

双组分颗粒混合下气液固鼓泡床流动特性研究

李蔚玲^{1,2}

(1. 南京师范大学能源与机械工程学院, 江苏 南京 210042)

(2. 东南大学能源与环境学院, 江苏 南京 210096)

[摘要] 对气液固鼓泡床中两种颗粒的气相、液相和固相各相流动进行数学建模, 对相同密度不同颗粒尺寸的两组分颗粒混合, 以及相同尺寸不同颗粒密度的两组分颗粒混合进行了数值模拟研究. 结果表明, 不同颗粒尺寸双组分颗粒混合, 加入的颗粒尺寸越大, 靠近床层底部的颗粒更易被流化, 同时颗粒尺寸较小的颗粒更易被流化. 不同颗粒密度双组分颗粒混合, 更轻的颗粒的加入能够促进原颗粒的流化. 密度较大颗粒的加入对床内中下部气含率值的影响较大, 颗粒密度越大, 气含率值越低.

[关键词] 颗粒混合, 气液固鼓泡床, 气液固流动, 数值模拟

[中图分类号] O359 **[文献标志码]** A **[文章编号]** 1672-1292(2017)04-0059-07

Study on Hydrodynamic Characteristics of Gas-Liquid-Solid Bubble Column in the Context of Binary Mixture of Particles

Li Weiling^{1,2}

(1. School of Energy and Mechanical Engineering, Nanjing Normal University, Nanjing 210042, China)

(2. School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, China)

Abstract: A mathematical model is built to describe the flow behaviors of the gas, liquid, solid of 2 particles. Numerical computations are conducted to investigate the effects of a binary mixture of particles having the same densities but different sizes, and a binary mixture of particles having the same sizes but different densities on the hydrodynamics of bubble column. Results indicate that the particles are fluidized easier at the bottom of the bed when adding larger size particles, and the particles with smaller sizes are also fluidized easier. The fluidization of the particles is promoted when adding the lighter particles. The particle density has a large influence on the gas holdup in the lower section of the bed, where the gas holdup decreases when the particle density becomes greater.

Key words: particle mixture, gas-liquid-solid bubble column, gas-liquid-solid flow, numerical simulation

三相鼓泡床属于气液固三相流态化系统, 气相通过布风板进入到床体, 以气泡的形式穿过床内液固两相. 气液固三相鼓泡床广泛应用在化工、石油化工、能源转换、生物化工和环境处理工程等领域^[1-5], 具体工业应用包括气体转化为液体燃料技术、煤间接液化、催化剂条件下的重油加氢裂化^[6]和烟气脱碳^[7]、脱硫和除尘. 三相鼓泡床中气液固流动以及各相之间的相互作用都非常复杂, 仍有很多基础问题未能研究. 多组分颗粒在气液固鼓泡床中流化会在实际应用中出现, 对该问题的流动特性需要揭示. 双组分颗粒混合的气液固鼓泡床数值模拟工作也较少. 本文研究三相鼓泡床中双组分颗粒混合对流动特性的影响规律, 主要研究相同密度, 不同颗粒尺寸的两组颗粒混合, 以及相同尺寸, 不同颗粒密度的两组颗粒混合的情况.

1 建立数学模型和工况

构建欧拉多相流模型描述两种颗粒气相、液相和固相各相的流动情况. 数学模型见前期研究工作参考文献^[8]. 本文进一步构建双组份颗粒加入后的数学模型. 两种颗粒均用欧拉模型进行描述, 两种颗粒都满足质量守恒方程和动量守恒方程. 曳力模型包括气液间曳力、颗粒 1 与液相曳力和颗粒 2 与液相曳力,

收稿日期: 2017-07-21.

基金项目: 南京师范大学科研启动项目(184080H202B73)、江苏省高校自然科学研究面上项目(17KJB470008).

通讯联系人: 李蔚玲, 博士, 讲师, 研究方向: 气液固流动特性. E-mail: liweiling06@njnu.edu.cn

但不考虑气相和固相之间的曳力作用. 气液两相之间的曳力模型采用 Zhang 和 Vanderheyden 模型, 颗粒 1 与液相和颗粒 2 与液相之间的曳力模型都采用 Schiller-Naumann 模型.

