



## Simulation of flue gas pollution control units of coal-fired power plant based on Aspen Plus

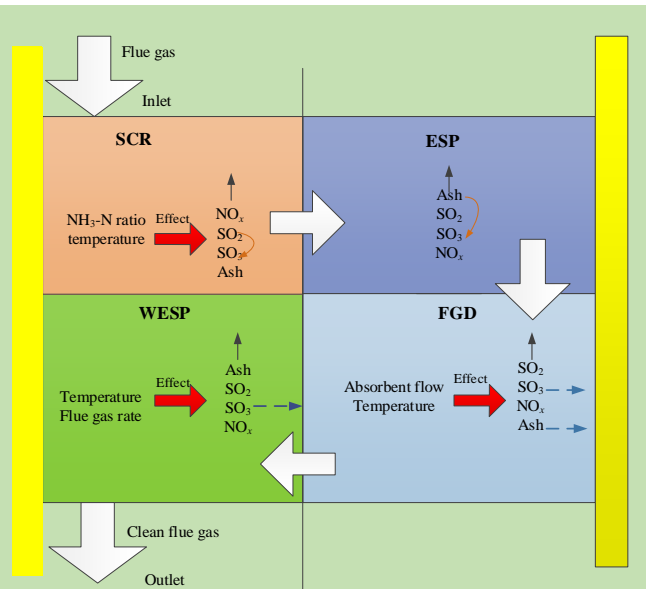
Jingxin YU, Jing WANG, Fengling YANG, Yanhong HAO\*, Fangqin CHENG

Shanxi Collaborative Innovation Center of High Value-added Utilization of Coal-related Wastes, State Environmental Protection Key Laboratory on Efficient Resource-utilization Techniques of Coal Waste, Shanxi University, Taiyuan, Shanxi 030006, China

**Abstract:** The Aspen Plus software was used to simulate the flue gas pollution control units and the correctness of the model was verified using the actual operation data of one power plant. In the modeling process, in addition to the removal of conventional flue gas pollutants, the  $\text{SO}_3$  conversion and the change of dust concentration in the flue gas were taken into account. Furthermore, the effects of operating parameters on the pollutants removal efficiency were examined through influencing factors analysis. In this simulation model, the flue gas entered the SCR (Selective Catalytic Reduction) de-nitrification device firstly, followed by electrostatic precipitator, limestone-gypsum desulfurization, and finally went through the wet electrostatic precipitator process, achieving the ultra-low emission standards before discharges into the atmosphere.

In the SCR denitration process,  $\text{SO}_2$  was oxidized to  $\text{SO}_3$  due to the catalyst. Ash had an adsorption effect on  $\text{SO}_3$  during the ESP (Electrostatic Precipitator) process, and the desulfurization tower and the wet electrostatic precipitator process had a synergistic removal effect on  $\text{SO}_3$  and ash. To accurate the simulation results, all these details mentioned above were simulated in this study. The influencing factors analysis showed that when the molar ratio of ammonia to nitrogen was lower than 0.6 and the reaction temperature was lower than  $400^\circ\text{C}$ , the concentration of  $\text{SO}_3$  tended to rise. With the increase of the molar ratio of ammonia to nitrogen and temperature, part of  $\text{SO}_3$  would react with excess ammonia forming  $\text{NH}_4\text{HSO}_4$  during the de-nitrification process, which could in turn caused blockage of the air pre-heater. Comprehensive analysis showed that the optimal ammonia–nitrogen molar ratio was in the range of 0.8~1.0. During the desulfurization process, the increase of the absorption liquid flux and the decrease of the inlet flue gas temperature were favorable for the removal of  $\text{SO}_3$ . During the wet dust removal process, when the flow rate of the flue gas was in the range of 0.8~1.2 m/s, the removal of soot was facilitated.

**Key words:** Aspen Plus software; coal-fired power plants; flue gas pollution control; simulation;  $\text{SO}_3$



收稿: 2018-04-23, 修回: 2018-06-26, 网络发表: 2018-08-22, Received: 2018-04-23, Revised: 2018-06-26, Published online: 2018-08-22  
基金项目: 国家自然科学基金重点项目(编号: U1610254); 山西省自然科学基金项目(编号 201701D121124); 山西省重点研发计划重点项目(编号: 201703D111018)

作者简介: 于荆鑫(1994-), 女, 山西省运城市人, 硕士研究生, 资源循环科学与工程专业, E-mail: 848772164@qq.com; 郝艳红, 通讯联系人, E-mail: haoyh812@126.com.

**引用格式:** 于荆鑫, 王菁, 杨凤玲, 等. 基于 Aspen Plus 的燃煤电厂烟气污染控制单元模拟. 过程工程学报, 2019, 19(2): 329–337.  
Yu J X, Wang J, Yang F L, et al. Simulation of flue gas pollution control units of coal-fired power plant based on Aspen Plus (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2019, 19(2): 329–337, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.218198.

# 基于 Aspen Plus 的燃煤电厂烟气污染控制单元模拟

于荆鑫, 王菁, 杨凤玲, 郝艳红\*, 程芳琴

山西大学山西低附加值煤基资源高值利用协同创新中心, 国家环境保护煤炭废弃物资源化高效利用技术重点实验室, 山西 太原 030006

**摘要:** 采用 Aspen Plus 软件对烟气污染控制单元进行模拟, 以电厂实际运行数据验证模型的正确性, 建模过程中考虑  $\text{SO}_3$  转化和烟气中烟尘浓度的变化, 并通过影响因素分析考察操作参数对污染物脱除效果的影响。结果表明, 在选择性催化还原(SCR)脱硝过程中, 部分  $\text{SO}_2$  转化为  $\text{SO}_3$ , 除尘过程中飞灰对  $\text{SO}_3$  有吸附作用, 脱硫塔与除尘器对  $\text{SO}_3$  和灰分脱除具有协同作用; SCR 脱硝过程的最佳氨氮摩尔比范围为 0.8~1.0, 氨氮比低于 0.6、反应温度低于 400℃时,  $\text{SO}_3$  浓度呈上升趋势; 湿法脱硫过程中, 入口烟气温度上升会阻碍  $\text{SO}_2$  吸收和  $\text{SO}_3$  去除; 湿式除尘过程中, 除尘效率随温度升高而降低, 随气体流速增加先升高后降低, 最佳流速为 0.8~1.2 m/s。

