

研究论文

液固流化床内固含率时空分布特性的 CFD 模拟

姚秀颖¹, 吴桂英¹, 关彦军¹, 张 镨^{1,2}

(¹ 中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249, ² 华北电力大学
电站设备状态监测与控制教育部重点实验室, 北京 102206)

摘要: 采用 Brandani 等考虑拟平衡状态下颗粒与流体相互作用的双流体模型, 通过在商业软件 CFX4.4 平台上增加用户自定义子程序模拟了高 0.5 m、宽 0.1 m 的二维液固流化床内固含率的时空分布特性。为了保证数值模拟精度、节省计算机运行时间, 首先确定了适宜的网格尺度、时间步长和收敛判据。随后, 考察了液固两相物性和操作条件对流化床内固含率时空分布特性的影响, 模拟结果表明: 增大颗粒粒径或密度会使颗粒向下加速运动, 导致床层高度下降而垂直方向上任一水平面的平均固含率呈现增大的趋势; 减小液体黏度或密度则会使颗粒向下加速运动, 导致床层固含率增大; 突然增大液速会使颗粒向上加速运动, 导致床层固含率减小; 升高温度的实质是使液体的黏度和密度均呈现下降的趋势, 结果使颗粒向下加速运动, 床层固含率增大。上述模拟结果与颗粒受力的理论分析相一致。

关键词: 液固流化床; 固含率; 时空分布特性; CFD 模拟

中图分类号: TQ 018

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2010) 09-2287-09

CFD simulation for spatio-temporal distribution of solid holdup in liquid-fluidized beds

YAO Xiuying¹, WU Guiying¹, GUAN Yanjun¹, ZHANG Kai^{1,2}

(¹ State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China;

² Key Laboratory of Condition Monitoring & Control for Power Plant Equipment, MOE, North China
Electric Power University, Beijing 102206, China)

Abstract: Spatio-temporal evolution of solid holdup in the liquid-fluidized bed was predicted by Brandani and Zhang model, which includes additional terms in both the liquid- and solid-phase momentum equations based on the two-fluid theory by considering particle-fluid interactions under a quasi-equilibrium state. Numerical simulations were conducted in the platform of commercial Computational Fluid Dynamics (CFD) code, CFX4.4, by adding user-defined Fortran subroutines. Based on the independences of mesh, time step and convergence criterion obtained, the effects of the physical properties of liquid-solid system and the operational conditions on the solid holdup profiles were investigated numerically in the 0.5 m (long) $\times$ 0.1 m (wide) 2D fluidized bed. The computational results show that the solid holdup profile within the stable bed transfers to a new equilibrium state once the physical property of the system or the operational condition is changed. The bed surface decreases and the average solid holdups increase in all the vertical planes, due to the downward acceleration of particles, when particle density or size is increased.

2010-04-27 收到初稿, 2010-06-11 收到修改稿。

联系人: 张镨。第一作者: 姚秀颖 (1985—), 女, 博士研究生。

基金项目: 国家重点基础研究发展计划项目 (2005CB221205); 国家自然科学基金项目 (20976191)。

Received date: 2010-04-27.

Corresponding author: Dr. ZHANG Kai, kzhang@ncepu.edu.cn

Foundation items: supported by the National Basic Research Program of China (2005CB221205) and the National Natural Science Foundation of China (20976191).

The similar phenomenon is observed with a decrease of liquid density or viscosity. When the liquid inlet velocity is abruptly increased, however, the motion of each particle accelerates upwardly and solid holdups decrease in the bed. Both liquid density and viscosity reduce with an increase of temperature, which leads to downward motion of particles and solid holdups increase. The above simulated data can be explained reasonably by the forces acting on particles.

Key words: liquid-solid fluidized bed; solid holdup; spatio-temporal distribution; CFD simulation

引 言

液固流化床反应器凭借其良好的混合、传热、传质等优点而被广泛应用于化工、能源、冶金、食品等诸多过程领域。相对于气固体系，液固两相间密度差较小，因而液固流化床往往呈现散式流态化特性，即：颗粒在流体中均匀分散，且颗粒间距离随着流体速度的增加而均匀地增加^[1-3]。然而由于流化床内颗粒流体系统的非线性特征，限制了它的进一步工程化应用^[4]。已有的文献报道主要集中于研究稳态条件或者液体速度突变后床层界面的动态特性^[5-11]，对固含率及其分布的研究却较少。例如，Limtrakul 等^[12]在稳态条件下考察了局部固含率和颗粒轴向速度的径向分布情况；Li 等^[13]通过实验方法研究了液速突变后液固流化床内床层固含率沿轴向的动态变化规律。

随着数值计算方法和计算机软硬件技术的快速发展，研究者和使用者对以计算流体动力学 (computational fluid dynamics, CFD) 模型为工具来剖析流化床内复杂的多相流体体系已达成共识^[14]。欧拉-拉格朗日模型和欧拉-欧拉模型是目前模拟流化床的两种常用方法，前者将流体作为连续相，颗粒视为离散体系，但由于所需计算量庞大而导致可以模拟的颗粒数目有限，因此要实现商业化应用为期甚远^[15]；后者将颗粒作为拟流体，认为气相和固相是共同存在、相互渗透的连续介质，然而一些研究者对业已广泛应用的双流体模型中的固相黏性项、颗粒弹性恢复系数和固体压力项颇具争议^[16-18]。Brandani 等^[19]在 Gidaspow 无黏性动量方程^[20]中引入拟平衡状态下颗粒与流体相互作用力 (称为附加力)，提出了一个描述流化床内流固两相流动特性的数学模型，该模型的主要特点是：流体和固体动量方程中黏性力忽略不计；表征固体颗粒离散属性的特征尺度是模型中的唯一参数，该特征尺度与颗粒直径为同一数量级。随后，张锴

