

氧热法电石生产复合床反应器预热区的设计计算

李文涛 于洋 窦雅玲 刘辉*

(北京化工大学 化学工程学院 化工资源有效利用国家重点实验室, 北京 100029)

摘要: 针对氧热法电石生产工艺中复合床反应器预热区高温 CO 和原料层进行热交换的体系, 建立了计及原料颗粒内热阻的移动床气固两相换热模型。重点考察了反应器预热区气固两相温度的分布, 计算了不同原料粒径和不同预热区直径条件下, 达到反应器换热要求所需要的换热高度, 并得到了气固两相温度分布的解析解。结果表明: (1) 颗粒粒径较大时 (ε 的值小于 3.3), 颗粒内热阻成为气固两相换热过程的控制步骤, 综合考虑床层透气性和床层压降等制约条件, 在可选范围之内应优先选用直径为 1 cm 的原料; (2) 移动床气固换热过程主要受控于 ε 、 β 和 γ 这 3 个无因次参量, 并且主要受控于 ε ; (3) 气固两相温度分布的解析解, 能为此类颗粒移动床换热过程提供初步设计依据。

关键词: 电石合成; 移动床气固换热; 数学模型

中图分类号: TQ018

引言

氧热法电石生产新工艺是以粉状焦炭和氧化钙为原料, 通过部分焦炭与氧气的燃烧 (产物为 CO) 为电石合成反应供热。该工艺为无消耗能源型和无污染型工艺, 大大强化了传递过程, 又提高了过程的热效率, 同时副产大量 CO, 相比于现有电弧法固定床工艺具有显著优势^[1-5]。新型反应器的设计是新工艺能否成功应用的关键, 如 BGL 炉的复合床反应器技术就能很好的应用其中。该技术是将粉状的焦炭与氧化钙按照一定比例混合制成球团, 在反应器中依次完成预热, 燃烧和合成液态电石。反应器通过移动床过程充分利用 CO 的显热对原料球团进行预热, 对于这样一类移动床换热过程, 多数研究都忽略了颗粒的内热阻的影响^[6-10]。而在这样的过程中, 颗粒内热阻往往成为气固两相换热的控制步骤。鉴于此本文通过解析解和数值解两种方法, 考察了复合床反应器中的移动床气固两相换热过程, 以期为此类大颗粒移动床换热过程设计提供设计依据。

收稿日期: 2013-04-17

基金项目: 国家“973”计划(2011CB201306)

第一作者: 男, 1988 年生, 硕士生

* 通讯联系人

E-mail: hliu@mail.buct.edu.cn

1 复合床反应器预热区数学模型

1.1 物理模型

图 1 示出了氧热法生产电石复合床反应器概念设计模型, 它由储料室、预热区、燃烧区和熔池区组成。焦炭和氧化钙按照一定比例混合而制成原料球团 (优选粒径为 10 ~ 40 mm) 经储料室进入反应器, 依次进行预热、不完全燃烧、电石合成反应等过程后从出料口排出液态电石。氧气从反应器底部熔池区上方的喷嘴进入反应器与原料进行不完全燃烧为合成反应供热, 产生的高温 CO 在上流的过程中对原料进行加热后从预热区上部出口排出, 达到充分利用高温 CO 显热降低工艺能耗的目的。本文仅对物料分布器上方的预热区气固两相移动床传热过程构

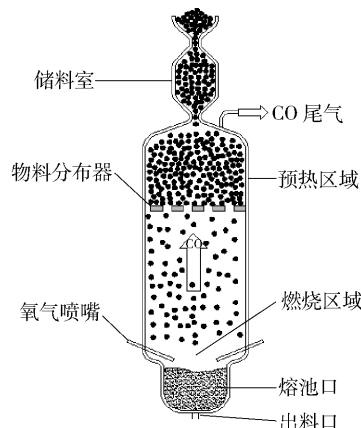


图 1 复合床反应器的几何结构

Fig. 1 Structure of the combined bed reactor

建数学模型,考察预热区不同原料粒径和预热区直径条件下达到设计要求所需的预热区高度。

1.2 模型假设

预热区只涉及气固两相的传热,并无反应发生,仅做气固两相的热量衡算。自预热区原料料面向下为正方向,假设:(1)气固两相均为平推流流动;(2)原料颗粒内部存在温度梯度;(3)处于同一轴向位置的各个原料颗粒的温度分布相同。

