

# 湿法脱硫的传质与化学平衡模型研究

张晓东<sup>1</sup>, 郑永刚<sup>2</sup>, 王修彦<sup>1</sup>

(1. 华北电力大学 能源与动力工程学院, 北京 102206; 2. 重庆大学 资源及环境科学学院, 重庆 400044)

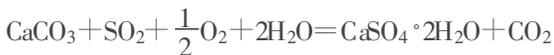
**摘 要:** 采用喷淋式吸收塔的石灰石-石膏湿法脱硫技术是目前燃煤电站使用最广的脱硫工艺。在吸收塔内, 喷淋的液滴在上升的烟气中逆向下落, 吸收烟气中的 SO<sub>2</sub>。基于稳态假设, 分析了液滴内的化学反应过程和液相成份的平衡关系, 以及固体 CaCO<sub>3</sub> 的溶解速率模型。采用总的传质系数, 建立了液滴吸收气相成份的传质速率模型。通过气液两相之间各个成份的物量平衡分析, 建立了吸收区的控制容积平衡方程。该模型对工程应用具有指导意义, 也可以进一步应用于吸收塔的仿真计算和流场数值模拟计算。

**关 键 词:** 吸收塔; 烟气脱硫; 控制容积; 传质速率

中图分类号: X701.3 文献标识码: A

## 引 言

目前, 世界上应用最广泛的 SO<sub>2</sub> 脱除技术是石灰石/石膏湿法烟气脱硫工艺, 约占已投运烟气脱硫 (FGD) 机组容量的 70%<sup>[2]</sup>, 我国燃煤电站的烟气脱硫比例将从 2005 年的 14% 提高到 60% 以上<sup>[1]</sup>。湿法脱硫过程是在吸收塔内完成的, 主要有喷淋塔和液柱塔两种工艺, 本研究基于喷淋塔工艺流程: 石灰石 (主要成份 CaCO<sub>3</sub>) 浆液由塔的上部喷淋成细小的液滴下落, 烟气自下向上逆向流动, 液滴在下落过程中吸收烟气中的 SO<sub>2</sub>, 落入塔底部的浆液池进行强制氧化。脱硫反应总的效果, 是烟气中的 SO<sub>2</sub> 置换出 CO<sub>2</sub>:



对于采用喷淋塔工艺进行脱硫的原理和数学模型, 国外已进行了较多的研究<sup>[3~6]</sup>。这些研究着眼于传质和化学反应过程, 建立 SO<sub>2</sub> 吸收和 CaCO<sub>3</sub> 溶解的数学模型, 主要分析一些设计参数如吸收区高度、浆液流量和液滴粒径分布以及石灰石细度等参数对于脱硫效率的影响。近年来, 国内也开展了相关的理论研究工作<sup>[7~8]</sup>, 通过建立液滴吸收 SO<sub>2</sub> 的简化模型, 进行脱硫效率的计算和系统仿真。同时,

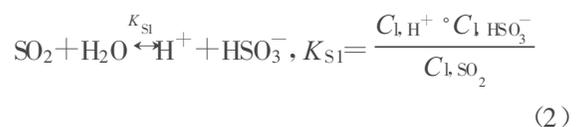
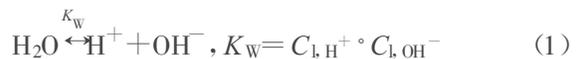
利用 CFD 技术进行喷淋塔流场模拟和设计优化的工作也受到很大重视<sup>[9]</sup>, 但国内的研究主要在于气液流场模拟方面, 对于完整脱硫模型的研究仍处于起步阶段。

本研究对象是喷淋塔内吸收区的气液传质和化学反应过程, 根据传质理论和物质平衡分析, 建立适于系统仿真计算和流场模拟分析的吸收区控制容积模型。实际的电站脱硫装置通常是连续稳定运行的, 因此本研究基于稳态假设。