等^[11,21]针对气固体系模拟了 Geldart A 类物料散式和 B 类物料鼓泡流态化特性，针对液固体系模拟了三维床内液体入口速度突变后，中间截面和床表面的时空特性。为此，本文拟在上述工作基础上详细考察体系物性和操作条件对床层固含率分布特征的动态影响行为。

1 数学模型和求解方法

从基本的质量守恒、动量守恒和能量守恒出发，描述冷态流化床模型内流体相和颗粒相的控制方程组为：

流体相连续性方程

$$\frac{\partial \epsilon_f}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_f \mathbf{u}_f) = 0 \quad (1)$$

颗粒相连续性方程

$$\frac{\partial \epsilon_p}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_p \mathbf{u}_p) = 0 \quad (2)$$

流体相动量方程

$$\frac{\partial (\epsilon_f \rho_f \mathbf{u}_f)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_f \rho_f \mathbf{u}_f \mathbf{u}_f) = -\beta (\mathbf{u}_f - \mathbf{u}_p) - \epsilon_f \nabla p + \epsilon_f \rho_f \mathbf{g} - \mathbf{F}_{ad,f} \quad (3)$$

颗粒相动量方程

$$\frac{\partial (\epsilon_p \rho_p \mathbf{u}_p)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_p \rho_p \mathbf{u}_p \mathbf{u}_p) = -\beta (\mathbf{u}_p - \mathbf{u}_f) - \epsilon_p \nabla p + \epsilon_p \rho_p \mathbf{g} - \mathbf{F}_{ad,p} \quad (4)$$

式中 ϵ 表示体积分数 ($\epsilon_f + \epsilon_p = 1$)， ρ 表示密度。下角标 f 和 p 分别表示流体相和颗粒相。式(3)和式(4)右侧各项分别是相间曳力项、压力梯度项、重力项和附加力项。根据控制方程的封闭原理，相间曳力系数 β 和附加力 $\mathbf{F}_{ad,f}$ 、 $\mathbf{F}_{ad,p}$ 需要从基本流场变量得出，其矢量表达式分别为

$$\mathbf{F}_{ad,f} = d_p [(1 - 2\epsilon_f) \rho_p + 2\epsilon_f \rho_f] \mathbf{g} \cdot \nabla \epsilon_f \mathbf{i} \quad (5)$$

$$\mathbf{F}_{ad,p} = d_p [2\epsilon_p \rho_p + (1 - 2\epsilon_p) \rho_f] \mathbf{g} \cdot \nabla \epsilon_p \mathbf{i} \quad (6)$$

其中， $\mathbf{i}$ 为单位矢量，其矢量方向与重力加速度 $\mathbf{g}$ 方向相同。有关附加力的详细介绍见文献 [19]。

相间曳力系数 β 是颗粒曳力系数 C_D 的函数，由式(7)给出

$$\beta = C_D \frac{3\varepsilon_p \rho_f |(\mathbf{u}_p - \mathbf{u}_f)|}{4d_p} \varepsilon_f^{-1.8} \quad (7)$$

根据经典的 Dallavalle 关联式^[22], 颗粒曳力系数 C_D 为

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{Re}}\right)^2 \quad (8)$$

$$Re = \frac{\varepsilon_f \rho_f |\mathbf{u}_f - \mathbf{u}_p| d_p}{\mu_f} \quad (9)$$

数值模拟在商业软件 CFX4.4 平台上完成, 液、固相连续性方程及动量守恒方程中的重力项和压力梯度项可以直接由系统“命令文件(command file)”设定, 而动量方程中的相间曳力和附加力则需要由用户自定义 Fortran 子程序来实现。用控制体积法对方程组进行离散化、SIMPLE (压力耦合方程的半隐式法) 算法的改进型 (SIMPLEC) 处理速度-压力耦合问题、时间步长采用全隐式格式。具体有限差分方法的选择为: 速度分量采用混合差分格式、体积分数采用中心差分格式、压力场采用迎风格式。压力的欠松弛因子为 1.0, 其他变量为 0.65。

2 模拟对象及条件

如图 1 所示, 模拟所采用二维流化床的高和宽

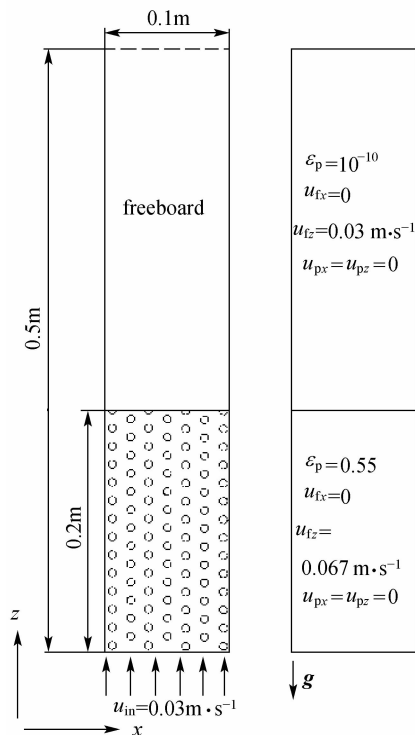


图 1 二维流化床的结构及模拟初始条件

Fig. 1 Structure of 2-D fluidized bed and initial condition of numerical simulation

分别为 0.5 m 和 0.1 m, 初始床层高度和固含率分别取 0.2 m 和 0.55。网格划分方法采用均匀网格结构体系, 总网格数和模拟的时间步长均根据模拟结果而定, 具体确定方法见第 3 节。

