

# 烟气低浓度氮氧化物前置臭氧氧化 工艺研究

李晓静, 陆继东\*, 张忠培, 董美蓉, 黄健伟, 张杰  
(华南理工大学电力学院, 广东 广州 510641)

**摘要:**采用数值模拟方法,结合标准  $k-\varepsilon$  模型、组分输运模型和层流有限速率模型,以某特定结构的臭氧投加设备为研究对象,对影响臭氧氧化工艺过程的相关因素进行深入分析。研究表明,NO 的氧化效率随着烟气中  $O_3/NO$  摩尔比的增加而升高,但增加速率逐渐降低;当  $O_3/NO$  摩尔比为 1、烟气温度为 100~250℃ 时,NO 的氧化效率随着温度的升高而降低;烟气中  $SO_2$  浓度对 NO 的氧化效率没有明显的影响。

**关键词:**臭氧氧化;氮氧化物;氧化效率;臭氧投加设备;数值模拟

中图分类号:X701

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)01-0217-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.01.047

## Study on pre-oxidation process for low concentration nitrogen oxide in flue gas

LI Xiao-jing, LU Ji-dong\*, ZHANG Zhong-pei, DONG Mei-rong,  
HUANG Jian-wei, ZHANG Jie

(School of Electric Power, South China University of Technology, Guangzhou 510641, China)

**Abstract:** Taking the ozone injector with a specific structure as study object, the factors that affect the ozone oxidation process are analyzed deeply by means of numerical simulation method combining with standard  $k-\varepsilon$  model, species transport model and laminar finite-rate model. Analysis result shows that the oxidation efficiency of NO raises with the increasing molar ratio of  $O_3/NO$  in flue gas, but the growth rate decreases gradually. The oxidation efficiency of NO will decrease with the increasing temperature when the temperature of flue gas locates in the range of 100–250℃ and the molar ratio of  $O_3/NO$  is set as 1. Meanwhile, the existence of  $SO_2$  in flue gas has no obvious impact on oxidation efficiency of NO.

**Key words:** oxidation by ozone; nitrogen oxides; oxidation efficiency; ozone injector; numerical simulation

燃煤锅炉的燃烧过程会产生大量的污染物,包括二氧化硫( $SO_2$ )和氮氧化物( $NO_x$ )等。传统锅炉主要采用湿法脱硫法和选择性催化还原法脱除烟气中的  $SO_2$  和  $NO_x$ , 但该方案需要通过不同的设备实现,存在占地面积大、系统复杂和运行成本高等缺点<sup>[1]</sup>。为了克服这些缺点,采用湿法脱除技术实现烟气脱硫脱硝一体化成为目前的研究热点<sup>[2]</sup>。

烟气脱硫脱硝一体化的关键在于将难溶于水低价的  $NO_x$  氧化为易溶于水高价的  $NO_x$ , 然后采用湿法吸收技术联合吸收  $SO_2$  和  $NO_x$ 。烟气中  $NO_x$  与  $O_3$  的反应主要在臭氧投加设备中发生。王智化<sup>[3]</sup>建立 65 步烟气 NO 与  $O_3$  反应机理,并通过实验和数值模拟验证了机理的正确性,为建立臭氧投加设备内部烟气 NO 与  $O_3$  反应模型提供了理论基础。

路平等<sup>[4]</sup>采用 Aspen 模拟研究臭氧法脱硫脱硝反应规律,但没有考虑臭氧投加设备结构对 NO 氧化效率的影响。张相<sup>[5]</sup>、庄卓楷<sup>[6]</sup>采用数值模拟分析臭氧投加设备流场混合情况,但没有进一步对设备内烟气  $NO_x$  与  $O_3$  反应机理及影响因素进行研究。实际上除了臭氧投加设备结构,  $O_3/NO$  摩尔比、烟气停留时间、烟气温度和烟气中  $SO_2$  浓度等运行参数的变化都会影响到烟气中 NO 氧化效率。

因此,本文中拟采用数值模拟手段,结合组分输运模型和层流有限速率模型等模型,考察  $O_3/NO$  摩尔比、烟气温度和烟气中  $SO_2$  的含量等主要因素对某特定结构的臭氧投加设备 NO 氧化效率的影响。研究结果有助于深入理解臭氧氧化工艺过程,为臭氧投加设备的设计和运行提供参考性依据。