**关键词:** Aspen Plus 软件; 燃煤电厂; 烟气污染控制; 模拟;  $\text{SO}_3$

**中图分类号:** X701

**文献标识码:** A

**文章编号:** 1009-606X(2019)02-0329-09

## 1 前言

随着环保要求日趋严格, 燃煤电厂烟气污染控制受到长期广泛关注, 其技术经济性与工艺过程参数和单元操作参数密切相关, 对燃煤电厂烟气污染控制单元的模拟是研究系统技术经济性的基础。

目前 Aspen Plus 软件在烟气污染控制领域的应用日趋增多。文献<sup>[1-3]</sup>利用该软件研究了脱硫脱硝一体化工艺, 主要分析了不同操作参数对污染物浓度控制的影响。任洪运等<sup>[4]</sup>模拟了电站余热锅炉烟气脱硝过程, 研究了不同工况及单元关键操作参数对脱硝率和氨逃逸的影响。文献<sup>[5-7]</sup>进行了氨法脱硫工艺模拟, 考察了不同工艺操作参数对脱硫率的影响。王晓锋<sup>[8]</sup>建立了湿式石灰石烟气脱硫单元模型, 分析了脱硫过程浆液中各离子的平衡浓度。文献<sup>[9,10]</sup>通过建立石灰石湿法烟气脱硫模型, 研究了脱硫机理, 并对关键参数进行了优化。目前的研究大多采用 Aspen Plus 软件模拟烟气污染控制的某个单元并进行单元操作条件的优化, 对烟气污染控制系统各污染物控制单元之间物质流关系研究较少, 更鲜有

考虑烟尘吸附  $\text{SO}_3$  及选择性催化还原(SCR)脱硝与石灰石-石膏湿法脱硫(FGD)过程中  $\text{SO}_3$  脱除与转化的模拟。

本工作以某 350 MW 燃煤电厂烟气污染控制系统为研究对象, 利用 Aspen Plus 软件建立系统工艺流程与各单元模型, 建模中关注烟尘对  $\text{SO}_3$  的吸附、SCR 脱硝与石灰石-石膏湿法脱硫(FGD)中  $\text{SO}_3$  脱除与转化, 给出了 SCR 脱硝、静电除尘(ESP)、石灰石-石膏湿法脱硫、湿式电除尘(WESP)各单元间物质流的关系, 以电厂实际运行数据进行验证, 通过影响因素分析得到单元操作参数对污染物脱除效果的影响, 为燃煤电厂烟气污染控制系统的分析与优化奠定基础。

## 2 烟气污染控制系统的 Aspen Plus 模拟

图 1 为某 350 MW 超临界燃煤发电机组典型超低排放工艺流程图。该机组 SCR 脱硝采用板式催化剂, 设置 3 层+预留 1 层, 静电除尘器为双室五电场, FGD 脱硫为单塔吸收, WESP 采用两电场, 经过净化处理的烟气经烟囱排入空气中。

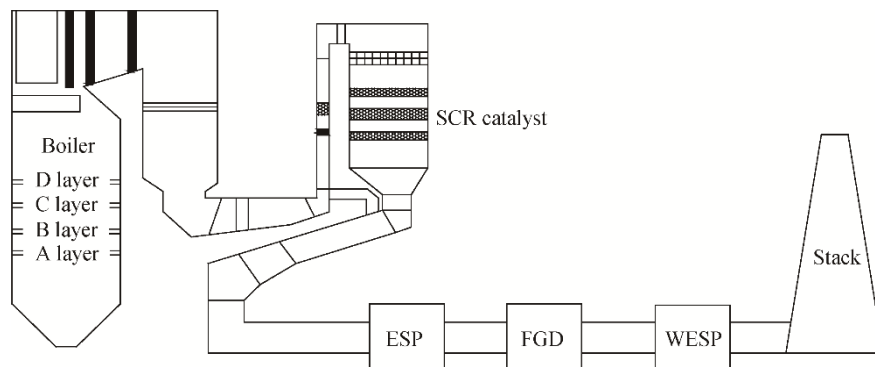


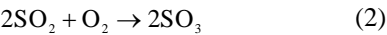
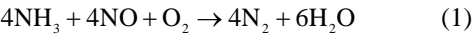
图 1 烟气污染控制工艺流程示意图  
Fig.1 Schematic diagram of flue gas pollution control

2.1 模型简化假定

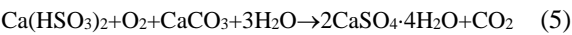
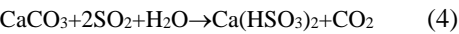
假定烟气污染控制系统稳定运行, 所有的物质流均为稳定流<sup>[11]</sup>。烟气污染控制过程为绝热过程, 不考虑各单元与外界的热交换。脱硝反应阶段均匀混入 NH<sub>3</sub>, 烟气为含 H<sub>2</sub>O、N<sub>2</sub>、NO、CO<sub>2</sub>、SO<sub>2</sub>、NH<sub>3</sub> 和 O<sub>2</sub> 的理想气体; 脱硫反应阶段脱硫吸收塔内不考虑固体和盐析, 氨在碱性溶液中溶解度较小, 忽略其在脱硫过程中的溶解。

2.2 主要化学反应

SCR 脱硝过程反应如下:



石灰石-石膏湿法脱硫过程发生的化学反应:



2.3 模拟工况及输入条件

模拟参数选用机组实际运行参数, 当地大气压为 98 kPa, 气温为 25℃。烟气基本参数见表 1。

2.4 烟气污染控制单元的 Aspen Plus 模型建立

表 1 烟气基本参数

Table 1 Basic parameters of flue gas		
Parameter		Value
Inlet flue gas flow/(m <sup>3</sup> /h)		1155366
Inlet flue gas temperature/℃		335.4
Inlet flue gas pressure/kPa		100.605
Flue gas component/%	N <sub>2</sub>	75.31
	NO	0.12
	H <sub>2</sub> O	6.38
	O <sub>2</sub>	3.45
	CO <sub>2</sub>	14.49
	SO <sub>2</sub>	0.23
	SO <sub>3</sub>	0.03
	Inlet ash content/(g/Nm <sup>3</sup> )	31.5

2.4.1 SCR 脱硝模型

SCR 脱硝模型如图 2 所示, 分为三部分: (1) 氨水与喷氨系统。在氨水系统中选用蒸发装置的 Flash 模块实现氨水分离, 蒸发的氨气采用单叶轮压缩机的 Compr 模块输送; (2) 混合阶段。选用可将多股物流汇合成一股物流的 Mixer 模块, 将进入 SCR 装置的入口烟气与还原剂均匀混合; (3) 反应阶段。选用在径向可完全混合及可模拟单相、两相、三相并带有催化装置的 Rplug 模块<sup>[12]</sup>, 使混合气体在催化剂作用下脱除 NO<sub>x</sub>。本研究还考虑了 SO<sub>2</sub> 在催化剂作用下转化为 SO<sub>3</sub> 及少量 SO<sub>3</sub> 转化为 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 等副反应。

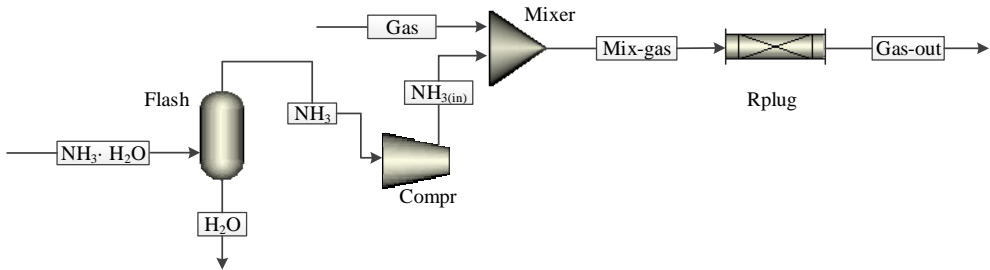


图 2 脱硝系统模拟流程  
Fig.2 Simulation flow of denitrification system

2.4.2 静电除尘模型

静电除尘器模型如图 3 所示, 考虑到实际系统中 SCR 脱硝装置与 ESP 装置之间设有空气预热器, SCR 脱硝装置出口与 ESP 入口有温度变化, 会使部分 SO<sub>3</sub> 及 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 被灰分吸附, 因此在 ESP 装置前加入换热与吸附模块, 根据文献<sup>[13]</sup>及现场测定, 吸附模块中灰分对 SO<sub>3</sub> 的吸附率达 10.09%。

2.4.3 石灰石-石膏湿法脱硫模型

石灰石-石膏湿法脱硫模型如图 4 所示, 分为 5 部分: (1) 脱硫塔吸收段, 主要分为吸收区和中和区<sup>[14]</sup>, 吸收区内烟气中的 SO<sub>2</sub> 与碱性吸收剂接触, 通过化学反应吸收脱除 SO<sub>2</sub>; 中和区进行酸碱反应, 选用可执行塔

严格设计计算的 RadFrac 模块, 设置钙硫摩尔比为 1.02, 液气摩尔比为 22.93; (2) 脱硫塔氧化段, 完成浆液中亚硫酸根的氧化, 选择以物料平衡为基础可计算化学平衡和在参考温度及压力下反应热的 Rstoic 模块; (3) 浆液循环阶段, 主要利用浆液循环泵完成浆液的循环, 选用 Pump 模块; (4) 分离阶段, 完成气液分离及灰分去除, 选用 Sep 模块, 脱硫阶段除尘效率设置为 40%; (5) 气体混合阶段, 吸收塔出口的气体与分离阶段分离出来的气体混合, 气体输送进入下一单元, 选用 Mixer 模块。

