电石熔炼过程单颗粒模型与球团新工艺强化机制

王秋鸣, 李树莹, 耿书阳, 姜泽毅*

北京科技大学能源与环境工程学院, 北京 100083

* 联系人, E-mail: zyjiang@ustb.edu.cn

2020-12-31 收稿, 2021-03-31 修回, 2021-04-07 接受, 2021-04-08 网络版发表

国家重点研发计划(2018YFB0605903)资助

摘要 传统的电石规模化生产以块状生石灰和焦炭为主要原料, 在矿热炉内通过电热作用熔炼生成碳化钙。球团新工艺以生石灰粉和低阶煤粉替代块状生石灰和焦炭, 经压球、热解后的热球团作为矿热炉的原料。本文建立了传统块料工艺和球团新工艺的单颗粒传输和反应模型, 分别对两种工艺在相同供电功率和生产率条件下的熔炼过程进行了数值模拟, 探讨了球团新工艺的强化机制。结果表明, 电石化反应吸热量显著, 两种工艺在达到反应温度后, 均存在升温缓慢的热滞留阶段, 约占整个过程的45%~50%; 在传统块料工艺中, 固相扩散显著影响反应速度, 熔炼进程受扩散、反应混合控制, 而球团新工艺采用细粉料均匀混合压球, 熔炼进程只受反应控制; 球团新工艺在炉料均混和热装入炉的双重作用下, 生产率可提高11%, 且具有以煤代焦和以热代电的能源替代效果。

关键词 电石, 矿热炉, 球团, 数学模型, 强化熔炼

电石是一种重要的基本化工原料, 其主要成分是碳化钙。工业电石生产采用电热法, 以块状生石灰和碳素为原料, 在矿热炉内的电热高温作用下(2000°C以上)反应生成熔融态碳化钙。电石生产电耗高、污染重, 节能减排是电石行业可持续发展的重点工作。有学者将配碳球团反应理论应用于电石生产, 提出采用生石灰粉和低阶煤粉为原料, 经压球和预热热解后热装进入电石炉的球团新工艺^[1]。

由于矿热炉内实际过程实验检测难度大, 通常采用热力学计算、动力学实验和数值模拟等方法研究电石的熔炼工艺, 研究重点在于电石生成机制和多物理场耦合原理。众多学者利用等温法研究了不同条件下的电石生成反应动力学。Tagawa和Sugawara^[2]和Li等人^[3]在粉料掺混的研究中认为应选择 D_3 (三维-Jander扩散)模型, 而El-Nass等人^[4]和Wang等人^[5]在粉料压块的研究中认为应选择 R_3 (体积收缩)模型。在单颗粒炉料尺

度, 电石反应控速可能由质量扩散、热量传递和化学反应3个因素决定。纪雷鸣^[6]针对钙碳球团反应控速问题建立了数学模型, 分析了球团内部的转化率和温度分布, 认为钙碳球团的控速步骤为表面化学反应。Xu等人^[7]建立了c-MPRT模型来模拟两固相混合颗粒的传热和反应过程, 认为相比于块料, 粉料压球增加了钙碳球团内两相边界的密度, 提升了反应速率和能量利用效率。

在圆筒形电石矿热炉内(图1), 电能通过周向均布的3根电极供入, 从顶部装入的炉料缓慢下落, 在自身电阻热、上升炉气换热以及高温电弧热等的作用下逐渐升温, 达到一定温度时发生电石化反应和熔融相变, 生成的电石液汇入炉膛底部熔池, 最终在出料口周期性排出。对于矿热炉内熔炼过程, 数学模型研究主要集中在铁合金矿热炉上, 学者们在不同简化假设下建立全炉尺度的多场耦合模型^[8~12], 通过数值模拟探究电

引用格式: 王秋鸣, 李树莹, 耿书阳, 等. 电石熔炼过程单颗粒模型与球团新工艺强化机制. 科学通报, 2021, 66: 2766–2774

Wang Q M, Li S Y, Geng S Y, et al. The single-particle model of calcium carbide production and strengthening mechanism of the novel pelletizing process (in Chinese). Chin Sci Bull, 2021, 66: 2766–2774, doi: [10.1360/TB-2020-1699](https://doi.org/10.1360/TB-2020-1699)

