

文章编号:1000-582X(2010)04-043-06

SDDA 内石灰浆滴吸收 SO₂ 的动态特性

冉景煜¹, 杜孟伊¹, 冉井旺²

(1. 重庆大学 动力工程学院, 重庆 400044; 2. 重庆烟草公司 黔江分厂, 重庆 409000)

摘要:在建立烟气喷雾干燥脱硫器(SDDA)内浆滴传热传质模型基础上,分析了3种不同粒径下浆滴温度、烟气温度的、SO₂浓度、浆滴中水分质量以及浆滴中固体质量随时间的动态变化特性。研究发现随着浆滴粒径增加,烟气及浆滴温度变化速率变缓,浆滴颗粒固体质量增加速率变缓,达到稳定的时间延长,到达稳态的质量增加,浆滴水分蒸发速率加大,浆滴吸收SO₂达到饱和的时间越长。同时,文中还将SDDA内数值计算与动态特性计算耦合起来,重点考察不同烟气温度的下粒径为80 μm的浆滴在SDDA内吸收SO₂的动态过程特性,结果表明,随着烟气温度的增加,浆滴颗粒固体质量增加速率放慢,达到稳定的时间延长,浆滴颗粒水分蒸发速率加大,吸收SO₂的效率增加,且变化加快。

关键词:喷雾干燥脱硫器;传热传质;动态特性;数值研究

中图分类号:X773

文献标志码:A

Dynamic characteristics of absorbing SO₂ by Ca(OH)₂ liquid particles in Spray Drying Desulfurization Absorber

RAN Jing-yu¹, DU Meng-yi¹, RAN Jing-wang²

(1. College of Power engineering, Chongqing University, chongqing 400044, P. R. China;

2. Qiangjiang Division of Chongqing Tobacco Industrial Co., Chongqing 409000, P. R. China)

Abstract: This paper simulated SO₂ concentration at three different CLP diameters based on the mathematic model of heat and mass transfer of Ca(OH)₂ Liquid Particles (CLP) in Spray Drying Desulfurization Absorber(SDDA), the transient characteristics of water and solid weight in CLP, the temperature of CLP, the temperature of flue gas. The results show that while the CLP diameter, the temperature change rate of CLP and flue gas in crease, the mass increasing rate of CLP decrease. At the same time, the absorbing time to stable state of CLP becomes longer, the stable mass and the vaporizing rate of CLP increase. On the other hand, coupling simulation between the numerical and transient simulation process, the transient characteristics of absorbing SO₂ for CLP are finished for CLP in SDDA at different flue gas temperature with CLP diameter 80 μm. With increasing the flue gas temperature, the mass increasing rate of CLP changes slowly, and the absorbing time to stable state of CLP also becomes longer. The SO₂ absorbing efficiency increases, and its changing rate becomes fast.

Key words: SDDA; heat and mass transfer; dynamic characteristics; numerical study

收稿日期:2009-12-17

基金项目:重庆市重点自然科学基金资助项目(CSTC, 2006BA7035);重庆市自然科学基金资助项目(CSTC, 2008BB6054)

作者简介:冉景煜(1968-),男,重庆大学教授,博士生导师,主要从事燃烧与环保等方面研究,(E-mail)Ranjy@cqu.edu.cn.

喷雾干燥法烟气脱硫技术具有占地面积小、无二次污染、无腐蚀及又有脱硫效率较高等优点而得到较为广泛的应用^[1-4],但作为其技术支撑的喷雾干燥净化机理,特别是脱硫过程中的传热传质特性的研究却显得相对落后。喷雾干燥脱硫过程是一个很复杂的流动、传热、传质与化学反应的过程,其脱硫机理到目前为止在很多方面未被很好地认识。在SO₂与碱性吸收剂的传热传质方面,早先的研究中有些学者考虑了浆滴粒径分布对脱硫反应的影响^[5],但没有考虑水膜内生成物累积对脱硫反应的影响;有些学者研究了常速干燥时间对脱硫反应的影响,认为降速干燥阶段亦可以采用常速干燥阶段的假设模型^[6-8];后来的学者在研究过程中进一步细化了模型,不仅考虑了气相和液相的传质阻力^[9-10],同时还考虑了浆液的溶解阻力;模型有些忽略了液相传质系数的影响,有些认为液膜的扩散阻力不能忽略^[11-14]。另外当前还有不少研究者也进行了相关的研究^[15-25]。但这些研究的模型大都是以静止的单颗粒浆滴为研究对象,且很少见有关碱性浆滴吸收SO₂的动态过程特性与机理的研究,因而碱性浆滴吸收SO₂的动态过程机理未被揭示,阻碍了该技术的应用和发展,所以进一步进行喷雾干燥塔内气液两相流动与传热传质动态特性的研究是非常必要的。文中在分析和建立烟气喷雾干燥脱硫器(SDDA)内浆滴传热传质模型基础上,研究了3种不同粒径下浆滴温度、烟气温度、SO₂浓度、浆滴中水分质量以及浆滴中固体质量随时间的动态变化情况,为进一步研究高效喷雾干燥法烟气脱硫技术打下基础。