1.3 预热区模型

对于固相,考察单颗粒的温度分布即可反映物料颗粒群的温度变化。对单颗粒做固相热量衡算有

$$\rho_p C_p \frac{\partial T_p}{\partial t} = \frac{\lambda_p}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial T_p}{\partial r} \right) \quad (1)$$

式(1)中: T_p 为颗粒的温度,K; ρ_p 为颗粒密度,kg/m³; C_p 为颗粒比热容,J/(kg·K); λ_p 为颗粒的导热系数,W/(m·K); r 为粒内半径,m。

因为颗粒以均一的速度下落,颗粒的下落位移为 $Z = v_p t$,则式(1)可改写为

$$\rho_p C_p v_p \frac{\partial T_p}{\partial Z} = \frac{\lambda_p}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial T_p}{\partial r} \right) \quad (2)$$

相应的边界条件为

$$T_p|_{Z=0} = T_{p0} \quad (3)$$

$$\lambda_p \frac{\partial T_p}{\partial r} \Big|_{r=R_p} = h(T_g - T_p|_{r=R_p}) \quad (4)$$

式(2)~(4)中: v_p 为颗粒的速度,m/s; T_g 为气相温度,K; h 为气固两相的换热系数,W/(m²·K),涉及了对流与辐射效应

$$h = (2.0 + 0.6Pr^{1/3}Re^{1/2})\lambda_g/d_p + \alpha_r \quad (5)$$

$$\alpha_r = 5.67(T_g^4 - (T_p|_{r=R_p})^4)/(100^4(T_g - T_p|_{r=R_p})) \quad (6)$$

式(5)~(6)中: Pr 为普朗德数; Re 为雷诺数; λ_g 为CO的导热系数,W/(m·K); d_p 为原料颗粒直径,m; α_r 为气固两相辐射传热系数,W/(m²·K); R_p 为原料颗粒半径,m。

对于气相做热量衡算

$$G_g C_g \frac{dT_g}{dZ} = hA_{sg}(T_g - T_p|_{r=R_p}) \quad (7)$$

$$A_{sg} = \frac{3G_p}{\rho_p v_p R_p} \quad (8)$$

式(7)~(8)中: G_g 为气体的表观质量流量,kg/s; C_g 为气体的比热容,J/(kg·K); A_{sg} 为单位体积床层内气固两相的换热面积,m²/m³。相应的边界条件为

$$T_g|_{Z=0} = T_{g0} \quad (9)$$

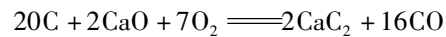
为了方便讨论,定义颗粒平均温度

$$\bar{T}_p(Z) = \frac{3}{R_p^3} \int_0^{R_p} r^2 T_p(r, Z) dr \quad (10)$$

将方程(2)和(5)~(8)离散后联立求解可得到各工况下气固两相温度随轴向位置 Z 的变化情况,进而得到不同粒径原料颗粒达到换热要求所需要的换热高度。

1.4 物性及操作条件

按照中试规模纯电石产量2t/d为计,氧热法生产电石的化学计量按照以下反应式进行



原料中还需另外加入一部分CaO与电石形成CaC₂质量分数为80%的共熔物。假定进入移动床区域的气相全部为CO,因此可以得到移动床区气固两相的质量流率分别为0.084kg/s和0.072kg/s。根据原料颗粒中焦炭与氧化钙的物质的量比为10,估算原料颗粒的密度、比热容和导热系数。根据中试设计要求确定气固两相在入口处的温度。表1示出了预热区的操作参数及气固两相的物性。为了消除床层孔隙率不均引起的气流速度不一,并参考工业反应器中物料移动的速度,初步选取预热区直径为0.5、0.6和0.7m进行考察。