收稿日期:2018-05-26;修回日期:2018-11-01

基金项目:国家重点研发计划项目(2016YFB0600703)

作者简介:李晓静(1994-),女,硕士生;陆继东(1957-),男,博士,教授,研究方向为清洁能源转换与系统优化,通讯联系人,jdlu@scut.edu.cn。

## 1 工艺流程及反应机理

### 1.1 工艺流程

前置臭氧技术结合湿法脱除法的工艺流程如图 1 所示。鼓风机将空气压缩送入处理设备 A 和 B, 在处理设备 A 和 B 中进行空气分离, 得到  $O_2$ , 然后  $O_2$  被送入到缓冲罐, 通过氧压机将其送入臭氧发生设备, 将部分  $O_2$  转化为  $O_3$ , 形成  $O_3$  与  $O_2$  混合的气体——臭氧载流气体; 空气及其他气体成分通过真空泵排出。臭氧载流气体通过臭氧投加设备与烟气混合并与低价  $NO_x$  和  $SO_2$  等发生氧化反应。经过氧化反应的烟气进入吸收塔中被脱除高价  $NO_x$  和  $SO_2$  等污染物。控制单元调整臭氧载流气体的投加量。

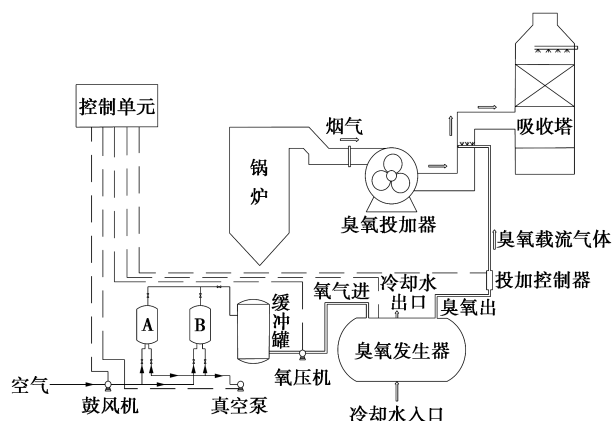
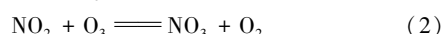
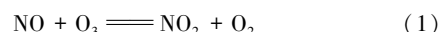


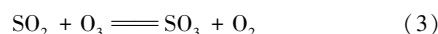
图 1 前置臭氧技术结合湿法脱除法的工艺流程

### 1.2 氧化机理

一些研究者<sup>[7-11]</sup>建立了 12 步详细的臭氧氧化  $NO_x$  的反应机理。温正成<sup>[12]</sup>对文献[7-11]构建的反应机理进行敏感性分析, 认为  $O_3$  和  $NO$ 、 $NO_2$  的 2 个氧化反应是关键, 且  $O_3$  和  $NO$  的反应起决定性作用。此外, 王智化<sup>[3]</sup>认为  $O_3$  分解反应时间远大于  $NO$  的氧化反应时间, 且该烟气在臭氧投加设备的停留时间小于  $O_3$  分解需要的时间。因此, 本文中只考虑  $O_3$  与  $NO$  和  $NO_2$  的氧化反应, 不考虑  $O_3$  的分解反应。



$O_3$  对烟气中  $SO_2$  也存在氧化作用, 王静<sup>[13]</sup>在 121 步臭氧多脱反应机理的基础上, 建立起均相中 50 步  $O_3$  氧化  $SO_2$  的基元反应, 且关键反应为  $O_3$  与  $SO_2$  的氧化反应。因此本文中仅考虑  $O_3$  与  $SO_2$  的氧化反应。



## 2 物理模型与数学模型

### 2.1 物理模型

臭氧投加设备由 7 根相互平行的喷管和 126 个喷嘴构成, 每根喷管布置 18 个喷嘴, 交叉布置, 喷嘴与喷管水平线呈  $45^\circ$  倾角。烟气垂直喷管自下往上流动, 臭氧载流气体从喷嘴喷射进入烟道, 臭氧载流气体与烟气在烟道中混合发生氧化反应, 模型如

(上接第 216 页)

[3] 阮宇红, 刘耀芳. 异丁烷与丁烯烷基化催化剂的历史及研究进展[J]. 石油与天然气化工, 2001, (4): 172-175.

