

氧化镁 FGD 脱硫过程的建模及其应用

景启国^{1,2} 徐康富¹ 马永亮¹ 童 玫¹

(1. 清华大学环境科学与工程系, 北京 100084; 2. 上海市环境科学研究院, 上海 200233)

摘 要 氧化镁烟气脱硫是以氧化镁为脱硫反应剂的一种湿法烟气脱硫技术, 目前国内外应用甚少, 但开发前景广阔。以实验室小试为基础, 从气液传质入手, 利用双膜理论建立脱硫过程的数学模型, 从而对中试脱硫效率进行预测并进行参数敏感性分析。结果表明, 模型预测的脱硫效率与实际脱硫效率有很高的吻合度, 其计算参数能反映出实际运行参数对脱硫效率的影响, 对实际工况中操作条件的变更以及运行参数的调试有很高的指导意义。

关键词 氧化镁 烟气脱硫 数学建模 敏感性分析

中图分类号 X701.3 文献标识码 A 文章编号 1008-9241(2005)11-0032-07

Modeling and application of processes of magnesia flue gas desulfurization

Jing Qiguo^{1,2} Xu Kangfu¹ Ma Yongliang¹ Tong Mei¹

(1. Department of Environmental Science and Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084;
2. Shanghai Academy of Environmental Sciences, Shanghai 200233)

Abstract Magnesia flue gas desulfurization (FGD), where magnesia is used as reactant, is not widely used at home and abroad, but has broad application prospect. In this paper, modeling of magnesia FGD processes, which is applied to predict the desulfurization efficiency and to analyse sensitivity of parameters, is formatted. The results indicate that the predicted desulfurization efficiency well consists with the actual one, and the parameters used in this modeling reflect the actual operating parameters' affection on the efficiency. These results can direct operating conditions change and operating parameters debug.

Key words magnesia; FGD; modeling; sensitivity analysis

1 引言

烟气脱硫 (flue gas desulfurization, FGD) 是目前控制 SO₂ 污染最成熟的方法。但常规的湿法石灰石 FGD 技术由于投资大、运行费用高、设备易腐蚀、易结垢等诸多缺点, 使之在应用上受到很大限制。

氧化镁湿法 FGD 技术在国外^[1]虽有研究, 但无商业运行。在我国, 菱镁矿资源丰富, 其脱硫产物亚硫酸镁或者硫酸镁溶解度大, 不易结垢, 且脱硫产物经再生处理可回收利用, 如亚硫酸镁可煅烧得氧化镁和 SO₂, 前者重复脱硫, 后者可制酸; 硫酸镁可制农肥, 补给作物必不可缺的镁元素。可见, 用储量巨大且廉价的菱镁矿作为脱硫剂, 可大大降低运行费用, 甚至可以带来回报, 符合我国国情, 开发前景十分广阔。

本文作者以实验室小试为基础, 从气液传质入手, 利用双膜理论对氧化镁脱硫过程建模, 从而对中试脱硫效率预测、比较, 并进行参数敏感性分析。

2 数学建模

2.1 实验室小试系统

2.1.1 试验装置

试验装置如图 1 所示, 主要包括烟气发生装置、烟道、脱硫反应器、氧化镁熟化系统、浆液循环系统以及测控系统。主体脱硫反应器为高 280 cm、直径 25 cm 湿式洗涤塔, 由 3 部分组成: (1) 反应器下部管束部分, 其中管束管长 130 cm, 直径 8 cm, 烟气在其中与液膜逆流接触; (2) 反应器中部鼓泡部分, 管束顶部的风帽处, 烟气遇风帽向两边折回, 与积聚在液体分布板上的吸收液充分接触并形成鼓泡; (3) 反应器上部喷淋部分, 烟气与喷嘴喷出的细微液滴接触, 再一次脱硫。装置中设立 4 个采样口, 第 1 采

