

湿法烟气脱硫喷淋塔的实验与反应模型研究

赵健植¹, 金保升¹, 仲兆平¹, 孙克勤²

(1. 东南大学 洁净煤电及燃烧技术教育部重点实验室, 江苏 南京 210096;

2. 苏源环保工程股份有限公司, 江苏 南京 210024)

摘 要: 建立了石灰石/石膏湿法烟气脱硫喷淋塔实验台, 实验研究了重要的操作参数对喷淋塔脱硫效率的影响规律。实验结果表明, 提高液气比和浆液 pH 值、降低烟气温度和烟气速度、降低入口烟气的 SO₂ 浓度以及强制氧化均可以提高脱硫效率。将喷淋浆液分成喷淋液滴和塔壁液膜两种存在形式, 并分别建模, 喷淋液滴的脱硫过程采用 Gerbec 液滴脱硫模型计算, 将塔壁液膜的流动分为层流和波动层流两种状态, 发展出了新的喷淋塔脱硫反应模型。模型计算结果表明, 相对于 Gerbec 液滴模型, 本文的模型计算结果与实验数据吻合得更好。

关 键 词: 烟气脱硫; 喷淋塔; 脱硫效率; 塔壁液膜; 反应模型

中图分类号: X701.3 文献标识码: A

引 言

石灰石/石膏湿法烟气脱硫技术是目前世界上最成熟的烟气脱硫工艺, 也已成为我国火电厂烟气脱硫的首选工艺。在烟气脱硫系统中, 吸收塔是核心装置。近年来国内外的发展趋势表明, 喷淋塔逐渐成为湿法烟气脱硫吸收塔的主流塔型^[1-2]。

目前, 国内火电厂烟气脱硫喷淋塔系统的投资和运行费用仍处于较高的水平, 究其原因主要在于两方面: 一是引进的技术、设备费用较高; 二是喷淋塔工艺的设计、运行上存在许多不合理的地方^[3]。因此, 深入分析喷淋塔内设计与运行参数的影响, 对喷淋塔系统进行优化设计, 将有利于降低喷淋塔系统的投资和运行费用, 加速脱硫系统的国产化, 推动我国火电厂烟气脱硫的进程。

本文建立了湿法烟气脱硫喷淋塔实验台, 全面分析了重要的操作参数对脱硫效率的影响规律, 并建立了考虑喷淋塔内液滴和塔壁液膜脱硫过程的反应模型, 研究结果为喷淋塔系统的优化设计奠定了基础。

1 实验系统

实验系统由模拟烟气部分、喷淋塔反应器、浆液制备与循环系统、氧化空气系统以及烟气测量等几部分组成, 如图 1 所示。浆液循环池中的 CaCO₃ 吸收剂浆液由循环浆泵送入喷淋塔内经喷嘴喷出, 喷淋浆液形成由细小液滴组成的液幕, 与逆流而上的模拟烟气进行气液传质—反应, 从而达到去除烟气中 SO₂ 的目的。

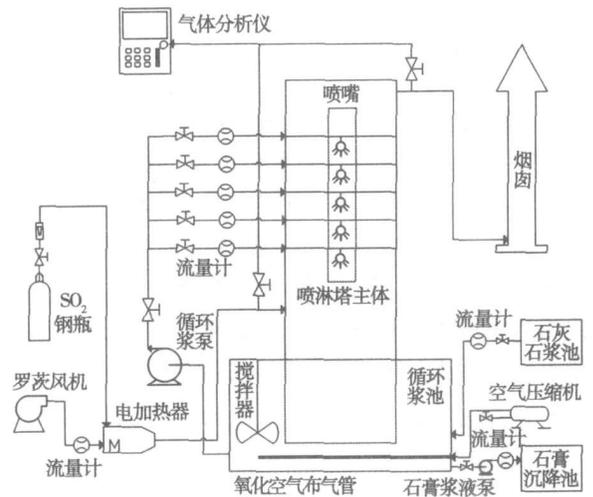


图 1 喷淋塔脱硫反应过程实验系统图

实验所用模拟烟气由液化 SO₂ 钢瓶气和空气混合而成。喷淋塔反应器采用圆筒结构, 由有机玻璃制成, 塔高为 3 000 mm, 塔体直径为 300 mm。进口烟道截面为 190 mm×155 mm 的长方形, 出口烟道截面为 200 mm×90 mm 的长方形。塔内在高度 2 000、2 125、2 250、2 375 和 2 500 mm 的位置分别设置 5 个螺旋式喷嘴, 喷口朝下。pH 值的测量选用上海虹益仪器有

