

文章编号:1000-582X(2009)10-1169-05

# 660MW 机组湿法烟气脱硫喷淋塔的简化模型及仿真验证

何祖威<sup>1</sup>, 张华伟<sup>1</sup>, 展锦程<sup>1</sup>, 孙图星<sup>2</sup>

(1. 重庆大学 动力工程学院, 重庆 400030; 2. 广东远达环保工程公司, 广州 510630)

**摘要:**以某火电厂 660MW 机组石灰石/石膏湿法烟气脱硫系统为对象, 在研究脱硫塔内气液传质、化学反应机理及进行合理简化假设的基础上, 采用集总参数法和模块化建模方法, 建立了其喷淋式脱硫塔的动态数学模型; 通过稳态检测和动态扰动试验验证了模型的正确性, 为开发该电厂脱硫系统实时培训仿真模型奠定了基础。

**关键词:**石灰石/石膏法; 烟气脱硫; 喷淋式脱硫塔; 模型; 仿真

中图分类号: X511

文献标志码: A

## Simplifying and validating the model of wet flue gas desulphurization spray tower for 660MW units

HE Zu-wei<sup>1</sup>, ZHANG Hua-wei<sup>1</sup>, ZHAN Jing-cheng<sup>1</sup>, SUN Tu-xing<sup>2</sup>

(1. College of Power Engineering, Chongqing University, Chongqing 400030, P. R. China;

2. Guangdong Yuan Da environmental engineering company, Guangzhou 510630, P. R. China)

**Abstract:** The wet limestone-gypsum flue gas desulphurization system for 660 MW units of a thermal power plant is taken as the object, based on the study of the mass transfer between the gas phase and the liquid phase, chemical reaction mechanism in desulphurization tower and reasonable simplified hypothesis, the turbulent mathematical model of the spray type tower is developed by the methods of concentration of parameters and module modeling. The model is validated by the test of stable state and the turbulent experiments, which can be used as the basis for developing the real training simulation model of the desulphurization system.

**Key words:** limestone-gypsum; flue gas desulphurization; spray desulphurization tower; model; simulation

中国 SO<sub>2</sub> 排放量与煤消耗量有密切关系。耗煤大户主要是火电厂, 消减和控制火电厂燃煤产生的 SO<sub>2</sub> 污染对我国的可持续发展战略具有极其重要的意义。石灰石/石膏湿法烟气脱硫已被证明是一种高效的脱硫方式, 在火电厂得到了广泛的应用。脱硫系统机构复杂, 工作环境恶劣, 为了保证设备安全、经济运行需要熟练的运行人员。脱硫系统培训仿真机不仅可以进行现场所有的启停和运行操作训练, 还可以做现场不可能进行的事事故演习和操作试验, 分析事故和电厂运行的经济性等, 可对运行人员

进行有效的培训。脱硫塔是脱硫系统的核心设备, 建立其数学模型, 对开发脱硫系统培训仿真机具有重要意义<sup>[1-5]</sup>。

## 1 数学模型

石灰石/石膏湿法脱硫喷淋塔如图 1 所示, 其工艺流程: 原烟气(120 °C 左右)自锅炉引风机经增压风机增压后进入烟气换热器(GGH), 通过 GGH 降温至 90 °C 左右进入吸收塔, 向上流动穿过喷淋层, 在此烟气被石灰石浆液冷却到饱和温度, 烟气中

收稿日期: 2009-05-08

基金项目: 国家十一五科技支撑计划资助项目(2007BAC24B00)

作者简介: 何祖威(1944-), 男, 重庆大学教授, 博士生导师, 主要从事热力系统动态仿真研究, (E-mail) zhwhe@cqu.edu.cn.

