

液固流化床中颗粒流动特性的数值模拟

刘国栋, 沈志恒, 王 帅, 王家兴, 陆慧林

(哈尔滨工业大学 能源科学与工程学院, 哈尔滨 150001, gdlu@hit.edu.cn)

摘 要: 应用欧拉-欧拉双流体模型, 液相采用 $k-\varepsilon$ 湍流模型, 同时考虑液固两相间耦合作用, 数值模拟液固流化床内液固两相流动, 研究了液体密度和粘度对液固流化床内流动特性的影响. 研究表明, 液固流化床内液体、颗粒混合比较均匀, 呈现散式流态化特性. 颗粒轴向速度随着液体密度和粘度的增大而增大, 并且在床内分布趋势相同. 数值模拟得到床层膨胀高度的结果与 Babu 等人公式计算值相吻合.

关键词: 液固流化床; 欧拉-欧拉双流体模型; 数值模拟

中图分类号: TK222

文献标志码: A

文章编号: 0367-6234(2010)07-1108-04

Simulation of hydrodynamics of particles in a liquid-solid fluidized bed

LIU Guo-dong, SHEN Zhi-heng, WANG Shuai, WANG Jia-xing, LU Hui-lin

(School of Energy Science and Engineering, Harbin Institute of Technology, Harbin 150001, China, gdlu@hit.edu.cn)

Abstract: Flow properties in a liquid-solid fluidized bed were simulated by means of an Euler-Euler two-fluid model. A $k-\varepsilon$ turbulent model was used to simulate the flow behavior of liquid by considering the couplings between liquid and solid phases. The effect of liquid properties of density and viscosity upon flow properties was studied in the liquid-solid fluidized bed. Results show that the mixing of liquid and particles is uniform in the liquid-solid fluidized bed, and it exhibits a homogenous fluidization. The axial velocities of particles increase with the increase of liquid density and viscosity, and they both have the same trends in the bed. The simulation result of bed's expanding heights is in an agreement with the calculation results of Babu et al..

Key words: liquid-solid fluidized bed; Euler-Euler two-fluid model; numerical simulation

液固流化床具有传质和传热性能好、颗粒分布均匀等特点, 主要应用于生物化工、能源、废水处理等领域^[1-2]. 近年来在诸如半导体光催化、光生物合成、电沉积、燃料电池以及电化学合成等新技术领域也得到广泛应用. 此外, 液固流化床在处理工业废水、城市废水中和、工业用水金属离子脱除等方面也有着特殊的优越性, 因而受到广泛的关注. 然而, 由于液固流化床内颗粒流体系统存在非线性、结构不均匀性和流域多态性, 国内外一些学者对此进行了相关研究, CHEN^[3]等, CHENG^[4]等和 WACHEM^[5]等用数值模拟的方法研究了液固流化床和液固循环流化床的动力学特性, 吴

琳^[6]等和 DOROODCHI^[7]等模拟了液固流化床的固含率和床层膨胀特性. 郝晓刚等^[8]研究了液固流化床内液速分布与颗粒循环流动的关系, 姜峰等^[9]用 CCD 测量了液固流化床中的固体颗粒浓度和速度的分布, 而有关液体物性(密度、粘度)对液固流化床内颗粒流动特性影响的研究很少.

本文应用欧拉-欧拉双流体模型, 采用 $k-\varepsilon$ 湍流模型研究液相湍流特性, 考虑液固两相间耦合作用, 数值模拟液固流化床内颗粒的流动特性, 研究了液体物性对液固流化床内流动特性的影响, 研究结果对于进一步开展液固传质特性的研究以及液固流态化反应器的设计和放大都有重要意义.

1 液固两相流动的数学模型

1.1 连续性方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_i \rho_i) + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \mathbf{v}_i) = 0.$$

收稿日期: 2009-11-18.

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50776023).

作者简介: 刘国栋(1981—), 男, 博士研究生;

陆慧林(1956—), 男, 教授, 博士生导师.

其中: i 表示液相或颗粒相, ε 为 i 相体积浓度, $\boldsymbol{v}$ 为速度矢量, ρ 为 i 相密度, t 为时间.