收稿日期: 2003 - 12 - 03

作者简介: 景启国 (1979 ~), 男, 硕士, 工程师, 主要从事烟气脱硫和机动车污染控制等研究工作。

E-mail: jingqiguo@tsinghua.org.cn

样口测量原始进气浓度;第 2 采样口测量经管束段液膜吸收后 SO₂ 浓度;第 3 采样口测量经鼓泡段后 SO₂ 浓度;第 4 采样口测量经喷淋后 SO₂ 浓度。

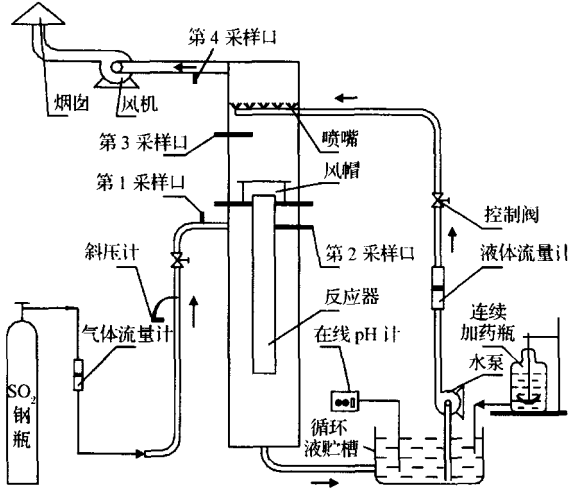
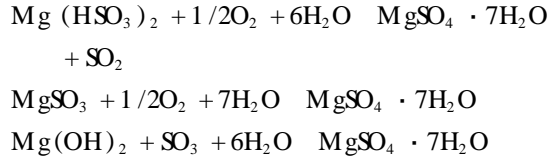
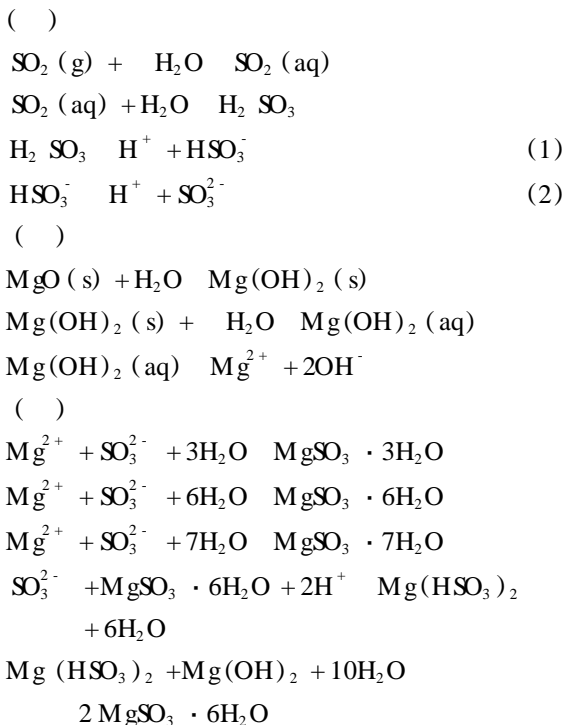


图 1 氧化镁湿法 FGD 实验室小试装置图

Fig.1 Laboratory equipment of small scale test of magnesia FGD

2.1.2 化学反应机理^[2,3]

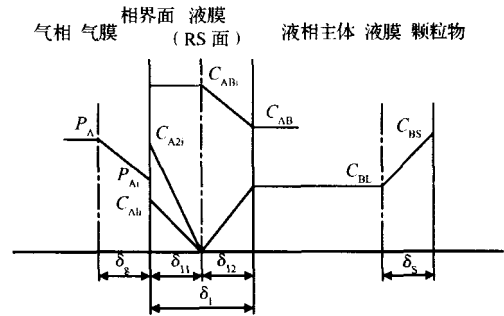
粉状脱硫剂来自山东电力三建公司,除主要成分氧化镁之外,还含有少量 Mg、Ca 的硅酸盐化合物,以及 Si、Fe、Ca、Al 等矿物中常见的氧化物。在本系统中,主要涉及到氧化镁的熟化,SO₂ 溶解,亚硫酸镁或者硫酸镁结晶水合物的形成:



2.2 模型建立

2.2.1 反应模型

氧化镁浆液吸收 SO₂ 的速率由一系列不同的传质反应过程所共同决定。这些过程包括 SO₂ 的气相扩散、溶解、离解、液膜扩散、固体颗粒的溶解以及液相反应等。根据双膜理论,吸收反应过程可由图 2 表示。



下标的含义:A——气相主体中的 SO₂;A_i——相界面的气体 SO₂; A_{1i}——相界面上溶于水的 SO₂;A_{2i}——相界面上的 HSO₃⁻; AB_i——液膜上的 MgSO₄;AB——液相主体中的 MgSO₄; BL——液相主体的 Mg(OH)₂;BS——固相主体的 Mg(OH)₂

