

2-15-2019

Design and Research on Simulation Model of Limestone-Wet Flue Gas Desulfurization Absorption Tower

Zhang Yue

Hebei Engineering Research Center of Simulation & Optimized Control for Power Generation, North China Electric Power University, Baoding 071003, China;

Han Pu

Hebei Engineering Research Center of Simulation & Optimized Control for Power Generation, North China Electric Power University, Baoding 071003, China;

Zhang Xiang

Hebei Engineering Research Center of Simulation & Optimized Control for Power Generation, North China Electric Power University, Baoding 071003, China;

Follow this and additional works at: <https://dc-china-simulation.researchcommons.org/journal>



Part of the [Artificial Intelligence and Robotics Commons](#), [Computer Engineering Commons](#), [Numerical Analysis and Scientific Computing Commons](#), [Operations Research, Systems Engineering and Industrial Engineering Commons](#), and the [Systems Science Commons](#)

This Original Article is brought to you for free and open access by Journal of System Simulation. It has been accepted for inclusion in Journal of System Simulation by an authorized editor of Journal of System Simulation.

Design and Research on Simulation Model of Limestone-Wet Flue Gas Desulfurization Absorption Tower

Abstract

Abstract: The mass transfer and chemical reaction processes of wet flue gas desulfurization (FGD) are very complex. It is helpful to improve the operation level of desulfurization site by studying the internal mechanism and establishing a high precision mechanism model. *The absorption tower is divided into some regions, and the modeling targets in different regions are determined. The sulfur dioxide absorption region is divided into different heights of the "cell" by the slurry droplet falling distance and exposure time. According to the motion characteristics and mass transfer process, the desulfurization efficiency and pressure drop are calculated, and the absorption efficiency calculation method and the pressure drop across the region are obtained; the PH value of the slurry zone is described as a function of the concentration of the major components in the slurry; the mist pressure drop according to velocity of flue gas is divided into low and high speeds for two stage calculations. The accuracy of the model is verified by simulation.*

Keywords

limestone wet flue gas desulfurization, absorption tower, desulfurization efficiency, pressure drop, mechanism model

Recommended Citation

Zhang Yue, Han Pu, Zhang Xiang. Design and Research on Simulation Model of Limestone-Wet Flue Gas Desulfurization Absorption Tower[J]. Journal of System Simulation, 2019, 31(2): 238-247.

石灰石—湿法烟气脱硫吸收塔仿真模型设计与研究

张悦, 韩璞, 张想

(华北电力大学 河北省发电过程仿真与优化控制工程技术研究中心, 保定 071003)

摘要: 石灰石—湿法烟气脱硫涉及的传质及化学反应过程非常复杂, 深入研究其内部机理, 建立高精度的机理模型, 有助于提高脱硫现场的运行水平。对吸收塔进行区域划分, 明确不同区域的建模目标。二氧化硫吸收区依据浆液滴下落距离及暴露时间细划成不同高度的“小室”, 根据“小室”内浆液滴的运动特征及传质过程, 计算“小室”内脱硫效率及压降, 进而获得整个区域的吸收效率及压降计算方法; 浆液区 PH 值被描述成浆液中主要组分浓度的函数; 除雾区压降依据烟气流速分成低速和高速两段计算。借助具体实例仿真, 验证了模型的精度。

关键词: 石灰石—湿法烟气脱硫; 吸收塔; 脱硫效率; 压降; 机理建模

中图分类号: TP391.9 文献标识码: A 文章编号: 1004-731X (2019) 02-0238-10

DOI: 10.16182/j.issn1004731x.joss.17-0088

Design and Research on Simulation Model of Limestone-Wet Flue Gas Desulfurization Absorption Tower

Zhang Yue, Han Pu, Zhang Xiang

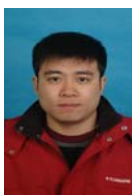
(Hebei Engineering Research Center of Simulation & Optimized Control for Power Generation, North China Electric Power University, Baoding 071003, China)

Abstract: The mass transfer and chemical reaction processes of wet flue gas desulfurization (FGD) are very complex. It is helpful to improve the operation level of desulfurization site by studying the internal mechanism and establishing a high precision mechanism model. *The absorption tower is divided into some regions, and the modeling targets in different regions are determined. The sulfur dioxide absorption region is divided into different heights of the "cell" by the slurry droplet falling distance and exposure time. According to the motion characteristics and mass transfer process, the desulfurization efficiency and pressure drop are calculated, and the absorption efficiency calculation method and the pressure drop across the region are obtained; the PH value of the slurry zone is described as a function of the concentration of the major components in the slurry; the mist pressure drop according to velocity of flue gas is divided into low and high speeds for two stage calculations. The accuracy of the model is verified by simulation.*

Keywords: limestone wet flue gas desulfurization; absorption tower; desulfurization efficiency; pressure drop; mechanism model

引言

石灰石—湿法烟气脱硫技术具备脱硫效率及



收稿日期: 2017-02-27 修回日期: 2017-04-26;
基金项目: 中央高校基本科研业务费专项资金 (2015MS65);

作者简介: 张悦(1980-), 男, 河北安国, 博士, 讲师, 研究方向为复杂系统建模与控制; 韩璞 (1959-2017), 男, 河北平泉, 学士, 教授, 研究方向为现代控制理论。

吸收剂利用率高, 副产品用途广等优点, 其应用十分广泛, 同时由于脱硫过程涉及二氧化硫的吸收, 碳酸钙的溶解, 亚硫酸盐的氧化和硫酸盐的结晶等, 传质及化学反应过程十分复杂^[1-2]。国内外大量学者对脱硫塔内的流场结构, SO₂ 吸收模型, 亚硫酸盐的结晶过程, 影响脱硫效率的因素等方面展开了研究。近些年发展起来的数值模拟在展现复杂

