

碱性吸收剂喷射脱除燃煤烟气中 SO_3 试验

邵衍伟, 龚宏强, 孙佳兴, 赵荣杭

(江苏国信扬州发电有限责任公司, 江苏 扬州 225131)

摘要:燃煤烟气中 SO_3 排放所引起的问题日益严重, 碱性吸收剂喷射技术作为一种有效的控制方法有望应用于工业。目前, 实现较高的 SO_3 脱除效率所需钙基吸收剂喷射量较大, 造成工艺成本较高; 而反应动力学较快的钠基吸收剂在 SO_3 脱除过程中易产生腐蚀性和黏性的亚硫酸钠和硫酸氢钠, 造成设备腐蚀与堵塞。为避免以上问题, 按照 $n(\text{Ca}(\text{OH})_2) : n(\text{Na}_2\text{CO}_3) : n(\text{SO}_3) = 5 : 1 : 1$ 复配碱性吸收剂, 并采用干法喷射技术脱除烟气中的 SO_3 。 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 作为主体吸收剂可以保证固体颗粒与气体分子的充分接触, 提高气固反应概率; 掺杂少量 Na_2CO_3 可以进一步提高吸收剂的反应速率, 在短时间内提高吸收剂的转化率。复配吸收剂在同样的工况条件下对 SO_3 的脱除率高于纯 $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 当 SO_3 初始浓度为 39.2 mg/m^3 , 烟气温度为 360°C 时, SO_3 脱除率可达 88.7% 。在保证 SO_3 脱除率的前提下, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 的消耗量可降低 50% , 降低了工业生产成本的同時也减少了 Na_2CO_3 脱除 SO_3 后产生具有腐蚀性和黏性的副产物。此外, 延长吸收剂停留时间、提高烟气温度以及较高的 SO_3 初始浓度都会提高 SO_3 脱除效率, 这为燃煤发电厂烟气 SO_3 脱除提供了理论基础。

关键词: 燃煤电厂; 碱性吸收剂; SO_3 脱除; 喷射; 粉末

中图分类号: X701 文献标志码: A 文章编号: 1006-6772(2024)S1-0376-07

Experimental study on SO_3 removal from coal-fired flue gas by alkaline absorbent injection

SHAO Yanwei, GONG Hongqiang, SUN Jiaxing, ZHAO Ronghang

(Jiangsu Guoxin Yangzhou Power Generation Co., Yangzhou 225131, China)

Abstract: The problem of SO_3 emission from coal-fired flue gas is becoming more and more serious, and alkaline absorbent injection technology is expected to be applied to industry as an effective control method. Currently, a large amount of calcium-based absorbent is consumed to achieve high SO_3 removal efficiency, which makes the process costly; sodium-based absorbent has faster reaction kinetics, but it is prone to produce corrosive and viscous sodium sulfite and sodium bisulfate during SO_3 removal, resulting in equipment corrosion and clogging. In order to avoid the above problems, the alkaline absorbent was compounded according to $n(\text{Ca}(\text{OH})_2) : n(\text{Na}_2\text{CO}_3) : n(\text{SO}_3) = 5 : 1 : 1$, and the dry injection technology was used to remove SO_3 from the flue gas. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ as the main absorbent can ensure that the solid particles and gas molecules in the process of spraying are in full contact with the gas molecules, to increase the probability of gas-solid reaction; doping a small amount of Na_2CO_3 can further improve the reaction rate of the absorbent, and increase the conversion rate of the absorbent in a short period of time. Under the same conditions, the removal rate of SO_3 by the compound absorbent is higher than that of pure $\text{Ca}(\text{OH})_2$. When the initial concentration of SO_3 is 39.2 mg/m^3 and the flue gas temperature is 360°C , the SO_3 removal rate can reach 88.7% . Under the premise of ensuring the SO_3 removal rate, the consumption of $\text{Ca}(\text{OH})_2$ can be reduced by 50% , which lowers the industrial production cost and also reduces the corrosive and viscous by-products produced after the removal of SO_3 by Na_2CO_3 . In addition, prolonging the absorbent residence time, increasing the flue gas temperature, and higher initial SO_3 concentration will improve the SO_3 removal efficiency, which provides a theoretical basis for the removal of SO_3 from flue gas in coal-fired power plants.

