

布袋除尘器脱硫特性试验及机理研究

王乃华¹, 骆仲决², 岑可法²

(1. 山东大学能源与动力工程学院, 山东 济南 250061;

2. 浙江大学能源清洁利用与环境教育部重点实验室, 浙江 杭州 310027)

摘要:建立了脱硫反应模型, 模型计算结果表明: 当 $Y_B < 0.3$ 时, 限制脱硫反应进行的环节是化学反应过程; 当 $Y_B > 0.3$ 时, SO_2 通过灰层的扩散阻力占主导地位。文中还分析了影响布袋除尘器脱硫效率的因素, 发现: 布袋除尘器入口 SO_2 浓度对脱硫效率的影响较小; 温度升高可以提高布袋除尘器的脱硫效率; 对布袋除尘器脱硫效率影响最显著的是烟气的相对湿度。相对湿度增加, 脱硫效率急剧增高。Model-3 计算结果与试验结果相对吻合较好。

关键词:布袋除尘器; 添加剂; 烟气脱硫

中图分类号: X701.3 文献标识码: A

符号说明

- C_{Ag} ——气相 SO_2 摩尔浓度/ $mol \cdot m^{-3}$;
- C_{sSO_2} ——气相 SO_2 质量浓度/ $mg \cdot m^{-3}$;
- D_A —— SO_2 在灰层的扩散系数/ $cm^2 \cdot s^{-1}$;
- R ——吸收剂固体颗粒直径/cm;
- k_g ——气侧传质系数/ $cm \cdot s^{-1}$;
- k_s ——化学反应速率常数/ $mol \cdot (cm^2 \cdot s)^{-1}$;
- MW_s ——吸收剂的摩尔重量/ $g \cdot mol^{-1}$;
- t ——时间/s;
- τ ——完全反应时间/s;
- n_A —— SO_2 的量/mol;
- n_B —— $Ca(OH)_2$ 的量/mol;
- R_m ——通用气体常数, $8.3143 J/(mol \cdot K)$;
- ρ ——吸收剂密度, $2.24 g/cm^3$;
- RH ——相对湿度/%;
- T ——温度/ $^{\circ}C$;
- Y_B ——石灰转化率。

1 引言

半干法烟气脱硫系统中不仅脱硫塔有脱硫效果, 除尘器也有明显的脱硫效果^[1]。据报道, 喷雾干

燥烟气脱硫系统中, 布袋除尘器中的脱硫效率占 20%^[2]。布袋除尘器中的脱硫效率与很多因素有关^[3]。Damle 分析认为^[4], SO_2 的气相传质阻力不明显。布袋对 SO_2 的脱除与趋近绝热饱和温度关系明显, 这是因为化学反应常数随着烟气相对湿度的增加呈指数升高。Rice 和 Bond 研究认为^[5], 即使烟气中的相对湿度为 5%~10%, 也有明显的脱硫反应发生。Khinast 认为 $Ca(OH)_2$ 与 SO_2 在低温下的反应速率与相对湿度呈指数关系^[6]。另有几位研究者在砂床反应器和微分反应器中对低温下 $Ca(OH)_2$ 与 SO_2 的反应机理进行了研究^[7~8], 认为 SO_2 通过固体颗粒层的扩散是控制反应的环节。

从文献来看, 大部分研究都是采用固定床反应器模拟布袋除尘器的脱硫过程, 并不能完全代表系统实际的状况, 而且对于布袋除尘器内的脱硫机理不同的研究者都有不同的认识和观点, 因此需要进一步的研究。

本文对半干法烟气脱硫后布袋除尘器的脱硫特性进行了试验研究, 建立布袋除尘器的脱硫模型, 将模型计算结果与实际测量结果进行对比分析。

2 试验研究

试验系统如图 1 所示, 由模拟烟气发生系统、增湿水雾化系统、布袋除尘器和数据采集系统等组成。半干法烟气脱硫工艺后转化率为 0.4 的石灰与亚硫酸钙混合物通过螺旋给料机加入到布袋除尘器内。通过改变增湿水的流量将模拟烟气调整到需要的相对湿度。烟气入口、布袋除尘器后二氧化硫浓度用 MSI-2000 烟气分析仪来测定。烟气绝热饱和温度在布袋除尘器入口用干湿球温度计测量。

