

湿法脱硫的一维数值计算模型

张晓东¹, 杜云贵², 郑永刚², 康 顺¹

(1. 华北电力大学能源与动力工程学院, 北京市 昌平区 102206;

2. 重庆大学, 重庆市 沙坪坝区 400044)

One-dimensional Numerical Modeling of Wet Flue Gas Desulfurization Process

ZHANG Xiao-dong¹, DU Yun-gui², ZHENG Yong-gang², Kang Shun¹

(1. School of Energy and Power Engineering, North China Electric Power University, Changping District, Beijing 102206, China;

2. Chongqing University, Shapingba District, Chongqing 400044, China)

ABSTRACT: Theoretical model of absorption process inner a spray tower is important for design optimization of limestone-gypsum wet flue gas desulphurization (FGD) system. The variations of materials' concentration in the absorption zone are simplified to be one dimensional. The computation space is discretized into control volumes. Based on the discretization, and employing control volume equations of material and chemical reaction equilibrium, a numerical calculation model is established. An example computation of the spray tower of a domestic 200 MW class unit's wet FGD system is introduced. The results show that this numerical model is helpful for design optimization and system simulation.

KEY WORDS: flue gas desulphurization; spray tower; numerical calculation; design optimization

摘要: 喷淋塔的理论模型研究对于提高石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统的设计水平具有重要意义。该文研究喷淋塔内SO₂的吸收过程,对吸收区内的物质成分变化进行一维简化假设。在对计算区域进行离散化的基础上,利用反映气液两相之间物质平衡和液相内化学反应平衡的控制容积方程,建立脱硫过程的一维数值计算模型,讨论了模型参数的设置方式。以国内某200MW火电机组烟气脱硫系统的喷淋塔为例,进行算例分析。计算结果表明,文中建立的数值计算模型对于喷淋塔优化设计具有指导意义,同时也可应用于系统仿真。

关键词: 烟气脱硫; 喷淋塔; 数值计算; 优化设计

0 引言

随着环保要求的日益提高,我国的电站脱硫产业得到了快速发展。目前大部分烟气脱硫工程是采用喷淋式吸收塔的石灰石-石膏湿法脱硫工艺,国内外也开展了针对喷淋塔内流动和吸收过程的研

究工作^[1-7]。喷淋塔内的传质与化学反应过程十分复杂,目前工程设计中仍然经常需要依赖国外提供的经验公式,这些公式通常以喷淋塔整体的运行效果作为考察对象,往往不能反映参数变化过程。

本文对喷淋塔内的流场和温度场进行了简化假设,通过对计算区域的离散化和应用反映物质平衡和化学反应平衡的控制容积方程,建立了喷淋塔内吸收区的一维数值计算模型,给出了模型参数的确定方式,以国内200MW火电机组烟气脱硫系统的喷淋塔为例,进行了算例分析。采用该数值计算模型,将有助于喷淋塔的设计优化。

1 计算区域的离散化

利用CFD技术进行的喷淋式吸收塔内的流场研究表明,在有喷淋的条件下,吸收区烟气速度沿水平截面的分布基本均匀^[8]。本文中假定喷淋塔内吸收区的参数分布是一维、稳态的,即参数只沿垂直方向变化,液滴内化学反应和气液两相之间的传质过程均处于平衡状态,烟气和液滴分别具有均匀一致的上升和下落速度。同时,为简化分析,不考虑液滴的蒸发和塔内传热,而采用塔内吸收区的平均温度来确定相关物性参数。由于气液两相之间的物质交换量与其流量相比甚小,假设烟气和浆液的总体积流量沿流动方向分别不变。

取浆液池液面至喷淋层的柱形空间为计算域,高度为 h , m , 截面面积为 S , m^2 。设烟气流量为 G , m^3/s , 浆液流量为 L , m^3/s 。将计算域沿垂直方向划分为 N 个等高的控制体(如图1所示),从上至下依次标号为 $2, 3, \dots, N+1$, 每个控制体的容积为 $C_v = hS/N$ 。塔内烟气的平均流速为 $v_g = G/S$, m/s 。假设喷淋

