

喷动流化床流动特性数值模拟

唐楠

(煤炭科学研究总院 北京煤化工研究分院 北京 100013)

摘要: 为了捕捉喷动流化床中微观层次上的颗粒运动信息,建立了基于 CFD 的二维非稳态喷动流化床欧拉-欧拉两相流模型。分析了不同流化气速对喷动流化床气固流动特性的影响,即不同工况下的炉内压力降、颗粒浓度、床内空隙率分布、气体速度分布和固体颗粒速度分布。数值模拟研究结果表明:随流化气速的增大,压降和炉内平均空隙率逐渐增大,密相床层高度逐渐增加,沿着轴向方向的气体流量增大,喷动气的射流深度逐渐增加,同时射流半径也逐渐增加。

关键词: 喷动流化床; 欧拉多相流模型; 流化气流速; 流动特性; 数值模拟

中图分类号: TD849; TQ019

文献标识码: A

文章编号: 1006-6772(2012)05-0060-05

Numerical simulation on flow characteristics of spouted-fluidized bed

TANG Nan

(Beijing Research Institute of Coal Chemistry, China Coal Research Institute, Beijing 100013, China)

Abstract: To capture particle motion information in mesoscopic level in spouted-fluidized bed, develop a two-dimension based on CFD unsteady eulerian multi-phase flow model to simulate the flow characteristics in spouted fluidized bed. Analyse the effect of fluidizing gas velocities on flow characteristics of the spout-fluid bed through numerical simulation methods. And specifically, furnace pressure drop, particle concentration, the distribution of voidage, gas velocity and solid particle velocity in spouted fluidized bed under different working conditions. The results show that, with the increase of fluidizing gas velocity, the pressure drop, average voidage and the height of dense-phase bed increase. Along the axial direction, the jet depth and jet radius of spouting gas increase with the increase of the fluidizing gas velocity.

Key words: spout-fluid bed; Eulerian multi-phase model; fluidizing gas velocity; flow characteristics; numerical simulation

在稠密气固两相流体系中,气体与颗粒的运动对气固反应影响很大,直接影响床内的动量、热量和质量传递以及化学反应速率与反应效率。因此充分了解气固两相的动态行为对流化床反应器的设计与操作至关重要。

喷动流化床作为一种反应器,同时具有喷动床和流化床的优点,对喷动流化床的研究逐渐成为热点。从目前主要的研究成果看^[1-10],用实验手段对喷动流化床气固流动特性研究较多,取得了一定的研究成果。但是受到实验条件及设备的限制,常规

的实验手段难以捕捉到微观层次上的颗粒运动信息,如固体颗粒速度、浓度,喷动流化床内流场分布等,通过数值模拟,即在计算机上进行实验,可以获得以上固体颗粒微观层次上的信息。

基于颗粒动力学的欧拉方法已经被广泛应用于模拟流化床气固两相流^[11-13],因此采用非稳态欧拉多相流模型进行数值模拟,欧拉多相流模型与颗粒动力学相结合,引入颗粒温度的概念。颗粒动力学理论起源于密相气体动力学理论,是将密相气体动力学理论应用于颗粒流动而产生的。通过碰撞

收稿日期: 2012-08-06 责任编辑: 宫在芹

作者简介: 唐楠(1988—),男,江苏盐城人,主要从事煤炭气化及数值模拟的研究。

引用格式: 唐楠. 喷动流化床流动特性数值模拟[J]. 洁净煤技术, 2012, 18(5): 60-64, 79.

恢复系数考虑了由于颗粒间非弹性碰撞而引起的能量耗散。

1 计算模型

1.1 欧拉多相流模型的控制方程

欧拉-欧拉方法:不同的相被处理成互相贯穿的连续介质,由于一种相所占的体积无法再被其它相占有,故此引入相体积率(Phase Volume Fraction)的概念。体积率是时间和空间的连续函数,各相的体积率之和等于1^[14-15]。

(1) 体积分数

作为互相贯穿且连续的多相流的描述构成了相体积分数(Volume Fractions)的概念,这里表示为 α_q ;体积分数代表了每相所占据的空间,并且每相独自满足质量和动量守恒定律。 q 相的体积 V_q :

