

# 固体热载体与生物质颗粒之间的传热研究\*

李志合 崔喜彬 柏雪源 易维明 李永军

(山东理工大学农业工程与食品科学学院, 淄博 255049)

**【摘要】** 为研究生物质颗粒与陶瓷球固体热载体之间的传热规律,利用自制散体颗粒换热实验台对陶瓷球热载体与气体之间的对流传热特性以及生物质与陶瓷球颗粒之间的传热特性进行了实验研究。采用解析法和RMC关联式法分析出单陶瓷球颗粒与空气的对流换热系数分别为  $291.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  和  $200.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ,确定的陶瓷球热载体与生物质颗粒群传热的准则方程分别为  $Nu_c = 176 + 0.079Re_c$  和  $Nu_b = 22.97 + 0.225 1Re_b$ ,为固体热载体加热生物质热解规律的研究提供了理论基础。

**关键词:** 陶瓷球 生物质 颗粒 传热

中图分类号: TK6 文献标识码: A 文章编号: 1000-1298(2010)S0-0128-05

## Study on the Heat Transfer Mechanism between the Solid Heat Carrier and Biomass Particles

Li Zhihe Cui Xibin Bai Xueyuan Yi Weiming Li Yongjun

(School of Agricultural and Food Engineering, Shandong University of Technology, Zibo 255049, China)

### Abstract

The heat transfer mechanism between biomass particles and ceramic ball heat carriers was the subject of this study. The convective experiments between the ceramic balls and air, as opposed to heat transfer experiments involving the solid carriers and biomass particles and pyrolytic gaseous product, were conducted using the particles-separating apparatus. The convective heat transfer principle between one solid carrier and air as well as between biomass and solid carriers were discussed. According to the experimental data, the convective heat transfer coefficient of one ceramic ball was analyzed based on the theoretical and non-dimensional analytical methods, which were  $291.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  and  $200.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  respectively. The non-dimensional equations of biomass particles and ceramic balls were also determined via the heat balance analysis method and the non-dimensional equation, which were  $Nu_c = 176 + 0.079Re_c$  and  $Nu_b = 22.97 + 0.225 1Re_b$  respectively.

**Key words** Ceramic ball, Biomass, Particle, Heat transfer

### 引言

生物质在反应器中的热解是一个复杂的物理化学过程,期间受颗粒相的流动、气固多相间的传热传质及热化学反应动力学等过程的影响,即颗粒流动影响传热传质,而传热传质影响热裂解过程。因此

要全面揭示生物质的热裂解机理,需要从颗粒相的流动、气固多相间的传热传质以及生物质热裂解化学动力学三方面综合研究。目前,涉及颗粒的传热研究以流化床和循环流化床反应器居多<sup>[1-5]</sup>,而对于高温固体热载体加热工艺下的生物质热裂解机理的研究较为鲜见。而研究其传热规律有助于该工艺

收稿日期: 2010-07-01 修回日期: 2010-07-16

\* 国家“863”高技术研究发展计划资助项目(2009AA05Z401)和国家自然科学基金资助项目(50875056)

作者简介: 李志合,副教授,博士,主要从事生物质热解液化技术研究, E-mail: lizhihe@sdu.edu.cn

通讯作者: 易维明,教授,博士生导师,主要从事生物质热裂解技术研究, E-mail: yiweiming@sdu.edu.cn

的优化和热解机理的科学了解。

本文利用自制散体颗粒换热实验台对热载体颗粒与气体(以空气代替热解气体产物)之间的对流传热特性以及生物质颗粒与陶瓷球热载体之间的传热特性进行实验研究。根据实验数据,利用解析法和无量纲分析方法对单热载体颗粒与空气之间的对流换热系数进行分析计算。并对陶瓷球热载体与生物质颗粒群的对流换热进行分析,确定颗粒群的传热准则方程,为固体热载体加热生物质热解规律的研究奠定基础。