表1 预热区入口边界条件

Table 1 Conditions at the inlet of the preheated area boundary

| 边界条件 | 质量流率/ kg·s ⁻¹ | 比热容/ J·kg ⁻¹ ·K ⁻¹ | 导热系数/ W·m ⁻¹ ·K ⁻¹ | 入口温度/K |
|------|-----------------------------|---|---|--------|
| 固相 | 0.072 | 1066 | 1.1 | 298.15 |
| 气相 | 0.084 | 1170 | 0.06 | 513.15 |

2 结果与讨论

2.1 气固两相温度分布的解析解

如果仅对大颗粒移动床换热器做初步设计计算,取气固传热系数 h 为常数(在气固两相算术平均温度下计算),通过拉普拉斯变换可以求得可以联立求出方程(2)和(7)的解析解^[11]

$$\frac{T_g - T_{p0}}{T_{g0} - T_{p0}} = 1 + 6\beta \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1 - e^{-\gamma\omega_n^2}}{(3\beta + \varepsilon\omega_n^2)^2 - 3(3\beta + \varepsilon\omega_n^2) + \omega_n^2(1 + 2\varepsilon)} \quad (11)$$

$$\frac{\bar{T}_p - T_{p0}}{T_{p0} - T_{g0}} = \frac{1}{\beta - 1} +$$

$$6 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{e^{-\gamma \omega_n^2}}{(3\beta + \varepsilon \omega_n^2)^2 - 3(3\beta + \varepsilon \omega_n^2) + \omega_n^2(1 + 2\varepsilon)} \quad (12)$$

其中 ω_n 为式(13)的根

$$(-3\beta + (1 - \varepsilon) \omega_n^2) \sin \omega_n + (3\beta + \varepsilon \omega_n^2) \omega_n \cos \omega_n = 0 \quad (13)$$

式(11)~(13)中: $\varepsilon = \frac{\lambda_p}{hR_p} = \frac{1}{3Bi}$, 为内扩散热阻与外

对流热阻之比, Bi 为毕渥数; $\beta = \frac{G_p C_p}{G_g C_g}$, 为固、气两相

热容量比; $\gamma = \frac{\lambda_p Z}{C_p \rho_p v_p R_p^2}$, 为颗粒停留时间与热扩散

特征时间之比。气固两相的传热过程受控于以上 3 个无因次参量, 对于既定的气固两相移动床逆流换热过程, β 为定值, 颗粒的直径及停留时间等因素通过 ε 和 γ 来影响气固换热过程。当 $Bi < 0.1$ (即 $\varepsilon > 3.3$) 时, 换热过程可采用集总热容法处理^[12], 即可以在计算过程忽略颗粒内热阻。通过对式(11)~(13)的分析, 相比于 γ , 解析解对 ε 的变化更为敏感, 即换热过程主要受控于 ε 。

以本文中预热区直径为 0.5 m, 粒径为 2 cm 的工况为例, 假定到达布料器是气固两相温度达到 1273.15 K, 则气相进出口温度的算数平均值为 $(513.15 + 1273.15)/2 = 893.15$ K, 固相的进出口算数平均温度为 $(298.15 + 1273.15)/2 = 785.65$ K; 在此温度下通过式(5)计算气固两相的平均传热系数为 $182.6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, 按照式(11)~(13)算得气固两相达到换热平衡温度时 $Z = 1.32$ m。下面将采用数值解对此过程进行求解, 然后与解析解形成对比。