2.4.4 湿式电除尘模型

湿式电除尘模型如图 5 所示, 分为两部分: (1) 静电除尘阶段选用 ESP 模型; (2) 湿式除尘阶段飞灰与液

体直接接触，洁净气体分离出来，灰分随液体流走，选用 Vscrub 模块。

上述 4 个单元中选用的模块与工艺的对应关系如表 2 所示。

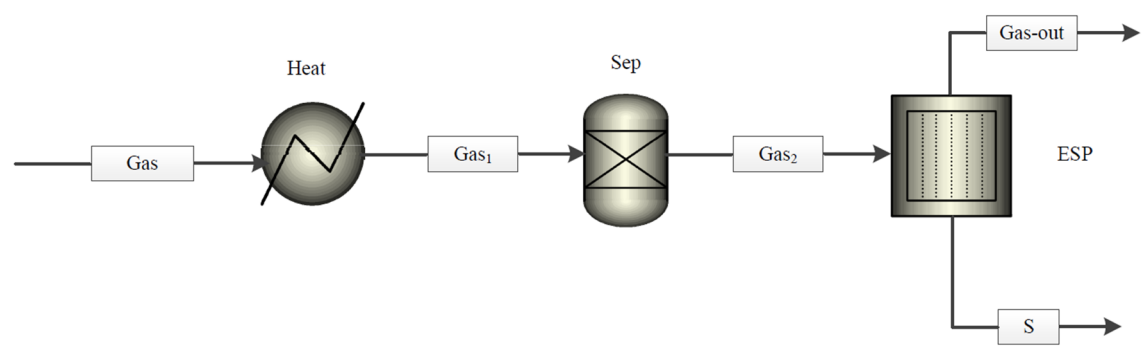


图 3 静电除尘系统模拟流程  
Fig.3 Simulation flow of electrostatic precipitator system

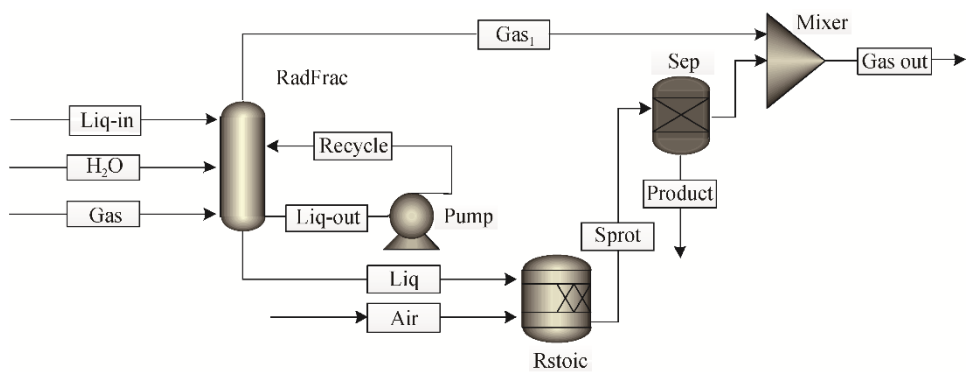


图 4 石灰石-石膏湿法脱硫系统模拟流程  
Fig.4 Simulation flow of limestone-gypsum wet desulfurization system

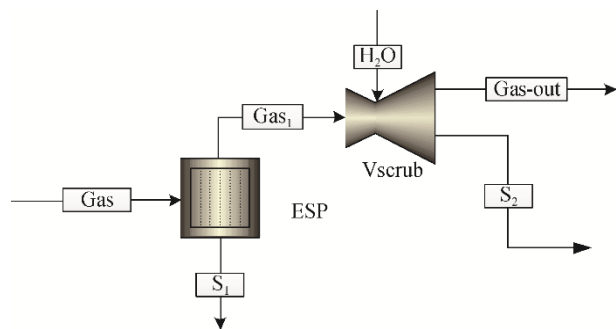









图 5 湿式电除尘模拟流程  
Fig.5 Simulation flow of wet electrostatic precipitator

表 2 工艺设备与所用模块的对应关系

Table 2 Correspondence between process equipment and selection module							
Category	ESP	SCR	Mix	Desulfurization absorption section	Desulfurization oxidation section	Circulation pump	Gas-solid separation
Module legend							
Module annotation	ESP	Rplug	Mixer	RadFrac	Rstoic	Pump	Vscrub

3 结果与讨论

3.1 模型验证

3.1.1 SCR 脱硝

SCR 脱硝模拟结果如表 3 所示, 模拟的 SCR 脱硝效率达到 95%, 机组实际脱硝效率为 96.7%, 误差为 1.76%, 验证了 SCR 脱硝模型的准确性。由表 3 可看出脱硝前后 SO<sub>2</sub> 浓度变化为 0.94%, 这是由于部分 SO<sub>2</sub> 发生氧化反应生成 SO<sub>3</sub>, 部分 SO<sub>3</sub> 与 NH<sub>3</sub> 和 H<sub>2</sub>O(g) 发生反

应生成 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>。

3.1.2 静电除尘

静电除尘模拟结果如表 4 所示。经计算, 静电除尘效率达 99.89%, 机组实际除尘效率为 99.9%, 两者基本吻合, 验证了静电除尘模型的准确性。由于灰分对 SO<sub>3</sub> 及 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 的吸附作用, 使除尘器出口 SO<sub>3</sub> 浓度由 2.02 kmol/h 降至 1.82 kmol/h, NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 温度低于酸露点, 固体被灰吸附脱除。

表 3 SCR 脱硝模拟结果  
Table 3 SCR denitrification simulation results

Component	Inlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Additional NH <sub>3</sub> ·H <sub>2</sub> O/(kmol/h)	Outlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Change value/%
SO <sub>2</sub>	99.28		98.347	0.94
CO <sub>2</sub>	6537.95		6537.95	0
N <sub>2</sub>	33980.21		33620.02	1.06
O <sub>2</sub>	1556.66		1507.31	3.17
H <sub>2</sub> O	2878.68	5.24	2421.05	16.05
NH <sub>3</sub>		47.1	3.23	93.14
NO	54.14		2.71	95
SO <sub>3</sub>	0.922		2.02	
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>			0.012	
Ash/(kg/h)	31836.987		31836.987	0

表 4 静电除尘模拟结果  
Table 4 Electrostatic precipitator removal simulation results

Component	Inlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Outlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Change value/%
SO <sub>2</sub>	98.347	98.347	0
CO <sub>2</sub>	6537.95	6537.95	0
N <sub>2</sub>	33620.02	33620.02	0
O <sub>2</sub>	1507.31	1507.31	0
H <sub>2</sub> O	2421.05	2421.05	0
NH <sub>3</sub>	3.23	3.23	0
NO	2.71	2.71	0
SO <sub>3</sub>	2.02	1.82	10.09
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	0.0012	0	1
Ash/(kg/h)	31836.987	34.66	99.89

表 5 石灰石-石膏湿法脱硫模拟结果  
Table 5 Limestone-gypsum wet desulfurization simulation results

