



文章栏目：大气污染防治

DOI 10.12030/j.cjee.201907152

中图分类号 X701

文献标识码 A

肖育军, 邹毅辉, 李彩亭. 氨法脱硫工艺硫酸铵颗粒生成与排放的影响因素分析[J]. 环境工程学报, 2020, 14(6): 1605-1612.

XIAO Yujun, ZOU Yihui, LI Caiting. Factors analysis for affecting the formation and emission of ammonium sulfate particles in ammonia desulfurization process[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2020, 14(6): 1605-1612.

氨法脱硫工艺硫酸铵颗粒生成与排放的影响因素分析

肖育军¹, 邹毅辉^{1,*}, 李彩亭²

1. 中国能源建设集团华中电力试验研究院有限公司, 长沙 410005

2. 湖南大学环境科学与工程学院, 长沙 410082

第一作者: 肖育军(1987—), 男, 硕士, 工程师。研究方向: 火力发电大气污染防治。E-mail: xiaoyujun712@163.com

*通信作者: 邹毅辉(1974—), 男, 硕士, 高级工程师。研究方向: 火力发电技术。E-mail: 761562455@qq.com

摘要 针对氨法脱硫工艺实践过程中出口硫酸铵颗粒物浓度高的现象, 通过测试某氨法脱硫塔结构优化前、后不同运行条件下净烟气硫酸铵浓度, 分析烟气处理量、浆液含固量、烟气温度的影响规律, 提出了氨法脱硫工艺改造的新思路。结果表明: 硫酸铵能穿透采样的滤膜与滤筒; 优化前、后出口硫酸铵浓度随锅炉负荷的增长而加速增长, 随浆液含固量的增加(由 5% 增加至 45%)先加速增长, 然后(由 45% 增加至 55%)增长速度逐渐减小, 随喷淋水量的增加而降低; 浆液含固量与烟气温度的影响硫酸铵析出量, 导致出口硫酸铵逃逸的关键因素。因此, 降低烟气温度的运行时间能是氨法脱硫改造的新思路。

关键词 氨法脱硫; 结构改造; 硫酸铵逃逸; 浆液含固量

国内外主流烟气脱硫技术为石灰石-石膏湿法脱硫^[1], 同时, 湿式氨法脱硫工艺存在吸收塔出口气溶胶颗粒物排放浓度大的缺陷^[2-3], 导致烟囱出口形成“蓝色烟尾”的现象^[4-5]。根据统计, 在 2015 年签订合同的烟气脱硫新建工程机组中, 氨法烟气脱硫机组占 4%, 与《火电厂烟气脱硫工程技术规范 氨法》(HJ 2001—2010)颁布时国内氨法脱硫机组占有所有烟气脱硫工程机组不到 1% 相比, 氨法脱硫的应用取得了长足发展, 并开发了多段分区吸收塔技术代替原有空塔技术^[6]。《燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范》^[7]中规定: 氨法脱硫塔的结构须分区设置烟气洗涤降温区、SO₂ 吸收区、颗粒物及氨逃逸控制区等, 不同功能区间用托盘分隔。其中, 烟气洗涤降温区设置 1~2 层喷淋, SO₂ 吸收区设置不应少于 3 层喷淋, 颗粒物和氨逃逸控制区设置 1~2 层喷淋, 以及不少于 3 级的高效除雾器, 使出口雾滴浓度不大于 20 mg·m⁻³(其中硫酸铵的浓度约为 9 mg·m⁻³)。

针对氨法脱硫工艺在实践中气溶胶颗粒物排放浓度大的问题, 国内学者进行了实验室与实践中的研究^[8-9]。张文武等^[10]研究了氨法脱硫工艺气溶胶生成机理与物理特性, 并得出气相 NH₃ 与 SO₂ 的反应在硫酸铵气溶胶生成中占主导地位的结论; 彭学江等^[11]总结了氨法脱硫在硫酸生产工业中的实际应用问题, 并研究了通过改造除雾器与加装冲洗水喷雾的方式, 使脱硫塔出口硫酸铵

