,额定电流 $83.1\ \text{A}$,功率 $710\ \text{kW}$	2 台

表 2 煤质化验结果

Table 2 Test results of coal quality

序号	$M_1/\%$	$S_{1,\text{ar}}/\%$	$V_{\text{ar}}/\%$	$Q_{\text{net,ar}}/(\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1})$
1	16.70	0.35	26.23	21.90
2	16.82	0.38	26.31	21.90
3	17.01	0.36	26.11	21.91
4	16.82	0.39	26.48	22.27
5	16.01	0.40	26.56	22.29
6	14.92	0.38	26.13	22.12

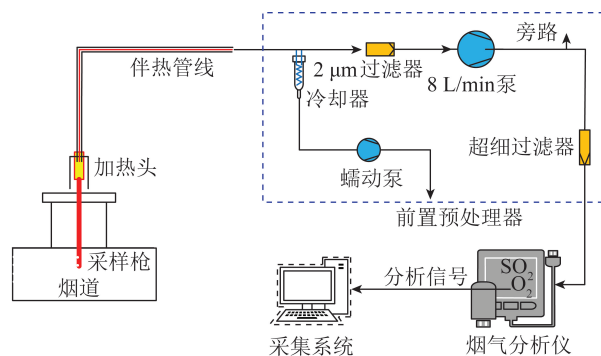
机组负荷稳定后,利用 SO_2 、 O_2 标气分别标定试验仪表和电厂脱硫系统进出口 cems 在线仪表。采用美国 Rosemount 生产的烟气分析仪(型号 NGA2000)分别测试脱硫塔进口和烟囱处烟气中 SO_2 和 O_2 浓度, SO_2 采样系统如图 1 所示。由电厂 DCS 系统采集烟气中 SO_2 和 O_2 的浓度数据,得到 DCS 系统脱硫塔进出口 SO_2 和 O_2 在线表计的修正系数。在脱硫塔进口及出口烟道处,按照网格法采用热电偶实时测量烟气温度,同时由 DCS 系统采集烟气温度数据,得到 DCS 系统中烟温与实测烟气温度的修正系数。后续计算中,以修正系数修正在线表计值,修正后的数值作为实测试验结果。

1.2.2 计算方法

试验过程中,石灰石耗量计算公式如下

$$m(\text{CaCO}_3) = \frac{V_{\text{RG}} [C(\text{SO}_2, \text{Rogas}) - C(\text{SO}_2, \text{Reingas})]}{10^6} \times \frac{M(\text{CaCO}_3)}{M(\text{SO}_2)} \frac{100}{F_p} S_1 \quad (1)$$

式中, $m(\text{CaCO}_3)$ 为石灰石耗量, kg/h ; V_{RG} 为烟气体积流量(标准状态干烟气, $6\% \text{O}_2$), m^3/h ; $C(\text{SO}_2, \text{Ro-})$

图 1 SO_2 采样系统示意图Fig.1 Schematic diagram of SO_2 sampling system

gas) 为原烟气中 SO_2 浓度(标准状态干烟气, $6\% \text{O}_2$), mg/m^3 ; $C(\text{SO}_2, \text{Reingas})$ 为净烟气中 SO_2 浓度(标准状态干烟气, $6\% \text{O}_2$), mg/m^3 ; $M(\text{CaCO}_3)$ 为 CaCO_3 摩尔质量,取 $100.09\ \text{kg}/\text{kmol}$; $M(\text{SO}_2)$ 为 SO_2 摩尔质量,取 $64.06\ \text{kg}/\text{kmol}$; F_p 为石灰石纯度,取 91% ; S_1 为 Ca/S 摩尔比,具体计算公式见式(2)。

$$S_1 = 1 + \frac{x(\text{CaCO}_3)}{M(\text{CaCO}_3)} \frac{x(\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{M(\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})} + \frac{x(\text{CaSO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O})}{M(\text{CaSO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O})} \quad (2)$$

式中, $x(\text{CaCO}_3)$ 为石膏中 CaCO_3 质量分数,%; $x(\text{CaCO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})$ 为石膏中 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 质量分数,%; $x(\text{CaCO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O})$ 为石膏中 $\text{CaSO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$ 质量分数,%; $M(\text{CaCO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})$ 为 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 摩尔质量,取 $172.18\ \text{kg}/\text{kmol}$; $M(\text{CaCO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O})$ 为 $\text{CaSO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$ 摩尔质量,取 $129.15\ \text{kg}/\text{kmol}$ 。

