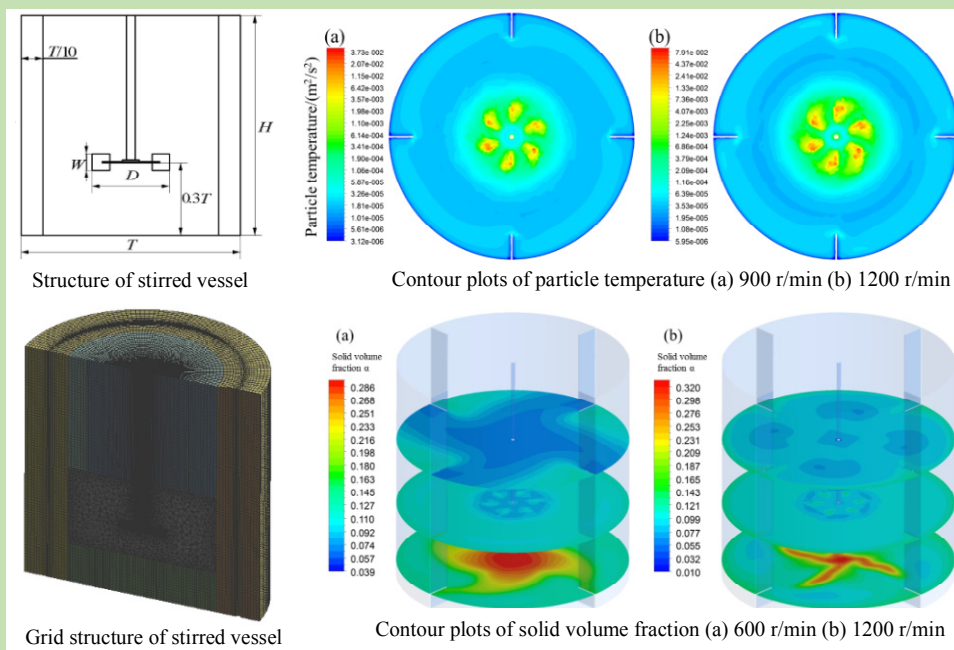


Numerical simulation of solid-liquid flow in stirred tanks based on KTGF model

Ximing LI, Shengli NIU*, Tongxin QU, Kuihua HAN, Chunmei LU, Yongzheng WANG

School of Energy and Power Engineering, Shandong University, Jinan, Shandong 250061, China

Abstract: Based on the stirred vessel with baffles and disc turbine paddle, a three dimensional Euler-Euler simulation combined with kinetic theory of granular flow (KTGF) was carried out to explore effects of structure and impeller speed on flow behavior of particles. Furthermore, the simulated solid volume fraction was compared with the experimental solid volume fraction to verify the validity. Contour plots of particle



kinetic energy on horizontal cross-section were obtained to comprehend the effects of flow patterns and hydrodynamic on solid phase concentration distribution. The results showed that the particle temperature distribution at the bottom of the stirrer vessel was consistent with the solid phase concentration distribution. Based on the kinetic theory of granular flow, the influence of the baffle obstruction and the impeller speed on the solid phase concentration distribution can be reasonably explained. As the impeller speed grew up, the two-phase turbulent motion in the vessel enhanced, the particle temperature, turbulent kinetic energy and axial velocity increased, and the particle distribution became more uniform, but the particle temperature tended to be stable after reaching the complete suspension state. The accumulation of particles at the bottom of the vessel and the baffle led to an increase in local solid volume fraction and a decrease in the average free path of the particles, which in turn reduced the particle temperature. Moreover, the baffles formed a two-loop flow pattern in the vessel, which enhanced the turbulence of the fluid. But it caused accumulation of particles at the baffle, which was not conducive to the uniform distribution of the solid phase at the baffle.

Key words: stirred vessel; two-fluid model; two-phase flow; kinetic theory of granular flow; turbulent flow

收稿: 2019-06-21, 修回: 2019-07-09, 网络发表: 2019-07-30, Received: 2019-06-21, Revised: 2019-07-09, Published online: 2019-07-30
基金项目: 国家自然科学基金(编号: 51876106); 山东省重点研发计划(编号: 2018GGX104027); 山东大学青年学者未来计划资助项目(编号: 2015WLJH33)
作者简介: 李希铭(1996-), 男, 河南省驻马店市人, 硕士研究生, 研究方向为生物质能开发与利用; 牛胜利, 通讯联系人, E-mail: nsl@sdu.edu.cn.

引用格式: 李希铭, 牛胜利, 曲同鑫, 等. 基于颗粒动力学理论的搅拌器中固液流动的数值模拟. 过程工程学报, 2020, 20(3): 265-275.
Li X M, Niu S L, Qu T X, et al. Numerical simulation of solid-liquid flow in stirred tanks based on KTGF model (in Chinese).
Chin. J. Process Eng., 2020, 20(3): 265-275, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.219238.

基于颗粒动力学理论的搅拌器中固液流动的数值模拟

李希铭, 牛胜利*, 曲同鑫, 韩奎华, 路春美, 王永征

山东大学能源与动力工程学院, 山东 济南 250061

摘要: 在欧拉双流体模型基础上引入颗粒动力学理论(KTGF), 对带挡板圆盘涡轮式搅拌器内的固液两相流动进行数值模拟。结果表明, 搅拌器底部颗粒温度分布与固相浓度分布趋势吻合, 转速低于 600 r/min 时, 槽底会形成明显的颗粒沉积, 转速从 600 r/min 增至 1500 r/min, 堆积区向轴中心收缩, 基于颗粒动力学理论可以合理解释挡板及叶轮转速对固相浓度分布的影响。随叶轮转速增大, 搅拌器内固液两相湍流运动加剧, 颗粒温度、湍动能及轴向速度增加, 颗粒分布更均匀, 但达到完全悬浮状态后颗粒温度趋于稳定。搅拌器底部和挡板处颗粒堆积导致了局部颗粒浓度增加及颗粒平均自由行程减少, 颗粒温度反而降低; 同时挡板布置使搅拌器内形成了双循环回路, 加强了流体的湍流程度, 增强了湍动能, 但导致颗粒在挡板处积聚, 不利于固相在挡板处均匀分布。

关键词: 搅拌容器; 双流体模型; 两相流; 颗粒动力学理论; 湍流

中图分类号: TQ051.72 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2020)03-0265-11

1 前言

固液搅拌釜反应器具有增大固液接触面积、强化质传递和加速反应等优势, 已被广泛应用于冶金、食品、化工等领域^[1]。搅拌器内流动特性非常复杂, 固液相的浓度及速度分布受到叶轮转速、湍流作用力、颗粒-液体以及颗粒-颗粒间作用力的相互影响。计算流体力学(Computational Fluid Dynamics, CFD)是实验研究的重要补充^[2], 通过计算机模拟预测搅拌器内固液两相流的流体动力学特性, 可以获得反应器内各处浓度及速度分布, 有助于加深对反应过程的认识^[3,4]。