1 数理模型

1.1 基本假定

1)浆滴为粒径相同的球形;2)浆滴的蒸发过程在绝热状况下进行;3)浆滴内部不发生水分和吸收颗粒的循环;4)浆滴内部温度均匀分布,且忽略化学反应热和溶解热;5)浆滴中水分的蒸发和酸性气体的吸收互不影响;6)酸性气体与浆滴的传质过程属于气相扩散控制过程,所以浆滴表面的酸性气体浓度为零。

喷雾干燥净化过程中,浆滴与烟气之间不断发生的热、质的交换,其传热和传质系数可分别用努谢尔数和舍伍德数来表示^[15]。

$$\begin{aligned} Nu &= 2 + 0.6Re^{0.5}Pr^{0.33}, \\ Sh &= 2 + 0.6Re^{0.5}Sc^{0.33}, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu &= \frac{h \cdot d_p}{\lambda_g}, Sh = \frac{k_H \cdot d_p}{D_v}, \\ Re &= \frac{d_p \cdot V \cdot \rho}{\mu}, Pr = \frac{C_g \cdot \mu}{\lambda_g}, \\ Sc &= \frac{\mu}{\rho D_v}. \end{aligned}$$

其中, Re 为雷诺数; Pr 为普朗特数; Sc 为施密特数; h 为对流换热系数, $W/(m^2 \cdot K)$; d_p 为液滴直径mm; λ_g 为烟气的导热系数, $W/(m \cdot k)$; k_H 为以湿含量表示的传质系数, m/s ; D_v 为蒸汽的扩散系数, m^2/s ; V 为烟气与液滴的相对速度, m/s ; ρ 为烟气密度, kg/m^3 ; μ 为烟气动力粘度, $Pa \cdot s$; C_g 为烟气比热, $J/(kg \cdot K)$ 。对于浆滴下降速度和气流速度相同的“准静态蒸发”,描述传质速率的薛伍德准数 $Sh=2.0$,传热速率的努谢尔准数, $Nu=2.0$ ^[4]。所以,

$$h = \frac{2\lambda_g}{d_p}, \quad k_H = \frac{2D_v}{d_p}.$$

1.2 传热模型

浆滴与烟气之间单位时间内的对流换热量 Q 由两部分组成:一部分用来浆滴蒸发 Q_e ,一部分用于加热浆滴,使浆滴温度升高 Q_h 。

根据牛顿冷却定律,烟气向浆滴传递的热量为

$$Q = hA_p(T_g - T_p), \quad (1)$$

将式 $h = \frac{2\lambda_g}{d_p}$,代入得

$$Q = 2\lambda_g \cdot \pi \cdot d_p(T_g - T_p), \quad (2)$$

水分蒸发的热量为

$$Q_e = \frac{dm_1}{dt}\lambda_w, \quad (3)$$

遵循能量守恒定律,那么用来使浆滴温度升高的热量,可通过下式计算

$$Q_h = Q - Q_e = m_p \cdot c_p \cdot \frac{dT_p}{dt}, \quad (4)$$

式中: A_p 为液滴的表面积, mm^2 ; T_g 为烟气温度, K ; T_p 为液滴温度, K ; m_1 为浆滴中水分的重量, kg ; m_p 为浆滴质量, kg ; λ_w 为汽化潜热, kJ/kg 。

