



罐式炉内石油焦层高温煅烧带迁移数值模拟

李 静¹, 黄金堤^{1,2}, 肖 劲¹, 李明周^{1,3}

- (1. 中南大学 冶金与环境学院, 长沙 410083;
2. 江西理工大学 能源与机械工程学院, 南昌 330013;
3. 江西理工大学 冶金与化学工程学院, 赣州 341000)

摘 要: 针对高温下石油焦层挥发分析出、渗流传质传热问题, 结合多孔介质气固耦合机理建立了罐式炉煅烧石油焦过程的三维数学模型。该模型采用双流体模型描述石油焦煅烧热解过程, 采用有限速率/涡耗散燃烧模型、标准湍流方程、DO 辐射模型描述火道中挥发分燃烧及热交换过程, 并利用该模型研究料罐中高温煅烧带迁移规律。结果表明: 在给工况条件下, 随着单罐单位排料量由 75 kg/h 增加至 115 kg/h, 高温煅烧带(>1373 K)由 L6 区域下移至消失, 且其长度由 2.0 m 缩短至 0 m; 随着生焦中挥发分含量由 7%增加至 15%, 高温煅烧带由 L8 区域上移至 L6 区域, 且其长度由 0 m 增加至 3.02 m; 随着空气过量系数由 1.05 增加至 1.60, 高温煅烧带由 L5 区域下移至消失且其长度由 3.02 m 缩短至 0 m。

关键词: 罐式炉; 高温煅烧带; 迁移; 数值模拟

文章编号: 1004-0609(2018)-06-1216-09

中图分类号: TF806.1

文献标志码: A

石油焦是铝电解用炭素阳极的主要原料, 石油焦的煅烧是阳极生产的首要工序^[1]。罐式炉(又称罐式煅烧炉)因具有炭质烧损率低、煅后焦质量优且稳定、适合处理粉焦等诸多优势在我国炭素行业得到了广泛应用。影响石油焦煅烧质量的因素众多, 其核心是罐内石油焦所经历的最高煅烧温度^[2]。煅烧过程中, 石油焦颗粒固相层与析出的挥发分气相间进行着复杂的传热、传质、动量传输及热分解反应。然而, 由于罐式炉的封闭特性, 无法通过现场测温的方法实时监测罐内石油焦的真实煅烧温度, 目前其仍是一个“黑箱”问题。因此, 借助计算机数值模拟技术^[3-4]是研究罐式炉煅烧过程中高温煅烧带分布特征的一种有效手段。

目前, 对罐式炉煅烧石油焦工艺过程仿真的相关研究主要有周善红等^[5-6]、张忠霞等^[7]将料罐视为长方体, 考虑了罐式炉火道中的气相燃烧, 研究了火道中的压力及气相速度场、火道及料罐中温度场分布特征, 但未考虑石油焦热解及水分、挥发分析出。XIAO 等^[8-9]建立了罐式炉煅烧石油焦过程的二维实时快速计算模型, 分析了罐式炉内各物理场分布特性, 但其忽略了料罐宽度, 无法全面揭示罐式炉内各区域三维温度分布特性。同时 XIAO 等^[10]基于双流体模型, 建

立了罐式炉煅烧石油焦过程的三维数学模型, 充分考虑了石油焦热解及气体渗流传质传热过程, 研究了给定工况条件下炉内温度场、石油焦各相组分浓度场、挥发分速度场分布特征, 但未就料罐内高温煅烧带迁移规律进行系统研究。

本文作者针对 24 罐 8 层火道顺流式罐式炉内石油焦层存在的高温气体渗流传热问题, 结合多孔介质气固耦合作用, 基于双流体模型建立包含固相黏性流、组分热分解的多孔介质气体渗流传热的三维数学模型。利用该模型研究单罐单位排料量、生焦中挥发分含量及空气过量系数对料罐内温度场分布的影响, 并进一步探讨罐式炉煅烧石油焦过程中高温煅烧带迁移规律, 以期为进一步提高石油焦煅烧质量及罐式炉的稳定高效生产提供有效的决策支持。

1 数学模型

罐式炉煅烧石油焦过程包含了固相流动、气体流动、多孔介质传质、石油焦热解析出挥发分、挥发分与预热空气混合燃烧、流固耦合热传递等多因素耦

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(51374253); 江西省教育厅科学技术研究项目(GJJ160664, GJJ160635)

收稿日期: 2017-05-10; 修订日期: 2017-08-21

通信作者: 黄金堤, 讲师, 博士; 电话: 15079128330; E-mail: hjd041@163.com

合问题。模型作如下基本假设:

- 1) 模拟区域仅为炉体、火道、料罐及冷却水套区域;
- 2) 流体为可压缩牛顿流体,石油焦视为连续拟流体,满足连续介质条件^[11];
- 3) 料罐中热解水分、挥发分穿过堆积的石油焦颗粒,石油焦堆积区域使用具有多孔介质的双流体模型^[12];
- 4) 石油焦颗粒近乎处于静止堆积状态,视为流速恒定的稳态模型^[13];
- 5) 忽略气体流体对石油焦下降运动的影响,石油焦区域固体及气体运动属层流;
- 6) 石油焦固体多孔介质区域传热极为复杂,气固多孔区域只考虑气固对流辐射换热;
- 7) 热解反应进程由化学反应速率控制,颗粒内外温度均匀。