图1 矿热炉结构图
Figure 1 The structure of a submerged arc furnace

热、传输、反应机理及影响因素，用于指导硅铁生产等的工艺优化。

面向电石生产的高效化和低成本发展要求，需要深入研究电石炉内的复杂多物理过程，而目前针对单颗粒炉料在炉内熔炼过程中演化规律的研究尚不充分，传统块料颗粒的单颗粒模型研究未见报道，已开展的球团单颗粒模型研究与炉内生产实际过程结合不够，未能有效引入炉内电热分布及反应动力学的研究成果。本文以传统块料工艺和球团新工艺为研究对象，建立矿热炉内单颗粒炉料传输和反应过程非稳态模型，通过数值模拟，对比分析两种工艺中炉料温度、组分、相态的演化规律差异，分析钙碳球团在电石炉内多物理过程的强化机制，为电石新工艺的优化设计和操作提供参考。

1 单颗粒模型的建立

1.1 简化假设

对于球团新工艺，由于入炉球团是由细粉状的生石灰和煤经均匀混合、压球和热解获得，我们假设CaO与C已充分混合，电石化反应过程不受固相扩散的影响。而对于传统块料工艺，CaO与C的接触是固相电石化反应的前提，假设固相扩散为CaO向焦炭颗粒内的扩散^[13]，因此选定焦炭颗粒为单颗粒模型的研究对象。均混球团和焦炭颗粒的物理模型如图2。模型建立的简化假设包括：(1) 均混球团和焦炭颗粒均简化为标准球形的炉料颗粒，熔炼过程中形状和体积不变；(2) 忽略炉料颗粒表面受热和固相扩散的不均匀性，内部传输视为径向一维过程；(3) 电石化反应为一步反应，即 $\text{CaO} + 3\text{C} = \text{CaC}_2 + \text{CO}$ ；(4) 简化电弧区的复杂传热过程，将全部电热作用以焦耳热内热源的形式加载在炉料颗粒内，其强度随时间(下落位置)的变化根据电场模拟分析获得的经验公式给定。

1.2 控制方程和定解条件

电石熔炼过程包含传热、传质和化学反应过程，可以用能量方程和固相组分守恒方程描述。

能量方程为

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + S, \quad (1)$$

其中， ρ 为密度， kg/m^3 ； c_p 为定压比热容， $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ； T 为温度，K； t 为时间，s； r 为径向位置，m； λ 为导热系数，

图2 单颗粒物理模型。(a) 球团颗粒(新工艺); (b) 焦炭颗粒(传统工艺)
Figure 2 The physical models of a single particle. (a) Pellet particle (novel process); (b) coke particle (traditional process)

$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$. S 为源项, W/m^3 , 包括焦耳热 S_j 和反应热 S_r 两部分:

$$S = S_j + S_r. \quad (2)$$

焦耳热根据全炉多物理场耦合模拟得到的电热分布^[14], 通过统计和拟合获得, 如式(3):

$$S_j = \begin{cases} \frac{3(1-x_h)P_e \left[(1-x_t) \left(\frac{H_t-z}{H_t-H_e} \right)^2 + x_t \right]}{A[(1+2x_b)(H_e-H_h) + (1+x_t)(H_t-H_e)]}, & (H_e < z \leq H_t), \\ \frac{3(1-x_h)P_e \left[(1-x_b) \left(\frac{H_h-z}{H_e-H_h} \right)^2 + x_b \right]}{A[(1+2x_b)(H_e-H_h) + (1+x_t)(H_t-H_e)]}, & (H_h < z \leq H_e), \\ \frac{x_h P_e}{AH_h}, & (0 < z < H_h), \end{cases} \quad (3)$$

其中, P_e 为炉膛总供电功率, W ; z 为炉料下落位置, m , 根据平均生产率 ρ_d 和入炉时间 t 计算; A 为炉膛截面积, m^2 ; H_t 、 H_e 、 H_h 分别为炉膛高度、电极入炉深度和熔池深度, m ; x_h 、 x_t 和 x_b 为拟合获得的特征位置热源强度系数.