1.2 液相动量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_l \rho_l \boldsymbol{v}_l) + \nabla \cdot (\varepsilon_l \rho_l \boldsymbol{v}_l \boldsymbol{v}_l) = \varepsilon_l \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_l + \varepsilon_l \rho_l \boldsymbol{g} - \varepsilon_l \nabla p - \beta(\boldsymbol{v}_l - \boldsymbol{v}_s).$$

其中: $\boldsymbol{g}$ 为重力加速度, p 为液体压力, β 为液 - 固相间的曳力系数, $\boldsymbol{\tau}_l$ 为液体应力张量.

液体的应力张量 $\boldsymbol{\tau}_l$ 为

$$\boldsymbol{\tau}_l = \mu_l [\nabla \boldsymbol{v}_l + (\nabla \boldsymbol{v}_l)^T] - \frac{2}{3} \mu_l (\nabla \cdot \boldsymbol{v}_l) \boldsymbol{I}.$$

1.3 固相动量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s \boldsymbol{v}_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \boldsymbol{v}_s \boldsymbol{v}_s) = \varepsilon_s \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_s + \varepsilon_s \rho_s \boldsymbol{g} - \varepsilon_s \nabla p + \beta(\boldsymbol{v}_l - \boldsymbol{v}_s).$$

固相应力张量 $\boldsymbol{\tau}_s$ 为

$$\boldsymbol{\tau}_s = (-p_s + \xi_s \nabla \cdot \boldsymbol{v}_s) \boldsymbol{I} + \mu_s \left\{ [\nabla \boldsymbol{v}_s + (\nabla \boldsymbol{v}_s)^T] - \frac{2}{3} (\nabla \cdot \boldsymbol{v}_s) \boldsymbol{I} \right\}.$$

其中: p_s 为固相压力, ξ_s 为颗粒相动力粘度, μ_s 为颗粒相剪切粘度, $\boldsymbol{I}$ 为单位向量.

固体压力为

$$p_s = \rho_s \theta + 2g_0 \varepsilon_s (1 + e) \rho_s \theta,$$

颗粒相动力粘度为

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_s g_0 (1 + e) \left(\frac{\theta}{\pi} \right),$$

颗粒相剪切粘度为

$$\mu_s = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_s g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} + \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\pi \theta}}{96(1 + e) \varepsilon_s g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \varepsilon_s (1 + e) \right]^2.$$

β 为液固相间的阻力系数, 可按 Gidaspow^[10] 提出的公式计算.

$$\beta = \begin{cases} 150 \frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_l) \mu_l}{\varepsilon_l d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_l \varepsilon_s}{d_s} |\boldsymbol{v}_l - \boldsymbol{v}_s|, & \varepsilon_g < 0.8; \\ \frac{3C_d \varepsilon_l \varepsilon_s \rho_l |\boldsymbol{v}_l - \boldsymbol{v}_s|}{4d_s} \varepsilon_l^{-2.66}, & \varepsilon_g \geq 0.8. \end{cases}$$

$$\begin{cases} C_d = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}), & Re < 1\,000; \\ C_d = 0.44, & Re \geq 1\,000. \end{cases}$$

其中: Re 为颗粒雷诺数, $Re = d_s \varepsilon_l \rho_l |\boldsymbol{v}_l - \boldsymbol{v}_s| / \mu_l$.

1.4 $k - \varepsilon$ 双方程

液相湍动能和耗散率方程可表示如下:

$$\begin{aligned} \rho_l \frac{\partial k}{\partial t} + \rho_l \nabla \cdot (\boldsymbol{v}_l k) &= \nabla \cdot \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \cdot \nabla k \right) + G_k - \rho_l \varepsilon, \\ \rho_l \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho_l \nabla \cdot (\boldsymbol{v}_l \varepsilon) &= \nabla \cdot \left(\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \cdot \nabla \varepsilon \right) + c_1 G_k \frac{\varepsilon}{k} - \rho_l c_2 \frac{\varepsilon^2}{k}. \end{aligned}$$

其中: μ_t 为湍流粘性系数; G_k 为由平均速度梯度所引起的湍动能的增量

$$\mu_t = c_\mu \rho_l \frac{k^2}{\varepsilon},$$

$$G_k = \mu_l \left[\left(\frac{\partial u_l}{\partial y} + \frac{\partial v_l}{\partial x} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial u_l}{\partial x} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial v_l}{\partial y} \right)^2 \right],$$

方程中常数取为 $c_\mu = 0.09$, $c_1 = 1.44$, $c_2 = 1.92$, $\sigma_k = 1.0$ 和 $\sigma_\varepsilon = 1.33$.

