

引用格式:付超,刘新卫,李庚鸿,等.固液搅拌槽内桨叶启动过程中的两相流动特性[J].北京化工大学学报(自然科学版),2019,46(4):24-30.

FU Chao, LIU XinWei, LI GengHong, et al. Characteristics of solid-liquid two phase flow during the start-up process of solids suspension in a stirred tank[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2019,46(4):24-30.

固液搅拌槽内桨叶启动过程中的两相流动特性

付超¹ 刘新卫^{2*} 李庚鸿¹ 李志鹏¹ 高正明¹

(北京化工大学 1. 化学工程学院;2. 机电工程学院, 北京 100029)

摘要:将折射率匹配技术与粒子图像测速技术结合,测量了固液搅拌槽内桨叶启动过程中的两相流动特性。实验所用搅拌槽为平底方槽,搅拌桨为45°四斜叶桨,桨叶搅拌雷诺数389~2332,固体颗粒的最大体积分数15%。实验考察了桨叶操作方式、搅拌转速和固含率对搅拌槽内瞬态颗粒分布和颗粒床层处瞬时流场的影响规律,结果表明:相同转速下桨叶为上提操作时流体对颗粒床层的侵蚀作用强于下压操作,颗粒开始悬浮的时间早,但悬浮高度较低;随着搅拌转速的增加,流体对颗粒床层的侵蚀作用增强,体系达到稳态后搅拌槽内颗粒云的均一度和高度也出现上升趋势;固含率从5%增加至15%时,搅拌槽内悬浮起的颗粒数量增加;流体侵蚀颗粒床层的临界速度范围在0.1~0.25 m/s。

关键词:固液悬浮;粒子图像测速;折射率匹配;桨叶启动过程

中图分类号: TQ027 **DOI:** 10.13543/j.bhxbzr.2019.04.004

引言

固液搅拌是结晶、冶金及催化等过程中不可缺少的单元操作,广泛应用于石油化工、矿物浮选和生物制药等行业。针对搅拌槽内固液两相流动特性的研究不仅可以对以上单元操作有更加深入的了解,而且也为相关模拟的验证提供了大量的实验数据。就固液搅拌槽内的光学测量而言,大多数的文献集中在固含率较低的湍流区,而目前过渡流条件下高固含率的固液两相操作受到了越来越广泛的关注,例如通常在搅拌槽内进行的结晶过程,其固含率往往超过20%。因此研究高固含率条件下固液搅拌槽内流体的流动特性和颗粒的分布对反应器的放大设计以及相关模拟的验证有着重大意义^[1]。

Zwietering^[2]在1958年首次引入了颗粒临界悬浮的概念,即固体颗粒在搅拌槽底部的停留时间不超过1~2 s。此后众多学者以这一准则为依据,探

究了不同操作条件下固液搅拌槽内颗粒悬浮的临界转速^[3-5]。Lassaigne等^[6]对层流和过渡流条件下的临界悬浮转速计算模型作出了修正。随着光学测量手段的不断发展,近年来涌现出的激光多普勒测速技术(laser Doppler velocimetry, LDV)和粒子图像测速技术(particle image velocimetry, PIV)得到了广泛的应用。这些日趋先进的测量手段具有精度高、可视化、对流场不干扰等优点,可以为研究者提供体系内更加详细的流场信息。Virdung等^[7]和Michelietti等^[8]使用LDV技术探究了不同条件下固体颗粒的加入对连续相流场特性的影响。但由于LDV技术是单点测量,如果使用该技术测量全槽范围内的速度分布则需要有上百个被测点,并且这些被测点不能同时测量,这使得LDV技术只适用于流动已经充分发展的稳态体系。

Montante等^[9]采用PIV技术探究了固液搅拌槽内不同操作条件下的流场信息以及固体颗粒的加入对平均速度和湍流动能等流场特性的影响,然而固体颗粒的透光性以及激光在固体颗粒与连续相液体间的折射作用导致体系内的固含率通常小于1%。随着折射率匹配技术的发展,这一问题在一定程度上得到了解决。Wright等^[10]、Dijksman等^[11]和

