



文章栏目：大气污染防治

DOI 10.12030/j.cjee.201911008

中图分类号 X701.3

文献标识码 A

郭志, 刘志敏. 基于气液悬浮旋切掺混的气动旋流塔脱硫性能测试与分析[J]. 环境工程学报, 2020, 14(5): 1320-1328.

GUO Zhi, LIU Zhimin. Desulfurization performance test and analysis of aerodynamic swirl tower based on gas-liquid suspension swirling cutting mixing[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2020, 14(5): 1320-1328.

基于气液悬浮旋切掺混的气动旋流塔脱硫性能测试与分析

郭志*, 刘志敏

航天环境工程有限公司, 天津 300301

第一作者: 郭志(1987—), 男, 硕士, 工程师。研究方向: 固废处理与资源化等。E-mail: guozhikd@126.com

*通信作者

摘要 为了研制低运行能耗和高脱硫效率的新型脱硫塔, 以满足国家最新环保超低排放标准, 采用基于气液悬浮旋切掺混的气动旋流塔脱除燃煤烟气中的 SO_2 污染物, 对其内部气动旋流单元的强化传质脱硫性能进行探究, 考察了空塔喷淋段和气动旋流段的喷淋层位置和液气比对脱硫效率及系统阻力的影响, 并对气动旋流单元的脱硫效率进行了理论计算模拟。结果表明: 喷淋层距浆液池高度越高, 液滴在吸收区停留的时间越长, 脱硫效率越高, 系统运行阻力也越大; 增加液气比, 可显著提高系统的脱硫效率, 单层喷淋层阻力约为 150 Pa; 在低 pH 工况下, SO_2 吸收过程为液膜控制, 气动旋流单元的脱硫效率较低; 随着 pH 的增大, SO_2 吸收过程逐渐由液膜控制转变为双膜甚至气膜控制, 气动旋流单元的脱硫效率逐渐增强; 当 pH=5 时, 液气比=25 $\text{L}\cdot\text{m}^{-3}$, 5 层喷淋层运行工况下的脱硫效率高达 99.82%。气动旋流单元的脱硫效率模拟计算结果表明: 在高 pH 下, 气动旋流单元的脱硫效率更高; 当 pH=5.5 时, 气动旋流单元的脱硫效率为 62.56%, 阻力为 360 Pa, 实验数据与理论计算曲线吻合较好。以上研究结果可为新型高效燃煤机组脱硫超低排放改造技术的开发及其在环境污染控制领域的应用提供参考。

关键词 气动旋流塔; 气液悬浮旋切掺混; 湿法烟气脱硫; 脱硫效率

我国燃煤火电机组排放烟气中含有大量 SO_2 污染物, 据统计, 2017 年全国因煤炭燃烧产生的 SO_2 排放总量为 $8.754 \times 10^6 \text{ t}^{[1]}$ 。在众多脱硫技术中, 石灰石-石膏湿法烟气脱硫技术是我国燃煤电厂应用最广泛的烟气脱硫工艺^[2,4], 约占燃煤电厂烟气脱硫装置技术总量的 90%^[5]。石灰石-石膏湿法烟气脱硫技术成熟、脱硫效率高, 但同时也存在系统复杂、能耗高、运行成本高、对煤种适应性差等缺点。此外, 2014 年 9 月, 《煤电节能减排升级与改造行动计划(2014—2020 年)》中要求, 新建燃煤发电机组大气污染物排放浓度应基本达到燃气轮机组排放限值(即在基准氧含量 6% 条件下, SO_2 排放浓度 $\leq 35 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$)。因此, 在国家倡导节能环保的前提下, 脱硫系统的节能降耗和低运行能耗、高脱硫效率的新型脱硫塔的研制将社会具有重要意义。

为了满足国家最新的环保超低排放标准, 多数火电机组亟需切实可行、经济有效的脱硫提效改造方案。如何提高现有石灰石-石膏湿法烟气的脱硫效率, 成为国内众多学者的研究热点。张真^[6]

收稿日期: 2019-11-02; 录用日期: 2019-12-30

基金项目: 天津市科技计划项目(17ZXSTSF00030, 18YFYSZC00070, 19ZXSSN00050)

通过添加脱硫复合增效剂提高了脱硫效率。李存杰等^[7]研究了基于 pH 分区控制的新型双循环湿法脱硫系统, 获得了较高的污染物去除率。李兴华等^[8]对喷淋空塔、托盘塔、单塔双循环和串联塔等改造工艺进行了对比: 入口烟气 SO_2 浓度 $< 3\,500\text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 时, 应优先采用单塔单循环技术; 入口烟气 SO_2 浓度 $> 4\,000\text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 时, 应优先采用单塔双循环或串塔技术。杜乐等^[9]对比了托盘塔和喷淋空塔 2 种塔型, 发现托盘塔具有效率高、低能耗、易检修等优点。望西萍^[10]针对传统空塔喷淋层改造、托盘塔和双塔双循环等主流超低排放技术特点, 得出系统总电耗影响最大的是循环泵, 而引风机和氧化风机影响最小的结论。卢晗等^[11]通过构建石灰石-石膏湿法脱硫费效计算模型得出, 托盘塔超低排放改造技术费效比 < 1 , 托盘塔技术经济可行。刘风伟等^[12]针对旋流板塔在烟气脱硫中的应用进行了探讨, 但此种旋流塔在大容量烟气中的应用受到限制。此外, 许多研究人员^[13-16]对石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统的影响因素和系统优化进行了分析与探讨, 建立了脱硫模型^[17-19]。综上可知, 现有脱硫提效改造研究主要集中在添加增效剂、pH 分区控制、设置托盘、单塔双循环、串联塔等方向, 对托盘以外具有强化吸收传质元件的新型脱硫塔研究较少。

