



流化床结晶器中流体动力学状态影响因素的分析

郑倩倩, 沙作良

(天津市海洋资源与化学重点实验室, 天津科技大学海洋科学与工程学院, 天津 300457)

摘要: 使用计算流体力学(CFD)的方法,对流化床结晶器(FBC)内的流体动力学状态进行了研究. 模拟采用多相流模型,将溶液定义为连续相,颗粒定义为分散相,考察了不同颗粒密度在不同黏度的溶液中的悬浮状态及流场分布. 结果表明:随着颗粒密度的增加,同一结晶器高度的固相体积分数是增加的;溶液黏度的变化对液相流速和固相体积分数的影响不明显.

关键词: 流化床结晶器; 计算流体力学; 颗粒密度; 溶液黏度

中图分类号: TQ019

文献标志码: A

文章编号: 1672-6510(2010)04-0029-04

Analysis on Effects of Fluid Dynamics in a Fluidized Bed Crystallizer

ZHENG Qian-qian, SHA Zuo-liang

(Tianjin Key Laboratory of Marine Resources and Chemistry, College of Marine Science and Engineering,
Tianjin University of Science & Technology, Tianjin 300457, China)

Abstract: The hydrodynamics in fluidized bed crystallizer was simulated by computational fluid dynamics method. Based on the multi-phase model, solution was considered as the continuous phase, and solid particle was considered as the dispersed phase. The effects of different particle densities and solution viscosities on the solid suspension were studied. The results show that particle volume fraction at the same crystallizer height is increased with the increase of particle density, and effect of solution viscosity on liquid velocity and particle volume fraction is not obvious.

Keywords: fluidized bed crystallizer; CFD; particle density; solution viscosity

流化床结晶器是一种较早在工业上得到广泛应用的分级型结晶器,其主要特点是,过饱和度产生区域和晶体生长区域分别在结晶器的两处,晶体在循环母液流动中流化悬浮,为晶体生长提供了一个良好的条件^[1]. 由于在流化床结晶器中只存在晶体与晶体之间、晶体与器壁之间的碰撞,能有效地减少二次成核,有望得到粒径较大的产品. 因此在工业结晶过程中得到广泛应用^[2-3].

一直以来,人们对于流化床结晶器的研究重点主要集中在测量某种晶体的成长速率上,很少有人研究悬浮密度分布及其对结晶过程的影响. 但是晶体的成长速率很大程度依赖于结晶器内的流体动力学状态,而研究证明固体悬浮状态对结晶过程有很大的影响^[4],因此,了解结晶器内的流体动力学和固体悬浮

状态十分必要.

然而,由于流化床内颗粒流体系统的非线性、结晶的不均匀性和流域的多态性^[5],很难通过实验的方法获得悬浮密度分布. 而计算流体力学(Computational Fluid Dynamics, CFD)是一种以计算机为工具,通过对流体运动方程的数值解法,研究流体在不同过程中的流动状态及其对流动过程中所发生的传质、传热等过程的影响. 近年来,CFD 作为一种研究手段被大量用于模拟工业结晶过程^[6-7].

本文使用 ANSYS CFD 软件,对流化床结晶器内流体动力学状态进行模拟. 通过改变颗粒密度和溶液黏度,考察其对液相流场和固体悬浮分布的影响,旨在为研究结晶过程奠定基础,为结晶器的设计提供理论依据.

收稿日期: 2009-11-05; 修回日期: 2009-12-25

基金项目: 教育部高等学校博士点基金资助项目(20070057001); 天津市自然科学基金资助项目(08ZCKFSH02400)

作者简介: 郑倩倩(1985—),女,湖北秭归人,硕士研究生; 通信作者: 沙作良,教授, zsha@tust.edu.cn.

1 模型

CFD 使用有限体积法求解描述流体流动过程中的动量、热量和质量传递偏微分方程. 为了解结晶器内的流体动力学状态及固体颗粒分布情况, 在模拟中使用多相流场模型.