1.1 控制方程

料罐中石油焦堆积固相区域视为黏性层流流体,挥发分气相视为有多孔介质的层流流体,火道气体区域采用标准 $k-\varepsilon$ 湍流、组分燃烧有限速率/消耗散模型、DO 辐射模型^[14]。两相双流体模型通过动量交换(气体曳力)、燃烧及热解的能量交换进行耦合。通过双流体模型描述料罐中挥发分气相与石油焦固相堆积层,其控制方程如式(1)~(14)所示。

对于料罐内石油焦堆积层中的挥发分气相,可用式(1)~(4)描述,其中连续性方程可描述为

$$\nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{U}_g) = \sum_{i=1}^m R_{s,i} \quad (1)$$

式中: α_g 为气相体积分数; ρ_g 为气相密度; \mathbf{U}_g 为气相速度矢量; $R_{s,i}$ 为石油焦热解析出挥发分 i 组分质量源项; m 为固相中挥发分组分总数。

挥发分气相动量方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{U}_g \mathbf{U}_g) = \alpha_g \rho_g \mathbf{g} + \alpha \nabla \cdot \{ \mu_g [\nabla \mathbf{U}_g + (\nabla \mathbf{U}_g)^T] \} - \alpha_g \nabla \cdot \left(p_g + \frac{2}{3} \mu \nabla \mathbf{U}_g \right) + F_d \quad (2)$$

式中: \mathbf{g} 为重力加速度; p_g 为气相压力; μ_g 为气相动力黏度; F_d 为料罐内挥发分在石油焦堆积层中受到的多孔介质阻力动量源项。

挥发分气相组分方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{U}_g Y_{g,i}) - \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g D_{i,m} \nabla Y_{g,i}) = R_{s,i} \quad (3)$$

式中: $Y_{g,i}$ 为气相中 i 组分质量分数; $D_{i,m}$ 为气相 i 在混合气相中的扩散系数。

挥发分气相能量方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{U}_g H) - \nabla \cdot \left(\alpha_g \frac{\lambda}{c_p} \nabla H \right) = Q_c \quad (4)$$

式中: H 为焓值; λ 为导热系数; c_p 为比热; Q_c 为挥发分气相与石油焦堆积层固相进行的对流辐射换热量源项。

对于料罐内堆积层中的石油焦颗粒,使用黏性流模型描述其运动过程,可用式(5)及式(6)描述,其中连续性方程可表示为

$$\nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{U}_s) = - \sum_{j=1}^m R_{s,j} \quad (5)$$

式中: α_s 为固相体积分数, $\alpha_s + \alpha_g = 1$; ρ_s 为固相密度; \mathbf{U}_s 为固相速度矢量; $R_{s,j}$ 为固相中 j 组分质量源项。

石油焦固相动量方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{U}_s \mathbf{U}_s) = \alpha_s \nabla \cdot (\mu_s \nabla \mathbf{U}_s) - \alpha_s \nabla \cdot (p_s) + \alpha_s \rho_s \mathbf{g} + f_w \quad (6)$$

式中: p_s 为固相压力; f_w 为壁面摩擦力; μ_s 为固相动力黏度。

石油焦固相残余挥发分组分方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{U}_s Y_{s,j}) = -R_{s,j} \quad (7)$$

式中: $Y_{s,j}$ 为固相中 j 组分质量分数。

石油焦固相能量方程:

$$\nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{U}_s H) - \nabla \cdot \left(\alpha_s \frac{\lambda}{c_p} \nabla H \right) = -Q_c - S_h \quad (8)$$

式中: S_h 为固相挥发分热解能量源项。

对于火道内的挥发分气相燃烧,控制方程由式(9)~(14)描述,其中连续性方程为:

$$\nabla \cdot (\rho_g \mathbf{U}_g) = 0 \quad (9)$$

火道内气相动量方程:

$$\nabla \cdot (\rho_g \mathbf{U}_g \mathbf{U}_g) = \nabla \cdot \{ \mu_{\text{eff}} [\nabla \mathbf{U}_g + (\nabla \mathbf{U}_g)^T] \} - \nabla \cdot \left(p_g + \frac{2}{3} \mu_{\text{eff}} \nabla \mathbf{U}_g \right) + \rho_g \mathbf{g} \quad (10)$$

式中: μ_{eff} 为有效黏度, $\mu_{\text{eff}} = \mu + \mu_t$, μ_t 为湍流黏度; T 为温度。

火道内气相组分方程:

$$\nabla \cdot (\rho_g \mathbf{U}_g Y_{g,i}) - \nabla \cdot \left[\left(\rho_g D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_t} \right) \nabla Y_{g,i} \right] = R_i \quad (11)$$

式中: Sc_t 为施密特数; R_i 为组分 i 化学反应质量源项。

火道内气相能量方程:

$$\nabla \cdot (\rho_g U_g H) - \nabla \cdot \left[\left(\frac{\lambda}{c_p} \right) \nabla H \right] = Q_g + Q_r \quad (12)$$

式中: Q_g 为气相化学反应热源项; Q_r 为辐射换热源项。

火道内气相 $k-\varepsilon$ 湍流可由式(13)~(14)表示:

$$\nabla \cdot (\rho_g U_g k) - \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] = G_k - \rho_g \varepsilon \quad (13)$$

$$\nabla \cdot (\rho_g U_g \varepsilon) - \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] = \frac{\varepsilon}{k} (C_1 G_k - C_2 \rho_g \varepsilon) \quad (14)$$