在对搅拌器内流场进行模拟时, 多数研究采用雷诺平均模型(RANS), 包括标准 $k-\varepsilon$ 模型、RNG $k-\varepsilon$ 模型及雷诺应力模型(RSM), 其中标准 $k-\varepsilon$ 模型^[5]因计算稳定、收敛速度快而应用广泛。Bashiri 等^[6]分别采用标准 $k-\varepsilon$ 模型和 RNG $k-\varepsilon$ 模型模拟了充分发展湍流状态下搅拌器内的流动特性, 两种模型均与采用放射性粒子追踪(RPT)技术测量的实验数据吻合良好, 但标准 $k-\varepsilon$ 模型对计算资源的要求更少。为模拟叶片转动, 可以采用滑移网格法(SG)、多重参考系法(MRF)及大涡模拟(LES)。虽然 SG 法和 LES 法可提供更高的模拟精度^[7,8], 但对计算能力的要求高于 MRF 法。Tamburini 等^[9]针对叶轮旋转的模拟表明, SG 法和 MRF 法在预测轴向固体浓度的分布方面无明显差异, 但考虑到时间和计算成本, MRF 法更具有优势。Deglon 等^[10]研究了网格分辨率和离散化方案对搅拌器 CFD 模拟的影响, 发现 MRF 模型能够满

足搅拌器的稳态模拟, 且网格精细度能够弥补标准 $k-\varepsilon$ 模型在预测湍流时的不足。

现有关于搅拌器内固液流动特性的模拟大多只考虑颗粒与流体间的阻力模型, 针对颗粒与颗粒间相互作用对模型预测影响的研究还很不充分。颗粒动力学理论(Kinetic Theory of Granular Flow, KTGF)是对考虑致密气体中非理想颗粒碰撞的分子运动模型在固液两相流模拟的扩展^[11]。Goldschmidt 等^[12]基于 KTGF 和欧拉双流体模型对二维气动床的模拟表明, 颗粒间作用力在中高固含量时无法被忽略, 且对流动特性影响显著。Patil 等^[13]对自由鼓泡气固流化床的模拟表明, 考虑了颗粒碰撞引起的颗粒能量耗散的 KTGF 模型对平均气泡尺寸分布的预测与实验数据吻合更好, 且气体速度越高, 气泡颗粒间相互作用的重要性越强。Wadnerkar 等^[14]采用欧拉-欧拉(EE)模型和 EE-KTGF 模型分别模拟了固体颗粒负载量为 5%~40%时搅拌器中的固液两相流动, 发现低固体负载时两者并无差别, 但在高固体负载条件下 EE-KTGF 模型的模拟效果显著优于 EE 模型。Xie 等^[15]采用改进的 KTGF 模型模拟搅拌器, 发现大粒径和高固含量情况下, 颗粒间相互作用不可忽略, 且会对颗粒悬浮特性造成显著的影响。

本研究在欧拉双流体模型的基础上, 引入颗粒动力学理论对搅拌器内固液两相混合过程进行了数值模拟, 基于颗粒温度和湍动能合理解释了混合过程中的叶轮转速和挡板对颗粒浓度分布及流动特性造成影响的原因及途径, 为采用双欧拉模型研究搅拌器内颗粒运动对

颗粒浓度及流动特性的影响提供理论参考。

2 数值计算模型

2.1 固液两相流动的控制方程和阻力模型

在欧拉双流体模型中, 固液两相被视为互相穿过的连续体, 连续性方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i \bar{U}_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \bar{U}_i) = 0 \quad (1)$$

动量方程为

液相:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_1 \rho_1 \bar{U}_1) + \nabla \cdot (\alpha_1 \rho_1 \bar{U}_1 \bar{U}_1) = -\alpha_1 \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_1 + \alpha_1 \rho_1 \bar{g} + K(\bar{U}_1 - \bar{U}_2) + \bar{F}_{vm} \quad (2)$$

固相:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_2 \rho_2 \bar{U}_2) + \nabla \cdot (\alpha_2 \rho_2 \bar{U}_2 \bar{U}_2) = -\alpha_2 \nabla p + \nabla p_2 + \nabla \cdot \bar{\tau}_2 + \alpha_2 \rho_2 \bar{g} + K(\bar{U}_2 - \bar{U}_1) + \bar{F}_{vm} \quad (3)$$

式中, 下标 i 为 1 时表示液相, 为 2 时表示固相, t 为时间(s), α 为局部体积分, U 为速度(m/s), ρ 为密度(kg/m³), p 为压力(Pa), g 为重力加速度(m/s²), K 为相间动量传递系数[kg/(m³·s)], τ 为应力-应变张量(N/m²), F_{vm} 为虚拟质量力, 由黏度和雷诺应力产生, 包括湍流波动的影响。

湍流模型采用标准 k - ε 模型, 其中液相 k - ε 方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_1 \rho_1 k) + \nabla \cdot (\alpha_1 \rho_1 \bar{U}_1 k) = \nabla \cdot \left(\alpha_1 \frac{\mu_{1,m}}{\sigma_k} \cdot \nabla k \right) + \alpha_1 G_{1,m} - \alpha_1 \rho_1 \varepsilon \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_1 \rho_1 \varepsilon) + \nabla \cdot (\alpha_1 \rho_1 \bar{U}_1 \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\alpha_1 \frac{\mu_{1,m}}{\sigma_\varepsilon} \cdot \nabla \varepsilon \right) + \alpha_1 \frac{\varepsilon}{k} [C_{1\varepsilon} G_{1,m} - C_{2\varepsilon} \rho_1 \varepsilon] \quad (5)$$

$$G_{1,m} = \mu_{1,m} \left[\nabla \bar{U}_1 + (\nabla \bar{U}_1)^T \right] : \nabla \bar{U}_1 \quad (6)$$

其中, k 为湍动能(m²/s²), ε 为湍动能的耗散率, $\mu_{1,m} = C_{\mu} \rho_1 k^2 / \varepsilon$ 为液相的涡流黏度(Pa·s)^[16], 常数 $C_{1\varepsilon} = 1.44$, $C_{2\varepsilon} = 1.92$, $C_{\mu} = 0.09$, $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\varepsilon = 1.3$ 。

搅拌器内流动状态受阻力、升力、湍流扩散力、巴塞特力及虚拟质量力等影响, 其中阻力是影响固相和气相流动的关键因素。Lu 等^[17]综合高固含量适用的 Ergun 模型^[18]和低固含量适用的 Wen and Yu 模型^[19], 提出了适用于流化床、搅拌器等中高固含量系统的 Gidaspow 阻力模型, 并进一步应用平滑函数改善了 Gidaspow 模型, 得到了从低固含量向高固含量过渡时连续性更好的 Huilin-Gidaspow 模型, 本工作采用 Huilin-Gidaspow 阻

力模型模拟搅拌器内颗粒的流动。

非阻力中升力、巴塞特力远小于其它力^[20,21], 模拟中忽略其作用。虚拟质量力是一种惯性力, 由粒子运动引起的相位相对加速度引起, 与粒子和流体密度的比率有关。Kendoush 等^[22]有关虚拟质量对流体中固体球加速影响的实验表明, 虚拟质量力对加速流动不可忽略。Drew 等^[23]进一步给出了虚拟质量力的表达式:

$$\bar{F}_{vm} = 0.5 \alpha_2 \rho_1 \left(\frac{d\bar{U}_1}{dt} - \frac{d\bar{U}_2}{dt} \right) \quad (7)$$

类似致密气体动力学理论中的运动, 颗粒动力学(KTGF)模型假定颗粒碰撞是颗粒速度波动的结果, 其中, 颗粒速度波动强度决定了固相的压力、应力和黏度, 颗粒动力学方程如下:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_2 \alpha_2 \Theta) + \nabla \cdot (\rho_2 \alpha_2 \Theta \bar{U}_2) = \left(-p_2 \bar{I} + \bar{\tau}_2 \right) : \nabla \bar{U}_2 + \nabla \cdot (k_\Theta \nabla \Theta) - \gamma_\Theta + \Phi_{12} \quad (8)$$