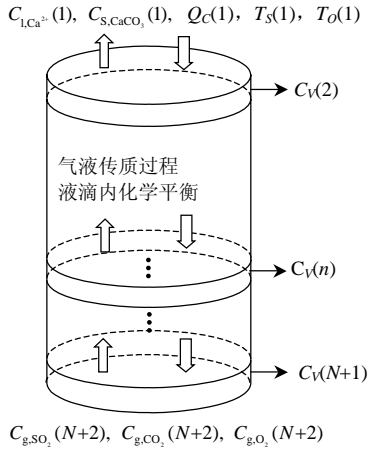


图1 吸收区的一维离散化

Fig. 1 One dimension discretization of the rain zone

的液滴为直径均匀的球形，直径为 d_d ，m，液滴在烟气中为相对于烟气的自由落体运动，则液滴所受的重力等于烟气对液滴的摩擦阻力^[9]：

$$\frac{4}{3}\pi\left(\frac{d_d}{2}\right)^3\rho_l g = C_d\pi\left(\frac{d_d}{2}\right)^2\frac{\rho_g v_r^2}{2} \quad (1)$$

可得

$$v_r^2 = \frac{4d_d\rho_l g}{3C_d\rho_g}\pi \quad (2)$$

式中： v_r 为液滴对烟气的相对速度，m/s； ρ_l 为液滴的密度， kg/m^3 ； ρ_g 为烟气密度， kg/m^3 ， g 为重力加速度， m/s^2 ； C_d 为阻力系数，当雷诺数在2~2000范围内，按下式计算：

$$C_d = \frac{24}{Re}(1 + 0.15Re^{0.687}) \quad (3)$$

单位时间内，流过喷淋塔水平截面的液滴的数量为 $L/[\frac{4}{3}\pi(d_d/2)^3]$ ，这些液滴扫过的容积为 $S(v_r - v_g)$ ，则塔内单位体积内液滴的数量为

$$N_d = \frac{3L}{4\pi(d_d/2)^3 S(v_r - v_g)} \quad (4)$$

控制体内液滴与烟气接触的表面积为

$$A_{in} = N_d 4\pi(d_d/2)^2 C_V = \frac{6LC_V}{d_d S(v_r - v_d)} \quad (5)$$

每个控制容积内液滴的总体积为

$$V_1 = (LC_V)/[S(v_r - v_d)] \quad (6)$$

2 一维数值计算模型

对于控制容积 $C_V(n)$ ，稳态时参数不随时间变化，由 $C_V(n+1)$ 流入的气相成分 SO_2 为： $C_{g, \text{SO}_2}(n+1) \cdot G(n+1)$ ，流入 $C_V(n-1)$ 的气相成分 SO_2 为： $C_{g, \text{SO}_2}(n) \cdot G(n)$ ，控制容积内气相成分 SO_2 被液滴吸收的数

量为

$$k_{g, \text{SO}_2} A_{in} \left\{ C_{g, \text{SO}_2}(n) - H_{\text{SO}_2} \left[1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, \text{H}^+}(n)} + \frac{K_{S1} K_{S2}}{C_{l, \text{H}^+}^2(n)} \right]^{-1} \max(T_S(n) - T_O(n), 0) \right\} \quad (7)$$

三者平衡，可得

$$C_{g, \text{SO}_2}(n) = \{ [G(n+1)C_{g, \text{SO}_2}(n+1) + k_{g, \text{SO}_2} A_{in} H_{\text{SO}_2} \cdot (1 + \frac{K_{S1}}{C_{l, \text{H}^+}(n)} + \frac{K_{S1} K_{S2}}{C_{l, \text{H}^+}^2(n)})^{-1} \max(T_S(n) - T_O(n), 0)] / (G(n) + k_{g, \text{SO}_2} A_{in}) \} \quad (8)$$