式中: σ_k 、 σ_ε 、 C_1 、 C_2 为标准湍流常数; G_k 为湍动能速度梯度; k 为湍动能; ε 为湍流耗散率。

罐式炉煅烧石油焦过程为间接加热, 火道中气体燃烧产生的高温经料罐内壁硅砖导热传递给石油焦。对于罐式炉炉墙区域导热, 使用无内热源的固相能量方程描述:

$$\nabla \cdot (\lambda \nabla T) = 0 \quad (15)$$

对于动量方程, F_d 为多孔介质阻力动量源项, 表示气体穿过多孔介质中阻力引起的动量损失, 由 Ergun 方程描述:

$$F_d = 150 \frac{(1-\alpha_g)^2 \mu_g}{\alpha_g^3 d_p^2} u_g + 1.75 \frac{(1-\alpha_g) \rho_g \sqrt{|u_g|} u_g}{\alpha_g^3 d_p} \quad (16)$$

式中: d_p 为石油焦颗粒直径; u_g 为气体上升速度。

对于能量方程源项, 主要有气固对流辐射换热 Q_c 、气相均相化学反应热及气相辐射换热 Q_r 。由于燃烧火道光学厚度 $L < 1$, 气体辐射传热使用 DO 辐射模型, Q_r 及辐射方程具体细节见文献[15]。

气固对流辐射换热量:

$$Q_c = h_{s,g} S_s (T_s - T_g) + \varepsilon' \sigma S_s (T_s^4 - T_g^4) \quad (17)$$

$$h_{s,g} = \frac{Nu \lambda}{d_p} = \frac{(2.0 + 1.1 Re^{0.6} Pr^{1/3}) \lambda}{d_p} \quad (18)$$

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} \quad (19)$$

$$Pr = \nu / \alpha = c_p \mu / \lambda \quad (20)$$

$$S_s = 6(1 - \varepsilon_s) / d_p \quad (21)$$

式中: $h_{s,g}$ 为挥发分气体与石油焦颗粒对流换热系数; S_s 为比表面; T_s 为固相温度; T_g 为气相温度; ε' 为颗粒辐射的系统黑度; σ 为玻尔兹曼常数; Nu 为努塞尔数; Pr 为普朗特数; Re 为雷诺数。

气相均相反应热量:

$$Q_g = - \sum_j \frac{h_j^0}{M_j} R_j \quad (22)$$

式中: h_j^0 为生成焓; M_j 为分子量; R_j 为组分 j 化学反应质量源项。

石油焦颗粒与硅砖炉壁的摩擦力采用泊肃叶定律, 可表示为

$$f_w = \frac{16 \rho_s \mu_s^2}{Re} \frac{u_s^2}{2} \quad (23)$$

式中: u_s 为固相下降运动速度。

1.2 固相化学反应速率

固相与气相物质交换组分源项, 如式(24)所示;

固相与气相热交换能量源项, 如式(25)所示:

$$R_{s,i} = \rho_s \sum_{r=1}^{N_R} k_{i,r} Y_i \quad (24)$$

$$S_h = \sum_{i=1}^{N_R} R_{s,i} h_i \quad (25)$$

式中: N_R 为反应物数量; $k_{i,r}$ 为反应速率动力学参数; h_i 为 i 组分热解的标准焓值。

部分研究表明挥发分气相主要成分为 CH_4 、 C_2H_6 、 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O 、 NH_3 和 H_2S 等^[16]。另一部分研究指出挥发分成分为 CH_4 、 H_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2O 、 C_nH_m 等气体, 且 H_2 、 CH_4 含量超过 90%^[17], C_nH_m 气体含量低于 2%。由于 C_nH_m 对整体热量影响不大, 故本模型假定挥发分成分为 CH_4 、 H_2 、 CO 、 H_2O 。石油焦热解挥发动力学过程遵循 Arrhenius 方程^[18]:

$$k_i = A_i \exp\left(-\frac{E_i}{RT}\right) \quad (26)$$

式中: k_i 为 i 组分反应速率动力学参数; A_i 为指前因子; E_i 为活化能; R 为摩尔气体常数。具体热解析出动力学参数见表 1。

表 1 热解析出挥发分动力学参数

Table 1 Kinetic parameters of pyrolysis precipitation volatile

Component	Pre-exponential factor, A_i/s^{-1}	Activation energy, $E_i/(J \cdot mol^{-1})$	Reference
H_2	3.164×10^2	1.085×10^5	[18]
CH_4, N_2	2.790×10^1	7.240×10^4	[18]
CO	3.260×10^1	7.870×10^4	[18]
H_2O	1.1	5.030×10^4	[18]

1.3 气相化学反应速率

挥发分中含有 CH_4 、 H_2 、 CO 等^[4, 12, 19]可燃气体, 在负压作用下挥发分通过顶部通道进入火道并与空气

管道中的空气汇聚后受热氧化燃烧, 对于气体均相燃烧采用有限的化学速率和涡耗散率最低的(有限速率/涡耗散)模型^[20]。各物质层流反应速率见参考文献[10]。

$$R_{i,r} = M_{w,i} \sum_{i=1}^{N_R} r_{i,r} \quad (27)$$

式中: $R_{i,r}$ 为单位化学反应质量源相; $M_{w,i}$ 为组分 i 分子量; $r_{i,r}$ 为层流反应速率。

1.4 炉壁边界条件

由于罐式炉外壁温度较高, 炉外壁的对流传热和辐射散热均不可忽略, 模型使用对流辐射边界条件。

$$-\lambda \frac{\partial T}{\partial x_i} \Big|_w = h_f(T_w - T_f) + \varepsilon_{ext} \sigma(T_\infty^4 - T_w^4) \quad (28)$$

