

小型生物质循环流化床气化炉内流动整体三维模拟*

刘 鑫¹ 陈文义¹ 范晓旭² 贤建伟³ 张继军¹ 孙 姣¹

(1. 河北工业大学化工过程控制工程系, 天津 300130; 2. 山东省科学院能源研究所, 济南 250014;
3. 华北电力大学能源与动力工程学院, 保定 071003)

【摘要】 采用整体三维数值模拟的方法,在计算中考虑各部件间的相互影响,应用欧拉双流体 granular 模型和颗粒脉动理论,采用 Gidaspow 相间动量交换模型,对小型生物质循环流化床气化炉实验装置进行了研究。模拟了炉内气固两相的三维流动和分布情况在不同炉内含料量下的变化规律,在返料口高度以上形成了封闭的压力环路,提升管内呈现大尺度的轴向内循环,返料管口以上管段无法形成清晰的环核结构,模拟结果与实验数据吻合较好。

关键词: 循环流化床 气化炉 三维流动 数值模拟 相间动量交换模型
中图分类号: TK6 文献标识码: A 文章编号: 1000-1298(2011)06-0112-05

3-D Numerical Simulation of Flow Structure in Miniature Biomass Circulating Fluidized Beds Gasifier

Liu Xin¹ Chen Wenyi¹ Fan Xiaoxu² Xian Jianwei³ Zhang Jijun¹ Sun Jiao¹

(1. Chemical Process Mechanics Department, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China
2. Energy Research Institute of Shandong Academy of Sciences, Ji'nan 250014, China
3. School of Energy and Power Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071003, China)

Abstract

Entire 3-D numerical simulation was used to study the experimental device of miniature biomass circulating fluidized beds gasifier(CFBG). Mutual influence of each unit was taken in consideration in simulation. Euler dual fluid granular model, particle pulsation theory and Gidaspow momentum exchange model were used. The simulation showed the variations of 3-D gas-solid flow structures and distributions at different solid inventories. It formed a pressure loop over the height of refeed line orifice, and performed large scale axial circulations. It could not form obvious core-annulus structures over the height of refeed line orifice. The simulation results fit well with the experiment results.

Key words Circulating fluidized beds, Gasifier, 3-D flow, Numerical simulation, Momentum exchange model

引言

循环流化床气化炉是较先进的生物质气化设备,具有高加热速率、高反应速度和高气体热值的特点,适于气化发电、气化液化等过程。而且由于设备气化强度大,炉内没有运动部件,有利于气化设备

的大型化及工业化^[1]。生物质气化炉内的流动情况影响提升管内含料量、颗粒停留时间、床内返混及内循环等一系列影响气化效果的因素,因此对气化炉内流动情况的研究十分重要。而通过热态实验装置无法研究炉内流动情况;冷态实验虽然可观察炉内循环流动的情况,但一般条件下,一些涉及到流动

收稿日期: 2010-07-12 修回日期: 2010-07-26
* 国家高技术研究发展计划(863 计划)资助项目(2009AA05Z409)
作者简介: 刘鑫,硕士生,主要从事生物质循环流化床气化技术研究,E-mail: liuxin429go@163.com
通讯作者: 陈文义,教授,主要从事过程强化、工程流动及生物质能研究,E-mail: cwy63@126.com

和物料分布情况的数据很难测量,同时也无法获得流动细节。而数值模拟方法作为装置实验的有效补充,可获得炉内流动详细情况。

随着计算流体力学的发展,数值模拟方法越来越多地被应用于循环流化床的研究,但其中大部分是针对提升管的二维数值模拟^[2~4],这些二维模拟很难反映炉内气固两相在提升管横截面上的非均匀分布情况,国内外一些学者也对提升管进行了三维数值模拟^[5~7],这些模拟虽然可以得到流化床内的三维流动特性,但是返料器内的气固流动情况对提升管内颗粒分布的影响在数值模拟中被忽略,使得这些单一提升管数值模拟的准确性受到影响,因此需要对流化床整体循环装置进行三维数值模拟,使得提升管、旋风分离器、下降管和返料器各部件间的相互影响得到充分考虑,从而令模拟结果更为可信。

流化床的三维整体数值模拟计算量大,计算时间长,较难达到稳定,国内外少有文献报道。本文以实验工况作为输入,对颗粒相做拟流体处理,采用 Gidaspow 相间动量交换系数对小型生物质气化冷态实验装置进行整体数值模拟。