Key words: coal-fired power plant; alkaline absorbent; SO_3 removal; injection; powder

收稿日期: 2024-04-13; 责任编辑: 常明然 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.24041301

作者简介: 邵衍伟 (1969—), 男, 江苏徐州人, 工程师。E-mail: 42460486@qq.com

通讯作者: 孙佳兴 (1992—), 男, 江苏扬州人, 助理工程师, 硕士。E-mail: yangdiansjx@163.com

引用格式: 邵衍伟, 龚宏强, 孙佳兴, 等. 碱性吸收剂喷射脱除燃煤烟气中 SO_3 试验[J]. 洁净煤技术, 2024, 30(S1): 376-382.

SHAO Yanwei, GONG Hongqiang, SUN Jiaxing, et al. Experimental study on SO_3 removal from coal-fired flue gas by alkaline absorbent injection [J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(S1): 376-382.

0 引言

随着燃煤电厂中选择性催化还原系统 (SCR) 的广泛应用和高硫煤的大量燃烧,烟气中 SO_3 浓度也不断升高^[1-2]。 SO_3 对工业生产、自然环境和人类健康都具有极大危害。在燃煤电厂中, SO_3 不仅会导致 SCR 设备腐蚀和催化剂失活,也会与逃逸氨反应生成粘性较强的 NH_4HSO_4 堵塞空预器。此外, SO_3 排放到大气中会导致酸雨,并产生可凝结颗粒,从而对环境和生态造成严重破坏^[3-4]。因此, SO_3 排放和污染问题引起广泛关注。在燃煤电厂中, SO_3 主要在炉膛和 SCR 反应器中产生。在燃煤锅炉中,通过均相气相反应,有少量 SO_2 被氧化形成 SO_3 ,其转化率通常为 $0.1\sim 0.2\%$ ^[5];在 SCR 反应器中,五氧化二钒 (V_2O_5) 在脱除氮氧化物的同时也会将少量 SO_2 催化氧化成 SO_3 ,转化率约为 $0.5\%\sim 2.0\%$ ^[6-7]。较低的转化率导致 SO_3 在烟气中含量很低,因此难以有针对性的脱除。

吸收剂喷射技术主要是通过通过在烟道中喷射碱性吸收剂脱除 SO_3 ^[8-10],由于吸收剂性质不同,可采用干法或湿法的形式喷射。湿法喷淋的流程更复杂,操作、维护和资金成本更高,而干吸附剂注入方法相对简单,易于实施^[11]。喷枪位置一般设置在锅炉内、省煤器和 SCR 脱硝系统间或 SCR 反应器和空气预热器间^[12]。其中,在锅炉内直接喷射吸收剂会影响燃烧过程,降低锅炉效率。因此,碱性吸收剂的喷射点大多设置在 SCR 反应器前后。常用的碱性吸收剂主要有钙基吸收剂 ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 、 CaO)、钠基吸收剂 (Na_2CO_3 、 NaHCO_3 、 NaHSO_3 、天然碱)、镁基吸收剂 ($\text{Mg}(\text{OH})_2$ 、 MgO)^[13]。钙基吸收剂由于其成本较低、原料易于获取而被广泛应用于电厂脱硫中。钙基吸收剂的吸收动力学较小, PAN 等^[14]通过喷射 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 脱除 SO_3 发现,当 Ca/S 达到 $8:1$ 以上时才可以获得较好的 SO_3 脱除效率,这

极大的增加了工艺成本。相比于钙基吸收剂,镁基吸收剂具有更高的 SO_3 脱除效率, SONG 等^[15]分别喷射 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和 MgO 用于脱除烟气中的 SO_3 ,达到理想脱除效果所对应的 Mg/S 分别为 $3:1$ 和 $5:1$ 。然而镁基吸收剂成本较高,难以应用于大规模工业化生产。钠基吸收剂具有 SO_3 脱除效率高、原料成本低的优点,在 Na/S 为 $2:1$ 时 SO_3 脱除率通常可达到 85% 以上^[16]。然而钠基吸收剂在使用过程中通常也会产生具有黏性和腐蚀性的副产物,过量使用也会导致空预器的堵塞和腐蚀。

针对以上问题,采用复配吸收剂的方法,将 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 和 Na_2CO_3 进行研磨掺杂,通过在烟气中喷射复配吸收剂用于高效脱除烟气中的 SO_3 。本研究还探究了吸收剂用量、烟气的温度、吸收剂停留时间以及 SO_3 初始浓度对 SO_3 脱除产生的影响,研究结果有助于进一步开发高性能吸收剂,改善喷射脱除 SO_3 的性能。