本实验的基本工况为: 脱硫剂石灰转化率 $Y_{B,0}$

=0.4, 有效 Ca/S=2, 烟气入口温度 80 °C, 烟气量 Q=2000 m³/h, 入口 SO₂ 浓度 600 mg/m³, 脱硫剂在布袋除尘器内的平均停留时间 t_{res}为 60 s。石灰原始的化学、物理特性见表 1 和表 2。

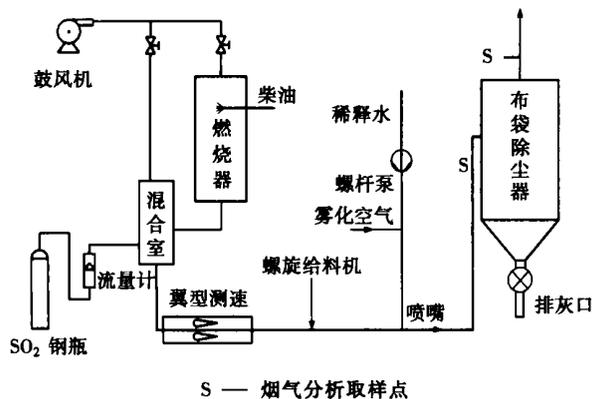


图 1 实验系统图

表 1 石灰的化学特性

成分	CaO	MgO	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	Al ₂ O ₃	其它
%	87.6	0.72	0.60	0.25	0.81	8.46

表 2 石灰的物理特性

粒径区间/μm	< 2.56	< 3.17	< 4.86
百分比/%	10	50	90
真实密度/g·cm ⁻³	2		
表观密度/g·cm ⁻³	0.7502		
颗粒内部孔隙率/%	18		
颗粒间孔隙率/%	29.2		
比表面积/m ² ·g ⁻¹	10.8493		

3 理论模型

在布袋除尘器中, 烟气中 SO₂ 与石灰的反应为气固反应, 描述气固两相非催化反应的模型有整体连续转化模型和渐进模型两类^[9]。渐进模型是指反应从粒子的外表面逐层向中心推进。该模型适用于未反应固体孔隙非常小, 烟气的有效扩散率非常低, 烟气在固体颗粒内部的扩散速率非常有限的情况。

由于在脱硫塔内脱硫过程已经进行了相当的深度, 石灰外表面形成了脱硫产物层; 再者, 脱硫产物的摩尔体积比石灰的摩尔体积大, 石灰外表面的空隙结构不会很大。因此本文采用渐进模型进行布袋除尘器脱硫效率计算。

部分反应的石灰颗粒与烟气中 SO₂ 之间进行的气固反应为:



整个过程可以设想由 SO₂ 经过气膜扩散到固体表面、SO₂ 经过脱硫产物层扩散到未反应核的表面以及 SO₂ 与 Ca(OH)₂ 固体反应等步骤串连组成。上述整个过程中各步的阻力往往相差很大, 当某步阻力最大时, 就可以认为过程由该步控制。下面分别加以讨论。

3.1 Model-1 气膜扩散控制

固体表面上烟气中 SO₂ 浓度可以当作零, 反应期间气相主体 SO₂ 和摩尔浓度 C_{Ag} 是恒定的, 按单个粒子的传质速度为:

$$-\frac{1}{4\pi R^2} \frac{dn_B}{dt} = -\frac{1}{4\pi R^2} \frac{dn_A}{dt} = k_g C_{Ag} \quad (1)$$

石灰的减少表现为未反应核的缩小, 故:

$$\frac{\rho}{MW_s} dV_p = -4\pi \frac{\rho}{MW_s} r^2 dr \quad (2)$$

积分得:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^3 = Y_B \quad (3)$$

$$\tau = \frac{\rho R}{3MW_s k_g C_{Ag}} \quad (4)$$

其中: $k_g = \frac{D_{Ag}}{\delta_g RT} = \frac{2D_{Ag}}{d_p R_m T}$ (5)