本研究依托实际工程系统, 测试了基于气液悬浮旋切掺混的新型气动旋流塔脱硫性能, 在脱硫性能测试基础上, 对气动旋流单元的脱硫效率进行了理论计算模拟, 研究结果可为新型高效燃煤机组脱硫超低排放改造技术的开发及其在环境污染控制领域的应用提供参考。

1 气液悬浮旋切掺混脱硫机理

气动旋流单元由下至上主要由导流尾罩、旋流子和悬浮筒组成, 一组气动旋流单元通过上下封板组合为气动旋流单元组件, 并将其放置在脱硫塔 2 层喷淋层之间, 如图 1 所示。烟气从单元下方进入, 在旋流子作用下, 形成向上的旋转气流; 浆液从上端注入并被旋转气流托住, 反复旋切, 形成一段动态稳定的液粒悬浮层。气液悬浮旋切掺混具有掺混强度大和传质效率高的特点。

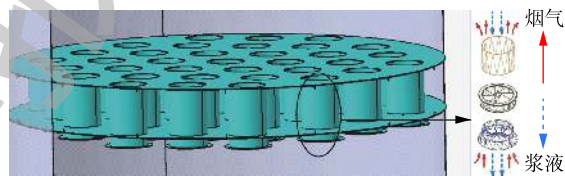


图 1 气动旋流单元示意图

Fig. 1 Diagram of aerodynamic swirl unit

气液悬浮旋切掺混脱硫机理可用双膜理论来解释, 相界面方程见式 (1)。吸收区物料衡算示意图如图 2 所示, 传质速率方程^[17]如式 (2) 所示, 以气相为基准的总传质系数如式 (3) 所示, 式 (3) 中的增强因子 E 和气、液传质系数 k_g 和 k_l 分别见式 (4)~式 (6)。

$$c_{\text{SO}_2}^* = H_{\text{SO}_2} x_{\text{SO}_2}^* \quad (1)$$

$$G = K_g a (c - H_{\text{SO}_2} x_{\text{SO}_2}) \frac{\pi}{4} D^2 z \quad (2)$$

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{H_{\text{SO}_2}}{k_l E} \quad (3)$$

$$E = 1 + \frac{D_{\text{Ca}^{2+}} H_{\text{SO}_2}}{D_{\text{SO}_2, \text{p}}} \frac{x_{\text{CaCO}_3}}{c} \quad (4)$$

$$k_g = \left(1.61 + 0.718 Re^{0.5} Sc^{0.33} \right) \frac{D_{\text{SO}_2, \text{g}}}{d_p} \quad (5)$$

$$k_l = 0.8 \sqrt{\frac{D_{\text{SO}_2, \text{p}} u_{r, f}}{d_p}} \sqrt{\frac{C_D \rho_g}{2 \rho_p}} \quad (6)$$

式中: $c_{\text{SO}_2}^*$ 为相界面气相中的 SO_2 浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$; H_{SO_2} 为 SO_2 的亨利常数; $x_{\text{SO}_2}^*$ 为相界面液相中的

SO_2 浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$; G 为 SO_2 传质速率, $\text{mol}\cdot\text{s}^{-1}$; K_g 为总传质系数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$; a 为传质比表面积, $\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$; c 为气相主体 SO_2 的浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$; x_{SO_2} 为液相主体 SO_2 的浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$; D 为塔直径, m ; z 为液滴距喷嘴出口的垂直高度, m ; k_g 为气相传质系数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$; k_l 为液相传质系数, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$; E 为增强因子; $D_{\text{Ca}^{2+}}$ 为液相中钙离子的扩散系数, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$; $D_{\text{SO}_2,\text{p}}$ 为液相中 SO_2 的扩散系数, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$; x_{CaCO_3} 为液相中 CaCO_3 的浓度, $\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$; Re 为雷诺数; Sc 为施密特数; $D_{\text{SO}_2,\text{g}}$ 为气相中 SO_2 扩散系数, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$; d_p 为平均液滴直径, m ; $u_{r,l}$ 为相对速度, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$; C_D 为曳力系数; ρ_g 为气相密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$; ρ_p 为液相密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。

气动旋流单元的流通面积相对空塔截面较小, 烟气在单元内流速升高并在旋流子的作用下形成旋转上升气流。何思程等^[20] 研究发现, 在气流平均速度为 $4.22\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的情况下, 叶片上方最大气速可达到 $10.2\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。旋转气流与上端注入的浆液相遇, 从而形成悬浮旋切的强化传质效果。因此, 气动旋流单元一方面增大了气相湍流度, 另一方面, 也破碎了液滴, 缩小了液滴尺寸, 最终使得气相传质系数增大。此外, 气液悬浮旋切掺混作用能够增大传质比表面积 a 和浆液与气体的接触时间。因此, 气动旋流塔能够在低液气比下实现高脱硫效率。

2 工程实验装置

以文登热电厂 $240\text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$ 高温高压煤粉锅炉配套烟气脱硫工程为例, 该工程采用石灰石-石膏湿法脱硫工艺, 脱硫塔采用气动旋流塔, 工程装置流程如图3所示。