1 实验部分

1.1 SO_3 脱除实验装置

根据燃煤电厂的烟气处理工艺流程搭建喷射脱除 SO_3 试验平台(图 1)。试验平台由电加热器、 SO_3 发生器、给料器、管道、布袋除尘器、引风机等部件组成。通过调节引风机变频器可以改变系统内的气体流量。试验过程中,电加热器将空气加热至实际烟气温度。配气系统主要包括 SO_2 、 O_2 和 N_2 。在 SO_3 发生器中, SO_2 和 O_2 按照物质的量比 $2:1$ 输送至发生器中,发生器内部装填钒钛催化剂,在加热条件下将 SO_2 转化为 SO_3 。 N_2 作为载气携带 SO_3 进入管道中。给料器为自制螺旋给料器,通过螺旋加料的方式可以将固体吸收剂粉末均匀喷射进烟道中,变频器则可以调节吸收剂给料量。管道的材质为不锈钢,内径为 67 mm ,外部包裹保温,避免试验过程中烟气温度降低。布袋除尘器中的滤袋由耐高温的聚

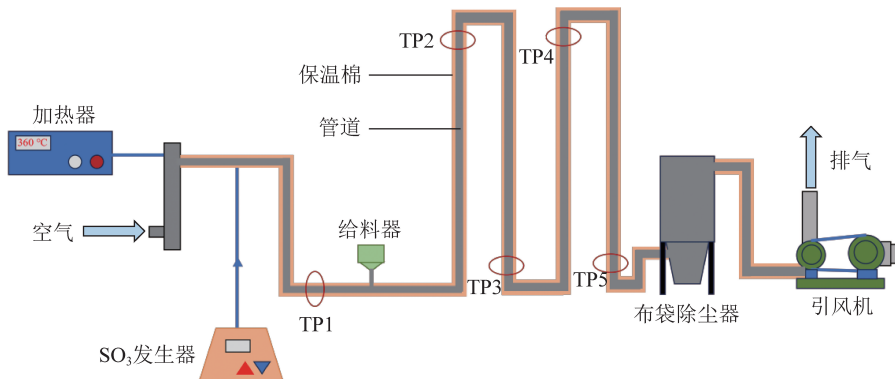


图 1 喷射脱除 SO_3 实验装置

苯硫醚制成,9 个滤袋的总面积为 3.8 m²。从给料器至布袋除尘器入口的沿程长度为 27 m,保证了吸收剂在烟道中停留时间充分。管道设有多个采样位点,TP1 设置在给料器之前,而 TP2~TP5 均匀分布在给料器至布袋除尘器入口的沿程。

1.2 SO₃采样装置

如图 2 所示,采用控制冷凝法对烟气中的 SO₃ 浓度进行采样测定。将采样枪从采样位点插入烟道内,采样枪末端连接蛇形冷凝管(冷凝温度为 65 ℃),冷凝管末端连接全自动烟尘采样器。在烟尘采样器的作用下,烟气被采样枪抽取。SO₃ 被冷凝管强制冷凝为酸雾液滴,利用蒸馏水收集冷凝管内壁附着的酸雾液滴,采用离子色谱测定溶液中 SO₄²⁻ 浓度,从而确定不同位点处烟气中的 SO₃ 浓度。

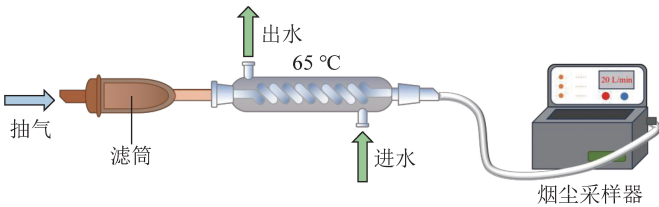


图 2 SO₃采样装置

1.3 试验材料及参数

试验过程中引风机的总气体流量设置为 120 m³/h,管道内的气体流速约 12.8 m/s,与实际燃煤电厂烟气流速相近。电加热器的温度设置为 360 ℃。在 SO₃ 发生器中装填 2 g 钒钛催化剂,并将催化反应温度设置为 360 ℃。将冷凝管水浴温度设置为 65 ℃。通过改变发生器中通入的 SO₂ 和 O₂ 浓度,可调节烟气中 SO₃ 浓度。使用 TriStar II 3030 比表面分析仪测定了吸收剂的比表面积、孔容及平均孔径。样品在 120 ℃ 下脱气约 8 h,直至重量保持不变。

试验中所使用的碱性吸收剂为 Ca(OH)₂ 和 Na₂CO₃,相关参数见表 1。

表 1 试验用吸收剂参数

参数	Ca(OH) ₂	Na ₂ CO ₃
纯度/%	95	95
密度/(g·mL ⁻¹)	2.24	2.53
分子量	74	106
分解温度/℃	580~650	500~851
每吨价格/元	420~700	1 800~4 000