收稿日期: 2006-10-11; 修订日期: 2007-01-10

基金项目: 国家重点基础研究发展计划(973)基金资助项目(G2005CB221202)

作者简介: 赵健植(1961-)男, 安徽阜阳人, 东南大学博士研究生

限公司的 PHB-8 型 pH 计进行测量。模拟烟气中的 SO₂ 浓度通过德国罗斯蒙特公司的 NGA2000 多功能气体分析仪测量。测得 SO₂ 的进出口浓度 C_{in} 和 C_{out}, 则脱硫效率可由下式计算得到:

$$\eta_{SO_2} = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \times 100\% \quad (1)$$

本文实验主要测量了以石灰石作为吸收剂在不同工况条件下喷淋塔的脱硫效率。实验采用的石灰石为 200 目的细粉, 其化学成分如表 1 所示。喷淋塔的实验参数范围如表 2 所示。

表 1 实验采用的石灰石的化学成分 (%)

CaCO ₃	MgCO ₃	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	MnO	S	其它
96.6	1.3	0.9	0.09	0.27	0.01	0.02	0.81

表 2 实验的参数范围

喷淋浆液量 /m ³ ·h ⁻¹	塔内烟气流速 /m·s ⁻¹	循环浆液 pH	SO ₂ 浓度 /mg·m ⁻³	烟气温度 /°C
2.6~20.4	1~3	4.5~6.5	1 714~4 000	50~70

由图可知, 脱硫效率随着浆液 pH 值的降低而减小。众所周知, 石灰石/石膏法湿法烟气脱硫过程首先发生的是 SO₂ 的水解反应, 即:

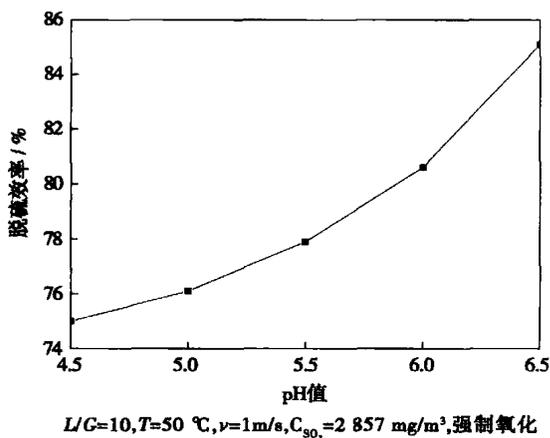


图 3 浆液 pH 值对脱硫效率的影响

2 实验结果分析

2.1 液气比(L/G)对脱硫效率的影响

图 2 所示为液气比对脱硫效率的影响曲线。从图中可以看出, 随着液气比的增加, 脱硫效率不断升高。这是由于液气比决定了酸性气体吸收所需要的吸收表面。在其它参数值一定的条件下, 提高液气比相当于增大了吸收塔内的喷淋密度, 使气液间的接触面积增大, 因此脱硫效率也随之升高。

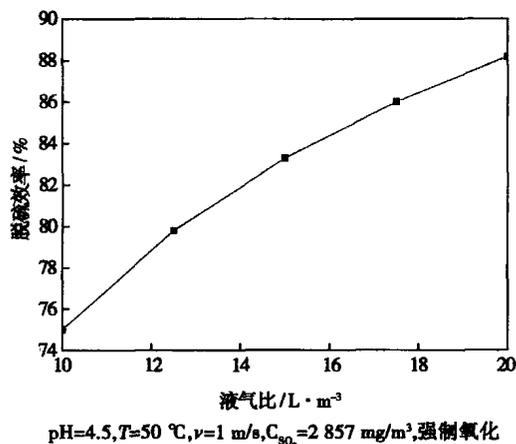


图 2 液气比对脱硫效率的影响

2.2 浆液 pH 值对脱硫效率的影响

浆液 pH 值对脱硫效率的影响曲线如图 3 所示。

因此, 浆液的 pH 值越低, 即浆液中的 H⁺ 离子浓度越高, 根据化学平衡理论, 会阻碍反应式 (2) 和式 (3) 的正向进行, 即上述反应朝着向左的方向进行, 因此影响 SO₂ 的水解, 从而不利于去除烟气中的 SO₂。

2.3 烟气温度(T)对脱硫效率的影响

图 4 所示为烟气温度对脱硫效率的影响曲线。从图中可以看出, 脱硫效率随烟气温度的升高而下降。根据理想气体状态方程 PV=nRT, 烟气温度的升高会导致吸收液面上 SO₂ 的平衡分压升高, 不利于气液传质, 从而导致 SO₂ 去除效率的下降。