式中, $\Theta = V^2/3$ 为颗粒温度(m²/s²), V 为颗粒波动速度(m/s), I 为单位张量(N/m²), k_Θ 为扩散系数, γ_Θ 为能量的碰撞耗散(m²/s²), Φ_{12} 为流-固相之间的能量转移(m²/s²), 均由颗粒封闭模型^[15]给出。

2.2 模拟设置

模拟对象为 Yamazaki 等^[24]使用的实验装置, 模型简图如图 1 所示, 主体为一个圆柱形平底反应器, 其中, 直径 $T = 300$ mm, 液体高度 $H = T$, 4 个宽度为 $0.1T$ 的挡板垂直安装于反应器壁, 且叶轮轴和反应器的轴线同心并延伸到反应器的底部。搅拌桨为六叶 Rushton 涡轮机, 直径 $D = 70$ mm、桨叶高 $W = 0.2D$ 、叶轮离底间隙 $C = 0.3T$ 。模型的网格划分如图 2 所示, 采用 Meshing 划分网格, 并对叶轮和搅拌轴处网格进行局部加密处理。分别采用 9.0×10^4 , 1.2×10^5 和 1.5×10^5 的网格进行无关性验证, 验证结果如图 3 所示, 图中 r 为离轴心距离, R 为反应器半径, α 和 α_{av} 分别为固相浓度和平均固相浓度, Z 为距离底部高度, 考虑到计算量和准确性, 取网格总数为 1205478 的网格。采用多重参考系法(MRF)进行模拟, 模拟计算域分为叶轮区域和外侧搅拌器区域, 两区域交界面设置为 Interface 类型进行数据传递, 保证计算时内外区域的数据耦合。为避免顶部通气, 搅拌器顶面设置为对称边界条件(Symmetry)^[25], 桨叶和轴带动周围流体流动, 设置为动壁面(Moving Wall), 其余壁面边界条件为无滑移。为保证模拟的准确性及收敛性, 时间步长设置为 0.001 s。固相采用平均直径 $d = 264$ μ m、密度 $\rho = 2471$ kg/m³ 的玻璃颗粒, 浓度 $\alpha = 10$ vol%, 液相采用水($\rho = 1000$

$\text{kg/m}^3, \mu=0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s})$ 。

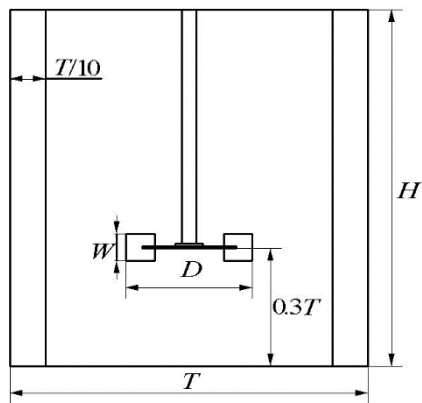


图 1 搅拌器结构简图
Fig.1 Structure of stirred vessel

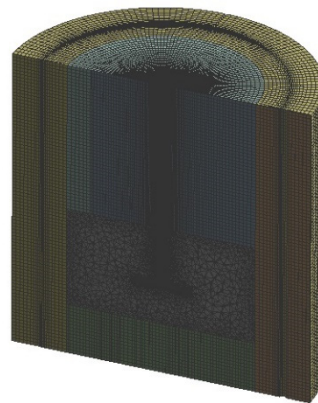


图 2 搅拌器网格划分
Fig.2 Grid structure of stirred vessel

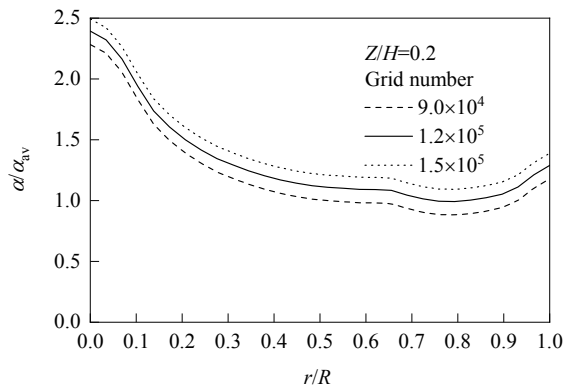


图 3 颗粒浓度径向分布的网格无关性验证
Fig.3 Grid independence verification on radial profile of solid concentration

3 结果与讨论

3.1 搅拌器内流场与模型验证

图 4 为转速 1200 r/min 时 CFD 模拟的挡板间垂直界面上的固相速度矢量图和固相体积分布图。由图 4(a) 可知，搅拌器内叶轮转动形成了典型的“双循环”回路^[26]。在叶轮处，流体高速从叶端水平排出，在壁面处受阻分成上下两股流体流动，再循环后返回叶轮区，且在槽顶面附近速度矢量显示该区域的流场非常弱。研究^[21,25]将颗粒浓度 $\alpha \geq 10\text{vol}\%$ 的悬浮液与容器上部透明液相间的交界面的高度称为云高度。Kraume^[27]认为云高度为 90% ($H_{\text{cloud}}=0.9H$) 时达到完全悬浮状态。图 4(b) 显示固体颗粒在容器底部中心轴周围累积，但在上下两个循环回路中固体分布均匀。顶部表面附近几乎观察不到固体，表明在容器顶部存在透明液体层。基于 Kraume^[27]提出的标准，叶轮转速为 1200 r/min 时实现了完全悬浮，这与文献^[24]中实验结果一致。

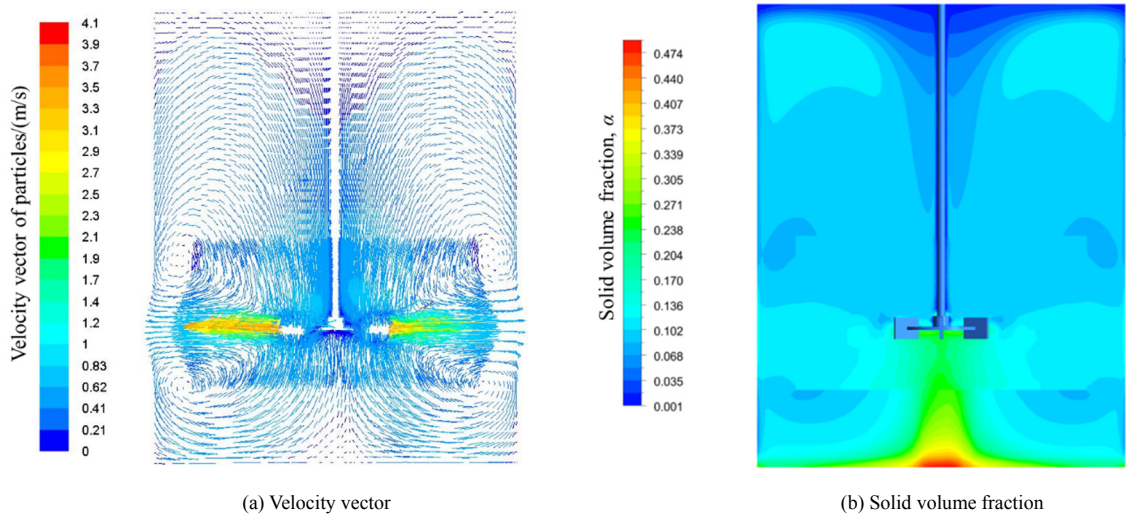


图 4 挡板中间平面固体速度矢量图和固体含量分布图
Fig.4 Profiles of velocity vector and solid volume fraction of particles on axial center plane with baffles