1.4 数据处理

碱基吸收剂对 SO₃ 的脱除效率^[17] 为

$$\eta_{\text{SO}_3} = \frac{C_{\text{SO}_3,\text{in}} - C_{\text{SO}_3,\text{out}}}{C_{\text{SO}_3,\text{in}}} \times 100, \tag{1}$$

式中, η_{SO_3} 为 SO₃ 脱除率,%; $C_{\text{SO}_3,\text{in}}$ 为 TP1 处测得烟气中的 SO₃ 质量浓度,mg/m³; $C_{\text{SO}_3,\text{out}}$ 为 TP*i* (*i* = 2, 3, 4, 5) 处测得烟气中的 SO₃ 浓度,mg/m³。

采样体积:

$$V = vt, \tag{2}$$

式中, V 为烟气采样体积,L; v 为采样流速,L/min; t 为采样时长,min。

采样标准体积:

$$V_0 = V \times \frac{273}{273 + T}, \tag{3}$$

式中, V_0 为采样标准体积,L; T 为采气温度,℃。本实验中采气温度设置为 320 ℃。

溶液中 SO₃ 含量:

$$m = \frac{80}{96} \times \frac{V_1 c_1}{1\,000}, \tag{4}$$

式中, m 为溶液中 SO₃ 含量,mg; V_1 为冲洗冷凝管吸收液体积,mL; c_1 为冷凝管冲洗液中 SO₄²⁻ 浓度,mg/L。

烟气中 SO₃ 浓度:

$$c = 1\,000m/V_0, \tag{5}$$

式中, c 为烟气中 SO₃ 质量浓度,mg/m³。

烟气中 SO₃ 浓度理论值:

$$c_0 = \frac{c_{\text{SO}_2}}{1\,000} \times \frac{60}{\alpha} \times 1\,000 \times \frac{64}{22.4} \times \frac{80}{64}, \tag{6}$$

式中, c_0 为 SO₃ 浓度理论值,mg/m³; c_{SO_2} 为发生器中通入 SO₂ 流量,mL/min; α 为烟气体积,m³/h。

2 结果与分析

2.1 SO₃初始浓度测量

SO₃ 的稳定发生对试验结果的准确性具有重要意义。为确认催化氧化法产生的 SO₃ 浓度的稳定性以及控制冷凝法的可靠性,在 TP1 采样位点每隔 60 min 采集 1 次样品,SO₃ 发生器在达到预设温度后连续发生 6 h。全自动烟尘采样器的采样流量为 20 L/min,采样时间为 20 min。为模拟实际燃煤电厂中的烟气环境,设定 SO₃ 发生器中的 SO₂ 流量是 O₂ 流量的 2 倍,这保证了 SO₂ 可以充分被氧化成 SO₃。以 N₂ 作为平衡气,使得 SO₃ 发生器中的总气体流量维持在 1 L/min。实验中所使用的气体都是由质量流量控制器控制。SO₃ 的初始质量浓度见表 2 和如图 3 所示。由表 2 可以看出,SO₃ 发生器的催化转化率约为 80%~90%。由图 3 可以看出,通

过催化氧化法产生的 SO₃ 浓度在 6 h 内基本保持不 变,这保证了 SO₃脱除实验数据的准确性。

表 2 烟气中 SO₃的初始质量浓度

工况	SO ₂ 流量/(mL · min ⁻¹)	O ₂ 流量/(mL · min ⁻¹)	SO ₃ 理论浓度/(mg · m ⁻³)	SO ₃ 实际浓度/(mg · m ⁻³)
工况一	100	50	8.9	7.1
工况二	200	100	17.9	15.2
工况三	300	150	26.8	23.0
工况四	400	200	35.7	31.4
工况五	500	250	44.6	39.2

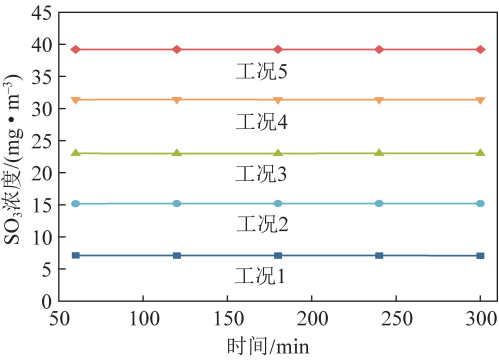


图 3 不同工况下 SO₃的初始质量浓度

2.2 复配吸收剂比例

表 2 中工况 5 的 SO₃实际浓度与燃煤电厂 SCR 脱硝反应器后烟道中 SO₃浓度 (35~45 mg/m³) 较为接近,因此吸收剂的复配方案在工况 5 条件下进行。