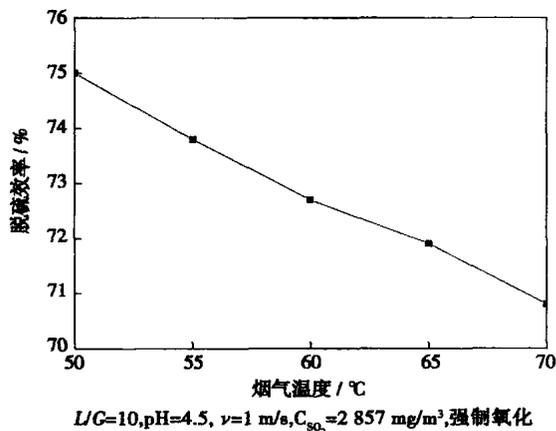


图 4 烟气温度对脱硫效率的影响

2.4 烟气速度(v)对脱硫效率的影响

烟气速度对脱硫效率的影响曲线如图5所示。由图可知,脱硫效率随着烟气速度的增加而下降。一般认为,烟气速度的增加对脱硫效率的影响有两方面:一方面是提高塔内烟气速度可以增强气液两相的湍动,降低烟气与液滴间的膜厚度,从而提高传质效率,并且使喷淋液滴的下降速度相对减慢,单位体积内持液量增大,因而增大了传质面积,提高了脱硫效率;另一方面,烟气速度的增加,又会使烟气在塔内的停留时间减少,气液接触时间缩短,脱硫效率随之下降。由于条件所限,本文的试验台高度仅为3 m,当烟气速度从1 m/s升高到3 m/s,烟气在塔内的停留时间即从3 s左右下降到1 s左右,也就是说烟气的停留时间缩小了2/3,因此后者的影响远远高于前者,从而导致脱硫效率随烟气速度的升高而下降。

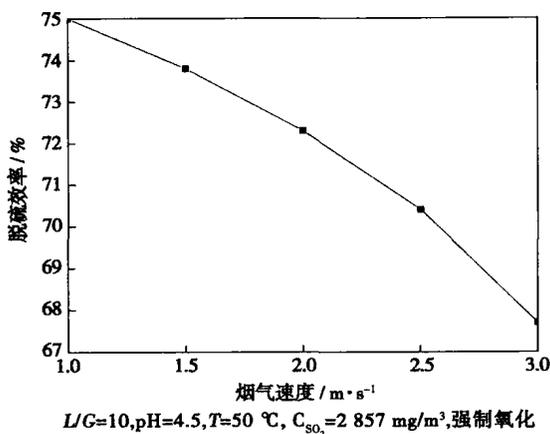
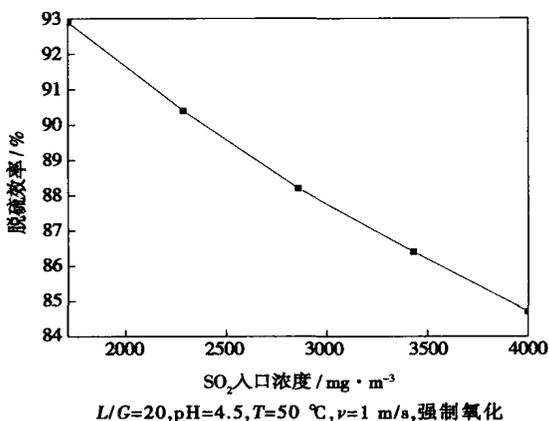


图5 烟气速度对脱硫效率的影响

图6 烟气中SO₂入口浓度对脱硫效率的影响

2.5 入口SO₂浓度对脱硫效率的影响

随着烟气入口SO₂浓度的增加,脱硫效率不断下降,如图6所示。随着烟气入口SO₂浓度的增加,

浆液对SO₂的吸收速率是增加的,这是由于烟气入口SO₂浓度与烟气中的SO₂分压成正比,入口浓度的增加带来烟气中的SO₂分压增大,引起气液相界面SO₂分压增大,从而导致浆液对SO₂的吸收速率增加。但是吸收速率的增加程度没有入口SO₂浓度的增加程度大,因此由脱硫效率的定义可知,脱硫效率随之减小。

2.6 有无强制氧化对脱硫效率的影响

图7所示为有无强制氧化对脱硫效率的影响曲线。从图中可以看出,强制氧化有利于提高脱硫效率,但是提高的幅度不大,这是由于在循环浆池中进行强制氧化后,HSO₃⁻和SO₃²⁻离子被氧化成HSO₄⁻和SO₄²⁻离子,因此浆液中的HSO₃⁻和SO₃²⁻离子浓度降低,则根据反应平衡理论,生成物浓度的降低会加速反应式(2)和式(3)的正向进行,因此提高了脱硫效率。