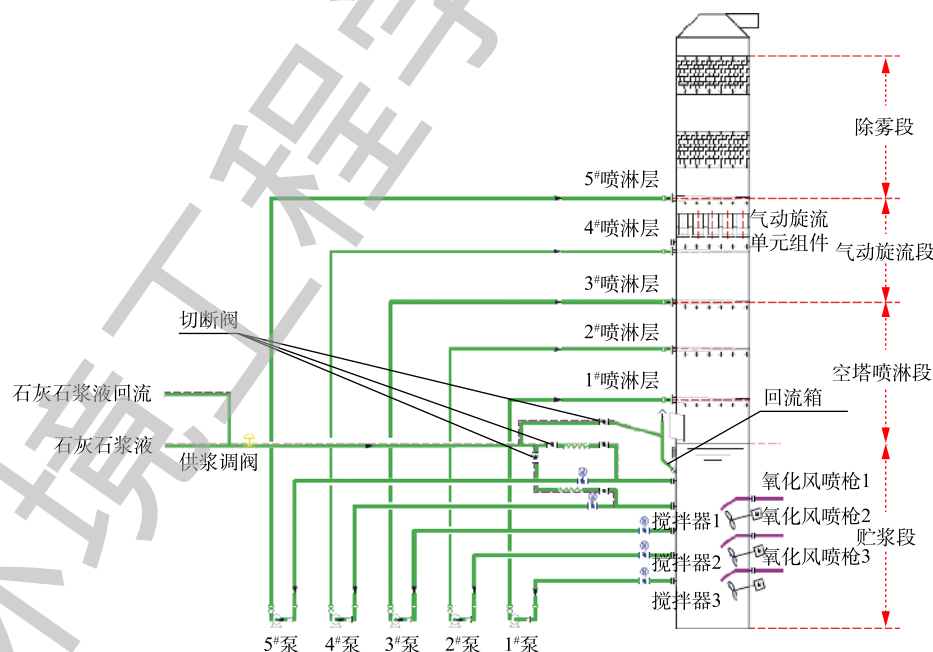


图3 工程装置流程

Fig. 3 Flow chart of engineering device

浆液循环泵共计5台, 单台循环泵对应气动旋流塔内单层喷淋层。喷淋层由下至上依次编号为1#~5#, 对应循环泵依次为1#泵~5#泵, 其流量均为 $1\,672\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ 。

为了防止塔内浆液沉积结垢,气动旋流塔配3台搅拌器。氧化空气喷枪安装在3台搅拌器附近,利用搅拌器的剧烈搅动,破碎氧化空气。气动旋流塔配2台罗茨风机,1用1备,单台氧化风机风量为 $4\,830\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ (标准状况下)。

气动旋流塔按功能分区,由下至上依次为贮浆段、空塔喷淋段、气动旋流段、除雾段。如图3所示,贮浆段设有搅拌器、氧化空气喷枪、循环泵吸入口和浆液外排口等;空塔喷淋段设有1#喷淋层、2#喷淋层和3#喷淋层;气动旋流段设有4#喷淋层、气动旋流单元、5#喷淋层;除雾段设有2层屋脊式除雾器。

实验调整不同喷淋层的运行组合和浆液的pH,脱硫效率和系统阻力计算方法见式(7)和式(8)。

$$\eta = \frac{c_{\text{SO}_2, \text{in}} - c_{\text{SO}_2, \text{out}}}{c_{\text{SO}_2, \text{in}}} \times 100\% \quad (7)$$

$$\Delta p = p_{\text{g, in}} - p_{\text{g, out}} \quad (8)$$

式中: η 为脱硫效率; $c_{\text{SO}_2, \text{in}}$ 为测试入口的 SO_2 浓度, $\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$; $c_{\text{SO}_2, \text{out}}$ 为测试出口的 SO_2 浓度, $\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$; Δp 为系统阻力,Pa; $p_{\text{g, in}}$ 为入口的烟气压力,Pa; $p_{\text{g, out}}$ 为出口烟气压力,Pa。

3 结果与讨论

3.1 空塔喷淋段喷淋层位置对脱硫效率的影响

空塔喷淋段设有1#、2#和3#喷淋层,3层喷淋层的安装位置依次升高,喷淋层距浆液池的距离越长,液滴在吸收区停留时间越长,脱硫效率越大。潘卫国等^[21]的研究结果也证实了这一结论,在单层喷淋层运行工况下,距离浆液池越远的喷淋层,其脱硫效率越高。空塔喷淋段的实验结果如图4所示。实验结果与潘卫国^[21]的研究结论相同,当 $\text{pH}>5.1$,液气比= $20\text{ L}\cdot\text{m}^{-3}$ 时,脱硫效率大小顺序为工况1(2#+3#+4#+气动旋流单元+5#)>工况2(1#+3#+4#+气动旋流单元+5#)>工况3(1#+2#+4#+气动旋流单元+5#),但脱硫效率整体相差不大。

系统阻力随时间的变化趋势见图5。喷淋层的位置对系统运行阻力影响不大,系统阻力维持在 $1\,400\text{ Pa}$ 左右。系统运行阻力测试结果与脱硫效率测试结果相同,工况1(2#+3#+4#+气动旋流单元+5#)液滴在吸收区的停留时间最长,对应的系统阻力最大,工况3(1#+2#+4#+气动旋流单元+5#)的运行阻力最低。