炉料下落位置与时间的关系为

$$z = H_t - ut, \quad (4)$$

$$\rho_d u = \frac{1000 P_d}{24 \times 3600}, \quad (5)$$

其中, u 为炉料下落速度, m/s ; P_d 为生产率, t/s .

反应热的计算公式为

$$S_r = R_v \Delta H_r, \quad (6)$$

其中, R_v 为以C为参照的化学反应速率, $\text{mol m}^{-3} \text{s}^{-1}$; ΔH_r 为以C为参照的化学反应热, $161.7 \text{ kJ mol}^{-1}$.

能量方程式(1)的初始条件和边界条件为

$$T|_{t=0} = T_0, \quad (0 \leq r \leq R_p), \quad (7)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad (r=0), \quad (8)$$

$$\lambda \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r=R_p} = h(T_f - T), \quad (r=R_p), \quad (9)$$

其中, T_0 为炉料颗粒初始入炉温度, K ; R_p 为颗粒当量半径, m ; h 为对流传热系数, $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$; T_f 为炉气温度, K , 根据热平衡关系给定.

固相组分守恒方程为

$$\frac{\partial \rho_{s,k}}{\partial t} = R_v M_C \Delta X_{s,k} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(D_k r^2 \frac{\partial \rho_{s,k}}{\partial r} \right), \quad (10)$$

其中, k 代表固相组分, 包括CaO、C和CaC₂; $\rho_{s,k}$ 为固相组分 k 的密度, kg/m^3 ; M_C 为C的摩尔质量, kg/mol ; $\Delta X_{s,k}$ 为固相组分 k 在化学反应中的变化量, kg/kg ; D_k 为固相组分 k 的扩散系数, m^2/s .

方程的初始条件为

$$\rho_{s,k}|_{t=0} = \rho_{s0,k}, \quad (0 \leq r \leq R_p), \quad (11)$$

其中, $\rho_{s0,k}$ 为固体组分 k 的初始密度, kg/m^3 .

本文只在传统块料工艺中考虑CaO向焦炭颗粒内的扩散, 不考虑其他扩散. CaO扩散系数计算公式^[15]为

$$D = D_0 \exp\left(-\frac{19800}{T}\right). \quad (12)$$

传统块料工艺中, CaO组分方程的边界条件为

$$\left. \frac{\partial \rho_{s,\text{CaO}}}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad (r=0), \quad (13)$$

$$\rho_{s,\text{CaO}}|_{r=R_p} = \rho_{sR,\text{CaO}}, \quad (r=R_p), \quad (14)$$

其中, $\rho_{sR,\text{CaO}}$ 为边界上CaO的密度, kg/m^3 .

1.3 反应动力学模型

式(6)和(10)中, 以C为参照的化学反应速率 R_v 的计算公式为

$$R_v = \frac{\rho_{0,C} d\alpha}{M_C dt}, \quad (15)$$

其中, α 为C的转化率, 定义为反应消耗量与初始量的比值. 反应动力学方程为

$$\frac{d\alpha}{dt} = K \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) f(\alpha), \quad (16)$$