类似地，可得气相成分 CO_2 和 O_2 的离散化计算模型为：

$$C_{g, \text{CO}_2}(n) = \{ [G(n+1)C_{g, \text{CO}_2}(n+1) + k_{g, \text{CO}_2} A_{in} H_{\text{CO}_2} Q_C(n) (1 + \frac{K_{C1}}{C_{l, \text{H}^+}(n)} + \frac{K_{C1} K_{C2}}{C_{l, \text{H}^+}^2(n)})^{-1} / (G(n) + k_{g, \text{CO}_2} A_{in}) \} \quad (9)$$

$$C_{g, \text{O}_2}(n) = \{ [G(n+1)C_{g, \text{O}_2}(n+1) + k_{g, \text{O}_2} A_{in} H_{\text{O}_2} \cdot \frac{1}{2} \max(T_O(n) - T_S(n), 0)] / (G(n) + k_{g, \text{O}_2} A_{in}) \} \quad (10)$$

式中： $C_{g, \text{SO}_2}(N+2)$ 、 $C_{g, \text{CO}_2}(N+2)$ 、 $C_{g, \text{O}_2}(N+2)$ 为烟气入口边界条件； $k_{g, X}$ 为成分 X 的传质系数； H_X 为成分 X 的亨利常数，计算中由下向上逐层计算至 $C_V(2)$ 。对于液相中的 CaCO_3 固体成分，单位时间内由 $C_V(n-1)$ 进入 $C_V(n)$ 的数量为 $L(n-1)C_{s, \text{CaCO}_3}(n-1)$ ，由 $C_V(n)$ 流入 $C_V(n+1)$ 的数量为 $L(n)C_{s, \text{CaCO}_3}(n)$ ，在控制容积内被溶解的数量为 $\frac{3C_{s, \text{CaCO}_3}(n)}{\rho_m r \sigma} k_{l, \text{H}^+} \cdot C_{l, \text{H}^+}(n)V_1$ ，三者平衡，可得

$$C_{s, \text{CaCO}_3}(n) = \frac{L(n-1)C_{s, \text{CaCO}_3}(n-1)}{L(n) + \frac{3}{\rho_m r \sigma} k_{l, \text{H}^+} C_{l, \text{H}^+}(n)V_1} \quad (11)$$

溶液中的 Ca^{2+} 因为 CaCO_3 的溶解而增加，平衡方程为

$$C_{l, \text{Ca}^{2+}}(n) = \{ [L(n-1)C_{l, \text{Ca}^{2+}}(n-1) + \frac{3C_{s, \text{CaCO}_3}(n)}{\rho_m r \sigma} k_{l, \text{H}^+} C_{l, \text{H}^+}(n)] / [L(n)] \} \quad (12)$$

对于吸收区，控制容积内 Q_C 的增量来自于 CaCO_3 的溶解和液滴对 CO_2 的吸收，其平衡方程为 $Q_C(n) = \{ [Q_C(n-1)L(n-1) + k_{g, \text{CO}_2} A_{in} C_{g, \text{CO}_2}(n) + [3C_{s, \text{CaCO}_3}(n)/(\rho_m r \sigma)] k_{l, \text{H}^+} C_{l, \text{H}^+}(n)V_1 \} / [L(n) +$

$$k_{g,CO_2} A_{in} H_{CO_2} \left[1 + \frac{K_{C1}}{C_{1,H^+}(n)} + \frac{K_{C1}K_{C2}}{C_{1,H^+}^2(n)} \right]^{-1} \quad (13)$$

控制容积内 $T_O(n)$ 和 $T_S(n)$ 的平衡方程需按下列次序计算：

$$\alpha_S(n) = k_{g,SO_2} A_{in} H_{SO_2} \left[1 + \frac{K_{S1}}{C_{1,H^+}(n)} + \frac{K_{S1}K_{S2}}{C_{1,H^+}^2(n)} \right]^{-1} \quad (14)$$

$$\beta_S(n) = L(n-1)T_S(n-1) + k_{g,SO_2} A_{in} C_{g,SO_2}(n) \quad (15)$$

$$\alpha_O(n) = \frac{1}{2} k_{g,O_2} A_{in} H_{O_2} \quad (16)$$

$$\beta_O(n) = L(n-1)T_O(n-1) + k_{g,O_2} A_{in} C_{g,O_2}(n) \quad (17)$$

若 $\beta_S(n) > \beta_O(n)$ ，有：

$$T_O(n) = \frac{\beta_O(n)}{L(n)} \quad (18)$$

$$T_S(n) = \frac{\beta_S(n) + \alpha_S(n) \cdot T_O(n)}{L(n) + \alpha_S(n)} \quad (19)$$