2 计算结果与分析

数值模拟中所需参数见表 1. 初始时, 假设床内颗粒静止不动, 给定入口液体速度, 假定入口液体压力为常数. 壁面液体切向和法向速度采用无滑移边界条件. 时间步长取为 0.000 5 s, 模拟时间持续 180 s, 采用后 80 s 结果作为时间平均样本.

表 1 模拟所需参数

物理量	颗粒 密度/ ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	颗粒 直径/ mm	颗粒初 始堆积 浓度	颗粒初始 堆积高度/ mm	液体 密度/ ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)	液体的 动力粘度/ ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)	床宽/ mm	床高/ mm	入口 孔径/ mm	孔数	网格 尺寸/ mm	表观液体 速度/ ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)
值	2 630	2	0.45	500	998.2	1.003×10^{-3}	500	1 500	50	8	5 × 5	0.11

图 1 为液体表观速度为 0.11 m/s 时液固流化床完全流化后颗粒的运动过程. 当床层膨胀到一定高度时, 颗粒在床内分布十分均匀, 呈现出散式流态化的特性. 从床内颗粒的整个运动过程可以看出, 随着时间的推进, 床层表面左右波动, 而床层的平均高度基本一致.

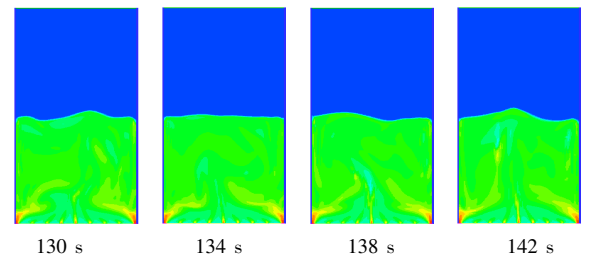


图 1 液固流化床内瞬时颗粒浓度分布

图 2 表示液体速度为 0.11 m/s 时液固流化床完全流化后不同时刻的固相速度矢量场。从图中可以看出,在整个液固流化床内颗粒的流化过程中,液体从床底部均匀地进入床内,接近床底部的颗粒由于液体的作用获得了较大的加速度,颗粒开始向上运动。随着流化过程的进行,颗粒在重力和曳力的共同作用下,逐渐向上运动,当达到一定床层高度时,重力大于曳力,颗粒又逐渐回落,形成了在床中心区域颗粒向上运动,而在壁面附近向下运动的循环流动状态。

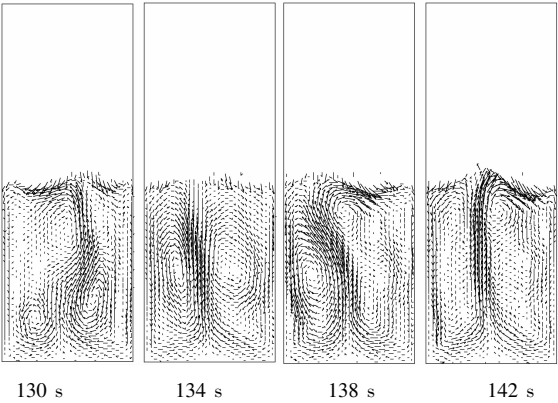


图 2 液固流化床内瞬时颗粒速度分布

图 3 表示液固流化床内颗粒轴向速度分布。从图中可以看出,颗粒轴向速度呈抛物线分布,颗粒轴向速度在床内中心处高,沿壁面逐渐降低,当到达壁面附近时颗粒相速度为负值,颗粒向下运动。从宏观上看,颗粒相在床层内部形成了内循环流动,即中心区颗粒向上流动,而边壁区颗粒向下流动,存在明显的循环流动形式。产生这种颗粒循环流动特征的主要原因是颗粒在床内运动受重力和液固两相间的曳力共同作用所致。图 4 表示液固流化床内颗粒径向速度分布。由图中可以发现,整个床内的径向速度变化不大。图中正值表示颗粒向右运动,图中负值表示颗粒向左运动。