在 100% 负荷下,根据脱硫系统烟气体积流量、脱硫岛进出口烟气中的 SO_2 和 O_2 含量、脱硫岛进口烟气中的水蒸汽含量、石膏中 CaCO_3 、 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 和 $\text{CaSO}_3 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$ 含量及石灰石纯度按照式(1)计算出试验期间石灰石耗量。

SO_2 排污费计算公式为

$$C = W \times 0.95 \times 1\ 200 \quad (3)$$

式中, C 为 SO_2 排污费,元; W 为 SO_2 排放量, t 。

2 测试结果与分析

2.1 浆液循环泵组合优化

为进一步降低厂用电率,达到节能、高效、环保的目标,在 $1\ 000\ \text{MW}$ 负荷时,对浆液循环泵组合进行优化。机组由上到下配备 A、B、C、D 共 4 台浆液循环泵。由于入炉煤质中硫分为 $0.35\% \sim 0.40\%$,根据电厂运行经验,启用 2 台泵即可满足环保要求。因 AB 与 CD 分别共用一根母线,为防止浆液循环泵

跳闸,运行过程中尽量避免同时启动 AB 浆液循环泵(或 CD 浆液循环泵)。机组负荷 1 007.5 MW 时,浆液循环泵组合 BD、AD、BC、AC 的试验结果见表 3。浆液循环泵组合分别为 BD、AD、BC、AC 时的运行成本对比如图 2 所示。

表 3 1 000 MW 浆液循环泵组合优化结果

Table 3 Optimization results of slurry circulation pump combination under 1 000 MW load

项目	BD	AD	BC	AC
pH 值	5.53	5.60	5.58	5.75
浆液密度/($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	1 079.11	1 082.99	1 087.33	1 085.66
吸收塔液位/m	10.15	10.14	10.21	10.14
实测进口 O_2 含量/%	3.83	3.85	3.91	3.92
实测进口 SO_2 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	866.01	871.92	843.79	846.17
实测进口 SO_2 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	756.42	762.48	740.48	743.00
实测出口 O_2 含量/%	3.84	3.87	3.92	3.98
实测出口 SO_2 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	19.31	29.57	24.79	30.21
实测出口 SO_2 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	16.88	25.89	21.77	26.63
脱硫效率/%	97.77	96.60	97.06	96.42
浆液循环泵电流(组合)/A	222.1	214.7	217.4	209.7
B 氧化风机电流/A	72.0	72.0	72.0	72.0
进口实测烟气流(标干,6%氧)/($\text{km}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	3 498.18	3 473.59	3 494.84	3 477.89
石灰石耗量/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	4 780.16	4 727.67	4 641.05	4 603.55
循环泵电耗/kW	2 173.20	2 056.58	2 120.40	1 955.85
氧化风机电耗/kW	694.29	693.80	695.52	692.70
电耗成本/($\text{元} \cdot \text{h}^{-1}$)	1 146.99	1 100.15	1 126.37	1 059.42
石灰石成本/($\text{元} \cdot \text{h}^{-1}$)	783.95	775.34	761.13	754.98
SO_2 排污费/($\text{元} \cdot \text{h}^{-1}$)	67.33	102.52	86.75	105.59

注:根据电厂提供数据,电耗按 0.40 元/kWh,石灰石按 164.00 元/t 计算,下同。

由表 3 及图 2 可知,相同负荷下,BD 浆液循环泵组合电耗成本最大,石灰石成本最高,但同时脱硫效率最高, SO_2 排污费最少,最终合计成本为最高;AC 泵组合电耗及石灰石成本最低,但 SO_2 排污费较高,虽最终合计成本最低,但浆液 pH 降至 5.75 时,烟囱出口 SO_2 浓度已达 26.63 mg/m^3 (标干,6%氧),已接近电厂的排放限值 30.00 mg/m^3 (标干,6%氧)。从环保排放指标裕度角度考虑,AC 泵组合不予考