<http://www.china-simulation.com>

• 238 •

流体运动特性方面具有无可比拟的优势, 林永明等利用 Fluent 软件, 模拟了塔径、喷淋层数量、负荷和液气比对喷淋塔内阻力影响的程度^[3]。周山明等计算了空塔和喷淋状态下的热态流场, 得出入口处流场变化最为剧烈, 压降损失最大^[4]。Marocco L^[5]和 Kerdouss F^[6]通过数值模拟研究了脱硫塔内的气液两相流流动特征。刘嘉宇等利用数值模拟的方法对 600 MW 机组湿法脱硫烟气喷淋塔内两相流进行研究, 重点分析了不同粒径液滴的逃逸率^[7], 丁开翔等分析了脱硫塔内不同的喷淋层布置方式对流场的影响^[8], 钟允攀等利用数值模拟研究了石灰石浆液池内射流长度和氧化横向速度的分布^[9]。数值模拟能够非常真实的展现工质的动力学特征, 其结论和实际较为贴近, 但是获得的研究结果需要进一步处理才能用于其他研究场合。

除了数值模拟, 借助于实验验证也十分有效, 潘丹萍等通过模拟实验装置分析了净烟气夹带的细颗粒物物性与浆液结晶的关系^[10], 通过模拟相同的运行环境建立了亚硫酸根浓度、氧浓度和催化剂浓度对亚硫酸盐氧化反应速率的影响关系^[11-14]。

整个研究过程中, 理论的丰富和完善一直没有停歇, 贯穿始终, 霍旺从物理变化和化学反应的角度充分分析了利用膜模型, 渗透模型和表面更新模型计算脱硫塔吸收效率的过程^[15]。以理论为支撑, 通过对局部过程适当简化, 给出了相对简单的一维模型^[16]和模块化模型^[17-19], 用于实时仿真和工程应用。但是随着技术的发展和日益严峻的环保压力, 单纯以运行仿真为目的的模型并不能够满足现场的需要, 更加完整, 精度更高的模型有利于指导脱硫系统精细化运行、提高电厂经济性。

本文通过深入分析吸收塔内部工质的运行特征, 将吸收塔划分成不同的区域, 明确各区域的特征参数, 分别建立反映不同区域运行特征的机理模型, 最后通过对模型仿真数据的分析, 阐明了模型在脱硫效率和整体压降计算方面的精度, 建立的模型不仅可以作为湿法脱硫仿真系统的实时模型, 并且能够为脱硫系统优化控制提供数据支撑。

1 基于特征区域划分的吸收塔模型

借鉴流化床锅炉燃烧区域小室模型的建模思路, 将吸收塔按高度划分成不同的区域, 分别建立各区域的模型。从低到高整体上可以划分成四个区域, 石灰石浆液区, SO₂ 吸收区, 湿烟气区, 干烟气区。不同区域建模的重点不同, 石灰石浆液区重点在于 CaCO₃ 的溶解, CaSO₄ 的结晶, CaSO₃ 的氧化和结晶, SO₂ 吸收区重点在于 S 的吸收, 气液两相流的表达, 湿烟气区重点在于气液分离过程中的压降计算。不同的区域的建模方法也有所不同。各区域的建模目标如表 1 所示, 区域划分如图 1 所示。

表 1 区域划分

Tab. 1 Region division

序号	区域名称	建模目标
1	SO ₂ 吸收区	SO ₂ 吸收率, 压降
2	石灰石浆液区	浆液 PH 值, 浆液组分
3	湿烟气区	除雾效率, 压降
4	干烟气区	压降

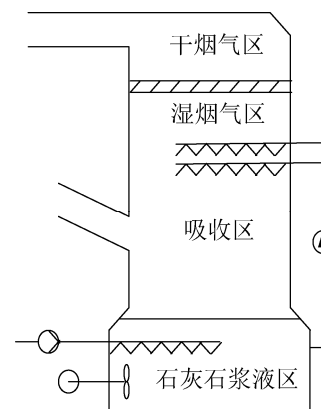


图 1 吸收塔区域划分

Fig. 1 Regional division of absorption tower

1.1 吸收区机理模型分析

根据前面的描述, 吸收区主要建立 SO₂ 吸收效率以及整个区域压降的机理模型。目前的吸收塔往往布置多层浆液喷淋, 根据机组负荷以及烟气流量, 多层喷淋可以互相组合, 因此吸收区在不同高度上气相和液相成分有明显区别, 可以进一步将吸收区按照浆液滴下落距离和暴露时间划分成若干不等高的小室, 如图 2 所示。

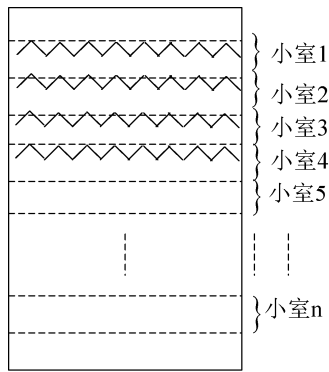


图 2 SO₂吸收区小室区域划分
Fig. 2 Cell division of SO₂ absorption zone

通过对单个液滴进行受力分析,建立单个液滴的运动方程如下:

$$\frac{du_d}{dt} = g \left(\frac{\rho_d - \rho_g}{\rho_d} \right) - \frac{3}{4} \left[\frac{\rho_g (u_d - u_g)^2 C_d}{\rho_d d} \right] \quad (1)$$

式中:液滴阻力系数 C_d 是关于雷诺数 Re_d 的函数, $C_d = 24 / Re_d (1 + 0.15 Re_d^{0.72})$, $Re_d = d |u_d - u_g| \rho_g / \mu_g$; ρ_d 为液相密度; ρ_g 气相密度直径; u_g 为气相速度; d 为液滴粒径。

液滴的粒径分布对气液两相流计算影响很大,在喷淋塔内液滴的直径大约分布在 0.2~5 mm 之间。为了较精确模拟液滴在喷淋塔内的运动,本文采用 Rosin-Rammler 模型来描述液滴的粒径分布, $Y_d = \exp[-(d/\bar{d})^n]$, 式中 \bar{d} 为液滴平均粒径,按照经验 $\bar{d} = 0.0025 \text{ m}$, $n=3$ 。

液滴的下落距离: $L = \int u_d dt$, 根据液滴下落距离,合理选择模型仿真步距,也可以同时计算出浆液滴在吸收区的暴露时间。

1.1.1 吸收区脱硫效率机理模型

依据双膜理论,吸收区的二氧化硫吸收效率通常用气液间的传质单元 NTU 来表示^[1]:

$$NTU = \ln \left(\frac{SO_{2,in}}{SO_{2,out}} \right) = \frac{K_{all} A}{G} \quad (2)$$