本文研究的三相鼓泡床, 尺寸为 0.5 m×0.5 m×2.5 m. 双组分颗粒混合的研究工况表如表 1 所示, 混合比例为 1:1. 将双组分颗粒混合下的三相流动特性与单组分颗粒的进行对比分析. 表中 U_g 表示表观进气速度 (m/s), V_s 为固相体积分数, d_p 表示颗粒尺寸 (μm), ρ 表示密度 (kg/m^3).

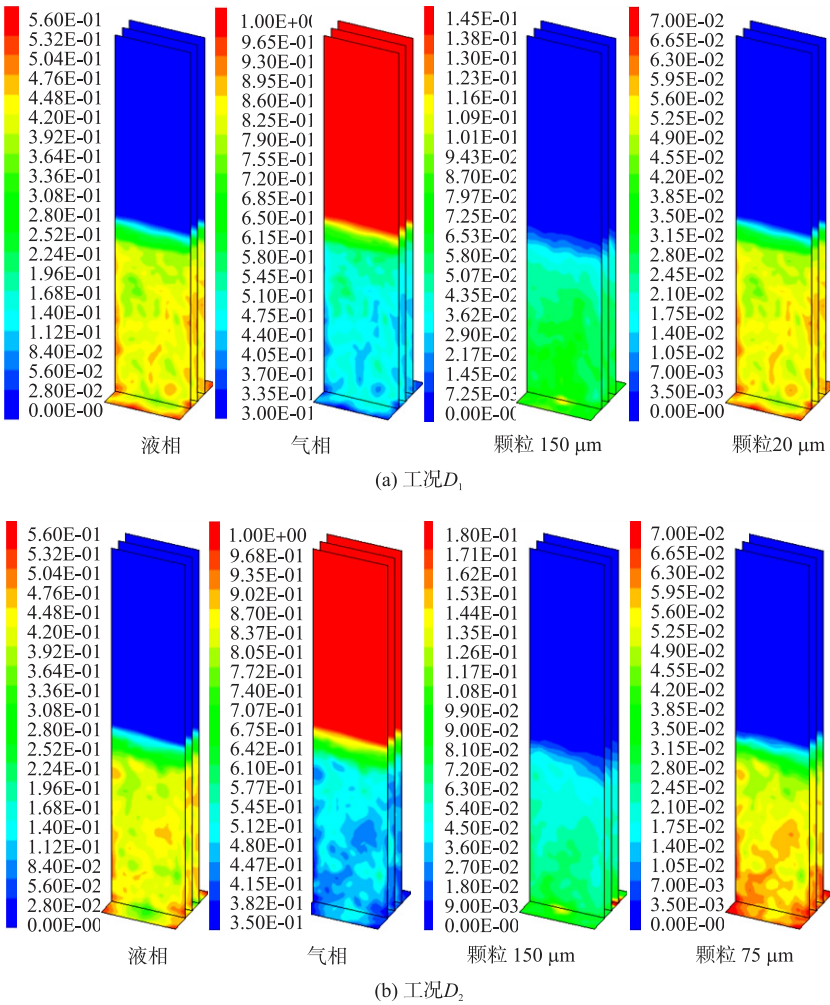
表 1 双颗粒组分的模拟研究工况表
Table 1 Test cases of binary mixture of particles

工况数	双组分颗粒	混合比例	其他操作条件
1) 不同颗粒尺寸			
D_1	150 μm 和 20 μm	1:1	$U_g = 0.16 \text{ m/s}, V_s = 0.20,$ $\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3, \rho_l = 998.2 \text{ kg/m}^3$
D_2	150 μm 和 75 μm	1:1	
D_3	150 μm 和 550 μm	1:1	
D_4	150 μm 和 1 mm	1:1	
D_5	150 μm	—	
2) 不同颗粒密度			
D_6	3 500 kg/m^3 和 1 500 kg/m^3	1:1	$U_g = 0.22 \text{ m/s}, V_s = 0.20,$ $d_p = 150 \mu\text{m}, \rho_l = 998.2 \text{ kg/m}^3$
D_7	3 500 kg/m^3 和 7 000 kg/m^3	1:1	
D_8	3 500 kg/m^3	—	

2 数值模拟结果与分析

2.1 不同颗粒尺寸双组分颗粒混合研究

图 1 给出工况 $D_1 \sim D_5$, 三相鼓泡床装置中三个截面位置 $y = 0.15 \text{ m}$, 0.25 m 和 0.35 m 处各相体积分数云图结果. 从计算结果图可知, 相同入口气速条件下, 颗粒尺寸越小, 越能得到较好地流化. 与 150 μm 颗粒混合的颗粒尺寸越大, 越不容易被流化, 如 1 mm 的颗粒, 大颗粒容易堆积在床层的底部.