1 实验装置

循环流化床生物质气化装置系统简图如图 1 所示,包括物料循环系统、引/送风系统,以及压力、流量测量系统。物料循环系统包括提升管(高 5 m,内径 100 mm)、旋风分离器、下降立管和 U 型阀返料器,鼓风机作为提升管的一次风风源,空气压缩机作为返料风风源,在提升管不同高度分别设有压差传感器。流化介质为空气,实验物料采用河砂,其真实密度为 2 500 kg/m³,堆积密度为 1 456 kg/m³,平均粒径为 0.28 mm,临界流化速度为 0.17 m/s。颗粒在提升管内发生流化,部分颗粒由提升管上部被风带出,经过旋风分离器分离后通过下降立管在返料阀下降立管内堆积,并经返料阀输送返回提升管内,从而实现物料的循环。

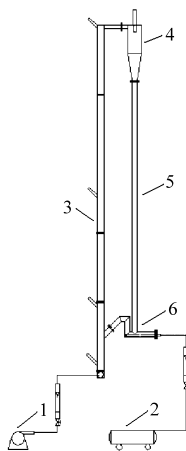


图 1 生物质循环流化床气化炉结构简图

Fig.1 Schematic diagram of biomass circulating fluidized beds gasifier
1. 鼓风机 2. 空气压缩机
3. 提升管 4. 旋风分离器
5. 下降立管 6. U 型阀返料器

2 数值模拟

2.1 气固两相流数学模型

2.1.1 控制方程

连续方程

$$\text{气相} \quad \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\text{颗粒相} \quad \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) = 0 \quad (2)$$

动量方程(不考虑升力和虚拟质量力)

$$\begin{aligned} \text{气相} \quad & \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = \\ & -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g + \beta(\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) + \alpha_g \rho_g \mathbf{g} \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \text{颗粒相} \quad & \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = \\ & -\alpha_s \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_s + \beta(\mathbf{v}_s - \mathbf{v}_g) + \alpha_s \rho_s \mathbf{g} - \nabla p_s \end{aligned} \quad (4)$$

颗粒温度输运方程

$$\begin{aligned} & \frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \mathbf{v}_s \Theta_s) \right] = \\ & (-p_s I + \boldsymbol{\tau}_s) \cdot \nabla \mathbf{v}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} - 3\beta \Theta_s \end{aligned} \quad (5)$$

2.1.2 封闭方程

体积分数

$$\alpha_g + \alpha_s = 1$$

压力应变张量

$$\boldsymbol{\tau}_g = \alpha_g \mu_g (\nabla \mathbf{v}_g + \nabla \mathbf{v}_g^T) + \alpha_g \left(\lambda_g - \frac{2}{3} \mu_g \right) \nabla \cdot \mathbf{v}_g I \quad (6)$$

$$\boldsymbol{\tau}_s = \alpha_s \mu_s (\nabla \mathbf{v}_s + \nabla \mathbf{v}_s^T) + \alpha_s \left(\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \mathbf{v}_s I \quad (7)$$

体积粘度

$$\lambda_g = 0$$

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}} \quad (8)$$

剪切粘度

$$\mu_s = \mu_{s,kin} + \mu_{s,col} + \mu_{s,fr} \quad (9)$$

其中

$$\begin{aligned} \mu_{s,kin} &= \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{96 \alpha_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \cdot \\ & \left[1 + \frac{4}{5} g_{0,ss} \alpha_s (1 + e_{ss}) \right]^2 \end{aligned} \quad (10)$$

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s g_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}} \quad (11)$$

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \varphi}{2 \sqrt{I_{2D}}} \quad (12)$$

固体压力

$$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s + 2\rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \Theta_s \tag{13}$$

径向分布函数

$$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \tag{14}$$

颗粒能量耗散系数

$$k_{\Theta_s} = \frac{150\rho_s d_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{384(1 + e_{ss}) g_{0,ss}} \left[1 + \frac{6}{5} \alpha_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \right]^2 + 2\rho_s \alpha_s^2 d_s (1 + e_{ss}) g_{0,ss} \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}} \tag{15}$$

能量耗散率

$$\gamma_{\Theta_s} = \frac{12(1 - e_{ss}^2) g_{0,ss}}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \Theta_s^{3/2} \tag{16}$$

Gidaspow 相间动量交换模型

$$\beta = \begin{cases} \frac{3(1 - \alpha_g) \alpha_g \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s|}{4 d_s} C_{d0} \alpha_g^{-2.7} & (\alpha_g \geq 0.8) \\ 150 \frac{(1 - \alpha_g)^2 \mu}{\alpha_g d_s^2} + \frac{7(1 - \alpha_g) \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s|}{4 d_s} & (\alpha_g < 0.8) \end{cases} \tag{17}$$