压力计算方法为

$$p = p_0 + 0.3\rho_f g + \rho_m g(0.2 - z) \quad (z \leq 0.2 \text{ m}) \quad (10)$$

$$p = p_0 + \rho_f g(0.5 - z) \quad (z > 0.2 \text{ m}) \quad (11)$$

$$\rho_m = \rho_p \varepsilon_p + \rho_f \varepsilon_f \quad (12)$$

0.2 m 处以上固含率取为 0, 为了数值计算的稳定性, 在实际模拟过程中用 10^{-10} 代替 0。液体水平方向速度分量和固体速度矢量均为 0, 而液体垂直方向速度分量除特殊说明外, 取为 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

边界条件为: ①入口处, 液体速度在垂直方向上随时间发生变化, 水平方向分量及固体速度矢量在整个模拟过程中均为 0; ②出口处, 压力为大气压; ③左、右两个壁面, 液、固两相均按无滑移边界条件处理; ④对于二维模拟, 前后壁面忽略不计。

3 关键模拟参数的确定

文献 [11] 模拟了液体入口速度在 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 和 $0.14 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 之间床层膨胀和收缩的动态过程。然而在实际的开、停工过程中往往会遇到床层速度为 0 的情况。为此, 本研究采用文献 [11] 的液固体系为基准体系, 其中液相的密度和黏度分别为 $1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 和 $1.0 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 固体颗粒的密度和粒径分别为 $3000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 和 $2.5 \times 10^{-3} \text{ m}$ 。首先以床层内初始液体速度为 0、液体入口速度为 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 为案例, 模拟不同水平截面上固含率随时间的变化特征及其达到稳定状态所需时间。图 2 结果表明, 在稳定状态下床层表面高度为 0.195 m, 与文献 [11] 三维模拟结果 (0.2 m) 的相对误差约为 2.5%。进一步分析可以发现, 尽管在 0 时刻床层固含率设定为 0.55, 但经过 1.9 s 后水平截面固体浓度分布达到稳定后主体区的固含率却略增大到 0.561, 相对误差约为 2.0%。

为了保证数值模拟精度、节省计算机运行时间, 选取适宜的网格尺度、时间步长和收敛判据对模拟床层固含率尤为重要。本节进一步对不同网格数目、时间步长和收敛判据的二维液固流化床进行模拟, 并将平衡后 (10 s 时) 的模拟结果进行比较, 以确定它们的适宜值, 具体模拟方案列于表 1。

表 1 网格数目、时间步长和收敛判据的模拟策略

Table 1 Simulation plans for determining mesh, time step and convergence criteria

3. 1		3. 2		3. 3	
Mesh	Other conditions	Time steps	Other conditions	Convergence criteria	Other conditions
10×50	time step:0. 001s	0. 01	mesh:20×100	10^{-7}	mesh:20×100
15×75		0. 05		10^{-6}	
20×100		<u>0. 001</u>		10^{-5}	
30×150	convergence	0. 005	convergence		time step:0. 001s
40×200	criteria: 10^{-6}	0. 0001	criteria: 10^{-6}		

Notes: Bold underlined values are base case settings.

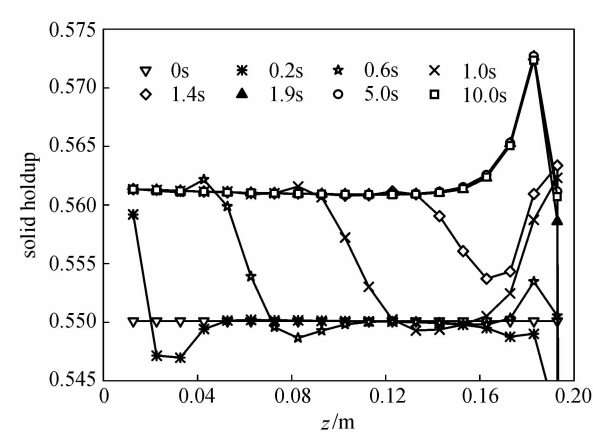


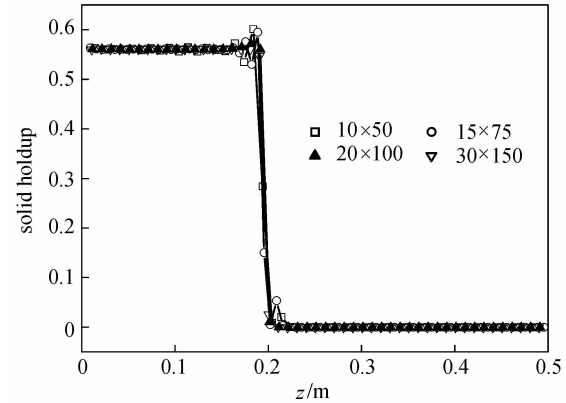
图 2 床层固含率沿高度方向随时间的变化
Fig. 2 Variation in solid holdup with time as function of bed height