图 2 双膜理论吸收反应示意图

Fig.2 Absorbing reaction based on the double film theory

SO₂ 溶于水后将发生 (1)、(2) 两级离解。但是第 1 级的离解常数远大于第 2 级反应。(如 25 时, k₁ = 1.3 × 10⁻², k₂ = 2.6 × 10⁻⁸), 可以认为液膜内 [SO₃²⁻] 的平衡浓度极低, [SO₂] 与 [HSO₃⁻] 是参与反应的主要含硫组分。由于含硫组分与 Mg(OH)₂ 之间的反应是快速反应, 因此在液膜中存在反应面 RS 面。在 RS 面上, [SO₂], [HSO₃⁻], [OH⁻] 的浓度均为零。反应面的位置主要取决于含硫组分 [SO₂], [HSO₃⁻] 与 [OH⁻] 离子传质速率的相对大小。设 RS 面与相界面之间的距离为 δ₁₁, RS 面右侧液膜厚度为 δ₁₂, 则液膜厚度为 δ₁ = δ₁₁ + δ₁₂。同时, 在悬浮 Mg(OH)₂ 颗粒表面附近, 还存在着溶解液膜, 随反应进行, 不断溶解的 Mg(OH)₂ 组分经过溶解液膜扩散到达液相主体, 供给反应所需的 [OH⁻] 离子。

根据双膜理论, SO₂ 的气相传质速率, 浆液液膜内含硫组分与 Mg(OH)₂ 的传质速率可表示为^[4]:

$$N_A = k_g (P_A - P_{A_i}) \quad (3)$$

$$N_A = \frac{D_{A1}}{\delta} C_{A1i} + \frac{D_{A2}}{\delta} C_{A2i} \quad (4)$$

$$N_B = \frac{D_B}{\delta} C_{BL} \quad (5)$$

$$N_B = k_s \frac{a_p}{a_D} (C_{BS} - C_{BL}) \quad (6)$$

式中:

N_A —— SO_2 的传质速率 ($\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$);

N_B —— $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 的传质速率 ($\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$);

D_{A1}, D_{A2}, D_B —— $[\text{SO}_2], [\text{HSO}_3^-], \text{Mg}(\text{OH})_2$ 的液相扩散系数 (m^2/s);

P_A, P_{A1} —— SO_2 在气相、气液界面处的分压 (kPa);

a_D —— 浆滴界面面积 ($a_D = d_c^2$) (m^2);

a_p —— 悬浮颗粒总表面积 ($a_p = n_p a_p^2$) (m^2);

k_g —— SO_2 的气膜传质系数 ($\text{kmol}/\text{kPa} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}$);

k_s —— 颗粒溶解速率常数 (m/s);

C_{A1i} —— SO_2 气液界面浓度 (kmol/m^3);

C_{A2i} —— HSO_3^- 气液界面浓度 (kmol/m^3);

C_{BL} —— $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 液相主体浓度 (kmol/m^3);

C_{BS} —— $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 饱和溶解度 (kmol/m^3);

由稳态假定, $N_A = N_B$, 联立 (4)、(5) 2 式, 并假定 $\delta = \delta_2 = \frac{1}{2} \delta_1$ 可得:

$$N_A = \frac{D_{A1}}{\delta} C_{A1i} \left(1 + \frac{D_{A2}}{D_{A1}} \frac{C_{A2i}}{C_{A1i}} + \frac{D_B}{D_{A1}} \frac{C_{BL}}{C_{A1i}} \right) \quad (7)$$

假定在浆液界面处 SO_2 的离解反应达平衡, 则:

$$k_1 = \frac{C_{A2i}}{C_{A1i}} \text{ 即 } C_{A2i} = \sqrt{k_1 C_{A1i}} \quad (8)$$

并且液膜传质系数 $k_{LA1} = \frac{D_{A1}}{\delta}$, 联立 (7)、(8), 得到:

$$N_A = k_g (P_A - P_{A1}) = E k_{LA1} C_{A1i} \quad (9)$$

上式中 E 为增强因子, 代表了由于化学反应而使 k_{LA1} 增大的倍数, 其表达式为:

$$E = 1 + \frac{D_{A2}}{D_{A1}} \frac{\sqrt{k_1}}{N} \frac{C_{A2i}}{C_{A1i}} + \frac{D_B}{D_{A1}} \frac{C_{BL}}{C_{A1i}} \quad (10)$$

在式 (10) 中, C_{BL} 不容易确定, 需要用其他易于确定的参数来表达。联立式 (5)、(6) 得:

$$C_{BL} = \frac{k_s \frac{a_p}{a_D} C_{BS}}{\frac{D_B}{\delta} + k_s \frac{a_p}{a_D}} \quad (11)$$