描述多相流场的主要方程可用下式表示:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi_{\alpha}\rho_{\alpha}\Phi_{\alpha}) + \nabla \cdot [\varphi_{\alpha}(\rho_{\alpha}U_{\alpha}\Phi_{\alpha} - \Gamma_{\alpha}\nabla\Phi_{\alpha})] = \varphi_{\alpha}S_{\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} c_{\alpha\beta}(\Phi_{\beta} - \Phi_{\alpha}) + \sum_{\beta=1}^{N_p} (m_{\alpha\beta}\Phi_{\beta} - m_{\beta\alpha}\Phi_{\alpha}) \quad (1)$$

式中: α 和 β 分别表示不同的相; N_p 为相的数目; U 为矢量流速; φ 为相的体积分数. $C_{\alpha\beta}(\Phi_{\beta} - \Phi_{\alpha})$ 为 α 和 β 相间参数 Φ 的相间传递通量. 因而 $c_{\alpha\alpha} = 0$, $c_{\alpha\beta} = c_{\beta\alpha}$. 因此, 所有相的相间转移之和为 0.

在多相流模型中, 每个相的体积分数, 即每个相所占空间, 可以通过质量守恒定律来计算, 以 α 相为例描述质量平衡的连续性方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi_{\alpha}\rho_{\alpha}) + \nabla \cdot [\varphi_{\alpha}\rho_{\alpha}U_{\alpha}] = 0 \quad (2)$$

描述 α 相流动速度的分布, 可以通过动量守恒定律来计算, 方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varphi_{\alpha}\rho_{\alpha}U_{\alpha}) + \nabla \cdot [\varphi_{\alpha}(\rho_{\alpha}U_{\alpha} \otimes U_{\alpha} - \mu_{\text{eff},\alpha}(\nabla U_{\alpha} + (\nabla U_{\alpha})^T))] = \varphi_{\alpha}S_{\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} c_{\alpha\beta}^{(L)}(U_{\beta} - U_{\alpha}) \quad (3)$$

S_{α} 为流体所受外力提供的动量, 在这里主要是指连续相与分散相间的各种相互作用力. 在多相流中存在多种相间作用力, 包括湍流阻力、曳力和形体阻力等. 为了简化模拟, 在本文中仅考虑起主要作用的曳力, 根据 Schiller Naumann^[8] 的模型, 曳力可由无因次的拖曳系数 C_D 估计:

$$C_D = \max\left(\frac{24}{Re}(1 + 0.15Re^{0.687}), 0.44\right) \quad (4)$$

在这里, 雷诺数 Re 被定义为

$$Re = \frac{\rho_{\alpha}|U_{\beta} - U_{\alpha}|d_{\beta}}{\mu_{\alpha}} \quad (5)$$

在绝大多数的情况下, 工业结晶器内的流动状态是在湍流下进行, 流体的湍流特征可用不同的湍流模型, 常见的湍流模型有 $k-\varepsilon$ 、 $k-\omega$ 模型, 以及雷诺剪应力模型. 本文采用标准 $k-\varepsilon$ 模型, 因为其简单、精确, 且适合高雷诺数的均质流体, 所以被广泛应用于工业过程的模拟之中.

根据标准 $k-\varepsilon$ 模型, 方程 (3) 中的涡流黏度项可表示为

$$\mu_{\text{eff},\alpha} = \mu_{\alpha} + \mu_{T,\alpha} \quad (6)$$

其中, μ_{α} 为动力学黏度, 而湍流黏度为

$$\mu_{T,\alpha} = C_{\mu}\rho_{\alpha}\frac{\kappa_{\alpha}^2}{\varepsilon_{\alpha}} \quad (7)$$

2 模拟

模拟所使用的结晶器结构为流化床结晶器, 容积为 20 L, 结晶器直径为 300 mm, 高为 600 mm, 底部为椭圆形; 内部设有导流筒, 其直径为 100 mm; 在结晶器上部设有中心进料管和两个出口管. 其结构如图 1 所示.