式中: T_w 为炉外壁区域温度; h_f 为炉外壁对流换热系数; T_f 为炉壁临近区域空气温度; ε_{ext} 为炉外壁黑度系数; T_∞ 为环境温度。

2 模型参数

2.1 罐式炉几何结构

图 1 所示为 24 罐 8 层火道顺流式罐式炉几何结构示意图。罐式炉的 24 个料罐尺寸相同, 分为 6 组, 每组包含前后并排的 4 个料罐, 每个料罐都有 8 层水平火道包围。石油焦在料罐中煅烧, 并经冷却水套冷却由底部排料机构排出炉外。石油焦热解析出的挥发分在炉上部的总烟道与空气汇集燃烧, 间接加热石油焦。

鉴于罐式炉结构对称及各组并行运行的特点, 本

模型取一组料罐的 1/4 区域进行研究。罐式炉中石油焦除排料作业外均处于静止堆积状态, 因此模型假定石油焦颗粒的堆积角为 38° ^[21]。将料罐喉部水平夹角 38° 以下区域划分为气固两相双流体区域, 夹角上部区域为气相的自由流体区域。为便于处理分配挥发分走向问题, 模型中不连通挥发分管道与燃烧火道。忽略罐式炉看火孔、清灰孔对模型的影响, 对这些区域进行简化, 对硅砖区、耐火砖区及炉体料罐区采用多块六面体结构化网格进行网格划分, 网格总数为 483602。主要几何参数见表 2。

2.2 物性参数

石油焦颗粒黏性系数视为 $5.0 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ^[22]。床层空隙率使用经验公式^[23]可表示为

$$\varepsilon = 0.403 \times (100d_p)^{0.14} \quad (29)$$

罐式炉填充材料(红砖、耐火粘土砖、硅砖、轻质高铝砖等)的密度、热容、导热系数参数及石油焦基本物性参数见表 3, 其中石油焦密度为表观密度^[17, 24]。

气相中 CH_4 、 H_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2O 、 O_2 、 N_2 使用 Fluent 纯物质数据库数据, 气体密度采用理想气体定律, 热容和导热系数使用混合定律, 扩散系数采用气体动力学原理计算, 气体吸收系数采用 WSGGM 模型^[14]。

2.3 模拟条件

在流体力学软件 Fluent 中, 各标量方程使用二阶迎风差分格式, 使用 SIMPLE 算法进行耦合计算, 使用多重网格(MultiGrid)法求解标量方程组。除能量方程控制精度 $< 1.0 \times 10^{-6}$ 外, 其他方程控制收敛精度 $< 1.0 \times 10^{-4}$ 。

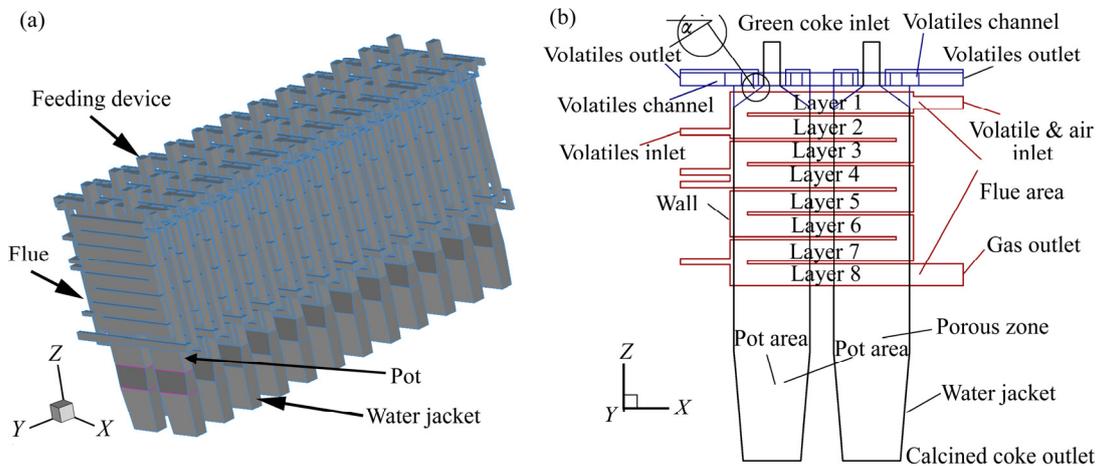


图 1 罐式炉几何结构示意图

Fig. 1 Schematic diagrams of vertical shaft calciner: (a) 3D schematic diagram; (b) 2D front view of flue and pot

表2 罐式炉几何尺寸参数

Table 2 Geometry parameters of vertical shaft calciner

Pot size, $L \times W \times H$	Flue size, $L \times W \times H$	Thickness of flue diaphragm/m	Flue Qty (-)	Height of water jacket/m
1.660 m \times 0.360 m \times 6.827 m	3.996 m \times 0.215 m \times 0.479 m	0.065	8	2.400

表3 炉壁材料及石油焦物理属性参数

Table 3 Physical property parameters of furnace wall material and petroleum coke

Material	Density, $\rho/(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$	Specific heat, $c_p/(\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$	Thermal conductivity, $\lambda/(\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$	Reference
Red brick	1560	876	$0.47+4.7 \times 10^{-4}T$	[6]
Refractory brick	1950	$880+0.23T$	$0.8+5.8 \times 10^{-4}T$	[6]
Silica brick	1925	1093	$1.05+9.3 \times 10^{-4}T$	[6]
High aluminum brick	600	$837.4+0.2345T$	$0.239+3.5 \times 10^{-4}T$	[6]
Petroleum coke	$626.08+1.1587T$ $-2.6744 \times 10^{-4}T^2$	$442.4939+1.6788T$ $-4.0949 \times 10^{-4}T^2$	0.187 $T < 773\text{K}$ $-2.094+3.03 \times 10^{-3}T$ $T > 773\text{K}$	[9, 17]