上式中的 δ_2 依然不容易确定。联立 (5)、(10)、

(11) 得到:

$$C_{BL} = \frac{k_s \frac{a_p}{a_D} C_{BS} - k_{LA1} E C_{A1i}}{k_s \frac{a_p}{a_D}} \quad (12)$$

带回 (10) 式中, 最终得到增强因子表达式:

$$E = \frac{1 + \frac{D_{A2}}{D_{A1}} \frac{\sqrt{k_1 / C_{A1i}} + \frac{D_B}{D_{A1}} \frac{C_{BS}}{C_{A1i}}}{1 + \frac{D_B}{D_{A1}} \frac{k_{LA1}}{k_s a_p / a_D}} \quad (13)$$

式中:

k_{LA1} —— SO_2 液相传质系数 ($\text{kmol}/\text{kPa} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}$);

k_1 —— SO_2 一级离解平衡常数 (kmol/m^3)。

根据亨利定律: $P_{A1} = \frac{C_{A1i}}{H}$, 联立 (3)、(10)、

(13), 可得到 C_{A1i} , 进而得到 E , 最后计算出 SO_2 的传质速率 N_A 。

2.2.2 模型中计算参数的确定

2.2.2.1 传质系数

为了计算传质速率, 必须确定传质系数, 包括气膜传质系数 k_g 、液膜传质系数 k_{LA1} 和固体颗粒溶解传质系数 k_s 。

(1) 气膜传质系数 k_g

可通过相似准数按下式进行关联^[4], 该式使用范围为 $0 < \text{Re}_D < 200$, 本实验喷淋段的试验条件均在此范围内。

$$\text{Sh} = 2.0 + 0.6 \text{Re}_D^{1/2} \text{Sc}^{1/3} \quad (14)$$

其中: $\text{Re}_D = \frac{d_c u_d}{\mu}$, $\text{Sc} = \frac{\mu}{D}$;

Sh —— 舍伍德准数; Re_D —— 液滴雷诺数; Sc —— 斯密特准数; d_c —— 液滴直径 (m); u_d —— 液滴最终沉降速度 (m/s); ρ —— 混和气体密度 (kg/m^3); μ —— 混和气体的粘度 ($\text{Pa} \cdot \text{s}$); D —— SO_2 在气相中分子扩散系数 (m^2/s)

$$\text{又 } \text{Sh} = k_g \frac{RT p_{Bm} l}{p D} \quad (15)$$

l —— 液滴特征尺寸 (m); R —— 气体常数, $8.316 \text{ kJ}/\text{kmol} \cdot \text{K}$; T —— 温度 (K); p_{Bm} —— 相界面处气相主体惰性组分分压的对数平均值 (kPa); p —— 总压强 (kPa)。

联立 (14)、(15) 可得气膜传质系数 k_g 。

(2) 液膜传质系数 k_{LA1}

由 $k_{LA1} = \frac{D_{A1}}{\delta}$, $\delta_2 = \frac{1}{2} \delta_1$ 可见, 液膜传质系

数的确定关键在于确定液膜厚度 δ_l 。为此可假定在浆滴中固体颗粒均匀悬浮,考虑到浆滴的几何特性,液膜厚度必然不会超过颗粒间距的一半,图 3 所示是液膜厚度等于颗粒间距一半时的极限情况,此时:

$$\frac{\frac{1}{6}d_p^3}{\frac{1}{6}(d_p + 2\delta_l)^3} = 1 - W_{DV}, \text{ 推导可得:}$$

$$\delta_l = 0.5d_p \left[\frac{1}{(1 - W_{DV})^{1/3}} - 1 \right] \quad (16)$$

其中: d_p —— 颗粒物直径 (m);

W_{DV} —— 浆液含水量。

同时,作为一种极限情况,液膜厚度还得满足^[5]:

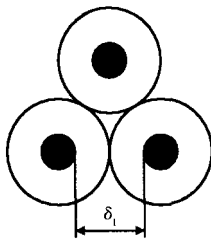


图 3 最大液膜厚度示意图

Fig. 3 The maximum thickness of liquid film

$$\delta_l = \frac{1}{4}d_e \text{ 即 } \delta_l = \frac{1}{8}d_e \quad (17)$$

取 (16)、(17) 2 式右边计算值的最小值为液膜厚度。

(3) $Mg(OH)_2$ 颗粒溶解传质系数 k_s

液滴喷入反应器后,速度将迅速衰减,在极短时间内,雷诺系数将下降到 10 以内。因此可认为舍伍德准数 $Sh = 2$, 从而可得 k_s :

$$k_s = Sh \frac{D_B}{R T d_p} \quad (18)$$

2.2.2.2 液相扩散系数

(1) SO_2 和 HSO_3^- 的液相扩散系数采用 Newton 等报道的关联式进行计算^[6]:

$$D_{A1} = T \exp(-19.895 - 1800/T) \quad (19)$$

$$D_{A2} = 1.7856 \times 10^{13} T \left[\frac{1}{4.86T - 1100} + \frac{1}{1.46T - 390} \right] \quad (20)$$

(2) $Mg(OH)_2$ 的液相扩散系数用下式计算^[7]:

$$D = 1.6E - 9(T/334_w) \quad (21)$$

w —— 温度为 T 时水的粘度 (cP)。

2.2.2.3 溶解度

(1) SO_2 溶解度采用 Rabe 和 Herries 关联式^[8]:

$$H = 10^{-2} \exp(2851.1/T - 9.3775) \quad (22)$$

H —— 亨利系数 ($kmol/m^3 \cdot kPa$); T —— 温度 (K)。

(2) $Mg(OH)_2$ 的溶解度

在实验条件所处的温度范围内,溶解度约为 0.001 g/100 gH₂O。

2.2.2.4 SO_2 离解平衡常数

采用 Kidney 报告的关联式^[6]:

$$k_1 = 10^{-3} \exp(22.426 - 1775/T - 0.045T) \quad (23)$$

2.2.2.5 液滴最终沉降速度

液滴在气相中运动所受的阻力可根据牛顿方程来计算^[9]:

$$F_D = C_D \frac{\rho_g}{8} d_c^2 u_d^2 \quad (24)$$

当雷诺数 Re_D 满足 $3 < Re_D < 400$ 是,可用下式计算:

$$C_D = \frac{24}{Re_D} \left(1 + \frac{Re_D^{2/3}}{6} \right) \quad (25)$$

当液滴在气相中运动所受的阻力与重力相等时,液滴达到最终沉降速度,即:

$$F_D = F_G = \frac{\rho_l}{6} d_c^3 g_D \quad (26)$$

其中: C_D —— 阻力系数;

ρ_l —— 液体密度 (kg/m^3)。

联立 (24)、(25)、(26) 以及液滴雷诺数的定义式,可得到液滴最终沉降速度 u_{d0} 。

2.2.3 脱硫效率预测

总脱硫效率是脱硫塔 3 部分脱硫效率之和。

2.2.3.1 喷淋段脱硫效率

喷淋塔内气体流速较低,一般不大于 2.3 m/s (这是为了避免雾沫夹带的一个限制)。因此可假定气体在喷淋塔内为活塞流反应。沿喷淋段将反应器分为 i 个微元,对反应器内第 i 个微元进行物料衡算:

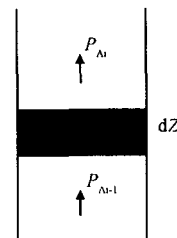


图 4 喷淋段微元 i 反应示意图

Fig. 4 The reaction taking place in the sprinkling infinitesimal element i

$$\frac{P_{Ai-1} - P_{Ai}}{p} G = N_A S_i$$

$$dp = P_{Ai} - P_{Ai-1} = - N_A S_i \frac{p}{G} \quad (27)$$

S_i ——微元 i 内传质面积。

$$S_i = \frac{6L dZ}{d_e (u_d - v)} \quad (28)$$

将 (28) 带入 (27) 并沿塔高方向积分, 得:

$$P_A = P_{A0} - \int_0^z \frac{6LN_A p}{d_e G (u_d - v)} dZ \quad (29)$$

式中: p_{A0} 、 p_A ——喷淋前、后 SO_2 分压 (Pa); G ——气体流量 (mol/s); L ——浆液量 (m^3/s); v ——烟气流速 (m/s)。