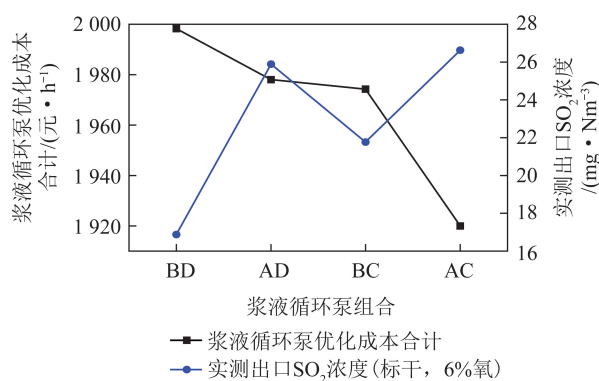


图 2 浆液循环泵组合优化成本合计结果

Fig.2 Total costs comparison of slurry circulation pump combination optimization

虑。与其他浆液循环泵组合相比,BC 泵组合的最终合计成本适中,吸收塔脱硫效率较高为 97.06%,满足环保指标要求,同时烟囱出口 SO_2 浓度有一定裕度,即选择 BC 泵组合最优。

2.2 浆液 pH 优化

吸收塔浆液 pH 值是湿法脱硫系统的重要运行参数,对脱硫效率、浆液中 CaCO_3 含量及溶解度等有重要影响。最佳浆液循环泵组合下,对吸收塔浆液 pH 进行优化试验,以减少石灰石消耗量,降低物料消耗成本。1 000 MW 负荷下,以 BC 泵组合为基础,其他参数不变时,逐渐降低浆液 pH,得到不同浆液 pH 工况时烟囱出口 SO_2 排放、脱硫效率、电耗、石灰石消耗等,最终获得优化后最佳浆液 pH 值。1 000 MW 时浆液 pH 优化试验结果见表 4。

通常,pH 值较低时,有利于石灰石溶解,但 SO_2 吸收速率降低,pH 值降至 4.0 时, SO_2 吸收能力几乎丧失;随浆液 pH 升高,浆液中 CaCO_3 含量增加,液相传质系数增大,同时有利于 SO_2 吸收。但 pH 值过高时,石灰石溶解度降低, H^+ 浓度降低, Ca^{2+} 析出困难,将导致脱硫效率下降,同时会加重系统设备的结垢程度。由表 4 可知,1 000 MW 负荷时,浆液 pH 值下降,可造成 SO_2 吸收速率降低,电耗成本及石灰石成本均降低,但 SO_2 排污费升高。浆液 pH 值由 5.58 降至 5.51,系统脱硫效率由 97.06% 降至 96.14%, SO_2 排污费由 86.75 元/h 升高至 113.41 元/h。浆液 pH 值降至 5.51 时,实测出口 SO_2 浓度已达到 27.82 mg/m^3 (标干,6%氧),若继续降低浆液 pH,烟囱出口处 SO_2 浓度将超出电厂 SO_2 排放指标。同时,浆液 pH 由 5.58 降至 5.51 时,脱硫最终合计成本相差不大。因此,1 000 MW、BC 浆液循环泵时,最佳浆液 pH 值为 5.50~5.60。

表 4 1 000 MW 浆液 pH 优化结果

Table 4 Optimization results of slurry pH under 1 000 MW load

项目	pH 值	
	5.58	5.51
浆液密度/($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	1 087.33	1 073.15
吸收塔液位/m	10.21	9.98
实测进口 O ₂ 含量/%	3.91	4.13
实测进口 SO ₂ 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	843.79	811.21
实测进口 SO ₂ 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	740.48	721.26
实测出口 O ₂ 含量/%	3.92	4.46
实测出口 SO ₂ 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	24.79	30.68
实测出口 SO ₂ 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	21.77	27.82
脱硫效率/%	97.06	96.14
浆液循环泵 B 电流/A	105.9	103.5
浆液循环泵 C 电流/A	111.5	108.2
浆液循环泵电流(组合)/A	217.4	211.6
B 氧化风机电流/A	72.0	72.1
进口实测烟气流量(标干,6%氧)/($\text{km}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	3 494.84	3 575.63
石灰石耗量/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	4 641.05	4 596.71
循环泵电耗/kW	2 120.40	2 057.33
氧化风机电耗/kW	695.52	694.44
电耗成本/(元·h ⁻¹)	1 126.37	1 100.71
石灰石成本/(元·h ⁻¹)	761.13	753.86
SO ₂ 排污费/(元·h ⁻¹)	86.75	113.41
成本合计/(元·h ⁻¹)	1 974.25	1 967.99