3. 1 网格尺度的选择

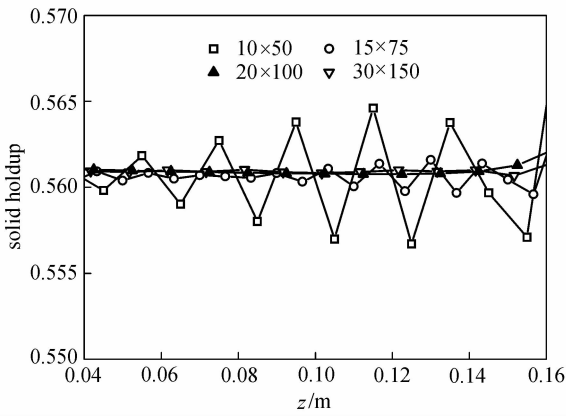
网格划分属于数值模拟的前处理部分，它直接影响到数值模拟的运行时间和计算结果的精度。有限差分法是把所要研究的物体划分成许多网格后，利用网格节点离散值进行差分运算。网格尺寸过大会使模拟结果发生振荡，网格尺寸过小虽然可以提高计算结果的精确度，但是要求较大的计算机内存，且运算时间较长。图 3 给出了入口表观液速为 $0.03\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时垂直方向上床层固含率随网格尺度的变化情况。由图 3(a) 可以发现，网格数目对床层固含率的整体影响不大。但是，通过局部放大图 [图 3(b)] 可以明显地看出，当网格数目较少 (10×50 和 15×75) 时，由于单个网格尺寸较大，平衡时垂直方向上的固含率出现了明显的振荡，且 10×50 网格的振荡幅度大于 15×75 的网格；相反，当网格数目较多 (20×100 和 30×150) 时，床层固含率趋于均匀分布特征。因此，本研究在以下的模拟中均采用 20×100 的网格体系。

3. 2 时间步长的选择

时间步长 Δt 对模拟的收敛性、数值精度及运



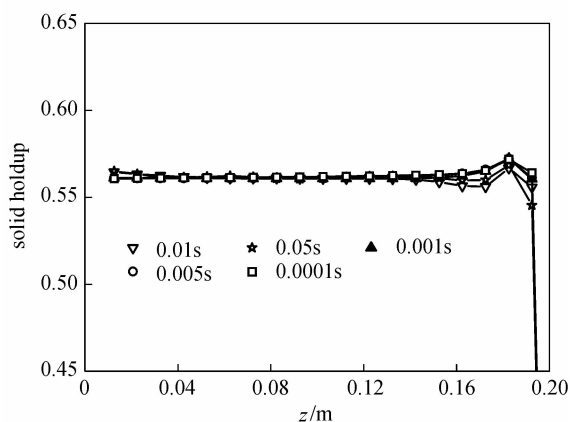
(a) overall bed



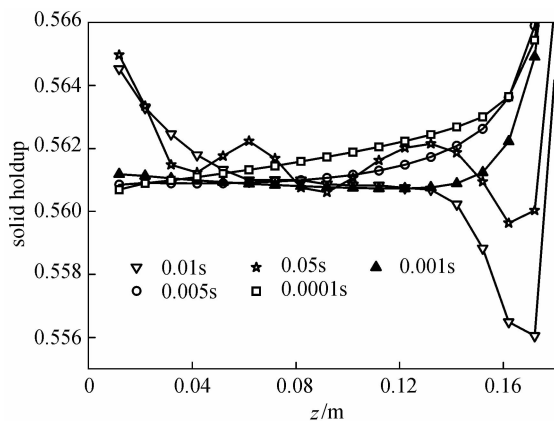
(b) local enlarged area

图 3 不同网格数目对模拟结果的影响
Fig. 3 Effect of different mesh resolution on solid holdup

行时间均有影响。若时间步长过大，则在 $t\sim t+\Delta t$ 的时间间隔内，网格属性的信息会出现“跳跃性”的变化；相反，若时间步长过小，则每一 Δt 时间内，虽然网格属性的数值误差会小于收敛判据，但是会导致较大的累积误差，同样使结果的精度降低^[23]。在模拟液固流化床时，不同研究者所采用的时间步长存在数量级的差别，例如：Cheng 等^[24]所用的时间步长为 0.05 s；Doroodchi 等^[25]以 0.004 s 为时间步长；张锴等^[11]所用时间步长为 0.0001 s。为此，本文分别以 0.01 s、0.05 s、



(a) overall bed



(b) local enlarged area

图4 不同时间步长对模拟结果的影响

Fig. 4 Effect of different time step on solid holdup

0.001 s、0.005 s和0.0001 s为时间步长进行模拟。由图4(a)可以看出,时间步长对床层固含率分布影响不大,但是从局部放大图[图4(b)]来看,0.001 s时间步长给出了更适宜的模拟结果。所以本研究在以下的模拟中均采用0.001 s为时间步长。

3.3 收敛判据的选择

收敛判据是判定计算结果收敛性的重要依据。所谓收敛性是指,当时间步长和空间步长均趋于零时,各个节点上离散方程的精确解与该点上相应微分方程的精确解之差趋于零^[26]。由图5中不同收敛判据的模拟结果可知,3种模拟结果几乎完全一致。基于保证数值精度和节省运行时间的考虑,本研究在以下的模拟中均采用 10^{-6} 为收敛判据。

3.4 网格尺度、时间步长和收敛判据的综合分析

为了保证数值模拟的经济性和可靠性,以下对具有相关性的网格尺度、时间步长和收敛判据分别进行探讨。采用CFD模型求解非稳态问题时,在

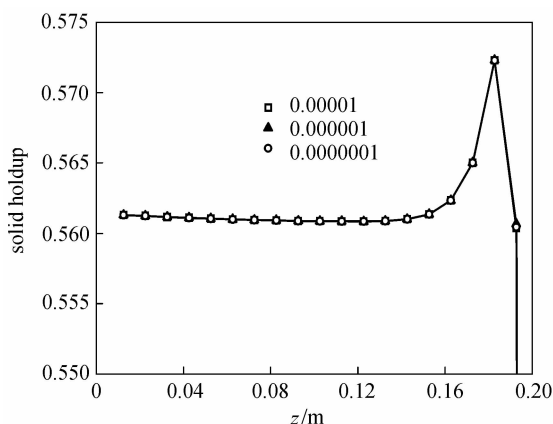


图5 不同收敛判据对模拟结果的影响

Fig. 5 Effect of different convergence criteria on solid holdup

给定的时间步长下,网格属性的预测取决于网格尺寸的大小。当网格尺寸较大时,每一时间步长内流体流过的网格较少,进而得到的网格信息较少;当网格尺寸较小时,所需计算机内存较大,运行时间较长。时间步长对数值精度、运行时间及模拟的收敛性均有影响。若时间步长过小,则会增加相对误差;而过大的时间步长会使模拟的精度降低。通常采用量纲1 Courant数(N_c)将时间步长和网格尺寸进行关联,其表达式为