式中 φ ——内摩擦角, (°)

τ ——应力应变张量, Pa

ρ ——密度, kg/m³

α ——体积分数

μ ——剪切粘度, kg/(m·s)

λ ——体积粘度, kg/(m·s)

Θ_s ——颗粒温度, m²/s²

γ_{Θ_s} ——能量碰撞耗散率, kg/(m·s³)

$\mathbf{v}$ ——速度, m/s

p ——压力, Pa

β ——相间动量交换系数, kg/(m³·s)

I ——炉内物料量, kg

I_{2D} ——偏应力张量第二不变量

$g_{0,ss}$ ——径向分布函数

$\mathbf{g}$ ——重力加速度, m/s²

e_{ss} ——颗粒碰撞恢复系数

d_s ——颗粒直径, m

下标 g, s 表示气相和固相。

2.2 模型选择

在一次风量为 90 m³/h、返料风量 2.5 m³/h 的条件下, 分别模拟床内含料量为 7.2、7.8、8.2、8.9、10.2 kg 下的流动情况。选择 Euler/Euler 双流体多相粒子模型, 标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型, 对于气体, 壁面设置为无滑移模型; 对于颗粒, 根据 J-J 颗粒滑移模型^[8], 设置滑移系数为 0.53。其他模拟参数设置见表 1。

表 1 模拟参数设置

Tab.1 Simulate parameters setting

参数	设置
提升管高度/m	5
提升管内径/m	0.1
气体密度/kg·m ⁻³	1.225
气体粘度/Pa·s	1.789 4 × 10 ⁻⁵
固体密度/kg·m ⁻³	2500
颗粒平均直径/mm	0.28
颗粒粘度(计算模型)	Gidaspow
颗粒体积粘度(计算模型)	Lun et la
颗粒摩擦粘度(计算模型)	Schaeffer

2.3 结构及网格

文中所模拟的气化炉, 除返料器布风装置为方便计算而进行了等效简化外, 所有尺寸结构与实验装置完全一致, 共 120 842 个网格。为了更好的观察提升管的轴向和径向颗粒分布, 提升管划分网格时延外壁做边界网格, 如图 2 所示。

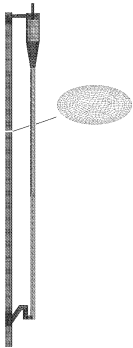


图 2 循环流化床
气化炉网格简图

Fig.2 Schematic mesh
diagram of CFBG

3 结果与讨论

3.1 气化炉内颗粒体积分数分布

图 3 直观地表现了炉内含料量为 7.2 kg 时, 稳定循环状态下炉内颗粒体积分数的分布情况。模拟结果显示, 提升管底部为密相区, 床层颗粒体积分数随高度增加而降低, 下降立管内呈现出明显的分界面, 返料器内颗粒体积分数接近堆积密度, 较好的阻止了提升管内的气体返窜。由速度矢量图看出, 提升管内颗粒存在轴向的内部循环。

图 4 显示了模拟计算中循环流化床气化炉下部物料随时间的体积分数分布变化情况。返料立管内初始堆积高度按试验值输入, 在 $t = 15$ s 左右, 由于提升管内压差过大, 且尚未达到循环状态, 出现了返料器无法密封, 气体泄露的现象; 在 $t = 45$ s 左右, 循环系统达到稳定循环状态。可见, 系统能够自动调节使炉内各部分的压力达到平衡, 从而实现稳定的物料循环。

3.2 物料循环率

根据图 5 所示, 在相同气量下, 固体循环率随炉内含料量增大而增大; 数值模拟得到的固体循环率略大于该工况下的实验测量值, 其主要是由于模拟

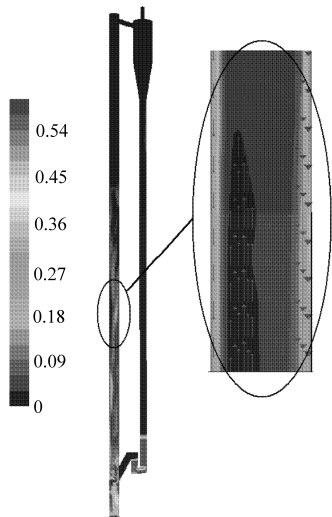


图 3 气化炉内颗粒体积分分布

Fig. 3 Plots of solid volume fraction in CFBG

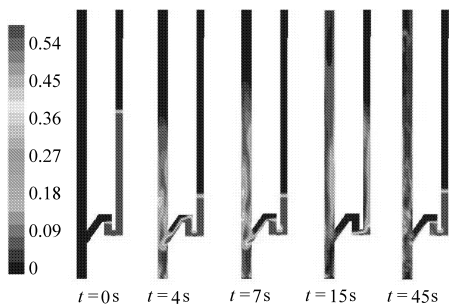


图 4 气化炉下部颗粒体积分分布随时间的变化

Fig. 4 Variation of solid volume fraction in bottom area of CFBG over time (solid inventory is 7.2 kg)