3.2 空塔喷淋段液气比对脱硫效率的影响

液气比指单位时间内单位体积烟气体积对应的浆液喷淋量,是湿法脱硫系统重要的运行参数^[2]。液气比能显著影响气液之间的传质性能,液气比越大,气液之间的传质面积就越大,传质速率加快;同时,在相同烟气体积条件下,增大液气比,也增大了浆液的总碱度,最终显

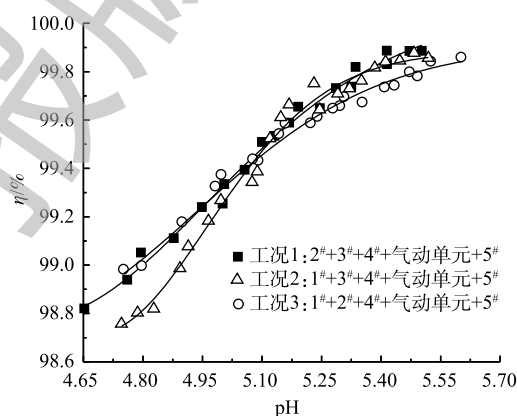


图4 脱硫效率随浆液pH的变化

Fig. 4 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH

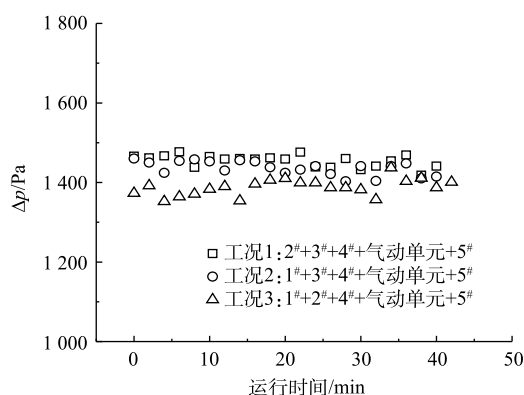


图5 系统阻力随时间的变化

Fig. 5 Variation of system resistance with time

著提高脱硫效率^[2]。本研究在工况 4(1[#]+2[#], 液气比=10 L·m⁻³)和工况 5(1[#]+2[#]+3[#], 液气比=15 L·m⁻³)的运行条件下, 探讨脱硫效率、塔入口 SO₂ 浓度和塔出口 SO₂ 浓度随浆液 pH 的变化情况, 实验结果如图 6 和图 7 所示。由图 6 可知, 在工况 4 下, 入口 SO₂ 浓度为 2 500 mg·m⁻³, pH=5.0, 脱硫效率为 80%; 由图 7 可知, 在工况 5 下, 入口 SO₂ 浓度为 2 500 mg·m⁻³, pH=5.5, 脱硫效率为 97.3%。李存杰等^[7]在液气比为 15 L·m⁻³, 入口 SO₂ 浓度为 2 500 mg·m⁻³ 时, 得到的脱硫效率约为 97.2%, 此结果与本研究的结果相接近。由此可见, 增加喷淋空塔脱硫系统液气比, 脱硫效率随之提高。

增大液气比, 脱硫塔内浆液的循环量随之增加, 吸收区的液滴总量也随之增大, 因此, 系统阻力也随之变大。图 8 给出了系统阻力随时间的变化情况。由图 8 可知, 工况 5 的系统阻力约为 870 Pa, 工况 4 的系统阻力约为 720 Pa。由此可见, 3[#]喷淋层所产生的阻力约为 150 Pa。

3.3 气动旋流段喷淋层位置对脱硫效率的影响

4[#]喷淋层位于气动旋流单元下方, 浆液由下至上喷入气动旋流单元内; 5[#]喷淋层位于气动旋流单元上方, 浆液由上至下喷入气动旋流单元内。实验在 3 种工况条件下考察喷淋层位置对脱硫效率的影响。这 3 种工况包括工况 1(2[#]+3[#]+4[#]+气动旋流单元+5[#], 液气比=20 L·m⁻³)、工况 6(1[#]+2[#]+3[#]+气动旋流单元+5[#], 液气比=20 L·m⁻³)、工况 7(1[#]+2[#]+3[#]+4[#]+气动旋流单元, 液气比=20 L·m⁻³)。3 种工况下脱硫效率随浆液 pH 的变化情况如图 9 所示。脱硫效率测试结果由高到低依次为工况 1>工况 6>工况 7。由此可见, 5[#]喷淋层引起的浆液由上至下喷入气动旋流单元内, 产生的气液悬浮旋切掺混作用使得脱硫效率更高。在较低的 pH 下, SO₂ 吸收过程为液膜控制^[22-23], 气动旋流单元的脱硫效率较低, 4[#]喷淋层所引起的气液悬浮旋切掺混作用逐渐抵消。结果表明: 当 pH<4.8 时, 工况 1 与工况 6 的脱硫效率逐渐趋于一致; 随着 pH 的逐渐增大, 增强因子 E 急速增加^[24], SO₂ 吸收过程逐渐由液膜控制转变为双膜甚至气膜控制, 气动旋流单元的脱硫效率逐渐增强, 由 4[#]和 5[#]所引起的气液悬浮旋切掺混作用差别逐渐减小; 当 pH>5.4 时, 工况 6 和工况 7 的脱硫效率趋于一致。这些实验结果与理论分析相一致。