## 1 液滴内的化学反应过程

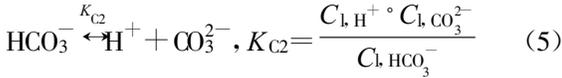
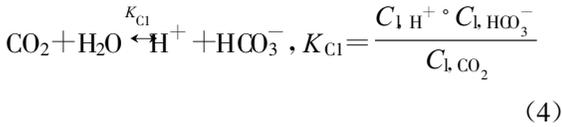
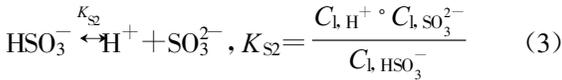
利用石灰石浆液吸收烟气中的 SO<sub>2</sub> 涉及复杂的传质和化学反应过程, 生成多种中间产物, 很难精确描述, 其大致过程是: 气相中的 SO<sub>2</sub> 被液滴 (H<sub>2</sub>O) 吸收溶解, 分离成 SO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 和两个 H<sup>+</sup> 离子; 浆液中的固态 CaCO<sub>3</sub> 溶解之后分离成 Ca<sup>2+</sup> 和 CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 离子; SO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 被溶解于浆液的 O<sub>2</sub> 快速氧化为 SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> 与 Ca<sup>2+</sup> 结合两个水分子最后结晶为石膏 (主要在浆液池内完成); CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> 结合两个 H<sup>+</sup> 生成水和 CO<sub>2</sub>, 从而稳定浆液的 pH 值。浆液的 pH 值 (即 H<sup>+</sup> 离子浓度) 对于 SO<sub>2</sub> 和 CO<sub>2</sub> 的溶解度、存在形态和 CaCO<sub>3</sub> 的溶解都有很大影响。较大的 pH 值有利于 SO<sub>2</sub> 的吸收, 但不利于 CO<sub>2</sub> 的释放。通常喷淋塔浆液的 pH 值在 4~6 左右。

假定液滴中的离子处于反应平衡状态, 用 C<sub>g</sub>、C<sub>l</sub> 和 C<sub>s</sub> 分别表示某种成份在气相中、在浆液中和固体成份在浆液中的摩尔浓度 (kmol/m<sup>3</sup>)。对于液相, 考虑如下化学过程:



收稿日期: 2008-01-14; 修订日期: 2008-12-10

作者简介: 张晓东 (1969-) 男, 辽宁凌海人, 华北电力大学副教授。

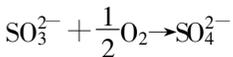


$K_W$ 、 $K_{S1}$ 、 $K_{S2}$ 、 $K_{C1}$  和  $K_{C2}$  是化学反应平衡常数,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ 。为了分析方便, 引入两个描述液滴中含硫成份和含碳成份总浓度的变量<sup>[6]</sup>:

$$Q_S = C_{l, \text{SO}_2} + C_{l, \text{HSO}_3^-} + C_{l, \text{SO}_3^{2-}} = C_{l, \text{SO}_2} \times \left( 1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, \text{H}^+}} + \frac{K_{S1} \cdot K_{S2}}{C_{l, \text{H}^+}^2} \right) \quad (6)$$

$$Q_C = C_{l, \text{CO}_2} + C_{l, \text{HCO}_3^-} + C_{l, \text{CO}_3^{2-}} = C_{l, \text{CO}_2} \times \left( 1 + \frac{K_{C1}}{C_{l, \text{H}^+}} + \frac{K_{C1} \cdot K_{C2}}{C_{l, \text{H}^+}^2} \right) \quad (7)$$

若已知  $Q_C$ 、 $Q_S$  和  $\text{H}^+$  离子浓度, 则可以依据平衡常数确定式(2)~式(5)中各成份浓度。 $Q_C$  的变化源于  $\text{CaCO}_3$  的溶解和气液之间  $\text{CO}_2$  的传质。 $Q_S$  的增加源于液滴对  $\text{SO}_2$  的吸收, 其减少源于  $\text{SO}_3^{2-}$  的氧化:



相对于其它反应, 亚硫酸根的氧化反应是快速而不可逆的, 因此液滴中  $\text{O}_2$  的浓度和  $\text{SO}_3^{2-}$  离子的浓度必有一个等于零而不能同时大于零。引入两个辅助变量:

$$T_0 = 2C_{l, \text{O}_2} + C_{l, \text{SO}_4^{2-}} \quad (8)$$

$$T_S = Q_S + C_{l, \text{SO}_4^{2-}} \quad (9)$$

若  $C_{l, \text{O}_2} > 0$ , 必有  $C_{l, \text{SO}_3^{2-}} = 0$ , 反应平衡时必有  $Q_S = 0$ ,  $T_0 > T_S$ ; 否则, 若  $Q_S > 0$ , 必有  $C_{l, \text{O}_2} = 0$ ,  $T_0 < T_S$ ;  $C_{l, \text{O}_2}$  或  $Q_S$  必有一个为零, 因此:

$$C_{l, \text{O}_2} = \frac{1}{2} \max(T_0 - T_S, 0) \quad (10)$$

$$Q_S = \max(T_S - T_0, 0) \quad (11)$$

$$C_{l, \text{SO}_4^{2-}} = \min(T_0, T_S) \quad (12)$$

在液滴下落这段时间内, 液滴中固体  $\text{CaCO}_3$  的溶解是相对较慢的反应过程, 主要受到液滴内  $\text{H}^+$  离子浓度的控制和固体颗粒细度的影响。参考文献[10]的数学模型, 采用如下  $\text{CaCO}_3$  溶解速率方程:

$$-\frac{dC_{s, \text{CaCO}_3}}{dt} = S_r \cdot k \cdot (C_{l, \text{H}^+} - C_{l, \text{H}^+}^*)$$