的  $\text{SO}_2$  被石灰石浆液吸收生成  $\text{CaSO}_3$ , 浆液中的  $\text{CaSO}_3$  被鼓入吸收塔底部的空气氧化成  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (石膏)。经过喷淋洗涤后温度  $50^\circ\text{C}$  左右的饱和净烟气经除雾器进入 GGH 被加热到  $80^\circ\text{C}$  以上后进入烟囱排放。

脱硫塔是整个脱硫系统中最为复杂的设备, 几乎全部的化学反应和传热传质都是在脱硫塔内进行, 且涉及气、液两相流动, 通过数学模型对其进行极为精确的描述难度很大。笔者从质量、能量平衡和化学剂量平衡机理出发, 根据培训仿真目标的需求, 对脱硫塔系统进行了一定的简化性假设, 采用集总参数法分别对其反应装置(吸收段)和氧化槽(氧化段)进行了模块化建模<sup>[6-8]</sup>。

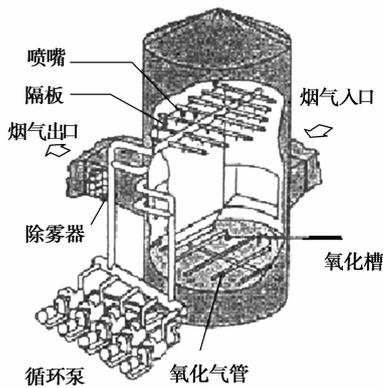


图 1 喷淋塔示意图

### 1.1 吸收塔质量、能量平衡模型

质量平衡模型假设: a. 忽略烟气中烟尘对脱硫过程的影响; b. 烟气及烟气中的水蒸气都按理想气体处理; c. 由于量值相对烟气很小, 忽略气侧空间  $\text{SO}_2$  和  $\text{CO}_2$  气体对质量平衡计算的影响。

#### 1) 气侧质量平衡模型

气侧空间烟气的增量 = 进入吸收塔的烟气流 - 离开吸收塔的烟气流, 方程式为

$$\frac{dM_1}{dt} = W_{\text{gin}} + G_{\text{evp}} + W_{\text{air}} - W_{\text{gout}}, \quad (1)$$

式中:  $M_1$  为气侧空间停留烟气流, kg;  $W_{\text{gin}}$  为入口烟气流质量流量, kg/s;  $G_{\text{evp}}$  为浆液蒸发量, kg/s;  $W_{\text{air}}$  为强制氧化空气进入气侧的量, kg/s;  $W_{\text{gout}}$  为出口烟气流, kg/s。

#### 2) 液侧质量平衡模型

浆液槽内存液量的变化量 = 进入浆液槽的量 - 离开浆液槽的量, 方程式为

$$\frac{dM_c}{dt} = W_{\text{rf}} + W_{\text{fl}} - W_{\text{r}} - W_{\text{out}}, \quad (2)$$

式中:  $M_c$  为浆液槽存液量, kg;  $W_{\text{rf}}$  为进入浆液槽的返回流量, kg/s;  $W_{\text{fl}}$  为补充的新鲜石灰石浆液量, kg/s;  $W_{\text{r}}$  为循环泵抽出的浆液量, kg/s;  $W_{\text{out}}$  为石膏

浆液排出量, kg/s。

### 3) 能量平衡模型

能量平衡模型假设: a. 吸收塔处于热稳定状态; b. 烟气的进出口动能忽略不计; c. 吸收塔传热迅速、完全。

以整个吸收塔空间为研究对象, 分别计算进出系统的能量, 进塔能量 = 出塔能量, 方程式为

$$W_{\text{gin}} \cdot C_{\text{pg}} \cdot t_{\text{g1}} + W_{\text{air}} \cdot C_{\text{pa}} \cdot t_{\text{air}} + (W_{\text{f1}} + W_{\text{f2}} + W_{\text{f3}}) \cdot C_{\text{p}} \cdot t + W_{\text{fw}} \cdot C_{\text{p}} \cdot t_{\text{w}} = W_{\text{gout}} \cdot C_{\text{pgc}} \cdot t + Q_{\text{evp}} + W_{\text{out}} \cdot C_{\text{p}} \cdot t + Q_{\text{loss1}} + Q_{\text{loss2}}, \quad (3)$$

水汽化而带走的热量为

$$Q_{\text{evp}} = G_{\text{evp}} \cdot (r + C_p \cdot \Delta t), \quad (4)$$

气侧散热量近似表达为

$$Q_{\text{loss1}} = k_{\text{loss1}} \cdot \left( \frac{t_{\text{g1}} + t}{2} - t_{\text{amb}} \right), \quad (5)$$