## 1 实验台与材料

研究采用的散体颗粒换热实验台的结构示意图如图 1 所示,主要包括陶瓷球热载体、生物质颗粒喂料器、下降管、颗粒分离装置、计算机温度检测系统。其工作原理为:加热到预先设定温度的陶瓷球热载体,迅速放入陶瓷球喂料器的料箱并进行温度控制,从螺旋喂料器喂入的生物质粉和从热载体喂料器喂入的陶瓷球沿下降管混合向下流动,从而发生热交换。混合颗粒在下降管下端的分离装置内实现分离,陶瓷球和生物质粉分别落入不同集料箱并利用 T 型热电偶进行温度数据采集。而气体温度利用抽气热电偶在下降管各采样点采集数据。

下降管采用长 1 600 mm、内径 110 mm 绝热性能较好的 PVC 管材制成。为减少管壁的热损失,管内壁附上一层厚度为 25 mm 泡沫绝热材料,外壁利用硅酸铝喷丝毡进行保温。从上管口向下分别在 100、400、800、1 200 和 1 500 mm 5 点放置安放 T 型

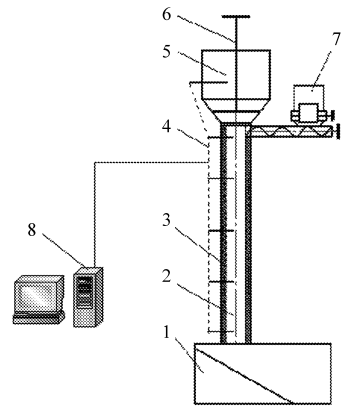


图 1 下降管散体颗粒换热实验台结构示意图

Fig. 1 Sketch drawing of particles-separating apparatus for heat transfer of particles

1. 颗粒分离箱 2. 下降管 3. 保温层 4. 热电偶 5. 陶瓷球料箱 6. 陶瓷球流量调节阀 7. 二级生物质粉喂料器 8. 计算机数据采集

铠装热电偶用以测量管内气体温度。

实验中陶瓷球为直径 2 mm 的规则球体,生物质为 60 ~ 80 目的玉米秸秆粉。

## 2 实验结果

以温度为 90℃ 的陶瓷球、其质量流量分别为 1.0、1.2、1.4 kg/min 进行陶瓷球热载体与空气之间的对流换热实验,下降管内空气与热载体换热前后的初、终温度实验数据如表 1 所示。在上述热载体流量下,以陶瓷球与生物质质量比分别为 15:1、20:1、25:1 进行热载体和生物质颗粒之间的换热实验,热载体颗粒与生物质颗粒换热实验数据如表 2 所示。

表 1 空气和陶瓷球的温度

Tab. 1 Temperature variation of the air and ceramic ball

℃

陶瓷球流量 /kg·min <sup>-1</sup>	空气温度					陶瓷球温度			
	0.1 m	0.4 m	0.8 m	1.2 m	1.5 m	初温	终温	初温	终温
1.0	62.8	67.8	67.1	66.6	60.1	61.1	57.9	90	78.1
1.2	63.3	69.5	68.3	67.5	61.3	61.2	59.3	90	80.1
1.4	63.9	70.9	69.8	68.8	62.2	61.6	60.0	90	79.2

## 3 分析与讨论

陶瓷球热载体、生物质颗粒在下降管内与空气的换热属于多相流动与传热现象,存在颗粒与颗粒之间、颗粒与壁面之间的碰撞接触导热、颗粒与空气之间的对流换热以及管壁面对颗粒的辐射等传热方式。而颗粒流动 PIV 实验研究表明<sup>[6]</sup>:除管道边壁附近外,2 种颗粒在下降过程中与壁面间的碰撞几率很小,而且管壁所附有的绝热材料导热系数极小,可以忽略颗粒与管壁的碰撞传热;