式中:  $C_{s, \text{CaCO}_3}$ —液滴中  $\text{CaCO}_3$  的摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$C_{l, \text{H}^+}$ 、 $C_{l, \text{H}^+}^*$ —液滴主体和颗粒表面  $\text{H}^+$  离子的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ , 通常  $C_{l, \text{H}^+} \gg C_{l, \text{H}^+}^*$ , 简化分析时可取  $C_{l, \text{H}^+}^* = 0$ ;  $S_r$ —单位体积液滴内固体颗粒的表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , 若液滴内固体颗粒均为半径为  $r$  的球体, 则:

$$S_{r0} = \frac{3C_{s, \text{CaCO}_3}}{\rho_m \cdot r}$$

式中:  $\rho_m$ —固体颗粒的摩尔密度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ 。由于颗粒形状和表面的不规则性, 实际的颗粒表面积比  $S_{r0}$  要大, 需除以小于 1 的球形度  $\epsilon$ , 则:

$$S_r = S_{r0} / \epsilon$$

$k$  是溶解速率常数,  $\text{m}/\text{s}$ , 近似等于  $\text{H}^+$  离子由液滴主体向颗粒表面的传质系数  $k_{l, \text{H}^+}$ 。将液滴内视为滞流介质<sup>[11]</sup>, 舍伍德数  $sh = \frac{k_{l, \text{H}^+} \cdot 2r}{D_{l, \text{H}^+}} = 2$ , 即  $k_{l, \text{H}^+} = \frac{D_{l, \text{H}^+}}{r}$ 。式中  $D_{l, \text{H}^+}$  是  $\text{H}^+$  离子在液滴内的质扩散系数, 则:

$$-\frac{dC_{s, \text{CaCO}_3}}{dt} = \frac{3C_{s, \text{CaCO}_3}}{\rho_m \cdot r \cdot \sigma} \cdot k_{l, \text{H}^+} \cdot C_{l, \text{H}^+} \quad (13)$$

## 2 气液相之间的传质过程

对于气相考虑  $\text{SO}_2$ 、 $\text{CO}_2$  和  $\text{O}_2$  3 种成份与液滴之间的传质过程。气相成份向液相的传质过程包括气相阻力、气液界面阻力和液相阻力, 其中气液界面的传质阻力可以忽略<sup>[12]</sup>。对于  $\text{SO}_2$ , 采用总的传质系数, 则从气相到液相的传质速率为:

$$n_{\text{SO}_2} = k_{g, \text{SO}_2} \cdot A \cdot (C_{g, \text{SO}_2} - C_{g, \text{SO}_2}^*) \quad (14)$$

式中:  $n_{\text{SO}_2}$ —传质速率,  $\text{kmol}/\text{s}$ ;  $A$ —气液接触面积,  $\text{m}^2$ ;  $C_{g, \text{SO}_2}$ 、 $C_{g, \text{SO}_2}^*$ — $\text{SO}_2$  的气相浓度和液相浓度对应的气相平衡浓度:

$$C_{g, \text{SO}_2}^* = H_{\text{SO}_2} \cdot C_{l, \text{SO}_2} = H_{\text{SO}_2} \cdot Q_S \times \left( 1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, \text{H}^+}} + \frac{K_{S1} \cdot K_{S2}}{C_{l, \text{H}^+}^2} \right) = H_{\text{SO}_2} \times \left( 1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, \text{H}^+}} + \frac{K_{S1} \cdot K_{S2}}{C_{l, \text{H}^+}^2} \right) \cdot \max(T_S - T_0, 0) \quad (15)$$

式中:  $H_{\text{SO}_2}$ —亨利常数, 为无量纲数, 定义为气相平衡浓度和液相浓度之比, 具体数值可参见文献[13]。

$k_{g, \text{SO}_2}$  为总的传质系数,  $\text{m}/\text{s}$ , 定义为:

$$k_{g, \text{SO}_2} = \left[ \frac{1}{\beta_{g, \text{SO}_2}} + \frac{H_{\text{SO}_2}}{\beta_{l, \text{SO}_2} \cdot E_{\text{SO}_2}} \right]^{-1} \quad (16)$$