其中, K 为指前因子, s^{-1} ; E_a 为表观活化能, 833111 J/mol ; R 为气体常数, $8.314 \text{ J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$; $f(\alpha)$ 为反应速率模型的微分形式, 本文选用体积收缩模型(R₃):

$$f(\alpha) = 3(1-\alpha)^{\frac{2}{3}}. \quad (17)$$

1.4 模型相关参数

1.4.1 相变处理

相变过程采用等效比热法处理, 等效比热容 $c_{p,\text{eff}}$ 的表达式为

$$c_{p,\text{eff}} = \begin{cases} c_p, & (T \leq T_s), \\ c_p + c_{p,\text{ml}}, & \left(T_s < T < T_s + \frac{\Delta T}{2}\right), \\ c_p + c_{p,\text{m2}}, & \left(T_s + \frac{\Delta T}{2} < T < T_s + \Delta T\right), \\ c_p, & (T \geq T_s + \Delta T), \end{cases} \quad (18)$$

$$c_{p,\text{ml}} = \frac{4L}{(\Delta T)^2} - \frac{4LT_s}{(\Delta T)^2}, \quad (19)$$

$$c_{p,\text{m2}} = -\frac{4L}{(\Delta T)^2} + \frac{4LT_s}{(\Delta T)^2}, \quad (20)$$

$$L = 375536.875 - 154.76T_s, \quad (21)$$

其中, T_s 为相变温度, 由CaO·CaC₂熔融相图得出, 本文取为2103 K; ΔT 为相变温度区间(T_s ~ $T_s + \Delta T$), K; L 为相变潜热, J/mol.

考虑相变时, 物质的液相率 α_m 可以表示为

$$\alpha_m = \begin{cases} 0, & (T \leq T_s), \\ \frac{\int_{T_s}^T c_{p,\text{ml}} dT}{L}, & \left(T_s < T < T_s + \frac{\Delta T}{2}\right), \\ \frac{\int_{T_s}^{T_s + \frac{\Delta T}{2}} c_{p,\text{ml}} dT + \int_{T_s + \frac{\Delta T}{2}}^T c_{p,\text{m2}} dT}{L}, & \left(T_s + \frac{\Delta T}{2} < T < T_s + \Delta T\right), \\ 1, & (T \geq T_s + \Delta T). \end{cases} \quad (22)$$

1.4.2 对流换热系数

强迫对流换热, 流体外掠球体努赛尔数可以用以下关联式来确定:

$$Nu = 2 + \left(0.4(Re)^{\frac{1}{2}} + 0.06(Re)^{\frac{2}{3}}\right)(Pr)^{0.4} \left(\frac{\mu_\infty}{\mu_w}\right), \quad (23)$$

其中, Re 是雷诺数, Pr 是普朗特数, 式(23)适用范围为 $0.71 < Pr < 380$, $3.5 < Re < 7.6 \times 10^4$; μ_w 是壁面温度下流体的黏度系数; μ_∞ 是来流温度下流体的黏度系数.

2 验证及计算

2.1 模型求解方法和验证分析

传统块料工艺和球团新工艺的生产工艺参数设置如表1. 传统工艺的数据主要源于某企业电石炉的实际生产数据统计和炉内有关尺度假设, 球团新工艺数据参考传统工艺数据给定(实际生产中尚未实现球团占

比100%). 由于球团新工艺中球团经预热热解后热装入炉, 入炉温度设定在873 K.

采用建立的数学模型, 通过自编程序实现数值求解, 计算获得炉内单颗粒炉料的温度、组分及相态变化. 传统工艺焦炭颗粒不同位置处温度随时间的变化如图3(a)所示, 计算出炉温度为2296 K. 根据生产数据, 电石液的实际出炉温度为2273~2473 K. 计算出炉温度在合理范围内, 证明本文模型具有一定的可靠性, 模型计算结果可以用于反映炉料在炉内的整体升温、反应和相变等情况.

2.2 传统工艺计算结果

传统工艺焦炭颗粒不同位置处温度和整个过程热量随时间变化如图3所示. 开始时热量全部用于焦炭颗粒的升温过程, 随着焦炭颗粒温度上升到反应温度, 反应开始. 此时热量同时用于反应和升温过程, 焦耳热和对流换热之和等于反应热和焦炭颗粒升温热之和. 内外温差最大的时刻在 $t=41.67$ min, 此时焦炭颗粒中心处温度为1633 K, 表面处温度为1732 K, 内外温差为99 K.