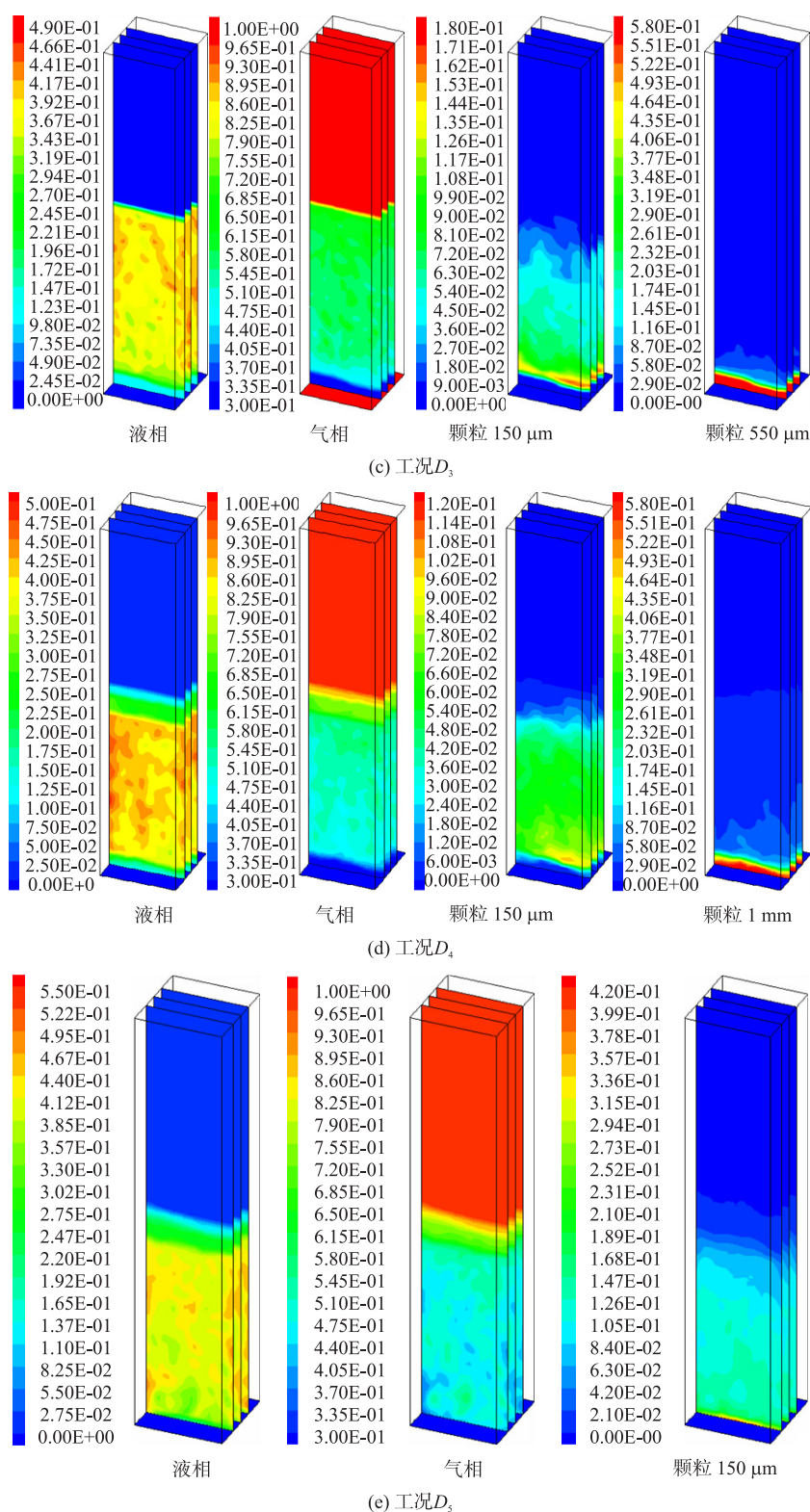


图 1 不同尺寸颗粒混合各相体积分数时间平均云图

Fig. 1 Contours of time-averaged liquid, gas and solid volume fractions of case $D_1 \sim D_5$

双组分颗粒和单组分颗粒条件下, $150\ \mu\text{m}$ 颗粒体积分数的轴向分布图如图 2 所示, h 表示鼓泡床轴向高度. 从结果图中可知颗粒混合下, 各混合工况下 $150\ \mu\text{m}$ 颗粒的固含率相近, 但都比单组分颗粒, 即所有颗粒尺寸都为 $150\ \mu\text{m}$ 的颗粒时要低.