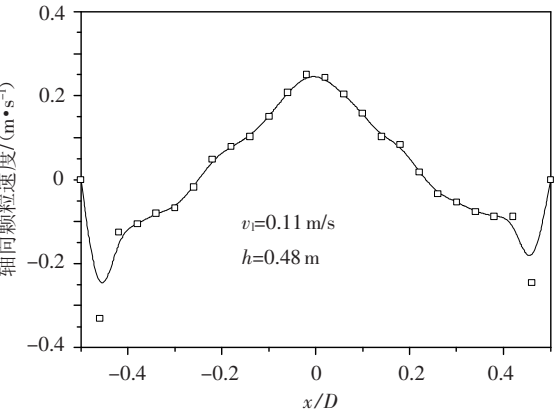


图 3 床内颗粒轴向速度分布

图 5 表示在 3 种不同粘度的液体中颗粒运动的轴向速度分布。从图中可以看出,随着液体粘度

的增大,颗粒的轴向速度也随之增大。这主要是由于液体粘度的增大使液固相间的相互作用力增大,造成颗粒的速度增大。由图 6 可见,液体密度的改变并没有改变颗粒运动的趋势,只是改变了颗粒运动速度的大小。颗粒的轴向速度随着液体密度的增大而增大。由阿基米德定律可知,物体所受浮力的大小等于其排开流体体积所受的重力。因此,液体密度的增大,使床内颗粒所受的浮力增大,从而使颗粒的速度也随之变大。

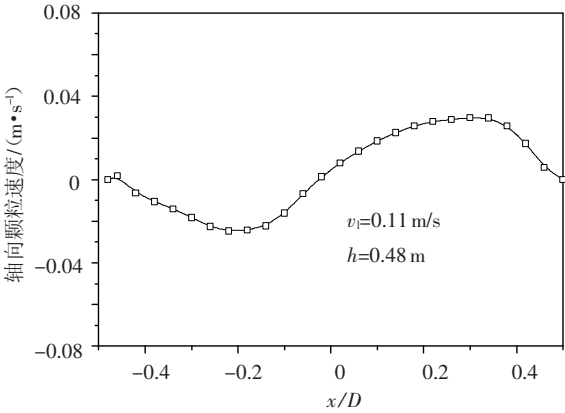


图 4 床内颗粒径向速度分布

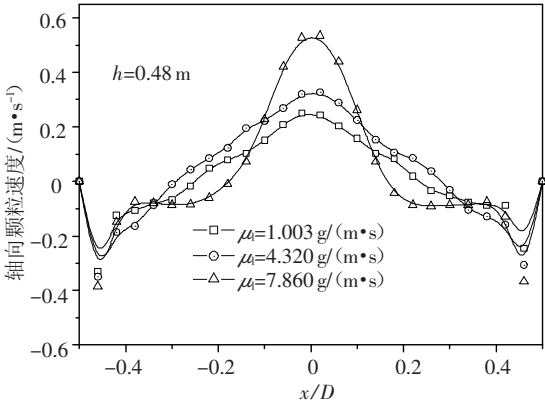


图 5 液体粘度对颗粒轴向速度分布的影响

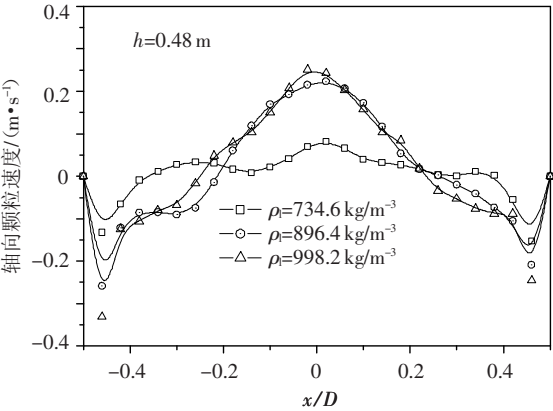


图 6 液体密度对颗粒轴向速度分布的影响

图 7 表示在不同液体速度下床层高度为 0.48 m 时颗粒轴向速度分布。从图出可以看出,在床内的中心处颗粒的轴向速度较高,沿壁面方向逐渐降低;在壁面两侧附近由于颗粒向下运动,

速度为负,而在壁面处,速度为零,颗粒速度随着流速的增大而增大.这主要是由于液体速度的增大,液体与颗粒之间的作用力增大,从而使颗粒的运动加剧,速度增大.