在浆滴与烟气相互作用的过程中,浆滴质量的变化主要由两个方面获得,一是与酸性气体反应所引起的质量变化,这可以通过酸性气体的传质方程得出;二是表面水分蒸发所引起质量变化,可以通过下式来描述:

$$\frac{dm_1}{dt} = k_H \cdot \pi d_p^2 \cdot (Y_p^* - Y_g), \quad (5)$$

将式 $k_H = \frac{2D_v}{d_p}$ 代入,得

$$\frac{dm_1}{dt} = 2D_v \cdot \pi d_p \cdot (Y_p^* - Y_g), \quad (6)$$

其中, Y_p^* 为浆滴表面比湿度, kg 水蒸汽/kg 干空气; Y_g 为气体主体比湿度, kg 水蒸汽/kg 干空气。

由上式可以看出如果塔内烟气湿度很高, 则传质推动力将减小, 蒸发速率变小, 那么蒸发时间就延长, 对提高脱硫效率有利。

颗粒周围烟气的湿度变化由下式表示^[16]:

$$\frac{dY_g}{dt} = \frac{1 + Y_g}{\rho_g V_g} \frac{dm_1}{dt}, \quad (7)$$

假设浆滴在塔体内是均匀分布的, 则单个浆滴周围围绕的烟气量 V_g 为

$$V_g = \frac{G/3600}{N}, \quad (8)$$

$$N = \frac{G_{浆}}{\frac{1}{6}\pi d_{p0}^3 \cdot \rho_{jy}}, \quad (9)$$

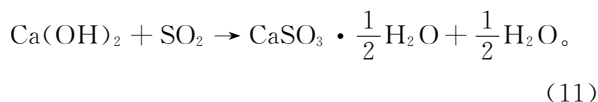
式中: G 为烟气流量, m³/h; N 为每秒钟进入吸收塔内的浆滴个数, 个/s; $G_{浆}$ 为浆液的质量流量, kg/s; ρ_{jy} 为浆液的密度, kg/m³; d_{p0} 为浆液起始粒径, m。

同时考虑气相侧能量守恒, 由可用下述表达式描述:

$$V_g \rho_g \cdot c_g \frac{dT_g}{dt} = -Q. \quad (10)$$

1.3 SO₂ 传质方程

锅炉燃烧产生的酸性气体主要是 SO₂, 这些气体进入喷雾干燥塔后与氢氧化钙发生下列反应而被除去。



酸性气体的吸收过程可认为由 4 个阶段组成: 气体由气相主体向浆滴表面扩散, 被浆滴吸收; 由浆滴表面向反应区扩散; 氢氧化钙由固相溶解到液相, 然后扩散到反应区并与酸性气体反应。

酸性气体传质方程为^[15]:

$$N_A = \frac{D_g P}{\delta R T_g P_{bm}} (P_A - P_A^*), \quad (12)$$

$$\delta = \frac{d_p}{2}.$$

对于实际烟气中酸性气体浓度而言, 漂流因数可以近似为 1^[16]; 再由假设 7 和压强与浓度之间的关系, 上式可简化为

$$N_A = 2D_g C_A / d_p, \quad (13)$$

式中: N_A 为单位时间内酸性气体的传质通量, mol/(m²·s); R 为通用气体常数; P_A 为酸性气体的分压; C_A 为酸性气体的体积浓度, mol/m³; D_g 为酸性气体的扩散系数, m²/s。

那么可以计算出浆滴中固体质量变化与酸性气

体传质通量之间的关系式:

$$M \cdot N_A \cdot A_p \cdot 10^{-3} = \frac{dm_s}{dt}, \quad (14)$$

式中, M 为吸收剂浆滴的分子量, g/mol; m_s 为浆滴中固体质量, kg。

单颗粒浆滴吸收 SO₂ 的效率为

$$\eta = \frac{C_{A0} - C_{At}}{C_{A0}} \times 100/\%, \quad (15)$$

式中, C_{A0} 为初始 SO₂ 的体积浓度; C_{At} 为 t 时刻 SO₂ 的体积浓度。

2 数值计算

2.1 数值计算方法

在入口条件已知的条件下, 计算时首先对变量赋初值, 然后选定步长, 模型中的微分方程用 Runge-Kutta 方法进行离散, 文中采用 C++ 编写模型的计算程序, 计算出各个参数随时间的动态变化规律。

2.2 模型计算参数

模型计算需要的已知参数包括烟气入口状态参数, 运行参数和石灰浆滴的特性等。具体如表 1 所示。

表 1 模型计算输入数据(基本工况)

参数	单位	数值
入口烟气温度	°C	200
烟气流量	Nm ³ ·h ⁻¹	580
烟气含湿量	kg/kg	0.06
SO ₂ 浓度	mg/m ³	1 237
干烟气分子量		28.9
近绝热饱和温度	°C	15
钙硫比		1.5
烟气在塔内的停留时间	s	12
浆滴入口直径	μm	80
浆滴入口温度	°C	20
吸收剂颗粒粒径	μm	3.5
固体吸收剂密度	kg/m ³	2 240