式中:  $\beta_{g, \text{SO}_2}$ 、 $\beta_{l, \text{SO}_2}$ —气相和液相的传质系数。对于气相传质系数, 可通过舍伍德数计算:

$$sh = \frac{\beta_g \text{SO}_2 \cdot d}{D_g \text{SO}_2}$$

式中:  $d$ —液滴直径, m;  $D_g \text{SO}_2$ — $\text{SO}_2$  在气相中的质扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ 。对于球形液滴在气体中掠过的情形, 广泛使用的准则方程是<sup>[14]</sup>:

$$sh = 2 + 0.6 Re_d^{1/2} \cdot Sc^{1/3} \quad (17)$$

液相中  $\text{SO}_2$  的传质系数采用下式计算<sup>[14]</sup>:

$$\beta_{l, \text{SO}_2} = 0.88 (f \cdot D_{l, \text{SO}_2})^{1/2} \quad (18)$$

式中:  $f = (8\sigma/3\pi m)^{1/2}$ ;  $\sigma$ —液滴的表面张力系数, N/m;  $m$ —液滴的质量, kg。

系数  $E_{\text{SO}_2}$  是考虑液滴内化学反应强化传质的经验系数, 也是对  $\text{SO}_2$  溶于水不完全遵守亨利定律的一种修正。

对于  $\text{CO}_2$  和  $\text{O}_2$ , 可以写出和式(14)、式(16)~式(18)类似的方程, 只需用  $\text{CO}_2$  和  $\text{O}_2$  的相应参数替换即可, 这里不再重复。 $\text{CO}_2$  和  $\text{O}_2$  的液相浓度对应的气相平衡浓度分别为:

$$C_{g, \text{CO}_2}^* = H_{\text{CO}_2} \cdot C_{l, \text{CO}_2} = H_{\text{CO}_2} \cdot Q_C \times \left[ 1 + \frac{K_{\text{Cl}}}{C_{l, \text{H}^+}} + \frac{K_{\text{Cl}} \cdot K_{\text{C}_2}}{C_{l, \text{H}^+}^2} \right]^{-1} \quad (19)$$

$$C_{g, \text{O}_2}^* = H_{\text{O}_2} \cdot C_{l, \text{O}_2} = H_{\text{O}_2} \cdot \frac{1}{2} \max(T_0 - T_s, 0) \quad (20)$$

### 3 吸收区控制容积模型

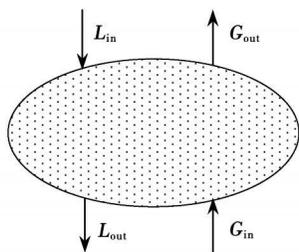


图 1 喷淋塔内的控制容积

在液滴内化学反应平衡分析和气液传质过程分析的基础上, 可以建立吸收塔喷淋区气相成份  $\text{SO}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{O}_2$  和液相中固体成份  $\text{CaCO}_3$ 、 $\text{Ca}^{2+}$  离子以及  $Q_C$ 、 $T_0$ 、 $T_s$  的控制容积平衡模型, 加之以确定的边界条件即可求解。在喷淋区取一控制容积, 如图 1 所示, 这里假定喷淋塔稳态运行, 且不考虑液滴的蒸发、温度变化和碰撞、破裂, 因此控制容积内液滴的数目、形态和状态都是确定的, 不随时间变化, 控制容积内的液相和气相成份分别均匀恒定。流入控制

容积的液体和气体流量分别为  $L_{in}$  和  $G_{in}$ ,  $\text{m}^3/\text{s}$ , 液相和气相中各个成份的浓度由所来相邻控制容积确定或进行加权平均。流出控制容积的液体和气体流量为  $L_{out}$  和  $G_{out}$ , 液相和气相中各个成份的浓度与本控制容积内参数相同。设控制容积的体积为  $V$ , 控制容积内液滴的总体积为  $V_l$ , 气液接触面积为  $A_{in}$ , 液滴相对于气体的流速为  $v_{rel}$ 。

对于气相成份  $\text{SO}_2$ , 单位时间内流入、流出控制体的摩尔量之差等于单位时间内控制体内液滴表面所吸收的摩尔量:

$$G_{in} \cdot C_{g, \text{SO}_2, in} - G_{out} \cdot C_{g, \text{SO}_2} = k_g \text{SO}_2 \cdot A_{in} \cdot (C_{g, \text{SO}_2} - C_{g, \text{SO}_2}^*)$$