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (1)$$

(2) 守恒方程

守恒方程包括质量守恒方程(连续性方程)和动量守恒方程。

q 相的连续方程为

$$\frac{\alpha}{\partial t}(\partial_q \rho_q) + \nabla \cdot (\partial_q \rho_q \vec{v}) = \sum_{p=1}^n m_{pq} \quad (2)$$

q 相的动量平衡方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq}) + \alpha_q \rho_q (\vec{F}_q + \vec{F}_{\text{lift},q} + \vec{F}_{\text{ym},q}) \quad (3)$$

1.2 湍流方程

采用标准的 $k-\varepsilon$ 双方程模型,该模型计算量较小,计算精度较好。标准的 $k-\varepsilon$ 双方程模型的2个输运方程为^[14]

$$k \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m k) + \nabla \cdot (\rho_m V_m k) = \nabla \cdot \left(\frac{u_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} - \rho_m \varepsilon \quad (4)$$

$$\varepsilon \text{ 方程: } \frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho_m V_m \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\frac{u_{t,m}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_{1\varepsilon} G_{k,m} - C_{2\varepsilon} \rho_m \varepsilon) \quad (5)$$

1.3 颗粒动力学的相关方程^[16]

(1) 颗粒温度

第 s 固体相的颗粒温度与颗粒随机运动的动能成比例。从动能理论得到的输运方程采用如下

形式:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \vec{v}_s \Theta_s) \right] = (-p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma \Theta_s + \phi_{ts} \quad (6)$$

(2) 径向分布函数 g_0

径向分布函数 g_0 表征颗粒尤其是浓相颗粒的碰撞概率,一般采用式(7)表示:

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_{g,\max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (7)$$

(3) 体积黏度

固体体积黏度解释为颗粒压缩和扩张的抵抗力,它有如下形式:

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \partial_s \rho_s d_s g_0 s s (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (8)$$

1.4 边界条件

边界一般包括入口、出口及壁面等。针对本文的研究对象,边界条件的设定包括:①在中心管处设定为速度入口;②将分布板的小孔处设定为速度入口;③在出口处设定为压力出口;④在壁面处,颗粒设为滑移边界条件,气相设为无滑移边界条件。

2 模型的网格划分与计算工况

2.1 网格划分

模拟对象为二维喷动流化床,由下部圆台和上部圆柱体组成。底部圆台锥角为 45° ,喷动口直径为20 mm,喷动流化床直径为200 mm,锥形布风板上均匀布置孔径为3 mm的小孔,开孔率为7.5%,扩大段直径为350 mm,整个喷动流化床的高度为1700 mm。图1为喷动流化床的几何结构示意图。图2为网格划分示意图。

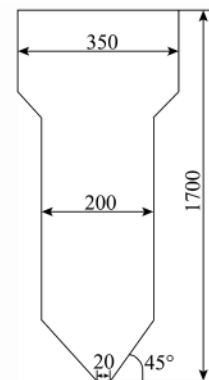


图1 喷动流化床几何结构示意图

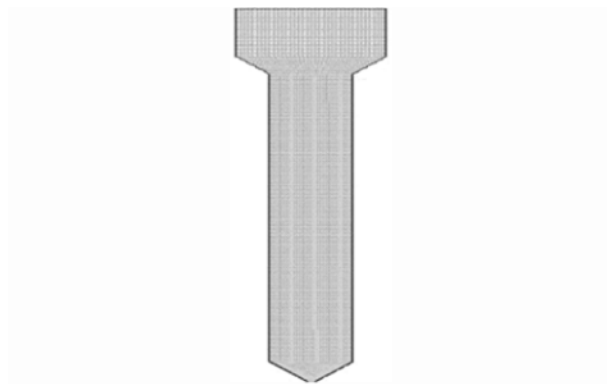


图2 网格划分示意

2.2 床料特性与计算工况

表1和表2分别为颗粒的物性与气体介质的物性。

表1 固体颗粒物性

固体颗粒	颗粒粒径 d/mm	真实密度 $\rho/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	空隙率 ε	最小流化速度 $U_{mf}/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
聚丙烯颗粒	2.8	900	0.42	0.45