液侧散热量近似表达为

$$Q_{\text{loss2}} = k_{\text{loss2}} \cdot (t - t_{\text{amb}}), \quad (6)$$

式(3)~(6)中:  $W_{\text{fw}}$  为除雾器的冲洗水流量, kg/s;  $W_{\text{f2}}$  为返回到吸收塔的循环水 1 的质量流量, kg/s;  $W_{\text{f3}}$  为返回到吸收塔的循环水 2 的质量流量, kg/s;  $C_p$  为水的定压比热,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $C_{\text{pg}}$  为吸收塔入口烟气的定压比热,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $C_{\text{pgc}}$  为吸收塔出口烟气的定压比热,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $t_{\text{g1}}$  为吸收塔进口烟温,  $^\circ\text{C}$ ;  $t$  为吸收塔内的平均温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $\Delta t$  为液雾温升量,  $^\circ\text{C}$ ;  $r$  为水的汽化潜热,  $\text{kJ}/\text{kg}$ ;  $k_{\text{loss1}}$  为气侧环境散热系数,  $\text{kJ}/(\text{C} \cdot \text{s})$ ;  $k_{\text{loss2}}$  为液侧环境散热系数,  $\text{kJ}/(\text{C} \cdot \text{s})$ ;  $t_{\text{amb}}$  为环境温度,  $^\circ\text{C}$ 。

### 1.2 吸收塔化学剂量平衡模型

吸收塔化学剂量平衡模型简化假设: a. 不考虑烟气中  $\text{CO}_2$  对脱硫过程的影响; b. 吸收过程遵循双膜理论; c. 局部的电荷平衡与化学平衡在瞬间达到, 而吸收、传质、溶解、结晶等需要一个过程; d. 液滴下落过程中为球形; e. 由于烟气中  $\text{O}_2$  浓度不高, 而且浆液在吸收塔的停留时间有限, 因此不考虑亚硫酸盐的自然氧化, 认为氧化作用仅在液侧发生。

#### 1) 吸收段数学模型

对吸收塔内对任一组分  $i$  作物料平衡有

$$\Delta C_i = \tau_A \sum R_i, \quad (7)$$

则通过吸收塔后  $\text{SO}_2$ 、 $\text{HSO}_3^-$  和  $\text{SO}_3^{2-}$  的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{SO}_2} + C_{\text{HSO}_3^-} + C_{\text{SO}_3^{2-}}) = \tau_A (N_{\text{SO}_2, A} - R_{\text{ox}}), \quad (8)$$

$\text{CO}_2$ 、 $\text{HCO}_3^-$  和  $\text{CO}_3^{2-}$  浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{CO}_2} + C_{\text{HCO}_3^-} + C_{\text{CO}_3^{2-}}) = \tau_A (N_{\text{CO}_2, A} + R_{\text{CaCO}_3}), \quad (9)$$

石膏( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{gy}}) = \tau_A \cdot R_{\text{gy}}, \quad (10)$$

$\text{SO}_4^{2-}$  和  $\text{HSO}_4^-$  的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{SO}_4^{2-}} + C_{\text{HSO}_4^-}) = \tau_A (R_{\text{ox}} - R_{\text{gy}}), \quad (11)$$

$\text{HCO}_3^-$  和  $\text{CO}_3^{2-}$  的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{HCO}_3^-} + C_{\text{CO}_3^{2-}}) = \tau_A \cdot R_{\text{CaCO}_3}, \quad (12)$$

$\text{Ca}^{2+}$  的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{Ca}^{2+}}) = \tau_A (R_{\text{CaCO}_3} - R_{\text{gy}}), \quad (13)$$

$\text{CaCO}_3$  的浓度变化为

$$\Delta(C_{\text{CaCO}_3}) = \tau_A (-R_{\text{CaCO}_3}), \quad (14)$$

式(7)~(14)中: $N_{\text{SO}_2, A}$ ,  $N_{\text{CO}_2, A}$  为  $\text{SO}_2$ 、 $\text{CO}_2$  在吸收塔中的吸收速率; $\tau_A$  为液滴在吸收塔中的停留时间; $R_{\text{gy}}$  为石膏的结晶速率; $R_{\text{ox}}$  为亚硫酸根的氧化速率; $R_{\text{CaCO}_3}$  为石灰石的溶解速率。