式中: $SO_{2,in}$, $SO_{2,out}$ 分别为入口,出口二氧化硫的体积浓度; K_{all} 是总传质系数, A 为气相和液相传质总面积,近似为所有浆液颗粒面积之和; G 为烟气质量流速。

结合薄膜理论和渗透理论,总传质系数 K_{all} 被

表示为气相传质系数 K_g 和液相传质系数 K_l 的函数:

$$K_{all} = \frac{1}{1/k_g + H/k_l E} \quad (3)$$

式中: H 表示亨利常数,与液相的组成与碱度有关; E 表示吸收增强因子,表征吸收过程中因发生化学反应而使液相传质增大的倍数,在模型用于体现浆液 PH 值变化对吸收效率的影响。

气相传质系数 k_g 的计算:

$$k_g = (2 + 0.55 Re_d^{0.5} Sc_d^{1/3}) \times (D_{SO_2} / d) \quad (4)$$

式中: $Re_d = (d |u_g - u_d| \rho_g) / \mu_g$, $Sc_d = \mu_g / (\rho_g D_{SO_2})$; d 为液滴的直径; μ_g 为二氧化硫的粘度; Sc_d 为液滴的施米特准数; Re_d 为液滴的相对雷诺数; D_{SO_2} 为二氧化硫的气相扩散系数,

$$D_{SO_2} = \frac{9.86 \times 10^{-9} T^{1.75} [1/M_{air} + 1/M_{SO_2}]^{1/2}}{0.000001 P (V_{SO_2}^{1/3} + V_{air}^{1/3})^2} \quad (5)$$

式中: M_{air} 为空气的摩尔质量; M_{SO_2} 为二氧化硫的摩尔质量; P 为塔内总压; V_{air} 为空气的摩尔体积; V_{SO_2} 为二氧化硫的摩尔体积。

液相传质系数 k_l 的计算较为复杂,根据石灰石浆液喷淋的特点,在靠近喷嘴的地方,浆液以液膜的形式存在,远离喷嘴,以液滴的形式存在,因此液相传质系数 k_l 包括液膜传质系数 k_{ls} 和液滴传质系数 k_{ld} 两部分。

液膜区域的传质系数 k_{ls} 计算如下^[20]:

$$k_{ls} = C_0 Re_0^{C_1} We_0^{C_2} Sc_0^{1/2} \left(\frac{r_0}{L_0} \right)^{C_3} \left(\frac{D_{SO_2}}{h_0} \right) \quad (6)$$

式中: $C_0 = 1.64 \times 10^{-4}$; $C_1 = 0.81$; $C_2 = 0.84$; $C_3 = -0.99$; $r_0 = d_{or} / 2 - h_0 \cos(\theta / 2)$, 为液膜距离喷嘴的距离; L_0 为液膜破碎长度; d_{or} 为喷嘴孔板直径; 液膜区域的雷诺数 Re_0 和韦伯数 We_0 由液膜速度 U_0 给出:

$$Re_0 = \frac{h_0 U_0 \rho_l}{2 \mu_l}$$

$$We_0 = \frac{h_0 U_0^2 \rho_l}{2 \sigma} \quad (7)$$

而液膜速度 U_0 可以由喷嘴的压降物性参数给出:

$$U_0 = \sqrt{2 \Delta p / \rho_L} \quad (8)$$

液膜区域的施米特准数由二氧化硫的扩散系数 D_{SO_2} 给出:

$$Sc_0 = \frac{\mu_l}{\rho_l} D_{SO_2} \quad (9)$$

液膜厚度 h_0 的计算公式如下:

$$h_0 = \frac{d_{or}}{2 \cos(\theta/2)} \left(1 - \sqrt{1 - \frac{4Q_L \cos(\theta/2)}{U_0 \pi d_{or}^2}} \right) \quad (10)$$

式中: θ 为喷射角; Q_L 为喷射浆液流量。

液滴区域的传质系数 k_{ld} :

$$k_{ld} = 2 \sqrt{\frac{D_{SO_2}}{\pi T_P}} \quad (11)$$

式中: T_P 为浆液的渗透时间, 近似为液滴直径和表面张力的关系:

$$T_P = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{\rho_L d^3}{\sigma}}$$

利用液滴下落距离划分不同的“小室”, 不同“小室”内根据液滴距离喷嘴的远近, 合理组合液膜传质系数 k_{ls} 和液滴传质系数 k_{ld}

1.1.2 吸收区压降

吸收区属于典型的气液两相流, 整体压降分段计算, 计算公式如下:

$$\Delta p = \Delta p_{acc} + \Delta p_{body} \quad (12)$$

式中: Δp 是总压降; Δp_{acc} 烟气入口扩张压降, 由烟气入口管路形状决定; Δp_{body} 吸收区本体压降, 包括克服摩擦阻力的压降, 克服重力的压降, 流体加速压降, 以及流经除雾器部分的局部阻力压降。

入口压降计算如下:

$$\Delta p_{acc} = \frac{G^2 \sigma (1 - \sigma)}{\rho_L} \left[1 + x \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1 \right) \right] \quad (13)$$

式中: $\sigma = A_1 / A_2$, A_1 和 A_2 分别为吸收塔烟气入口和吸收区入口面积; ρ_L 为液相密度; ρ_G 为气相密度; x 为质量含气率。

吸收区本体压降 Δp_{body} 的计算利用吸收区烟气的动量守恒进行分析^[21]:

$$-A_g dp - dF_g - Fr_{gl} - A_g \rho_g g dH = W_g du_g + dW_g (u_g - u_l) \quad (14)$$

式中: A_g 为气相部分等效横截面积; F_g 为管壁对气相的摩擦阻力; Fr_{gl} 为气液两相交界面对气相的

摩擦阻力; W_g 为气相质量流量; u_g 为气相流速; u_l 为液相流速。

根据动量守恒方程, 气相的摩擦阻力主要包括两部分, 一部分是吸收塔壁面对气相的摩擦阻力, 另外一部分是气液两相间的摩擦阻力。

第一部分吸收塔壁面对气相的摩擦阻力:

$$dF_g = \lambda A_g \frac{H}{D} \frac{\rho_g u_g^2}{2} \quad (15)$$

考虑第二部分摩擦阻力, 以单个液滴为研究对象, 液滴受到的重力等于烟气对液滴的摩擦力, 单个液滴摩擦阻力:

$$fr_{gl} = C_d \pi \left(\frac{d}{2} \right)^2 \frac{\rho_g u_r^2}{2} \quad (16)$$