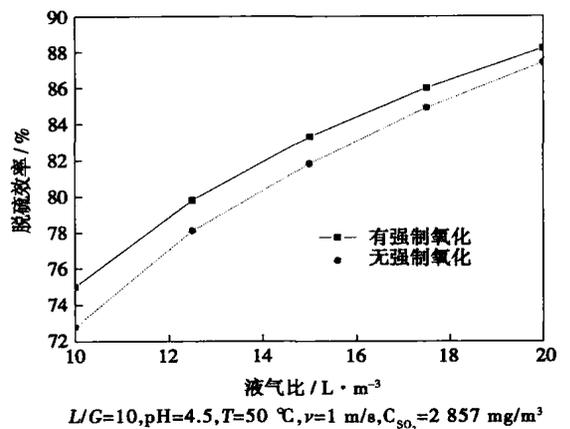


图7 有无强制氧化对脱硫效率的影响

3 脱硫反应模型

由于喷淋塔内喷淋液滴平均粒径为毫米级,因此液滴的内循环不能忽略。Gerbec等人建立的液滴内循环非稳态脱硫反应模型可用于喷淋塔内脱硫过程的模拟^[4-5],该模型是建立在表面更新理论的基础上,将液滴分为内核和外层两部分,内核逐层替代外层浆液。但是在应用该模型对本文实验进行模拟时却发现模拟计算结果明显高于实验值,如图8所示。

经分析认为,这是由于在计算时将喷淋浆液全部作为液滴进行处理所造成的。在喷淋塔设计时为了保证较高的脱硫效率,防止形成烟气短路,必须保证喷淋浆液完全覆盖整个塔截面,因此喷淋液滴不

可避免喷射到塔壁,在塔壁上形成液膜区。所以在喷淋塔内,喷淋浆液的存在形态有液滴和塔壁液膜两种,分别建立的脱硫反应模型也应进行模拟,将浆液全部按液滴来处理是不合适的。国内外一些学者对降膜式脱硫塔脱硫过程的模拟进行了研究^[6~8],而针对喷淋塔塔壁液膜的流动及脱硫机理的研究目前未见报道。

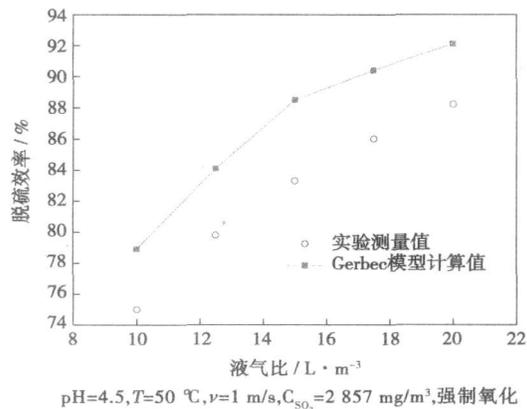


图 8 Gerbec 模型计算与本文实验比较

3.1 塔壁液膜脱硫模型

3.1.1 塔壁液膜的流动状态

国内外学者通过对垂直壁上液膜流动的实验观察得出,液膜流动具有多种状态。一般来说,初始状态为层流。在液膜下降一段时间后,当雷诺数 Re_N 大于 25 时,液膜流动由层流转化为波动层流。当 Re_N 超过 2000 时,液膜流动变成波动湍流状态^[9]。由于波动湍流的流动特性比较复杂,目前国内外对其研究还不是很充分,因此本文只考虑层流和波动层流两个流动状态,如图 9 所示。

对于层流流动,塔壁液膜厚度 h_N 可由 Feind 经验公式得出:

$$h_N = 0.369 \left(\frac{3v_N}{g} \right)^{\frac{1}{3}} Re_N^{0.5} \quad (4)$$

其中: v_N —喷淋浆液的运动粘度, m^2/s ; Re_N —液膜雷诺数, $Re_N = \frac{4L}{\pi d \mu_N}$; L —塔壁液体流量, kg/s ; d —喷淋塔内径, m ; μ_N —喷淋浆液的动力粘度, $kg/(m \cdot s)$ 。