## 2) 氧化段数学模型

在氧化槽中,由于搅拌器和强制氧化空气的作用,使氧化槽成为一个混合很好的反应器。因此假设氧化槽内各处的组分浓度一致,各组分平均浓度  $C_i$  等于排浆浓度和循环浆液浓度。

浆液中任一组分  $i$  均满足如下物料平衡方程

$$\frac{dC_i}{dt} = T_i + \sum R_i, \quad (15)$$

$$\text{其中: } T_i = \frac{\left[ \begin{array}{l} Q_f \cdot C_{i,f} + Q_{\text{rf}} \cdot C_{i,\text{rf}} \\ - Q_r \cdot C_i - Q_{\text{out}} \cdot C_i \end{array} \right]}{V_T}, \quad (16)$$

$$\text{由式(15)、(16)可得 } C_{i,\text{rf}} = C_i + \Delta C_i, \quad (17)$$

式(15)~(17)中: $T_i$  为由流入、流出而改变的浓度值; $Q_f$  为新鲜石灰石浆液流量; $Q_r$  为循环浆液流量; $Q_{\text{rf}}$  为循环浆液返回流量; $Q_{\text{out}}$  为排浆流量分别为; $V_T$  为氧化槽中浆液体积; $C_{i,f}$  为流入的新鲜石灰石浆液中  $i$  组分的浓度; $C_i$  为氧化槽中  $i$  组分的平均浓度; $C_{i,\text{rf}}$  为循环浆液返回流量中  $i$  组分的浓度; $\Delta C_i$  为  $i$  组分通过吸收塔后的浓度变化。

脱硫塔中化学计量平衡反应式如下:

$$\begin{aligned} C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{HSO}_3^-}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{HSO}_3^-} &= K_1 \frac{dC_{\text{SO}_2}}{dt}, \\ C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{SO}_3^{2-}}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{SO}_3^{2-}} &= K_2 \frac{dC_{\text{HSO}_3^-}}{dt}, \\ C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{SO}_4^{2-}}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{SO}_4^{2-}} &= K_3 \frac{dC_{\text{HSO}_4^-}}{dt}, \\ C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{CO}_3^{2-}}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{CO}_3^{2-}} &= K_4 \frac{dC_{\text{HCO}_3^-}}{dt}, \\ C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{HCO}_3^-}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{HCO}_3^-} &= K_5 \frac{dC_{\text{CO}_2}}{dt}, \\ C_{\text{H}^+} \cdot \frac{dC_{\text{OH}^-}}{dt} + \frac{dC_{\text{H}^+}}{dt} \cdot C_{\text{OH}^-} &= 0, \end{aligned} \quad (18)$$

式中  $t$  为动态过程时间, $K_1, K_2, K_3, K_4, K_5$  分别为所进行的理化反应相对应的速度常数。

## 1.3 脱硫效率模型

在吸收塔出口,强制氧化空气与经吸收塔净化后的烟气混合,然后进入烟囱。混合后  $\text{SO}_2$  气相浓度为

$$m_{\text{SO}_2, \text{out}} = \frac{G \cdot y_{\text{SO}_2, A} + K_{G, \text{SO}_2} \cdot \alpha_T \cdot H_{\text{SO}_2} \cdot C_{\text{SO}_2} \cdot V_T}{G + G_{\text{air}} + K_{G, \text{SO}_2} \cdot \alpha_T \cdot P_g \cdot V_T}, \quad (19)$$

$$\text{其中: } y_{\text{SO}_2, A} = m_{\text{SO}_2, \text{in}} - \tau_A \cdot \left( \frac{N_{\text{SO}_2, A} \cdot Q_{\text{rf}}}{G} \right), \quad (20)$$

则脱硫效率表达式为

$$\eta = \frac{G \cdot m_{\text{SO}_2, \text{in}} - (G + G_{\text{air}}) \cdot m_{\text{SO}_2, \text{out}}}{G \cdot m_{\text{SO}_2, \text{in}}}, \quad (21)$$