由图3(a)可知, 焦炭颗粒外表面在 $t=42.9$ min首先达到反应温度1773 K, 中心处在 $t=48.4$ min时才达到该温度. 开始反应后热量主要用于反应过程的吸热(图3(b)), 焦炭颗粒升温速率明显下降, 约为2 K/min, 这一段区域称为热滞留阶段. 在 $t=178.2$ min时, 整个颗粒反应结束, 整个热滞留阶段为129.8 min, 占炉内熔炼过程的50.9%. 之后颗粒升温加快, 迅速达到相变温度. 热量用于相变过程吸热, 颗粒升温速率又略有下降, 但是与化学反应相比相变吸热量少, 因此相变较快结束. 反应和相变完成后, 整个焦炭颗粒在焦耳热的作用下继续升温, 最终的出炉温度为2296 K.

图4(a)为传统工艺焦炭颗粒外表面、1/2半径处以及中心处的转化率和液相率随时间的变化情况. 可以看出, 不同位置处的转化率在 $t=42.9$ min之后开始逐渐升高, 表示反应开始进行. 焦炭颗粒外表面处的转化率远高于1/2半径处以及中心处, 这是因为CaO是从表面向内部扩散的, 焦炭颗粒表面直接和CaO颗粒接触, 外部CaO浓度较大, 扩散进行得快, 同时表面处较大的CaO浓度也促进了反应的进行. 此外, 由于反应结束早, 表面在焦耳热作用下更早地升温并达到相变温度, 表面的液相率明显高于焦炭颗粒内部.

图4(b)为焦炭颗粒内各组分密度随时间的变化情

表1 两种工艺的参数设置

Table 1 Parameter settings of the two processes

生产工艺	密度(kg/m ³)	粒径(m)	入炉温度(K)	功率(MW)	产率(t/d)	电极入炉深度(m)	熔池深度(m)
新工艺	球团: 1200	0.05	873	32.727	303	1.4	1.4
传统工艺	焦炭: 1000 石炭块: 1100	0.05	298	32.727	303	1.4	1.4

图3 传统工艺焦炭颗粒的加热过程. (a) 温度曲线; (b) 热量收支分布曲线

Figure 3 Heating of coke particles in the traditional process. (a) The curves of temperature; (b) the curves of heat budget distribution

图4 传统工艺焦炭颗粒的反应和相变过程. (a) 转化率和液相率曲线; (b) 组分密度曲线

Figure 4 Reaction and phase change of coke particles in the traditional process. (a) The curves of conversion rate and liquid ratio; (b) the curves of component density

况. 由于扩散系数大小与温度有关, 初始时刻颗粒温度较低, CaO的扩散系数也较低, 扩散进行得慢. 随着球团升温, CaO向焦炭颗粒内部扩散也加快, 焦炭颗粒内

CaO密度逐渐增加. 由于焦炭颗粒外表面直接与CaO接触, 外部CaO密度较大, 因此外表面扩散进行得快. 在 $t=15$ min时, 能明显观察到焦炭颗粒外表面CaO密度的

增加, 在 $t=27.3$ min时, 表面CaO密度开始下降, 这是因为焦炭颗粒表面CaO向内部的扩散速度加快, 表面向内部扩散的量大于其从外部扩散的量. 在 $t=33$ min左右, 观察到焦炭颗粒1/2半径处和中心处CaO密度的明显增加. 在 $t=48.4$ min时, 1/2半径和中心处开始发生反应, CaO密度开始下降. 在反应开始即 $t=42.9$ min之前, C的密度一直为 1000 kg/m^3 , CaC_2 密度一直为零, 直到开始反应, C密度开始下降, CaC_2 密度开始上升, 在 $t=178.2$ min, 整个反应过程结束.