而陶瓷球在下降过程中不存在碰撞,因此也不必考虑陶瓷球颗粒之间碰撞接触时的导热传热。颗粒流动实验发现,陶瓷球与生物质颗粒充满整个管道,互相遮挡,因此虽然存在辐射,但其传热相互抵消,因此可以不予考虑辐射传热的影响。Mansoori Z 也认为在稠密颗粒系统中,在低于 600℃ 时,辐射传热的影响很小,可以不予考虑<sup>[7]</sup>。这样,分析中只需要考虑陶瓷球和管内空气的对流换热。而对流换热的分析,即是对对流换热系数的分析求解。

表 2 陶瓷球和生物质换热前后初终温度  
Tab.2 Temperature variation of the biomass particles and ceramic ball

陶瓷球流量 /kg·min <sup>-1</sup>	陶瓷球与生物 质粉质量比	陶瓷球温度/℃		生物质粉温度/℃	
		初温	终温	初温	终温
1.0	15:1	90	72.9	18.2	53.8
1.0	20:1	90	73.9	18.0	55.2
1.0	25:1	90	75.1	18.4	57.5
1.2	15:1	90	75.1	18.8	57.3
1.2	20:1	90	75.7	19.0	58.5
1.2	25:1	90	75.9	19.0	59.4
1.4	15:1	90	74.3	16.0	53.5
1.4	20:1	90	75.3	16.0	56.5
1.4	25:1	90	76.1	16.0	59.5

### 3.1 单热载体颗粒的对流换热系数

#### 3.1.1 解析法

假设当陶瓷球热载体在下降管内与空气进行热交换时,  $t_c$  时刻放出的热量全部被空气吸收, 则

$$m_c c_c \frac{dT_c}{dt_c} = h_c A_c (T_c - T_g) \quad (1)$$

式中  $t_c$ ——陶瓷球停留时间, s

$m_c$ ——陶瓷球质量, kg/m<sup>3</sup>

$c_c$ ——陶瓷球比热容, kJ/(kg·℃)

$A_c$ ——陶瓷球表面积, m<sup>2</sup>

$T_c$ —— $t_c$  时刻陶瓷球温度, ℃

$h_c$ ——对流换热系数, W/(m<sup>2</sup>·℃)

$T_g$ —— $t_c$  时刻下降管管内空气温度, ℃

#### 3.1.2 RMC 关联式法

RMC 法是由 Ranz W E 和 Marshall W R 于 1952 年提出<sup>[8]</sup>, 其方程为

$$Nu_c = 2.0 + 0.6 Re_c^{\frac{1}{2}} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (2)$$

式中  $Nu_c$ ——陶瓷球颗粒努塞尔数

$Re_c$ ——陶瓷球颗粒雷诺数

$Pr$ ——空气普朗特数

利用上述 2 种方法, 根据实验数据计算得到陶瓷球热载体与空气之间的对流换热系数如表 3 所示。其中解析法是根据陶瓷球热载体与空气在入口

表 3 陶瓷球与空气的对流换热系数

Tab.3 Convective heat exchange coefficient of the biomass particles and ceramic ball

方法	陶瓷球流量/kg·min <sup>-1</sup>			
	1.0	1.2	1.4	平均
解析法/W·(m <sup>2</sup> ·℃) <sup>-1</sup>	291	291	292	291.3
RMC 公式/W·(m <sup>2</sup> ·℃) <sup>-1</sup>	199	200	202	200.3

和出口处的温度数据计算的, 因此可以看作是整个下降管内的平均换热系数。而 RMC 法是根据下降管出口处的运动参数和物性参数计算的, 是局部换热系数, 故二者之间存在较大差距。

### 3.2 颗粒群的传热分析

#### 3.2.1 热平衡分析

陶瓷球、生物质粉和空气三者之间存在如图 2 所示的热平衡关系。在下降管内, 陶瓷球和生物质粉换热后, 高温陶瓷球放出热量, 温度降低; 生物质粉吸收热量, 温度升高; 下降管内的空气也吸收热量, 温度升高。