3 计算结果与分析

3.1 不同粒径时模型计算结果

设定的计算工况下, 计算了粒径分别为 30 μm、50 μm 和 80 μm 时烟气温度、浆滴温度、SO₂ 浓度、浆滴中水分质量以及浆滴中固体质量随时间的动态变化情况, 见图 1~6 所示。

由图 1 和图 2 可见, 当浆滴喷入干燥塔以后, 在极短的时间内被加热到烟气湿球温度, 完成了浆滴的预热。其后浆滴温度稳定在湿球温度, 烟气传给

浆滴的热量全部用于浆滴的蒸发,烟气温度随时间是逐渐下降的。当浆滴表面水分含量不能再使它保持湿润的时候,烟气传给浆滴的热量大于水分蒸发的热量,浆滴温度逐渐升高,到最后浆滴温度已经很接近烟气温度。从图中发现粒径越大,烟气及浆滴温度变化速率变缓,30 μm 、50 μm 和 80 μm 浆滴的烟气温度分别在 2 s 左右、4 s 左右和 6 s 左右保持不变,这是由于粒径越小,比表面积越大,与热烟气接触的面积就大,烟气传递给浆滴的热量就越多。

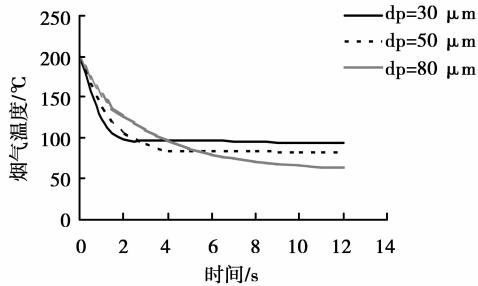


图 1 烟气温度随时间的动态变化曲线

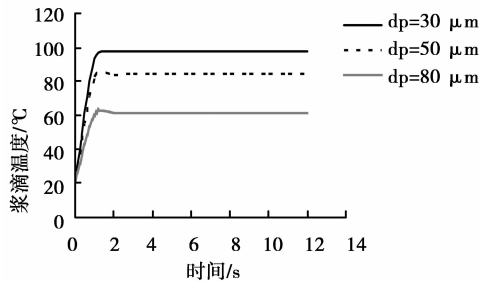


图 2 浆滴温度随时间的动态变化曲线

图 3 和图 4 分别是不同粒径的浆滴颗粒中固体质量和水份质量随时间的变化情况。在开始很短的时间内,SO₂ 溶解进入石灰溶液后,与固体吸收剂发生瞬间离子反应,故浆滴中固体质量是逐渐增大的,这部分增加的质量就是吸收了酸性气体,此段时间内吸收效率较高。随着时间的进行,固体吸收剂质量增加幅度变化不大,这主要是由于水分蒸发使得浆滴表面含湿量降低,再加上 SO₂ 与 Ca(OH)₂ 反应生成的 CaSO₃ · 1/2H₂O,在外表面形成了一个壳体,壳体的形成阻碍了酸性气体与浆滴的接触。从中发现粒径越大,SO₂ 溶解进入石灰溶液后,与固体吸收剂发生瞬间离子反应持续的时间就越长,这有利于提高吸收效率。

当浆滴喷入干燥塔内后,与热烟气接触发生传热传质,浆滴颗粒表面的水分温度迅速升高,直至蒸发掉,所以在开始很短的时间内,水分质量降低很快,并且粒径越小,水分含量越少,降低的越快,蒸发所用时间就越少。随着浆滴的蒸发,烟气的含湿量