2.3 吸收塔液位优化

吸收塔液位对脱硫效率及系统电耗均有重要影响,液位控制不当可能造成烟气短路或浆液溢流等事故,威胁机组安全、经济运行。根据浆液循环泵及浆液 pH 优化结果,对吸收塔液位进行优化。在最佳浆液循环泵 BC 及最佳浆液 pH 下,其他参数不变,分别选取不同吸收塔液位进行优化试验,得到不同吸收塔液位工况时烟囱出口 SO₂ 排放、脱硫效率、电耗、石灰石消耗等结果,获得优化后最佳吸收塔液位。1 000 MW 时吸收塔液位优化试验结果见表 5。吸收塔液位优化时的成本合计对比结果如图 3 所示。

研究表明:吸收塔液位越高,可延长浆液与烟气在塔内的停留时间,增强浆液吸收效果,提高脱硫效率。但较高的液位会增加氧化风机出力,电耗相应增大^[23]。由表 5、图 3 可知,在满足电厂环保指标的前提下,随吸收塔液位下降,脱硫系统电耗成本基本呈下降趋势。吸收塔液位由 10.21 m 降至 9.01 m,

脱硫系统电耗成本由 1 126.37 元/h 降至 1 104.11 元/h。因吸收塔液位降低,吸收塔内浆液吸收 SO₂ 效果减弱,脱硫效率下降,SO₂ 排放量升高,SO₂ 排污费增加。吸收塔液位由 10.21 m 降至 9.01 m,SO₂ 排污费由 86.75 元/h 升高至 110.40 元/h。综合考虑脱硫效率、电耗成本、石灰石成本及 SO₂ 排污费,1 000 MW 负荷时,最佳的吸收塔液位为 8.00~9.00 m。

表 5 1 000 MW 吸收塔液位优化结果

Table 5 Optimization results of absorption tower level under 1 000 MW load

项目	浆液密度/($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)			
	1 087.33	1 084.02	1 098.18	1 110.07
pH 值	5.58	5.63	5.59	5.58
吸收塔液位/m	10.21	9.53	9.01	7.95
实测进口 O ₂ 含量/%	3.91	3.75	3.81	4.06
实测进口 SO ₂ 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	843.79	882.57	792.47	837.70
实测进口 SO ₂ 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	740.48	767.32	691.68	741.76
实测出口 O ₂ 含量/%	3.92	4.35	4.61	4.68
实测出口 SO ₂ 浓度(标干,实际氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	24.79	32.72	29.14	30.20
实测出口 SO ₂ 浓度(标干,6%氧)/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	21.77	29.47	26.68	27.76
脱硫效率/%	97.06	96.16	96.14	96.26
浆液循环泵 B 电流/A	105.9	105.5	107.1	108.1
浆液循环泵 C 电流/A	111.5	111.0	112.4	112.0
浆液循环泵电流(组合)/A	217.4	216.5	219.5	220.2
氧化风机电流/A	72.0	72.0	72.0	72.0
出口实测烟气流量(标干,6%氧)/($\text{km}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	3 494.84	3 643.42	3 629.85	3 533.90
石灰石耗量/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	4 641.05	4 687.88	4 281.34	4 434.85
循环泵电耗/kW	2 120.40	2 102.90	2 074.60	2 082.44
氧化风机电耗/kW	695.52	695.17	685.67	679.71
电耗成本/(元·h ⁻¹)	1 126.37	1 119.23	1 104.11	1 104.86
石灰石成本/(元·h ⁻¹)	761.13	768.81	702.14	727.32
SO ₂ 排污费/(元·h ⁻¹)	86.75	122.41	110.40	111.85

3 结 论

1) 1 000 MW 负荷工况下,综合考虑脱硫系统主要设备电耗、脱硫成本及物料消耗,存在浆液循环泵最佳组合,针对本电厂运行情况,选用 BC 浆液循环泵组合时,节能效果最好。

2) 吸收塔浆液 pH 值可影响脱硫系统物料消

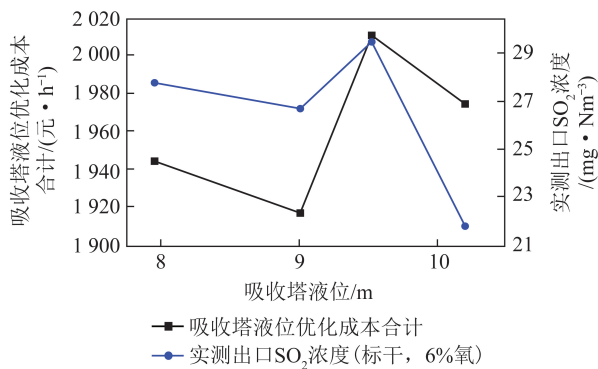


图3 吸收塔液位优化成本合计对比结果

Fig.3 Total costs comparison of absorption tower level optimization

耗,进而影响系统运行经济性。1 000 MW 负荷工况下,选用最佳浆液循环泵组合 BC 时,最佳浆液 pH 值为 5.50~5.60。

3) 吸收塔液位对脱硫系统能耗影响较大,随吸收塔液位下降,脱硫系统电耗成本基本呈下降趋势。综合考虑各种因素对脱硫能耗的影响,1 000 MW 负荷时,最佳的吸收塔液位为 8.00~9.00 m。