收稿日期:2019-04-24

第一作者:男,1993年生,硕士生

*通信联系人

E-mail: liuxw@mail.buct.edu.cn

Wiederseiner 等^[12]介绍了固液体系光学测量手段中折射率的匹配规则以及分散相颗粒和连续相液体的选取准则。Li 等^[13-14]在研究湍流和过渡流搅拌槽内固液两相的混合特性时,分别选择了石英玻璃-硅油体系和石英玻璃-蔗糖水溶液体系,并将固含率提高至 8%。

目前搅拌槽内固液两相混合性能的研究多集中于流动充分发展的稳态体系,对于桨叶启动的瞬态过程研究主要通过数值模拟手段实现^[15],而采用 PIV 技术对桨叶启动过程中两相流动特性的探究尚未见文献报导。本文将苯基硅油和甲基硅油混合,与直径 2 mm 的硼硅酸盐玻璃珠进行折射率匹配,首次使用 PIV 测量手段探究了不同操作条件下固液搅拌槽内桨叶启动过程中的颗粒分布和瞬时流场分布,为认识固液搅拌槽内桨叶启动过程中的两相流动特性和相关数值模拟的验证提供了实验数据。

1 实验装置

1.1 流体系统

本文实验在平底方形槽中进行,槽子底部边长 $T = 120\text{ mm}$,高 $h = 175\text{ mm}$ 。为了避免高速运转条件下搅拌槽内的吸气现象,以及在槽内液体表面提供一个无滑移的边界条件与数值模拟过程中的边界条件保持一致,实验过程中在槽内液面处放置了一块黑色有机玻璃盖板,此有机玻璃盖板放置在距离液面 120 mm 处以保证液位高度 $H = T$ 。所用搅拌桨为标准的 45°四斜叶 pitched blade turbine (PBT) 桨,桨叶直径 $D = 80\text{ mm}$ 。图 1 为搅拌槽的几何尺寸,坐标原点位于搅拌槽底部的中心位置, x 、 y 、 z 分别代表径向、切向和轴向 3 个方向。

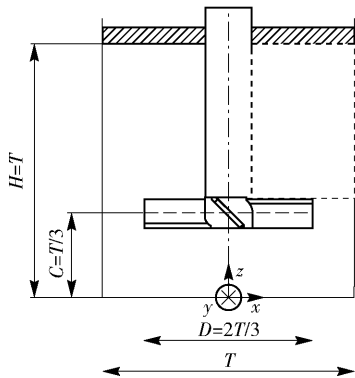


图 1 搅拌槽几何尺寸和笛卡尔坐标系

Fig. 1 The mixing tank geometry and Cartesian coordinate system

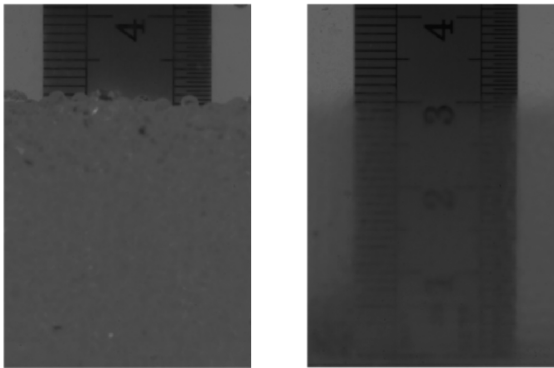
实验选用粒径 2 mm 的硼硅酸盐玻璃珠作为分散相,其粒径偏差控制在 $\pm 0.02\text{ mm}$ 。为了在分散相体积分数为 15% 时获得良好的实验效果以及避免实验过程中激光对实验人员和实验设备的损伤,分散相和连续相需要有十分接近的折射率。实验采用折射率 n 为 1.334 0 的甲基硅油与折射率 n 为 1.474 2 的苯基硅油按 1:15 的体积比混合均匀,再与硼硅酸盐玻璃珠进行折射率匹配。混合硅油的动力黏度和密度分别采用 HAAKE MARS 40 型流变仪(德国 Thermo Fisher 公司)和密度计(上海医用仪表厂)测定。实验所用混合硅油和硼硅酸盐玻璃珠的物理性质如表 1 所示,实验温度下混合硅油的折射率为 1.473 3,硼硅酸盐玻璃珠的折射率为 1.472,连续相和分散相的折射率匹配程度可达 99.9%。