若 $\beta_S(n) \leq \beta_O(n)$ ，有：

$$T_S(n) = \frac{\beta_S(n)}{L(n)} \quad (20)$$

$$T_O(n) = \frac{\beta_O(n) + \alpha_O(n)T_S(n)}{L(n) + \alpha_O(n)} \quad (21)$$

最后，液滴内的 pH 值通过求解下式确定：

$$C_{1,H^+}(n) = \left[K_{C1} \frac{Q_C(n)}{1 + \frac{K_{C1}}{C_{1,H^+}(n)} + \frac{K_{C1}K_{C2}}{C_{1,H^+}^2(n)}} \right]^{1/2} \quad (22)$$

上述模型的计算顺序为：按烟气和浆液的入口成分进行初始化；①由 $C_V(N+1)$ 到 $C_V(2)$ ，依次计算烟气侧成分变量 $C_{g,SO_2}(n)$ 、 $C_{g,CO_2}(n)$ 、 $C_{g,O_2}(n)$ ；②再由 $C_V(2)$ 到 $C_V(N+1)$ ，依次计算浆液侧固态 $CaCO_3$ 数量 $C_{S,CaCO_3}(n)$ 和溶解成分 $C_{1,Ca^{2+}}(n)$ 、 $Q_C(n)$ 、 $T_O(n)$ 和 $T_S(n)$ ；③求解方程式(22)，更新 $C_{1,H^+}(n)$ 。回到步骤①，反复迭代至收敛。

3 模型参数的确定

本文中亨利常数定义为成分 X 的气相平衡摩尔浓度与该成分的液相摩尔浓度之比。根据文献[10]，可导出亨利常数与温度的关系为

$$H_X = \frac{1}{k_{H,X}^{298} \exp\left[C_X \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298.15}\right)\right] RT} \quad (23)$$

式中： X 可为 SO_2 、 CO_2 和 O_2 ； R 为通用气体常数； $k_{H,X}^{298}$ 是温度为 298.15 K 时以 $kmol/(m^3 \cdot Pa)$ 为单位的基准亨利常数； C_X 为常数，具体数值见表 1。

本文采用的 H_2O 、 SO_2 等物质在水中的解离平衡

常数与温度的关系式见表 2^[11-12]。表中除 K_W 外，其他常数单位为 mol/kg 。1 $mol/kg=0.001\rho_1 kmol/m^3$ ，其中 ρ_1 为浆液的密度。

表 1 亨利常数与温度的关系

Tab. 1 Temperature dependence of Henry's constant

$k_{H,SO_2}^{298} / (kmol/(m^3 \cdot Pa))$	C_{SO_2} / K	$k_{H,CO_2}^{298} / (kmol/(m^3 \cdot Pa))$
1.184×10^{-5}	3 100	3.355×10^{-7}
C_{CO_2} / K	$k_{H,O_2}^{298} / (kmol/(m^3 \cdot Pa))$	C_{O_2} / K
2 400	1.283×10^{-8}	1 700

表 2 解离平衡常数的计算式

Tab. 2 Equations for equilibrium constants

平衡常数	表达式
$K_W / (kmol/m^3)^2$	$\exp(-13445.9/T - 22.4773 \ln T + 140.932)$
$K_{S1} / (mol/kg)$	$\exp(1447.1/T - 9.11)$
$K_{S2} / (mol/kg)$	$\exp(-21.274 + 1333.4/T)$
$K_{C1} / (mol/kg)$	$\exp(235.482 - 12092.1/T - 36.7816 \ln T)$
$K_{C2} / (mol/kg)$	$\exp(220.067 - 12431.7/T - 35.4819 \ln T)$