在烟道中喷射单组分 Ca(OH)₂吸收剂的 SO₃脱除情况如图 4 所示。Ca(OH)₂吸收剂对烟气中的 SO₃的脱除率随着 Ca/S 的增大而逐渐提高。当 Ca/S 由 2:1 提升到 15:1 时,SO₃脱除率由 21.2%提升至 81.9%。当 Ca/S>10:1 时,SO₃脱除率增幅减小,吸收剂利用率大幅度降低。这不仅造成吸收剂原材料的浪费,增加 SO₃脱除成本;同时钙基吸收剂的大量消耗也会增加工业投入,经济性较差。

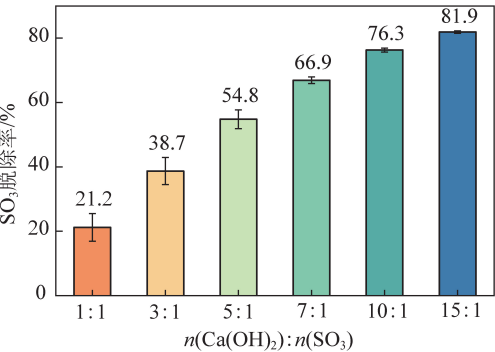


图 4 不同 n(Ca(OH)₂):n(SO₃) 时 Ca(OH)₂对 SO₃的脱除率

在烟道中喷射单组分 Na₂CO₃吸收剂的 SO₃脱除情况如图 5 所示。Na₂CO₃吸收剂对烟气中的 SO₃的脱除率随着化学当量比的增大而逐渐提高。当比例由 0.5:1 提升到 2.5:1 时,SO₃脱除率由 18.3%提

升至 78.6%,且当比例大于 2:1 时,SO₃脱除率增幅减小。与 Ca(OH)₂吸收剂不同的是,喷射小剂量的 Na₂CO₃便可达到较为理想的 SO₃脱除效果,这主要是由于 Na₂CO₃具有更快的反应速率。然而,Na₂CO₃与烟气中的 SO₂和 SO₃反应会生成具有黏性和腐蚀性的亚硫酸钠和硫酸氢钠,这也会造成设备的堵塞及腐蚀。

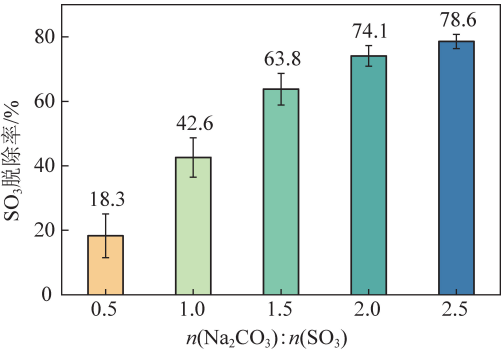


图 5 不同化学当量比时 Na₂CO₃对 SO₃的脱除率

为减少吸收剂用量、降低生产成本并减少 Na₂CO₃脱硫副产物造成的设备腐蚀,按照 n(Ca(OH)₂):n(Na₂CO₃):n(SO₃) = 5:1:1 复配碱性吸收剂。该吸收剂以 Ca(OH)₂为主体吸收剂并掺杂部分 Na₂CO₃。

2.3 复配吸收剂脱除 SO₃影响因素

表 2 中工况 5 的 SO₃实际浓度与燃煤电厂 SCR 脱硝反应器后烟道中 SO₃质量浓度 (35~45 mg/m³) 较为接近,因此吸收剂的复配方案在工况 5 条件下进行。

2.3.1 吸收剂停留时间的影响

通过改变采样位点可以探究吸收剂在不同停留时间下对 SO₃脱除性能的影响,延长吸收剂的停留时间可以使吸收剂与烟气接触更加充分^[18-19]。图 6 显示了复配吸收剂和纯 Ca(OH)₂在烟道中的停留时间对 SO₃脱除效果的影响。试验结果表明复配吸收剂和纯 Ca(OH)₂的 SO₃脱除率随着停留时间的延长而增加,且在吸收过程的初始阶段反应速率较快。经过复配后的吸收剂,反应速率以及 SO₃脱除率有

了明显提升。复配吸收剂在 2 s 时间内对烟气中的 SO₃ 脱除率可以达到 88.7%。在燃煤电厂 SCR 反应器和空气预热器之间吸收剂的停留时间通常为 1~2 s,保证了吸收剂与烟气的充分接触。