2.2 原料粒径对气固两相温度分布的影响

在预热区直径为 0.5 m 时, 考察原料粒径分别为 1、2、3 和 4 cm 的 4 种工况, 图 2 示出原料粒径为 1 cm 时, 原料颗粒及 CO 的温度随预热区轴向位置 Z 的变化情况; 由图 2 可见, 在 $Z > 0.45$ m 时, 气固两相达到了换热平衡, 说明在此条件下若要达到设计要求预热区高度需 0.45 m 左右。

图 3 示出不同粒径原料颗粒温度随移动床段轴向位置 Z 的变化, 由图 3 可见粒径为 2 cm、3 cm、4 cm 的原料颗粒在该段与 CO 达到换热平衡所需要的高度分别为 1.4 m、2.8 m、4.6 m。随着原料粒径的增大, 固相温度分布曲线的尾迹拖得很长, 这是因为颗粒的粒径越大, ε 越小, 颗粒内部的热传导过程对气固两相换热过程控制程度越大。选择原料粒径时, 综合考虑床层透气性和床层压降等制约条件下,

应尽量保证 ε 的值大于 3.3, 对于本文复合床的情况, 应优先选用 1 cm 的原料颗粒(此情况下 ε 的值为 3.1)。

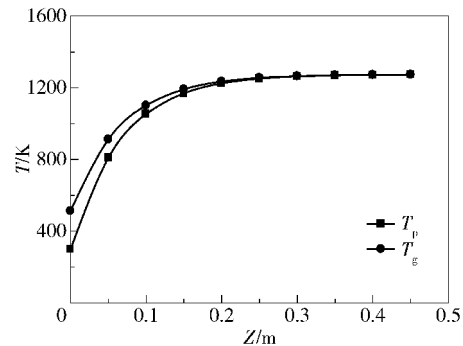


图 2 气固两相温度随预热区轴向位置的变化($d_p = 1$ cm)

Fig. 2 The temperature distribution of gas and solid along the centre axis in the preheated area when $d_p = 1$ cm

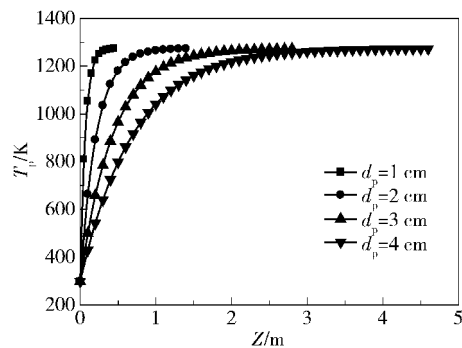


图 3 不同粒径原料颗粒温度随预热区轴向位置的变化 ($D = 0.5$ m)

Fig. 3 The solid temperature distribution along the centre axis in the preheated area when $D = 0.5$ m

2.3 反应器预热区直径对气固两相温度分布的影响

在反应器处理量一定的情况下, 预热区直径决定了气固两相的运动速度从而决定 γ 的值。分别考察预热区直径为 0.5、0.6 和 0.7 m 的情况下, 不同粒径原料颗粒在预热区温度的分布。图 4 示出了预热区直径为 0.6 m 和 0.7 m 时, 不同粒径原料的平均温度随轴向位置的变化。预热区直径为 0.6 m 时, 粒径为 1 cm、2 cm、3 cm、4 cm 的原料与 CO 达到换热平衡需要的高度分别为 0.36 m、1.15 m、2.3 m、3.6 m; 预热区直径为 0.7 m 时, 粒径为 1 cm、2 cm、3 cm、4 cm 的原料与 CO 达到换热平衡需要的高度分别为 0.29 m、0.9 m、1.87 m、2.8 m, 综合对比图 3~4, 可以看出虽然预热区直径的增加导致气相速度降低, 从而导致气固两相传热系数减小, 但预热区直径的增大同时也增加了原料颗粒在预热区停留时间,