可得:

$$C_{g, \text{SO}_2} = \frac{G_{in} \cdot C_{g, \text{SO}_2, in} - k_g \text{SO}_2 \cdot A_{in} \cdot C_{g, \text{SO}_2}^*}{G_{out} + k_g \text{SO}_2 \cdot A_{in}} \quad (21)$$

同理, 对于气相成份  $\text{CO}_2$  和  $\text{O}_2$ , 可以写出类似的控制容积平衡方程:

$$C_{g, \text{CO}_2} = \frac{G_{in} \cdot C_{g, \text{CO}_2, in} - k_g \text{CO}_2 \cdot A_{in} \cdot C_{g, \text{CO}_2}^*}{G_{out} + k_g \text{CO}_2 \cdot A_{in}} \quad (22)$$

$$C_{g, \text{O}_2} = \frac{G_{in} \cdot C_{g, \text{O}_2, in} - k_g \text{O}_2 \cdot A_{in} \cdot C_{g, \text{O}_2}^*}{G_{out} + k_g \text{O}_2 \cdot A_{in}} \quad (23)$$

其中的液相平衡浓度  $C_g^*$  分别通过式(15)、式(19)和式(20)由液相成份  $Q_C$ 、 $T_s$  和  $T_0$  决定。下面考察液相成份的平衡。对于  $\text{CaCO}_3$  颗粒, 单位时间内流入、流出控制体的量分别为  $L_{in} \cdot C_{S, \text{CaCO}_3, in}$  和  $L_{out} \cdot C_{S, \text{CaCO}_3}$ , 单位时间内在控制体内溶解的摩尔量为  $\frac{3 C_{S, \text{CaCO}_3}}{\rho_m \cdot r \cdot \sigma} \cdot k_{l, \text{H}^+} \cdot C_{l, \text{H}^+} \cdot V_l$ , 三者平衡, 可得:

$$C_{S, \text{CaCO}_3} = \frac{L_{in} \cdot C_{S, \text{CaCO}_3, in}}{L_{out} + \frac{3}{\rho_m \cdot r \cdot \sigma} \cdot k_{l, \text{H}^+} \cdot C_{l, \text{H}^+} \cdot V_l} \quad (24)$$

液滴内  $\text{Ca}^{2+}$  离子的增量来自于固体  $\text{CaCO}_3$  的溶解, 单位时间内流出、流入控制体的  $\text{Ca}^{2+}$  离子摩尔量之差等于控制体内溶解的  $\text{CaCO}_3$  的摩尔量, 则:

$$C_{l, \text{Ca}^{2+}} = \frac{L_{in} \cdot C_{l, \text{Ca}^{2+}} + \frac{3 C_{S, \text{CaCO}_3}}{\rho_m \cdot r \cdot \sigma} \cdot k_{l, \text{H}^+} \cdot C_{l, \text{H}^+} \cdot V_l}{L_{out}} \quad (25)$$

石膏的结晶主要是在浆液池内完成的, 在喷淋区不予考虑。

液滴中  $Q_C$  的增加来自于液滴对气相  $\text{CO}_2$  的吸收和液滴内固体  $\text{CaCO}_3$  的溶解两部分, 控制容积内液滴自气相吸收的  $\text{CO}_2$  为:

$$k_{g, CO_2} \cdot A_{in} \left[ C_{g, CO_2} - H_{CO_2} \cdot Q_C \cdot \left( 1 + \frac{K_{Cl}}{C_{l, H^+}} + \frac{K_{Cl} \cdot K_{C2}}{C_{l, H^+}^2} \right)^{-1} \right]$$

可得  $Q_C$  的控制容积平衡方程为:

$$Q_C =$$

$$\frac{Q_{C, in} \cdot L_{in} + k_{g, SO_2} \cdot A_{in} \cdot C_{g, CO_2} + \frac{3C_{S, CaCO_3}}{\rho_m \cdot r \cdot \sigma} \cdot k_{l, H^+} \cdot C_{l, H^+} \cdot V_1}{L_{out} + k_{g, CO_2} \cdot A_{in} \cdot H_{CO_2} \cdot \left( 1 + \frac{K_{Cl}}{C_{l, H^+}} + \frac{K_{Cl} \cdot K_{C2}}{C_{l, H^+}^2} \right)^{-1}} \quad (26)$$