传质过程的化学反应增强因子是经验系数，对于 SO_2 的吸收，本文参照文献[13]的实验结果进行选取。质扩散系数与温度的关系为：对于气相成分，按理想气体，质扩散系数与 $T^{1.75}/p$ 成正比^[14]；对于液相成分，按溶质在水溶液中的扩散处理，质扩散系数与 T/μ 成正比^[15]，其中 μ 为溶液的动力粘度。浆液液滴的表面张力与温度之间的关系按下式计算^[16]：

$$\sigma = 235.8 \left(\frac{647 - T}{647} \right)^{1.245} \left[1 - 0.625 \left(\frac{647 - T}{647} \right) \right] \quad (24)$$

4 算例分析

数值计算模型的原型为某电厂 200 MW 火电机组的喷淋式吸收塔，其吸收区是直径 11.5 m 的圆筒，吸收区设计高度为 7.9 m。烟气自下部流入喷淋塔，定性温度取 60 °C，烟气流量 372 m^3/s ，烟气密度 $\rho_g=1.06 kg/m^3$ ，烟气中 SO_2 的容积成分为 0.23%， CO_2 的容积成分为 12.8%， O_2 的容积成分为 6.5%。石灰石浆液自上部喷淋成液滴下落，其定性温度取为 25 °C，流量为 7.25 m^3/s ，密度为 $\rho_l=120 kg/m^3$ ，浆液中固态 $CaCO_3$ 的浓度为 3 $kmol/m^3$ ，固态 $CaCO_3$ 的千摩尔密度为 27 $kmol/m^3$ ，浆液中 Ca^{2+} 离子的初始浓度和 Q_C 的初值按饱和溶液计算，其他液相成分按新鲜浆液参数选取，其中 T_S 和 T_O 的初值取为 0。喷淋的浆液液滴粒径分布和喷嘴以及工作压力有关，本文采用均匀液滴粒径假设，按喷嘴特性取为 $d_d=0.002 m$ 。固态石灰石颗粒的大小也采用均匀粒径和球形假设，实际数值为 63 μm 筛通过率 96%，

本文综合考虑粒径分布和颗粒球形度的影响,取固态石灰石颗粒半径为 $r=10\mu\text{m}$ 。

将计算区域沿垂直方向划分为100等份,即 $N=100$,按上述参数分别设置原烟气和喷淋浆液的入口条件,迭代计算可快速收敛,部分计算结果如图2。其中, SO_2 的浓度由烟气入口的 $1.03\times 10^{-4}\text{ kmol/m}^3$ 降低到出口的 $3.489\times 10^{-6}\text{ kmol/m}^3$, CO_2 的浓度由烟气入口的 $5.687\times 10^{-3}\text{ kmol/m}^3$ 降低到出口的 $5.212\times$

10^{-3} kmol/m^3 , O_2 的浓度由烟气入口的 $2.907\times 10^{-3}\text{ kmol/m}^3$ 降低到出口的 $2.876\times 10^{-3}\text{ kmol/m}^3$ 。喷淋塔的脱硫效率 η_{SO_2} 定义为 SO_2 的进出口浓度差与入口浓度之比,此时 $\eta_{\text{SO}_2}=0.9661$ 。该喷淋塔验收测试的脱硫效率是96.7%。