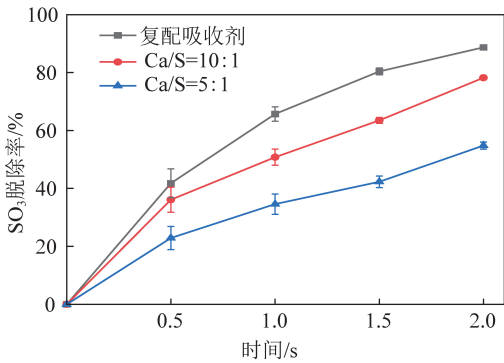


图 6 吸收剂不同停留时间的 SO₃ 脱除率

2.3.2 SO₃ 初始浓度的影响

从烟气污染治理角度来说,烟气中较低浓度的 SO₃ 对设备维护更有利。然而,低浓度的 SO₃ 往往难以获得好的脱除效果^[20]。SO₃ 浓度减少,极大地降低了气体分子与吸收剂颗粒碰撞的概率,因此在较短的时间内,吸收剂无法高效脱除低浓度的 SO₃。图 7 显示了 SO₃ 在不同初始浓度条件下的脱除率。结果表明,随着 SO₃ 初始浓度的降低,SO₃ 脱除率也在迅速下降。当 SO₃ 初始浓度从 39.2 mg/m³ 降低到 7.1 mg/m³ 时,SO₃ 脱除率则从 88.7% 下降为 15.2%。这是由于较低浓度的 SO₃ 在烟气中很难接触到吸收剂颗粒,而复配吸收剂中氢氧化钙的用量减少且碳酸钠掺杂量也较少,极大降低了气固两相反应的概率。当 SO₃ 初始浓度为 7.1 mg/m³ 时,Ca/S 为 10:1 的纯 Ca(OH)₂ 的 SO₃ 脱除率略高于复配吸收剂;而随着 SO₃ 初始浓度的升高,复配吸收剂的性能优势逐渐增大。

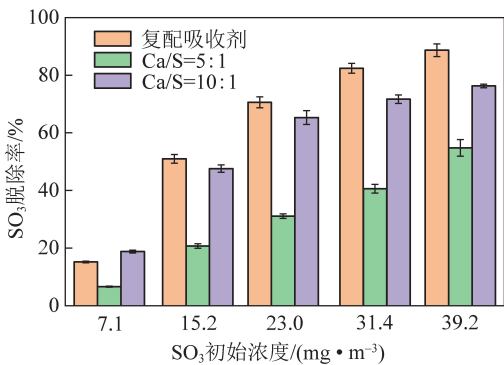


图 7 不同 SO₃ 初始浓度条件下 SO₃ 脱除率

2.3.3 烟气温度的影响

图 8 显示了气体温度在 260~460 ℃ 的 SO₃ 脱除效率。可以看出,复配吸收剂在 260 ℃ 的温度下 380

的 SO₃ 脱除效率较低,脱除效率约为 36.5%。低温下吸收剂颗粒与 SO₃ 的反应速率较低,因此 SO₃ 脱除效率较低。当反应温度达到 360 ℃ 时,吸收剂的 SO₃ 脱除效率显著提高,吸收剂的 SO₃ 脱除效率约为 88.7%,是反应温度为 260 ℃ 时的 2.4 倍。烟气温度的升高促进了 SO₃ 向吸收剂颗粒表面的扩散,提高了吸收剂颗粒与 SO₃ 间的动力学反应速率。随着反应温度从 360 ℃ 升至 460 ℃,复配吸收剂的 SO₃ 脱除效率提升较小。

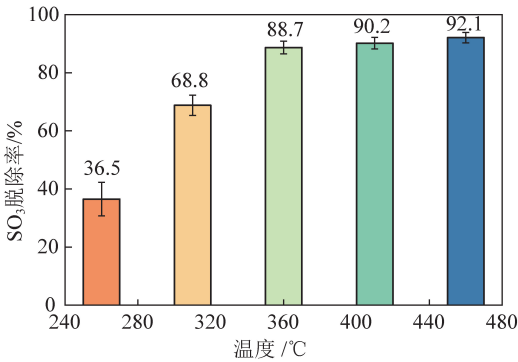


图 8 不同烟气温度条件下 SO₃ 脱除率

2.4 复配吸收剂脱除 SO₃ 机理分析

固体碱基吸收剂脱除 SO₃ 模型主要有缩核模型和颗粒反应模型。熊劲^[21] 认为缩核模型一般被用来解释无孔固体的非催化气固反应,而细颗粒反应模型被用来解释多孔固体的非催化气固反应。采用比表面分析仪对反应前后的氢氧化钙和碳酸钠进行比表面分析(表 3),结果表明氢氧化钙与碳酸钠的比表积极小,因此它们对 SO₃ 的脱除过程可以被认为是无孔固体的非催化气固反应,符合缩核模型。