石油焦元素组成、挥发分成分及含量^[17]见表4。空气由首层进入，挥发分由首层、二层进入，分配比为(6:4)^[5]；空气入口采用质量入口，空气、石油焦入口温度值分别设为400、300 K，烟气出口压力为-130 Pa；设定单罐石油焦排料量为85 kg/h、生焦中的挥发分含量11%、生焦水分含量10%、空气过量系数1.3。

表4 模型所用石油焦物质组成

Table 4 Petroleum coke composition used in model

Coke component	Mass fraction/%	Volatile content	
		Mass fraction/%	Mass fraction/%
Moisture	10.0	H ₂	16.74
Volatile matter	11.0	CH ₄	50.36
Fixed carbon and ash	79.0	CO	11.12
		N ₂	21.74

3 模型验证

图2所示为料罐正中心位置石油焦温度及对应YZ截面的火道烟气温度模拟计算值及现场火道壁面、罐内温度测量值对比曲线，其中现场火道温度来源于生产数据，料罐中心温度值取自文献值^[2]。由图2可知，火道温度模拟计算值略高于测量值，这是由于模拟值为烟气的相温度值，测量值为火道壁面温度，壁面温度低于烟气温度；料罐中石油焦在L1~L3区域内模拟计算温度略低于测量值，在L4~L6区域料罐内温度值迅速上升，从400 K上升到1100 K，在L7、L8区域料罐内温度上升较为平缓，与测量值基本吻合。除L5区偏差较大外，建立的仿真模型温度值与测量值误差

小于100 K，相对误差小于6%。总体说来，在工程计算尺度中，建立的数学模型较为可靠，可用于研究罐式炉内温度场分布特征。

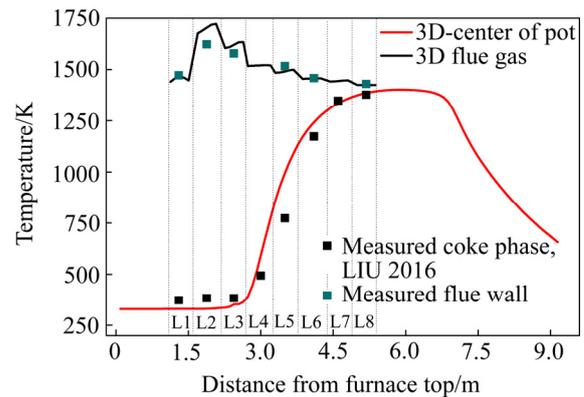


图2 现场测量温度值与模拟温度值曲线

Fig. 2 Temperature curve of measurement value and simulation value

4 结果讨论

模拟采用的基本数据如下：单罐单位排料量85 kg/h、挥发分含量11%、空气过量系数1.3、生焦水分含量10%、首层与二层的挥发分配比为6:4。通过固定其它参数值仅改变所考察因素值，考察单罐单位排料量、挥发分含量及空气过量系数对高温煅烧带分布的影响。

4.1 单罐单位排料量对高温煅烧带分布的影响

图3所示为单罐单位排料量为75~115 kg/h的料罐内温度分布云图，其各层火道烟气及料罐中心位置石

油焦的温度曲线见图 4。由图 3 和 4 可知, 随着单罐单位排料量由 75 kg/h 上升至 115 kg/h, 罐内高温煅烧区域(>1373 K)逐渐减小, 高温煅烧带起始区域由 L6 区域逐渐下移至消失, 高温煅烧带长度由 2.0 m 逐渐缩短至 0 m; 当排料量 ≥ 105 kg/h 时, 料罐中的煅烧带长度小于 1.0 m, 难以保证石油焦煅烧质量, 容易发生下生料等异常情况。由图 4 可知, 随着单位排料量的增加, 各层火道的平均温度上升了 40~90 K, 其中二层火道温度增加最大约为 90 K, 因此二层火道硅砖极易发生破损^[25]。

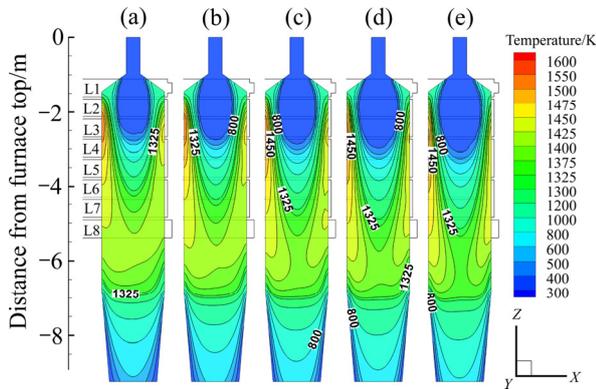


图 3 不同单罐单位排料量条件下料罐中心 XZ 截面温度云图

Fig. 3 Temperature contours of XZ section in center pot under different discharging rates per pot: (a) 75 kg/h; (b) 85 kg/h; (c) 95 kg/h; (d) 105 kg/h; (e) 115 kg/h