系统阻力随时间的变化情况如图 10 所示。可以看出, 工况 1 和工况 6 的系统阻力相接近, 可

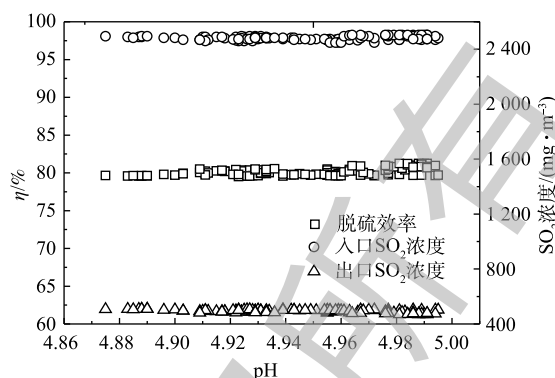


图 6 脱硫效率随浆液 pH 的变化关系 (工况 4)

Fig. 6 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH (operating condition 4)

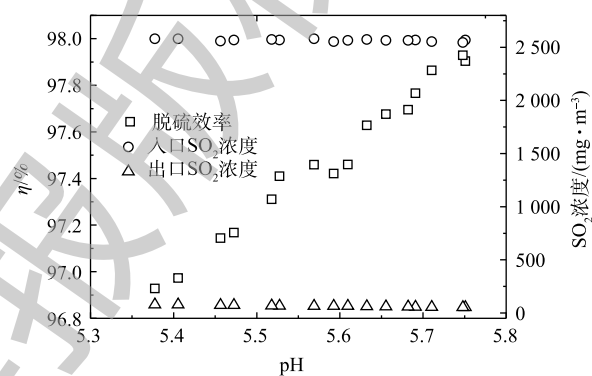


图 7 脱硫效率随浆液 pH 的变化 (工况 5)

Fig. 7 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH (operating condition 5)

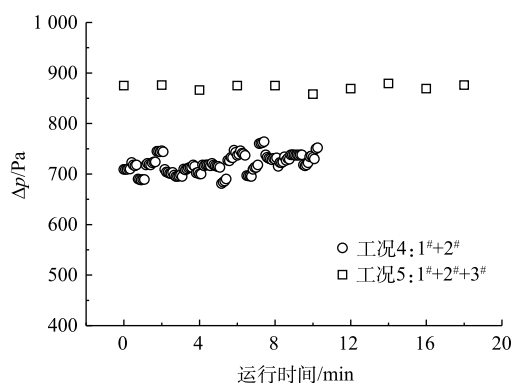


图 8 系统阻力随时间的变化

Fig. 8 Variation of system resistance with time

见4[#]喷淋层所产生的系统阻力与1[#]喷淋层一致。工况7的系统阻力明显低于工况1和工况6。这主要是由于在5[#]喷淋层投运后, 气动旋流单元由单一气体运行工况变为气液固多相流运行工况, 5[#]喷淋层注入的浆液在通过气动旋流单元时, 其与旋转上升的气流相互作用, 而旋转上升气流须克服液滴的重力, 形成气液悬浮旋切掺混作用, 最终导致脱硫塔运行阻力升高。工况1和工况6的系统阻力约为1 460 Pa, 工况7的系统阻力约为1 100 Pa。因此, 气动旋流单元阻力约为360 Pa。