不同颗粒混合条件下两组分颗粒的固含率轴向分布图如图 3 所示. 可知, (1) 当与 $150\ \mu\text{m}$ 颗粒混合的颗粒尺寸小于 $150\ \mu\text{m}$ 时, 如 $20\ \mu\text{m}$ 和 $75\ \mu\text{m}$ 的颗粒, 它们在三相床内的轴向分布比较均匀, $150\ \mu\text{m}$ 颗

粒存在一定的轴向分布梯度,在各运行工况条件下,两组分颗粒都可以被较好地流化。(2)当与 $150\text{ }\mu\text{m}$ 颗粒混合的颗粒尺寸大于 $150\text{ }\mu\text{m}$ 时,如 $550\text{ }\mu\text{m}$ 和 1 mm 的颗粒,该颗粒在轴向的梯度较大。从模拟结果可知,三相鼓泡床双组分颗粒混合,相同密度条件下颗粒尺寸较小的颗粒更易被流化。

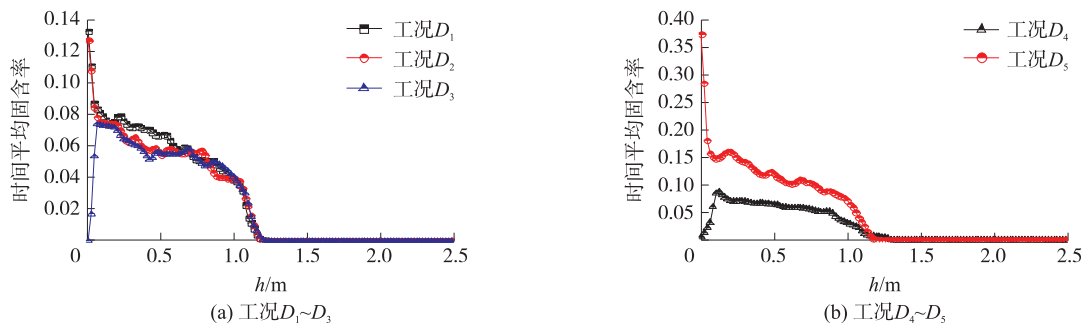


图 2 不同尺寸颗粒混合 $150\text{ }\mu\text{m}$ 颗粒的固含率轴向分布图
Fig. 2 Axial profiles of time-averaged solid holdup of $150\text{ }\mu\text{m}$