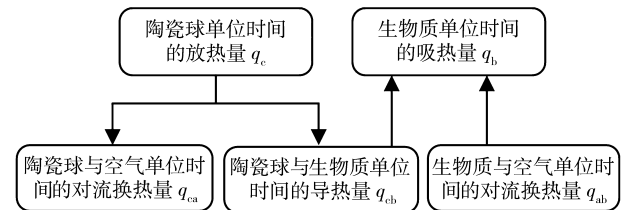


图 2 热平衡关系图

Fig.2 Heat balance analysis of ceramic balls and biomass particles

#### (1) 陶瓷球的热平衡分析

陶瓷球由于温度降低而放出的热量一部分通过导热方式传递给生物质粉, 一部分通过对流方式传递给空气, 有

$$q_c = q_{cb} + q_{ca} \quad (3)$$

式中  $q_c$ ——陶瓷球的放热速率, kJ/min

$q_{cb}$ ——陶瓷球与生物质粉导热速率, kJ/min

$q_{ca}$ ——陶瓷球与空气对流换热速率, kJ/min

#### (2) 生物质粉的热平衡分析

生物质颗粒由于温度升高而吸收的热量一部分来自与陶瓷球的导热, 一部分来自与空气的对流换热, 有

$$q_b = q_{ab} + q_{cb} \quad (4)$$

式中  $q_b$ ——生物质粉的总吸热量速率, kJ/min

$q_{ab}$ ——生物质粉与空气对流换热速率, kJ/min

#### (3) 空气的热平衡分析

陶瓷球通过对流方式传递给空气的热量一部分传递给了生物质粉, 另一部分以热损失的形式传递给了外界环境, 有

$$q_{ca} = q_{ab} + q_{lost} \quad (5)$$

式中  $q_{lost}$ ——考虑进入管两端的少量冷空气和管壁的热损失

理论上,  $q_{lost}$  值越小越好。但由于冷空气进入造成的热损失很难量化计算。实验中, 由于管壁采用了绝热材料, 并且利用硅酸铝喷丝毡进行了保温, 尽

量避免了热损失,因此分析中不考虑这部分热损失的影响。

### 3.2.2 陶瓷球热载体颗粒群的传热准则方程

颗粒系统内的传热非常复杂,单颗粒的传热不能反应整个颗粒系统的传热规律。比如,由于不同下降距离处颗粒运动状态的改变,从而导致颗粒相与气体相之间的相对速度的改变;同时,不同空间位置处的颗粒由于温度、运动速度的不同会影响传热

传质。因此,利用单颗粒分析出的换热系数和准则方程不适合颗粒群系统的传热研究,必须利用颗粒群系统参数的特征量来计算其准则数。对于颗粒群系统的传热,可以利用颗粒群的当量直径以及特征速度进行分析计算。

根据表1实验数据以及上述热平衡分析方法,计算得到各工况下陶瓷球热载体颗粒群的努塞尔数和雷诺数如表4所示。

表4  $Nu_c$  和  $Re_c$  计算参数

Tab.4 Parameters of  $Nu_c$  and  $Re_c$

流量 /kg·min <sup>-1</sup>	平均换热系数 /W·(m <sup>2</sup> ·°C) <sup>-1</sup>	当量直径 /mm	导热系数 /W·(m <sup>2</sup> ·°C) <sup>-1</sup>	特征速度 /m·s <sup>-1</sup>	空气密度 /kg·m <sup>-3</sup>	动力粘度 /Pa·s	$Nu_c$	$Re_c$
1.0	365	59.8	0.02888	2.4	1.066	0.00002100	756	7285
1.2	365	65.5	0.02894	2.4	1.063	0.00002005	826	8334
1.4	365	70.7	0.02900	2.4	1.060	0.00002010	890	8948

根据表4中的  $Nu_c$  和  $Re_c$  的值,利用数据处理软件 Oringin 8.0 进行线性回归得到的线性关系如图3所示。从图3看出,  $Nu_c$  和  $Re_c$  数具有较好的线性关系。