$$N_c = v_t \frac{\Delta t}{\Delta y} \quad (13)$$

式中 N_c 表示每个时间步长内流体流过的网格个数; v_t 表示流体速度; Δy 表示流体流动方向的网格尺寸。低 Courant 数能够降低振荡幅度、改善数值精度、减小数值误差。对于一维模型方程,陶文铨^[26]认为 Courant 数的最大值为 1.00;对于液固体系, Cornelissen 等^[23]认为 Courant 数的范围在 0.03~0.3 之间。由此可见,本文所采用的时间步长、网格尺寸和收敛判据可以满足数值模拟的无关性要求。

4 结果与讨论

液固化床内固含率的时空分布特性与其两相的物理性质及操作条件密切相关。以第3节所提到的基准液固体系为模拟对象,当液体速度为 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,床层在 1.8 s 后达到稳定状态,固含率和床层表面高度分别为 0.561 和 0.195 m,此时床内任一颗粒所受浮力和曳力之和等于其重力,具体模拟结果见图6。以下将以此结果为参考,分析体系物性(颗粒粒径、密度和液体黏度、密度)和操

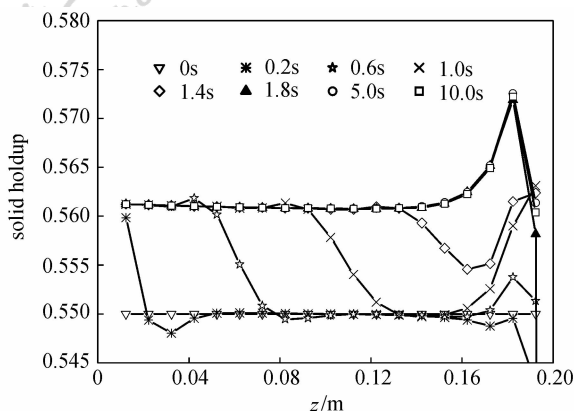


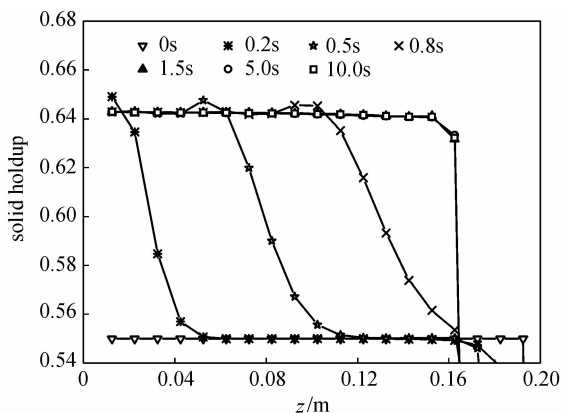
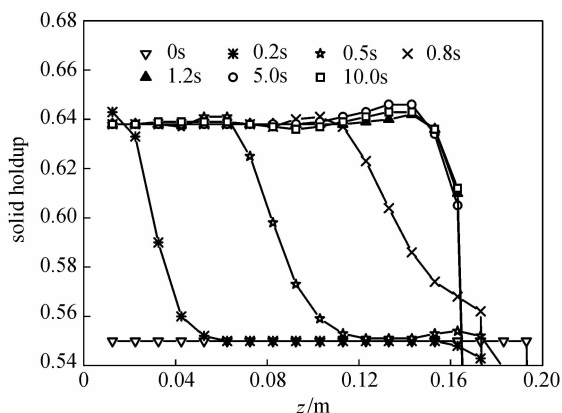
图 6 床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 6 Variation in solid holdup with time (reference)

作条件（液体速度和温度）对固含率时空变化特征的影响。

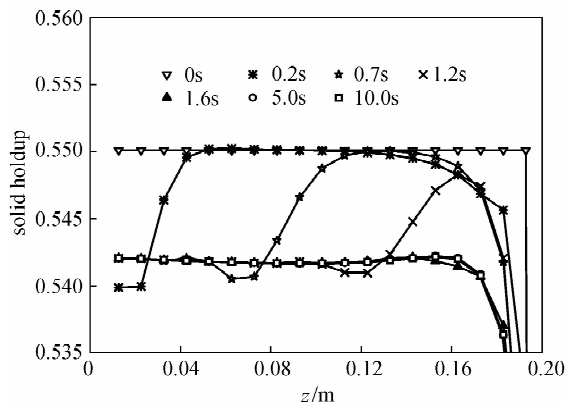
4.1 物性的影响

4.1.1 颗粒粒径的影响 将颗粒粒径增大到 5×10^{-3} m 时的模拟结果见图 7。当颗粒直径突然增大后，床层底部的固含率迅速增大，而床层上部却没有发生明显变化。随着时间的发展，固含率由床层底部开始逐渐增大，经过 1.5 s 的流化后，床层达到稳定状态。其原因是粒径增大后，颗粒所受重力和浮力同时增大，而曳力却减小，由于重力的增加占据主导作用，所以颗粒呈现向下加速运动的特征，结果导致颗粒由底部开始向上堆积，直至达到新的稳定状态。与图 6 相比较可以发现，床层主体区的固含率由 0.561 上升到 0.642，床层表面高度随之由 0.195 m 降低到 0.170 m。