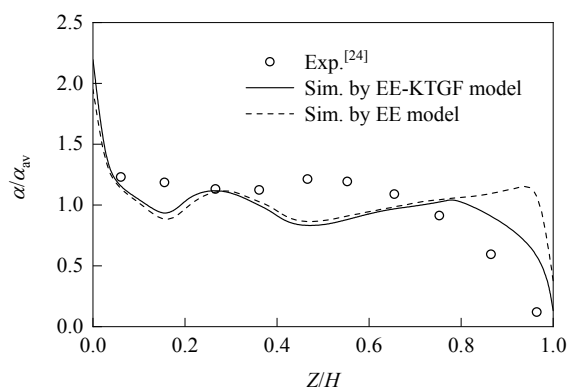


图5 固相浓度分布模拟结果和实验结果^[24]的比较
Fig.5 Comparison of simulation and experimental^[24] results of solid volume fraction

图5为 $r/R=0.70$ 处沿轴向垂线处固相浓度分布模拟结果与实验结果的比较,可知模拟结果与实验结果^[24]趋势较一致。虽然表现出斯托克斯行为的小颗粒的阻力系数不受自由湍流的影响,但其它状态的颗粒的阻力系数受到颗粒和流场状态的影响^[28]。Huilin-Gidaspow阻力模型忽略了湍流涡旋和湍流强度对颗粒运动的影响,可能导致高叶轮转速($N=1200$ r/min)、高雷诺数

($Re=2\times 10^5$)状态下,搅拌器内颗粒浓度分布模拟结果的误差。这与Wang等^[29]采用Huilin-Gidaspow阻力模型对搅拌器模拟所得强湍流区域流体的复杂流动会导致模拟的浓度分布及速度分布与实验结果存在偏差的结论一致。但相比未考虑颗粒碰撞的模型,EE-KTGF模型的预测能力明显更强,更接近实验测量值。

3.2 叶轮转速对颗粒温度及湍流动能的影响

图6为两种转速下叶轮上方 $Z=0.10$ m平面颗粒温度分布。可以看出,两种转速下颗粒温度分布趋势基本相同。在颗粒动力学理论中,颗粒温度与颗粒随机运动的动能成正比,由流动状态和碰撞状态共同决定。流动状态下,颗粒温度与固体浓度和颗粒波动速度成正比。而对于碰撞状态,颗粒平均自由行程减小会导致颗粒温度降低。液体中的混合颗粒随叶轮和轴离心旋转泵出,强烈的湍流作用导致颗粒剧烈波动,颗粒温度在叶轮尖端附近达到峰值,随后随颗粒速度降低及浓度扩散,颗粒温度逐渐降低。挡板处颗粒碰撞挡板面导致其运动受阻,颗粒速度降低,颗粒温度显著降低。而挡板外缘的阻碍加剧了湍流,增强了颗粒波动,导致外缘处的颗粒温度升高。

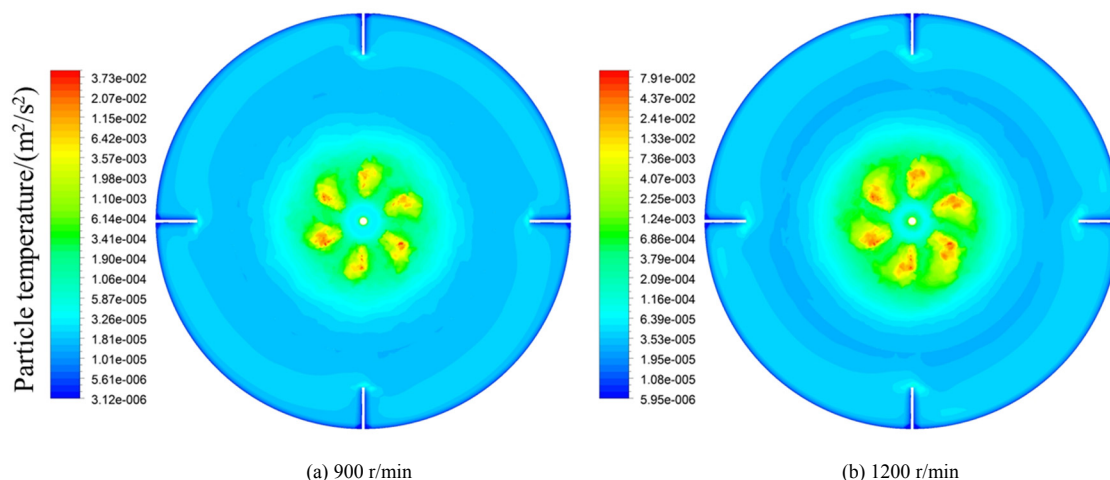


图6 叶轮上方 $Z=0.10$ m横切面的颗粒温度分布
Fig.6 Contour plots of particle temperature on horizontal cross-section of $Z=0.10$ m

图7为过轴垂面颗粒温度分布图。由图7(a)和(b)可知,容器底部的颗粒温度较低。虽然低转速时颗粒沉降堆积导致底部颗粒浓度较高,有利于提高颗粒温度,但颗粒密集也使其平均自由行程变小,颗粒温度反而明显降低。而挡板的阻碍导致颗粒在挡板底部停滞和聚集,颗粒几乎静止,颗粒温度极低,而挡板上部颗粒浓度有所增加但仍低于无挡板区。同时双循环回路使颗粒积聚在挡板和轴之间,颗粒浓度增高,颗粒温度也有所增加,

这与颗粒浓度分布相吻合。

图8为多种转速下叶轮下方和上方的颗粒温度分布,其中 $r/R=0.80$ 处的虚线表示挡板。不同叶轮转速下,叶轮上下方沿径向均在叶片区出现了一个峰。在叶轮下方,虽然颗粒聚集在中心,浓度较高,但其平均自由行程减小,颗粒温度反而降低。中低转速下,颗粒温度对叶轮转速很敏感。在叶轮上方,叶轮转速增加1.33倍,从900 r/min增至1200 r/min,平均颗粒温度增加4.29

倍, 从 $7.14 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}^2$ 增至 $3.06 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}^2$ 。转速增加会加剧颗粒波动速度, 颗粒碰撞加剧, 因而颗粒温度升高。叶轮转速是影响搅拌过程的主要参数, 当转速足够高

时, 搅拌器内颗粒浓度分布趋于均匀, 颗粒间碰撞和流动状态也趋于稳定, 颗粒温度基本保持不变。

Particle temperature/(m^2/s^2)