式中: C_d 为阻力系数 $C_d = 24 / Re_d \times (1 + 0.15 Re_d^{0.72})$; u_r 为液滴对烟气的相对速度。单位体积内液滴的数量: $N_d = 3Q_L / [4\pi(d/2)^3 S(u_r - u_g)]$; S 为吸收塔横截面积。气液两相交界面整体的摩擦阻力:

$$Fr_{gl} = C_V N_d fr_{gl} \quad (17)$$

式中: C_V 为吸收塔吸收区小室容积。

克服重力压降: $\Delta p_g = \rho_g gh$ 。

流体加速压降:

$$\Delta p_u = [W_g du_g + dW_g (u_g - u_l)] / A_g \quad (18)$$

局部阻力压降 Δp_a , 主要体现在 n 层浆液喷淋装置对烟气的流动阻力, 近似计算为: $\Delta p_a = n \Delta p'_a$ 。

1.2 浆液区机理模型分析

由于搅拌器的作用, 浆液池内各组分混合充分均匀, 可以认为排出浆液的组分分布与浆液池中的组分一致, 基于守恒原理, 各组分的变化量为:

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{(W_{feed} C_{i,feed} + W_{fall} C_{i,fall} - W_{recycle} C_i - W_{out} C_i)}{V_{area}} + r_{i,react} \quad (19)$$

式中: C_i 为浆液池内的组分浓度; W_{feed} 为新补充浆液质量流量; W_{fall} 为下落的浆液质量流量; $W_{recycle}$ 为循环浆液质量流量; W_{out} 为排出的浆液质量流量; $r_{i,react}$ 为净产生量或者净消耗量。

1.2.1 浆液区主要成分的变化

浆液区成分主要成分的变化, 尤其是 Ca^{2+} , SO_3^{2-} , SO_4^{2-} 等离子的浓度显然受到吸收区脱硫过程化学反应的影响, 很多学者研究脱硫塔内各组成成分的变化时分成吸收段和氧化段两部分, 这样的建模方法虽然精度较高, 但是实现起来非常复杂, 不利于实时仿真, 为了实时仿真的目的, 将两部分合成整体考虑, 各成分变化集中在浆液区, 并最终通过浆液区的 PH 值来体现。

吸收段主要考虑石灰石的溶解和亚硫酸钙的结晶; 氧化段主要考虑吸收剂碳酸钙的溶解, 以及亚硫酸钙的氧化和硫酸钙的结晶。合并成整体, 浆液区的成分变化主要受到石灰石的溶解, 亚硫酸钙的结晶和氧化, 以及硫酸钙的结晶过程的影响。

吸收剂碳酸钙的溶解速率与溶液中的钙离子和碳酸钙的饱和溶解度有关系, 建立经验公式:

$$r_{d,\text{CaCO}_3} = k_{d,\text{CaCO}_3} (K_{sp,\text{CaCO}_3}^{1/2} - C_{\text{Ca}^{2+}}) \quad (20)$$

式中: k_{d,CaCO_3} 为碳酸钙颗粒的溶解速率系数, 计算时取一个相对小的数值, $k_{d,\text{CaCO}_3} = 1 \times 10^{-8}$; k_{sp,CaCO_3} 为碳酸钙的饱和溶解度; $C_{\text{Ca}^{2+}}$ 为组分钙离子在液相中的浓度, 该经验公式忽略了浆液中其他成分对于吸收剂溶解的影响。

氧气的传质速率^[12]:

$$r_{\text{O}_2} = \frac{3Q_{\text{O}_2}}{\pi r^3} D_{\text{O}_2}^{0.5} k_{\text{O}_2} C_{\text{O}_2}^{0.5} C_{\text{SO}_3^{2-}}^{0.75} \quad (21)$$

式中: C_{O_2} 为氧气浓度; $C_{\text{SO}_3^{2-}}$ 为亚硫酸根离子浓度; k_{O_2} 为氧气传质系数; Q_{O_2} 为氧气流量; D_{O_2} 为氧气扩散系数; r 为气泡半径。

亚硫酸钙的氧化速率经验公式^[22]:

$$r'_{d,\text{CaSO}_3} = k_{\text{SO}_3^{2-}} C_{\text{SO}_3^{2-}}^{3/2} \quad (22)$$

当浆液池中的亚硫酸钙浓度为饱和状态, 亚硫酸钙离子的浓度基本恒定, 此时亚硫酸钙的氧化速率受氧气的扩散传质控制, 近似为氧气的传质速率, 当亚硫酸钙浓度较低时, 按照亚硫酸钙的氧化速率

经验公式计算。

亚硫酸钙的实际氧化速率公式:

$$r_{d,\text{CaSO}_3} = \min(r'_{d,\text{CaSO}_3}, r_{\text{O}_2}) \quad (23)$$

亚硫酸钙的结晶速率采用经验公式^[8]:

$$r_{c,\text{CaSO}_3} = 1.6 \times 10^{-4} \exp\left(\frac{-5153}{T}\right) \frac{29(RS_{\text{CaSO}_3} - 1)^3}{RS_{\text{CaSO}_4}} \quad (24)$$

$$RS_{\text{CaSO}_3} = \frac{C_{\text{Ca}} C_{\text{SO}_3}}{K_{sp,\text{CaSO}_3}}$$

$$RS_{\text{CaSO}_4} = \frac{C_{\text{Ca}} C_{\text{SO}_4}}{K_{sp,\text{CaSO}_4}}$$

式中: K_{sp,CaSO_3} 和 K_{sp,CaSO_4} 分别为亚硫酸钙和硫酸钙的溶度积常数

硫酸钙的结晶速率:

$$r_{c,\text{CaSO}_4} = k_{\text{CaSO}_4} aV(RS_{\text{CaSO}_4} - 1) \quad (25)$$

式中: k_{CaSO_4} 为结晶速率系数; a 为单位体积浆液内石膏表面积; V 为浆液体积; RS_{CaSO_4} 为过饱和度和。据经验, 一般可以取 $k_{\text{CaSO}_4} = 1.1 \times 10^{-4}$ 。