Component	Inlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Spraying liquid flow rate/(kmol/h)	Outlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Change value/%
SO <sub>2</sub>	98.347		3.94	95.99
CO <sub>2</sub>	6537.95		6441.19	1.48
N <sub>2</sub>	33620.02		33603.88	0.048
O <sub>2</sub>	1507.31		1506.59	0.048
H <sub>2</sub> O	2421.05	21.08	2420.90	0.006
NH <sub>3</sub>	3.23		3.23	0
NO	2.71		2.71	0
SO <sub>3</sub>	1.82		0.42	76.78
CaCO <sub>3</sub>		127.056		
Ash/(kg/h)	34.66		20.796	40

3.1.3 石灰石湿法脱硫

石灰石湿法脱硫模拟结果如表 5 所示。吸收 SO<sub>2</sub> 过程中, 模拟脱硫率为 95.99%, 机组实际脱硫效率为 97.8%, 误差为 1.85%, 验证了模型的准确性。灰分去除率达 40%, SO<sub>3</sub> 去除率达 76.78%, 这是由于 SO<sub>3</sub> 主要转化为石膏, 使出口的 SO<sub>3</sub> 浓度迅速降低。

3.1.4 湿式电除尘

湿式电除尘的模拟结果见表 6, 除尘效率达 73.89%, SO<sub>3</sub> 去除率为 63.6%, NO 去除率为 17%, 出口烟气浓度为 5.43 kg/h (4.7 mg/m<sup>3</sup>), 达到超低排放要求。

由表 3~6 可看出, 在烟尘、SO<sub>2</sub> 和 NO 等常规污染物得到控制的同时会有 SO<sub>3</sub> 及 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 等副产物产生, 脱硫塔与湿式电除尘对 SO<sub>3</sub> 及烟尘均有协同脱除作用,

SO<sub>3</sub> 去除率可达 60% 以上，脱硫塔除尘率可达 40%。

表 6 湿式电除尘模拟结果  
Table 6 Wet electrostatic precipitator simulation results

Component	Inlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Additional H <sub>2</sub> O flow rate/(kmol/h)	Outlet flue-gas flow rate/(kmol/h)	Change value/%
SO <sub>2</sub>	3.94		3.94	0
CO <sub>2</sub>	6441.19		6441.19	0
N <sub>2</sub>	33603.88		33603.88	0
O <sub>2</sub>	1506.59		1506.59	0
H <sub>2</sub> O	2420.90	177.85	2385.63	8.2
NH <sub>3</sub>	3.23		3.23	0
NO	2.71		2.2493	17
SO <sub>3</sub>	0.42		0.15	63.6
Ash/(kg/h)	20.796		5.43	73.89

3.2 单元操作参数分析

各单元操作参数变化是引起污染物排放变化的关键因素，通过考察各单元操作参数对各污染物控制单元出口关键物质流的影响，可为系统参数优化提供合理方案，采用 Aspen Plus 软件灵敏度分析考察污染物控制过程中单元操作参数的影响。

3.2.1 操作参数对 SCR 脱硝的影响

(1) 氨氮比对脱硝率、氨逃逸率和出口 SO<sub>3</sub> 的影响

利用以上模型，以板式 V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>-WO<sub>3</sub>/TiO<sub>2</sub> 为催化剂，分析了反应温度 380℃ 下不同氨氮比对脱硝率、氨逃逸率及出口 SO<sub>3</sub> 的影响。从图 6 可看出，氨氮摩尔比小于 1.0 时，随氨氮摩尔比增加脱硝率增加，氨逃逸率基本保持不变，氨氮比大于 1.0 时氨逃逸率迅速增加。

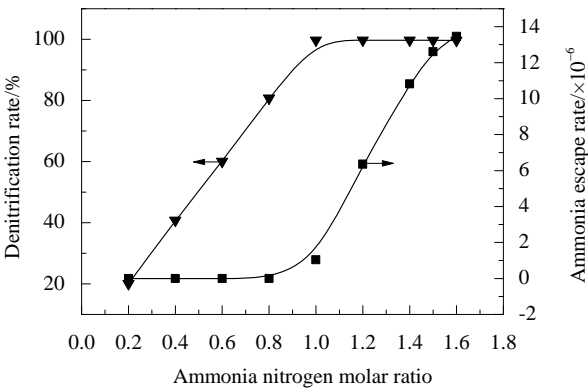


图 6 氨氮摩尔比对脱硝率和氨逃逸率的影响  
Fig.6 Effects of ammonia–nitrogen molar ratio on denitrification rate and ammonia escape rate

从图 7 可看出，当氨氮摩尔比小于 0.6 时，SO<sub>2</sub> 迅速被催化剂氧化成 SO<sub>3</sub>，氨氮比在 0.6~1.0 时 SO<sub>3</sub> 氧化速率减慢，开始有少量 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 产生。氨氮比大于 1.0 时，随氨逃逸量增加，逃逸的氨与 SO<sub>3</sub> 和 H<sub>2</sub>O(g) 等反应生成 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 的速率逐渐加快，使 SCR 出口的 SO<sub>3</sub> 浓度迅速降低，而快速增加的 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 会造成空预器堵塞。综合考虑 NO<sub>x</sub> 脱除效率、氨逃逸率与 SO<sub>3</sub> 生成，最

佳氨氮摩尔比为 0.8~1.0。

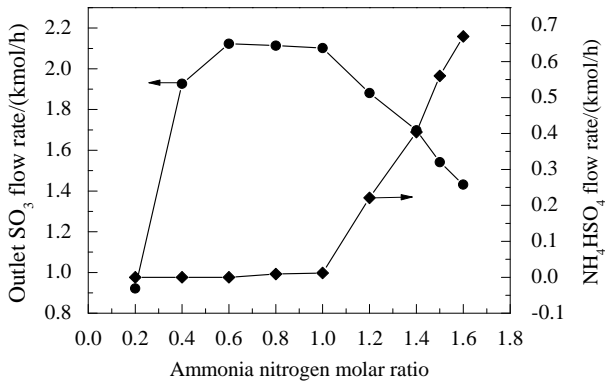


图 7 氨氮摩尔比对出口 SO<sub>3</sub> 和 NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> 流量的影响  
Fig.7 Effects of ammonia–nitrogen molar ratio on outlet SO<sub>3</sub> and NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>