由计算结果可以看出,喷淋过程中主要完成 SO_2 的吸收,浆液中 CaCO_3 的溶解较少,其溶解和反应主要在浆液池内进行。在吸收区上端的小部分

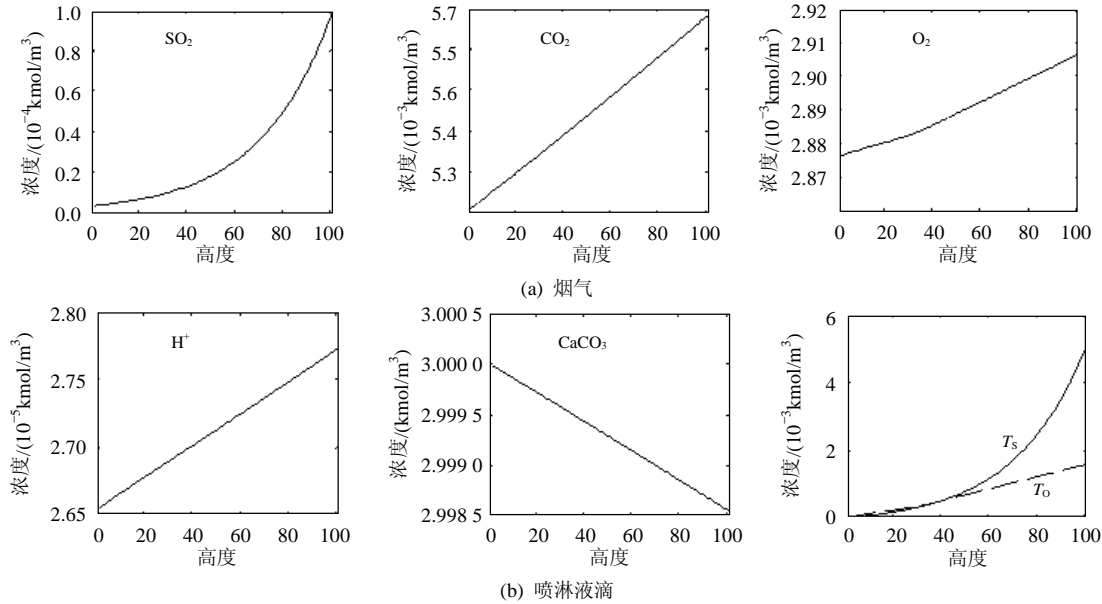


图2 烟气和喷淋液滴中各成分的浓度沿高度的变化

Fig. 2 Vertical concentration variation of different components in gas and droplets

区域,液滴内 T_0 的浓度略大于 T_S ,浆液中没有分子形态的 SO_2 ,而在吸收区下端的大部分区段, T_S 的浓度高于 T_0 的浓度,而且两者之差逐渐增大,表明溶液中分子形态的 SO_2 以及 HSO_3^- 离子和 SO_3^{2-} 离子的浓度在逐渐增加,它们将在浆液池内通过强制氧化转化为 SO_4^{2-} 离子,最终和 Ca^{2+} 离子结合形成石膏。计算表明,液滴在吸收区下落的过程中pH值略有降低,约降低0.02,平均pH值为4.566。

计算模型可以体现浆液与烟气的流量比、液滴粒径以及石灰石固体颗粒粒径等参数对脱硫效率的影响。这里只分析塔高(指吸收区的有效高度)对脱硫效率的影响。在其他参数不变的条件下,分别计算塔高为5~11m时的脱硫效率,结果如图3所示。显然,增加塔高可以延长液滴与烟气的接触时间,提高脱硫效率,不过对于本例的情况,塔高达到8m以后,脱硫效率随塔高的增加趋缓。由于浆液流量相同时,塔高的增加意味着泵功增加,因此需要进行综合优化。

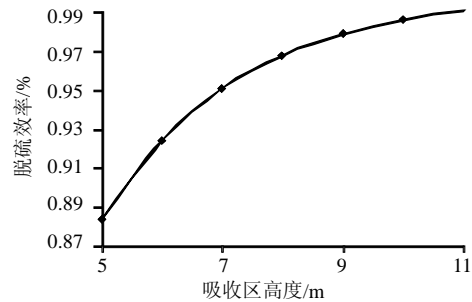


图3 吸收区高度和脱硫效率的关系

Fig. 3 Relationship between tower height and SO_2 efficiency

5 结论

本文对喷淋式吸收塔内的气液流动过程进行了简化,利用气液两相之间传质与化学反应的控制容积方程,建立了喷淋塔的一维数值计算模型,采用实际脱硫工程中喷淋塔的运行参数进行了计算。计算结果表明,该数值计算模型给出的脱硫效率和气相、液相的成分变化与实际相接近,模型计算对于喷淋塔的工程设计有一定的指导意义,同时也适合于系统仿真。