图 7 颗粒粒径为 5×10^{-3} m 时床层固含率沿轴向随时间的变化Fig. 7 Variation in solid holdup with time when d_p is 5×10^{-3} m图 8 颗粒密度为 $6000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 时床层固含率沿轴向随时间的变化Fig. 8 Variation in solid holdup with time when ρ_p is $6000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

4.1.2 颗粒密度的影响 图 8 为颗粒密度增大到 $6000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 时床层固含率的变化曲线。颗粒密度增大导致其重力增大而浮力和曳力却保持不变，因此颗粒将向下加速运动，在底部开始堆积，固含率也由底部开始增大，随着流化的进行，颗粒的堆积延伸至整个床层，最终在 1.2 s 后，床层固含率分布达到稳定。与图 6 相比较可以发现，床层主体区的固含率由 0.561 上升到 0.639，床层表面高度随之由 0.195 m 降低到 0.174 m。

4.1.3 液体黏度的影响 如图 9 所示，液体黏度增大会使流化床呈现出与上述现象相反的情况。当液体黏度增加到 $1.519 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 时，颗粒因所受曳力增大而向上加速运动，床层底部的固含率迅速减小，随着流化的进行，固含率由床层底部开始

图 9 液体黏度为 $1.519 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 时床层固含率沿轴向随时间的变化Fig. 9 Variation in solid holdup with time when μ_t is $1.519 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

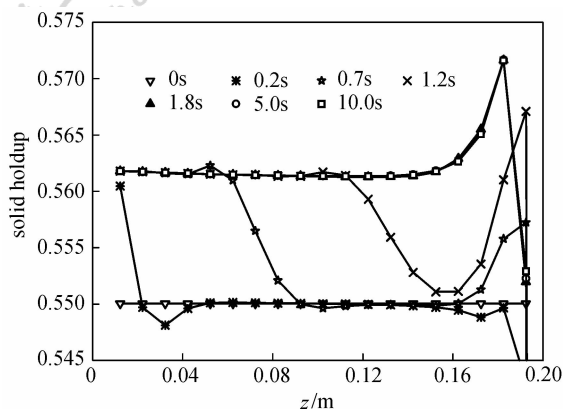


图 10 液体密度为 $994.6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 时床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 10 Variation in solid holdup with time when ρ_f is $994.6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

逐渐减小, 最终在 1.6 s 后, 床层固含率分布达到稳定。与图 6 相比较可以发现, 床层主体区的固含率由 0.561 降低到 0.542, 床层表面高度随之由 0.195 m 上升到 0.205 m。

4.1.4 液体密度的影响 将液体密度减小到 $994.6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 时的模拟结果见图 10。液体密度减小, 导致颗粒所受浮力和曳力均减小而向下加速运动, 床层底部的固含率迅速增大, 由于流化的滞后现象, 床层上部却没有发生明显的变化。随着时间的发展, 固含率由床层底部开始逐渐增大, 经过 1.8 s 的流化后, 床层达到稳定状态。与图 6 相比较可以发现, 床层有细微变化, 其中主体区的固含率由 0.5610 上升到 0.5615, 床层表面高度随之由 0.1950 m 降低到 0.1948 m。

4.2 操作条件的影响

4.2.1 液体速度的影响 张锴等^[11]模拟了液速突变后床层表面和分隔界面的动态响应过程。本文进一步考察了床层截面固含率的变化情况, 图 11 和图 12 分别为表观液速从 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 变化为 $0.15 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 和 $0.02 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时床层固含率的模拟结果。当液体速度增大后, 由于底部颗粒所受曳力增大而向上加速运动, 结果导致床层底部的固含率迅速减小, 随着时间的推移, 固含率沿垂直方向减小, 经过 3.3 s 的流化后, 床层达到稳定状态。与图 6 比较可以发现, 床层主体区的固含率由 0.561 降低到 0.242, 床层表面高度随之由 0.195 m 上升到 0.450 m。相反, 当液体速度减小时, 颗粒由于所受曳力减小而向下加速运动, 经过 2.0 s 的流化后, 床层达到稳定状态, 主体区的固含率由 0.561

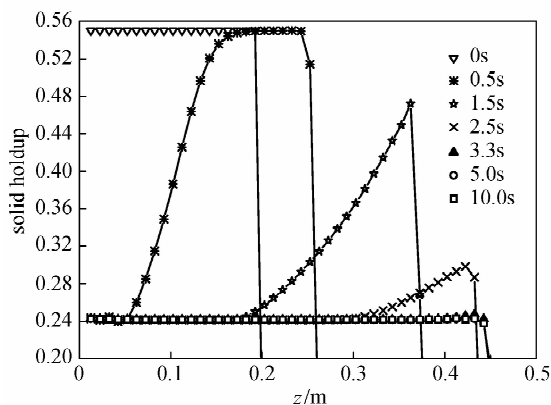


图 11 表观液速从 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 变化为 $0.15 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 11 Variation in solid holdup with time when $u_f = 0.03 \rightarrow 0.15 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

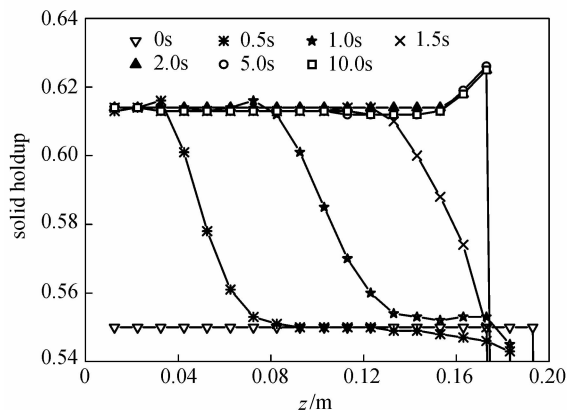


图 12 表观液速从 $0.03 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 变化为 $0.02 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 12 Variation in solid holdup with time when $u_f = 0.03 \rightarrow 0.02 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