[4] Hommeltoft S I, Ekelund O, Zavilla J. Role of ester intermediates in isobutane alkylation and its consequence for the choice of catalyst system[J]. Ind Eng Chem Res, 1997, 36: 3491-3497.

[5] 何奕工, 舒兴田. 异丁烷与丁烯烷基化反应工艺[J]. 石油化工, 2002, (9): 759-763.

[6] Alderman N, Danos L, Grossel M, et al. Large surface photovoltages observed at methyl-terminated silicon surfaces synthesised through a two-step chlorination-alkylation method[J]. Rsc Advances, 2012, 2(20): 7669-7672.

[7] Lyle F Albright. Alkylation of isobutane with  $C_3$ - $C_5$  olefins to produce high-quality gasolines: Physicochemical sequence of events[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003, 42(19): 4283-4289.

[8] 李明伟, 李涛, 任保增. 烷基化工艺及硫酸法烷基化反应器研究进展[J]. 化工进展, 2017, 36(5): 1573-1580.

[9] 林士贤, 赵作有, 栾锡林. 流出物制冷硫酸法烷基化的应用[J].

炼油技术与工程, 1991, (3): 12-15.

[10] 王亚林. 硫酸法烷基化工艺进展[J]. 广州化工, 2016, 44(13): 29-30.

[11] Hommeltoft S I, Ole Ekelund A, Zavilla J. Role of ester intermediates in isobutane alkylation and its consequence for the choice of catalyst system[J]. Ind Eng Chem Res, 1997, 36(9): 3491-3497.

[12] 李铁夫, 杨雅钧, 霍军, 等. 2-丁烯综合利用现状[J]. 当代化工, 2014, 43(5): 165-167.

[13] 孙立娟, 王佳, 齐鹏. 某化工系统流程的 Aspen Plus 软件模拟分析[J]. 安徽化工, 2015, 41(2): 48-50.

[14] 李涛, 柏基业, 姚小利.  $C_4$  烃的综合利用研究[J]. 石油化工, 2009, 38(11): 1245-1252.

[15] 宋帮勇, 许江, 杨利斌, 等. 异丁烷与丁烯烷基化反应的热力学计算与分析[J]. 当代化工, 2017, 46(3): 500-502.

[16] 李涛.  $C_4$  馏分中异丁烷的利用方案研究[J]. 石油化工技术与经济, 2015, (2): 1-6.

[17] 陈述卫. 烷基化装置工艺技术方案比选[J]. 炼油技术与工程, 2014, (8): 35-38. ■

图 2 所示,该设备上每根喷管上喷嘴布置方式一致,如图 3 所示。以每根喷管相同位置喷嘴中心为界划分反应单元,忽略壁面的影响,每个反应单元通道中物理化学反应过程相似,选取其中一个典型的反应单元进行模拟分析即可,典型反应单元如图 3 虚线区域所示。

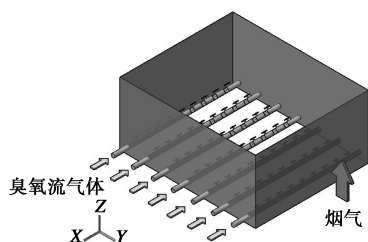


图 2 臭氧投加设备结构图

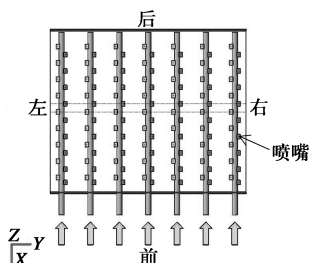


图 3 臭氧投加设备喷嘴布置图

由于喷管等内构件对烟气的扰流作用较弱,因此不考虑喷管等内部构件对烟气扰流的影响。图 4 为臭氧投加设备典型反应单元物理模型,图 4(a)和 4(b)分别给出典型的反应单元结构和臭氧载流气体喷嘴简化结构。反应单元几何尺寸和边界条件如表 1 所示。计算区域前后为对称面,左右为壁面。