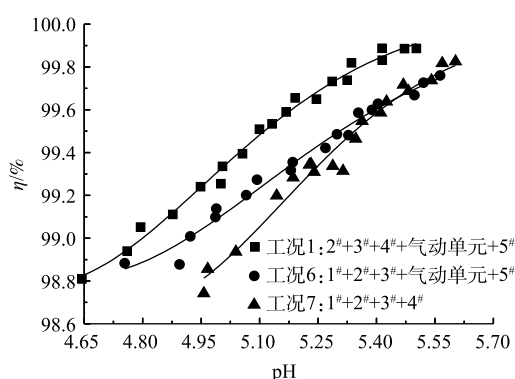


图9 脱硫效率随浆液pH的变化

Fig. 9 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH

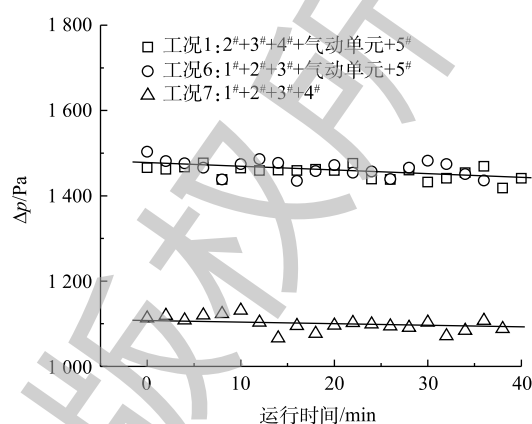


图10 系统阻力随时间的变化

Fig. 10 Variation of system resistance with time

3.4 气动旋流塔脱硫性能测试

为了更全面地测试气动旋流塔的脱硫效率, 我们研究了不同液气比下气动旋流塔的脱硫效率和系统阻力。实验采取工况1(2[#]+3[#]+4[#]+气动旋流单元+5[#], 液气比=20 L·m⁻³)、工况8(1[#]+2[#]+3[#]+4[#]+气动旋流单元+5[#], 液气比=25 L·m⁻³)、工况9(3[#]+4[#]+气动旋流单元+5[#], 液气比=15 L·m⁻³)3种工况。3种工况下的脱硫效率随浆液pH的变化如图11所示, 系统运行阻力随运行时间的变化如图12所示。结果表明, 液气比越大, 脱硫效率越高, 系统运行阻力也越大。当pH=5.0时, 工况8的脱硫效率高达99.82%, 系统阻力为1 613 Pa; 工况1的脱硫效率为99.26%, 系统阻力为1 454 Pa。随pH的逐渐增加, 脱硫效率高于99.5%, 1[#]喷淋层投运引起的脱硫效率增量逐渐被掩盖, 与工况1下的脱硫效率趋于一致。当pH=5.6时, 工况9的脱硫效率为99.1%, 系统运行阻力为1 320 Pa。由图7可知, 在液气比和喷淋层数相同、pH=5.6的条件下, 工况5(1[#]+2[#]+3[#], 液气比=15 L·m⁻³)的脱硫效率为97.4%。可见, 在相同液气比下, 气动旋流塔的脱硫效率明显高于喷淋空塔, 即气动旋流塔能

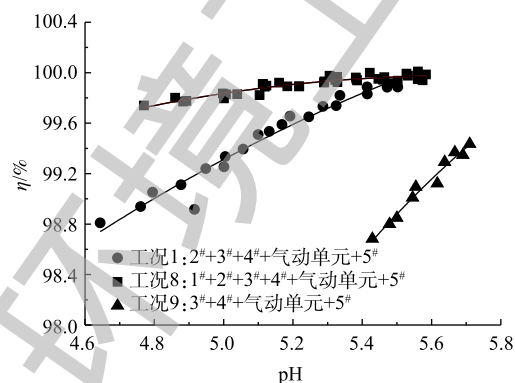


图11 脱硫效率随浆液pH的变化

Fig. 11 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH

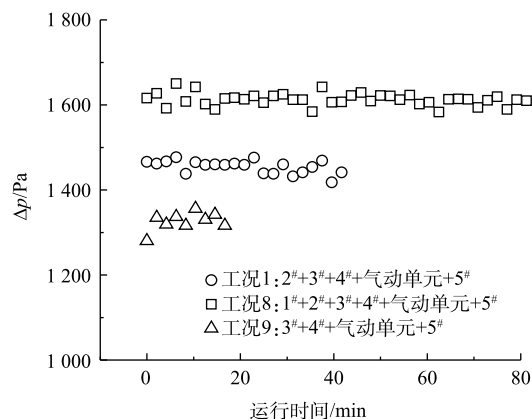


图12 系统阻力随时间的变化

Fig. 12 Variation of system resistance with time

够在较低的 pH 下得到较高的脱硫效率。浆液在低 pH 下运行,可增大系统的 Ca/S 比,提高浆液中 Ca^{2+} 的溶解率,可有效避免系统结垢^[2]。但是过大的液气比会增大浆液循环泵的流量,从而增加了循环泵的能耗,同时还会提高系统的运行阻力,增加了风机能耗。因此,气动旋流塔液气比应选择一个恰当的数值。

3.5 气动旋流单元脱硫性能理论分析

气动旋流单元的气液悬浮旋切掺混作用能显著增大气膜传质系数,提高脱硫效率。因此,随着 pH 的逐渐增大, SO_2 吸收过程逐渐由液膜控制转为双膜甚至气膜控制,气动旋流单元的脱硫效率会逐渐增大。气动旋流单元的脱硫效率通过工况 5($1^\#+2^\#+3^\#$, 液气比= $15 \text{ L}\cdot\text{m}^{-3}$)和工况 10($1^\#+2^\#+$ 气动旋流单元+ $5^\#$, 液气比= $15 \text{ L}\cdot\text{m}^{-3}$)进行研究。气动旋流单元的脱硫效率计算方法如式(9)所示。

$$\eta_{2-2} = 1 - \frac{1 - \eta_2}{1 - \eta_1} \quad (9)$$

式中: η_{2-2} 为气动旋流单元脱硫效率; η_1 为工况 1 的脱硫效率; η_2 为工况 2 的脱硫效率。 η_2 由 η_{2-1} ($1^\#+2^\#+5^\#$ 喷淋层的脱硫效率)和 η_{2-2} (气动旋流单元的脱硫效率)2 部分构成,忽略喷淋层位置对脱硫效率影响的因素,可得 $\eta_1 = \eta_{2-1}$ 。

2 种运行工况下脱硫效率随浆液 pH 的变化情况如图 13 所示。气动旋流单元的脱硫效率计算结果如图 14 所示。可以看出,气动旋流单元的脱硫效率随浆液 pH 的增加逐渐增大。由此可见,气