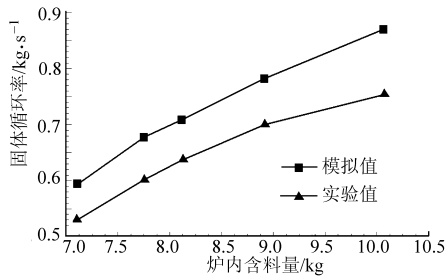


图 5 不同炉内含料量时固体循环率

Fig. 5 Solid flux of different solid inventories

计算得到的平均曳力大于实际情况所致。

3.3 气化炉内的压力分布

如图 6 所示,模拟结果能够较好地显示整个气化炉循环系统的压力情况,在返料入口高度(400 mm)以上,形成了封闭的压力环路,U 型阀与提升管的压差为正值,形成了物料循环的动力。在提升管底部(0 ~ 550 mm),实验所得压差大于模拟计算值,在过渡段和稀相区,实验所得压差小于计算值,对于整个提升管来说,实验所测压差(2 606 Pa)大于计算值(2 042 Pa)。造成计算和实验结果出现差异的原因主要有:①数值模拟所采用的相间动量交换系数 Gidaspow 模型是基于平均化方法得到的,

通过该模型计算出的曳力系数可能会大于实际值,因而造成床层体积分数变小,且整个床层内空隙率分布更为均匀。②实验中使用的河砂粒径分布于 0 ~ 0.6 mm 间,粒径差异对床层体积分数分布会产生一定影响,而模拟计算中仅采用平均粒径作为输入值,因此在底部密相区,其床层体积分数模拟值要小于实验值。

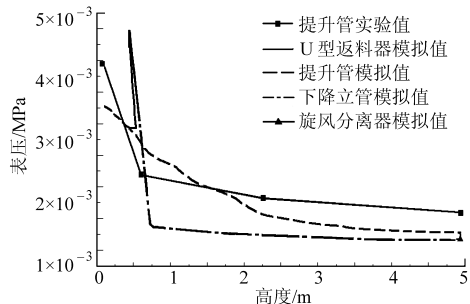


图 6 气化炉内压力分布

Fig. 6 Pressure profile of biomass CFBG

3.4 颗粒体积分分布

3.4.1 颗粒轴向体积分分布

图 7 为炉内含料量分别为 7.2、8.2 和 10.2 kg 时提升管横截面上平均固体体积分数的轴向分布图,由图可知,在返料管口高度(350 mm)以上,提升管横截面平均固体体积分随床高的增加而减小,约 2 500 mm 处以上的管段的横截面平均固体体积分很小且随高度变化缓慢。气化炉顶部由于存在强约束条件,使得体积分略有增大。随着床内含料量增加,2 500 mm 以下管段横截面平均固体体积分增加明显,2 500 mm 以上管段横截面上平均固体体积分增加并不明显。在返料管口高度以下横截面平均固体体积分随高度增加略有增大。

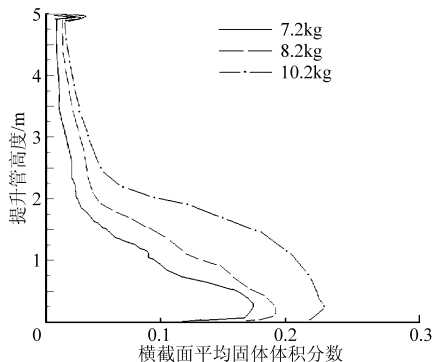


图 7 不同炉内物料量时提升管内平均颗粒体积分的轴向分布

Fig. 7 Axial profile of cross-sectionally averaged solid volume fraction under different solid inventories

3.4.2 颗粒径向体积分分布

图 8 为含料量 8.2 kg 时气化炉内不同高度的固体体积分径向分布的模拟结果,在 150 mm 时,截面上颗粒体积分分布为明显的边壁浓、中心稀的

环核结构,但在返料入口高度(400 mm)以上的各截面处,环核结构逐渐模糊,核心区出现摆动。通过实验观察,确实存在这种现象,但是程度要小于模拟结果。其原因可能是由于气化炉为了在低气量下获得较大表观气速,而采取较小的气化炉内径,实验模型中返料斜管与气化炉内径比为 0.7,这使得返料口对炉内分布情况的影响增大,使得核心速度区发生偏移。