表 1 实验温度下连续相和分散相物理性质

Table 1 Properties of the continuous and dispersed phases at 24 °C

物系名称	密度/($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	动力黏度/($\text{Pa}\cdot\text{s}$)	折射率
混合硅油	1 013	0.027 8	1.473 3
硼硅酸盐玻璃珠	2 230		1.472

为了探究实验所用搅拌装置下折射率的匹配效果,将硼硅酸盐玻璃珠放在两个边长为 60 mm 的方形槽中(实验中激光平面到搅拌槽壁面的距离为 60 mm),两个槽中分别加入去离子水和实验所用混合硅油,并在槽的后壁处放置两把直尺。如图 2(a)所示,加入去离子水的槽在颗粒层处无法看到直尺,而图 2(b)中加入本文实验所用混合硅油的槽中直尺刻度依旧可见且未发生形变。图 2 的对比结果表明在高固含率操作条件下折射率匹配技术不仅能够



(a) 去离子水($n=1.332$) (b) 混合硅油($n=1.473$)

图 2 固体颗粒在不同溶液中的图像

Fig. 2 Images of solid particles in different liquid

避免激光在槽内发生折射,还能给实验者提供槽内更加详细的信息。

实验操作条件如表 2 所示,其中 Φ 为固含率, C 为桨叶离底距离, N 为桨叶设定转速, a 为桨叶加速度。

表 2 实验操作条件
Table 2 Operating conditions

$\Phi/\%$	操作方式	C	$N/(\text{r}\cdot\text{min}^{-1})$	$a/(\text{r}\cdot\text{min}^{-1}\cdot\text{s}^{-1})$
5	上提操作	$T/3$	100 ~ 600	25
5	下压操作	$T/3$	100 ~ 600	25
10	上提操作	$T/3$	100 ~ 600	25
10	下压操作	$T/3$	100 ~ 600	25
15	上提操作	$T/3$	100 ~ 600	25
15	下压操作	$T/3$	100 ~ 600	25

1.2 PIV 系统和伺服电机系统

实验所用的 2D-PIV 系统为 Dantec Dynamics PIV 系统(丹麦 Dantec 公司),包括激光发射器(DualPower, 532 nm, 100 mJ, 100 Hz), CMOS 相机(SpeedSense 4 MP, 2 320 pixel \times 1 720 pixel),同步器和 dynamic studio 软件。实验所用示踪粒子为直径 8 ~ 12 μm 的空心玻璃珠,密度 1 500 kg/m^3 。实验所用电机系统为交流伺服电机驱动系统,其额定功率和额定转速分别为 2.23 kW 和 1 500 r/min 。此套电机带有闭环控制功能的交流变频调速机用来保证转速的精确度和加速过程中加速度的可控性。

2 结果与讨论

2.1 初始状态和启动过程分析

图 3 展示了 $\Phi = 10\%$ 、桨叶为上提操作以及 $N = 400 \text{ r}/\text{min}$ 时桨叶启动过程中的 4 张瞬时图像。从图中可以看出, $t = 0 \text{ s}$ 时为初始时刻颗粒的堆积状态,固体颗粒经过自由沉降并铺平后在搅拌槽底部形成松散的颗粒床层,床层厚度约为 $0.19T$,床层处颗粒体积分数约为 53%。Dullien^[16] 提到对于颗粒自由沉降所形成的颗粒床层,其堆积率约为 56%,与本实验中估算的数值接近。 $t = 6 \text{ s}$ 时,在流体的侵蚀下颗粒于床层表面堆积成较小的凸起; $t = 9 \text{ s}$ 时,固体颗粒在桨叶下方堆积成锥形; $t = 16 \text{ s}$ 时,桨叶转速已经达到设定转速,此转速下颗粒堆积到了桨叶下沿,体系内有部分颗粒处于悬浮状态。由图 3 中不同时刻搅拌槽内的瞬时图像,可以对桨叶启动过程中搅拌槽内的颗粒分布状态有直观的认识。