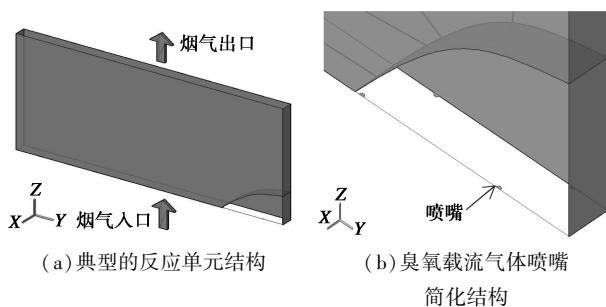


图 4 臭氧投加设备典型反应单元物理模型

表 1 臭氧投加设备典型反应单元几何参数及边界参数

| 烟道高度/<br>m | 喷嘴直径/<br>mm | 典型反应单元长度/<br>m | 典型反应单元宽度/<br>m | 入口烟气温<br>度/<br>K | 臭氧载流<br>气体温度/<br>K |
|------------|-------------|----------------|----------------|------------------|--------------------|
| 12         | 6           | 3.6            | 0.15           | 423              | 303                |

## 2.2 数学模型

采用标准  $k-\varepsilon$  方程描述烟气的湍流运动。 $O_3$

与低价  $NO_x$  的反应属于容积反应,采用通用有限速率模型。忽略湍流脉动对化学反应的影响, $O_3$  与  $NO_x$  的化学反应速率采用层流有限速率模型。由于  $O_3$  与  $NO_x$  反应产生的热量非常低,所以不考虑化学反应热。臭氧投加设备中  $O_3$  与  $NO$  反应过程的数学模型如下所示。

连续性方程:

$$\text{div}(\vec{U}) = 0 \quad (4)$$

动量守恒方程:

$$\text{div}(\vec{U}\vec{U}) = \text{div}[(\mu_{\text{eff}}/\rho)\text{grad}\vec{U}] - (1/\rho)\text{grad}p \quad (5)$$

标准  $k-\varepsilon$  方程:

$$\text{div}(\vec{U}k) = (1/\rho) \cdot \text{div}[(\mu + \mu_t/\sigma_k)\text{grad}k] + G_k/\rho + \varepsilon \quad (6)$$

$$\text{div}(\vec{U}\varepsilon) = (1/\rho) \cdot \text{div}[(\mu + \mu_t/\sigma_\varepsilon)\text{grad}\varepsilon] + (\varepsilon/k)(C_{1\varepsilon}G_k/\rho + C_{2\varepsilon}\varepsilon) \quad (7)$$

式中, $\rho$  为气相密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $\mu_{\text{eff}}$  为有效动力黏度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  $p$  为静压,  $\text{Pa}$ ;  $k$  为湍动能;  $\varepsilon$  为湍流耗散率;  $\mu_t$  为湍流黏度,表达式为  $\mu_t = \rho C_\mu (k^2/\varepsilon)$ ;  $G_k$  是由于平均速度梯度引起的湍动能  $k$  的产生项,表达式为  $G_k = \mu_t (\partial u_i/\partial x_j + \partial u_j/\partial x_i) (\partial u_i/\partial x_j)$ ;  $C_{1\varepsilon}$  和  $C_{2\varepsilon}$  为经验常数,分别取 1.44 和 1.92;  $\sigma_k$  和  $\sigma_\varepsilon$  分别是与湍动能  $k$  和耗散率  $\varepsilon$  对应的普朗特数,分别取 1.0 和 1.3。

组分输运方程:

$$\text{div}(\rho\omega_{g,A}\vec{U}) = \text{div}(D_{A,g}\rho\text{grad}\omega_{g,A}) + R_{A,\text{mass}} \quad (8)$$

式中, $D_{A,g}$  为气相中组分 A 的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  $\omega_{g,A}$  为组分 A 的质量分数;  $R_{A,\text{mass}}$  为组分 A 的生成或者消耗速率,  $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{s})$ 。采用层流有限速率描述化学反应速率,因此  $R_{A,\text{mass}}$  满足:

$$R_{A,\text{mass}} = M_A \hat{R}_{i,r} = (\nu_{i,r}'' - \nu_{i,r}') k_{i,r} \prod_{j=1}^{N_r} [C_{j,r}]^{\eta_{j,r}'} \quad (9)$$