式(19)~(21)中: $V_T$  为氧化槽内浆液的体积,  $\text{m}^3$ ;  $P_g$  为入口烟气的总压力, Pa;  $G$  为烟气流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  $G_{\text{air}}$  为氧化空气流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  $Q_{\text{rf}}$  为循环浆液返回流量,即喷淋流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  $y_{\text{SO}_2, A}$  为经吸收塔净化后烟气中  $\text{SO}_2$  的浓度,  $\text{mol}/\text{m}^3$ ;  $m_{\text{SO}_2, \text{in}}$  为吸收塔入口烟气中  $\text{SO}_2$  的浓度(湿态),  $\text{mol}/\text{m}^3$ 。

式(1)~(21)联立求解,再根据入口边界条件,可以计算出脱硫效率、出口烟气二氧化硫浓度、出口烟气温度,固相碳酸钙质量百分含量等参数。

## 2 仿真试验及结果分析

已建立的数学模型行为特性是否满足系统行为特性的精度要求,即证实模型的“输入—输出”变化与实际系统的“输入—输出”变化是否有较高的吻合度,就需要通过仿真试验对模型进行验证。文中采用稳态检测和动态试验方法对脱硫塔模型进行了验证。

### 2.1 稳态检测及分析

#### 2.1.1 稳态参数对比

在设计工况下,系统达到稳定时主要性能指标的设计值与仿真值的比较如表 1 示。

表 1 主要性能指标对比

项目	设计值	仿真值
浆液 pH 值	5.0	5.13
脱硫效率 $\eta/\%$	>95.0	96.5
石灰石消耗量 $m\text{CaCO}_3/(\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$	4 000	3 913
石膏产量 $m\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}/\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	7 416	7 382
固相 $\text{CaCO}_3$ 含量 $e/\%$	2.912	2.736
石灰石浆液流量 $Q_r/(\text{M}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	11.65	11.38

可见两者基本一致,证明模型有较高的稳态

精度。

### 2.1.2 稳态仿真曲线及分析

如图 2、3 所示,通过仿真曲线与现场实测数据对比,模型计算结果与实际工程现场测试数据较为吻合。其中“▲”为实测值。

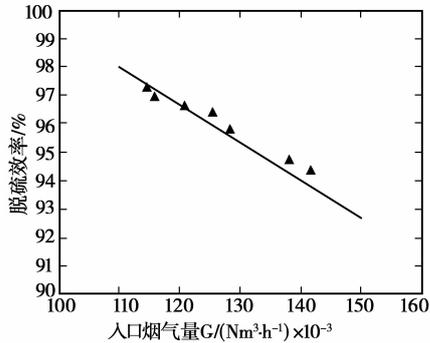


图 2 入口烟气流量与脱硫效率的关系

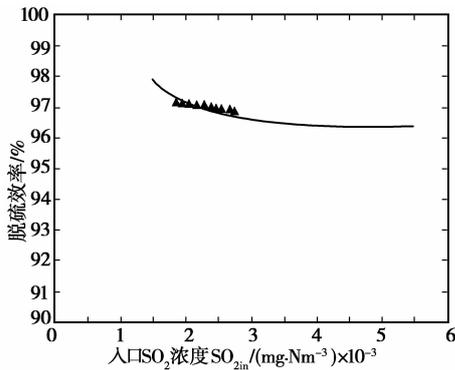


图 3 入口二氧化硫浓度与脱硫效率的关系

由图 2 可以看出,在浆液喷淋量不变的情况下,入口烟气量增加,则液气比降低,气液传质阻力增大,不利于  $\text{SO}_2$  的吸收,即脱硫效率随入口烟气量的增加而下降。

由图 3 可以看出,喷淋量不变的情况下,入口  $\text{SO}_2$  浓度增加,则  $\text{Ca}/\text{S}$  比降低,液相  $\text{pH}$  值减小,液膜传质阻力增大,不利于  $\text{SO}_2$  的吸收,即脱硫效率随入口  $\text{SO}_2$  浓度增加而下降。

## 2.2 动态仿真试验及分析

在模型稳态下,通过边界参数的阶跃扰动进行了一系列仿真试验,并分析扰动添加后系统状态参数的变化曲线,以验证模型的正确性。选择介绍其中 2 个试验如下:

### 1) 循环浆液流量扰动试验

在仿真运算达到平衡后,保持烟气量、入口烟气中  $\text{SO}_2$  分压、石灰石浆液量以及浆液浓度不变,将循环浆液量减少 5%,系统的脱硫效率  $\eta$  及浆液固相中碳酸钙质量百分含量  $e$  变化如图 4、5 所示。