参考文献 (References):

- [1] 陆诗原. 大型燃煤机组节能分析及综合性能评价方法研究 [D]. 北京: 华北电力大学, 2011.
LU Shiyuan. Energysaving analysis of flue gas desulfurization system and research on comprehensive performance evaluation method in large scale coal-fired units [D]. Beijing: North China Electric Power University, 2011.
- [2] DOU Binlin, PAN Weiguo, JIN Qiang, et al. Prediction of SO₂ removal efficiency for wet flue gas desulfurization [J]. Energy Conversion and Management, 2009, 50(10): 2547-2553.
- [3] 蔡毅, 程乐鸣, 许霖杰, 等. 循环流化床锅炉组合脱硫系统运行策略研究 [J]. 中国电机工程学报, 2017, 37(1): 161-171.
CAI Yi, CHENG Leming, XU Linjie, et al. Optimal operation strategy of a combined desulfurization system for a circulating fluidized bed boiler [J]. Proceeding of the CSEE, 2017, 37(1): 161-171.
- [4] 叶青, 张国鑫, 沈军, 等. 湿法脱硫吸收塔浆液 pH 值异常情况处理 [J]. 电力环境保护, 2008, 24(5): 40-42.
YE Qing, ZHANG Guoxin, SHEN Jun, et al. Analysis and treatment of slurry pH abnormality of absorption tower in wet limestone/gypsum desulfurization system [J]. Electric Power Environmental Protection, 2008, 24(5): 40-42.
- [5] 邵炜. 湿法脱硫吸收塔 pH 值异常分析与处理 [J]. 浙江电力, 2009(S1): 82-83.
SHAO Wei. Analysis and measures for pH abnormality in WFGD absorber [J]. Zhejiang Electric Power, 2009(S1): 82-83.
- [6] 李庆丰, 富丽娟. FGD 系统中吸收塔液位测量方法改进 [J]. 电力科学与技术学报, 2009, 24(2): 93-96.
- [7] 李伟, 李诗媛, 徐明新, 等. 循环流化床富氧燃烧 SO₂ 排放和石

灰石脱硫特性研究 [J]. 中国电机工程学报, 2014, 34(23): 3932-3937.

- [8] LI Wei, LISHIYUAN, XU Mingxin, et al. Study on SO₂ emission and limestone desulfurization characteristics for oxy-fuel circulating fluidized bed combustion [J]. Proceeding of the CSEE, 2014, 34(23): 3932-3937.
- [8] 王勤辉, 刘传亮, 骆仲决, 等. 钙基脱硫灰低温增湿脱硫的 TGA 模拟实验研究 [J]. 浙江大学学报(工学版), 2008, 42(10): 1779-1784.
WANG Qinhuai, LIU Chuanliang, LUO Zhongyang, et al. Experiment on humidification and desulphurization of calcium-based spent sorbent at low temperature with thermogravimetric analyzer [J]. Journal of Zhejiang University (Engineering Science), 2008, 42(10): 1779-1784.
- [9] WARYCH J, SZYMANOWSKI M. Model of the wet limestone flue gas desulfurization process for cost optimization [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2001, 40(12): 2597-2605.
- [10] KIIL S, MICHELSEN M L, DAM-JOHANSEN K. Experimental investigation and modeling of a wet flue gas desulfurization pilot plant [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1998, 37(7): 2792-2806.
- [11] 边小君. 石灰石/石膏湿法烟气脱硫系统的运行优化及其对锅炉的影响 [D]. 杭州: 浙江大学, 2006.
BIAN Xiaojun. Operation optimization of the limestone/gypsum wet flue gas desulfurization system and its influence to boiler [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2006.
- [12] 王树东, 胡三高, 刘玲, 等. 600 MW 机组脱硫系统中循环浆液泵的运行优化与改造研究 [J]. 中国电力, 2010, 43(11): 46-49.
WANG Shudong, HU Sangao, LIU Ling, et al. Operation optimization and retrofit study of circulating slurry pump in FGD system of 600 MW unit [J]. Electric Power, 2010, 43(11): 46-49.
- [13] 吕宏俊. FGD 系统吸收塔高液位问题分析 [J]. 电站系统工程, 2010, 26(1): 49-51.
LYU Hongjun. Analysis on high-liquid level in absorber of limestone-gypsum wet FGD system [J]. Power System Engineering, 2010, 26(1): 49-51.
- [14] 钟振成, 李宝悦, 吴占松. 多炉一塔湿式烟气脱硫系统设计优化研究 [J]. 热力发电, 2013, 42(2): 45-48.
ZHONG Zhencheng, LI Baoyue, WU Zhansong. Design and optimization of wet-FGD system of multiple boilers with one absorber for medium-sized coal-fired boilers [J]. Thermal Power Generation, 2013, 42(2): 45-48.
- [15] 丁开翔, 郭永红, 王勇强, 等. 不同喷淋层布置的脱硫塔流场优化数值模拟 [J]. 电站系统工程, 2016, 32(1): 24-27.
DING Kaixiang, GUO Yonghong, WANG Yongqiang, et al. Flow field optimization of FGD under different spray levels operation by numerical simulation [J]. Power System Engineering, 2016, 32(1): 24-27.
- [16] 陈美秀, 莫建松, 吴忠标. 脱硫装置中百叶窗式挡板门密封节能优化方案 [J]. 热力发电, 2013, 42(9): 20-23, 27.
CHEN Meixiu, MO Jianzhong, WU Zhongbiao. Energy saving program optimization for louver baffle seal [J]. Thermal Power Gen-