以至于相同粒径颗粒与气相达到换热平衡需要的高度降低。

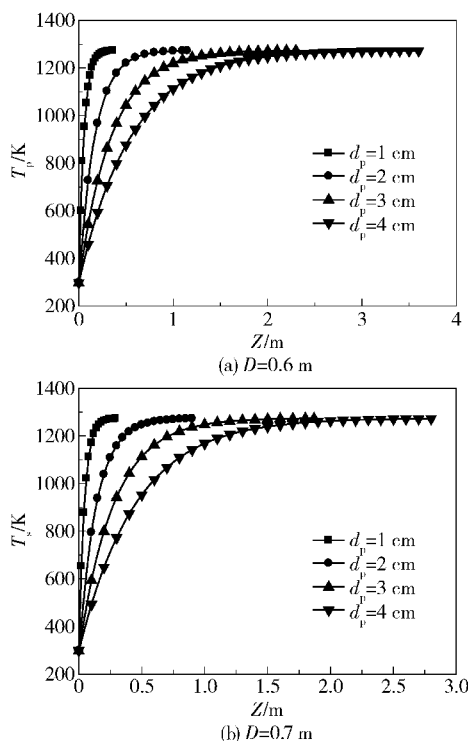


图 4 不同粒径原料颗粒温度随预热区轴向位置的变化
Fig. 4 The solid temperature distribution along the centre axis in the preheated area when $D = 0.6\text{ m}$ and $D = 0.7\text{ m}$

图 5 示出了原料颗粒与气相达到换热平衡时所需要的高度随预热区直径的变化,可以看出随着预热区直径的增加,颗粒与气相达到换热平衡所需要的高度逐渐降低,但降低的幅度在减小。这是因为传热过程对 γ 的变化不太敏感,在设计预热区直径时不能为了降低气固两相换热高度而一味的增加预

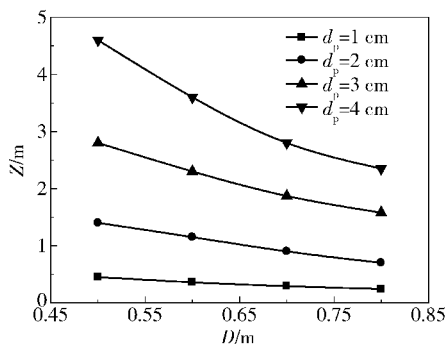


图 5 原料颗粒与气相达到换热平衡时所需要的高度随预热区直径的变化
Fig. 5 The height where the particles and gas attain heat balance along the diameter of the preheated area

热区直径,应综合考虑预热区的气流分布和压降等因素选取较为合适的值。

以本文中预热区直径为 0.5 m , 粒径为 2 cm 的工况为例,解析解求得 $Z = 1.32\text{ m}$,与数值解求得 $Z = 1.6\text{ m}$ 相比小 0.28 m ,相对误差为 17.5% 。较大的误差说明选取气固两相传热过程温度算数平均值下计算的传热系数不能提供准确的结果。如知道过程中气固两相的平均传热系数,解析解便可为此类移动床换热过程提供设计依据。

3 结论

(1) 颗粒粒径较大时 (ε 的值小于 3.3), 颗粒内热阻成为气固两相换热过程的控制步骤,在可选范围之内应优先选用直径为 1 cm 的原料。

(2) 随着预热区直径的增加,相同粒径颗粒与气相达到换热平衡所需要的高度降低,移动床换热过程主要受控于 ε 、 β 和 γ 3 个无因次参量,且传热过程对 γ 的变化不太敏感。在设计预热区直径时应综合考虑预热区的气流分布和压降等因素选取较为合适的值。

(3) 已知气固两相的换热要求及基本物性,选取合适的气固两相传热系数,即可利用气固两相温度分布的解析解求出能气固两相温度分布,为此类移动床换热过程提供设计依据。

参考文献:

[1] 刘振宇,刘清雅,李国栋,等. 一种电石生产方法: 中国, 101327928A [P]. 2008-12-24.
Liu Z Y, Liu Q Y, Li G D, et al. Method for calcium carbide production; CN, 101327928A [P]. 2008-12-24. (in Chinese)