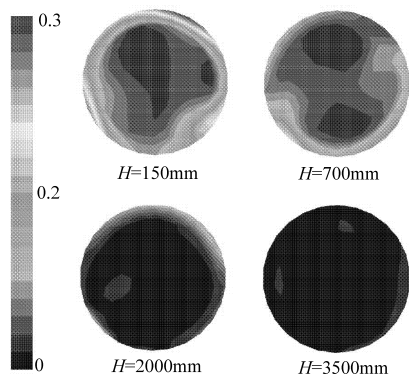


图 8 提升管内不同高度截面上的颗粒体积分数

Fig. 8 Radial profiles solid volume fraction at different riser heights

3.5 炉内颗粒运动情况

由图 3 中颗粒速度矢量可以看出,气化炉内存在着明显的颗粒轴向内循环,这使得生物质原料在床内的停留时间增加。图 9 显示了一个随机的示踪粒子在循环系统中的运动轨迹。由运动轨迹可以推测,返料器返回的颗粒在底部燃烧区停留时间较长,而在热解区和还原区停留时间较短,这将有助于焦

炭在底部的充分反应。

4 结论

(1) 气化炉各装置间自动调节并达到平衡后,返料入口高度以上形成了封闭的压力环路,使得物料稳定循环。

(2) 颗粒体积分数随床高的上升而减小,在 3 300 mm 以上管段,颗粒体积分数的降低变得较为平缓。在 400 mm 以上管段,无法形成明显的中心稀边壁浓的环核结构,其原因主要是提升管较小的管径和返料口对管内颗粒分布的影响。

(3) 提升管内总压差的计算值小于实验值,而循环量的计算值略大于实验值。这是由于相间动量交换模型平均化方法造成失真,使得气体对颗粒的平均曳力大于实际值。

(4) 通过计算推测,如果能够更好的修正相间动量交换系数,将会使模拟结果与实验数据更为接近。尽管如此,由于本工况下气化炉内体积分数及循环倍率较低,使得这种失真对计算结果的影响被控制在较小的范围内,数值模拟与实验结果吻合度较好。

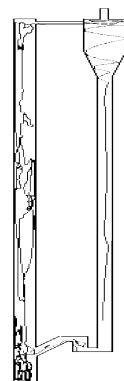


图 9 随机示踪颗粒的运动轨迹

Fig. 9 Motion trail of a random tracking particle

参 考 文 献

- 1 吴文渊,鲍亦令,韩振波,等. 采用流化床技术开发利用生物质能[J]. 新能源, 1994,16(10):12~15.
- 2 Jiradilok V, Gidaspo D, Damronglerd S, et al. Kinetic theory based CFD simulation of turbulent fluidization of FCC particles in a riser[J]. Chemical Engineering Science, 2006,61(17): 5 544~5 559.
- 3 Mathiesen V, Solberg T, Hjertager B H. An experimental and computational study of multiphase flow behavior in a circulating fluidized bed[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2000, 26(3): 387~419.
- 4 沈志恒,陈巨辉, M' bouana N L P, 等. 高固体流率循环流化床内气体-颗粒团聚物流动特性[J]. 中国电机工程学报, 2009,29(29):25~29.
Shen Zhiheng, Chen Juhui, M' bouana N L P, et al. Flow behavior of gas and particle clusters in a high-density circulating fluidized bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2009,29(29):25~29. (in Chinese)
- 5 Ibsen C H, Solberg T, Hjertager B H. Evaluation of a three-dimensional numerical model of a scaled circulating fluidized bed[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2001, 40(23): 5 081~5 086.
- 6 Xie N, Battaglia F, Pannala S. Effects of using two- versus three-dimensional computational modeling of fluidized beds. part I. hydrodynamics[J]. Powder Technology, 2008, 182(1): 1~13.
- 7 白志刚,杨晨. 循环流化床气固两相流动模拟[J]. 计算机仿真, 2009, 26(3):272~275.
Bai Zhigang, Yang Chen. Numerical simulation of gas-solid flow in CFB[J]. Computer Simulation, 2009, 26(3):272~275. (in Chinese)
- 8 Johnson R, Jackson P C. Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing [J]. Journal of Fluid Mechanics, 1987, 176: 67~93.