缩核模型最早是由 YAGI^[22] 提出,被用于简单描述固体吸收剂经过化学反应转变为另一种固体产物的过程。在固体吸收剂发生反应的过程中,未反应核心逐渐减小,产物层厚度逐渐增加,而固体吸收剂的粒径和形状不发生改变。在缩核反应过程中的物质传递过程通常分 5 步进行^[23]:① SO₃ 气体分子从烟气环境中向固体吸收剂表面扩散;② SO₃ 气体分子通过扩散作用到达产物层与未反应核心界面;③ 固体吸收剂与 SO₃ 在未反应核心表面发生化学反应形成新的产物层;④ 反应后的产物(H₂O/CO₂) 扩散穿过产物层到达固体吸收剂外表面;⑤ 反应产物(H₂O/CO₂) 由固体吸收剂外表面向烟气环境中扩散。

在两种固体吸收剂在经过反应后比表面及孔容略微增加,这是由于在反应过程中会生成水以及 CO₂ 等产物,在高温条件下,产物从颗粒内部向外部扩散,从而在颗粒表面形成新的孔隙结构并扩大孔

表 3 吸收剂反应前后的比表面分析
Table 3 Specific surface analysis of absorbents before and after reaction

吸收剂	Ca(OH) ₂ 反应前	Ca(OH) ₂ 反应后	Na ₂ CO ₃ 反应前	Na ₂ CO ₃ 反应后
比表面/(m ² ·g ⁻¹)	1.232	1.681	0.685	0.832
孔容/(cm ³ ·g ⁻¹)	0.012	0.013	0.005	0.006
平均孔径/nm	18.38	19.22	21.25	23.50

径(图 9)。氢氧化钙与碳酸钠的反应机理接近,这也有助于二者的混合复配及使用。

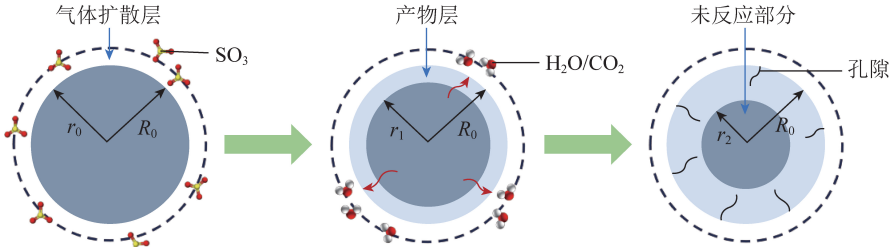


图 9 吸收剂脱除 SO₃ 机理

3 结 论

1) 按照 $n(\text{Ca}(\text{OH})_2) : n(\text{Na}_2\text{CO}_3) : n(\text{SO}_3) = 5 : 1 : 1$ 复配碱性吸收剂,并采用干法喷射技术脱除烟气中的 SO₃。Ca(OH)₂ 作为主体吸收剂,在喷射过程中保证了固体颗粒与气体分子的充分接触,提高气固反应概率;掺杂部分 Na₂CO₃ 可进一步提高吸收剂的反应速率,在短时间内提高吸收剂的转化率。

2) 复配吸收剂在同样的工况条件下对 SO₃ 的脱除率高于纯 Ca(OH)₂。当 SO₃ 初始浓度为 39.2 mg/m³,烟气温度为 360 ℃ 时,SO₃ 脱除率可达到 88.7%。复配吸收剂在保证 SO₃ 脱除率的前提下,将 Ca(OH)₂ 的消耗量降低了 50%,降低工业生产成本的同时也减少 Na₂CO₃ 脱除 SO₃ 后产生具有腐蚀性和黏性的副产物。

3) 提高烟气温度、延长吸收剂在烟气中的停留时间以及较高的初始浓度均有利于提高 SO₃ 脱除效率,且氢氧化钙和碳酸钠对 SO₃ 的脱除过程均符合缩核模型。

参考文献:

[1] SARBASSOV Y, DUAN L, MANOVIC V, et al. Sulfur trioxide formation/emissions in coal-fired air- and oxy-fuel combustion processes: A review[J]. Greenhouse Gases: Science and Technology, 2018, 8(3): 402-428.