Holpanov 给出了液膜流动由层流变为波动层流时^[10],层流液膜总长度的计算公式(k_{H1} 为常数):

$$L_N = e^{\frac{2.3k_{H1}}{20-28k_{H1}}} h_N \frac{\mu_N h_N}{v_N} \quad (5)$$

许多学者对垂直壁上液膜流动的波动层流状态进行了研究,一般认为由波前、波背、波尾和波底

4 个主要的区域构成^[11~12]。Maron 给出了每个区域内波长、液膜平均厚度、平均速度等参数的计算公式^[11]。在本文研究中,为了计算方便,将波前、波背和波尾做为一个整体考虑,即将一个波分为孤波和波底两个区域。同时,按照一个波动层流波的长度 l_w 将喷淋塔壁面的液膜分成 n 个体积单元,如图 9 所示。

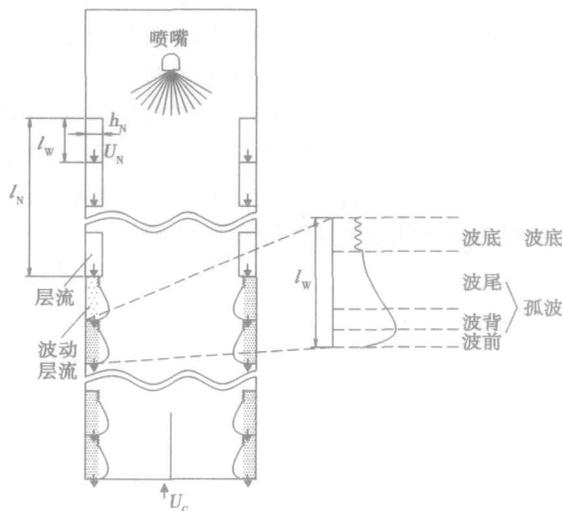


图 9 喷淋塔壁面液膜流动状态示意图

3.1.2 塔壁液膜对 SO₂ 的吸收

本文模型中,塔壁任一体积单元在一个迭代时间 t_{it} 内吸收的 SO₂ 量可以通过下式计算:

$$n(SO_2, it) = K_G \cdot it \cdot A_{it} (P(SO_2, it) - P^*(SO_2, it)) \quad (6)$$

$$P^*(SO_2, it) = H_{SO_2} c_{SO_2, L} \quad (7)$$

其中: $t_{it} = 1/f$, s ; f —波动层流的频率, s^{-1} ; A_{it} —该体积单元的表面积, m^2 ; $P(SO_2, it)$ 、 $P^*(SO_2, it)$ —SO₂ 在气相和气液接触面上的局部分压, Pa ; H_{SO_2} —SO₂/H₂O 平衡时的亨利系数, $Pa \cdot m^3/mol$; K_G —SO₂ 总的传质系数:

$$K_G = \frac{1}{1/k_G + H_{SO_2}/(\beta_{SO_2} k_L)} \quad (8)$$

式中: β_{SO_2} —由于液相中存在化学反应而对吸收过程产生影响的增强因子^[13]; k_G 、 k_L —SO₂ 的气膜传质系数和液膜传质系数, m/s 。由于本文不考虑液膜波动湍流流动,因此在计算时只需要考虑当 $Re_N < 2000$ 时层流、孤波和波底 3 个区域内的 k_G 和 k_L , 如表 3 所示, 其中: Re_G —气相雷诺数; ρ_G 、 ρ_L —烟气和浆液的密度, kg/m^3 ; u_G —烟气流速, m/s ; μ_G —烟气的动力粘度, $kg/(m \cdot s)$; $D_{SO_2, L}$ —SO₂ 的液相扩散

系数, m^2/s ; k_a 、 k_b —Holpanov 常数; σ_L —气液界面的表面张力, N/m ; Re_w 、 Re_s —孤波和波底的雷诺数;

l_s —波底的长度, m 。

表 3 液膜不同流动状态下 SO_2 的气膜传质系数和液膜传质系数的计算公式

	$k_G^{1[14]}$	$k_L^{1[10]}$
层流	$Sh = 0.013 Re_G^{0.83}$ $Re = \frac{\rho_G(u_G + 1.5u_N)d_c}{\mu_G}$	$k_L = \sqrt{D_{SO_2, l} [k_a \frac{\sqrt{v_L}}{h_N} + k_b (\frac{\rho_L}{\sigma_L})^{0.75} (g v_L)^{0.5} (\frac{u_N h_N}{v_L})^{0.75}]}$
孤波	$Sh = 0.0065 Re_G^{0.83} Re_w^{0.15}$ $Re = \frac{\rho_G(u_G + 1.5u_N)d_c}{\mu_G}$	$k_L = \sqrt{\frac{D_{SO_2, l} U_w}{1 + \frac{5}{4} (h_N k_a k_n)^2} [1 + \frac{5}{4} (h_N k_a k_n)^2]^{0.7 \ln k_a - 1.5} e^{H \ln(\frac{4-k_a}{k_a})}}$
波底	$Sh = 0.0065 Re_G^{0.83} Re_s^{0.15}$ $Re = \frac{\rho_G(u_G + 1.5u_N)d_c}{\mu_G}$	$k_L = \frac{1.96}{\sqrt{1.6 - k_a^2}} [1 + \frac{5}{4} (h_s k_a k_n)^2] \sqrt{\frac{D_{SO_2, l} U_s}{l_s}}$