综上所述, 浆液区各主要组成成分的净产生量或者净消耗量 $r_{i,\text{react}}$ 可以表示为:

$$\begin{aligned} r_{\text{Ca}^{2+},\text{react}} &= r_{d,\text{CaCO}_3} - r_{c,\text{CaSO}_4} - r_{c,\text{CaSO}_3} \\ r_{\text{SO}_4^{2-},\text{react}} &= r_{\text{O}_2} - r_{c,\text{CaSO}_4} \\ r_{\text{SO}_3^{2-},\text{react}} &= -r_{\text{O}_2} - r_{c,\text{CaSO}_3} \end{aligned} \quad (26)$$

1.2.2 浆液区 PH 值

石灰石-石膏湿法脱硫系统浆液 pH 值与系统脱硫性能、石灰石溶解、亚硫酸盐氧化、石膏结晶具有密切关系。浆液 pH 值主要受浆液供浆条件、石灰石溶解和 SO_2 吸收的影响, 脱硫系统的供浆导致 pH 值的迅速上升, SO_2 吸收导致浆液 pH 缓慢下降, 石灰石溶解时间的增加会提供浆液稳定 pH 值。因此根据浆液区各组分, 建立浆液区 PH 值的函数如下:

$$PH = f(C_{\text{CaCO}_3}, C_{\text{O}_2}, C_{\text{CaSO}_3}, C_{\text{CaSO}_4}) \quad (27)$$

1.3 湿烟气区(除雾器机理模型)

1.3.1 湿烟气区压降(含除雾器压降)

目前湿法烟气脱硫吸收塔中多采用折板型除雾器,折板式除雾器除雾原理主要利用的是惯性力分离和水膜分离,气体在叶片间通道的流动为高度湍流,压降和流速的平方成正比关系,随着流速的增高,会导致净烟气雾滴携带量增加,车速越高,二次携带量越大,诸多研究表明,存在一个明显的载点,当车速大于载点处的气速时,二次携带量会明显增大。因此压降被表示成两段模型。

低流速时:

$$\Delta p_w = E_u \frac{F^2}{2g} \left(\frac{1}{1 - \frac{2\delta}{b}} \right)^2 \quad (28)$$

高流速时:

$$\Delta p_w = E_u \frac{F_z^2 F^2}{2g} \left(\frac{1}{1 - \frac{2\delta}{b}} \right)^2 + \frac{F - F_z}{F_c - F_z} \left[\Delta p_c - \frac{E_u F_z^2}{2g} \left(\frac{1}{1 - \frac{2\delta}{b}} \right)^2 \right] \quad (29)$$

式中: E_u 是欧拉数,由叶片特性参数确定; F 是空床气体动能因子, $F = u\rho_g^{0.5}$; δ 是叶片上叶层厚度; b 是叶片间距; F_z 是载点处空床气体动能因子; F_c 是空床临界点动能因子; Δp_c 临界点压降。

1.3.2 湿烟气区脱水率(除雾器除雾效率)

作为气液分离装置,从液滴的角度考虑,除雾器存在一个典型参数,极限液滴直径 d_T ,可以认为超过极限直径的液滴被完全分离,小于极限液滴直径的液滴有一定的几率被分离。极限液滴直径与折板形状,液滴密度,进入折板的位置和速度有关系。

不同直径液滴的气液分离效率:

$$\eta_{d_p} = 1 - \exp(-[\rho d_p^2 u_g n \theta / (515.7 \mu_g b \cos 2\theta)]) \quad (30)$$

式中: η_{d_p} 为直径 d_p 颗粒的粒级除雾效率; ρ 为颗粒密度; u_g 为烟气流速; n 为叶片流程数; θ 叶片倾角度; μ_g 为气体粘度; b 为叶片间距。

整体气液分离效率:

$$\eta = 1 - \int \frac{1 - \eta_{d_p}}{W} dw \quad (31)$$

式中: dw 为液滴在给定粒度范围所占的质量。

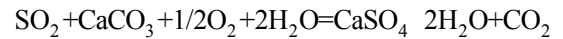
2 基于能量守恒原理的传热模型

吸收塔内烟气流动, SO_2 的吸收以及浆液区内复杂的化学反应过程必然存在各种热量的转换过程,从能量守恒的角度的建立热平衡方程。

$$Q_{\text{in,gas}} + Q_{\text{in,o}_2} + Q_{\text{in,CaCO}_3} + Q_{\text{react}} = Q_{\text{out,gas}} + Q_{\text{out,l}}$$

式中: $Q_{*,*} = W_{*,*} * C_{p*,*} * T_{*,*}$, $Q_{\text{in,gas}}$ 是进入吸收塔的烟气带入的热量; $Q_{\text{out,gas}}$ 是离开吸收塔的烟气带走的热量; $Q_{\text{in,o}_2}$ 是进入吸收塔的氧气带入的热量; $Q_{\text{in,CaCO}_3}$ 补充进入吸收塔的石灰石浆液带入的热量, $Q_{\text{out,l}}$ 排出的浆液带走的热量。

Q_{react} 是各种化学反应过程中的放热,主要包括 SO_2 和 CaSO_3 在吸收区的反应,浆液区 CaSO_3 被 O_2 氧化的过程, CaSO_4 的结晶过程。总化学反应式为:



式中:

$$\Delta H_{\text{CaCO}_3} = -1206.8 \text{ kJ/mol}, \quad \Delta H_{\text{SO}_2} = -296.83 \text{ kJ/mol}, \\ \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = -285.83 \text{ kJ/mol}, \quad \Delta H_{\text{CO}_2} = -393.51 \text{ kJ/mol}, \\ \Delta H_{\text{O}_2} = 0 \text{ kJ/mol}, \quad \Delta H_{\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = -2022.3 \text{ kJ/mol},$$

根据平衡计算,整个化学反应过程热量变化为: $\Delta H = 340.62 \text{ kJ/mol}$ 。

3 模型仿真

3.1 仿真参考原型

某发电公司 350 MW 机组烟气脱硫系统采用石灰石—石膏湿法烟气脱硫工艺,FGD 系统运行主要参数如表 2 所示。

以该 350 MW 超临界机组为仿真对象,采用前面吸收塔的机理模型,选定不同工况点烟气参数进行仿真。典型工况点参数如表 3 所示,工况点间的数据利用线性差值获得。