### 3.2.3 生物质颗粒群的传热准则方程

生物质颗粒群特征参数的处理方法参见文献<sup>[9]</sup>。根据生物质颗粒群的特征参数、表2中实验数据以及上述分析方法计算得到生物质颗粒群的当量直径、传热系数及准则方程分析中所用到的相关参数的值如表5所示。

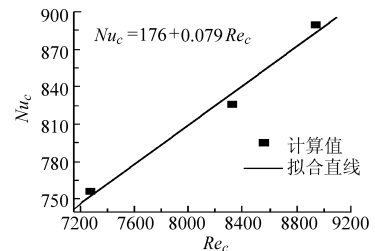


图3  $Nu_c$  和  $Re_c$  的线性关系

Fig.3 Relationship of the  $Nu_c$  and  $Re_c$

根据表5中的数据计算得到的  $Nu_b$  与  $Re_b$  如表6所示。

表5 生物质颗粒群的参数

Tab.5 Parameters of the biomass particles

陶瓷球流量/kg·min <sup>-1</sup>	质量比	温差/°C	总面积/mm <sup>2</sup>	总质量/g	当量直径/mm	传热系数/W·(m <sup>2</sup> ·°C) <sup>-1</sup>
1.0	15:1	35.6	8650	2.322	52.5	275
1.0	20:1	37.2	6488	1.742	45.5	275
1.0	25:1	39.1	5190	1.393	40.7	275
1.2	15:1	38.5	10380	2.787	57.5	275
1.2	20:1	39.5	7785	2.090	49.8	275
1.2	25:1	40.4	6220	1.672	44.5	275
1.4	15:1	37.5	12110	3.251	62.1	275
1.4	20:1	40.5	9083	2.438	53.8	275
1.4	25:1	43.5	7266	1.951	48.2	275

表6  $Nu_b$  与  $Re_b$  计算值

Tab.6 Values of the  $Nu_b$  and  $Re_b$

陶瓷球流量/kg·min <sup>-1</sup>	质量比	$Nu_b$	$Re_b$
1.0	15:1	500	2093
	20:1	433	1812
	25:1	387	1621
1.2	15:1	546	2294
	20:1	473	1986
	25:1	423	1777
1.4	15:1	589	2528
	20:1	510	2189
	25:1	456	1958

根据表6中  $Nu_b$  和  $Re_b$  的值,线性回归得到的得到  $Nu_b$  和  $Re_b$  的关系如图4所示。从图4看出,

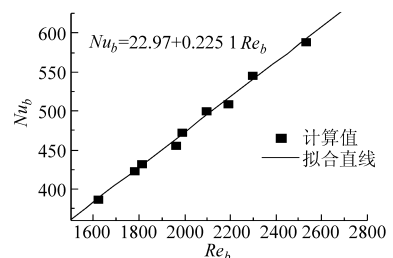


图4  $Nu_b$  和  $Re_b$  的线性关系

Fig.4 Relationship of the  $Nu_b$  and  $Re_b$

$Nu_b$  和  $Re_b$  数具有较好的线性关系。

#### 4 结束语

在下降管散体颗粒换热实验台上,以陶瓷球质量流量分别为 1.0、1.2、1.4 kg/min 进行了陶瓷球与空气(代替热解气)的对流换热实验。在前述陶瓷球流量下,以陶瓷球与生物质粉质量比分别为 15:1、20:1、25:1 3 种工况进行了陶瓷球热载体、生物质粉

与空气的多相传热实验。采用解析法和关联式法分析出了单陶瓷球颗粒与空气的对流换热系数,分别为  $291.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{C})$  和  $200.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{C})$ 。采用热平衡方法分析得出了陶瓷球热载体颗粒群和生物质颗粒群的无量纲换热准则方程分别为  $Nu_c = 176 + 0.079Re_c$  和  $Nu_b = 22.97 + 0.2251Re_b$ ,为生物质热解规律的研究提供了传热理论基础。