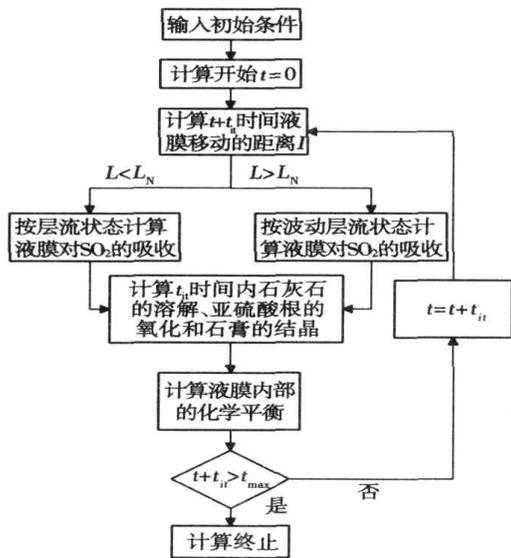


图 10 液膜脱 硫模型计算流程示意图

3.1.3 塔壁液膜脱 硫模型的计算

石灰石的融解、亚硫酸根的氧化、石膏的结晶以及化学反应平衡参见文献[5]。喷淋塔壁液膜脱 硫

模型的计算流程如图 10 所示。通过计算液膜运动到浆池的时间 t_{max} 内吸收的 SO_2 , 以及 t_{max} 时间内的烟气体积, 可以得出塔壁液膜的脱 硫效率。

3.2 液滴脱 硫模型

喷淋液滴的脱 硫模型采用 Gerbec 模型进行计算, 该模型的建立过程见文献 4~5]。

3.3 模型计算与实验数据的比较

淋塔内塔壁液膜的脱 硫反应目前国内外没有研究报道, 并且由于实验条件的限制, 很难通过实验来考察塔壁液膜区流量在总的喷淋浆液量中所占的比重。本文按照塔壁液膜区流量 (L_w) 分别占总浆液量 (L) 的 2%、4%、6%、8%、10%、12%、14%、16%、18% 和 20% 进行计算, 并且按照 Gerbec 模型计算在该条件下喷淋液滴的脱 硫效率 (本文所用喷嘴的平均粒径为 2.1 mm, 为简化计算, 假设所有喷淋液滴的直径均为 2.1 mm), 将总的计算结果与实验数据进行比较 (在 pH 值为 4.5, 液气比为 10, 烟气温度的 50 °C, 烟气速度为 1 m/s, 入口烟气 SO_2 浓度为 2 857 mg/m^3 的条件下), 如表 4 所示。

表 4 不同 L_w/L 条件下模型计算与实验数据的比较

	$L_w/L(\%)$									
	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
塔壁液膜 (η_w)	0.015	0.024	0.029	0.031	0.032	0.033	0.033	0.035	0.035	0.036
脱 硫效率 的模拟值										
喷淋液滴 (η_d)	0.773	0.754	0.736	0.717	0.699	0.680	0.662	0.644	0.625	0.607
$\eta_w + \eta_d$	0.788	0.778	0.765	0.748	0.731	0.713	0.695	0.679	0.660	0.643
脱 硫效率的实验值	0.752									

由表 4 中可以看出,随着液膜流量的增加,塔壁液膜区的脱硫效率也随之增加,当 $L_w/L > 6\%$ 以后,液膜区的脱硫效率的增加趋于平缓。经分析认为,当塔壁液膜流量很小时,液膜雷诺数 < 25 ,整个液膜区为层流流动,在塔壁附近向上流动的烟气与塔壁液膜接触发生脱硫反应,因此具有一定的脱硫效率。随着塔壁液膜流量的增大,塔壁液膜的流动由层流和波动层流两种状态构成。虽然波动层流流动状态的存在会带来塔壁液膜总表面积的增加,但是增加的幅度非常有限,塔壁液膜与烟气接触的总表面积变化较小,塔壁液膜的脱硫效率趋于一个定值。从表中还可以看出,随着塔壁液膜流量的增大,喷淋塔内的液滴量相应减小,液滴的脱硫效率也随之降低。在 L_w/L 为 8% 左右时,总的脱硫效率与实验值较为接近。