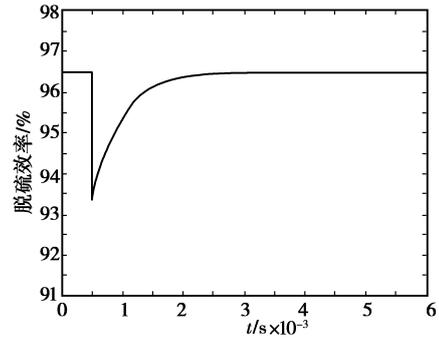


图 4 脱硫效率随循环浆液量的动态变化曲线

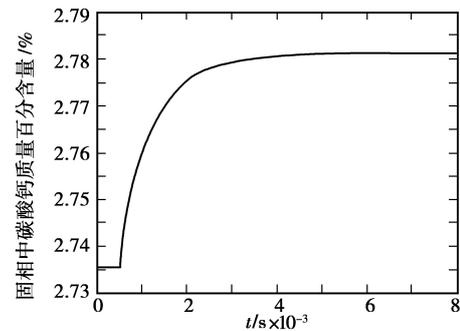


图 5  $e$  随循环浆液量的动态变化曲线

由图可见:循环浆液流量减小, $e$  也增大, $\eta$  则先迅速减小,后回升。这是由于循环浆液量减小,液气比快速降低,脱硫效率和  $\text{SO}_2$  液相浓度也急剧降低,而  $\text{SO}_2$  液相浓度降低又有利于  $\text{SO}_2$  的吸收,故脱硫效率又缓慢回升;总脱硫效率是减小的,石灰石溶解量随之减小,浆液中固相石灰石的含量就增大。

### 2) 入口烟气中 $\text{SO}_2$ 分压扰动试验

仿真运算达到平衡后,保持液气比不变,将入口烟气中的  $\text{SO}_2$  分压阶跃增大 5%,系统的脱硫效率及浆液固相中碳酸钙质量百分含量  $e$  变化如图 6、7 所示。

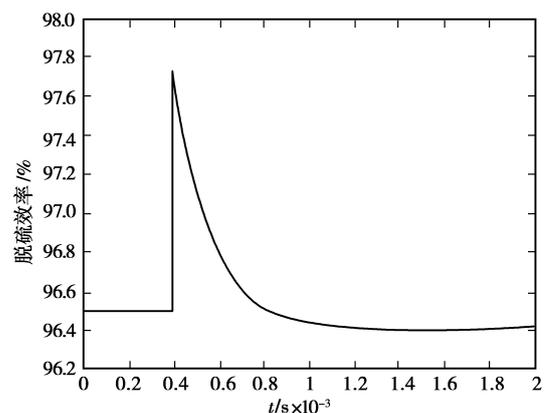


图 6 脱硫效率随  $\text{SO}_2$  分压的动态变化曲线

由图可见:由于  $\text{SO}_2$  分压突然增大,对吸收塔中化学反应的影响有一定延迟,导致  $\text{SO}_2$  吸收率的

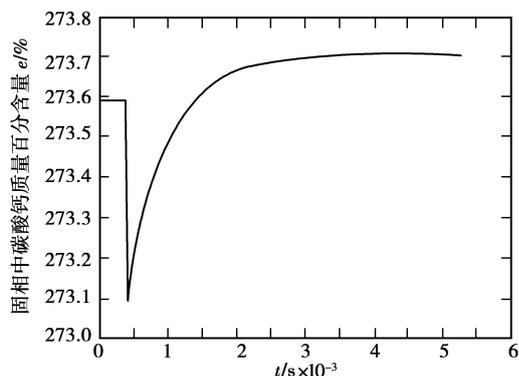


图 7  $e$  随  $\text{SO}_2$  分压的动态变化曲线

计算值增大,后随  $\text{SO}_2$  液相浓度增大,不利于  $\text{SO}_2$  吸收,脱硫效率则下降;而碳酸钙的溶解量先随脱硫效率的增大而增大,后随脱硫效率的减小而减小,对应浆液固相中碳酸钙质量百分含量先急剧减小,后缓慢回升。