液相成份  $T_0$  和  $T_S$  的取值相互关联, 需要同时加以考虑。在控制容积内,  $T_S$  的增量来源于液滴对气相  $SO_2$  的吸收, 其物量平衡方程为:

$$L_{in} \cdot T_{S, in} + k_{g, SO_2} \cdot A_{in} \cdot (C_{g, SO_2} - H_{SO_2} \times \left[ 1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, H^+}} + \frac{K_{S1} \cdot K_{S2}}{C_{l, H^+}^2} \right]^{-1} \cdot \max(T_S - T_0, 0)) =$$

$$L_{out} \cdot T_S$$

令:

$$\alpha_S = k_{g, SO_2} \cdot A_{in} \cdot H_{SO_2} \cdot \left( 1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, H^+}} + \frac{K_{S1} \cdot K_{S2}}{C_{l, H^+}^2} \right)^{-1}$$

$$\beta_S = L_{in} \cdot T_{S, in} + k_{g, SO_2} \cdot A_{in} \cdot C_{g, SO_2}$$

则上式可改写为:

$$\beta_S = \alpha_S \cdot \max(T_S - T_0, 0) + L_{out} \cdot T_S$$

控制容积内,  $T_0$  的增量来源于液滴对  $O_2$  的吸收, 令:

$$\beta_0 = L_{in} \cdot T_{0, in} + k_{g, O_2} \cdot A_{in} \cdot C_{g, O_2}$$

$$\alpha_0 = \frac{1}{2} k_{g, O_2} \cdot A_{in} \cdot H_{O_2}$$

则控制容积内的物量平衡方程为:

$$\beta_0 = \alpha_0 \cdot \max(T_0 - T_S, 0) + L_{out} \cdot T_0$$

对于本控制容积,  $\beta_S$  和  $\beta_0$  是由边界来流和控制容积内的气相成份确定的。首先, 若有  $\beta_S > \beta_0$ , 则必有  $T_S > T_0$ , 因为如果  $T_S < T_0$ , 则有:

$$\beta_S = \alpha_S \cdot \max(T_S - T_0, 0) + L_{out} \cdot T_S = L_{out} \cdot T_S < \alpha_0 \cdot \max(T_0 - T_S, 0) + L_{out} \cdot T_0 = \beta_0$$

反之亦然, 即若有  $\beta_S \leq \beta_0$ , 则必有  $T_S \leq T_0$ 。由此可以按下面的方式确定  $T_S$  和  $T_0$ 。

若  $\beta_S > \beta_0$ , 有:

$$\beta_0 = L_{out} \cdot T_0 \Rightarrow T_0 = \frac{\beta_0}{L_{out}} \quad (27)$$

$$\beta_S = \alpha_S \cdot (T_S - T_0) + L_{out} \cdot T_S \Rightarrow T_S = \frac{\beta_S + \alpha_S \cdot T_0}{L_{out} + \alpha_S} \quad (28)$$

若  $\beta_S \leq \beta_0$ , 则:

$$T_S = \frac{\beta_S}{L_{out}} \quad (29)$$

$$T_0 = \frac{\beta_0 + \alpha_0 \cdot T_S}{L_{out} + \alpha_0} \quad (30)$$

上面建立了控制容积内关于变量  $C_{g, SO_2}$ 、 $C_{g, CO_2}$ 、 $C_{g, O_2}$ 、 $C_{S, CaCO_3}$ 、 $C_{l, Ca^{2+}}$ 、 $Q_C$ 、 $T_S$ 、 $T_0$  的物量平衡方程, 若已知控制容积内液滴的 pH 值, 则方程组封闭, 可以进行求解。由于方程相互耦合, 求解可迭代进行。

#### 4 浆液 pH 值的计算

吸收塔内石灰石浆液的 pH 值是一个重要的设计参数, 在运行中可以通过新鲜石灰石浆液的注入量进行调节。本文认为液滴内  $H^+$  离子的浓度主要是由式(4)和式(5)的化学反应决定的, 而且式(4)的反应起决定性作用<sup>[14]</sup>, 于是:

$$C_{l, H^+} = (K_{Cl} \cdot C_{l, CO_2})^{1/2} = \left( K_{Cl} \cdot \frac{Q_C}{1 + \frac{K_{Cl}}{C_{l, H^+}} + \frac{K_{Cl} \cdot K_{C2}}{C_{l, H^+}^2}} \right)^{1/2} \quad (31)$$