表2 气体介质物性

动力黏度 $\mu/(\text{Pa} \cdot \text{s})$	气体密度 $\rho/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	压力 P/Pa
1.79E-05	1.225	101325

表3为模拟实验工况,只改变流化气速,得到3

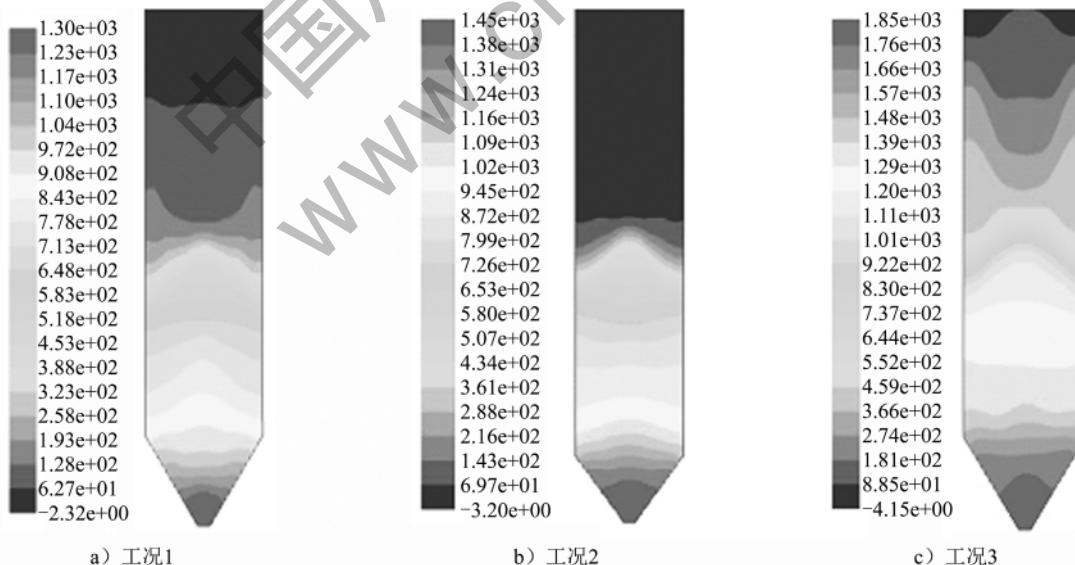


图4 不同流化气速下炉内压力等值线分布

由图3和图4可知,床层的压降随流化气速的增大而增加,但是影响的趋势不明显。流化气速由1 m/s增加到2 m/s时,压降从1.3 kPa增加到1.5 kPa;流化气速继续增加,压降从1.5 kPa增加到1.8 kPa,但是整体的变化趋势不剧烈。这是因为

个不同的模拟工况,在表3中,喷动气速为喷口气速,流化气速为布风板小孔速度。

表3 模拟系列工况

项目	初始料	喷动气	流化气	时间步长/ ($\text{t} \cdot \text{s}^{-1}$)
	位高度 H_0/mm	进气速度 $U_s/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	进气速度 $U_f/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	
工况1	300	15	1	0.0005/0.005
工况2	300	15	2	0.0005/0.005
工况3	300	15	3	0.0005/0.005