因此喷淋段脱硫效率为:

$$\eta_1 = 1 - \frac{p_A}{p_{A0}} \quad (30)$$

2.2.3.2 鼓泡段的脱硫效率

在鼓泡段, 气体上升时其流动接近活塞流, 但是其液相则可以认为达到完全混和。气液接触面积就是气泡的表面积, 接触时间由气泡上升速度 v_b 控制。

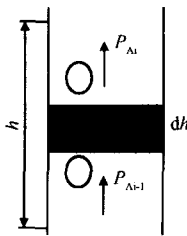


图 5 鼓泡段微元 i 反应示意图

Fig.5 The reaction taking place in the bubbling infinitesimal element i

$$dp = N_A d_b^2 \frac{p}{G_b} \frac{1}{v_b} dh \quad (31)$$

沿鼓泡高度方向积分得:

$$P_A = P_{A0} - \int_0^h N_A d_b^2 \frac{p_b}{G_b} \frac{1}{v_b} dh \quad (32)$$

其中: v_b ——气泡上升速度 (m/s); p_b ——气泡内气压 (Pa); G_b ——气泡内气量 (mol/s); h ——鼓泡段高度 (m); p_{A0} 、 p_A ——喷淋前、后 SO_2 分压 (Pa);

因此鼓泡段脱硫效率为:

$$\eta_2 = 1 - \frac{p_A}{p_{A0}} \quad (33)$$

2.2.3.3 降膜段脱硫效率

在降膜段, 气体与液体的流动均可按活塞流考虑, 从宏观上看, 反应微元 i 内气液接触面积就是管

内液体表面积, 即: $S_i = (d - 2\delta_i) dZ$, 但实际上, 管内液膜是呈波纹状流动的, 波纹的大小与管 dZ 的物理性质和液体雷诺数有关^[10], 因此需加上修正因子 C , 即: $S_i = C(d - 2\delta_i) dZ$, C 是液相雷诺数的函数, 可以通过试验中的实测数据用线性回归的方法确定函数式。将 S_i 带入 (27) 并沿管长积分得:

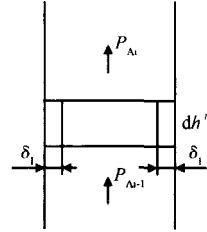


图 6 降膜段微元 i 反应示意图

Fig.6 The reaction taking place in the falling film infinitesimal element i

$$p_A = p_{A0} - \int_0^h N_A C (d - 2\delta_i) \frac{p}{G} dh \quad (34)$$

d ——降膜管内径; h ——管束管长 (m); p_{A0} 、 p_A ——喷淋前、后 SO_2 分压 (Pa);

因此降膜段脱硫效率为:

$$\eta_3 = 1 - \frac{p_A}{p_{A0}} \quad (35)$$

3 模型的中试应用

氧化镁湿法烟气脱硫中试试验是在山东电力建设三公司潍坊基地生活区进行的, 烟气处理量为 $3 \times 4 t/h$ 燃煤锅炉的烟气排放量。3 台锅炉的排烟经烟道集中进入烟气脱硫系统, 实际出力量相当于 1 台 $12 t/h$ 燃煤锅炉的排烟量。脱硫剂采用当地菱镁矿粉。

3.1 脱硫效率预测

3.1.1 模型预输入参数

用数学模型对该中试装置的脱硫效率进行预测, 模型输入参数为: 烟气量 $18\ 000 m^3/h$; 烟气浓度 500×10^{-6} (体积比); 液气比 $2 \sim 4 L/m^3$; 硫镁比 1.2; 塔高, 该中试装置塔高 8.25 m, 除去塔下部进气部分以及塔顶部分无效空间, 计算塔高取 7.8 m; 塔径 2.5 m; 浆液液滴直径 $600 \mu m$; 氧化镁颗粒粒径 $20 \mu m$ 。

3.1.2 预测结果与实测结果对比

其结果如表 1 所示。

3.1.3 误差分析

模型计算值与实际值出现偏差, 计算值略高于

表 1 模型预测效率与实际效率对比
Table 1 Comparison between predicted efficiency and actual efficiency

烟气量 (m ³ /h)	烟气浓度 (×10 ⁻⁶ 体积比)	液气比 (L/m ³)	试验值 (%)	计算值 (%)
18 727	440	2.56	75.9	80.05
18 622	424	3.22	83.7	85.98
16 713	448	4.07	89.6	90.95
18 534	409	4.26	92.3	92.09

实际值。经分析有下列原因:

(1) 反应形式

在脱硫效率计算中假设反应为活塞流反应,即气流在塔内均匀上升,不发生纵向的混合;在实际中,由于喷淋的原因,气体纵向的运动是不可避免的。这就导致计算值与实际值出现偏差。