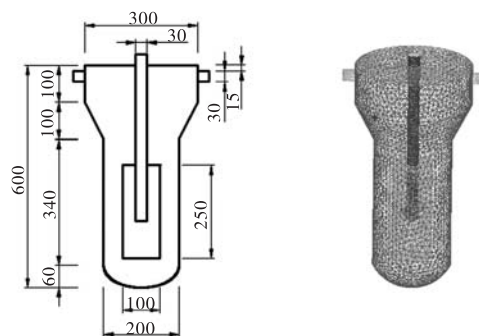


图 1 流化床结晶器结构简图及网格划分情况

Fig.1 Geometry and meshes of the fluidized bed crystallizer in the simulation

基于多相流的两流体模型, 将溶液定义为连续相, 固体颗粒定义为分散相, 其中分散相以颗粒的粒径为特征参数, 文中使用粒径为 200 μm 的晶体颗粒. 中心进料口流速为 3 m/s, 出料口设为恒定压力, 相对压力为 0, 结晶器内初始连续相体积分数为 0.9, 分散相体积分数为 0.1. 根据上述的模拟定义, 令进料口、出料口以及结晶器内初始状态设定不变, 分别考察了颗粒密度为 1 500 kg/m^3 、2 000 kg/m^3 和 2 500 kg/m^3 , 溶液黏度为 0.001 Pa·s、0.002 Pa·s 和 0.003 Pa·s 时, 液体和固体在结晶器内的流动状态以及悬浮分布情况.

3 模拟结果分析

3.1 颗粒密度对流场分布及悬浮状态的影响

首先考察在溶液黏度为 0.001 Pa·s 时, 不同颗粒密度对颗粒尺寸为 200 μm 的液相流场和晶体体积分数分布的影响, 结果如图 2 所示.

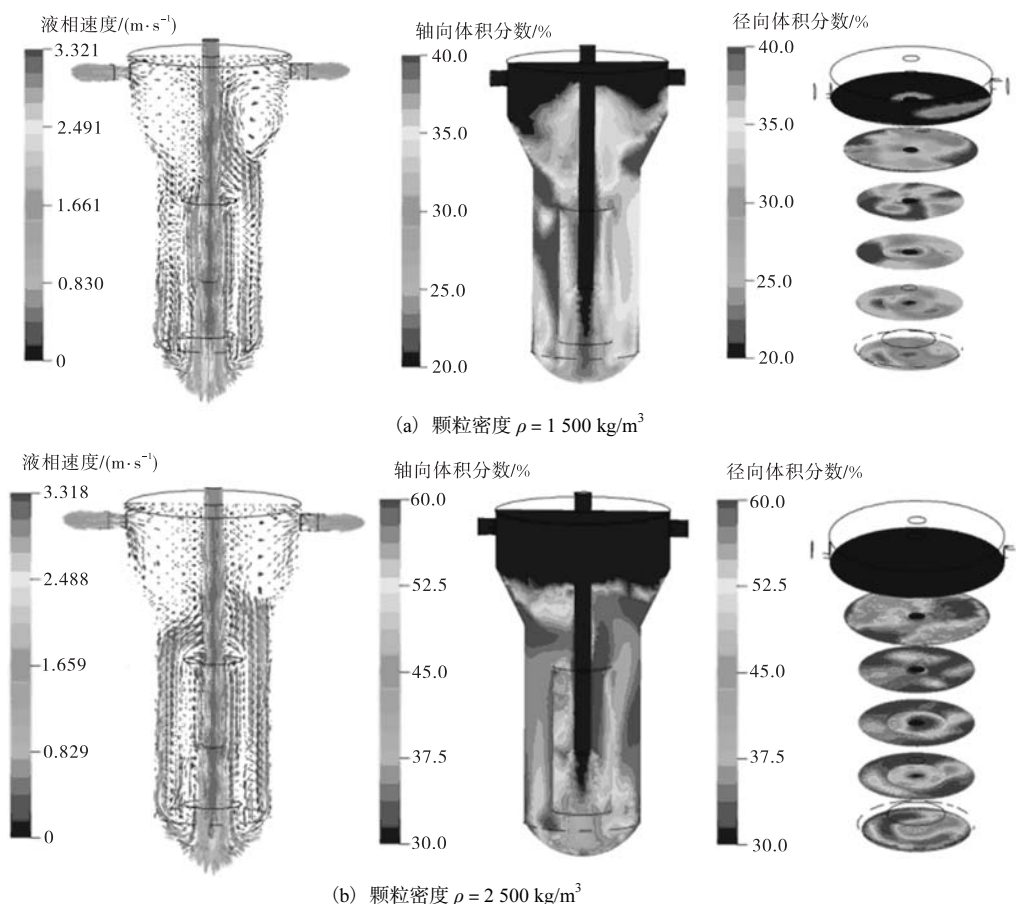


图 2 不同颗粒密度下液相速度分布和固相体积分数分布

Fig.2 Liquid velocity distribution and crystal volume fraction distributions with different particle densities