式中, $M_A$  为组分 A 的摩尔质量,  $\text{kg}/\text{kmol}$ ;  $C_{j,r}$  为反应  $r$  中每种反应物或生成物  $j$  的摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;  $\eta_{j,r}'$  为反应  $r$  中每种反应物或生成物  $j$  的正向反应速度指数;  $\nu_{i,r}'$  和  $\nu_{i,r}''$  分别为反应  $r$  中反应物  $i$  和生成物  $j$  化学计量系数;  $N_r$  为组分  $j$  参与的化学反应个数;  $k_{i,r}$  为化学反应  $r$  的正向速率常数,  $\text{kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{s})$ , 由下式确定:

$$k_{i,r} = A_r T^{\beta_r} \exp(-E_r/RT) \quad (10)$$

式中, $A_r$  为指数前因子,  $\text{kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{s})$ ;  $\beta_r$  为温度指数;  $E_r$  为反应活化能,  $\text{J}/\text{kmol}$ ;  $R$  为气体反应常数,  $\text{J}/(\text{kmol}\cdot\text{K})$ 。

能量方程:

$$\text{div}(\overline{UE}) = \text{div}[(k + c_p \mu_t / Pr_t) \text{grad} T] \quad (11)$$

式中,  $E=h$ ;  $k$  表示层流导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;  $c_p$  为定压比热容,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;  $Pr_t$  为湍流普朗特数。

### 3 数值模拟环境

采用 Fluent 15.0 进行求解。烟道入口采用速度入口, 出口设为自由出流, 臭氧载流气体温度为 303 K。压力项采用二阶格式离散, 其他项采用二阶迎风格式, 收敛残差为  $10^{-4}$ 。采用 SIMPLE 算法对计算域求解。

## 4 结果与讨论

### 4.1 臭氧氧化 NO 反应机理验证

采用臭氧投加设备的实际工况氧化效率与模拟的氧化效率进行对比, 验证模型的合理性。采用臭氧投加设备进出口 NO 浓度之差与入口 NO 浓度之比计算 NO 氧化效率。计算结果如表 2 所示, 实际工况与模拟的 NO 氧化效率相对误差为 1.43%。因此, 本文中采用的  $\text{O}_3$  氧化低价  $\text{NO}_x$  的数学模型是合理的。

表 2 某臭氧投加设备实际运行工况和模拟结果的氧化效率对比

|      | 入口 NO 浓度/<br>( $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$ ) | 出口 NO 浓度/<br>( $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$ ) | NO 氧化<br>效率/% |
|------|--|--|---------------|
| 实际工况 | 93.39  | 1.77   | 98.1          |
| 模拟   | 87.72  | 2.91   | 96.7          |

图 5 为不同高度 NO、 $\text{NO}_2$  和  $\text{NO}_3$  平均摩尔浓度变化趋势, 臭氧投加设备出口处  $\text{NO}_3$  平均摩尔浓度为  $8.04 \times 10^{-7} \text{ kmol}/\text{m}^3$ , 出口处  $\text{NO}_2$  的平均摩尔浓度为  $2.07 \times 10^{-6} \text{ kmol}/\text{m}^3$ , 可得  $\text{NO}_2$  的生成量是  $\text{NO}_3$  生成量的 2.57 倍, 可知  $\text{O}_3$  与 NO 的反应在  $\text{O}_3$  氧化低价  $\text{NO}_x$  的 2 个主要反应中起决定作用, 验证了文献[12]中的结论。

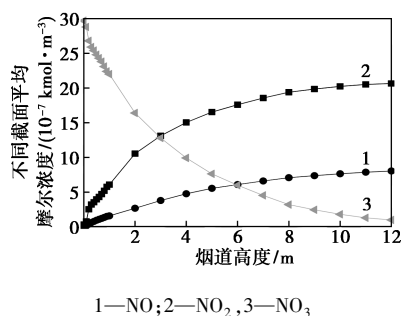


图 5 烟道不同高度 NO、 $\text{NO}_2$  和  $\text{NO}_3$  的平均摩尔浓度变化趋势

### 4.2 NO 氧化效率的主要影响因素分析

#### 4.2.1 反应温度的影响

在保持  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比为 1, 烟气停留时间为 1.2 s, 入口烟气中 NO 浓度为  $89.66 \text{ mg}/\text{m}^3$  不变的情形下, 考察 NO 的氧化效率, 如图 6 所示。从中可以看出, 随着入口烟温的升高, NO 的氧化效率从 82% 降低到 72%。这是因为烟温  $100^\circ\text{C}$  升高到  $250^\circ\text{C}$  时, 根据化学反应速率与化学反应常数、反应物浓度的乘积呈正比的定律, 以及表 3 中化学反应常数等数据计算得到 NO 氧化反应速率增加了 3.42 倍,  $\text{NO}_2$  氧化反应速率增加了 6.56 倍,  $\text{O}_3$  与  $\text{NO}_2$  的反应速率提高的倍数比  $\text{O}_3$  与 NO 的反应速率提高的倍数大。说明在  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比保持不变的情形下, 参与反应  $\text{NO}_2$  的量更多, 相应的 NO 反应量相对减少, NO 的氧化效率有所下降。