3.2 Model-2 化学反应控制

由于是化学反应控制, 故与灰层的存在与否无关而与未反应核的表面积成正比。取未反应核的单位面积为反应速度定义的基准, 则:

$$-\frac{1}{4\pi r^2} \frac{dn_B}{dt} = -\frac{1}{4\pi r^2} \frac{dn_A}{dt} = k_s C_{Ag} \quad (6)$$

整理得:

$$\tau = \frac{\rho R}{3MW_s k_s C_{Ag}} \quad (7)$$

$$\frac{t}{\tau} = 1 - \frac{r}{R} = 1 - (1 - Y_B)^{1/3} \quad (8)$$

其中: $k_s = k_{s0} \exp\left(\frac{E}{R_m T}\right)$ (9)

3.3 Model-3 灰层扩散控制

反应过程中, 烟气中的 SO₂ 和未反应界面都向球形粒子的中心方向移动, 但与 SO₂ 的传递速度相比, 界面的移动速度要小得多, 因此, 可以把它相对地看成静止一样。于是 SO₂ 的反应速度可以用它在灰层内任意半径 (r) 处的扩散速度来表示, 即在正常状态下:

$$-\frac{dn_A}{dt} = 4\pi r^2 D_A \frac{dC_{Ag}}{dr} = \text{恒值} \quad (10)$$

整理得:

$$\tau = \frac{\rho R^2}{6MW_s D_A C_{Ag}} \quad (11)$$

$$\frac{t}{\tau} = 3 - 3(1 - Y_B)^{2/3} - 2Y_B \quad (12)$$

根据三个脱硫模型, 假设进入布袋除尘器的为新鲜石灰 ($Y_B = 0$), 计算的石灰转化率 Y_B 与反应时间 t 之间的关系如图 2 所示。

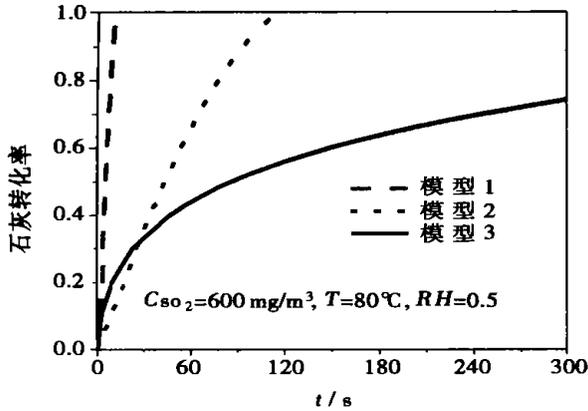


图 2 石灰转化率与反应时间关系

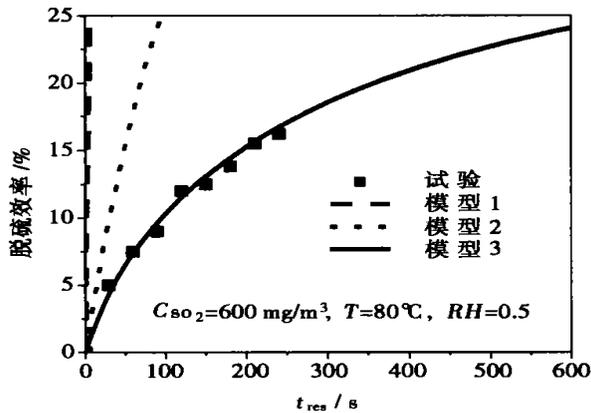


图 3 脱硫效率与平均停留时间的关系

SO_2 的气相传质阻力不明显。由图 2 可以看出, 在石灰反应的初期, 脱硫反应产物层尚未形成, 烟气中 SO_2 通过产物层的扩散阻力几乎可以忽略。因此, 限制脱硫反应进行的环节是化学反应过程, 而当 Y_B 超过 0.3 以后, 随着脱硫产物层的形成和逐渐增厚, 产物层中空隙结构进一步缩小, SO_2 通过灰层的扩散阻力不可忽略而且逐渐占到主导地位。在整个过程中, SO_2 的气膜扩散阻力都不是脱硫过程的主要阻力环节。对于布袋除尘器内颗粒并非新鲜的石灰吸收剂, 颗粒外部形成的脱硫产物层空隙逐渐缩小, 这会阻止 SO_2 与吸收剂的接触, 因此布袋除尘