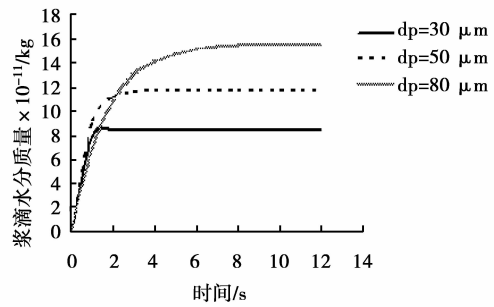


图 3 浆滴颗粒固体质量随时间动态变化曲线

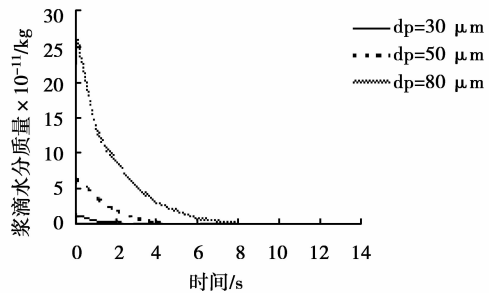


图 4 浆滴颗粒水分质量随时间动态变化曲线

增加,浆滴蒸发的驱动力减弱;而且烟气的温度也降低,造成了浆滴水分蒸发速率的下降。在达到临界含湿量后,水分蒸发速率变化基本平稳。

由图 5 可见,浆滴喷入干燥塔后,在开始很短的时间内 SO₂ 体积浓度变化幅度很大。这主要是由于浆滴表面保持湿润,使得 SO₂ 溶解进石灰溶液

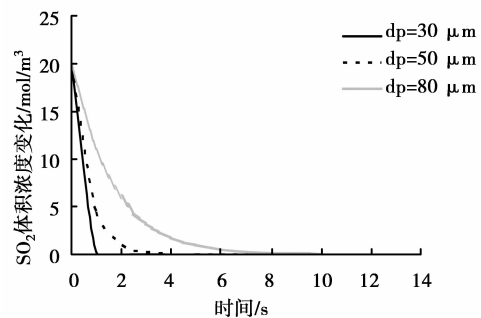


图 5 SO₂ 体积浓度随时间的动态变化曲线

后,发生瞬间的离子反应。而后随着时间的进行,由于水分蒸发使得浆滴表面含湿量降低,再加上 SO₂ 与 Ca(OH)₂ 反应生成的 CaSO₃ · 1/2H₂O,在外表面形成了一个壳体,壳体的形成阻碍了酸性气体与浆滴的接触,从而使得酸性气体体积浓度变化趋势基本已不明显,这与图 3 中浆滴颗粒固体质量变化趋势正好是相对应的。同时,发现粒径越大,单个浆滴的比表面积越小,使得 SO₂ 浓度变化越小,粒径越小,吸收速率越大。而且,浆滴粒径增大,使得浆滴颗粒数目减小,这对于吸收反应是不利的。

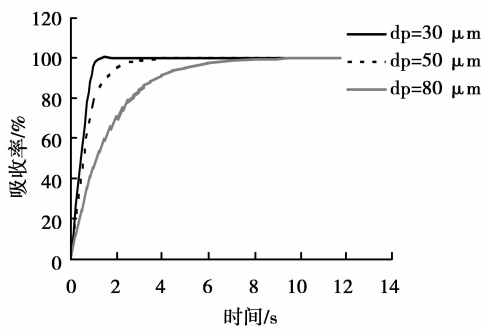


图 6 吸收效率随时间动态变化曲线

图 6 所示为干燥塔内吸收效率随时间的变化情况,可以看出随着时间的增长,吸收效率呈增加趋势。30 μm、50 μm 和 80 μm 浆滴的分别在 2 s 左右、4 s 左右和 6 s 左右吸收效率保持不变,并且都达到了 95% 以上。

3.2 不同烟气温度时计算结果

结合文献[17]研究得出的逆向喷雾模式下最佳运行参数,设定单颗粒浆滴在喷射压力为 6 MPa,烟气进口流速为 4 m/s,喷射高度为 2 m,其他参数不变的情况下,考察粒径为 80 μm 的单颗粒浆滴,把周围烟气温度沿着运动轨迹的变化作为运行参数,研究吸收 SO₂ 的动态变化特性。

根据 SDDA 内数值计算结果^[17],从浆液喷口喷出到回落,沿行程的周围烟气温度分段取值,分别取 0~2 s 为 80 °C、2~6 s 为 180 °C、6~10 s 为 110 °C 来进行浆滴动态特性研究,如图 7~10 所示。从图 7 发现 80 °C 的入口烟气在 0~2 s 时间内浆滴固体质量迅速增加,在烟气温度升高到 180 °C 的 2~6 s 时间内固体质量仍然在缓慢的增加,而在 110 °C 的 6 s 以后时间基本是不变的。

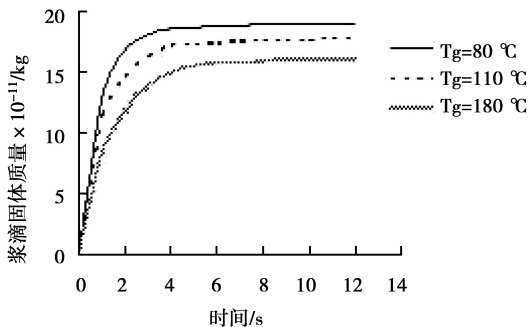


图 7 浆滴颗粒固体质量随时间动态变化曲线

其次,入口烟温的升高,使得浆液含水量增加,浆液浓度降低,由于浆滴粒径不变,所以单个浆滴的水分含量增大,单位时间进入塔内的浆滴数目也增加。同时,入口烟温升高,使得烟气与浆滴的传热温