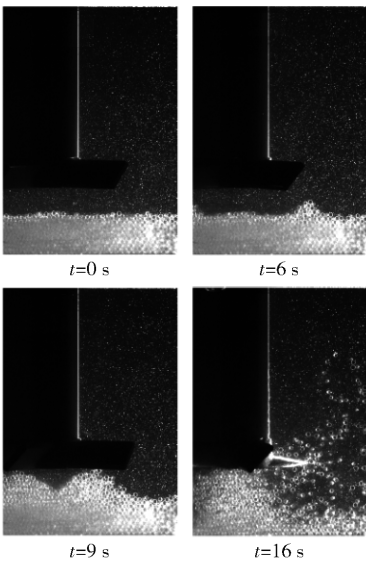


图 3 颗粒悬浮过程中的瞬时图像

Fig. 3 Instantaneous images of the suspension process

2.2 不同操作条件下搅拌槽内的颗粒分布

2.2.1 不同桨叶操作方式

图 4 展示了 $N = 600 \text{ r}/\text{min}$, $\Phi = 10\%$ 时,桨叶分

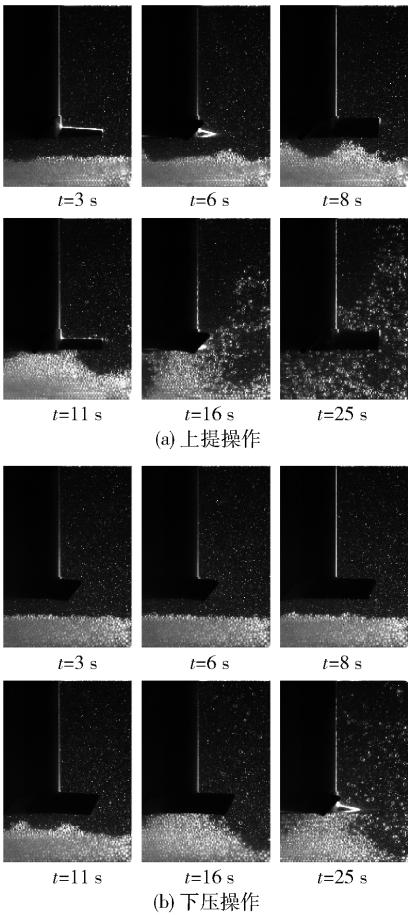


图 4 不同桨叶操作方式下颗粒分布状况

Fig. 4 Particle distributions with different impeller modes

别采用上提操作与下压操作的颗粒分布状态。从图 4(a) 和图 4(b) 的对比可以得出, 相同转速下桨叶为上提操作时颗粒开始运动的时间更早。在 $t = 25\text{ s}$ 时两种桨叶的操作方式均已达到设定转速, 桨叶为上提操作时颗粒床层的堆积状态已经被打破, 而桨叶为下压操作时在桨叶下方仍有大量颗粒堆积。图 4 的对比结果表明相同转速下桨叶上提操作时流体对颗粒床层的侵蚀作用更强, 在 Myers 等^[5]的研究中也提到了对于 D/T 较大的 PBT 桨, 上提操作是较优的选择。

2.2.2 不同转速

图 5 展示了 $\Phi = 10\%$ 、桨叶为上提操作时不同搅拌转速下桨叶启动过程中搅拌槽内的颗粒分布状况。整体观察可以得出, 不同转速下固体颗粒都会先在颗粒床层处形成一个较小的凸起, 随着流体的进一步侵蚀, 凸起逐渐增大, 颗粒开始向桨叶下方堆积。通过比较 3 种不同的转速可以看出, 随着搅拌转速的增加, 流体对颗粒床层的侵蚀效果增强, 体系达到稳态后颗粒在槽内分布的均一度及颗粒云的高度均有所上升。