颗粒平均物浓度从 $40 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 降到 $25 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。同时,不同工业中烟气所运用的氨法脱硫工艺在入口烟气温度的不同情况下,出口硫酸铵浓度表现出不同特性,如硫酸生产工业中,使用先干法脱硫再氨法脱硫的工艺,在氨法脱硫入口温度为 $60 \text{ }^\circ\text{C}$ 的条件下,出口颗粒物浓度仅为 $2.8\sim 4.2 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ ^[12];烧结烟气的氨法脱硫塔入口温度分别为 $140 \text{ }^\circ\text{C}$ 左右,在结构更优的氨法脱硫塔情况下,其出口硫酸铵颗粒物浓度却高达 $280 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ ^[13];燃煤电厂氨法脱硫塔入口烟气温度的在 $130 \text{ }^\circ\text{C}$ 左右,须在脱硫塔出口增设湿式电除尘器^[3,14]或采用声波凝并等技术^[15],才能使出口硫酸铵颗粒物浓度满足超洁净排放的要求。但目前缺乏对电厂多段分区吸收塔在不同工况条件下出口硫酸铵排放浓度变化规律的研究,缺乏对结构改造案例效果的对比分析^[16]。

本研究针对氨法脱硫出口硫酸铵颗粒物浓度高且不易控制的现象,通过连续跟踪与控制锅炉负荷、吸收塔浆液密度、入口烟气温度的、3级循环区域淋洗水量等,对比分析吸收塔中烟气处理量、烟气降温区域浆液中硫酸铵浓度、烟气温度的、工艺水淋洗等因素对吸收塔出口硫酸铵浓度的影响,并对改造后吸收塔结构性能进行测定与评价,针对降低出口硫酸铵颗粒物浓度与节能的要求,提出了氨法脱硫优化运行的建议与氨法脱硫工艺改造的新思路。

1 实验对象

被选择的、优化后的多段分区脱硫塔系统如图1所示。烟气洗涤降温区的循环浆液为吸收塔浆液,其利用进口烟气的热量,使硫酸铵溶液达到饱和并析出晶体; SO_2 吸收区的循环浆液来自设置在吸收塔外的2级循环槽;颗粒物及氨逃逸控制区的循环液为工艺水,来自设置在吸收塔外的3级循环槽。针对原脱硫出口硫酸铵颗粒物浓度高的情况,电厂对控制颗粒物及氨逃逸的3级循环区域结构进行了改造,改造内容包括:扩大了该区域结构的直径;工艺水淋洗喷淋层由1层变为2层,并加大了原有工艺淋洗水量;在原有的2层V型除雾器的基础上,增加了1层高效除雾器;多孔填料用塑料丝替换原有的斜板通道。

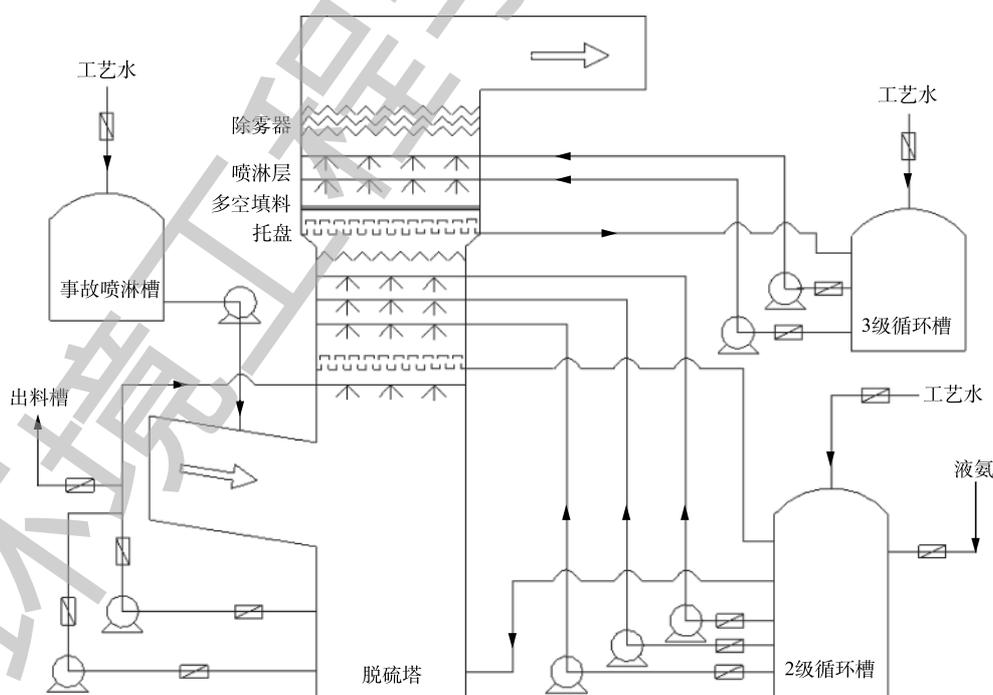


图1 氨法脱硫塔系统示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the ammonia desulfurizing tower