(2) 反应温度对脱硝率、氨逃逸率和出口 SO<sub>3</sub> 流量的影响

通常 SCR 脱硝反应器布置在省煤器与空预器之间，流经反应器的烟气温度的为 300~420℃。氨氮摩尔比 0.95 时反应温度对脱硝率和氨逃逸率的影响如图 8 所示。从图可看出，氨逃逸率随反应温度升高而降低。300~400℃ 时脱硝率逐渐升高，400℃ 后脱硝率有下降趋势。

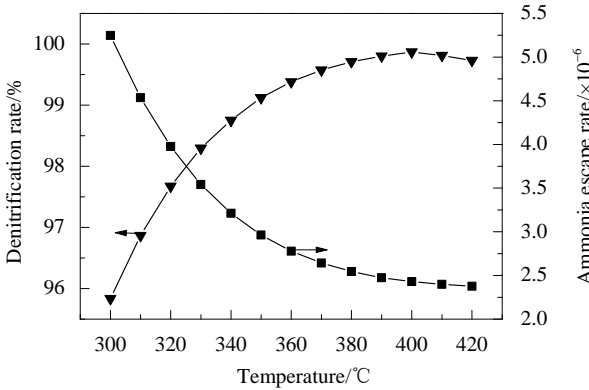


图 8 反应温度对脱硝率和氨逃逸率的影响  
Fig.8 Effects of reaction temperature on denitrification rate and ammonia escape rate

从图9可看出, 反应温度小于400℃时, 出口SO<sub>3</sub>流量逐渐升高, 360℃后开始有NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>生成, 但由于SO<sub>2</sub>氧化速率大于NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>生成速率, 低于400℃时出口SO<sub>3</sub>流量仍呈现上升趋势。反应温度达400℃以上, 出口SO<sub>3</sub>流量降低, NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>流量上升, 这是由于反应温度会影响催化剂活性, 从而影响化学反应速率<sup>[14]</sup>, 400℃以上催化剂烧结失活<sup>[15]</sup>, SO<sub>2</sub>转化为SO<sub>3</sub>的反应速率降低, 此时脱硝过程主要发生生成NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>的副反应, 所以反应温度应控制在400℃以下。

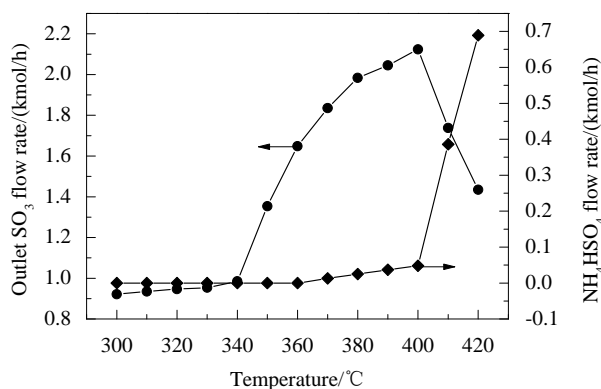


图9 反应温度对出口SO<sub>3</sub>和NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub>流量的影响

Fig.9 Effects of reaction temperature on outlet SO<sub>3</sub> and NH<sub>4</sub>HSO<sub>4</sub> flow rate

### 3.2.2 操作参数对湿法脱硫工艺的影响

#### (1) 吸收剂流量对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>的影响

液气摩尔比22.93、入口烟气温度90℃、吸收塔压力101.3 kPa、入口SO<sub>2</sub>流量98.347 kmol/h的条件下, 考察吸收液流量对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>流量的影响, 结果见图10。由图可知, SO<sub>3</sub>去除率随吸收液流量增加而升高, 一定范围内脱硫率随吸收液流量增加而升高, 吸收液流量达140 kmol/h以上时脱硫率变化不大甚至呈下降趋势。这是由于烟气进入脱硫系统后温度达到酸露点

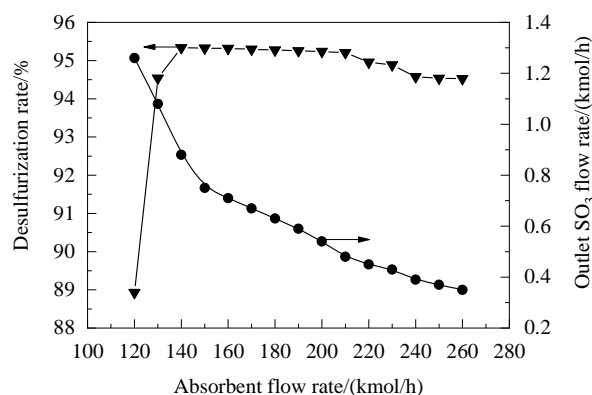


图10 吸收剂流量对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>流量的影响

Fig.10 Effects of absorbent flux on desulfurization rate and outlet SO<sub>3</sub> flow rate

以下, 随吸收液流量增加, 气液间传质效率增大, 有利于SO<sub>2</sub>和SO<sub>3</sub>吸收, 但吸收液流量过多时, 由于其溶解度较低, 随浆液量增加浆液浓度提高, 吸收剂发生过饱和和凝聚<sup>[16]</sup>, 使反应比表面积减少, 不利于SO<sub>2</sub>吸收, 也造成溶液浪费。

#### (2) 入口烟气温度对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>的影响

保持钙硫比、液气比、吸收塔压力不变的条件下, 考察烟气温度对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>流量的影响, 结果如图11所示。从图可看出, 随烟气温度升高, 脱硫率降低, 出口SO<sub>3</sub>流量升高, 这是由于烟气温度升高阻碍了吸收液对SO<sub>2</sub>的吸收及SO<sub>3</sub>去除。随入口烟气温度升高, 脱硫塔内冷却温差增大, SO<sub>3</sub>冷却速率增加, 易形成SO<sub>3</sub>酸雾雾滴<sup>[17]</sup>, 难以通过洗涤脱除, 去除效率降低。