器内脱硫反应为 SO_2 通过反应灰层的扩散控制。

布袋除尘器内脱硫效率为:

$$\eta = \frac{Y_B - Y_{B,0}}{(C\alpha/S)} \quad (13)$$

$Y_{B,0} = 0.4$ 时, 模型计算结果与实际测量布袋除尘器的脱硫效率对比如图 3 所示。可以看出, 测量结果与 Model-3 计算的结果吻合得很好。因此可以断定, 半干法烟气脱硫塔后布袋除尘器的脱硫过程为灰层扩散控制。

4 对比分析

就布袋除尘器入口 SO_2 浓度、温度 T 、相对湿度 RH 对布袋除尘器脱硫效率的影响进行了试验研究和理论计算。

4.1 SO_2 浓度的影响

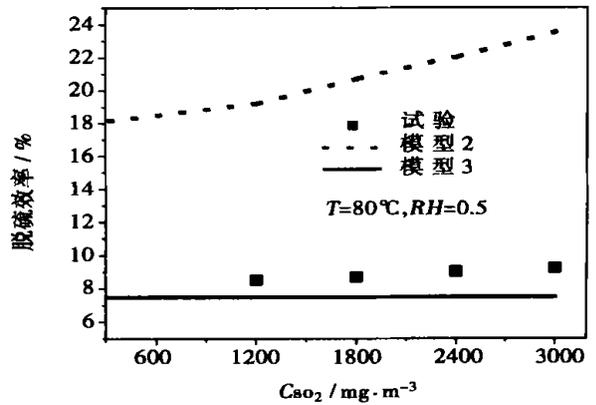


图 4 脱硫效率与 SO_2 浓度的关系

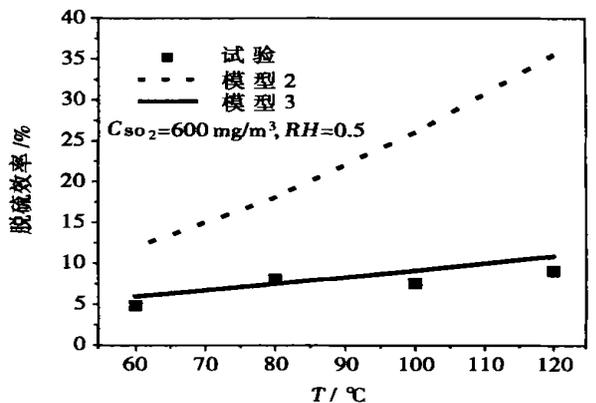


图 5 脱硫效率与温度 T 的关系

由图 4 可见, 随着 SO_2 浓度的提高, Model-2 模型计算的脱硫效率升高, 这是因为, SO_2 浓度提高,

化学反应速度提高。Model-3 的计算结果没有变化，这与实际测量的脱硫效率吻合得很好，说明灰层扩散阻力控制脱硫反应的假设是可行的。

4.2 温度 T 的影响

温度升高对化学反应速度常数 k_s 和 SO_2 在灰层的扩散系数 D_A 都有影响。温度升高 k_s 和 D_A 都升高，因此，随着温度升高，Model-2 和 Model-3 计算的脱硫效率都提高。试验结果也反映了这一趋势，并且与 Model-3 的预测结果符合得较好。