3 结果与分析

3.1 不同工况下炉内的压力降

图3和图4显示了喷动气速为15 m/s时,不同流化气速下的床层压降及压力等值线分布。

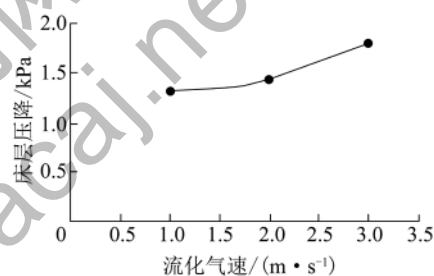


图3 不同流化气速下炉内的压力降

炉内几乎所有的颗粒都处于流化状态,床层的压降较稳定。

3.2 不同工况下颗粒浓度

图5是3个不同的模拟工况下床内颗粒的体积分数分布示意。

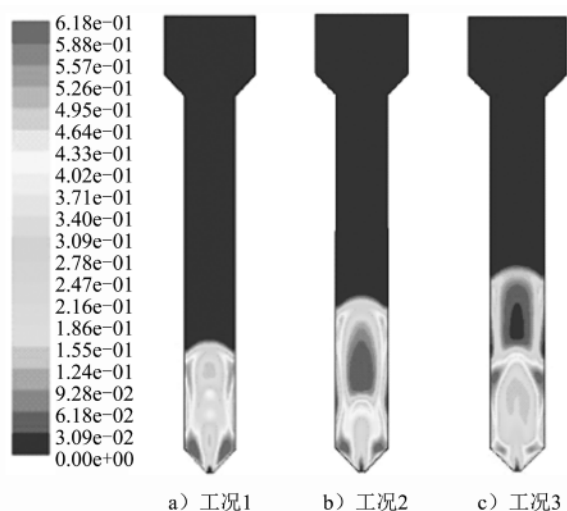


图5 不同工况下床内颗粒体积分数等值线分布

由图5可知,随流化风速的增加,炉内平均空隙率增加,密相床层高度逐渐增加,表明加大流化风量有利于环形密相区颗粒和气体的混合。

由图5可知,当流化风速较小时,流化气所起的作用微弱,颗粒流动特性类似于喷动床。在锥底,颗粒体积分数较高,并且颗粒体积分数较高的区域占两侧环形密相区的比例较大,如图5a)所示。这主要是因为气固混合不均,易在床层底部形成死区,不利于气体和颗粒间的传热、传质。

当流化风量逐渐加大时,床层的流化效果得到改善,如图5b)、5c)所示,在锥底,颗粒不易形成流动死区。床内大部分区域颗粒和气体混合较好,有利于气固反应的发生。特别是当流化风量较大时,从锥形布风板小孔进入的流化风能吹起布风板上的颗粒,并将颗粒卷吸到中心喷动区,如图5c)所示。

当流化气流量过大时,流化气会在床中聚集形成较大直径的气泡,使床层进入不稳定状态,同时导致环形密相区空隙率增大,射流气体容易与环形密相区气体发生动量交换,削弱喷动气射流的穿透能力和扩张能力。在实际操作中,流化风量应控制在合适的数值。

3.3 不同工况下床内空隙率分布

图6描述了2个不同工况下床内400 mm高度处空隙率径向分布。由图6可知,随着流化风的增加,床层密相区的空隙率增大,表明加大流化风量有利于环形密相区颗粒和气体的混合。在中心喷动区,由于环形密相区有更多的流化气被卷吸进喷动区,导致喷动区气体体积分数增加,并且使空隙率增加的幅度稍微增大。

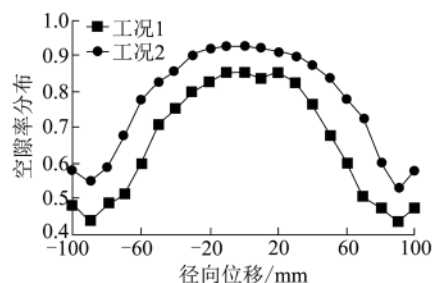


图6 不同工况下床层400 mm高度处空隙率径向分布

3.4 不同工况下气体速度分布

图7是3个不同工况下气体速度分布云图。从图7中可以定量看出流化气量的加大对床内气体速度的影响。在喷动速度为15 m/s时,随着流化风速的增加,沿轴向方向的气体流量增大,喷动气的射流深度逐渐增加,同时射流半径也逐渐增加。