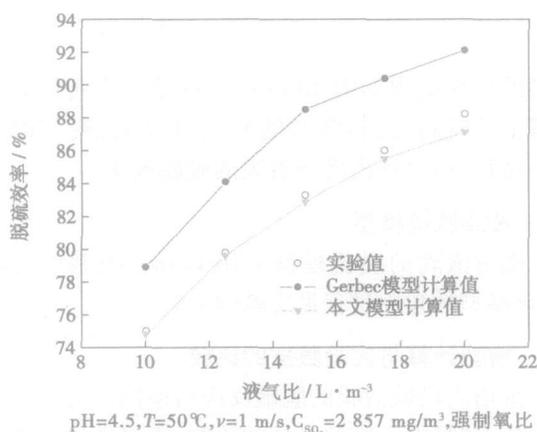


图 11 Gerbec 模型、本文模型与实验结果比较

图 11 所示为在浆液 pH 值为 4.5, 烟气温度的 $50^\circ C$, 烟气速度为 1 m/s , 入口烟气 SO_2 浓度为 2857 mg/m^3 的条件下, Gerbec 模型计算结果(即喷淋浆液完全按照液滴计算)、本文模型计算结果(按照塔壁液膜区流量占总浆液流量的 8% 进行计算)与实验数据的比较。从图中可以看出,考虑了塔壁液膜脱硫过程的本文模型与实验数据的吻合程度要优于 Gerbec 模型,同时,也证明了应用本文模型对喷淋塔脱硫反应过程进行模拟的准确性。

4 结 论

通过对湿法烟气脱硫喷淋塔系统的实验和反应模型的研究,得到如下结论:

(1) 通过实验得到了液气比、浆液 pH 值、烟气温度、烟气速度、入口烟气中的 SO_2 浓度、有无强制

氧化对脱硫效率的影响规律;

(2) 由于在喷淋塔中塔壁液膜区的存在,采用将喷淋浆液完全作为液滴处理的方法来进行喷淋塔脱硫过程的模拟会带来计算结果的偏差;

(3) 将喷淋塔内浆液的存在形式分为喷淋液滴和塔壁液膜两种,对喷淋液滴采用 Gerbec 内循环模型,将塔壁液膜区分为层流和波动层流两种流动状态,建立了喷淋塔喷淋液滴和塔壁液膜的脱硫反应模型,模型计算结果与试验数据吻合较好。

参 考 文 献:

- [1] SOUD H N. Developments in FGD[M]. London: IEA Coal Research, CCC/ 29, 2000.
- [2] TAKESHITA M, SOUD H. FGD performance and experience on coal-fired plants [M]. London: IEA Coal Research, IEACA/ 58, 1993
- [3] 曾庭华, 杨 华, 马 斌, 等. 湿法烟气脱硫系统的安全性及优化[M]. 北京: 中国电力出版社, 2003.
- [4] GERBEC M, STERGARSEK A, KOCJANCIC R, et al. Simulation model of wet flue gas desulfurization plant [J]. Computers Chem Engng, 1995, 19: 283—286
- [5] STERGASEK A, KOCJANCIC R, GERBEC M. Experimental determination and modeling of the absorption of SO_2 into a single drop based on pH measurement[J]. Chemical Engineering Science, 1996 51 (23): 5081—5089.
- [6] KIIL S, MICHELSEN M, JOHANSEN K. Experimental investigation and modeling of a wet flue gas desulfurization pilot plant [J]. Industrial & Engineering and Chemistry Research, 1998, 37: 2792—2806
- [7] GERBEC M, STERGARSEK A, KOCJANCIC R. Nonstationary simulation model of absorber with falling film of suspension [J]. Chemical Engineering and Technology, 2003 26(8): 890—901
- [8] 钟 秦. 湿法烟气脱硫的理论和实验研究(II)—湿壁塔烟气脱硫数学模型[J]. 南京理工大学学报, 1999, 23(1): 1—5
- [9] 戴干策, 陈敏恒. 化工流体力学[M]. 北京: 化学工业出版社, 1988.
- [10] HOLPANOV L P. Wave motion of thin viscous liquid film [J]. Teoreticheskie Osnovi Himicheskoj Technologii, 1987 21(1): 86—93.
- [11] MARON D M, BRAUNER N, DUKLER A. Interfacial structure of thin falling films: piecewise modeling of the waves[J]. Physico Chemical Hydrodynamics, 1985, 6(1/2): 87—113
- [12] ADOMEIT P, RENZ U. Hydrodynamics of three-dimensional waves in laminar falling films [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2000, 26(7): 1183—1208.
- [13] ALTWICKER E P, CHAPMAN E, KLEINSTREUER C, et al. Physical/mathematical modeling of sulfur dioxide absorption and oxidation in falling drops [J]. Proceedings, Annual Meeting-Air pollution Control Association, 1981, 4: 15
- [14] KAFESJIAN R, PLANK C A, GERHARD E R. Liquid flow and gas phase mass transfer in wetted-wall towers[J]. AIChE J, 1961, 7(3): 463—473.