4.3 相对湿度 RH 的影响

由图 6 可见，相对湿度对布袋除尘器脱硫效率的影响十分显著。相对湿度 RH 对化学反应速度常数 k_s 几乎没有影响，因此，根据 Model-2 计算的脱硫效率不随着相对湿度变化。根据 Model-3 计算的脱硫效率随着 RH 的升高有明显升高，试验结果也验证了这一点。这是因为，相对湿度对灰层的扩散系数 D_A 有显著影响， SO_2 在灰层内的扩散系数 D_A 可以采用半经验公式：

$$D_A = D_{A0} e^{-\frac{g_s Y_B}{R_m T}} \quad (14)$$

$$g_s = \frac{2.68 \times 10^3 + 2.75 \times 10^4 (1/RH)}{R_m T} \quad (15)$$

固体颗粒表面吸附水分的增加将减小扩散阻力，有利于烟气中 SO_2 向脱硫剂内部的扩散，从而使布袋除尘器中的脱硫效率升高。

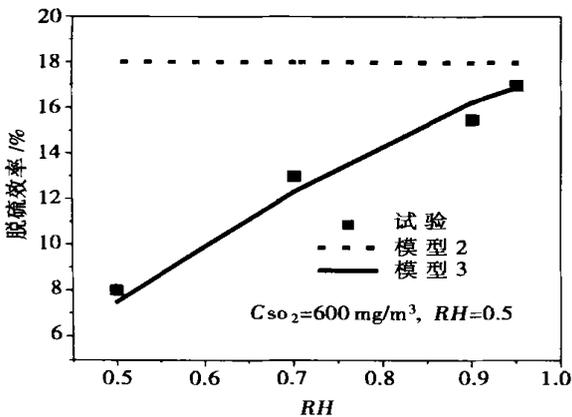


图 6 脱硫效率与相对湿度 RH 的关系

5 结 论

建立了脱硫反应模型，模型计算结果表明：当 $Y_B < 0.3$ 时，限制脱硫反应进行的环节是化学反应过程；当 Y_B 超过 0.3 以后， SO_2 通过灰层的扩散阻力占主导地位。在整个过程中， SO_2 的气膜扩散阻力都不是脱硫过程的主要阻力环节，布袋除尘器内控制脱硫反应进行的环节是 SO_2 通过脱硫产物层的扩散阻力。本文还分析了影响布袋除尘器脱硫效率的因素，发现：布袋除尘器入口 SO_2 浓度对脱硫效率的影响比较小；温度升高可以提高布袋除尘器的脱硫效率；对布袋除尘器脱硫效率影响最显著的是烟气的相对湿度。相对湿度增加，脱硫效率急剧增高。Model-3 计算结果与试验结果相对吻合较好。

参考文献：

- [1] TURNER. Sizing and costing of fabric filters: part I&II [J] . **J of Air Pollution Control Association**, 1987, 25(3): 320—327.
- [2] MAKANSI J. Particulate Control; Optimizing precipitators and fabric filters for today's power plant, special report[J] . **Power**, 1986, 20(3): 278—295.
- [3] YOON. Laboratory and field development of coolside SO_2 abatement technology[A] . **Second Annual Pittsburgh Coal Conference**[C] . Pittsburgh, PA, 1985. 105—110.
- [4] DAMLE A S. Modeling of SO_2 removal in spray dryer flue gas desulfurization system[R] . Kansas; EPA, 1985.
- [5] RICE RW, BONG G A. Comparison of kinetic and diffusional models in solid-gas reactions[J] . **AIChE J** 1990, 26(4): 311—315.
- [6] KHINAST J, BRUNNER C, AICHINGER G, *et al.* Reaction of flue gas desulfurization at low temperatures using $Ca(OH)_2$ [A] . **EPRI Proc. of 15th SO_2 Control Symp**[C] . Miami; EPRI, 1995. 207—215.
- [7] JORGENSEN C, CHANG. Evaluation of sorbents and additives for dry SO_2 removal[J] . **Envir Prog** 1987, 35(1): 26—32.
- [8] YOON. Pilot process variable study of coolside desulfurization[J] . **Envir Prog**, 1988, 36(5): 104—111.
- [9] RAMACHANDRAN P A, DORAISWAMY L K. Modeling of non catalytic gas—solid reactions[J] . **AIChE** 1982, 28(3): 881—900.