可以看出,在导流筒附近明显存在着液体循环,这有利于颗粒悬浮和晶体成长。在结晶器上部可以发现小漩涡,随着颗粒密度减小,漩涡越来越明显。这将导致过多晶体颗粒在此形成局部循环,造成过多成核;并且会增加晶体在结晶器中的停留时间,影响产品的尺寸。从图 3 能看出,晶体的体积分数在导流筒附近分布较为一致。随着颗粒密度增加,在导流筒附近的积累值也随之增加,但颗粒悬浮的最大高度随之下降。这意味着,密度较高的颗粒在结晶器中有较多的停留时间,有利于晶体成长为粒径较大的产品。

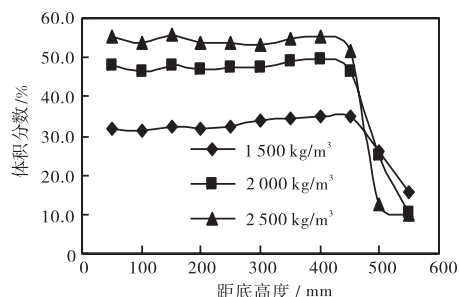


图 3 不同轴向高度上的固相体积分数随颗粒密度的变化情况

Fig.3 Variation of solid volume fraction in vertical direction with different particle densities

3.2 溶液黏度对流场分布及悬浮状态的影响

图 4、5 显示的是溶液黏度的改变对液相流速和

固相体积分数的影响不大。

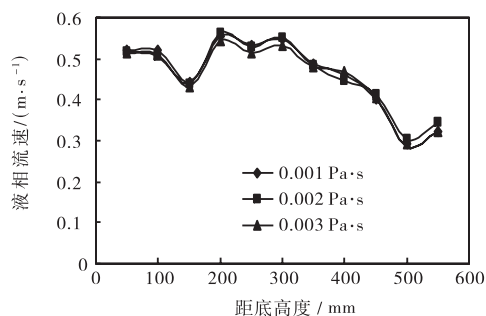


图 4 不同轴向高度上的液相流速随溶液黏度的变化情况

Fig.4 Variation of liquid velocity in vertical direction with different solution viscosities

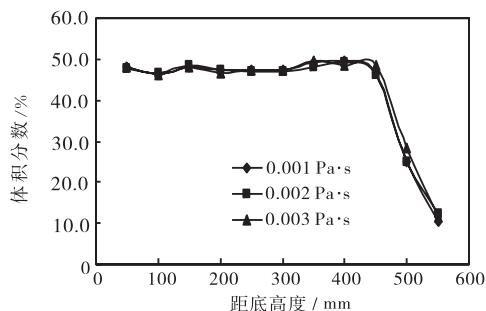


图 5 不同轴向高度上的固相体积分数随溶液黏度的变化情况

Fig.5 Variation of solid volume fraction in vertical direction with different solution viscosities

图6显示在颗粒密度为 $2\,000\text{ kg/m}^3$ 时,不同溶液黏度对颗粒尺寸为 $200\text{ }\mu\text{m}$ 的液相流场和晶体体