- eration, 2013, 42(9): 20-23, 27.
- [17] GUO Yishan, XU Zhewei, ZHENG Chenghang, et al. Modeling and optimization of wet flue gas desulfurization system based on a hybrid modeling method[J]. Journal of the Air & Waste Management Association, 2019, 69(5): 565-575.
- [18] 刘敏, 周然, 郑川江, 等. 火电厂脱硫系统运行优化控制模型研究[J]. 热能动力工程, 2017, 32(6): 95-99, 136.
LIU Min, ZHOU Ran, ZHENG Chuanjiang, et al. Study on operation optimization and control model for desulfurization system of thermal power plants[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2017, 32(6): 95-99, 136.
- [19] 张璐, 钟文琪, 李益国, 等. 面向 DCS 优化控制的氨法脱硫过程模拟[J]. 东南大学学报(自然科学版), 2018, 48(3): 435-442.
ZHANG Lu, ZHONG Wenqi, LI Yiguo, et al. Simulation of ammonia desulfurization process for DCS optimization control[J]. Journal of Southeast University (Natural Science Edition), 2018, 48(3): 435-442.
- [20] 吕太, 郭思鹏, 齐笑言. 600 MW 燃煤机组湿法脱硫系统节能运行的优化研究[J]. 热能动力工程, 2017, 32(03): 99-103, 138.
LYU Tai, GUO Sipeng, QI Xiaoyan. Optimization study on the energy conservation operation of wet desulfurization system of a domestic 600 MW coal-fired unit[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2017, 32(3): 99-103, 138.
- [21] 牛拥军, 宦宣州, 李兴华. 燃煤电厂烟气脱硫系统运行优化与经济性分析[J]. 热力发电, 2018, 47(12): 22-28.
NIU Yongjun, HUAN Xuanzhou, LI Xinghua. Operation optimization and economic analysis for WFGD system of coal-fired power plants[J]. Thermal Power Generation, 2018, 47(12): 22-28.
- [22] 张磊, 王少臣, 苑广存, 等. CFB 锅炉内外脱硫系统超低排放容量分配优化[J]. 洁净煤技术, 2018, 24(4): 120-125.
ZHANG Lei, WANG Shaochen, YUAN Guangcun, et al. Optimization of ultra-low emission capacity distribution in CFB boiler internal and external desulfurization system[J]. Clean Coal Technology, 2018, 24(4): 120-125.
- [23] 禾志强, 马松玲, 祁立明, 等. 湿法脱硫系统吸收塔液位控制[J]. 电站系统工程, 2012, 28(4): 66-67.
HE Zhiqiang, MA Songling, QI Liming, et al. Liquid level control in absorber of limestone-gypsum wet FGD system[J]. Power System Engineering, 2012, 28(4): 66-67.