2.2.3 不同固含率

图 6 展示了 $N = 300\text{ r/min}$ 、桨叶为上提操作时不同固含率下桨叶启动过程中搅拌槽内的颗粒分布状态。 $t = 4\text{ s}$ 时, 3 种固含率下的颗粒床层均无明显改变; $t = 8\text{ s}$ 时, $\Phi = 5\%$ 的操作条件下颗粒床层堆积成不明显的锥形, $\Phi = 10\%$ 的操作条件下床层处颗粒在桨叶下方呈锥形堆积, $\Phi = 15\%$ 的操作条件下桨叶末端处的颗粒床层被流体侵蚀并且槽内有少量的颗粒开始悬浮; $t = 12\text{ s}$ 时, 桨叶转速已经达到设定转速, 随着流体对颗粒床层的进一步侵蚀, 3 种不同固含率下颗粒床层的锥形顶部均消失, 颗粒堆积到了桨叶下沿并且有少量颗粒开始悬浮; $t = 16\text{ s}$ 之后体系到达稳定状态。可以看出当固含率从 5% 增加至 15% 时, 搅拌槽内出现悬浮的颗粒数量出现上升。

2.3 不同操作条件下颗粒床层处的瞬时流场分布

图 7 展示了 $\Phi = 10\%$ 、 $N = 100\text{ r/min}$ 、 200 r/min 和 300 r/min 以及桨叶操作方式分别为上提操作和下压操作时, 体系达到稳态后颗粒床层处的瞬时流场分布。整体观察可以得出, 桨叶上提操作时流体