2 实验方法

2.1 常规采样方法

悬浮于排放烟气中的可过滤颗粒物 (FPM) 采样方法依据《固定污染源排气中颗粒物和气态污染物采样方法》^[17](规范 1) 与《固定污染源废气 低浓度颗粒物测定 重量法》^[18](规范 2) 中的烟道内过滤法进行, 规范 1 采用的玻璃纤维与刚玉滤筒对于直径为 0.5 μm 粒子的捕集效率不低于 99%, 规范 2 采用的滤膜对于直径为 0.3 μm 标准粒子的捕集效率应大于 99.5%。

2.2 优化采样方法

前期在锅炉负荷为 75% 额定工况 (BRL)、 SO_2 排放浓度小于 $10 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的条件下, 跟踪、测试吸收塔进、出口颗粒物浓度结果 (如表 1 所示)。可以看出, 在吸收塔入口烟尘浓度很低的情况下, 吸收塔出口颗粒物浓度是进口烟尘浓度的 4~5 倍, 且冷凝液中离子态硫酸铵浓度约为颗粒物浓度的 60%, 即运用常规采样方法不能准确反映氨法脱硫塔出口硫酸铵颗粒物浓度。同时, 不管是哪种运行条件, 出口颗粒物浓度在线 CEMS 监测仪均无法准确反映烟气中实际的颗粒物浓度。有研究^[19]表明, 氨法脱硫吸收塔出口硫酸铵粒径分布集中在 0.07~0.70 μm , 即存在硫酸铵穿透滤膜或滤筒的可能, 且规范 2 检测滤膜在实际使用中是否会发生穿透情况是在水泥厂与电厂除尘器上做的测试, 即目前缺乏高湿度条件下滤膜与滤筒对硫酸铵颗粒捕集效率的研究结果。因此, 分析中采用滤筒或滤膜上可过滤颗粒物 (FPM) 与可凝结颗粒 (CPM)^[20]之和作为出口硫酸铵浓度。

表 1 前期测试与跟踪的进、出口颗粒物浓度

Table 1 Particle concentrations of the inlet and outlet through initial tracking and testing

运行条件	测试编号	入口 FPM 浓度/ ($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	出口 FPM 浓度/ ($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	出口 CEMS 监测颗粒物 平均浓度/ $(\text{mg}\cdot\text{m}^{-3})$	CPM 浓度/ ($\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$)	(CPM/FPM)/ %
不提供浆液	1	4.57	17.35	5.32	10.25	59.08
不提供浆液	2	4.33	21.16	5.18	12.62	59.64
提供浆液	1	4.21	101.42	7.83	68.59	61.51
提供浆液	2	5.56	127.73	6.27	41.25	48.93

依据美国 EPA 颁布的可凝结颗粒物采样方法 (Method 202)^[21], 采样与分析包括 6 个步骤。

- 1) 采样前, 用去离子水对采样枪、采样连接管、气水分离器进行清洗。
- 2) 启动采样仪, 对清洗后的采样枪、采样连接管、气水分离器进行抽空气风干。
- 3) 在采样过程中, 采样枪的把手端向下倾斜 $5^\circ\sim 10^\circ$, 采样连接管以向下倾斜的方式连接采样枪与气水分离器。

4) 采样后, 保存滤膜或滤筒的同时, 收集从采样枪、采样连接管、气水分离器中被采烟气中冷凝出的冷凝液。

5) 采样后, 用去离子水对采样枪、采样连接管、气水分离器进行清洗, 并收集清洗液。

6) 用去离子水溶解滤筒或滤膜上的可过滤态硫酸铵, 再利用阳离子色谱仪测定溶液中 NH_4^+ 量, 计算脱硫塔出口可过滤颗粒态 (FPM) 硫酸铵浓度; 同时, 利用阳离子色谱仪测定冷凝液与清洗液中 NH_4^+ 量, 计算脱硫塔出口可凝结颗粒态硫酸铵 (CPM) 浓度 (以硫酸铵与亚硫酸铵形式存在的可凝结颗粒, 均计算成硫酸铵颗粒), 各个条件下平行采样 2 次, 取平均值。