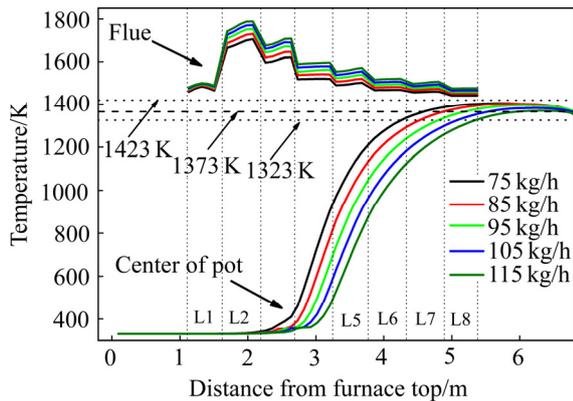


图 4 不同单罐单位排料量条件下火道和料罐中心温度曲线

Fig. 4 Temperature curves of flue and center pot under different discharging rates per pot

4.2 生焦中挥发分含量对高温煅烧带分布的影响

图 5 所示为挥发分含量为 7%~15% 的料罐温度分布云图, 其各层火道烟气及料罐中心位置石油焦温度

曲线见图 6。由图 5 和 6 可知, 在给定工况条件下, 挥发分含量由 7% 上升至 15%, 高温煅烧带(>1373 K)由 L8 区域逐渐上移到 L6 区域, 高温煅烧带长度由 0 增加到 3.02 m。当挥发分含量在 7%~9% 时, 料罐中心位置石油焦最高温度 <1373 K, 无法形成高温煅烧带, 不能满足石油焦煅烧质量要求; 而当挥发分含量 $\geq 15%$, 料罐中的最高温度超过 1500 K, 二层火道的最高温度高于 1800 K, 将导致石油焦发生二次收缩、火道墙硅砖破损。由图 6 可知, 随着挥发分含量的增加, 火道的热负荷增加, 各层火道的平均温度上升了 100~300 K。

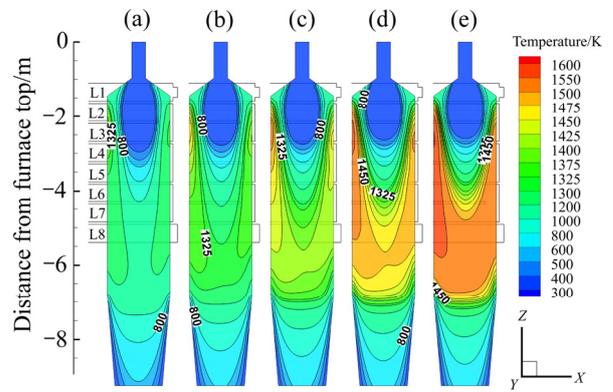


图 5 不同挥发分含量条件下料罐内中心 XZ 截面温度云图
Fig. 5 Temperature contours of XZ section in center pot under different volatile contents: (a) 7%; (b) 9%; (c) 11%; (d) 13%; (e) 15%

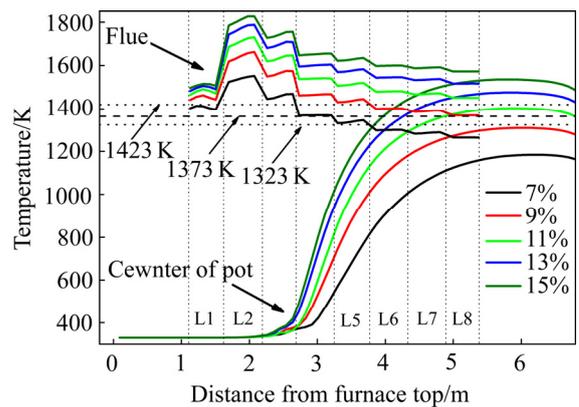


图 6 不同挥发分含量条件下火道和料罐中心温度曲线
Fig. 6 Temperature curves of flue and center pot under different volatile contents

4.3 空气过量系数对高温煅烧带分布的影响

图 7 所示为空气过量系数为 1.05~1.60 工况条件下的温度分布云图, 其各层火道烟气及对应料罐中心

位置的温度曲线见图8。由图7和8可知,在给定工况条件下,随着空气过量系数由1.05上升至1.60,料罐内高温煅烧带($>1373\text{ K}$)区域由L5区域逐渐下移至消失,料罐内温度曲线上升趋势越平缓,高温煅烧带长度由3.02 m 缩减到0 m。当空气过量系数 >1.30 时,料罐中心位置石油焦最高温度 $<1373\text{ K}$,无法形成高温煅烧带,不能满足石油焦煅烧质量要求。因此在生产过程中需合理控制空气过量系数防止罐内石油焦温度过低。由图8可知,在各层火道区域,随着空气过量系数的增加,火道的热负荷下降,各层火道的平均温度下降了60~300 K;过低的空气过量系数将导致火道温度过高,极易发生火道烧穿,但是过高的空气过量系数势必导致罐内石油焦无法达到煅烧质量要求。

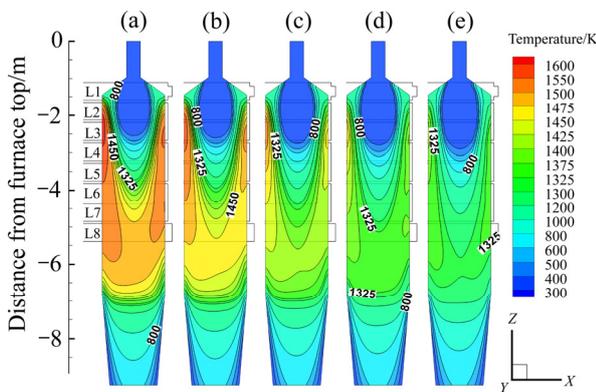


图7 不同空气过量系数条件下料罐内中心XZ截面温度云图

Fig. 7 Temperature contours of XZ section in center pot under different excess air coefficients: (a) 1.05; (b) 1.15; (c) 1.30; (d) 1.45; (e) 1.60