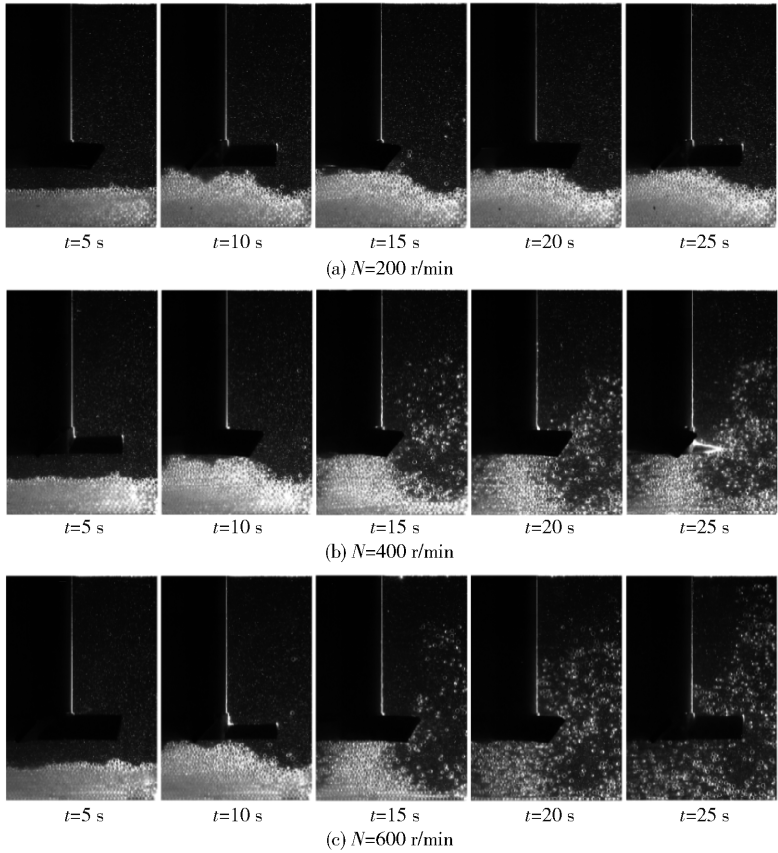


图 5 不同转速下颗粒分布状况

Fig. 5 Particle distributions with different impeller speeds

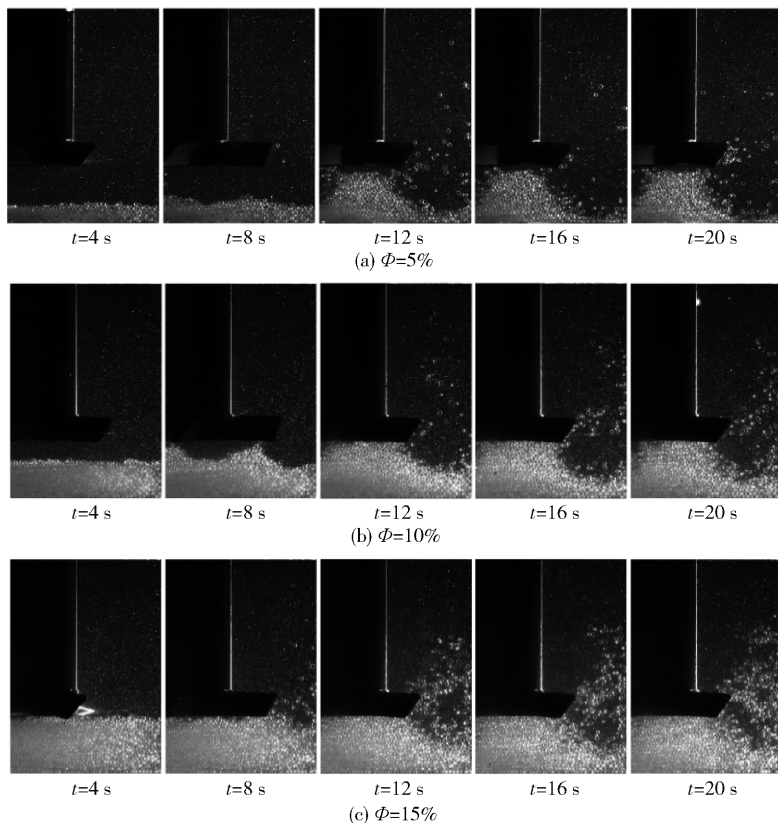


图6 不同固含率下颗粒的分布状况

Fig. 6 Particle distributions for different solid volume fractions

在颗粒床层附近形成顺时针涡流;桨叶下压操作时流体的主涡流沿逆时针方向运动,但流体对床层的侵蚀主要依靠颗粒床层表面顺时针运动的次级涡流,因此相同转速下桨叶下压操作时流体对颗粒床层的侵蚀作用弱于上提操作。Li 等^[14]在对 PBT 浆的研究中也发现类似的现象,即桨叶下压操作时,在桨叶下方存在一个流速较低且顺时针运动的次级涡流。

图 7(a)、(c)、(d)、(f)中颗粒床层在流体的侵蚀下呈不同的堆积状态,通过提取床层边界处的流体速度可以得出这 4 种颗粒堆积状态下流体的速度范围在 0.1~0.25 m/s。当床层边界处流体速度低于 0.1 m/s 时,如图 7(b)所示,流体无法有效地侵蚀颗粒床层。当床层边界处流体速度高于 0.25 m/s 时(图 7(e)),颗粒床层无法保持堆积的状态,体系中部分颗粒开始悬浮。通过对不同操作条件下颗粒床层处流场的分析得出,流体侵蚀颗粒床层的临界速度范围在 0.1~0.25 m/s。