3 结果分析与讨论

3.1 烟气处理量

在不同负荷下, 脱硫塔结构优化前、后出口硫酸铵浓度如图 2 所示。可以看出, 在结构优化

前的工况1(吸收塔浆液含固量为25%)条件下,锅炉负荷为50%~90% BRL,出口硫酸铵浓度由 $12.35 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 缓慢增长至 $17.56 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$;但随锅炉负荷再往上增加时,出口硫酸铵浓度增长速度变大,锅炉负荷110% BRL时,其出口为 $28.84 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。为进一步分析两者间的变化关系,设计了工况2(吸收塔浆液含固量为55%)实验。在结构优化前的工况2条件下,随锅炉负荷的增长,出口硫酸铵浓度增长速度逐渐变大,其浓度由 $57.53 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长为 $268.54 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$,增长到4.67倍。随着吸收塔内空塔气速的增长,出口硫酸铵浓度在复杂的吸收塔因素影响下也表现为增长的趋势,且增长趋势随吸收塔浆液含固量的增加而增大。

在结构优化后的工况1条件下,出口硫酸铵浓度随负荷变化很小,但依然呈逐渐上升的趋势,由 $4.45 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长至 $9.61 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$,增长到2.16倍。在结构优化后的工况2条件下,出口硫酸铵浓度随负荷的变化趋势与结构优化前的工况2条件下类似(锅炉110% BRL负荷下的点除外),为递增的二次函数关系,出口硫酸铵浓度由 $5.65 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长为 $43.85 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$,增长到7.76倍,这再次证明了优化前得出的出口硫酸铵浓度随负荷与吸收塔浆液含固量变化而变化的趋势。

当锅炉负荷为110% BRL时,结构优化前、后工况2出口硫酸铵浓度由原来的 $268.54 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 降为 $43.85 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$,工况1出口硫酸铵浓度由原来的 $28.85 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 降为 $9.61 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。这表明结构优化后性能改善效果明显,但在工况2条件下,锅炉90%~110% BRL负荷时出口硫酸铵浓度仍然无法达到 $\leq 20 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的要求(规范中要求的颗粒物排放浓度不包括冷凝液中离子态的硫酸铵浓度)。

3.2 吸收塔浆液含固量

吸收塔浆液含固量的计算方法见式(1)。

$$\varphi = \frac{m_0}{m_2 - m_1} \times 100\% \quad (1)$$

式中: φ 为浆液含固量; m_1 为取样前容器质量,g; m_2 为取样后容器与浆液总质量,g; m_0 为浆液烘干后析出的硫酸铵质量,g。

在锅炉负荷为100% BRL下,结构优化前、后,吸收塔浆液含固量对出口硫酸铵浓度的影响如图3所示。可以看出,随着浆液含固量的增加,出口硫酸铵浓度呈递增趋势,增长速度由小变大,再变小。结构优化前,出口硫酸铵浓度由5%含固量下的 $4.74 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长至55%含固量下的 $213.57 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$;结构优化后,其浓度由5%含固量下的 $3.85 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长至55%含固量下的 $36.64 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。同时,5%~20%是出口硫酸铵浓度缓慢增长的含固量区间;25%~40%是其快速增长的含固量区间;45%~55%是其增长速度下降的含固量区间。

根据烟气与浆液间热量传递守恒定律,吸收塔浆液水的理论蒸发量计算方法见式(2)~式(4)。

$$M = \frac{(Q_1 + Q_2)}{(T_3 - T_4)\beta + \delta} \quad (2)$$

$$Q_1 = V(1 - \varepsilon)\rho(T_1 - T_2)\alpha \quad (3)$$

$$Q_2 = 18 \times \frac{V\varepsilon}{22.4}(T_3 - T_4)\beta \quad (4)$$

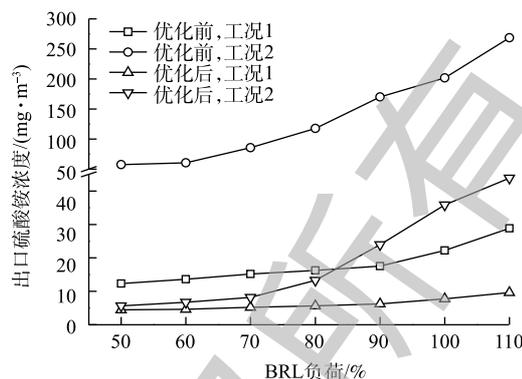


图2 结构优化前、后出口硫酸铵浓度与负荷的关系

Fig. 2 Relationship between the ammonium sulfate concentration of outlet and the boiler loading before and after structure optimization