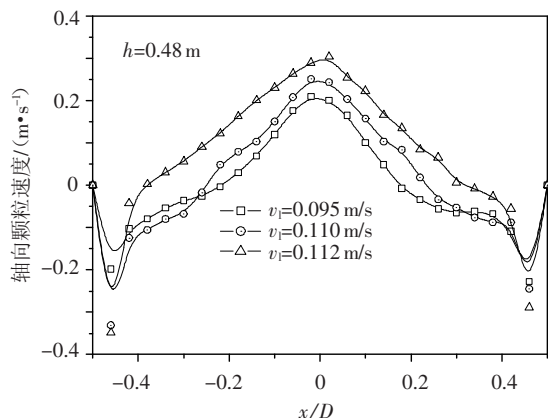


图7 液体速度变化时颗粒的轴向速度分布

图8表示床层膨胀高度随着液体速度的变化情况.膨胀高度为颗粒完全流化后床层所达到的高度.在液固流化床内床层的膨胀高度较稳定.从图中可以发现,随着流速的增大,轴向扩散程度增加.当液体流速增大到一定程度后,床层高度的增加趋势减缓.这是由于随着表观速度的增加,颗粒循环加剧,增加了混合程度,床层膨胀高度增大.但是当流速增大到一定程度时,床内喷泉区上升的流速过高,从而阻滞了部分颗粒的下落,使这部分颗粒不能在整个床层内顺畅地循环,因而使床层高度的膨胀减缓.同时,图中还给出了按 Babu 等^[11]公式计算的床层膨胀高度的结果.由图可见,模拟得到的结果与 Babu 等人公式计算值相吻合.

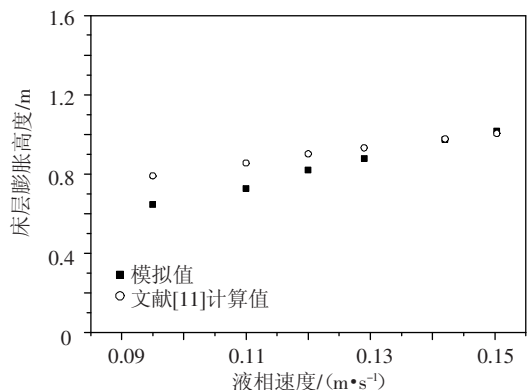


图8 床层膨胀高度随流速的变化

3 结 论

1) 本文应用欧拉-欧拉双流体模型,液相湍流行为采用 $k-\varepsilon$ 湍流模型,同时考虑液固两相间耦合作用,数值模拟液固流化床内流场的动力学特性.

2) 液固流化床内颗粒混合比较均匀,呈现散式流态化特性.并且通过模拟研究颗粒在不同液体中的运动,表明液体的密度,粘度及速度对颗粒的速度分布影响很大.颗粒流动的轴向速度随着液体密度、粘度的增大而增大,模拟得到的床层膨胀高度与 Babu 等人的结果相一致.

参考文献:

- [1] DONG K J, GUO B Y, CHU K W, *et al.* Simulation of liquid—solid flow in a coal distributor[J]. *Minerals Engineering*, 2008, 21: 789–796.
- [2] 车得福,李会雄.多相流及其应用[M].西安:西安交通大学出版社,2007.
- [3] CHEN Z, GIBILARO L G, JAND N. Particle packing constraints in fluid-particle system simulation[J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2003, 27: 681–687.
- [4] CHENG Y, ZHU J. Hydrodynamics and scale-up of liquid-solid circulating fluidized beds: Similitude method vs. CFD [J]. *Chemical Engineering Science*, 2008, 63: 3201–3211.
- [5] WACHEM B G M V, ALMSTEDT A E. Methods for multiphase computational fluid dynamics[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2003, 96: 81–98.
- [6] 吴琳,周昆颖.液固流化床颗粒速度场和固含率的数值模拟[J]. *北京化工大学学报*, 2006, 33(4): 95–97.
- [7] DOROODCHI E, GALVIN K P, FLETCHER D F. The influence of inclined plates on expansion behavior of solid suspensions in a liquid fluidized bed-A computational fluid dynamics study [J]. *Powder Technology*, 2005, 160: 20–26.
- [8] 郝晓刚,张忠林,郭金霞,等.液-固流化床中液速分布与颗粒循环流动[J]. *高校化学工程学报*, 2004, 18(3): 297–303.
- [9] 姜峰,贾丽云,刘明言,等.液固两相流动系统中固体颗粒浓度和速度的 CCD 测量[J]. *天津大学学报*, 2004, 37(1): 1–5.
- [10] GIDASPOW D. *Multiphase flow and fluidization: Continuum and kinetic theory description* [M]. San Diego: Academic Press, 1994.
- [11] BABU S P, SHAH B, TAL W A. Fluidization correlations for coal gasification materials-minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio[C]// *AICHE Symp.* New York: [s. n.], 1978: 176–181.

(编辑 杨 波)