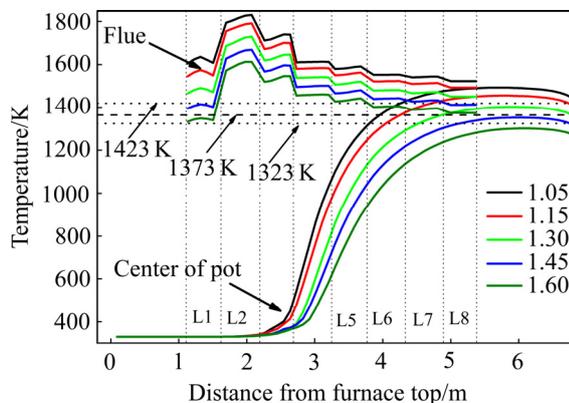


图8 不同空气过量系数条件下火道和料罐中心温度的影响关系曲线

Fig. 8 Temperature curves of flue and center pot under different excess air coefficients

5 结论

1) 基于双流体模型建立的罐式炉煅烧石油焦过程的三维数学模型模拟计算的料罐内温度值与文献测量值基本吻合,表明建立的数学模型较为可靠,可用于研究罐式炉内的温度场分布特征研究。

2) 单罐单位排料量、生焦中挥发分含量及空气过量系数对料罐内高温煅烧带的分布影响显著。在给定工况条件下,随着单罐单位排料量由75 kg/h 上升至115 kg/h,料罐中高温煅烧带位置由L6区域逐渐下移至消失,高温煅烧带长度由2.0 m 逐渐缩短至0 m;随着生焦中挥发分含量由7%上升至15%,高温煅烧带位置由L8区域逐渐上移至L6区域,高温煅烧带长度由0 m 增加到3.02 m;随着空气过量系数由1.05 上升至1.60,高温煅烧带由L5区域逐渐下移至消失,高温煅烧带长度由3.02 m 缩减到0 m。

REFERENCES

- [1] EDWARDS L. The history and future challenges of calcined petroleum coke production and use in aluminum smelting[J]. JOM, 2015, 67(2): 308–321.
- [2] 刘倩宇. 顺流罐式煅烧炉内物料的温度分布与相关问题的讨论[J]. 炭素技术, 2016, 35(1): 64–65.
LIU Qian-yu. Discussion on temperature distribution of cocurrent pot-type calciner and correlative problem[J]. Carbon Techniques, 2016, 35(1): 64–65.
- [3] 明文雪, 罗立军. 基于CFD的罐式煅烧炉冷却水套的优化研究[J]. 炭素技术, 2013, 32(3): 64–66.
MING Wen-xue, LUO Li-jun. Optimization of cooling water jacket of the shaft kiln based on CFD[J]. Carbon Techniques, 2013, 32(3): 64–66.
- [4] GÓMEZ M A, PORTEIRO J, PATIÑO D, MÍGUEZ J L. CFD modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion[J]. Fuel, 2014, 117: 716–732.
- [5] 周善红, 罗立军. 罐式煅烧炉数值仿真与优化研究[J]. 炭素技术, 2014, 33(2): 52–54.
ZHOU Shan-hong, LUO Li-jun. Numerical simulation and optimization research of the shaft kiln[J]. Carbon Techniques, 2014, 33(2): 52–54.
- [6] 周善红, 孙毅, 刘朝东. 罐式煅烧炉数值模拟研究[J]. 轻金属, 2013(12): 33–36.
ZHOU Shan-hong, SUN Yi, LIU Chao-dong. Numerical simulation research of the shaft kiln[J]. Light Metal, 2013(12): 33–36.