式中: Q_1 为干烟气放热量, $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$; Q_2 为烟气水蒸气放热量, $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$; V 为吸收塔入口烟气体积, $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$; ε 为入口烟气湿度; ρ 为烟气密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$; T_1 为入口烟气温度, $^{\circ}\text{C}$; T_2 为烟气洗涤降温区后的烟气温度, $^{\circ}\text{C}$; α 为烟气比热容; T_3 为吸收塔浆液温度, $^{\circ}\text{C}$; T_4 为工艺水温度, $^{\circ}\text{C}$; β 为水的比热容, $\text{kJ}\cdot(\text{kg}\cdot\text{K})^{-1}$; δ 为水的汽化潜热, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ 。

在负荷 100% BRL 时, $V=595\ 894\ \text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ (标况、湿态、实际氧), $\varepsilon=8.2\%$, $\rho=1.29\ \text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ (标况、湿态、实际氧), $T_1=131\ ^{\circ}\text{C}$, $T_2=60\ ^{\circ}\text{C}$, $\alpha=1.0\ \text{kJ}\cdot(\text{kg}\cdot\text{K})^{-1}$, $T_3=51\ ^{\circ}\text{C}$, $T_4=20\ ^{\circ}\text{C}$, $\beta=4.2\ \text{kJ}\cdot(\text{kg}\cdot\text{K})^{-1}$, $\delta=2\ 258.77\ \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ 。在上述条件下, 吸收塔浆液水的理论蒸发量为 $26\ 069.6\ \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ 。

在不同浆液含固量下, 理论析出硫酸铵的浓度如图 4 所示, 理论析出硫酸铵浓度与浆液含固量的关系为二次函数 $y=159\ 145x^2+11\ 673x+2\ 448$ 。理论析出硫酸铵浓度由 5% 含固量下的 $2\ 508\ \text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增至 55% 含固量下的 $58\ 248\ \text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$, 而在这个过程中吸收塔浆液中析出的 NH_3 浓度变化不大。结合图 3 可推论: 在工业实践的实验工况条件下, 吸收塔浆液蒸发导致硫酸铵析出是氨法脱硫工艺出口硫酸铵浓度的主导因素; 而通过浆液中析出气态 NH_3 反应生成的硫酸铵对出口硫酸铵浓度影响不大。

依据硫酸铵的溶解特性, 当含固量小于 45% 时, 浆液中的硫酸铵均以离子态存在, 在热交换过程中, 小粒径浆液滴水分蒸发后析出的硫酸铵晶体被烟气带走, 或小粒径浆液滴仅部分水分蒸发, 粒径变更小后直接被烟气带走; 大粒径液滴则被蒸发部分水分后, 掉入循环浆液池。随着含固量的增加, 浆液滴含水量逐渐降低, 即水能被完全蒸发的浆液滴临界粒径逐渐增大, 使更多硫酸铵晶体颗粒或小粒径浆液滴随烟气带走, 这是图 3 中 5%~45% 含固量区域出口硫酸铵浓度增长速度越来越快的原因。当含固量大于 45% 时, 多余硫酸铵会自然结晶出来 (60 $^{\circ}\text{C}$ 下饱和硫酸铵浆液的含固量为 46.64%), 浆液滴中的硫酸铵晶体有利于浆液滴水分蒸发过程中以其为晶核生成大粒径的硫酸铵颗粒。在晶体粒径大的情况下, 更易被工艺水淋洗或除雾器捕捉而不被烟气带走, 这是图 3 中 45%~55% 含固量区域出口硫酸铵浓度增长速度下降的原因。

3.3 入口烟气温度

由式 (2) 可以看出, 喷淋浆液水分蒸发量与进、出口烟气温度密切相关。为对比论证浆液蒸发量对吸收塔出口硫酸铵浓度的影响, 在锅炉冷态 (锅炉燃烧器改造后, 进行冷态风量标定实验期间)、热态以及热态+事故喷淋 3 个运行条件下进行对比实验, 出口硫酸铵浓度如表 2 所示。在冷态工况下, 锅炉负荷为 50% 与 80% BRL, 出口硫酸铵颗粒浓度均很小。浆液含固量为 25% 时, 冷态工况约为热态工况下出口硫酸铵浓度的 20%; 浆液含固量为 45% 时, 冷态工况约为热态工况下出