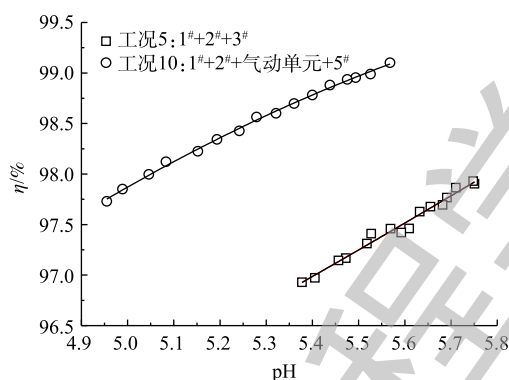


图 13 脱硫效率随浆液 pH 的变化

Fig. 13 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH

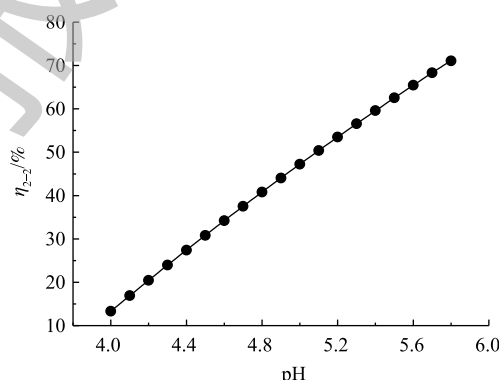


图 14 气动旋流单元脱硫效率随浆液 pH 的变化

Fig. 14 Variation of desulfurization efficiency of pneumatic swirl unit with desulfurization solution pH

动旋流单元能显著提高气膜传质系数,在高 pH 的气膜控制区内,气动旋流单元脱硫效率更高,实验结果与理论分析相一致。计算结果表明,当 $\text{pH}=5.5$ 时,气动脱硫单元的脱硫效率为 62.56%。

为将气动旋流单元脱硫效率模拟计算结果与实验数据进行比对,本研究选取新的运行模式下脱硫效率的实测数据,结果见图 15。工况 1 ($2^\#+3^\#+4^\#+$ 气动旋流单元+ $5^\#$, 液气比= $20 \text{ L}\cdot\text{m}^{-3}$)和工况 7 ($1^\#+2^\#+3^\#+4^\#$, 液气比= $20 \text{ L}\cdot\text{m}^{-3}$)的脱硫效率差别恰好为气动旋流单元的脱硫效率。根

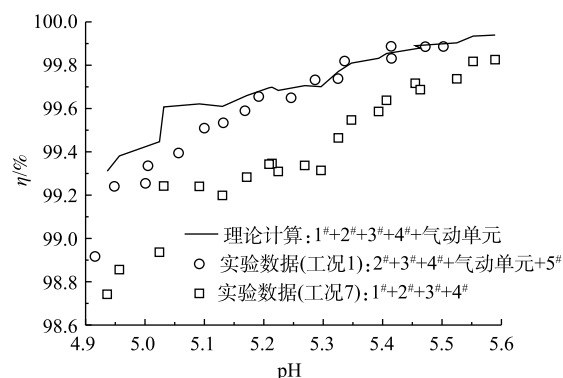


图 15 脱硫效率随浆液 pH 的变化

Fig. 15 Variation of desulfurization efficiency with desulfurization solution pH

据气动旋流单元的数据拟合计算结果, 采用脱硫效率叠加原理, 得到脱硫效率的理论计算曲线(工况 7+气动旋流单元)。实验数据与理论计算曲线结果如图 15 所示, 可以看出, 实验数据与理论计算曲线吻合较好。

4 结论

1) 喷淋层距浆液池的距离越长, 液滴在吸收区停留的时间亦越长, 因而脱硫效率越高, 系统运行阻力越大。

2) 增加液气比可显著提高系统的脱硫效率, 工况 5(1[#]+2[#]+3[#], 液气比=15 L·m⁻³) 下, 入口 SO₂ 浓度为 2 500 mg·m⁻³, 在 pH=5.5, 脱硫效率为 97.3%, 3[#]喷淋层所产生的阻力约为 150 Pa。

3) 在较低的 pH 下, SO₂ 吸收过程为液膜控制, 气动旋流单元的脱硫效率较低; 随着 pH 的逐渐增大, SO₂ 吸收过程逐渐由液膜控制转变为双膜甚至气膜控制, 气动旋流单元的脱硫效率逐渐增强, 气动旋流单元阻力为 360 Pa。

4) 气动旋流塔能在低液气比下可得到较高的脱硫效率, 是一种经济可行的脱硫超低排放技术。当 pH=5.0, 液气比=25 L·m⁻³ 时, 工况 8(1[#]+2[#]+3[#]+4[#]+气动旋流单元+5[#]) 的脱硫效率为 99.82%。

5) 气动旋流单元能显著提高气膜传质系数, 在高 pH 的气膜控制区, 其脱硫效率更高, 实验数据与理论计算曲线吻合较好。当 pH=5.5 时, 气动脱硫单元的脱硫效率为 62.56%。