参考文献

- [1] 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
Chen Hongwei, Niu Zhiguo, Gao Jianqiang. Study on real-time simulation model of spray scrubber[J]. Power System Engineering, 2006, 22(4): 4-6(in Chinese).
- [2] 杜谦, 马春元, 董勇, 等. 石灰石-石膏湿法烟气脱硫过程的试验研究[J]. 热能动力工程, 2007, 22(2): 216-220.
Du Qian, Ma Chunyuan, Dong Yong, et al. Experimental study of limestone/gypsum based wet process flue gas desulfuration [J]. Journal of Engineering for Thermal Energy & Power, 2007, 22(2): 216-220(in Chinese).
- [3] 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.
Yang Yunhua. Dynamic mathematic model and it's solution of limestone WFGD reaction[J]. Engineering Design and Research, 2006, 120(12): 25-28(in Chinese).
- [4] 赵毅, 华伟, 王小明, 等. 湿式烟气脱硫设备中折线型挡板除雾器压降的数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(8): 215-218.
Zhao Yi, Hua Wei, Wang Xiaoming, et al. Numerical simulation of pressure drop at a vane type mist eliminator in wet FGD system [J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(8): 215-218 (in Chinese).
- [5] Brogren C, Karlsson H T. Modeling the absorption of SO₂ in a spray scrubber using the penetration theory[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(18): 3085-3099.
- [6] 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.
- [7] Soren Kiil, Helle Nygaard, Johnsson 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.
- [8] 赵喆, 田贺忠, 阿庆兴, 等. 湿式烟气脱硫喷淋塔内部流场数值模拟研究[J]. 环境污染治理技术与设备, 2005, 6(5): 16-20.
Zhao Zhe, Tian Hezhong, A Qingxing, et al. Numerical simulation of wet flue gas desulfurization spray tower[J]. Techniques and Equipment for Environmental Pollution Control, 2005, 6(5): 16-20(in Chinese).
- [9] 李荫堂, 于涛, 李军. 烟气脱硫喷淋塔内液滴停留时间[J]. 环境污染治理技术与设备, 2004, 5(10): 89-91.
Li Yintang, Yu Tao, Li Jun. Residence time of droplets in a spray scrubber for FGD[J]. Techniques and Equipment for Environmental Pollution Control, 2004, 5(10): 89-91(in Chinese).
- [10] Sander R. Compilation of henry's law constants for inorganic and organic species of potential importance in environmental chemistry (version 3)[M/OL]. Mainz: Max-Planck Institute of Chemistry, 1999. <http://www.henrys-law.org>.
- [11] Mondal M K. Experimental determination of dissociation constant, Henry's constant, heat of reactions, SO₂ absorbed and gas bubble-liquid interfacial area for dilute sulphur dioxide absorption into water[J]. Fluid Phase Equilibria, 2007, 253(2): 98-107.
- [12] 王君. 石灰石溶解特性和液柱冲击塔流场及其脱硫特性的研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2006.
Wang Jun. Research on limestone activity & flow field and desulphurization characteristics of liquid column impinging tower [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2006(in Chinese).
- [13] 张心亚, 吴元欣, 李定或. 旋转填充床中SO₂与O₂同时吸收的扩散-反应模型[J]. 化工学报, 2001, 52(11): 1021-1025.
Zhang Xinya, Wu Yuanxin, Li Dinghuo. Model of simultaneous absorption of sulfur dioxide and oxygen in aqueous solution containing mn²⁺ in rotating packed bed[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2001, 52(11): 1021-1025(in Chinese).
- [14] Baehr H D, Stephan K. Heat and mass transfer, Second, revised edition[M]. Berlin: Springer, 2006.
- [15] Perry R H, Green D W, Maloney J O. Perry's chemical engineers' handbook, 7th edition[M]. NY: McGraw-Hill, 1999.
- [16] Desch W, Horn K, Propst G. Computation of equilibrium in models of flue gas washer plants[J]. Computers and Chemical Engineering, 2006, 30(6-7): 1169-1177.

收稿日期: 2007-12-20.

作者简介:

张晓东(1969—), 男, 博士, 副教授, 主要从事热力系统节能与运行评估、电站环保以及电站设备运行声学监测等方面的研究开发工作, zxd@ncepu.edu.cn.

(责任编辑 车德竞)