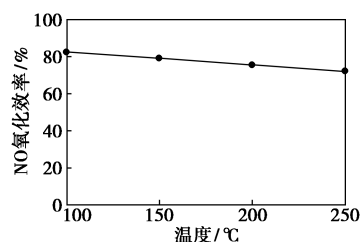


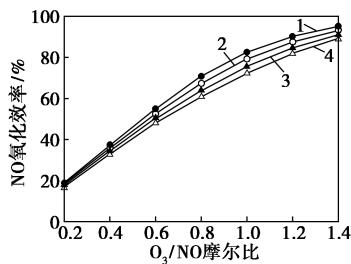
图 6 不同温度下 NO 的氧化效率

表 3 臭氧氧化反应化学反应常数

| 反应式  | 指前因子 $A_r$ /<br>( $\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ) | $\beta_r$ | 活化能 $E_r$ /<br>( $\text{J} \cdot \text{kmol}^{-1}$ ) |
|--|--|-----------|--|
| $\text{NO} + \text{O}_3 \rightleftharpoons \text{NO}_2 + \text{O}_2$   | $2.59 \times 10^9$   | 0         | $1.3297 \times 10^7$                                 |
| $\text{NO}_2 + \text{O}_3 \rightleftharpoons \text{NO}_3 + \text{O}_2$ | $8.43 \times 10^7$   | 0         | $2.0364 \times 10^7$                                 |

#### 4.2.2 $\text{O}_3/\text{NO}$ 摩尔比的影响

烟气停留时间为 1.2 s, 入口烟气中 NO 浓度为  $89.66 \text{ mg}/\text{m}^3$  保持不变, 通过改变  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比和烟气温度, NO 氧化效率的变化情况如图 7 所示。相同温度条件下, 随着  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比的增加, NO 的氧化效率不断增加。在  $150^\circ\text{C}$  烟温条件下,  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比从 0.2 增加到 1.4, 臭氧对 NO 的氧化效率对应从 18.4% 上升到 93.0%。在  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比为 0.8 之前, NO 的氧化效率呈直线上升, 到  $\text{O}_3/\text{NO}$  摩尔比为 0.8 之后, NO 的氧化效率上升趋势逐渐变缓。其主要原因是反应物 NO 和  $\text{O}_3$  在反应过程中逐渐减小, 反应速率降低, 因此 NO 氧化效率上升趋势减慢。此外, 随着温度的升高, NO 氧化率降低, 这与 4.2.1 章节的结论一致。

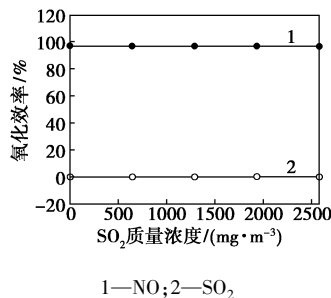


1—100℃;2—150℃;3—200℃;4—250℃

图7 不同温度和 O<sub>3</sub>/NO 摩尔比下 NO 的氧化效率

#### 4.2.3 烟气中 SO<sub>2</sub> 含量对臭氧氧化反应的影响

运行参数 O<sub>3</sub>/NO 摩尔比为 1, 烟气停留时间为 1.2 s, 入口烟气为 150℃ 时, 考察不同入口烟气 SO<sub>2</sub> 浓度下, SO<sub>2</sub> 的氧化效率与 NO 氧化效率变化规律。图 8 表明, 随着入口 SO<sub>2</sub> 浓度的增加, SO<sub>2</sub> 氧化效率维持 0.19%, 说明 O<sub>3</sub> 对 SO<sub>2</sub> 基本没有氧化作用; NO 的氧化效率略有降低, 但维持在 95% 左右。主要原因是 SO<sub>2</sub> 氧化反应需要的活化能为 58.166 kJ/mol, 但 NO 氧化反应需要的活化能仅为 13.297 kJ/mol, NO 氧化反应比 SO<sub>2</sub> 氧化反应更容易发生。