- [7] 张忠霞, 龚石开, 杨运川. 基于 PDF 模型的罐式煅烧炉仿真研究[J]. 炭素技术, 2015, 34(4): 25-30.
ZHANG Zhong-xia, GONG Shi-kai, YANG Yun-chuan. Simulation study of pot calciner based on PDF model[J]. Carbon Techniques, 2015, 34(4): 25-30.
- [8] XIAO J, HUANG J, ZHONG Q, LI F, ZHANG H, LI J. A real-time mathematical model for the two-dimensional temperature field of petroleum coke calcination in vertical shaft calciner[J]. JOM, 2016, 68(8): 2149-2159.
- [9] 肖 劲, 黄金堤, 张红亮, 李 劫. 罐式炉内石油焦煅烧过程的二维传热传质数学模型[J]. 中国有色金属学报, 2016, 26(11): 2440-2448.
XIAO Jin, HUANG Jin-di, ZHANG Hong-liang, LI Jie. Two-dimensional model for heat and mass transfer on petroleum coke calcination in vertical shaft calciner[J]. The Chinese Journal of Nonferrous Metals, 2016, 26(11): 2440-2448.
- [10] XIAO J, HUANG J, ZHONG Q, ZHANG H, LI J. Modeling and simulation of petroleum coke calcination in pot calciner using two-fluid model[J]. JOM, 2016, 68(2): 643-655.
- [11] ZHAO Y, LU B, ZHONG Y. Influence of collisional parameters for rough particles on simulation of a gas-fluidized bed using a two-fluid model[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2015, 71: 1-13.
- [12] ŚLUPIK Ł, FIC A, BULIŃSKI Z, NOWAK A J, KOSYRCZYK L, ŁABOJKO G. CFD model of the coal carbonization process[J]. Fuel, 2015, 150: 415-424.
- [13] LIN P, JI J, LUO Y, WANG Y. A non-isothermal integrated model of coal-fired traveling grate boilers[J]. Applied Thermal Engineering, 2009, 29(14/15): 3224-3234.
- [14] BLACK S, SZUHÁNSZKI J, PRANZITELLI A, MA L, STANGER P J, INGHAM D B, POURKASHANIAN M. Effects of firing coal and biomass under oxy-fuel conditions in a power plant boiler using CFD modelling[J]. Fuel, 2013, 113: 780-786.
- [15] MODEST M F. Radiative heat transfer[M]. San Diego, CA: Academic Press, 2013: 498-536.
- [16] MERRICK D. Mathematical models of the thermal decomposition of coal: 1. The evolution of volatile matter[J]. Fuel, 1983, 62(5): 534-539.
- [17] 王春华. 炭素煅烧回转窑热工过程及优化结构的研究[D]. 沈阳: 东北大学, 2009: 65-67.
WANG Chun-hua. Study of thermal process and optimum structure in carbon rotary kilns[D]. Shenyang: Northeastern University, 2009: 65-67.
- [18] PATISSON F, LEBAS E, HANROT F, ABLITZER D, HOUZELOT J. Coal pyrolysis in a rotary kiln: Part I. Model of the pyrolysis of a single grain[J]. Metallurgical and Materials Transactions B, 2000, 31(2): 381-390.
- [19] KLIMANEK A, ADAMCZYK W, KATELBACH-WOŹNIAK A, WĘCEL G, SZŁĘK A. Towards a hybrid Eulerian-Lagrangian CFD modeling of coal gasification in a circulating fluidized bed reactor[J]. Fuel, 2015, 152: 131-137.
- [20] KONTOGEOORGOS D A, KERAMIDA E P, FOUNTI M A. Assessment of simplified thermal radiation models for engineering calculations in natural gas-fired furnace[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2007, 50(25/26): 5260-5268.
- [21] 张正德. 粒度对粉体流动性及下料特性的影响[D]. 上海: 华东理工大学, 2015: 23-27.
ZHANG Zheng-de. The effect of particle fraction on powder flowability and discharge characteristic[D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2015: 23-27.
- [22] 于 泉, 张欣欣, 冯妍卉, 姜泽毅, 徐 列, 郑文华, 董兴宏. 干熄炉内焦炭下降的黏性流模型及其比较研究[J]. 工业加热, 2005, 34(1): 11-13.
YU Quan, ZHANG Xin-xin, FENG Yan-hui, JIANG Ze-yi, XU Lie, ZHENG Wen-hua, DONG Xing-hong. Viscous flow model of coke descending behavior and comparison study in CDQ cooling chamber[J]. Industrial Heating, 2005, 34(1): 11-13.
- [23] 王成善, 陈 磊. 对高炉内炉料运动势流模型及其流函数解法的发展[J]. 重庆大学学报, 2011, 34(9): 73-80.
WANG Cheng-shan, CHEN Lei. The developing of the potential flow modelling of the burden flow in a blast furnace[J]. Journal of Chongqing University, 2011, 34(9): 73-80.
- [24] KOCAEFE D, CHARETTE A, CASTONGUAY L. Green coke pyrolysis: Investigation of simultaneous changes in gas and solid phases[J]. Fuel, 1995, 74(6): 791-799.
- [25] 王 敏, 毛 斌. 罐式炉煅烧生产中常见问题的分析与研究[J]. 轻金属, 2015(2): 34-36.
WANG Min, MAO Bin. Analysis and research on common problems in operation processing of shaft kilns[J]. Light Metals, 2015(2): 34-36.

Simulation of migration of high temperature zone of petroleum coke layer in vertical shaft calciner

LI Jing¹, HUANG Jin-di^{1,2}, XIAO Jin¹, LI Ming-zhou^{1,3}

(1. School of Metallurgy and Environment, Central South University, Changsha 410083, China;

2. School of Energy and Mechanical Engineering, Jiangxi University of Science and Technology, Nanchang 330013, China;

3. School of Metallurgical and Chemical Engineering, Jiangxi University of Science and Technology, Ganzhou 341000, China)

Abstract: In view of the problems of heat and mass transfer of high temperature gas seepage in the material layer of vertical shaft calciner, a three-dimensional mathematical model of petroleum coke calcination process in vertical shaft calciner was established in combination with porous media gas-solid coupling effect. In this model, a two-fluid model was used to describe the calcined pyrolysis process of petroleum coke. The finite rate/eddy-dissipation combustion model combined with standard turbulence equations and a discrete ordinates (DO) radiation model were used to describe the volatile combustion in flue and heat transfer process, respectively. The model was used to study the migration patterns of high temperature zone in pot. The results show that the high temperature zone (>1373 K) moves down from L6 to disappearance and its length gradually reduces from 2.0 m to 0 m when the discharging rate per pot increases from 75 kg/h to 115 kg/h under the given condition, the high temperature zone moves up from L8 to L6 and its length gradually increases from 0 to 3.02 m when the volatile content in green coke increases from 7% to 15% under the given condition, and the high temperature zone moves down from L5 to disappearance and its length gradually reduces from 3.02 m to 0 m when the excess air coefficient increases from 1.05 to 1.60 under the given condition.

Key words: vertical shaft calciner; high temperature zone; migration; numerical simulation

Foundation item: Project(51374253) supported by National Natural Science Foundation of China; Projects(GJJ160664, GJJ160635) supported by Science and Technology Program of Education Department of Jiangxi Province, China

Received date: 2017-05-10; **Accepted date:** 2017-08-21

Corresponding author: HUANG Jin-di; Tel: +86-15079128330; E-mail: hjd041@163.com

(编辑 王超)