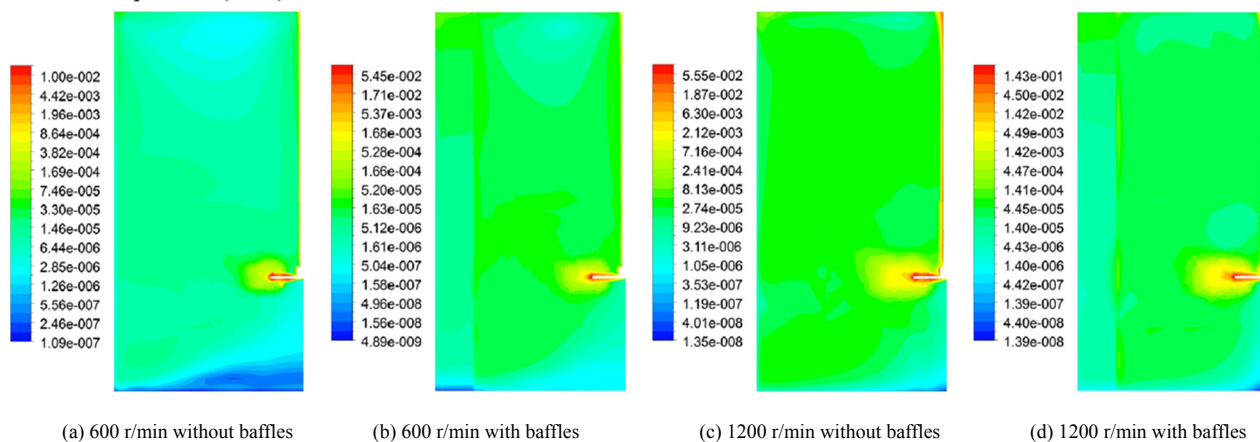


图7 过轴垂面上的颗粒温度分布

Fig.7 Contour plots of particle temperature on axial center plane

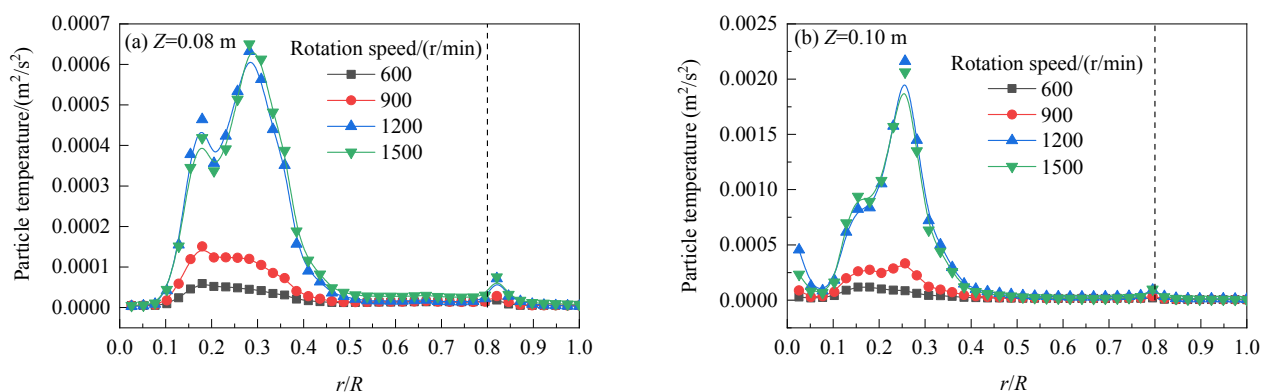


图8 不同叶轮转速下叶轮下方和上方的颗粒温度分布

Fig.8 Distribution of particle temperature under and above the impeller with different impeller rotation speeds

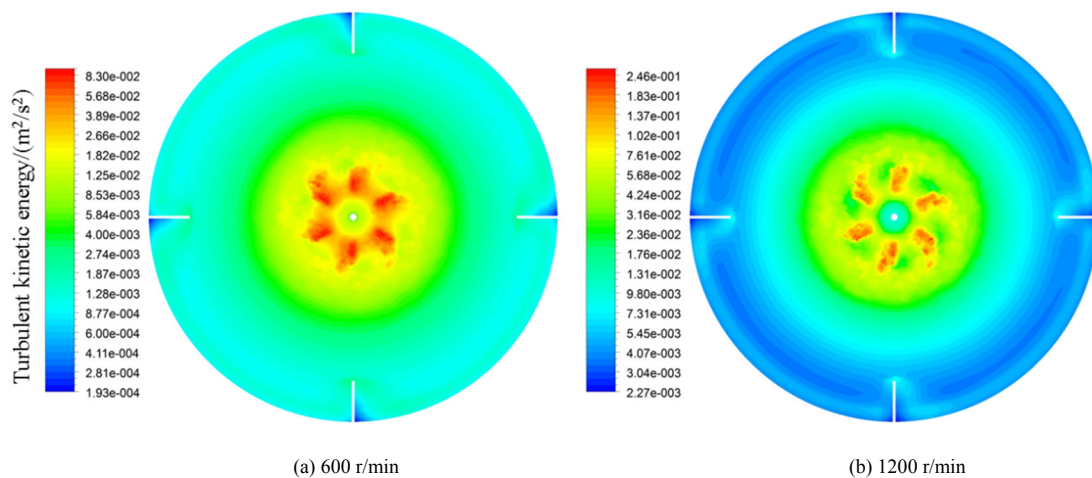


图9 叶轮上方 $Z=0.10 \text{ m}$ 平面上的湍动能分布

Fig.9 Contour plots of turbulent kinetic energy on horizontal cross-section of $Z=0.10 \text{ m}$

湍动能表征湍流的强度,影响湍动能^[29]的3个因素为(1)叶轮转速更高,导致强湍流,会增强湍动能;(2)固相和液相间的相对运动产生的尾涡会增强湍动能;(3)液相携带固相的运动消耗湍流能量,进而减弱湍动能。

图9和10分别为两种转速下叶轮上方平面湍动能分布图和过轴垂面的湍动能分布。湍动能随叶轮转速增加而增加,且湍动能主要集中在叶轮扫过的区域,在叶片处有最大值,并在叶轮区域外逐渐减小,在外壁湍动能较低。挡板的存在产生了一部分湍动能较低的区域,混合液被叶轮泵出至挡板处后上下分离,出现了图10(b)中挡板处的湍动能分布。图10(b)和10(d)显示了转速不同造成的湍动能分布的差异。转速较高时挡板处低湍动能区域向容器顶部和底部区域移动,且叶轮上方高湍动能区域更集中,与图4(a)中的双循环区域吻合,这是因为低转速时容器内仅能形成局限于叶轮附近的双循环

回路。在形成双循环区的过程中,液相携带颗粒沿挡板上下运动导致湍动能降低,当液相没有足够的能量带动颗粒运动后,两者将发生相对运动产生尾涡,反而增强了湍动能。

图11为不同叶轮速度下叶轮上下方沿径向的湍动能分布,其中 $r/R=0.80$ 处的虚线表示挡板。在靠近叶片的循环区域内,颗粒的湍流动能增加量远大于远离叶轮区域。这表明叶轮转速增加促进了液体循环及搅拌器内的湍流,改善了容器中的混合情况。而挡板处由于挡板扰动,湍流动能有所提高,但变化不大,而壁面的存在使湍流动能最终降至接近零。图11(a)和11(b)中均表明,较高转速时,叶轮上下方沿径向在叶片前后出现两个峰。这是因为在双循环回路中,混合液泵出和返回分别发生在叶片前端和末端区域,此区域混合液处于强湍流状态,湍动能达到极值,在叶轮外区域,湍动能逐渐降低,至壁面处为较低值。