(渠 源 编辑)

炉内旋流数对热偏差影响的理论和试验研究= **Theoretical and Experimental Study of the Impact of In-boiler Swirl Number on the Thermal Deviation in a Reheater** [刊, 汉] / LIU Tai-sheng, XU Jin-yuan (Institute of Energy and Power Engineering under the Xi'an Jiaotong University, Xi'an, China, Post Code: 710049), SHEN Lin, YAO Ben-rong (Dongfang Boiler Group Co. Ltd., Zigong, Sichuan Province, China, Post Code: 643001) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2003, 18(4). — 356 ~ 360

The basic conception and calculation method of an in-boiler swirl number SW is described. The latter is actually characterized by a ratio of the gas-flow swirling and rising speed in a boiler furnace with its magnitude exercising a direct influence on the thermal deviation in high-temperature heating surfaces at a horizontal gas pass. The authors analyzed and discussed the impact of secondary air distribution mode, boiler load and the ratio of primary and secondary air on SW. Moreover, through a specific boiler an experimental research is conducted of the impact of SW variation on the thermal deviation in a reheater. The results of theoretical analyses and tests indicate that under identical loads the distribution mode of secondary air has a significant influence on SW with SW assuming a minimum value under the condition of a uniform air distribution. The maximum thermal deviation factor of the reheater will increase with the increase in SW value. Under the same secondary-air distribution mode SW will increase with a reduction in boiler load. The maximum thermal deviation factor of the reheater will increase with an increase in SW value. **Key words:** in-boiler swirl flow number, thermal deviation, reheater

布袋除尘器脱硫特性试验及机理研究= **Tests on the Desulfurization Characteristics of a Bag-type Dust Collector and Related Mechanism Investigation** [刊, 汉] / WANG Nai-hua, CEN Ke-fa (Department of Energy and Power Engineering, Shandong University, Jinan, China, Post Code: 250061), LUO Zhong-yang (Education Ministry Key Laboratory on Clean Utilization of Energy and Environmental Protection under the Zhejiang University, Hangzhou, China, Post Code: 310027) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2003, 18(4). — 361 ~ 364

A desulfurization reaction model was set up. The results of the model calculation show that when YB is smaller than 0.3, a chemical reaction process will limit a desulfurization reaction, and when YB is greater than 0.3, the diffusion resistance of SO₂ passing through an ash layer plays a dominant role. The authors also analyzed various factors, which may affect the desulfurization efficiency of the bag-type dust collector. It is found that the SO₂ concentration at the inlet of the bag-type dust collector exercises a relatively small influence on desulfurization efficiency. An increase in temperature can increase the desulfurization efficiency of the bag-type collector. The relative humidity of flue gases has a most significant effect on the latter's desulfurization efficiency. The desulfurization efficiency will drastically increase with an increase in relative humidity. The calculation results of Model 3 are in relatively good agreement with those of experiments. **Key words:** bag-type dust collector, flue gas desulfurization, additive

船用燃气轮机一次表面回热器的设计分析= **Design Analysis of Primary Surface Recuperators for Marine Gas Turbines** [刊, 汉] / YANG Jing, CHEN Hui-er (Mechanical and Power Engineering School under the Shanghai Jiaotong University, Shanghai, China, Post Code: 200030), WEN Xue-you, XIAO Dong-ming (Harbin No. 703 Research Institute, Harbin, China, Post Code: 150036) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2003, 18(4). — 365 ~ 368

The design technology of a primary surface recuperator (PSR), a new type of compact heat exchanger, is presented. In conjunction with the development of PSR for ICR (intercooled recuperated) marine gas turbines briefly described are the construction characteristics of PSR and the theoretical basis of its design calculations. Some examples of design calculation are given. The results of a study indicate that the PSR features extremely high compactness and excellent heat exchange performance. Hence, this type of advanced heat exchangers will inevitably take the place of traditional heat exchange units and play a major role in the area of marine power plants and advanced thermal engineering facilities. **Key**