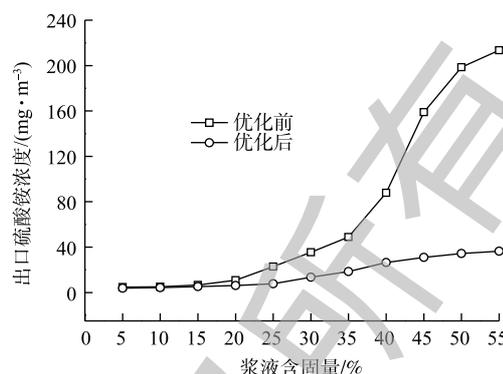


图 3 结构优化前、后出口硫酸铵浓度与浆液含固量的关系

Fig. 3 Relationship between the ammonium sulfate concentration of outlet and the solid content of seriflux before and after structure optimization

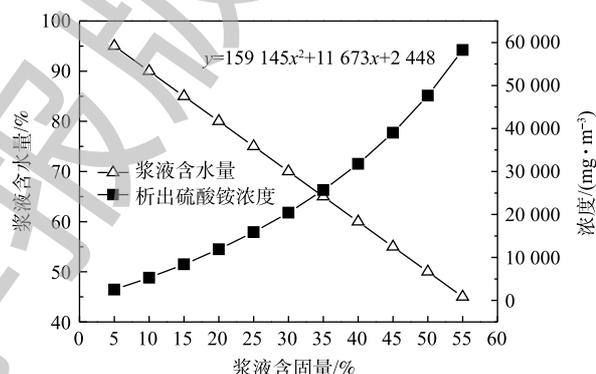


图 4 浆液不同含固量下理论析出硫酸铵的浓度

Fig. 4 Theoretically precipitated concentration of ammonium sulfate at the different solid contents of seriflux

表2 出口硫酸铵浓度与入口烟气温度的关系

Table 2 Relationship between the ammonium sulfate concentration of outlet and the flue gas temperature of inlet

BRL负荷/%	锅炉运行状态	入口烟气温度/℃	出口硫酸铵浓度/(mg·m ⁻³)	
			25%含固量	45%含固量
50	冷态	31	2.61	2.68
50	热态	105	13.58	48.82
50	热态+事故喷淋	68	5.86	12.74
80	冷态	31	3.39	5.35
80	热态	125	17.13	98.46
80	热态+事故喷淋	75	6.32	21.53

口硫酸铵浓度的5%。浆液含固量上升,占比下降的主要原因是热态工况下出口硫酸铵浓度增长较大。同时,在冷态、浆液含固量为45%工况下,锅炉负荷80% BRL出口硫酸铵浓度明显大于50% BRL的原因是少数小粒径浆液被80% BRL工况下更快的烟气流速携带所导致。

在锅炉负荷为50%和80% BRL、浆液含固量为25%以及热态+事故喷淋的实验工况下,出口硫酸铵浓度分别为热态工况下的43.15%与36.89%;在锅炉负荷为50%和80% BRL、浆液含固量为45%以及热态+事故喷淋的实验工况下,出口硫酸铵浓度分别为热态工况下的26.10%与21.87%。可以看出,随着浆液含固量的增加,事故喷淋对减少脱硫出口硫酸铵浓度的效果呈快速上升趋势。同时,随着锅炉负荷的增加,事故喷淋对减少脱硫出口硫酸铵浓度的效果呈缓慢上升趋势。

3.4 工艺水淋洗水量

工艺水淋洗水量对出口硫酸铵浓度的影响如表3所示。可以看出,优化前,在浆液含固量为25%与55%的情况下,停止工艺水淋洗,出口硫酸铵浓度较运行工艺水淋洗分别增加到1.67倍与1.96倍。这是因为运行工艺水淋洗不仅可以对脱硫后的烟气进行洗涤,通过颗粒间的碰撞来脱除烟气携带的硫酸铵颗粒,而且能对多孔填料区域的斜板通道进行冲洗并在表面形成液膜,增强对硫酸铵颗粒的附着与去除。优化后,在浆液含固量为25%与55%情况下,停止1层工艺水淋洗,出口硫酸铵浓度较运行2层工艺水淋洗分别增加到1.67倍与1.84倍;停止2层工艺水淋洗,出口硫酸铵浓度分别较运行2层工艺水淋洗增加到4.47倍与6.24倍。增长倍数间的差异主要与喷淋水量和多孔填料区域材料的变化有关。同时,从增长倍数可以得出:浆液含固量越高,停止工艺水淋洗对出口硫酸铵浓度增长的影响越大,这种趋势在结构优化前、后均存在。