2.3 新工艺计算结果

新工艺球团不同位置处温度和整个过程热量随时间变化如图5所示. 球团内的热量来源与传统工艺颗粒一样为焦耳热和对流换热. 开始时焦耳热和对流换热全部用于球团升温过程, 导致球团升温速率快. 由图5(a)可以看出, 刚入炉时, 球团外表面温度始终高于球团中心处温度; 在 $t=8.33$ min时, 球团中心处和球团表面温差为38 K; 在 $t=83.33$ min时, 球团中心处和球团表面温差为5 K; 在反应后期 $t=250$ min时, 球团内温度均匀分布, 为3154 K. 与传统工艺相比, 球团新工艺内外的温差更小, 温度分布更均匀.

由图5(a)可知, 球团外表面、1/2半径处以及中心处的温度分别在 $t=27.17$ 、29.9和28.13 min达到1773 K, 开始进行反应, 球团内外开始反应的时间相差小. 电石反应为一个吸热反应, 反应开始之后用于球团升温的热量开始减少(图5(b)), 球团升温速率小于3 K/min. 随着反应过程的进行, 炉气和球团表面温差逐渐减小, 对

流换热作用逐渐减弱, 球团内外的温差也越来越小. 在 $t=145.41$ 、145.85和146 min, 球团外表面、1/2半径以及中心处的反应分别结束, 整个热滞留阶段为117.9 min, 占炉内熔炼过程的46.2%. 球团升温速率开始变快, 内外温度基本趋于一致, 迅速达到相变温度. 开始发生相变时, 球团升温速率又略有下降, 但是与化学反应相比相变吸热量较小, 相变迅速完成. 在后续焦耳热的作用下继续升温, 最终出炉温度为3154 K. 图6(a)为新工艺球团外表面、1/2半径处以及中心处的转化率和液相率随时间的变化情况. 明显发现, 同一时刻, 在钙碳球团的不同位置处, 转化率的大小相差不大. 例如, 在 $t=100$ min时, 球团中心处、1/2半径处、外表面的转化率分别为0.606、0.613、0.641. 3个位置处的液相率曲线基本完全重合, 说明新工艺球团不同位置的相变过程同步进行. 图6(b)为球团内各组分随时间的变化. 开始反应前, 球团内CaO和C的密度一直维持不变, 分别为730.44和69.6 kg/m^3 , CaC的量一直为0. $t=27.17$ min之后, 反应开始进行, CaO和C含量减少, CaC含量开始上升. 直到 $t=146$ min反应结束, CaO和C含量变为零, 球团内CaC密度值维持在 834.8 kg/m^3 不再变化.

3 新工艺均混强化机制探讨

通过以上对比分析发现, 与传统工艺相比, 球团新工艺反应过程所需的时间短, 电石出炉温度高. 而在实际生产中, 两种工艺电石出炉温度应该没有显著差别. 通过调整炉料下落速度(生产率提高), 对球团新工艺高

图5 新工艺球团的加热过程. (a) 温度曲线; (b) 热量收支分布曲线

Figure 5 Heating of pellet particles in the novel process. (a) The curves of temperature; (b) the curves of heat budget distribution

产节电的潜力进行进一步分析.

通过调整球团新工艺在炉内炉料下落速度的大小,使球团新工艺出炉温度与传统工艺出炉温度一致.球团新工艺在炉内的总时间调整为225 min,即炉料下落速度变为原来的1.11倍时,能够使两种工艺电石最终的出炉温度一致.两种工艺表面温度随时间的变化如图7(a)所示.球团新工艺最终出炉温度为2298 K,与传统工艺最终出炉温度2296 K基本一致.调整球团新工艺在炉内炉料下落速度,得到球团新工艺总转化率和液相率的结果,与传统工艺的结果进行对比(图7(b)).由于新工艺初始入炉温度更高,即使在较大的炉料下落速

度下,反应开始和结束还是早于传统工艺.炉料下落速度的提高意味着生产率的提高,说明球团新工艺可以达到高产的效果.

4 结论

(1) 建立了两种工艺下单颗粒炉料熔炼过程数学模型.分别对传统工艺和球团新工艺在相同电热(32.727 MW)和生产率(303 t/d)条件下计算出的结果进行分析,计算出炉温度在合理范围内,证明本文模型具有一定的可靠性,模型计算结果可以用于反应炉料在炉内的整体升温、反应和相变等情况.