(编辑 何静芳)

can reach 0.74 V. When the current density is 45 mA/cm², the output voltage can reach 0.65 V and the cell can maintain a continuous and stable operation for 20 hours. A pyrolysis and direct carbon fuel-cell combined system is proposed and with C₁₀H₂₂ serving as an example, an analysis was performed of the combined system having a maximal power generation efficiency of 76.5%. This indicates that the system in question will have a brilliant application prospect in future centralized power plants. **Key words:** direct carbon fuel cell, graphite, fusible hydroxide, open-circuit voltage

蜂窝状催化剂脱硝过程数值计算 = Numerical Calculation of a Honeycomb-shaped Catalyst Denitration Process [刊, 汉] / FAN Hong-mei, ZHONG Zhao-ping, JIN Bao-sheng, et al (College of Energy Source and Environment under the Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2007, 22(4). — 450 ~ 456

An analytic study was conducted of the convection, mass transfer and chemical reaction process occurring inside a honeycomb-shaped catalyst and a control equation established for the wall surface areas. Boundary conditions were written out on the basis of the geometrical symmetry and diffusion balance with self-adaptive meshes being generated. A discretization of the control equation was performed by using a finite difference method to seek a solution of NO concentration distribution on wall surfaces. Established was a control equation for the inner areas in the honeycomb-shaped catalyst passage and written out were the boundary conditions on the basis of the geometrical symmetry and diffusion balance. A discretization of the control equation was conducted by using an alternating-direction implicit (ADI) algorithm. Finally, simultaneous equations were set up and a solution was sought. Obtained was an optimum NH₃/NO-ratio-based formula for a given temperature, air-flow velocity and certain denitration efficiency as well as under the condition of an acceptable ammonia leakage rate. A specific-case calculation shows that SCR (selective catalytic reduction) reaction only occurs in a thin layer close to the catalyst wall surface and the others are all dead zones. From the concentration distribution of the NH₃ and NO in a catalyst single hole along the axial direction, it can be shown that the concentration of NH₃ in various sections drops quicker than the concentration of NO, a result mainly caused by NH₃ being oxidized at a high temperature. From the optimum NH₃/NO ratio at a certain NO admission concentration, temperature and air-flow velocity, one can conclude that the most suitable NH₃ gas-feeding flow rate is not equimolar with the amount of NO. **Key words:** honeycomb-shaped catalyst, denitration, numerical calculation

湿法烟气脱硫喷淋塔的实验与反应模型研究 = A Study of Experimental and Reaction Models for the Spray Towers of Wet-method Flue-gas Desulfuration [刊, 汉] / ZHAO Jian-zhi, JING Bao-sheng, ZHONG Zhao-ping (Education Ministry Key Laboratory on Clean Coal Power Generation and Combustion Technology under the Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096), SUN Ke-qin (Suyuan Environment Protection Engineering Stock Co. Ltd., Nanjing, China, Post Code: 210024) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2007, 22(4). — 457 ~ 462

Established was a spray-tower test stand for limestone/gypsum wet-method flue-gas desulfuration. An experimental study was performed of the mechanism governing the impact of important operating parameters on the desulfuration efficiency of a spray tower. The test results show that it is possible to raise the desulfuration efficiency by employing the following measures: raising liquid-gas ratio and slurry pH value, lowering the flue gas temperature and its flow speed, reducing SO₂ concentration of the inlet flue gas and performing a forced oxidation. The spray slurry was divided into two existing forms: namely, spray liquid droplets and tower-wall liquid film. Models for them were respectively set up. The desulfuration process of the spray liquid droplets was calculated by using a Gerbec liquid-droplet desulfuration model. The flow of tower-wall liquid film was divided into two states, namely, laminar flow and undulatory laminar flow. A new reaction model for calculating desulfuration in the spray tower has been developed. The calculation results obtained by using the model show that relative to the Gerbec liquid-droplet model, the calculation results of the reaction model under discussion are in better agreement with the experimental data. **Key words:** flue gas desulfuration, spray tower, desulfuration efficiency, tower-wall liquid film, reaction model