从石灰石/石膏湿法烟气脱硫的化学反应机理<sup>[9-11]</sup>出发,通过对上述动态实验结果的分析,证明了模型的仿真曲线变化趋势是合理的。

### 3 结 语

文中建立的某火电厂 660MW 机组湿法烟气脱硫喷淋塔的简化数学模型,已经应用于其培训仿真机的开发中,实践证明,对其模型的简化合理,能满足培训仿真的需求。

#### 参考文献:

- [1] 赵鹏高. 加快火电厂烟气脱硫产业化发展的建议[J]. 中国电力, 2006, 1: 103-105.  
ZHAO PENG-GAO. Proposition for accelerating the industrialize development of flue gas desulphurization in thermal plants [J]. China Electric Power, 2006, 1: 103-105.
- [2] 陈振峰. 燃煤电厂烟气脱硫技术综述[J]. 综述专论, 2005, 3: 50-52.  
CHEN ZHEN-FENG. Overview of flue gas desulphurization in thermal power plant [J]. Special Discussion of Overview, 2005, 3: 50-52.
- [3] 中国电力联合会. 火电厂烟气脱硫脱硝技术研讨会论文集[C]. 北京: 中国电力杂志社, 2005.
- [4] CLAIR N, SAWYER, PERRY L, et al. Chemistry for Environmental Engineering and Science (Fifth Edition). [s: l]: Published by The McGraw-Hill Companies, 2003.
- [5] GUPTA A K, DUBEY D K, KAUSHIK M P. A simple and economical chemical neutralization method for the destruction of sulfur mustard and its analogues[J]. Journal of Hazardous Materials, 2007, 139(1): 154-159.
- [6] EDEN D, LUCKAS M. A heat and mass transfer model for simulation of flue gas treatment by the limestone scrubbing process Chem Ing [J]. Tech, 1998, 70 (1): 160-164.
- [7] 胡满银, 李立锋, 赵毅. 湿式石灰石/石膏法烟气脱硫仿真数学模型的研究[J]. 华北电力大学学报, 2005, 32(6): 84-88.  
HU MAN-YIN, LI LI-FENG, ZHAO YI. Mathematical model for Simulation of wet limestone-gypsum flue gas desulphurization [J]. Journal of HUA BEI Electric Power University, 2005, 32(6): 84-88.
- [8] 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): 25-28.  
YANG YUN-HUA. The kinetics mathematical model and solution of wet limestone flue gas desulphurization[J]. Design and Study on Engineering, 2006(120): 25-28.
- [9] 刘艳, 焦晓峰, 温高. 湿法烟气脱硫机理分析探讨[J]. 热力发电, 2006(1): 25-27.  
LIU YAN, JIAO XIAO-FENG, WEN GAO. Analysis and discussion of the wet flue gas desulphurization mechanism [J]. Thermal Power Generation, 2006(1): 25-27.
- [10] WARYCH J, SZYMANOWSKI M. Model of the wet limestone flue gas desulphurization process for cost optimization [J]. Ind Eng Chem Res, 2001, 40: 2597-2610.
- [11] 李海, 管一明, 王飞. 影响湿式石灰石烟气脱硫系统脱硫效率的因素分析[J]. 电力环境保护, 2007, 2(3): 28-30.  
LI HAI, GUAN YI-MING, WANG FEI. Analysis of the influent factors in wet limestone flue gas desulphurization system [J]. Electric Power Environment protector, 2007, 2(3): 28-30.
- [12] ROB KLAASSEN. Achieving Flue Gas Desulphurization with Membrane Gas Absorption [J]. Feature Aarticle, 2003, 3: 26-28.
- [13] M H FAZEL ZARANDI, O TORABI KASBI. Type-2 fuzzy modeling for desulphurization of ste-el process [J]. Expert Systems with Applications, 2007, 32(1): 157-171.
- [14] HELLE G NYGAARD. Full-scale of measurements of  $\text{SO}_2$  gas phase concentrations and slurry compositions in a wet flue gas desulphurisation spray absorber [J]. Fuel, 2004, 83: 115-1164.
- [15] SUYADAL Y. Deactivation Model for dry desulphurization of simulated flue gas with calcined limestone in a fluidized-bed reactor [J]. Fuel, 2005, 84(12): 1705-1712.

(编辑 陈移峰)