方程需采用迭代的方式计算, 即等式右边的  $C_{l, H^+}$  取上次的计算结果, 对等式左边的  $C_{l, H^+}$  值进行更新。喷嘴出口处浆液的 pH 值可参照新鲜石灰石浆液的数值, 或按下式估算:

$$C_{l, H^+} = \sqrt{K_w} \quad (32)$$

#### 5 结论

通过分析喷淋式吸收塔液滴内的化学反应过程和气液两相之间的传质过程, 建立了喷淋区的控制容积平衡模型。对喷淋区进行离散化, 即可利用该模型计算气相和液相中各个成份的浓度分布。采用上述方法, 建立了某电厂 200 MW 机组的喷淋式吸收塔吸收区的一维数值计算模型, 利用验收测试的参数条件对气、液两侧各主要成份的浓度变化进行了分析计算, 脱硫效率的计算结果为 96.61%, 与验收测试结果的 96.7% 相接近, 表明, 采用该模型进行的分析对工程实际有指导意义。该模型还可以应用于脱硫系统仿真计算和流场数值模拟 (CFD) 计算。由于吸收塔内烟气体积流量较大而浆液体积流量相对较小, 不适于两相流分析, 因此建立液滴吸收模型是十分必要的。本文的分析限于化学反应和传质, 没有涉及气液相之间的动量传递、传热和液滴蒸发, 这些因素对传质过程有一定影响。此外, 模型计算与实际的接近程度, 还和固态石灰石粒径分布、喷

淋液滴的形状和尺度分布的估计有关。

#### 参考文献:

- [1] 王志轩. 火电厂二氧化硫控制问题及对策[J]. 中国电力企业管理, 2006(10): 27-29
- [2] 韩琪, 李忠华. 石灰石/石膏湿法烟气脱硫的化学过程研究[J]. 电力环境保护, 2002, 18(1): 1-3.
- [3] BROGREN C, KARLSSON H T. Modeling the absorption of SO<sub>2</sub> in a spray scrubber using the penetration theory[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(18): 3085-3099
- [4] AKBAR M K, GHIAASIAAN S M. Modeling the gas absorption in a spray scrubber with dissolving reactive particles[J]. Chemical Engineering Science, 2004, 59(5): 967-976
- [5] SOREN KIL, HELLE NYGAARD, JOHANSSON J E. Simulation studies of the influence of HCl absorption on the performance of a wet flue gas desulphurisation pilot plant[J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(3): 347-354.
- [6] DESCH W, HORN K, PROBST G. Computation of equilibrium in models of flue gas washer plants[J]. Computers and Chemical Engineering, 2006, 30(6-7): 1169-1177.
- [7] 杨运华. 石灰石湿法脱硫反应的动力学数学模型与求解[J]. 工程设计与研究, 2006, 120(12): 25-28.
- [8] 陈鸿伟, 牛治国, 高建强. 烟气脱硫喷淋塔实时仿真模型研究[J]. 电站系统工程, 2006, 22(4): 4-6.
- [9] 林永明, 高翔, 俞保云. 计算流体力学(CFD)在大型湿法烟气脱硫系统中的研究与应用进展[J]. 热力发电, 2005, 12: 34-37.
- [10] SHIH S M, LIN J P, SHIAU G Y. Dissolution rates of limestones of different sources[J]. Journal of Hazardous Materials, 2000, 79(1): 159-171.
- [11] 钟秦, 刘爱民. 湿法烟气脱硫中石灰石溶解特性[J]. 南京理工大学学报, 2000, 24(6): 561-564.
- [12] BAEHR H D, STEPHAN K. Heat and mass transfer, Second, revised edition[M]. Berlin: Springer, 2006
- [13] SANDER R. Compilation of henry's law constants for inorganic and organic species of potential importance in environmental chemistry (Version 3)[Z]. <http://www.henrys-law.org> 1999
- [14] GOMEZ A, FUEYO N, TOMAS A. Detailed modeling of a flue-gas desulfurisation plant[J]. Computers and Chemical Engineering, 2007, 31: 1419-1431.