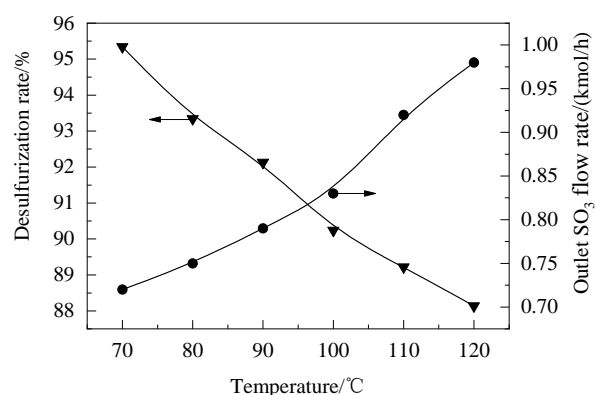


图11 烟气温度对脱硫率和出口SO<sub>3</sub>流量的影响

Fig.11 Effects of flue gas temperature on desulfurization rate and outlet SO<sub>3</sub> flow rate

### 3.2.3 操作参数对湿式电除尘的影响

#### (1) 烟气温度对除尘效率的影响

烟气温度会影响烟尘的比电阻, 从而影响除尘效率。目前湿式电除尘入口烟气温度一般约为45℃。在烟气流速0.8 m/s、入口烟气温度35~60℃条件下进行灵敏度

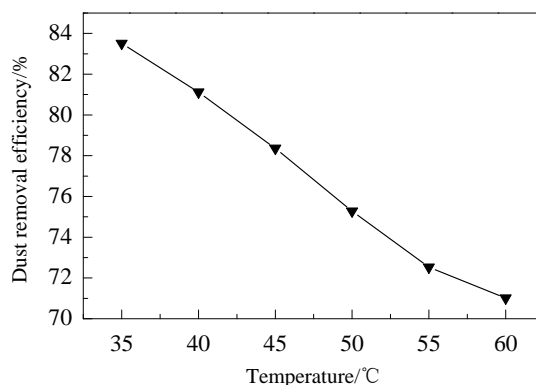


图12 烟气温度对除尘效率的影响

Fig.12 Effect of flue gas temperature on dust removal efficiency



分析,考察烟气温度对除尘效率的影响,结果见图 12。由图可知,随烟气温度升高,除尘效率呈下降趋势,这是由于烟气温度能改变烟尘的比电阻,影响气体的黏滞性<sup>[18]</sup>,气体黏滞性随温度升高增大,导致其驱进速度下降,除尘效率降低,湿式电除尘器在较低温度下运行较合适。

## (2) 烟气流速对除尘效率的影响

烟气流速过高或过低均会影响烟尘去除效率。在烟气温度 45℃ 下考察气体流速对除尘效率的影响,结果见图 13。从图可看出,除尘效率随烟气流速增加先升高后降低,这是由于烟气流速过低,难与液滴有效接触被捕集,烟气流速过快会造成烟尘停留时间过短,难以到达除尘极板表面,从而降低除尘效率。烟气最佳流速为 0.8~1.2 m/s。

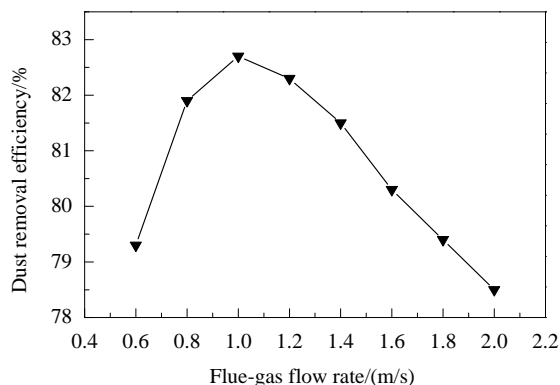


图 13 烟气流速对除尘效率的影响

Fig.13 Effect of gas flow rate on dust removal efficiency

## 4 结 论

用 Aspen Plus 软件建模对燃煤电厂烟气污染物控制单元进行模拟,得出如下结论:

(1) 所建模型可很好模拟燃煤电厂烟气污染控制系统中各单元的操作参数,模拟结果与电厂实际数据吻合较好,误差在 2% 以内。

(2) 模型除考虑常规烟气污染物控制外,还关注  $\text{SO}_3$  及烟尘浓度变化。脱硫塔与湿式电除尘对  $\text{SO}_3$  与烟尘均有协同脱除作用,脱硫塔对  $\text{SO}_3$  及烟尘的去除率分别为 76.78% 和 40%,湿式电除尘对  $\text{SO}_3$  及烟尘的去除率分别为 63.6% 和 73.89%。

(3) 脱硝过程中,氨氮摩尔比低于 0.6、反应温度低于 400℃ 时,  $\text{SO}_3$  浓度呈上升趋势。随氨氮比和温度升高,部分  $\text{SO}_3$  会与过量逃逸的氨反应生成  $\text{NH}_4\text{HSO}_4$ ,造成空预器堵塞,最佳氨氮比为 0.8~1.0。脱硫过程中吸收液流量增加及入口烟气温度降低均有利于  $\text{SO}_3$  去除。湿