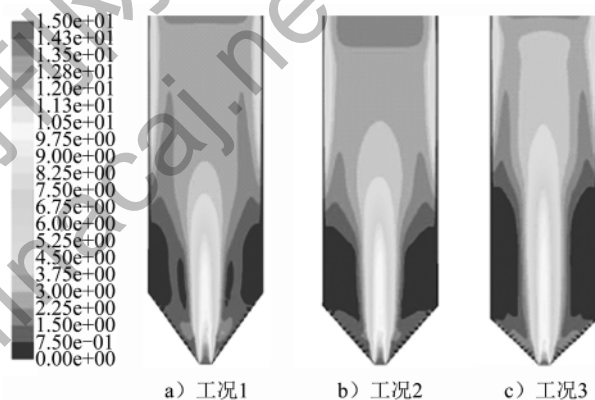


图7 不同工况下气体速度分布云图

3.5 不同工况下固体颗粒速度分布

图8为不同工况下固体颗粒速度分布。

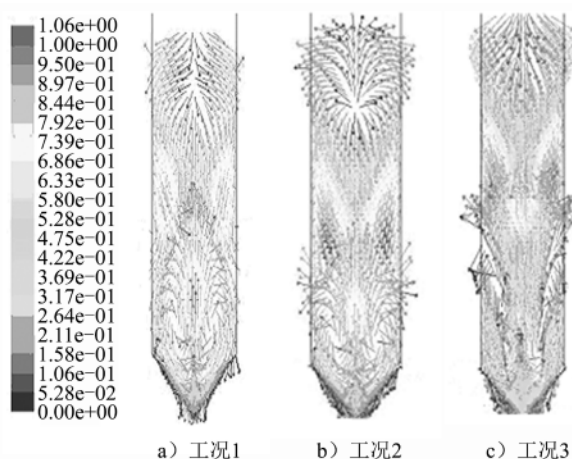


图8 不同工况下固体颗粒速度分布

由图8可知,流化风速较小时,中心喷动气是颗粒运动的主要原因,颗粒在喷动气的作用下向上运动,形成喷泉;随后颗粒由于重力作用,沿着壁面向

下运动到锥形布风板,随后被中心喷动气卷吸向上运动,形成新的循环,在床层内部形成漩涡。在这种工况条件下,由中心射流带动形成的内循环是颗粒混合的驱动力。

随着流化气流速的增大,环形区的空隙率提高,床内出现气泡。流化气速继续增加,喷动区与环形区之间的气流速度差减小,使得喷动气的卷吸能力相应减小。然而流化气刚性增强,布风板区域的颗粒易被卷吸进入中心射流区。如图8b) 8c)所示,随着流化气速的增加,炉内底部基本对称分布的2个漩涡结构的位置逐渐提高。这种流动结构下,避免了布风板上颗粒的堆积,有效防止易黏结颗粒在该区域的团聚。

图9是床内400 mm高度处3个不同工况下颗粒速度的轴向分布。由图9可知,流化气流量的增加导致颗粒在喷动区与环形区的速度增加。如工况1,在喷动区中心轴线上,颗粒上升速度约为0.8 m/s,但在工况3,颗粒上升速度增大到1.2 m/s。在两侧环形密相区,随着流化气量的加大,颗粒下落速度也由工况1的0.2 m/s增大到工况3的0.4 m/s。这是由于流化气流量的加大,使得两侧密相环形区的空隙率增大,颗粒下落所受阻力减小,下落速度增大。