[2] VAINIO E, KINNUNEN H, LAURÉN T, et al. Low-temperature corrosion in co-combustion of biomass and solid recovered fuels[J]. Fuel, 2016, 184: 957-965.

[3] ZUO W, ZHANG X, LI Y. Review of flue gas acid dew-point and related low temperature corrosion[J]. Journal of the Energy Insti-

tute, 2020, 93(4): 1666-1677.

[4] ZHENG C, WANG Y, LIU Y, et al. Formation, transformation, measurement, and control of SO₃ in coal-fired power plants [J]. Fuel, 2019, 241: 327-346.

[5] CAO Y, ZHOU H, JIANG W, et al. Studies of the fate of sulfur trioxide in coal-fired utility boilers based on modified selected condensation methods [J]. Environmental Science & Technology, 2010, 44(9): 3429-3434.

[6] HUANG Z, ZHU Z, LIU Z, et al. Formation and reaction of ammonium sulfate salts on V₂O₅/AC catalyst during selective catalytic reduction of nitric oxide by ammonia at low temperatures [J]. Journal of Catalysis, 2003, 214(2): 213-219.

[7] TRONCONI E, CAVANNA A, ORSENIGO C, et al. Transient kinetics of SO₂ oxidation over SCR-DeNO_x monolith catalysts [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1999, 38(7): 2593-2598.

[8] 李秋白, 黄亚继, 许月阳, 等. 典型碱性吸附剂炉内脱除燃煤烟气 SO₃ 特性试验 [J]. 洁净煤技术, 2023, 29(S2): 415-421.

[9] WANG Z, HUAN Q, QI C, et al. Study on the removal of coal smoke SO₃ with CaO [J]. Energy Procedia, 2012, 14: 1911-1917.

[10] MUZIO L J, OFTEN G R. Assessment of dry sorbent emission control technologies Part I. Fundamental processes [J]. Japca, 1987, 37(5): 642-654.

[11] YELVERTON T L B, NASH D G, BROWN J E, et al. Dry sorbent injection of trona to control acid gases from a pilot-scale coal-fired combustion facility [J]. AIMS Environmental Science, 2016, 3(1): 45-57.

[12] 李欣怡, 潘丹萍, 胡斌, 等. 燃煤烟气中 SO₃ 迁移转化特性及其控制的研究现状及展望 [J]. 化工进展, 2018, 37(12): 4887-4896.

[13] 赵文滔, 赵毅, 李钊, 等. 燃煤烟气三氧化硫吸附剂研究进展 [J]. 山东化工, 2021, 50(1): 92-94.

[14] 潘丹萍, 吴昊, 黄荣廷, 等. 石灰石石膏法烟气脱硫过程

中 SO₃酸雾脱除特性[J]. 东南大学学报(自然科学版), 2016, 46(2): 311-316.

[15] 宋玉宝, 谢新华, 何川, 等. 碱基吸收剂脱除 SO₃ 试验研究[J]. 热力发电, 2023, 52(5): 122-126.

[16] XIE D, WANG H, TAO J, et al. Sulfur trioxide removal performance of alkaline sorbents injection in the temperature range 400-705 °C: a pilot-scale study[J]. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 2019, 94(7): 2382-2388.

[17] 杨江毅, 陆强, 曲艳超, 等. 改性吸收剂选择性脱除 SO₃ 技术研究[J]. 动力工程学报, 2019, 39(11): 912-918.

[18] SHI L, LIU G, HIGGINS B S, et al. Computational modeling of furnace sorbent injection for SO₂ removal from coal-fired utility boilers[J]. Fuel Processing Technology, 2011, 92(3): 372-378.

[19] WANG H, CHEN D, LI Z, et al. SO₃ removal from flue gas with Ca(OH)₂ in entrained flow reactors[J]. Energy & Fuels, 2018, 32(4): 5364-5373.

[20] ZHENG C, LUO C, LIU Y, et al. Experimental study on the removal of SO₃ from coal-fired flue gas by alkaline sorbent[J]. Fuel, 2020, 259: 116306.

[21] 熊劲. 燃煤电厂 SCR 脱硝过程中 SO₃ 的生成、检测及控制基础研究[D]. 北京: 中国科学院大学(中国科学院过程工程研究所), 2020.

[22] YAGI S, KUNII D. Fluidized-solids reactors with continuous solids feed—I: Residence time of particles in fluidized beds[J]. Chemical Engineering Science, 1961, 16(3-4): 364-371.

[23] LEVENSPIEL O. Chemical reaction engineering[M]. New York: John Wiley & Sons, 1998.