图6 新工艺球团的反应和相变过程. (a) 转化率和液相率曲线; (b) 组分密度曲线

Figure 6 Reaction and phase change of pellet particles in the novel process. (a) The curves of conversion rate and liquid ratio; (b) the curves of component density

图7 球团新工艺生产率提高的潜力. (a) 炉料温度对比; (b) 转化率和液相率对比

Figure 7 Productivity improvement potential of the novel pelletizing process. (a) Comparison of material temperature; (b) comparison of conversion rate and liquid ratio

(2) 基于以焦耳热为主的电热分布假设, 整个过程中两种工艺颗粒径向温差不大。由于反应吸热量大, 颗粒达到反应温度后, 两种工艺都存在热滞留阶段, 约占全炉熔炼过程的45%~50%, 此阶段内颗粒升温速率只有2~3 K/min。

(3) 调整炉料下落速度, 使其变为之前的1.11倍, 可以使球团新工艺和传统工艺出炉温度一致, 说明在相同电热的条件下, 球团新工艺产量能够提高11%左右, 进而说明球团新工艺可以实现节电和高产的效果, 具有显著的均混强化和热装节电的效果。

参考文献

- 1 Zhao X N, Ding L, Guo Q H, et al. System for producing calcium carbide (in Chinese). PRC Patent, CN207030972U, 2018-02-23 [赵小楠, 丁力, 郭启海, 等. 制备电石的系统. 专利: CN207030972U, 2018-02-23]
- 2 Tagawa H, Sugawara H. The kinetics of the formation of calcium carbide in a solid-solid reaction. *Bull Chem Sci Jpn*, 1962, 35: 1276-1279
- 3 Li G, Liu Q, Liu Z. Kinetic behaviors of CaC_2 production from coke and CaO . *Ind Eng Chem Res*, 2013, 52: 5587-5592
- 4 El-Naas M, Munz R, Ajersch F. Modelling of a plasma reactor for the synthesis of calcium carbide. *Can Metall Q*, 1998, 37: 67-74
- 5 Wang R, Liu Z, Ji L, et al. Reaction kinetics of CaC_2 formation from powder and compressed feeds. *Front Chem Sci Eng*, 2016, 10: 517-525
- 6 Ji L M. Fundamental study of chemical reactions and mass transfer in CaC_2 production (in Chinese). Doctor Dissertation. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2016 [纪雷鸣. 碳化钙生成的化学反应和传递过程研究. 博士学位论文. 北京: 北京化工大学, 2016]
- 7 Xu Q, Li Y S, Deng S P, et al. Modeling of multiprocess behavior for feedstock-mixed porous pellet: Heat and mass transfer, chemical reaction, and phase change. *ACS Sustain Chem Eng*, 2019, 7: 12510-12519
- 8 Sheng Y Y, Irons G A, Tisdale D G. Transport phenomena in electric smelting of nickel matte: Part I. Electric potential distribution. *Metall Mater Trans B-Proc Metall Mater Proc Sci*, 1998, 29: 77-83
- 9 Sheng Y Y, Irons G A, Tisdale D G. Transport phenomena in electric smelting of nickel matte: Part II. Mathematical modeling. *Metall Mater Trans B-Proc Metall Mater Proc Sci*, 1998, 29: 85-94
- 10 Scheepers E, Adema A T, Yang Y, et al. The development of a CFD model of a submerged arc furnace for phosphorus production. *Miner Eng*, 2006, 19: 1115-1125
- 11 Scheepers E, Yang Y, Adema A T, et al. Process modeling and optimization of a submerged arc furnace for phosphorus production. *Metall Mater Trans B-Proc Metall Mater Proc Sci*, 2010, 41: 990-1005
- 12 Wang Z, Wang N H, Li T. Computational analysis of a twin-electrode DC submerged arc furnace for MgO crystal production. *J Mater Process Technol*, 2011, 211: 388-395
- 13 Ni L J. Fundamental study of chemical reactions and mass transfer in CaC_2 production (in Chinese). Master Dissertation. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2013 [倪丽娟. 电石生成过程中的界面行为研究. 硕士学位论文. 北京: 北京化工大学, 2013]
- 14 Liu X. Multi-physical coupling model and parameter analysis of calcium carbide smelting process in submerged arc furnace (in Chinese). Master Dissertation. Beijing: University of Science and Technology Beijing, 2019 [刘希. 矿热炉电石熔炼过程多物理场耦合模型与参数分析. 硕士学位论文. 北京: 北京科技大学, 2019]
- 15 Qiu X P, Liu J Q, Wu Z H. Simulation and calculation on the kinetics of CaO desulfurization catalytic effects of alkali salts. *Comput Appl Chem*, 2002, 19: 535-539