上升到 0.613, 床层表面高度随之由 0.195 m 降低到 0.180 m。

4.2.2 温度的影响 温度变化会使模型中液体黏度和密度同时发生变化。本文首先将流化床在常温下改变为 288 K 进行模拟, 经过 1.9 s 的流化后, 床层达到稳定状态 (如图 13 所示), 然后将温度突变到 306 K, 此时床层又会向一个新的平衡状态过渡, 经过 1.6 s 的流化后, 床层再次达到稳定状态 (如图 14 所示)。由表 2 中相关物性参数可以看出, 温度升高后, 液体的黏度和密度会同时降低; 同时, 由 4.1.3 节和 4.1.4 节模拟的液体黏度和密度变化时床层的变化情况可知, 液体黏度和密度的降低分别导致颗粒所受曳力和浮力减小, 它们均会导致床内颗粒向下加速运动, 最终使床层固含率由

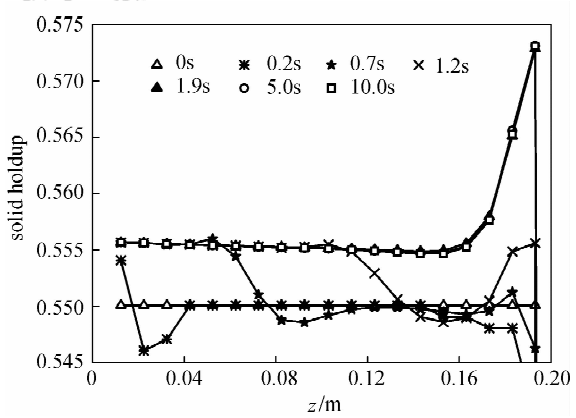


图 13 温度由常温变为 288 K 时床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 13 Variation in solid holdup with time when $T=\text{room temperature}\rightarrow 288\text{ K}$

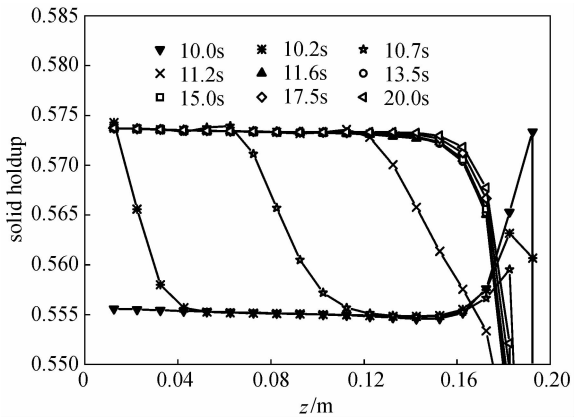


图 14 温度由 288 K 变为 306 K 时床层固含率沿轴向随时间的变化

Fig. 14 Variation in solid holdup with time when $T=288\rightarrow 306\text{ K}$

表 2 288 K 和 306 K 时液体物性参数^[23]

Table 2 Relevant properties of liquid in 288 K and 306 K

Temperature/K	Density $\rho_l/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	Viscosity $\mu_l/\text{Pa}\cdot\text{s}$
288	999.1	11.40×10^{-4}
306	994.6	7.44×10^{-4}

0.555 上升到 0.573, 床层表面高度由 0.198 m 下降为 0.192 m。

5 结 论

在商业软件 CFX4.4 平台上, 采用 Brandani 等双流体模型通过增加用户自定义子程序考察了二维液固流化床内床层固含率的时空分布特性。通过对不同模拟参数的比较, 确定了适宜网格尺度、时间步长和收敛判据。

当体系物性参数或操作条件发生变化后, 流化床将从一个平衡状态向另一个平衡状态过渡, 其本质是流化床内颗粒受力状态的变化所致。在平衡状态下, 液固流化床内任一颗粒所受浮力和曳力之和等于其重力。其中, 重力主要受颗粒粒径和密度影响, 浮力与流体密度和颗粒直径相关, 而曳力的影响因素主要为颗粒粒径、液体密度、黏度和液固两相间速度差。

颗粒密度增大仅使其所受重力增大, 其结果导致床层高度下降而床层固含率增大; 颗粒粒径增大使其所受重力和浮力同时增大, 但曳力却减小, 由于重力的增加占据主导作用, 因此床层固含率也呈现增大的趋势; 液体黏度增大使颗粒所受向上曳力增大, 床层固含率减小; 液体密度减小使颗粒所受浮力和曳力均减小, 床层固含率增大; 流速突然增大使颗粒所受曳力增大, 床层固含率减小; 温度升高后液体黏度和密度均有所下降, 分别导致颗粒所受曳力和浮力减小, 因此床层固含率增大。

符 号 说 明

- C_D ——颗粒曳力系数
- d_p ——固体颗粒直径, m
- F_{ad} ——附加力, $\text{N}\cdot\text{m}^{-3}$
- g ——重力加速度, $\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$
- h_0 ——静止床高, m
- i ——单位矢量
- N_c ——Courant 数
- p ——压力, $\text{N}\cdot\text{m}^{-2}$
- p_0 ——大气压值, $\text{N}\cdot\text{m}^{-2}$
- Re ——Reynolds 数
- T ——温度, K
- t ——时间, s
- Δt ——时间步长, s
- u ——速度矢量, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
- v_l ——流体速度, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
- x ——水平方向坐标, m
- Δy ——流体流动方向的网格尺寸, m
- z ——垂直方向位置, m
- β ——相间曳力系数, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$
- ϵ ——体积分数
- μ ——黏度, $\text{Pa}\cdot\text{s}$
- ρ ——密度, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