表 2 系统主要运行参数

Tab. 2 Main operating parameters of the system

类型	序号	项目	单位	数值
入口烟气成分	1	CO ₂	Vol%	12.39
	2	O ₂	Vol%	5.28
	3	N ₂	Vol%	73.60
	4	SO ₂	Vol%	0.06
	5	H ₂ O	Vol%	8.68
入口烟气参数	6	质量流量	Nm ³ /h	1 210 000
	7	温度	°C	140
脱硫参数	8	SO ₂ 脱除率	%	>98.7
	9	总压损	Pa	2 560
	10	液气比	L/Nm ³	26.3
	11	烟囱前烟温	°C	42
出口烟气参数	12	SO ₂	mg/Nm ³	35
	13	SO ₃	mg/Nm ³	22
	14	烟温	°C	52
石灰石浆液参数	15	浆液浓度	%	30
	16	浆液比重	kg/m ³	1 250
吸收塔	17	直径	m	12.2
	18	总高度	m	43.2
	19	烟气流速	m/s	3.77
	20	液气比	L/m ³	26.3
	21	喷淋层数	层	4
	22	浆液高	m	14.8
	23	浆液池容积	m ³	2612
	24	浆液浓度	kg/m ³	1120
除雾器	25	除雾层数	层	2
	26	叶片间距	mm	30
浆液循环泵	27	流量	m ³ /h	7 000
	28	数量	台	5
氧化风机	29	流量	Nm ³ /min	169.4
	30	数量	台	2
石膏排出泵	31	流量	m ³ /h	100
	32	数量	台	2
事故浆液泵	33	流量	m ³ /h	100
	34	数量	台	2
石灰石浆液泵	35	流量	m ³ /h	30
	36	数量	台	2

表 3 典型工况点参数值

Tab. 3 Typical operating point parameters

序号	工况点	烟气量 (Nm ³ /h)	燃料量 (t/h)	燃料收到 基硫分/(%)	未完全燃烧 热损失/(%)
1	BMCR	1 210 000	160.40	0.73	0.48
2	75%	938 100	110.30	0.73	0.6
3	50%	587 200	76.30	0.73	0.76
4	30%	379 300	49.00	0.73	0.93

3.2 仿真平台及仿真模型设计

根据前面的机理分析, 建立湿法烟气脱硫吸收塔的机理模型, 采用模块化设计, 针对于该机理模型的模块化实时仿真算法如图 3 所示。

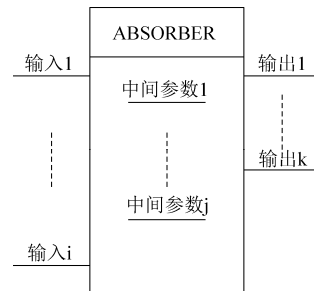


图 3 脱硫吸收塔模块化算法

Fig. 3 Modular algorithm for desulfurization absorption tower

设计输入参数、中间可调整参数以及输出结果参数如表 4 所示。

表 4 模块输入输出参数定义

Tab. 4 Module parameter definition

类型	序号	名称
输入参数	1	入口烟气总质量流量
	2	入口烟气温度
	3	入口烟气压力
	4	入口烟气焓值
	5	入口烟气的相组份份额
	6	入口氧气流量
	7	供浆流量
	8	环境温度
中间参数	9	吸收塔直径
	10	吸收塔高度
	11	喷淋层数
	12	喷淋层间隔高度
	13	入口烟气流速
	14	入口烟气密度
	15	烟气粘度
	16	入口截面高度 ^a
	17	入口截面宽度 ^b
	18	浆液滴的密度
	19	浆液滴的平均直径
	20	亨利常数
	21	吸收增强因子
	22	二氧化硫粘度
	23	喷嘴压降
	24	喷嘴孔板直径

续表		
类型	序号	名称
	25	喷嘴喷射角
	26	折板式除雾器叶片间距
	27	折板式除雾器叶片上层厚度
	28	折板式除雾器叶片倾角
	29	折板式除雾器叶片流程数
	30	入口烟气比热容
	31	入口浆液比热容
	32	入口烟气比热容
	33	入口烟气比热容
输出参数	34	吸收塔脱硫效率
	35	浆液池 PH 值
	36	出口烟气流量
	37	出口烟气压力
	38	出口烟气温度
	39	出口烟气焓值
	40	出口烟气的各组分份数
	41	浆液池存液量
	42	浆液池液位高度
	43	浆液池各组分份数
	44	浆液池温度
	45	浆液池密度
	46	除雾器差压

3.3 仿真结果

根据表 3 中机组典型工况点参数值, 利用差分方法在 30% 负荷到 100% 负荷之间选择 10 个工况点, 获得不同工况点入口烟气流量如图 4 所示, 作为后续仿真的工况点条件。

从图 5 中可以看出, 当循环浆液量一定的情况下, 随着烟气量的增加, 脱硫效率是逐渐降低的, 模型运行结果符合预期, 并且和实际现场运行结果也非常贴近。

选择 50%, 75%, 100% 负荷工况, 改变浆液循环泵运行台数(循环浆液量), 脱硫效率的变化趋势如图 6 所示, 对比 3 种典型工况趋势, 当浆液循环泵运行台数从 2 台变为 3 台时, 脱硫效率变化较为显著, 从 3 台变为 4 台时, 脱硫效率变化幅度较小, 表明循环浆液量存在一个临界值, 当超过临界值以后, 继续增加循环浆液量对脱硫效率影响较小, 显然存在一个优化节点, 在该节点处既能满足脱硫效率, 而且能耗较低。并且通过对比图 5 和图