分数分布的影响,随着溶液黏度的增加,结晶器顶部颗粒悬浮较少的区域增大。

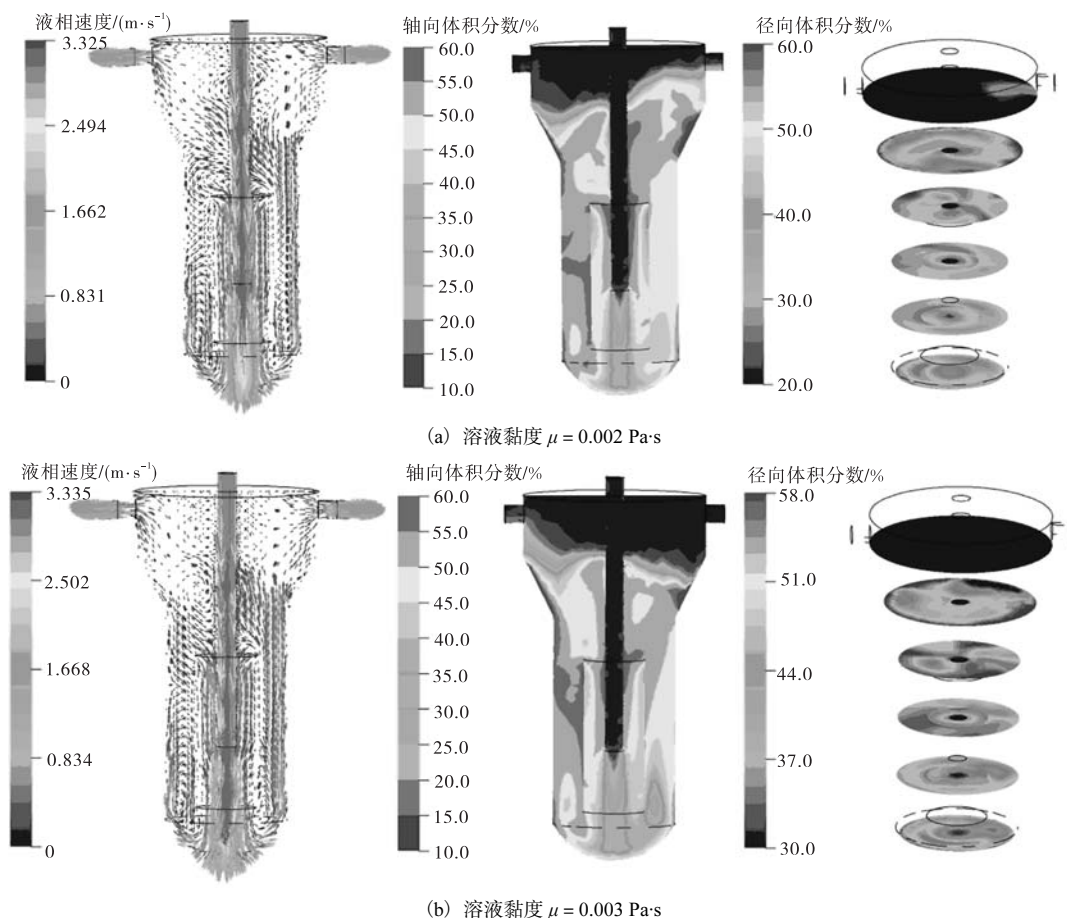


图6 不同溶液黏度下液相速度分布和固相体积分分数分布

Fig.6 Liquid velocity distribution and crystal volume fraction distributions with different solution viscosities

4 结 论

通过 CFD 对流化床结晶器进行流体动力学状态的模拟,分析不同颗粒密度、颗粒尺寸和溶液黏度对液相流场分布和固相悬浮状态分布的影响。研究发现,晶体在导流筒附近悬浮较好,分布较一致。而导流筒结构有利于流体循环,增大晶体在结晶器内的停留时间,有利于晶体成长。随着颗粒密度的增加,同一结晶器高度的固相体积分数增加。溶液黏度的变化对液相流速和固相体积分数的影响不大。

参考文献:

- [1] Perry R H, Green D W, Maloney J O. Perry's Chemical Engineers' Handbook[M]. 6th ed. New York: McGraw-Hill, 1984.
- [2] Tai C Y. Crystal growth kinetics of two-step growth process in liquid fluidized-bed crystallizers [J]. Journal of Crystal Growth, 1999, 206: 109–118.
- [3] Mullin J W. Crystallization[M]. 3rd ed. Oxford: Butterworth Heineman, 1993.
- [4] Mori Y, Sha Z L, Marjatta L-K, et al. CFD study of local crystal growth rate in a continuous suspension crystallizer [J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 2002, 35(11): 1178–1187.
- [5] Kwauk M, Li J. Fluidization regimes [J]. Power Technology, 1996, 87(3): 193–202.
- [6] Wei H, Garside J. Application of CFD modeling to precipitation systems [J]. Chemical Engineering Research & Design, 1997, 75(2): 219–227.
- [7] Pinho F T, Piqueiro F M, Proença M F, et al. Power and mean flow characteristics in mixing vessels agitated by hyperboloid stirrers [J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1997, 75(5): 832–842.
- [8] Schiller L, Naumann A. Fundamental calculations in gravitational processing [J]. Zeitschrift des Vereines Deutscher Ingenieure, 1933, 77: 318–320.