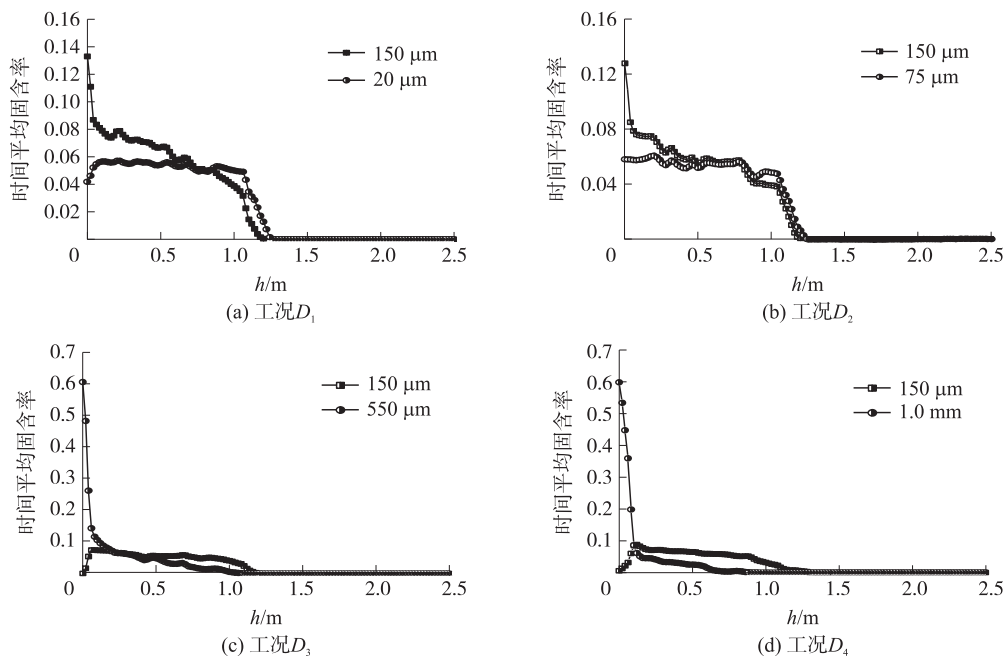


图 3 不同尺寸颗粒混合固含率轴向分布图
Fig. 3 Time-averaged solid holdup axial profiles at different particle size mixture

图 4 为不同尺寸颗粒混合下时间平均气含率径向分布, La 表示鼓泡床径向位置。图中可知,两组分颗粒的混合对三相鼓泡床中气含率的径向分布(轴向高度 $z=0.20\text{ m}$ 和 $z=0.45\text{ m}$) 没有明显的影响规律,各组工况的时间平均气含率值都在 $0.4\sim 0.5$ 附近波动。主要原因是,各工况总的固相体积分数 V_s 都相同,平均气含率受颗粒尺寸的影响幅度较小。

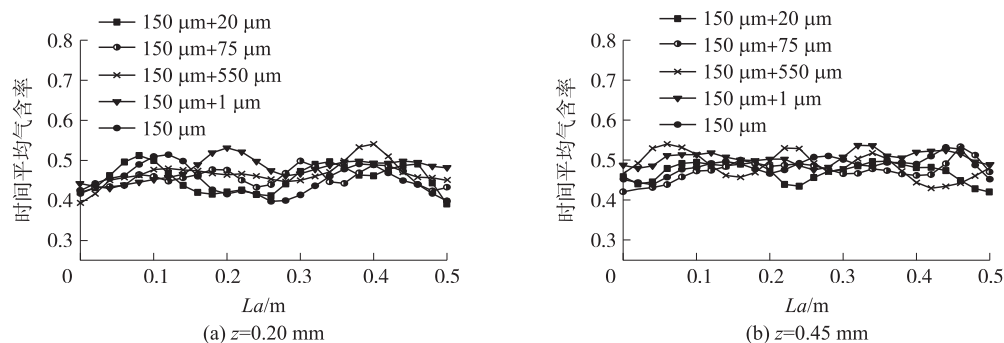


图 4 不同尺寸颗粒混合下时间平均气含率径向分布
Fig. 4 Time-averaged gas holdup radial profiles at different particle size mixture

进一步研究三相鼓泡床中不同高度下床横截面的气含率和固含率的截面平均值,它们随不同尺寸颗粒混合的变化规律,结果如图 5 和图 6 所示. 从图 5 可知,三组截面下,截面平均气含率随着与 $150\ \mu\text{m}$ 混合的颗粒尺寸的增大,先减小后增大. 说明增大颗粒尺寸,有利于截面平均气含率的增大. 从图 6 可知, $D_1 \sim D_4$ 工况, $150\ \mu\text{m}$ 颗粒的截面平均固含率随着混合颗粒尺寸的增大而增大,而其他尺寸的颗粒($20\ \mu\text{m} \sim 1\ \text{mm}$)固含率随混合颗粒尺寸的增大有所降低,这种降低趋势随着截面位置的升高更加明显. 该现象的原因可能是两不同尺寸颗粒混合时,尺寸越大的颗粒越容易沉积在底部,从而使截面平均固含率值降低.

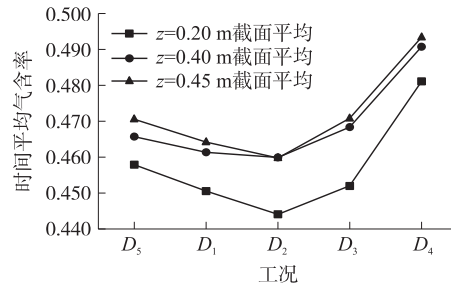


图 5 不同尺寸颗粒混合下截面平均气含率图

Fig. 5 Time-averaged gas holdup of each cross section at different particle size mixture