(编辑 韩锋)

#### 新技术、新工艺

## 小流量工况对汽轮机末级动叶的侵蚀

据《Электрические Станции》2007年4月号报道,通常,冷凝式汽轮机末级动叶进汽边侵蚀磨损的程度通常随着接近顶部沿叶片高度增加,这是由于决定叶片与水滴碰撞的轮周速度和有侵蚀危险的湿汽质量向外缘增加造成的。

除了工作蒸汽流的湿汽参与末级动叶进汽边的侵蚀外,在小流量工况时还有来自排汽管的蒸汽回流的湿汽参与了侵蚀,并且回流湿汽侵蚀作用的强度很大。随着启动次数增加,侵蚀磨损更趋严重。

必须采取补救措施,防止湿汽随着从排气管的蒸汽回流落到末级叶片上。为此,不仅要给排汽管的内锥,而且还要给它的分隔肋和其它构件装备防水护板。

为了减弱由级后扭转气流激发的回流,给排汽管的纵向分隔肋打孔是合理的。

(吉桂明 供稿)

to be solved for using low-heat-value fuels. **Key words:** biomass, low heat value, miniature gas turbine

合成气-甲醇掺烧火焰研究= **Investigation of Mixing-dilution Combustion Flames of Syngas-methanol**[刊, 汉]/ ZHANG Wen-xing, MU Ke-jin, WANG Yue, et al (Key Laboratory on Advanced Energy and Power, Institute of Engineering Thermophysics, Chinese Academy of Sciences, Beijing, China, Post Code: 100190)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2009, 24 (2). — 236 ~ 241

An experimental study and numerical analysis was performed of the mixing-dilution combustion flames of syngas-methanol. During the experiment, the flame morphology was observed, and the flame temperature as well as the concentration of  $\text{NO}_x$  pollutants in the flue gas were measured. The test results show that under the condition of an equal power output, the shape of the mixing-dilution combustion flame of the syngas-methanol seems slightly slender as compared with that of a syngas flame, the temperature in the high-temperature zone is a bit low and the  $\text{NO}_x$  emissions from the flue gas are comparatively small. A numerical calculation and analysis shows that the mixing-dilution combustion flame in question becomes longer, because the methanol in the flame has not been burnt out in time, and the drop of flame temperature comes about from a relatively low temperature of the methanol flame. The decrease of  $\text{NO}_x$  emissions from the flue gas results from the addition of methanol to the flame, which is conducive to suppressing the formation of NO of both the thermal and intermediate type. **Key words:** syngas, methanol, mixing-dilution combustion,  $\text{NO}_x$

湿法脱硫的传质与化学平衡模型研究= **Study of a Model Featuring Mass Transfer and Chemical Equilibrium for Wet Method-based Desulfuration**[刊, 汉]/ ZHANG Xiao-dong, WANG Xiu-yan (College of Energy Source and Power Engineering, North China Electric Power University, Beijing, China, Post Code: 102206), ZHENG Yong-gang (College of Resources and Environmental Science, Chongqing University, Chongqing, China, Post Code: 400044)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2009, 24(2). — 242 ~ 246

The technology of limestone-gypsum wet-method desulfuration by using a spray absorption tower is nowadays most widely used in coal-fired power plants. Inside the tower, the sprinkling liquid droplets will fall in an inverse direction against the rising flue gas flow to absorb  $\text{SO}_2$  in the flue gas. Based on a steady-state assumption, the authors analyzed the equilibrium relationship between the chemical reaction process in the droplets and liquid-phase constituents, and also presented a model featuring the dissolution velocity of solid  $\text{CaCO}_3$ . By employing a total mass transfer coefficient, set up was a mass transfer rate model for droplet absorption-phase constituents. Through an analysis of the material quantity equilibrium of various components between the gas and liquid phases, established was an equilibrium equation for the controlled volume in the absorption zone. The model in question can provide guidance for relevant engineering applications, and can also be used for the emulation calculation of absorption towers and flow-field numerical simulation calculations. **Key words:** absorption tower, flue gas desulfuration, controlled volume, mass transfer rate

利用 CFD 技术对城市生活垃圾富氧燃烧特性分析= **Research on the Characteristics of MSW (Municipal Solid Waste) Oxygen-enriched Combustion Based on Computational Fluid Dynamics**[刊, 汉]/ LIU Guo-hui, MA Xiao-qian, YU Zhao-sheng (College of Electric Power, South China University of Technology, Guangzhou, Post Code: 510640)// Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2009, 24(2). — 247 ~ 251

The oxygen-enriched combustion technology enjoys conspicuous benefits of energy-saving and environment protection, and represents an effective measure for achieving a steady combustion of low-heat-value wastes and reducing pollutant emissions. By employing CFD (Computational Fluid Dynamics) technology, studied were the characteristics of MSW (Municipal Solid Waste) combustion in the oxygen-enriched atmosphere of a mechanical stoker. The authors have presented the curves showing the flue gas temperature and constituent concentration over and above the waste-burning bed layer as well