1—NO;2—SO<sub>2</sub>

图8 不同 SO<sub>2</sub> 浓度下 NO 的氧化效率

## 5 结论

以某特定结构的臭氧投加设备为研究对象, 研究了影响臭氧氧化工艺过程的相关因素。首先对比试验所测的 NO 氧化效率与相应数值模拟方法获取的 NO 氧化效率, 验证了本文中建立的臭氧投加设备中 O<sub>3</sub> 氧化 NO 反应模型的合理性, 分析了影响臭氧氧化工艺过程的主要因素, 得到如下结论。

(1) 烟气温度在 100~250℃ 范围内, 随着烟气温度的升高, NO 的氧化效率略有下降, 从 82% 降低到 72%。由于随着烟气温度的升高, O<sub>3</sub> 与 NO<sub>2</sub> 的反应速率的增加量大于 O<sub>3</sub> 与 NO 的反应速率的增加量, 在臭氧投加量不变时, NO<sub>2</sub> 的反应量增加了,

相应的 NO 的反应量减少了, 所以 NO 的氧化效率降低了。

(2) 烟气温度为 150℃ 时, 随着 O<sub>3</sub>/NO 摩尔比的升高, NO 的氧化效率从 18.2% 增加到 92.4%, 但上升趋势逐渐平缓。

(3) SO<sub>2</sub> 的氧化效率为 0.19%, NO 的氧化效率略有下降, 但也维持在 95%, 因此可认为烟气中 SO<sub>2</sub> 的存在对 NO 氧化效率几乎没有影响。主要原因是 O<sub>3</sub> 与 SO<sub>2</sub> 反应需要的活化能是与 NO 反应所需活化能的 4.46 倍, 当 SO<sub>2</sub> 与 NO 同时存在时, O<sub>3</sub> 仍主要与 NO 反应。

最后, 研究结果有助于进一步理解臭氧氧化的工艺过程, 同时为优化设备结构设计和提高设备运行效率提供参考依据。

## 参考文献

- [1] 王永政, 王聆燕, 李紫龙. 烟气多污染物系统一体化控制技术的研究[J]. 电力科技与环保, 2014, 30(6): 13-15.
- [2] 马贵鹏, 王倩倩, 马丽萍, 等. 氧化吸收一体化脱硫脱硝汞技术研究进展[J]. 现代化工, 2015, 35(8): 55-58.
- [3] 王智化. 燃煤多种污染物一体化协同脱除机理及反应射流直接数值模拟 DNS 的研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2005.
- [4] 路平, 王玉爽, 黄志伟, 等. 臭氧法脱硫脱硝工艺设计[J]. 现代化工, 2017, 37(4): 171-174.
- [5] 张相. 臭氧结合钙基吸收多种污染物及副产物提纯的试验与机理研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2012.
- [6] 庄卓楷. 基于数值模拟的 NO 臭氧氧化反应、双旋流气混合器和湿法脱硝模型研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2015.
- [7] 姜树栋. 利用臭氧及活性分子协同脱除多种污染物的实验及机理研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2010.
- [8] 马强, 朱燕群, 何勇, 等. 活性分子 O<sub>3</sub> 深度氧化结合湿法喷淋脱硝机理试验研究[J]. 环境科学学报, 2016, 36(4): 1428-1433.
- [9] Mok Y S, Lee H. Removal of sulfur dioxide and nitrogen oxides by using ozone injection and absorption-reduction technique[J]. Fuel Processing Technology, 2006, 87(7): 591-597.
- [10] 孙承朗. 燃煤工业锅炉臭氧氧化结合镁基湿法联合脱硫脱硝工艺研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2015.
- [11] Skalska K, Miller J S, Ledakowicz S. Kinetic model of NO<sub>x</sub> ozonation and its experimental verification [J]. Chemical Engineering Science, 2011, 66(14): 3386-3391.
- [12] 温正城. 臭氧在烟气中氧化降解多种污染物的机理研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2009.
- [13] 王静. 臭氧烟气多脱技术中 SO<sub>2</sub> 氧化脱除的试验研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2008. ■