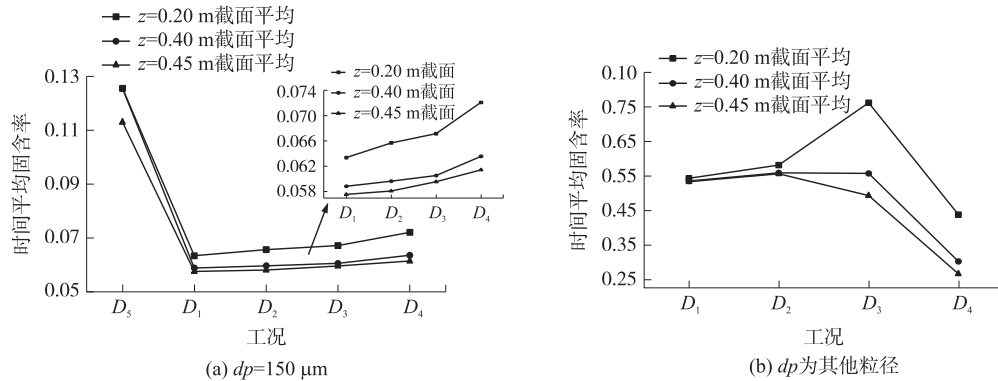


图 6 不同尺寸颗粒混合下截面平均固含率图

Fig. 6 Time-averaged solid holdup of each cross section at different particle size mixture

2.2 不同颗粒密度双组分颗粒混合研究

对相同尺寸不同密度颗粒的混合进行研究,工况 D_6 各相体积分分数结果云图如图 7 所示. 从计算结果可知,密度为 $1500\ \text{kg/m}^3$ 的颗粒在床内分布较为均匀,其他颗粒密度的轴向分布梯度较大. 各工况液相体积分数的分布较为均匀,工况 D_7 中床内中下部的液相体积分数比其他工况稍高,可推测密度大颗粒的加入促进了床内液相体积分数的增大.

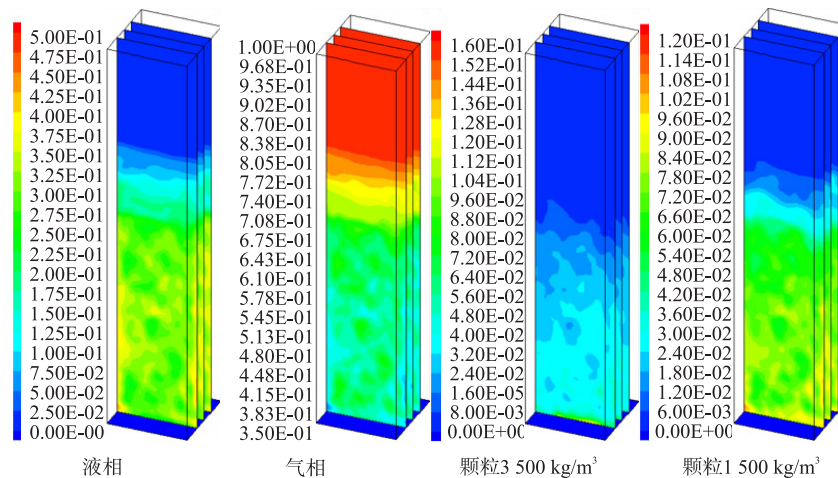


图 7 不同密度颗粒混合各相体积分分数时间平均云图

Fig. 7 Contours of time-averaged liquid, gas and solid volume fractions

图 8 为不同密度颗粒混合中 $3\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的固含率轴向分布图. 单一组分下密度为 $3\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的固含率比两组分颗粒混合时的要高, 主要原因是单一组分下该颗粒的初始固相体积分数高, $V_s = 0.20$, 而两组分颗粒混合下, $3\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的初始固相体积分数 $V_s = 0.10$. 对比工况 D_6 和 D_7 两种情况下的颗粒混合, 加入更重密度颗粒的工况 D_7 , $3\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的固相体积分数更大. 图 9 为工况 D_6 和 D_7 下各颗粒体积分数的轴向分布. 工况 D_6 中, 密度为 $1\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的固含率比密度为 $3\,500\text{ kg/m}^3$ 的要高, D_7 中两组分的固含率相差不大. 从结果可知, 在不同密度颗粒混合条件下, 密度较轻的颗粒更容易被流化; 更轻的颗粒的加入能够促进原颗粒的流化.