[2] 刘振宇,刘清雅,李国栋. 一种电石生产系统: 中国, 101428799A [P]. 2011-05-11.
Liu Z Y, Liu Q Y, Li G D. One kind of calcium carbide production system; CN, 101428799A [P]. 2011-05-11. (in Chinese)

[3] 李国栋. 粉状焦炭和粉状氧化钙制备碳化钙新工艺的基础研究[D]. 北京: 北京化工大学, 2011: 2-5.
Li G D. Fundamental study on a novel technology of CaC_2 production from fine coke and fine CaO [D]. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2011: 2-5. (in Chinese)

[4] Li G D, Liu Q Y, Liu Z Y, et al. Production of calcium carbide from fine biochars [J]. Angew Chem Int Ed, 2010, 49(45): 8480-8483.

- [5] 徐才福, 陈雪枫, 徐建民, 等. 氧热法反应制备电石和合成气的方法及电石反应器: 中国, 102153085A [P]. 2011-08-17.
Xu C F, Chen X F, Xu J M, et al. The method and reactor for calcium carbide and synthesis gas synthesis: CN, 102153085A [P]. 2011-08-17. (in Chinese)
- [6] Nagpal S, Sarkar T K, Sen P K. Simulation of petcoke gasification in slagging moving bed reactors [J]. Fuel Processing Technology, 2005, 86: 617-640.
- [7] Grieco E M, Baldi G. Predictive model for countercurrent coal gasifiers [J]. Chemical Engineering Science, 2011, 66: 5749-5761.
- [8] Cooper J, Hallet W L H. A numerical model for packed-bed combustion of char particles [J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55: 4451-4460.
- [9] Zahn V N, Yi C U, Seidel-Morgenstern A. Analysis and demonstration of a control concept for a heat integrated simulated moving bed reactor [J]. Chemical Engineering Science, 2011, 66: 4901-4912.
- [10] Lacerda A F, Lisboa M H, Barrozo M A S. Heat and mass transfer in a countercurrent moving bed dryer [J]. Applied Thermal Engineering, 2005, 25: 2641-2652.
- [11] 杨奇林. 数学物理方程与特殊函数 [M]. 北京: 清华大学出版社, 2004: 124-128.
Yang Q L. Mathematical physics equation and special function [M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2004: 124-128. (in Chinese)
- [12] 陈涛, 张国亮. 化工传递过程基础 [M]. 2 版. 北京: 化学工业出版社, 2002: 141-142.
Chen T, Zhang G L. Chemical transfer process foundation [M]. 2nd ed. Beijing: Chemical Industry Press, 2002: 141-142. (in Chinese)

Design of the preheated area in a combined bed reactor for oxygen-heating production of calcium carbide

LI WenTao YU Yang DOU YaLing LIU Hui

(State Key Laboratory of Chemical Resource Engineering, College of Chemical Engineering,
Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: A moving-bed reactor model was set up for the heat exchange between CO and solid particles in the preheated area of a combined bed reactor for oxygen-heating calcium carbide production; the model takes into consideration the resistance to heat transfer by conduction in the particles. Temperature distributions in the gas and solid phases were calculated analytically and numerically, and the heights required for heat balance between particles and gas were obtained for the preheated area and particles of different diameters. It is demonstrated that: (1) For larger particles, conduction in the particles becomes the limiting step in gas - solid heat transfer, and based on a comprehensive consideration of the bed permeability and bed pressure drop, a particle diameter of 1 cm is the optimum choice for the combined bed reactor; (2) The heat exchange in moving-beds is controlled by ε , β and γ , and ε is the main factor; (3) The analytical solution of temperature distribution can be used as the basis for the design of moving-bed heat exchangers.

Key words: calcium carbide synthesis; heat exchange in moving-beds; mathematical model