6, 模型能够反映循环浆液量及烟气量变化(液气比)对脱硫效率的影响趋势。

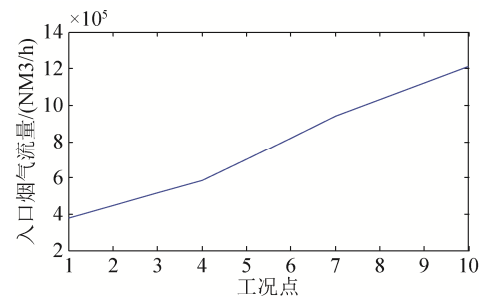


图 4 不同工况点入口烟气流量

Fig. 4 Inlet flue gas flow at different operating conditions

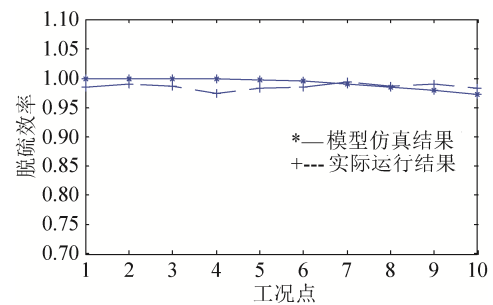


图 5 最大浆液循环量下不同工况点脱硫效率

Fig. 5 Desulfurization efficiency of different working conditions under the maximum slurry circulation

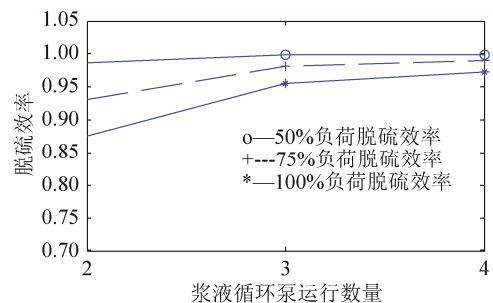


图 6 不同负荷下不同循环浆液量脱硫效率

Fig. 6 Desulfurization efficiency of different circulating slurries under different loads

在 100% 负荷工况, 循环浆液量设定最大值, 改变浆液 PH 值, 脱硫效率如图 7 所示, 随着浆液 PH 值的增加, 脱硫效率逐渐降低, 当 $\text{PH} > 7$, 脱硫效率下降较为明显, 并且当 $5.5 < \text{PH} < 6.2$ 时, 脱硫效率变化不是很明显, 显然也存在一个最优的 PH 值对应最佳石灰石添加量, 保证一定的脱硫效率。

在 30% 负荷到 100% 负荷之间选择 10 个工况点, 浆液滴固定平均直径下, 不同工况下吸收塔整

体压降如图8所示,表明随着烟气量的增加,吸收塔压降逐渐增大。

液滴粒径变化对吸收区整体传质系数影响较大,改变液滴平均直径,循环浆液量充足的情况下,脱硫效率变化趋势如图9所示。

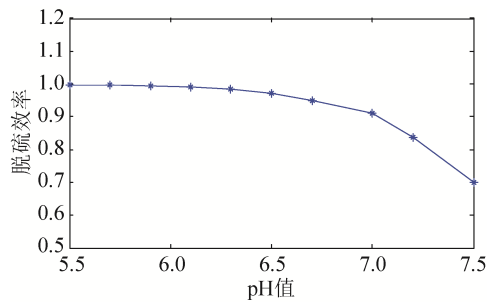


图7 同一工况点不同PH值的脱硫效率

Fig. 7 Desulfurization efficiency of different PH values at the same working condition

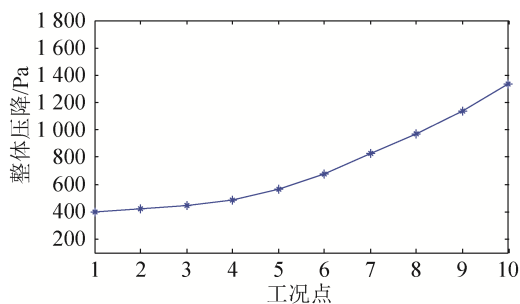


图8 不同工况点的整体压降

Fig. 8 Pressure drop at different working conditions

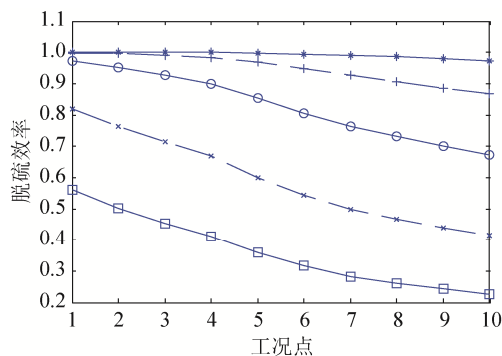


图9 最大浆液循环量下脱硫效率随液滴粒径变化趋势

Fig. 9 Variation trend of desulfurization efficiency with droplet size under maximum slurry circulation

4 结论

针对现场应用较广的石灰石—石膏湿法脱硫技术,从机理建模角度入手,设计吸收塔整体数学模

型,模型描述了主要的特征参数:脱硫效率,压降,浆液成分组成,浆液PH值,除雾效率。并设计吸收塔模块算法,最后通过具体实例仿真验证了算法的全面性和精确程度,能够较高精度的模拟脱硫吸收塔全工况运行情况。该模型完全可以用于湿法脱硫仿真设计,并能够为优化控制策略提供数据支撑。

参考文献:

- [1] 郭东明. 脱硫工程技术与设备[M]. 北京: 化学工业出版社, 2011.
Guo Dongming. Desulfurization Engineering Technology and Equipment[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2011.
- [2] 赵永椿, 马斯鸣, 杨建平, 等. 燃煤电厂污染物超净排放的发展及现状[J]. 煤炭学报, 2015, 40(11): 2629-2640.
Zhao Yongchun, Ma Siming, Yang Jianping, et al. Status of ultra-low emission technology in coal-fired power plant[J]. Journal of China Coal Society, 2015, 40(11): 2629-2640.
- [3] 林永明, 高翔, 施平平, 等. 大型湿法烟气脱硫喷淋塔内阻力特性数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(5): 28-33.
Lin Yongming, Gao Xiang, Shi Pingping, et al. Numerical Simulation on Resistance Characteristic of Large Scale Wet Flue Gas Desulphurization Spraying Scrubber[J]. Proceedings of the CSEE, 2008, 28(5): 28-33.
- [4] 周山明, 金保升, 仲兆平, 等. 大型烟气脱硫塔的流体力学模拟及优化设计[J]. 东南大学学报(自然科学版), 2005, 35(1): 105-110.
Zhou Shanming, Jin Baosheng, Zhong Zhaoping, et al. Flow simulation for large scale FGD scrubbers and optimization design[J]. JOURNAL OF SOUTHEAST UNIVERSITY(Natural Science Edition), 2005, 35(1): 105-110.
- [5] Marocco L, Inzoli F. Multiphase Euler-Lagrange CFD simulation applied to Wet Flue Gas Desulphurisation technology[J]. International Journal of Multiphase Flow (S0301-9322), 2009, 35(2): 185-194.
- [6] Kerdooss F, Bannari A, Proulx P. CFD Modeling of Gas Dispersion and BubbleSize in a Double[J]. Chemical Engineering Science (S0009-2509), 2006, 61: 3313-3322.
- [7] 刘嘉宇, 刘亚明, 郝雅洁, 等. 湿法脱硫塔内脱硫浆液运动特性[J]. 中南大学学报(自然科学版), 2016, 47(1): 330-337.
Liu Jiayu, Liu Yaming, Hao Yajie, et al. Motion characteristics of gypsum slurry in wet-type