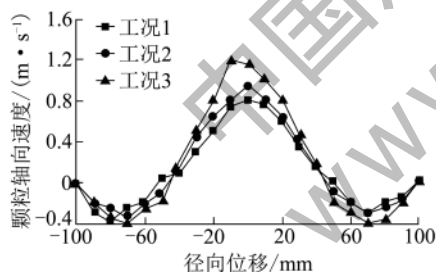


图9 床内400 mm处不同工况下颗粒速度轴向分布

4 结 论

(1) 随流化气速的增大,压降、炉内平均空隙率、密相床层高度逐渐增加。沿着轴向方向的气体流量增大,喷动气的射流深度逐渐增加,同时射流半径也逐渐增加。

(2) 采用数值模拟的手段,从微观层次上了解喷动流化床气化炉炉内气固两相流动特性,对气化炉内气固流动的特征了解得更为透彻。

(3) 可以进一步深入研究关于三维模型气化炉的气固流动特性,从而为改进气化炉结构提供有益建议。

符号说明

d —直径, m ; β —动量变换系数; H —床高, mm ; Q_s —喷动风量, m^3/s ; C_D —曳力系数, $kg/(m^3 \cdot s)$; Re —雷诺数, 无量纲; Q_f —喷动风量, m^3/s ; τ —应力张量, Pa ; g_0 —径向分布函数, 无量纲; λ —体积黏度, $Pa \cdot s$; μ_m —混合物黏度, $Pa \cdot s$; e_{ss} —颗粒弹性碰撞后的恢复系数, 无量纲; Q_{mf} —最小流化速度时的流化风量, m^3/s ; μ —黏度, $Pa \cdot s$; V —瞬时速度, m/s ; $\mu_{s, col}$ —黏度, $Pa \cdot s$; H_0 —床高, mm ; ε —体积份额, 无量纲; P_s —固体压力, N ; u_s —喷动气速, m/s ; $k\Theta_s$ —扩散系数, m^2/s ; u_f —喷动气速, m/s ; R —径向距离, mm ; γ —运动黏度, m^2/s ; Θ_s —颗粒温度, m^2/s^2 ; Φ —内部摩擦角, $(^\circ)$; ρ —密度, kg/m^3 ; $G_{k,m}$ —紊流功能, J ; P_s —颗粒相压力, N 。

下标说明

s —颗粒, g —气体, m —混合物, mf —最小流化状态, gs —气固相。

参考文献:

- [1] Liang Yu, Lu Jing, Zhang Xiangping. Numerical simulation of the bubbling fluidized bed coal gasification by the kinetic theory of granular flow (KTGF) [J]. Fuel, 2007, 86(5-6): 722-734.
- [2] 肖睿, 金保升, 章名耀, 等. 高温气化剂加压喷动流化床煤气化试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(23): 58-67.
- [3] 谷小兵, 陈晓平, 段钰锋, 等. 锥形布风板喷动流化床煤气化技术及应用[J]. 锅炉技术, 2003, 34(3): 34-40.
- [4] 沈来宏, 吴家桦, 肖军, 等. 喷动流化床气固流动特性试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2006, 26(17): 88-93.
- [5] 肖睿, 章名耀, 刘向东, 等. 增压导向式喷动流化床流动特性的试验研究[J]. 燃烧科学与技术, 1998, 14(3): 223-230.
- [6] 王春华, 仲兆平, 李睿, 等. 喷动流化床最小喷动流化速度智能拟合[J]. 中国电机工程学报, 2010, 30(17): 17-21.
- [7] 王志奇, 李海滨, 吴创之, 等. 喷流移动床流动特性的研究[J]. 燃料化学学报, 2001, 29(4): 334-338.
- [8] 毛元夫, 颜涌捷. 喷动流化床的最小喷动流化速度和床层压降[J]. 化工冶金, 1999, 20(2): 136-139.
- [9] 丁淑芳. 流化床内介质主要流化特性参数的研究[J]. 洁净煤技术, 2008, 14(1): 19-21.
- [10] 张朴, 巩向胜. 新型液态燃料水焦浆与循环流化床锅炉工业应用若干问题的探讨[J]. 洁净煤技术, 2004, 10(3): 16-20, 28.

(下转第79页)

煤气中硫化物的产率主要取决于煤中的硫含量及硫的赋存状态。实验煤样的硫含量较低,相应化产品中的 H_2S 含量亦较为适中。此外,煤气中硫化物的产率亦与炉墙温度有关,炉墙温度越高,转入煤气中的硫就越多,由表 4 可以看出,3 个温度点化学产品中 H_2S 含量随着炉墙温度的升高而增加。

氮来源于煤中的氮,一般约有 60% 存在于焦炭中,15%~20% 的氮与氢化合生成氨,其余生成氰化氢、吡啶盐基或其它含氮化合物,这些产物分别存在于煤气和煤焦油中^[7]。实验对煤气中的氮进行了回收,其含量较低,均低于 2.0 g/m^3 。这与煤中的氮含量有密切关系。

煤焦油产率取决于煤的挥发分和煤的变质程度。实验煤样的变质程度较低,为不黏煤,热解后所得煤焦油产率较低,均在 2.00% 左右。实验 3 个温度点中,800 °C 时,焦油产率最高,850 °C 时最低,这可能是当炉墙温度为 850 °C 时,炭化室顶部空间温度稍高,由于二次裂解作用,焦油的产率降低。