#### 参 考 文 献

- 傅利华,郑典模,孙云. 生物质快速热解液化技术的研究进展[J]. 江西化工,2007(2):45~49.  
Fu Lihua, Zheng Dianmo, Sun Yun. Research progress in biomass flash pyrolysis technology for liquids production[J]. Jiangxi Chemical Industry, 2007(2): 45~49. (in Chinese)
- Bridgwater A V. Principles and practice of biomass fast pyrolysis processes for liquids[J]. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 1999, 51(1): 3~22.
- 戴天红,钱壬章,李宏顺. 循环流化床的传热机理——颗粒絮团更新模型[J]. 燃烧科学与技术, 1997,3(3):270~279.  
Dai Tianhong, Qian Renzhang, Li Hongshun. Heat transfer mechanism in circulating fluidized beds—cluster renewal model [J]. Journal of Combustion Science and Technology, 1997,3(3): 270~279. (in Chinese)
- 刘安源,刘石. 流化床内颗粒碰撞传热的理论研究[J]. 中国电机工程学报,2003,23(3):161~165.  
Liu Anyuan, Liu Shi. Theoretical study on impact heat transfer between particles in fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(3): 161~165. (in Chinese)
- 孔行健,孙国刚,王茂辉. 大差异颗粒气固流化床传热特性实验研究[J]. 炼油技术与工程,2008,38(3):18~23.  
Kong Xingjian, Sun Guogang, Wang Maohui. Experimental investigation on heat transfer behavior of greatly different particles in gas solid fluidization bed[J]. Petroleum Refinery Engineering, 2008, 38(3): 18~23. (in Chinese)
- 李志合,易维明,刘焕卫,等. 垂直下降管内陶瓷球流动与传热的试验[J]. 农业工程学报,2009,25(2):72~76.  
Li Zhihe, Yi Weiming, Liu Huanwei, et al. Experimental study on the flow behavior and heat transfer of ceramic balls in a vertical descendant tube[J]. Transactions of the CSAE, 2009, 25(2): 72~76. (in Chinese)
- Mansoori Z, Saffar-Avval M, Basirat Tabrizi H, et al. Inter-particle heat transfer in a riser of gas-solid turbulent flows[J]. Powder Technology, 2005, 159(1): 35~45.
- Papadikis K, Gerhauser H, Bridgwater A V, et al. CFD modeling of the fast pyrolysis of an in-flight cellulosic particle subjected to convective heat transfer[J]. Biomass and Bioenergy, 2009, 33(1): 97~107.
- 李志合. 下降管内反应器内生物质热裂解规律的研究[D]. 沈阳:沈阳农业大学,2010.  
Li Zhihe. Principles of biomass pyrolysis in down flow tube reactor[D]. Shenyang: Shenyang Agricultural University, 2010. (in Chinese)

(上接第 136 页)

- 陈彩霞,孙学信,张小可. 层流曳带流反应器内流动和温度特性的数值模拟[J]. 华中理工大学学报,1994,22(3): 30~35.  
Chen Caixia, Sun Xuexin, Zhang Xiaoke. Numerical modeling of flow and particle heating in a reactor with laminar entrained flow[J]. J. Huazhong Univ. of Sci. & Tech., 1994, 22(3): 30~35. (in Chinese)
- 易维明,柏雪源,李志合,等. 玉米秸秆粉末闪速解热挥发特性的研究[J]. 农业工程学报,2004,20(6):246~250.  
Yi Weiming, Bai Xueyuan, Li Zhihe, et al. Investigation of de-volatilization characteristics of pulverized corn stalk at flash heating rate[J]. Transactions of the CSAE, 2004, 20(6): 246~250. (in Chinese)
- 易维明,王丽红,柏雪源,等. 层流炉温度的检测与控制[J]. 可再生能源,2004(115):15~17.  
Yi Weiming, Wang Lihong, Bai Xueyuan, et al. Temperature measurement and control in a laminar furnace[J]. Renewable Energy, 2004(115): 15~17. (in Chinese)