参考文献

- [1] 石敬华, 刘常永, 刁鸣雷, 等. 运用SPSS统计分析影响大型火电机组SO₂排放量因素的研究[J]. 环境科学与管理, 2019, 44(10): 123-128.
- [2] 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分析[J]. 热力发电, 2018, 47(12): 22-28.
- [3] 郝润龙, 赵毅, 郭天祥. 燃煤烟气湿法脱硫系统模型及优化运行[J]. 动力工程学报, 2016, 36(10): 822-826.
- [4] 赵汶, 陈武. 石灰石-石膏湿法脱硫过程中浆液液滴及细颗粒物迁移转化特性研究[J]. 动力工程学报, 2019, 39(3): 242-247.
- [5] 靳会宁. 基于偏最小二乘法的石灰石-石膏湿法脱硫效率预测模型[J]. 资源节约与环保, 2016(3): 15-16.
- [6] 张真. 石灰石-石膏湿法烟气脱硫新型增效剂的实验研究[D]. 武汉: 华中科技大学, 2018.
- [7] 李存杰, 张军, 张涌新, 等. 基于pH值分区控制的湿法烟气脱硫增效研究[J]. 环境科学学报, 2015, 35(12): 4081-4087.
- [8] 李兴华, 何育东. 燃煤火电机组SO₂超低排放改造方案研究[J]. 中国电力, 2015, 48(10): 148-151.
- [9] 杜乐, 黄建国, 殷文香. 一种提高石灰石-石膏法脱硫效率的方法: 托盘塔[J]. 环境与发展, 2014, 26(3): 196-198.
- [10] 望西萍. 湿法烟气脱硫超低排放节能工艺优化及工程应用研究[D]. 北京: 清华大学, 2017.
- [11] 卢晗, 郑鑫, 李薇, 等. 燃煤电厂脱硫技术及超低排放改造费效分析[J]. 环境工程, 2018, 36(1): 97-102.
- [12] 刘凤伟, 张连红, 刘晓玉. 旋流板塔在烟气脱硫中的研究状况[J]. 当代化工, 2013, 42(11): 1599-1601.
- [13] 高向胜, 刘德宏, 吴林虎. 影响石灰石-石膏法烟气脱硫效率的因素分析[J]. 能源研究与利用, 2015(2): 46-49.
- [14] 陈文通. 石灰石-石膏湿法脱硫效率分析及系统优化[J]. 设备管理与维修, 2015(9): 90-92.
- [15] 曹洋, 赵建业, 刘军辉, 等. 吸收塔入口烟气参数对石灰石-石膏湿法脱硫效率的影响[J]. 煤炭加工与综合利用, 2019(6): 107-109.
- [16] 禾志强, 祁利明. 石灰石/石膏法脱硫效率分析[J]. 电站系统工程, 2009, 25(6): 51-52.
- [17] 祝杰, 吴振元, 叶世超, 等. 石灰石-石膏湿法喷淋脱硫模型研究[J]. 高校化学工程学报, 2015, 29(1): 220-225.

- [18] 陈尔鲁. 湿法烟气脱硫过程建模与优化[D]. 杭州: 浙江大学, 2016.
- [19] 孙庆龙. 湿法脱硫效率影响因素及喷淋塔数值模拟[D]. 济南: 山东大学, 2014.
- [20] 何思程, 袁惠新, 付双成. 旋流板塔内气相流场的速度及压降的数值模拟[J]. 化工进展, 2019, 30(11): 2399-2403.
- [21] 潘卫国, 郭瑞堂, 冷雪峰, 等. 大型燃煤电站锅炉脱硫塔脱硫效率的数值模拟[J]. 动力工程学报, 2011, 31(4): 306-311.
- [22] 李守信, 纪立国, 于军玲, 等. 石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺原理[J]. 华北电力大学学报, 2002, 29(4): 91-94.
- [23] 周至祥, 段建中, 薛建明, 等. 火电厂湿法烟气脱硫技术手册[M]. 北京: 中国电力出版社, 2006.
- [24] 郭东明. 脱硫工程技术与设备[M]. 2版. 北京: 化学工业出版社, 2007.

(本文编辑: 曲娜, 郑晓梅, 张利田)

Desulfurization performance test and analysis of aerodynamic swirl tower based on gas-liquid suspension swirling cutting mixing

GUO Zhi*, LIU Zhimin

Aerospace Environmental Engineering Co. Ltd., Tianjin 300301, China

*Corresponding author, E-mail: guozhikd@126.com

Abstract In order to develop a new desulfurization tower with low operation energy consumption and high desulfurization efficiency and meet the latest ultra-low emission standard of national environmental protection, the aerodynamic swirl tower based on gas-liquid suspension swirling mixing was used to remove SO_2 pollutants from coal-fired flue gas, and the desulfurization performance of its internal aerodynamic swirler was explored, as well as the enhanced mass transfer. The effects of spray layer position and liquid gas ratio of the empty tower spray section and the aerodynamic swirl section on the desulfurization efficiency and system resistance were investigated. Finally, the desulfurization efficiency of the aerodynamic swirler was calculated and simulated theoretically. The results show that the higher the spray layer from the slurry tank, the longer the droplets stay in the absorption area, the higher the desulfurization efficiency and the higher the system running resistance; increasing the liquid gas ratio could significantly improve the desulfurization efficiency, and the resistance of the single spray layer was about 150 Pa; under the operation condition of low pH, SO_2 absorption process was dominated by liquid membrane, and the desulfurization efficiency of the pneumatic swirl unit was relatively low. With the increase of pH, SO_2 absorption process gradually changes from liquid membrane control to double membrane control or even gas membrane control, and the desulfurization efficiency of the pneumatic swirl unit gradually increased. At pH 5.0 and the liquid gas ratio of $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-3}$, the desulfurization efficiency under the operation condition of five spray layer was as high as 99.82%. Finally, the desulfurization efficiency of the pneumatic swirl unit was simulated, and the results showed that at high pH, the desulfurization efficiency of the pneumatic swirl unit was higher. At pH 5.5, the desulfurization efficiency and the resistance of the pneumatic desulfurization unit were 62.56% and about 360 Pa, respectively. The experimental data was in good agreement with the theoretical calculation curve. This work can provide reference for the development of desulfurization ultra low emission renovation technology of the new and high efficient coal-fired units and the application in the field environmental pollution control.

Keywords aerodynamic swirl tower; gas-liquid suspension swirling mixing; wet flue gas desulfurization; desulfurization efficiency