基于上述分析,为降低结构优化后吸收塔向硫酸铵生产线供浆液时(吸收塔浆液含固量为50%~55%)出口硫酸铵颗粒的浓度,提出如下建议:在锅炉负荷低于80% BRL时,向硫酸铵生产线供浆液,并运行2层工艺水淋洗;在锅炉负荷为100%~110% BRL时,维持吸收塔浆液低含固量运行。为节约能耗,提出如下建议:在锅炉负荷低于80% BRL、吸收塔浆液含固量低于35%时,可以只运行1层工艺水淋洗。采取上述运行建议后,出口硫酸铵浓度均小于15 mg·m⁻³,其中的颗粒

表3 出口硫酸铵浓度与工艺水淋洗水量的关系

Table 3 Relationship between the ammonium sulfate concentration of outlet and the leaching amount of fresh water

实验装置	淋洗水量/(t·h ⁻¹)	出口硫酸铵浓度/(mg·m ⁻³)	
		含固量25%	含固量55%
优化前	0	40.54	425.78
优化前	450	24.34	216.95
优化后	0	32.48	223.42
优化后	670	12.15	65.94
优化后	670(2层)	7.26	35.79

物浓度均小于 $10 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。

依据浆液蒸发量对出口硫酸铵浓度的影响,提出优化系统的2种新思路;1)通过改造入口烟道内的事后喷淋系统,减小液滴雾化粒径,并增加液滴分散度,实现对烟气进行预降温的目的,进而减少吸收塔浆液的蒸发量,减少硫酸铵的析出量;2)通过增大吸收塔浆液输出泵的出力,在吸收塔浆液含固量高的情况下,快速将浆液排入事故浆液箱,再通过事故浆液箱以正常速度向硫酸铵生产线供浆液,从而缩短在吸收塔浆液含固量高情况下的运行时间,减少污染物的排放。

4 结论

1)常规烟尘采样方法不能完全捕集氨法脱硫塔出口颗粒态与气溶胶态的硫酸铵,采样管与气液分离器冷凝水中硫酸铵浓度约占滤筒或滤膜颗粒物浓度的50%~60%。

2)随锅炉负荷的增长,出口硫酸铵浓度表现为增长速度逐渐加快的趋势,且吸收塔浆液含固量越大,其增长速度越快;工艺水喷淋能有效降低出口硫酸铵浓度,吸收塔浆液含固量越大,其净化效果越好。

3)吸收塔浆液含固量由5%增至55%,结构优化前出口硫酸铵浓度由 $4.74 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增至 $213.57 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$;结构优化后浓度由 $3.85 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$ 增长至 $36.64 \text{ mg}\cdot\text{m}^{-3}$,浆液蒸发导致硫酸铵析出是氨法脱硫工艺出口硫酸铵生成的主要原因,浆液含固量与入口烟气温度的影响是硫酸铵析出量的关键因素。

4)浆液含固量为25%与45%条件下,冷态工况出口硫酸铵浓度分别约为热态工况下的20%与5%;热态工况下,随浆液含固量的增加,事故喷淋对减少出口硫酸铵浓度的效果呈快速上升趋势;随锅炉负荷的增加,事故喷淋对减少脱硫出口硫酸铵浓度的效果呈缓慢上升趋势。