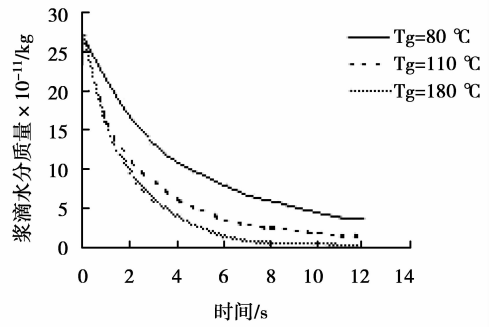


图 8 浆滴颗粒水分质量随时间动态变化曲线

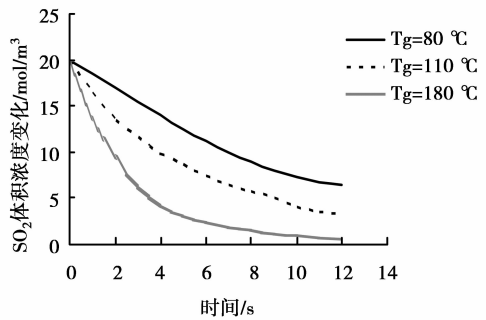


图 9 SO₂ 体积浓度随时间的动态变化曲线

差也增大,导致水分蒸发速率增大,分析表明,传热温差越低,干燥所用时间就越长,反之则越短。从图 8 发现 80 °C 的入口烟气在 0~2 s 时间内浆滴水分质量迅速减小,但是在烟气温度升高到 180 °C 的 2~6 s 时间内水分质量依然大幅度减少,而在 110 °C 的 6 s 以后时间基本是缓慢的减少。

另外,入口烟温升高,浆滴的温度也会随之上升,这使得 SO₂ 的溶解度变小,使得单个浆滴吸收 SO₂ 的量减小(如图 9 所示),入口烟温越高,SO₂ 浓度变化越小。80 °C 的入口烟气在 0~2 s 时间内 SO₂ 浓度有所减小,但在烟气温度升高到 180 °C 的 2~6 s 时间内才有大幅度的减小,在 110 °C 的 6 s 以后时间内缓慢减小。

因此,入口烟温升高使得干燥时间减小,吸收 SO₂ 的量减小,这对于吸收反应是不利的。但是,由于烟温升高使得浆滴颗粒数目增加,反应面积增大,又对吸收反应是有利的,综合分析表明其还是对吸收反应有利的。如图 10 所示,在 80 °C 的入口烟气在 0~2 s 时间内吸收效率只达到了 16%,但在烟气温度升高到 180 °C 的 2~6 s 时间内吸收效率已经达到了 87%,在 110 °C 的 6 s 以后时间吸收效率也一直维持在 84% 左右。

4 结 论

文中根据质量守恒定律、能量守恒定律以及化

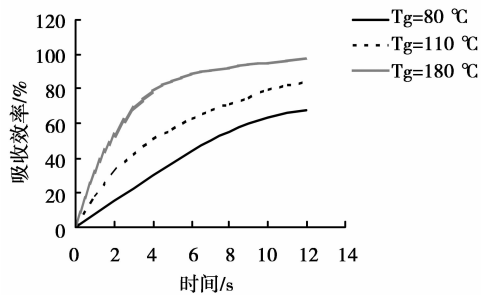


图 10 吸收效率随时间动态变化曲线

学反应基本原理,建立了烟气喷雾干燥器内浆滴传热质数学模型,进行烟气喷雾干燥器内浆滴吸收 SO_2 的动态特性数值分析,得出以下主要结论:

1)SDDA 内浆滴粒径越大,烟气及浆滴温度变化速率变缓,浆滴颗粒固体质量增加速率变缓,达到稳态的时间延长,到达稳态的质量增加,浆滴水分蒸发速率加大。

2)SDDA 内浆滴粒径越小,浆滴吸收 SO_2 达到饱和的时间越短,30 μm 、50 μm 和 80 μm 浆滴分别在 2 s、4 s 和 6 s,其吸收效率可达 95% 以上。

3)SDDA 内数值计算与动态特性计算耦合起来考察不同烟气温度下粒径为 80 μm 的浆滴吸收 SO_2 的动态过程特性表明,随着烟气温度增加,浆滴颗粒固体质量增加速率放慢,达到稳态的时间延长,浆滴颗粒水分蒸发速率加大,吸收 SO_2 的效率增加,且变化加快。