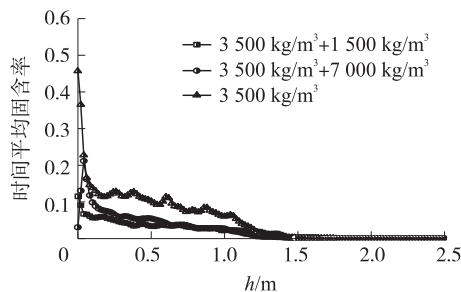


图 8 不同密度颗粒混合中 $3\,500\text{ kg/m}^3$ 颗粒的固含率轴向分布图

Fig. 8 Axial profiles of time-averaged solid holdup of $3\,500\text{ kg/m}^3$

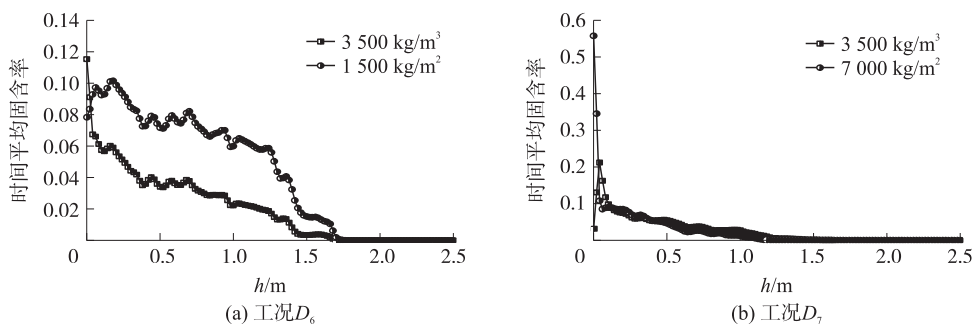


图 9 不同密度颗粒混合固含率轴向分布图

Fig. 9 Time-averaged solid holdup axial profiles at different particle density mixture

图 10 为不同密度颗粒混合条件下的时间平均气含率径向分布. 从图 10 中可知, 在靠近进气口位置 $z=0.20\text{ m}$ 处, 两不同密度颗粒混合后的时间平均气含率比单密度颗粒条件下的要低. 图 11 和图 12 给出了不同密度颗粒混合对床内横截面的面平均气含率和固含率的影响. 从图 11 中可知, 在床的中上部位置如 $z=0.45\text{ m}$ 处, 三个工况下的气含率值变化较小, 而到床的中下部位置, 加入的颗粒密度越大, 气含率值越低, 在靠近进气口的位置尤为明显, 该结果说明密度较大颗粒的加入对床内中下部的气含率值影响较大. 从图 12 中可知, 密度更大的颗粒的加入, 反而使密度为 $3\,500\text{ kg/m}^3$ 的颗粒的截面平均固含率值增大. 该现象在图 9 固含率轴向分布图中也有体现. 其他颗粒密度变化图显示, 在床的中上部 ($z=0.40\text{ m}$ 和 0.45 m 截面), $7\,000\text{ kg/m}^3$ 的截面平均固含率低于 $1\,500\text{ kg/m}^3$ 的值. 该结果可以较好地反映双组份颗粒混合条件下, 气液固鼓泡床中的各相流动情况.

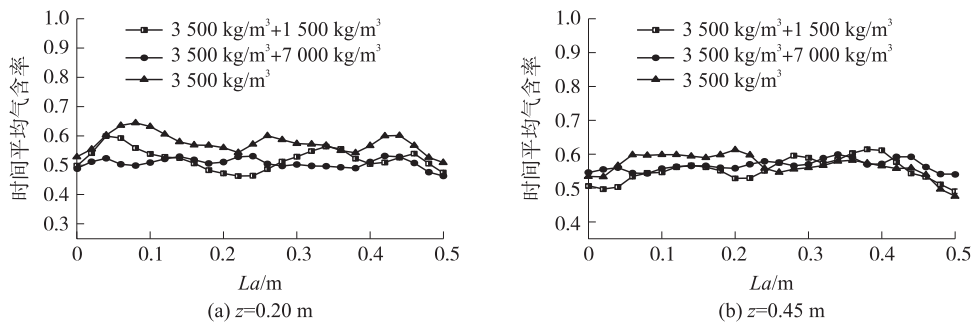


图 10 不同密度颗粒混合时间平均气含率径向分布对比图

Fig. 10 Time-averaged gas holdup radial profiles at different particle density mixture