苯族烃的产率随煤中 C/H 的增加而增加,且随炉墙温度的增高而降低^[8-10]。结果表明,实验煤样热解后所得苯含量较低,随着热解终温的升高而降低。

化合水的产率同煤的含氧量有关,还随煤挥发分的减少而增加。经过氧化的煤料能生成较大的化合水。实验中,煤样 3 个温度点热解实验的热解水含量较高,均超过 29.0%。此外由表 5 可以看出,随着炉墙温度的升高,3 个温度点热解实验所得热解水中的 COD、pH 和氨氮含量均呈逐渐降低的趋势。

3 结 语

使用 1 kg 模拟热解和化产品回收装置,对实验煤样进行了 3 个不同热解终温的模拟热解实验研究,研究发现热解终温对热解产品的性质及收率产生一定的影响,如苯族烃的产率随着热解终温的增高而降低,硫化氢含量随炉墙温度的升高而增加

等。由于煤本身组成的差异性,及煤在热解过程中变化的复杂性,上述规律并非适合于所有煤种,因此应在该煤种变化规律的基础上,将此项研究扩展到其他煤种,将理论研究与热解实验、化产品回收实验相结合,逐步掌握热解终温对各煤种化产品收率的影响,以便更好地指导实际生产。

参考文献:

- [1] 陈鹏. 中国煤炭性质、分类和利用 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2001.
- [2] 武建军, 李晓波, 田靖, 等. 入炉温度和恒温焖炉时间对型焦性能的影响 [J]. 煤炭学报, 2010, 35(S1): 190 - 193.
- [3] Masaki Onozaki, Koji Watanabe, Takao Hashimoto, et al. Hydrogen production by the partial oxidation and steam reforming of tar from hot coke oven gas [J]. Fuel, 2006 (85): 143 - 149.
- [4] 王育红. 利用焦炉煤气生产甲醇的探讨 [J]. 煤气与热力, 2005, 25(10): 54 - 55.
- [5] 吕国志, 叶焯. 国内焦化粗苯加工发展趋势 [J]. 燃料与化工, 2006, 37(1): 35 - 38.
- [6] 张妮. 不同变质程度煤热解甲烷生成特征及反应机制 [D]. 太原: 太原理工大学, 2005.
- [7] Li Chunzhu, Tan lilian. Formation of NO_x and SO_x precursors during the pyrolysis of coal and biomass part III: effects of react or configuration on the determined yields of HCN and NH_3 during pyrolysis [J]. Fuel, 2000, 79 (15): 1889 - 1906.
- [8] Van Heek K. H., Hodek W. Structure and pyrolysis behaviour of different coals and relevant model substances [J]. Fuel, 1994, 73(6): 886 - 896.
- [9] 孙庆雷, 李文, 陈皓侃, 等. 神木煤显微组分热解的 TG - MS 研究 [J]. 中国矿业大学学报, 2003, 32(6): 664 - 669.
- [10] 廖洪强, 孙成功, 李保庆, 等. 富氢气氛下煤热解特性的研究 [J]. 燃料化学学报, 1998, 26(2): 114 - 118.
- [11] 钟文琪, 熊源泉, 袁竹林, 等. 喷动流化床气固流动特性的三维数值模拟 [J]. 东南大学学报(自然科学版), 2005, 35(5): 746 - 751.
- [12] 李乾军, 章名耀. 压力对喷动流化床流动特性影响的数值模拟 [J]. 动力工程, 2009, 29(9): 831 - 836.
- [13] 张勇, 金保升, 钟文琪, 等. 喷动流化床颗粒混合特性的三维直接数值模拟 [J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(2): 33 - 38.
- [14] 武小芳. 灰熔聚流化床气化炉内气固混合特性的研究 [D]. 太原: 太原理工大学, 2010.
- [15] 江帆, 黄鹏. Fluent 高级应用与实例分析 [M]. 北京: 清华大学出版社, 2008.

(上接第 64 页)