参考文献:

- [1] 高翔,骆仲映,倪明江,等. 喷钙脱硫系统中增湿活化装置的脱硫性能研究—模型的建立[J]. 中国电机工程学报,1999,19(1):26-30.
- GAO XIANG, LUO ZHONG-YANG, NI MING-JIANG, et al. Study on desulfurization characteristic in CaO activation reactor of limestone injection FGD system [-mathematics model[J]. Proceeding of CSEE, 1999,19(1):26-30.
- [2] HILL F F, ZANK J. Flue gas desulphurization by spray dry absorption [J]. Chemical Engineering and Processing, 2000, 39(1): 45-52.
- [3] 展锦程,冉景煜,孙图星. 烟气脱硫吸收塔反应过程的数值模拟及试验研究[J]. 动力工程,2008,28(3): 433-446.
- ZHAN JIN-CHENG, RAN JING-YU, SUN TU-XING. Numerical simulation and experimental study on desulfurization process in FGD absorbers[J]. Journal of Power Engineering,2008,28(3):433-446.
- [4] 杜孟伊,冉景煜,张力,等. 喷雾干燥脱硫塔内烟气流动及浆滴蒸发特性数值模拟[J]. 三峡环境与生态,

2008,1(1): 41-48.

DU MENG-YI, RAN JING-YU, ZHANG LI, et al. Numerical simulation on the characteristics of flue gas flow and slurry drops evaporation in spray drying thionizer[J]. Environment and Ecology in the Three Gorges,20081(1): 41-48.

- [5] JOZEWICZ W, ROCHELLE G T. Modeling of SO_2 removal by spray dryers [C]//Proceedings: First Pittsburgh coal conference 1984, pittsburgh PA, USA Pittsburgh: [s. n],1984.
- [6] WENTZ T H, THYGESON J R. Handbook of separation technique for chemical engineers[M]. New York, USA: McGraw-Hill, professional, 1979: 132-139.
- [7] RANZ W F, MARSHALL W R. Evaporation from drops[J]. Chemical Engineer Process, 1952, 48(3), 141-151.
- [8] PATRIDGE G P. Mathematical model of sulfur dioxide absorption into a calcium hydroxide slurry in a spray dryer [C]// 1989Spring National Meeting AICHE, Houston TX:[s. n],1989:78-85.
- [9] DAMLE A S. Modeling of SO_2 removal in spray dryer flue gas desulfurization system[S]. [s. l]:EPA,1985: 95-116.
- [10] MAIBODI. Simulation of spray dryer absorber for removal of SO_2 from flue gases [C]// Proceedings: Tenth symposium on flue gas desulfurization, May 1987, Atlanta, Ga, USA. Atlanta:[s. n]:1987:13-27.
- [11] DANTULURI S R. Mathematical model of sulfur dioxide absorption into a calcium hydroxide slurry in a spray dryer[J]. Separation Science and Technology, 1990,25(13/15):13-15.
- [12] HARRIOT P. Modeling the gas liquid phase resistance in the dry scrubbing process for SO_2 removal[C]// Proceedings: Third Pittsburgh coal conference,pittsburgh, PA, USA Pittsburgh:[s. n],1986:220-230.
- [13] MARKUS R, HORST C, HOFFMANN U. Experimental and theoretical investigations of a spray dryer with simultaneous chemical reaction[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(4): 1657-1665.
- [14] KADJA M, BERGELES G. Modelling of slurry droplet drying[J]. Applied Thermal Engineering,2003, 23(7):829-844.
- [15] 蒲舸,张力,辛明道. 垃圾焚烧烟气喷雾干燥净化分析 [J]. 重庆大学学报:自然科学版,2004,27(11):84-87.
- PU GE, ZHANG LI, XING MING-DAO. Analysis of spray dry scrubbing of MSW incineration flue gas [J]. Journal of Chongqing University: Natural Science Edition, 2004,27(11):84-87. (下转第 59 页)