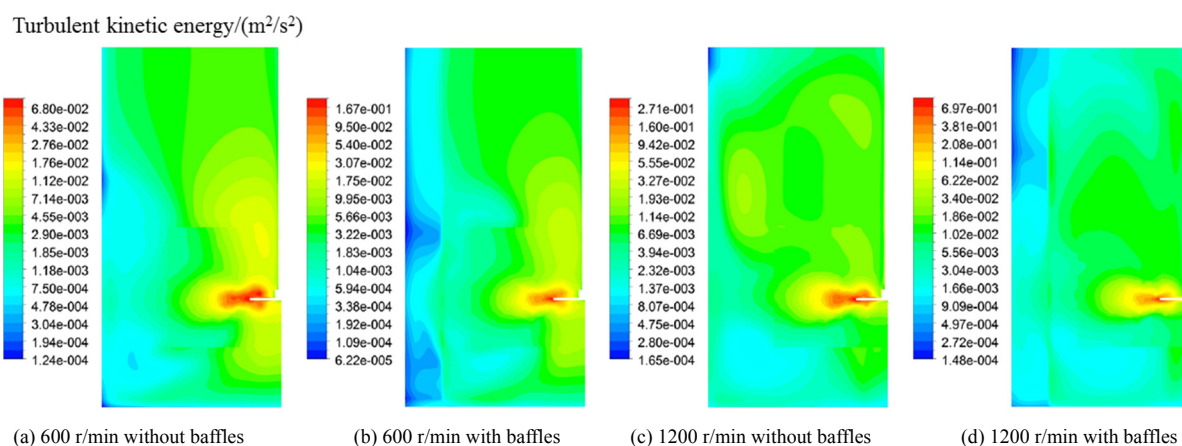


图10 过轴垂面上的湍动能分布

Fig.10 Contour plots of turbulent kinetic energy on axial center plane

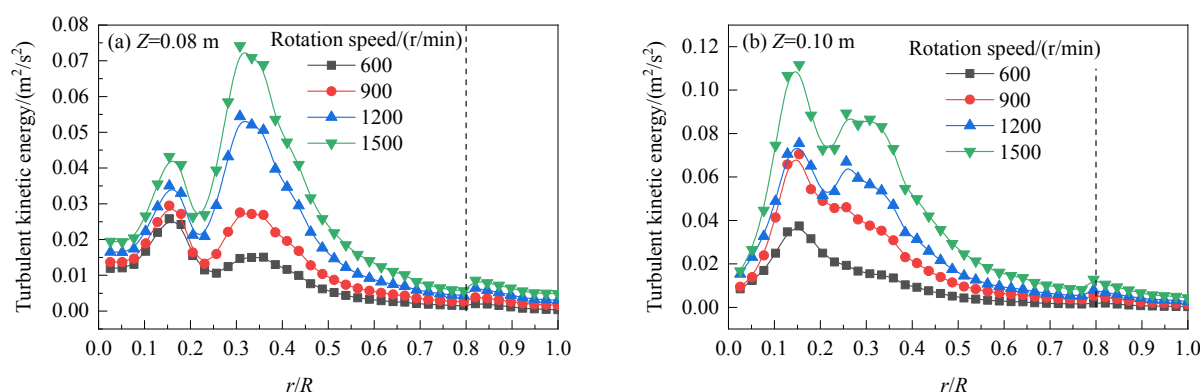


图11 不同叶轮转速下叶轮下方和上方的湍动能分布

Fig.11 Distribution of turbulent kinetic energy under and above the impeller with different impeller rotation speeds

3.3 叶轮转速及挡板对颗粒浓度分布及流动特性的影响

图 12 和 13 分别为不同叶轮转速下挡板及非挡板垂直平面上的固相分布及不同高度平面固相分布。当叶轮转速很低($N=600$ r/min)时,叶轮的搅拌并不能使颗粒有效悬浮,颗粒主要沉积在搅拌器底部,搅拌器上部颗粒浓度较低,容器顶部几乎没有颗粒分布,存在透明液体层。随着搅拌速度增加,底部颗粒沉积区域变小,颗粒分布更均匀。这是因为随着叶轮转速增加,流体被叶

轮泵出的速度也增加,叶轮上下两个循环回路内的流体流动也更剧烈,更多搅拌器底部堆积颗粒被带入参与下回路循环,颗粒堆积的区域逐渐减小,颗粒浓度逐渐降低^[30],图 13 显示了这种趋势。而在上循环回路中,随着叶轮转速增加,碰撞壁面后的流体有更高的轴向速度,可以克服阻力到达更高的高度,搅拌器内云高度也逐渐增大,转速 $N=1500$ r/min 时,容器上部不存在透明液体层,颗粒分布更均匀。

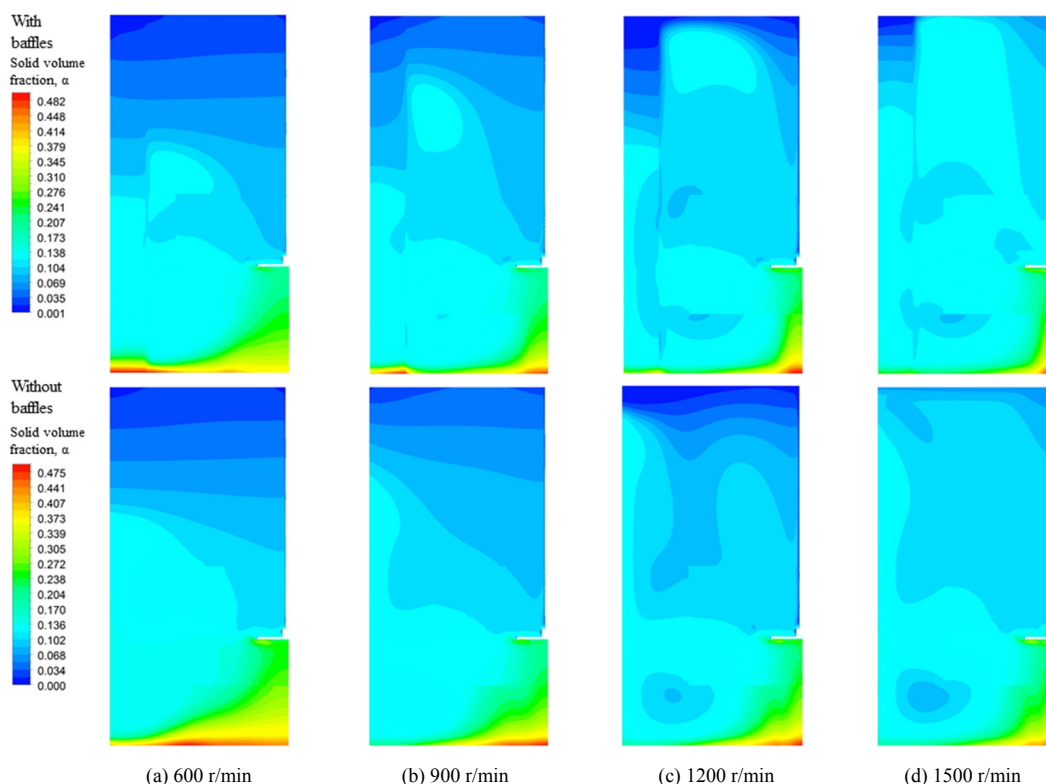


图 12 不同叶轮转速下有挡板和无挡板时垂直平面的固体含量分布

Fig.12 Contour plots of solid volume fraction on axial center plane with and without baffles with different impeller rotation speeds

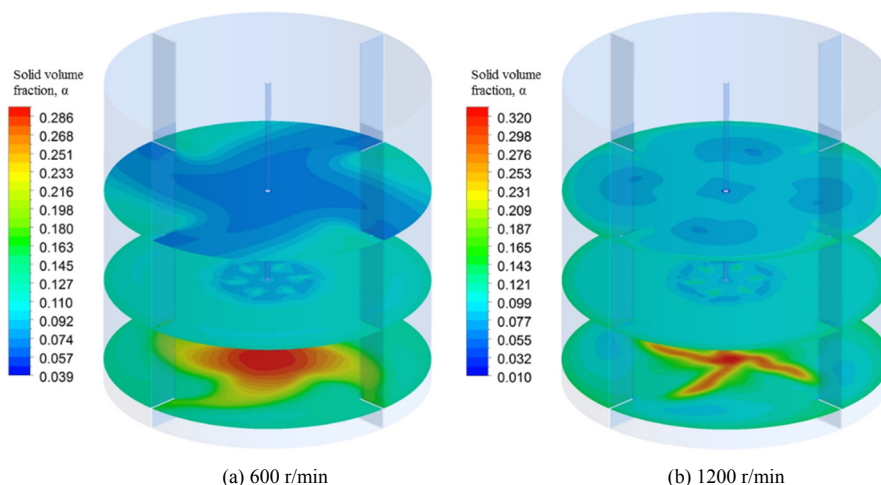


图 13 $Z=0.02, 0.10, 0.19$ m 平面上的固体含量分布

Fig.13 Contour plots of solid volume fraction on horizontal cross-section of $Z=0.02, 0.10, 0.19$ m