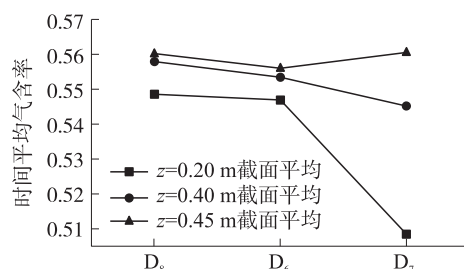


图 11 不同密度颗粒混合下截面平均气含率图

Fig. 11 Time-averaged gas holdup of each cross section at different particle density mixture

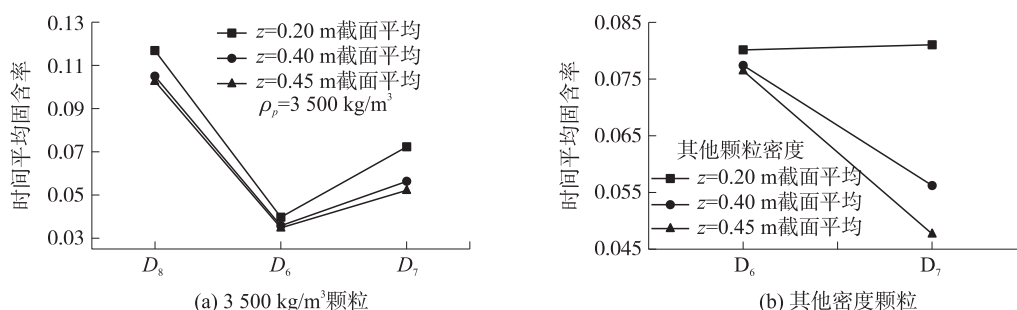


图 12 不同密度颗粒混合下截面平均固含率图

Fig. 12 Time-averaged solid holdup of each cross section at different particle density mixture

3 结语

两组分颗粒混合对三相鼓泡床的影响研究发现,不同尺寸颗粒混合时,相同密度条件下颗粒尺寸较小的颗粒更易被流化起来. 增大混合颗粒的尺寸,有利于截面平均气含率的增大. $150\ \mu\text{m}$ 颗粒的截面平均固含率随着混合颗粒尺寸的增大而增大,而其他尺寸的颗粒($20\ \mu\text{m} \sim 1\ \text{mm}$)固含率随混合颗粒尺寸的增大有所降低. 另外,在不同密度颗粒混合条件下,密度较轻的颗粒更容易被流化,更轻的颗粒的加入能够促进原颗粒的流化. 密度较大颗粒的加入对床内中下部气含率值的影响较大,颗粒密度越大,气含率值越低.

[参考文献] (References)

- [1] FAN L S. Gas-Liquid-Solid fluidization engineering[M]. Boston: Butterworths, 1989.
- [2] LI H, PRAKASH A. Influence of slurry concentrations on bubble population and their rise velocities in a three-phase slurry bubble column[J]. Powder technology, 2000, 113(1): 158–167.
- [3] GANDHI B, PRAKASH A, BERGOUNOU M A. Hydrodynamic behavior of slurry bubble column at high solids concentrations[J]. Powder technology, 1999, 103(2): 80–94.
- [4] 李佑楚. 流态化过程工程导论[M]. 北京: 科学出版社, 2008.
- [5] LI Y C. Fluidization Processing Engineering Theory[M]. Beijing: Science Press, 2008. (in Chinese)
- [6] SHAIKH A, ALDAHMAN M H. A review on flow regime transition in bubble columns[J]. International journal of chemical reactor engineering, 2007, 5(1): 1.
- [7] ANGELES M J, LEYVA C, ANCHEYTA J, et al. A review of experimental procedures for heavy oil hydrocracking with dispersed catalyst[J]. Cheminform, 2014, 45(9): 274–294.
- [8] CHENG L, LI T, KEENER T C, et al. A mass transfer model of absorption of carbon dioxide in a bubble column reactor by using magnesium hydroxide slurry[J]. International journal of greenhouse gas control, 2013, 17(5): 240–249.
- [9] LI W, ZHONG W. CFD simulation of hydrodynamics of gas-liquid-solid three-phase bubble column[J]. Powder technology, 2015, 286: 766–788.