- desulphurization tower[J]. Journal of Central South University (Science and Technology), 2016, 47(1): 330-337.
- [8] 丁开翔, 郭永红, 王勇强, 等. 不同喷淋层布置的脱硫塔流场优化数值模拟[J]. 电站系统工程, 2016, 32(1): 24-27.
- [9] Ding Kai-xiang, Guo Yong-hong, Wang Yong-qiang, et al. Flow Field Optimization of FGD Under Different Spray Levels Operation by Numerical Simulation[J]. Power System Engineering, 2016, 32(1): 24-27.
- [10] 钟允攀, 陈颂英, 王瑞岩, 等. 旋转射流搅拌石灰浆池气液两相流特性研究[J]. 工程热物理学报, 2016, 37(9): 1875-1883.
Zhong Yun-pan, Chen Song-ying, Wang Rui-yan, et al. Research on the Gas-Liquid Two-Phase Flow in the Lime Slurry Pool Based on Rotary Jet Mixing[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2016, 37(9): 1875-1883.
- [11] 潘丹萍, 郭彦鹏, 黄荣廷, 等. 石灰石-石膏法烟气脱硫过程中细颗粒物形成特性[J]. 化工学报, 2015, 66(11): 4618-4625.
Pan Danping, Guo Yanpeng, Huang Rongting, et al. Formation of fine particles in flue gas desulphurization process using limestone-gypsum[J]. CIESC Journal, 2015, 66(11): 4618-4625.
- [12] 彭朝辉, 童志权. 亚硫酸钙氧化为石膏的研究[J]. 中国计量学院学报, 2002, 13: 139-157.
Peng Zhao-hui, Tong Zhi-quan. Study on the oxidation of calcium sulfite to gypsum[J]. Journal of China Institute of Metrology, 2002, 13: 139-157.
- [13] 汪黎东. 烟气脱硫添加剂对正盐生成促进的实验研究[D]. 北京: 华北电力大学, 2005.
Wang Lidong. Experimental studies on accelerating effect of flue gas desulfurization additives for formation of sulfate[D]. Beijing: North China Electric Power University, 2005.
- [14] 赵博, 李彦, 佟会玲, 等. 亚硫酸盐强制氧化传递与化学反应动力学[J]. 化工学报, 2005, 56(11): 2059-2064.
Zhao Bo, Li Yan, Tong Huiling, et al. Mass transfer and kinetics of sulfite forced oxidation reaction[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2005, 56(11): 2059-2064.
- [15] 赵毅, 汪黎东, 王小明, 等. 烟气脱硫产物-亚硫酸钙非催化氧化的宏观反应动力学研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(8): 116-120, 129.
Zhao Yi, Wang Li-dong, Wang Xiao-ming, et al. STUDY ON THE MACROSCOPICAL UNCATALYZED OXIDATION KINETICS OF DESULFURIZATION RESIDUAL PRODUCT-CALCIUM SULFITE[J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(8): 116-120, 129.
- [16] 霍旺. 石灰石-石膏湿法脱硫过程的吸收、氧化及结晶机理研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2009.
Huo Wang. Mechanism Research on the absorption、Oxidation and Crystallization in the Process of Limestone-Gypsum WFGD[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2009.
- [17] 张晓东, 杜云贵, 郑永刚, 等. 湿法脱硫的一维数值计算模型[J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(14): 15-19.
Zhang Xiao-dong, Du Yun-gui, Zheng Yong-gang, et al. One-dimensional Numerical Modeling of Wet Flue Gas Desulfurization Process[J]. Proceedings of the CSEE, 2008, 28(14): 15-19.
- [18] 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 Hong-wei, Niu Zhi-guo, Gao Jian-qiang. Study on Real-time Simulation Model of Spray Scrubber[J]. Power System Engineering, 2006, 22(4): 4-6.
- [19] 何祖威, 张华伟, 展锦程, 等. 660 MW 机组湿法烟气脱硫喷淋塔的简化模型及仿真验证[J]. 重庆大学学报, 2009, 32(10): 1169-1173.
HE Zu-wei, ZHANG Hua-wei, ZHAN Jing-cheng, et al. Simplifying and validating the model of wet flue gas desulphurization spray tower for 660MW units[J]. Journal of Chongqing University, 2009, 32(10): 1169-1173.
- [20] 王永文, 冷伟. 湿法脱硫塔动态特性仿真建模[J]. 发电设备, 2016, 30(5): 319-324.
Wang Yongwen, Leng Wei. Simulation and Modeling on Dynamic Characteristics of a Wet Desulfurization Tower[J]. POWER EQUIPMENT, 2016, 30(5): 319-324.
- [21] Norman Kirk Yeh. Liquid Phase Mass Transfer in Spray Contactors[D]. Austin: The University of Texas at Austin, 2002.
- [22] 林宗虎. 气液两相流和沸腾传热[M]. 西安: 西安交通大学出版社, 2003.
Lin Zonghu. Gas-liquid two-phase flow and boiling heat transfer[M]. Xi'an: Xi'an Jiaotong University Press, 2003.
- [23] 杜谦, 吴少华, 朱群益, 等. 湿法烟气脱硫环境下亚硫酸钙的非催化氧化[J]. 化工学报, 2003, 54 (10): 1490-1493.
DU Qian, WU Shaohua, ZHU Qunyi, et al. NON-CATALYTIC OXIDATION KINETICS OF CALCIUM SULFITE IN WET LIMESTONE-GYPSUM FGD PROCESS[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2003, 54 (10): 1490-1493.