(2) 液滴粒径

模型计算采用的是一个固定的平均粒径。而在实际中,液滴粒径是按一定的规律分布的。可根据所用雾化器的性能加以修正。而且,液滴在塔内会由于碰撞而导致平均粒径增大,这是模型计算中较难准确把握的。

(3) 颗粒粒径

颗粒粒径随氧化镁的种类、来源、熟化条件等因素而变化,必然与模型中采用的平均颗粒粒径存在一定差异,导致计算值与实际值的不同。

(4) 温度

模型中所采用的空气粘度、气相扩散系数、Mg(OH)₂ 溶解度等热力学数据为 298 K 时的数据,这与实际操作条件不符,因而导致误差。在模型的实际应用中,可以根据实际操作条件作修改。

3.2 模型计算的参数敏感性分析

在脱硫效率预测计算中所采用的参数主要是基于试验中的典型工况。事实上,这些参数会随具体的操作条件而有所变化。而参数的变化必然会导致预测效率的变化。为了了解各种参数对脱硫效率的影响,为今后在工艺设计中选用参数提供指导,为此以 3.1.1 中的参数为基准,计算了不同塔高 Z 、液气比 L/G 、镁硫比、烟气量、烟气 SO₂ 浓度、浆液液滴粒径以及氧化镁颗粒粒径时的脱硫效率,对各种参数敏感性进行分析比较。

由图 7 的计算预测结果可以看到烟气浓度对脱硫效率的影响。这是因为虽然进气浓度增大使得传质过程中的推动力增大,但同时二氧化硫的总量即

脱硫负荷也增大,整体看来,随着进气浓度的增大,脱硫效率降低。但由于保持镁硫比不变,因而影响并不明显。

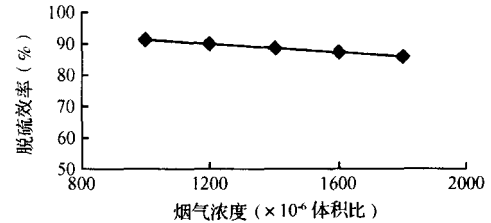


图 7 烟气浓度敏感性分析图

Fig. 7 Sensitivity analysis of the concentration of flue gas

图 8 的计算结果反应了烟气量对脱硫效率的影响。可以从 2 方面解释,其一,烟气量增大加速了烟气在塔内的流动,增强了雾膜夹带的影响;其二,烟气流速变大使得液滴相对塔的沉降速度减小,增加了单位容积内的气液传质面积。2 方面共同结果使得在一定较大范围内,脱硫效率随烟气量加大略有降低,但不明显。

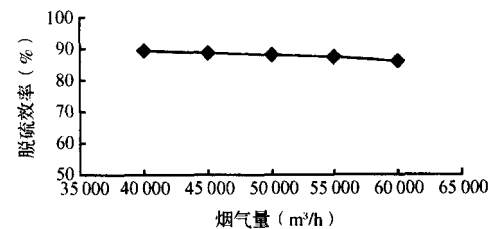


图 8 烟气量敏感性分析图

Fig. 8 Sensitivity analysis of the amount of flue gas

液气比的增大直接增加了传质面积,大大加快反应速度,从而提高脱硫效率。图 9 的计算结果表明,在液气比较低范围内,脱硫效率随液气比的增大很明显;随着液气比的增大,对脱硫效率的影响逐渐减弱。这就涉及到另一个重要的问题,脱硫剂的利用率问题,这里不作讨论。