下角标

- f——液体相
- p——颗粒相

m ——平均值

x ——水平方向坐标

z ——垂直方向坐标

References

- [1] De Felice R. Hydrodynamics of liquid fluidization. *Chem. Eng. Sci.*, 1995, **50** (8): 1213-1245
- [2] Jin Yong (金涌), Zhu Jingxu (祝京旭), Wang Zhanwen (汪展文), *et al.* Fluidization Engineering Principles (流态化工程原理). Beijing: Tsinghua University Press, 2001
- [3] Li Hongzhong (李洪钟), Guo Musun (郭慕孙). Particulation of Gas-Solid Fluidization (气固流态化的散式化). Beijing: Chemical Industry Press, 2002
- [4] Kwauk M, Li J. Fluidization regimes. *Powder Tech.*, 1996, **87** (3): 193-202
- [5] Slis P L, Willemse Th W, Kramers H. The response of the level of a liquid fluidized bed to a sudden change in the fluidizing velocity. *Appl. Sci. Res.*, 1959, **A8**: 209-218
- [6] Fan L T, Schmitz J A, Miller E N. Dynamics of liquid-solid fluidized bed expansion. *AIChE J.*, 1963, **9** (2): 149-153
- [7] Didwania A K, Homsy G M. Rayleigh-Taylor instabilities in fluidized beds. *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 1981, **20** (4): 318-323
- [8] Gibilaro L G, Di Felice R, Hossain I, *et al.* The experimental determination of one-dimensional wave velocities in liquid fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.*, 1989, **44** (1): 101-107
- [9] Poncet D, Naveau H, Nyns E J, *et al.* Transient response of a solid-liquid model biological fluidized bed to a step change in fluid superficial velocity. *J. Chem. Tech. Biotech.*, 1990, **48** (4): 439-452
- [10] Gao Xiaogen (高晓根), Liu Wendong (刘文东), Wei Yaodong (魏耀东), Zhang Kai (张锴). CFD simulation for the kinematic characteristics of liquid-solid flow in fluidized beds. *Journal of Fuel Chemistry and Technology* (燃料化学学报), 2006, **34** (4): 492-498
- [11] Zhang Kai (张锴), Pei Pei (裴培), Brandani Stefano. A model based on two-fluid theory for predicting hydrodynamics behavior in 3D fluidized beds (II): Fluid dynamics of liquid-solid system. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2008, **59** (5): 1100-1106
- [12] Limtrakul S, Chen J, Ramachandran P, *et al.* Solids motion and holdup profiles in liquid fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.*, 2005, **60** (7): 1889-1900
- [13] Li D, Mizuta K, Ishihata K, *et al.* Solid holdup dynamics of a step change in liquid fluidization velocity within a liquid-solid fluidized bed. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 2006, **39** (8): 798-806
- [14] Joshij B, Ranadev V. Computational fluid dynamics for designing process equipment: expectation, current status, and path forward. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2003, **42** (6): 1115-1128
- [15] Chiesa M, Mathiesen V, Melheim J A, *et al.* Numerical simulation of particulate flow by the Eulerian-Lagrangian and the Eulerian-Eulerian approach with application to a fluidized bed. *Compt. & Chem. Eng.*, 2005, **29** (2): 291-304
- [16] Li Jinghai (李静海), Ouyang Jie (欧阳洁), Gao Shiqiu (高士秋), *et al.* Multi-scale Simulation of Particle-Fluid Complex Systems (颗粒流体复杂系统的多尺度模拟). Beijing: Science Press, 2005
- [17] van Wachem B G M, Almstedt A E. Methods for multiphase computational fluid dynamics. *Chem. Eng. J.*, 2003, **96** (1/2/3): 81-98
- [18] Zhang K, Brandani S, Bi J. Computational fluid dynamics for dense gas-solid fluidized beds. *Prog. in Natural Science*, 2005, **15** (Special Issue): 42-51
- [19] Brandani S, Zhang K. A new model for prediction of the behavior of fluidized bed. *Powder Tech.*, 2006, **163** (1/2): 80-87
- [20] Gidaspow D. Multiphase Flow and Fluidization. Boston: Academic Press, 1994
- [21] Zhang Kai (张锴), Brandani Stefano. A model based on two-fluid theory for predicting hydrodynamics behavior in 3D fluidized beds (I): Homogeneous or bubbling fluidization of gas-solid system. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2008, **59** (5): 1091-1099
- [22] Gibilaro L G. Fluidization Dynamics. London: Butterworth Heinemann, 2001
- [23] Cornelissen J T, Taghipour F, Escudié R, *et al.* CFD modelling of a liquid-solid fluidized bed. *Chem. Eng. Sci.*, 2007, **62** (22): 6334-6348
- [24] Cheng Y, Zhu J. CFD modelling and simulation of hydrodynamics in liquid-solid circulating fluidized beds. *Can. J. Chem. Eng.*, 2005, **83** (2): 177-185
- [25] Doroodchi E, Galvin K P, Fletcher D F. The influence of inclined plates on expansion behaviour of solid suspensions in a liquid fluidized bed—a computational fluid dynamics study. *Powder Tech.*, 2005, **156** (1): 1-7
- [26] Tao Wenquan (陶文铨). Numerical Heat Transfer (数值传热学). Xi'an: Xi'an Jiaotong University Press, 2004: 50