- (3):402-406.
- [11] KAIR V, TEZDUY T. 3D Computing of unsteady flows around circular cylinder[J]. *Parallel Computing*, 1997, 23(9):1235-1248.
- [12] 李文春,金哈辉,任安禄,等.气固两相三维圆柱绕流的直接数值模拟[J]. *工程热物理学报*, 2006, 27(5): 808-810.
LI WEN-CHUN, JIN HAN-HUI, REN AN-LU, et al. Direct numerical simulation of gas-solid two-phase 3d wake of a circular cylinder[J]. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2006, 27(5):808-810.
- [13] 樊建人,胡桂林,姚军,等.气固两相圆柱绕流的直接数值模拟[J]. *工程热物理学报*, 2003, 24(3):433-436.
FAN JIAN-REN, HU GUI-LIN, YAO JUN, et al. Direct numerical simulation of particle dispersion in the temporal wake of a circular cylinder[J]. *Journal of Engineering Thermophysics*, 2003, 24(3):433-436.
- [14] 罗坤,陈松,蔡丹云,等.气固两相圆柱绕流近场特性的实验研究[J]. *中国电机工程学报*, 2006, 26(24): 116-120
LUO KUN, CHEN SONG, CAI DAN-YUN, et al. Experimental study of flow characteristics in the near field of gas-solid two-phase circular cylinder wakes[J]. *Proceedings of the CSEE*, 2006, 26(24): 116-120
- [15] 李万平,陈波,郭双喜.近壁圆柱绕流积沙线的形成机理研究[J]. *华中科技大学学报:自然科学版*, 2007, 35(8):112-115.
LI WAN-PING, CHEN BO, GUO SHUANG-XI. Experimental study on the sand accumulation phenomenon in flow around a circular cylinder near to a plane wall[J]. *Journal of huazhong university of science and technology: nature science*, 2007, 35(8):112-115.
- [16] 刘海生,贺会群,艾志久,等. 诺应力模型对旋流器内流场的数值模拟[J]. *计算机仿真*, 2006, 23(9): 243-245, 271.
LIU HAI-SHENG, HE HUI-QUN, AI ZHI-JIU, et al. Numerical simulation of inner flow field in hydrocyclone with RSM Model [J]. *Computer Simulation*, 2006, 23(9): 243-245, 271.
- [17] 张兆顺,崔桂香,许春晓.湍流大涡数值模拟的理论和应用[M].北京:清华大学出版社, 2008.

(编辑 陈移峰)

~~~~~

(上接第 48 页)

- [16] 周敏.电厂烟气喷雾干燥法脱硫的理论研究[J]. *煤矿环境保护*, 1994, 8(3):28-30.  
ZHOU MIN. Theory analysis of desulfurization of flue gas with spray semi-dry method for thermal power plant [J]. *Environment protection of coal mine*, 1994, 8(3): 28-30.
- [17] 杜孟伊.喷雾干燥脱硫塔内气液两相流动与浆滴传热传质特性动态特性[D].重庆:重庆大学动力工程学院, 2008.
- [18] 蒲舸.垃圾与煤循环流化床混烧污染物生成与净化特性研究[D].重庆:重庆大学动力工程学院, 2006.
- [19] LIU Z S. Advanced experimental analysis of the reaction of  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  with HCl and  $\text{SO}_2$  during the spray dry scrubbing process[J]. *Fuel*, 2005, 84(1):5-11.
- [20] SCALA F, D ASCENZO M, LANCIA A. Modeling flue gas desulphurization by spray-dry absorption[J]. *Separation and Purification Technology*, 2004, 34(1): 143-153.
- [21] STEIN J, KIND M, SCHLUNDER E-U. The influence of HCL on  $\text{SO}_2$  absorption in the spray dry scrubbing process[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2002, 86(1/2):17-23.
- [22] LI X H, KUMAR K, MUJUMDAR A. A comparative study of a spray dryer with rotary disc atomizer and pressure nozzle using computation fluid dynamic simulation[J]. *Chemical Engineering and Processing*, 2006, 45(6):461-470.
- [23] 李国莲.干法烟气脱硫过程的数值模拟[J]. *能源环境保护*, 2008, 22(6):13-38.  
LI GUO-LIAN. Study on numerical simulation of flue gas desulfurization process [J]. *Energy environment protection*, 2008, 22(6):13-38.
- [24] 王乃华,滕斌,高翔,等.半干法烟气脱硫整体化模型[J]. *动力工程*, 2008, 28(5):774-778.  
WANG NAI-HUA, TENG BIN, GAO XIANG, et al. Integrated modeling of semi-dry flue gas desulfurization [J]. *Journal of Power Engineering*, 2008, 28(5): 774-778.
- [25] 韩方亮,黎国华,许宁.喷雾干燥烟气脱硫塔流场数值模拟[J]. *中国水运*, 2006, 6(10):64-66.  
HAN FANG-LIANG, LI GUO-HUA, XU NING. The numerical simulation of the flow field inside absorber of fgd by spray drying[J]. *China Water Transport*, 2006, 6(10):64-66.

(编辑 陈移峰)