参考文献

- [1] 何翼云. 氨法烟气脱硫技术及其进展[J]. 化工环保, 2012, 32(2): 141-144.
- [2] 胡小吐. 氨法烟气脱硫湿式电除尘技术的工业应用[J]. 环境工程, 2015, 33(2): 80-83.
- [3] 龙辉, 黄飞, 黄晶晶. 欧洲、日本燃煤火电机组大气污染物控制标准及技术路线选择[J]. 电力科技与环保, 2018, 34(1): 9-13.
- [4] 桓德卿, 张书良. 氨法处理硫酸尾气蓝色烟雾的防治措施[J]. 化工设计, 1998(11): 36-37.
- [5] 莫华, 朱杰. 燃煤电厂有色烟羽治理要点分析与环境管理[J]. 中国电力, 2019, 52(3): 10-15.
- [6] 刘怀平, 李承泉, 曾辉, 等. 一种多功能分区氨法脱硫装置: CN201710282229. 2[P]. 2017-07-14.
- [7] 环境保护部. 燃煤电厂超低排放烟气治理工程技术规范: HJ 2053-2018[S]. 北京: 中国环境科学出版社, 2018.
- [8] 鲍静静, 印华斌, 杨林军, 等. 利用蒸汽相变除湿式氨法脱硫中形成的气溶胶微粒[J]. 动力工程学报, 2009, 29(2): 178-183.
- [9] 丁红蕾, 苏秋风, 张涌新, 等. 湿式氨法烟气脱硫工艺影响因素的试验研究[J]. 热力发电, 2014, 43(1): 96-98.
- [10] 张文武, 沙志强, 朱忠益, 等. 氨法烟气脱硫装置气溶胶排放特性研究[J]. 热力发电, 2013, 42(9): 32-37.
- [11] 彭学江, 何喜, 罗文林. 氨法脱硫系统工艺优化分析与应用[J]. 硫酸工业, 2017(9): 45-48.
- [12] 高劲豪, 高原. 氨法脱硫在硫酸尾气超低排放装置上的应用[J]. 硫磷设计与粉体工程, 2017(3): 7-10.
- [13] 张英. 单塔氨法脱硫“氨逃逸”控制研究[D]. 武汉: 武汉科技大学, 2014.

- [14] 杨颖欣, 胡小吐, 钟璐, 等. 新型高效电除尘器在烟气超低排放中的应用[J]. *环境工程*, 2017, 35(11): 99-103.
- [15] 王洁. 声波团聚及联合其他方法脱除燃煤飞灰细颗粒的研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2012.
- [16] 王昕. 燃煤电厂超洁净排放改造选型研究[D]. 北京: 华北电力大学, 2017.
- [17] 国家环境保护局. 固定污染源排气中颗粒物和气态污染物采样方法: GB/T 16157-1996[S]. 北京: 中国环境科学出版社, 1996.
- [18] 环境保护部. 固定污染源废气低浓度颗粒物测定重量法: HJ 836-2017[S]. 北京: 中国环境科学出版社, 2017.
- [19] 鲍静静, 印华斌, 杨林军, 等. 湿式氨法烟气脱硫中气溶胶的形成特性研究[J]. *高校化学工程学报*, 2010, 24(2): 325-330.
- [20] CORIO L A, SHERWELL J. In-stack condensable particulate matter measurements and issues[J]. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 2000, 50(2): 207-218.
- [21] U. S. EPA. Method 202 best practices handbook[EB/OL]. [2019-07-01] <https://www3.epa.gov/ttn/emc/methods/m202-best-practices-handbook.pdf>, 2016.

(本文编辑: 郑晓梅, 张利田)

Factors analysis for affecting the formation and emission of ammonium sulfate particles in ammonia desulfurization process

XIAO Yujun¹, ZOU Yihui^{1*}, LI Caiting²

1. Central China Electric Power Test and Research Institute Co. Ltd., China Energy Engineering Group, Changsha 410005, China

2. College of Environmental Science and Engineering, Hunan University, Changsha 410082, China

*Corresponding author, E-mail: 761562455@qq.com

Abstract Aiming at the phenomenon of high concentration of ammonium sulfate particles in the outlet of the process of ammonia desulfurization, the ammonium sulfate concentration of the clean flue gas from the ammonia desulfurizing tower before and after its structure optimization was tested under different operating conditions. The influences of the flue gas treatment capacity, the solid content of seriflux, the flue gas temperature and the elution of fresh water on the variations of the ammonium sulfate concentration were analyzed, and a new idea for the ammonia desulfurization technological transformation was proposed. The results showed that ammonium sulfate could penetrate the sampled filter membrane and filter cartridge. Before and after the structure optimization, the ammonium sulfate concentration in the outlet increased with the increase of boiler loading, and its increase accelerated with the increase of the solid content of seriflux (5% to 45%), then decelerated as the solid content of seriflux increased from 45% to 55%. It decreased with the increase of the elution of fresh water. The solid content of seriflux and the temperature of flue gas were the key factors affecting the crystal precipitation of ammonium sulfate and the escape of ammonium sulfate in the outlet. Therefore, the new ideas for the technological transformation were as follows: reducing the flue gas temperature and the running time at the high solid content of seriflux.

Keywords ammonia desulfurization; structural modification; ammonium sulfate escape; solid content of seriflux