搅拌过程中,混合液随桨叶旋转作离心运动,在离心力作用下液体涌向壁面,中心液面下凹形成漩涡,这会导致空气吸入混合液中影响混合效果。而布置挡板可以打断液体的切向流动,使液体沿径向或轴向流动形成循环,抑制打旋现象^[31]。图12显示转速600和900 r/min时挡板处积聚了大量颗粒,转速1200 r/min时挡板处仍有少量颗粒堆积,且挡板处颗粒悬浮状况滞后于无挡板区域,表明挡板对颗粒悬浮有明显的阻碍作用。Brucato等^[32]对Rushton桨搅拌器的研究也表明,无挡板时搅拌器的临界悬浮转速和功耗低于有挡板时。

在固液搅拌器内,两相的混合过程主要由颗粒悬浮质量控制,因此需预测不同叶轮转速下的悬浮质量。不同叶轮转速下搅拌器内颗粒有底部悬浮、完全悬浮和均匀悬浮三种悬浮方式。Drew等^[23]未进行悬浮质量的实验,本工作采用基于固体浓度标准差相对叶轮转速的变化标准预测反应器中的溶液悬浮质量。标准差 σ 用Bohnet等^[30]基于实验定义的悬浮质量公式计算:

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \left(\frac{\alpha_j}{\alpha_{av}} - 1 \right)^2} \quad (9)$$

其中, α_{av} 为平均固相浓度, α_j 为第 j 个点的固相浓度, n 为总采样次数。

Bohnet等^[30]根据标准差定义了区分三种悬浮方式的标准,均匀悬浮(容器中固体浓度几乎均匀)时 $\sigma < 0.2$, 临界悬浮状态时 $0.2 < \sigma < 0.8$, 不完全悬浮状态时 $\sigma > 0.8$ 。图14为不同转速对应的标准差及据此拟合的标准差趋势曲线。叶轮转速为600 r/min时,标准差接近0.75,表明仅满足底部悬浮条件。随转速增加,标准差逐渐降低,但转速增至1500 r/min时仍未达到均匀悬浮状态,这与图12中固体分布预测吻合。

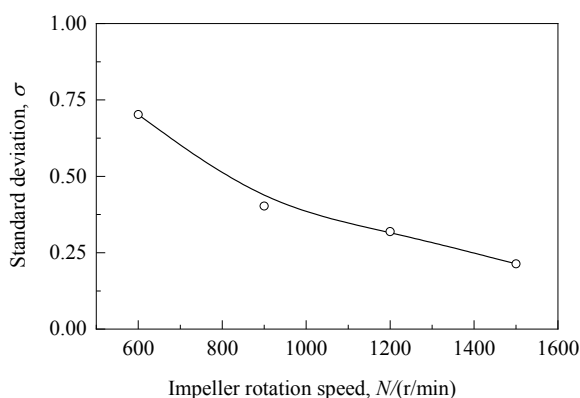


图14 叶轮转速对标准差的影响

Fig.14 Effect of impeller rotation speed on standard deviation

选择3个径向位置研究不同高度下的液相和固相的速度分布,分别为叶片边缘($r/R=0.33$)、叶片和挡板间($r/R=0.47$)及挡板边缘($r/R=0.70$)。图15为不同径向位置及叶轮转速下沿高度(h)的颗粒轴向速度。可以看出,颗粒速度沿径向趋于均匀,即距叶轮越远,颗粒速度越均匀。而颗粒速度越大表明颗粒扩散越剧烈,颗粒混合越均匀。如图11所示,增加叶轮转速可有效增大颗粒速度,增进固液混合,但局限于搅拌器中的叶轮上下循环区域。靠近挡板处颗粒轴向速度更均匀,表明挡板阻碍的影响小于叶轮。在叶轮边缘($r/R=0.33$),上下两个循环回路中的颗粒在叶轮附近区域($h/H=0.3$)被叶轮吸入并从叶轮尖端泵出参与循环,因此叶轮附近颗粒轴向速度减至0,与图4(a)模拟结果吻合。而在挡板边缘处($r/R=0.70$),随着叶轮转速增加,搅拌器上部颗粒轴向速度不断增加,且在叶轮转速1500 r/min时,靠近容器顶部的颗粒仍有较高的向上的速度。这是由于低转速时叶轮扰动扩散区域有限,搅拌器上部颗粒受到的湍流影响有限。但随着转速增加,搅拌器上部的湍流作用增强,在忽略湍流涡旋的影响且仅考虑曳力和重力作用的情况下,导致图5中高叶轮转速时搅拌器上部颗粒浓度分布模拟结果与实验结果的偏差。

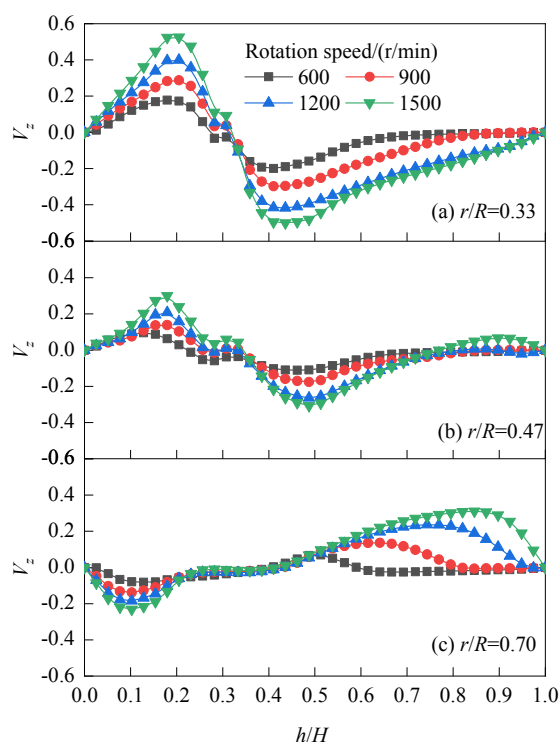


图15 不同的叶轮转速下颗粒在不同径向位置沿高度的轴向速度分布

Fig.15 Distribution of particle velocity on different horizontal cross-sections with different impeller rotation speeds

4 结论

基于计算流体力学,在欧拉双流体(EE)模型的基础上,结合颗粒动力学(KTGF)理论模拟了装配六叶Ruston涡轮式搅拌桨的搅拌器内的流场,通过考察湍动能分布研究搅拌器内双循环回路的成因及转速对双循环回路的影响,得到如下结论:

(1) 叶轮区泵出的流体在沿径向流动过程中撞击到挡板或罐壁后受到阻碍,湍动能降低;随后流体沿着阻碍处向上向下流动,并在返回叶轮区过程中形成2个循环回路。

(2) 转速增加导致双循环回路扩散增大及湍动能增加,减少了挡板处颗粒的堆积,有利于颗粒均匀分布,但会消耗更多的能量。

(3) 搅拌器底部高固含量区域的颗粒温度的分布趋势与颗粒浓度的分布趋势非常接近,验证了颗粒动力学理论处理搅拌器内固液两相流动的有效性。

参考文献

- [1] 周勇军, 卢源, 陈明濠, 等. 改进型 INTER-MIG 搅拌槽内固液悬浮特性的数值模拟 [J]. 过程工程学报, 2014, 14(5): 744–750.
Zhou Y J, Lu Y, Chen M H, et al. Numerical simulation of solid-liquid suspension characteristics in a stirred tank with improved INTER-MIG impeller [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2014, 14(5): 744–750.
- [2] 徐胜利, 张博伦, 程昉. 基于 CFD 流场模拟的反应釜结构设计 [J]. 化工进展, 2016, 35(增刊 2): 401–406.
Xu S L, Zhang B L, Cheng F. Structural design of stirred reactors based on CFD fluid field simulation [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2016, 35(S2): 401–406.
- [3] 杨锋苓, 周慎杰. 搅拌固液悬浮研究进展 [J]. 化工学报, 2017, 68(6): 2233–2248.
Yang F L, Zhou S J. Progress of solid-liquid suspension in stirred vessel [J]. CIESC Journal, 2017, 68(6): 2233–2248.
- [4] 朱桂华, 张丽欣, 马凯, 等. 错位桨搅拌槽内污泥与固体颗粒混合过程的数值模拟 [J]. 过程工程学报, 2016, 16(3): 402–406.
Zhu G H, Zhang L X, Ma K, et al. Numerical simulation on mixing process of sludge and solid particles in a stirred tank equipped with shifted propeller [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2016, 16(3): 402–406.
- [5] 盛勇, 刘庭耀, 韩丽辉, 等. 高固含率搅拌槽内颗粒分布及悬浮特性的数值模拟 [J]. 过程工程学报, 2017, 17(1): 21–28.
Sheng Y, Liu T Y, Han L H, et al. Numerical simulation of solid particle distribution and suspension characteristics in high concentration stirred tank [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2017, 17(1): 21–28.
- [6] Bashiri H, Alizadeh E, Bertrand F, et al. Investigation of turbulent fluid flows in stirred tanks using a non-intrusive particle tracking technique [J]. Chemical Engineering Science, 2016, 140: 233–251.
- [7] Aubin J, Fletcher D F, Xuereb C. Modeling turbulent flow in stirred tanks with CFD: the influence of the modeling approach, turbulence model and numerical scheme [J]. Experimental Thermal and Fluid Science, 2004, 28(5): 431–445.
- [8] Montante G, Magelli F. Modelling of solids distribution in stirred tanks: analysis of simulation strategies and comparison with experimental data [J]. International Journal of Computational Fluid Dynamics, 2005, 19(3): 253–262.
- [9] Tamburini A, Cipollina A, Micale G, et al. CFD simulations of dense solid-liquid suspensions in baffled stirred tanks: prediction of suspension curves [J]. Chemical Engineering Journal, 2011, 178: 324–341.
- [10] Deglon D A, Meyer C J. CFD modelling of stirred tanks: numerical considerations [J]. Minerals Engineering, 2006, 19(10): 1059–1068.
- [11] Gidaspow D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory description [M]. San Diego: Academic Press, 1994: 1–29.
- [12] Goldschmidt M J V, Kuipers J A M, Swaaij W P M V. Hydrodynamic modelling of dense gas-fluidised beds using the kinetic theory of granular flow: effect of coefficient of restitution on bed dynamics [J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(2): 571–578.
- [13] Patil D J, Annaland M V S, Kuipers J A M. Critical comparison of hydrodynamic models for gas-solid fluidized beds—part I: bubbling gas-solid fluidized beds operated with a jet [J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(1): 57–72.
- [14] Wadnerkar D, Tade M O, Pareek V K, et al. CFD simulation of solid-liquid stirred tanks for low to dense solid loading systems [J]. Particuology, 2016, 29: 16–33.
- [15] Xie L, Luo Z H. Modeling and simulation of the influences of particle-particle interactions on dense solid-liquid suspensions in stirred vessels [J]. Chemical Engineering Science, 2018, 176: 439–453.
- [16] Sato Y, Sadatomi M, Sekoguchi K. Momentum and heat transfer in two-phase bubble flow—I. theory [J]. International Journal of Multiphase Flow, 1981, 7(2): 179–190.
- [17] Lu H L, Gidaspow D, Bouillard J, et al. Hydrodynamic simulation of gas-solid flow in a riser using kinetic theory of granular flow [J]. Chemical Engineering Journal, 2003, 95(1/2/3): 1–13.
- [18] Ergun S, Orning A A. Fluid flow through randomly packed columns and fluidized beds [J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1949, 41(6): 1179–1184.
- [19] Wen C Y, Yu Y H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity [J]. AIChE Journal, 1966, 12(3): 610–612.
- [20] Ljungqvist M, Rasmuson A. Numerical simulation of the two-phase flow in an axially stirred vessel [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2001, 79(5): 533–546.
- [21] Khopkar A R, Kasat G R, Pandit A B, et al. Computational fluid dynamics simulation of the solid suspension in a stirred slurry reactor [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2006, 45(12): 4416–4428.
- [22] Kendoush A A, Sulaymon A H, Mohammed S A M. Experimental evaluation of the virtual mass of two solid spheres accelerating in fluids [J]. Experimental Thermal & Fluid Science, 2007, 31(7): 813–823.
- [23] Drew D A, Lahey R T. In particulate two-phase flow [M]. Boston: Butterworth-Heinemann Publisher, 1993: 509–566.
- [24] Yamazaki H, Tojo K, Miyanami K. Concentration profiles of solids suspended in a stirred tank [J]. Powder Technology, 1986, 48(3): 205–216.

- [25] Kasat G R, Khopkar A R, Ranade V V, et al. CFD simulation of liquid-phase mixing in solid-liquid stirred reactor [J]. Chemical Engineering Science, 2008, 63(15): 3877-3885.
- [26] Qi N N, Zhang H, Zhang K, et al. CFD simulation of particle suspension in a stirred tank [J]. Particuology, 2013, 11(3): 317-326.
- [27] Kraume M. Mixing times in stirred suspensions [J]. Chemical Engineering & Technology, 1992, 15(5): 313-318.
- [28] Fang J, Ling X, Sang Z F. Solid suspension in stirred tank equipped with multi-side-entering agitators [J]. Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics, 2013, 7(2): 282-294.
- [29] Wang S Y, Jiang X X, Wang R C, et al. Numerical simulation of flow behavior of particles in a liquid-solid stirred vessel with baffles [J]. Advanced Powder Technology, 2017, 28(6): 1611-1624.
- [30] Bohnet M, Niesmak G. Distribution of solids in stirred suspension [J]. German Chemical Engineering, 1980, 3(1): 57-65.
- [31] 孙蛟, 崔绍华, 孙泽沾, 等. 不同挡板絮凝反应器流场的实验研究 [J]. 化工进展, 2012, 31(8): 1700-1706.
- Sun J, Cui S H, Sun Z Z, et al. Study on the flow fields in different baffled flocculation reactors [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2012, 31(8): 1700-1706.
- [32] Brucato A, Cipollina A, Micale G, et al. Particle suspension in top-covered unbaffled tanks [J]. Chemical Engineering Science, 2010, 65(10): 3001-3008.