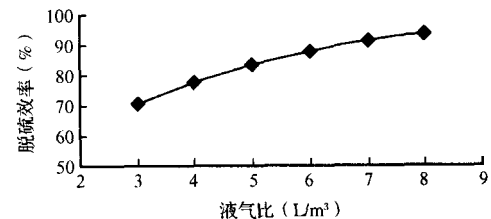


图 9 液气比敏感性分析图

Fig. 9 Sensitivity analysis of the liquid gas ratio

控制硫镁比实际上是控制活性氧化镁浓度,当然氧化镁浓度越高脱硫效率越高,这同样涉及到脱

硫剂利用率问题。图 10 的计算结果可以看到硫镁比对脱硫效率的影响。

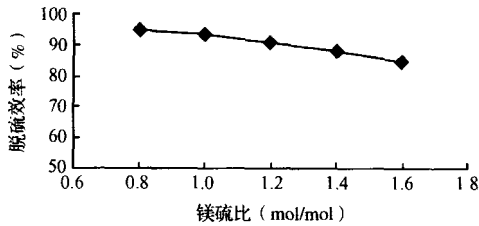


图 10 镁硫比敏感性分析图

Fig. 10 Sensitivity analysis of the magnesium sulfur ratio

图 11 的计算结果反应了增大塔高同时增加液、气两相在塔内的停留时间,因此效率显著提高。但也呈渐弱趋势。

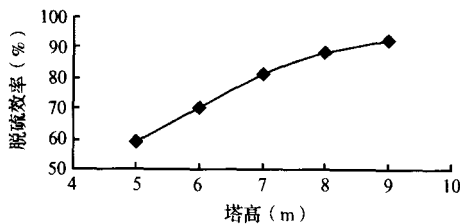


图 11 塔高敏感性分析图

Fig. 11 Sensitivity analysis of the tower height

浆滴平均粒径直接影响到传质面积的大小。在液量或液气比相同的情况下,传质面积与粒径的二次方成反比。所以粒径越小,脱硫效率越高。从图 12 计算结果来看,减小液滴平均粒径是提高脱硫效率的最有效途径,然而,液滴粒径减小意味着被气流带出而不参与反应的液滴的比例增加,对脱硫剂利用率不利。

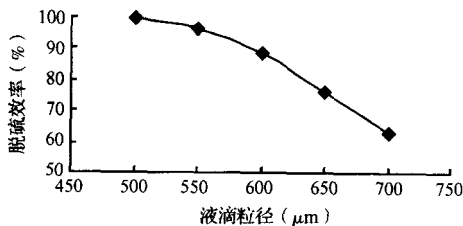


图 12 液滴粒径敏感性分析图

Fig. 12 Sensitivity analysis of the diameter of liquid droplet

图 13 反应了悬浮颗粒粒径越小表明氧化镁水解程度越高,因而脱硫效果越好。悬浮颗粒粒径由氧化镁的性质决定,因此应尽量选择粒度较细的氧化镁。

4 结束语

基于双膜理论建立的数学模型与实际基本吻

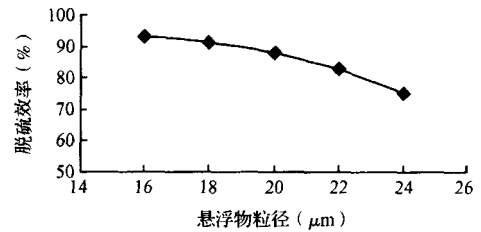


图 13 悬浮物粒径敏感性分析图

Fig. 13 Sensitivity analysis of the diameter of suspended matter

合,可用于脱硫工艺的设计计算。用该数学模型进行的参数敏感性分析,反应了实际工程中各参数对脱硫效率的影响,其中最为敏感的是液滴粒径、液滴内悬浮颗粒物粒径、液气比和塔高。

参考文献

- [1] T. A. Bumett, W. L. Wells Conceptual Design and Economics of an Improved Magnesium Oxide Flue Gas Desulfurization Process ACS Symposium Series 188, 1982. 382 ~ 411
- [2] 南京化学工业公司研究院《硫酸工业》编辑部. 低浓度烟气脱硫. 上海:上海科技出版社, 1981
- [3] Martin Zidar Janvit Golob Absorption of SO_2 into aqueous solution: Equilibrium $MgO-SO_2-H_2O$ and graphical presentation of mass balance in an equilibrium diagram. Ind Eng Chem. Res, 1996, 35: 3702 ~ 3706
- [4] 陆永琪. 钙基吸着剂干法脱硫机理的研究. 北京:清华大学环境科学与工程系博士学位论文, 1996
- [5] Al-Awad K. K., Numford C. J. and Jeffreys G. V. The application of drop size distribution and discrete drop mass transfer models to assess the performance of a rotating disc contactor. AIChE J., 1985, 31(9): 1488 ~ 1497
- [6] Newton G. H., Kramlich J. and Payne R. Modelling the SO_2 -slurry droplet reaction. AIChE J., 1990, 36(12): 1865 ~ 1872
- [7] 上海医学科学研究所. 化工工艺设计手册. 北京:化学工业出版社, 1990
- [8] Ogboja O. A procedure for computer-aided design of water-cooling towers. The Chemical Engineering Journal, 1987, 35: 42 ~ 50
- [9] William C. Hinds Aerosol Technology. USA: A Wiley-Interscience Publication, 1982
- [10] G. Karimi and M. Kawajiri An experimental study of freely falling films in a vertical tube. Chem. Eng. Sci., 1998, 53(20): 3501 ~ 3512