式除尘过程中烟气流速为 0.8~1.2 m/s 时有利于去除烟尘。

## 参考文献

- [1] 陈珂. 富氧燃烧烟气加压脱硫脱硝过程的动力学模拟 [D]. 武汉: 华中科技大学, 2014: 19-34.  
Chen K. Dynamics simulations of desulfurization and denitrification process pressurized of flue gas from oxy-fuel combustion [D]. Wuhan: Huazhong University of Science and Technology, 2014: 19-34.
- [2] 李壮壮. 焦炉烟气高效氧化吸收脱硫脱硝一体化中试实验及模拟优化 [D]. 济南: 济南大学, 2016: 39-48.  
Li Z Z. Highly effective oxidation-absorption pilot experiments and simulation optimization of integrated desulfurization for coking flue gas [D]. Jinan: Jinan University, 2016: 39-48.
- [3] 罗国华, 米田绫子, 加藤邦夫, 等. 气-固-固流化床用于燃煤电厂尾气同时脱硫脱硝 [J]. 过程工程学报, 2001, 1(4): 416-421.  
Luo G H, Yoneda A, Kato K, et al. A dry process for simultaneous removal of  $\text{SO}_2$  and NO from flue gas of power plants by using a gas-solid-solid fluidized bed [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2001, 1(4): 416-421.
- [4] 任洪运, 杨承, 马晓茜. 联合循环电站余热锅炉全工况烟气脱硝运行分析 [J]. 广东电力, 2016, 29(7): 29-34.  
Ren H Y, Yang C, Ma X X. Analysis on flue gas denitration operation of heat recovery boiler under full conditions in gas-steam combined cycle power station [J]. Guangdong Electric Power, 2016, 29(7): 29-34.
- [5] 陈茂兵, 孙克勤. Aspen Plus 软件在氨法烟气脱硫模拟中的应用 [J]. 电力科技与环保, 2009, 25(4): 30-32.  
Chen M B, Sun K Q. The application of Aspen Plus software on the simulation of FGD by ammonia [J]. Electric Power Technology and Environmental Protect, 2009, 25(4): 30-32.
- [6] 洪文鹏, 何慧颖, 刘广林, 等. 基于 Aspen Plus 的氨法脱硫单塔系统流程模拟 [J]. 动力工程学报, 2013, 33(2): 141-146.  
Hong W P, He H Y, Liu G L, et al. Numerical simulation on single-tower process of ammonia desulfurization system based on Aspen Plus [J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2013, 33(2): 141-146.
- [7] 孙志翔, 金保升, 李勇, 等. 基于 Aspen Plus 软件的湿法烟气脱硫模型 [J]. 洁净煤技术, 2006, 12(3): 82-85.  
Sun Z A, Jin B S, Li Y, et al. Wet flue gas desulfurization model based on Aspen Plus [J]. Clean Coal Technology, 2006, 12(3): 82-85.
- [8] 王向锋. 烟气脱硫强化剂的作用及机理研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2011: 33-46.  
Wang X F. Effects and mechanisms of flue gas desulphurization with enhancers [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2011: 33-46.
- [9] Warych J, Szymanowski M. Optimum values of process parameters of the "wet limestone flue gas desulfurization system" [J]. Chemical Engineering & Technology, 2015, 25(4): 427-432.
- [10] 张文彪. 大型化工模拟软件在工业气体处理工艺设计中的应用 [D]. 北京: 北京化工大学, 2010: 31-45.  
Zhang W B. Large chemical simulation software's usage in limestone wet FGD technology design [D]. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2010: 31-45.
- [11] Cimini S, Prisciandaro M, Barba D. Simulation of a waste incineration process with flue-gas cleaning and heat recovery sections using Aspen Plus [J]. Waste Management, 2005, 25(2):



- 171–175.
- [12] 赵纪光, 李焱, 陶文亮. 基于 Aspen Plus 的活性焦干法烟气脱硝过程模拟 [J]. 广州化工, 2014, 42(2): 30–34.  
Zhao J G, Li Y, Tao W L. Simulation of flue gas denitrification process by active coke using Aspen Plus [J]. Guangzhou Chemical Industry, 2014, 42(2): 30–34.
- [13] 杨玮, 孙彬彬, 王雪, 等. 山西某电厂燃煤烟气  $\text{SO}_3$  与颗粒物排放特征 [J]. 环境工程, 2018, (1): 83–87.  
Yang W, Sun B B, Wang X, et al. Emissions in coal-fired flue gas characteristics of  $\text{SO}_3$  and particulate from shanxi power plant [J]. Environmental Engineering, 2018, (1): 83–87.
- [14] Hu Y, Yan J. Characterization of flue gas in oxy-coal combustion processes for  $\text{CO}_2$  capture [J]. Applied Energy, 2012, 90(1): 113–121.
- [15] 张卫宝, 王广慧. 影响选择性催化还原(SCR)法脱硝效率的因素分析 [J]. 中国高新技术企业, 2013, (30): 84–86.  
Zhang W B, Wang G H. Effect of selective catalytic reduction (SCR) on denitrification efficiency [J]. China High Technology Enterprises, 2013, (30): 84–86.
- [16] 张兴法, 阮翔. 湿法烟气脱硫系统脱硫效率影响因素分析 [J]. 能源环境保护, 2010, 24(3): 41–44.  
Zhang X F, Ruan X. Analysis of factors affecting desulfurization efficiency of wet flue gas desulfurization system [J]. Energy Environmental Protection, 2010, 24(3): 41–44.
- [17] 潘丹萍, 吴昊, 黄荣廷, 等. 石灰石-石膏法烟气脱硫过程中  $\text{SO}_3$  酸雾脱除特性 [J]. 东南大学学报(自然科学版), 2016, 46(2): 311–316.  
Pan D P, Wu H, Huang R T, et al. Removal properties of sulfuric acid mist during limestone-gypsum flue gas desulfurization process [J]. Journal of Southeast University (Natural Science Edition), 2016, 46(2): 311–316.
- [18] 高建兵. 湿式电除尘器的主要影响因素 [J]. 维纶通讯, 2009, (2): 22–25.  
Gao J B. The main influencing factors of wet electrostatic precipitators [J]. Whalen Communication, 2009, (2): 22–25.