Summary for “电石熔炼过程单颗粒模型与球团新工艺强化机制”

The single-particle model of calcium carbide production and strengthening mechanism of the novel pelletizing process

Qiuming Wang, Shuying Li, Shuyang Geng & Zeyi Jiang^{*}*School of Energy and Environmental Engineering, University of Science and Technology Beijing, Beijing 100083, China*^{*} Corresponding author, E-mail: zyjiang@ustb.edu.cn

Calcium carbide (CaC_2) is an important chemical raw material and China is the world's largest producer and consumer of CaC_2 , with more than 90% of the world's total production capacity. The equipment for producing CaC_2 by electric arc method is commonly known as submerged arc furnace (SAF). In the traditional production process, lime (CaO) and coke (C) are charged into SAF in lump form and finally melted into liquid CaC_2 , which consumes a large amount of electric energy. In a newly proposed production process, the lump materials are replaced by lime powder and low-rank coal powder. The powder materials are first pelletized and dehydrated, and then pyrolyzed in a rotary hearth furnace. The hot pellets after pyrolysis are used as the substitutional material for SAF. Nowadays, researchers usually study the CaC_2 smelting process by thermodynamic calculation, kinetic experiment and numerical simulation. However, the detailed information on the evolution of a single particle in the SAF smelting process is still insufficient. In this paper, a transient model of single-particle transportation and reaction is established for both traditional and novel pelletizing processes. The temperature, component and phase state of falling materials are calculated by numerical method. The traditional process model takes coke particle as the object and assumes that solid-solid diffusion is carried out from lime particle to coke particle. The novel process model takes pellet particle as the object and ignores the solid-solid diffusion between powders. In both models, complicated heat transfer process in the arc zone is simplified, and the electric heating phenomenon in the whole furnace is described in the form of Joule heat source. The contracting volume model (R_3) is used in the kinetic model. The simulation results show that a heat retention stage occurs in both models after the particle reaches the reaction temperature, during which the temperature of the particle rises slowly. The heat retention stage accounts for about 45%–50% of the total smelting process, and the heating rate of the particles in this stage is only 2–3 K/min under the influence of intense reaction decalcification. In the traditional process, the solid-solid diffusion significantly retards the reaction rate, and the smelting process is jointly controlled by diffusion and reaction. In the novel process, the material smelting is only controlled by the reaction because the pellets are formed by uniformly mixing fine powder and then pressing. In this way, the reaction time of the traditional process is 14 min longer than that of the novel process. Under the same input electric power and productivity conditions, due to the hot charging of pellets into the furnace, the outlet temperature of the new process is 858 K higher than that of the traditional process, which can provide space for high yield and energy saving. In order to avoid the waste of overheat, when the material descending speed of the novel process is increased by 11%, the product temperature can be consistent with that of the traditional process. The final result suggests that the novel process in SAF has an obvious energy substitution effect via replacing coke with coal and replacing electricity with heat, and may have important implications in developing more energy-efficient and productive CaC_2 production technology by the means of pelletizing and hot charge.

calcium carbide, submerged arc furnace, pelletizing, mathematic model, production enhancementdoi: [10.1360/TB-2020-1699](https://doi.org/10.1360/TB-2020-1699)