2.4 不同操作条件下颗粒悬浮高度随时间的变化

图 8 展示了桨叶启动过程中不同操作条件下搅拌槽内颗粒悬浮高度随时间的变化。

由于颗粒床层和旋转桨叶的阻碍作用导致桨叶下方颗粒无法准确识别,因此颗粒识别过程中只考虑桨叶上方的区域(图 1 中虚线方框)。单张图像中颗粒的无因次化高度 \bar{Z} 采用式(1)计算,其中 Z 为所识别出颗粒的轴向高度, m 为图像中识别区域内的颗粒个数, H 为搅拌槽液位高度。

$$\bar{Z} = \frac{\sum_{i=1}^m Z_i}{mH} \quad (1)$$

图 8(a)中当桨叶设定转速 $N = 400 \text{ r/min}$ 时,可以看出在体系达到稳态后,桨叶为上提操作和下压操作时颗粒的无因次化悬浮高度分别在 0.5 和 0.7 附近波动。Gong 等^[17]的研究结果表明 PBT 浆在下压操作时具有更强的轴向流效应,这使得桨叶下压操作时搅拌槽内流体的循环量较大,从而可以抑制槽内边远区域颗粒的沉降。此外,对比两种不同的桨叶操作方式还可以看出,当桨叶为上提操作时颗粒开始悬浮的时间更早,从图 4 中也可得出类似的结论。对比 $\Phi = 10\%$ 和 $\Phi = 15\%$ 两种不同的固含率可以看出,不同固含率下颗粒悬浮高度的变化不明

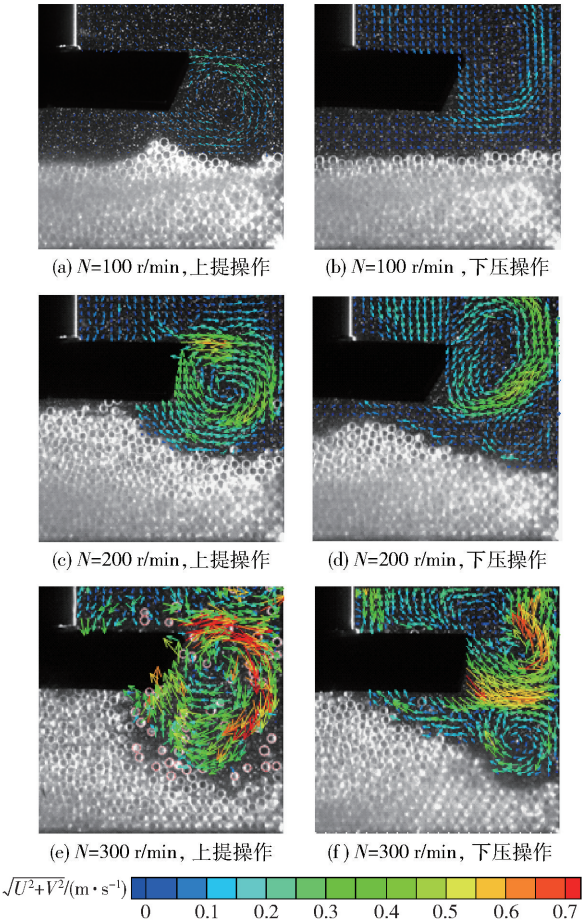


图 7 不同操作条件下颗粒床层处的瞬时流场

Fig. 7 Instantaneous flow fields under different operating conditions

显,从不同固含率下搅拌槽内颗粒的分布(图 6)也可以得出相同的结论。当桨叶设定转速 $N=600\text{ r/min}$ 时,体系达到稳态后各操作条件下颗粒在桨叶上方的分布较均一,从图 8(b)中可以看出搅拌槽内颗粒的悬浮高度趋于一致且均处于最高位置,Derksen^[18]在对固液搅拌槽内桨叶启动过程的数值模拟中也得出了类似的结论。

3 结论

本文采用 PIV 测试技术并结合折射率匹配技术探究了不同操作条件下桨叶启动过程中固液搅拌槽内的颗粒分布和瞬时流场分布。当桨叶为上提操作时流体在颗粒床层处形成顺时针运动的涡流并带动固体颗粒向桨叶处聚集,桨叶为下压操作时流体主涡流沿逆时针方向运动,但流体对颗粒床层的侵蚀主要依靠床层处顺时针运动的次级涡流,这也解释了相同转速下桨叶下压操作时流体对颗粒床层的侵

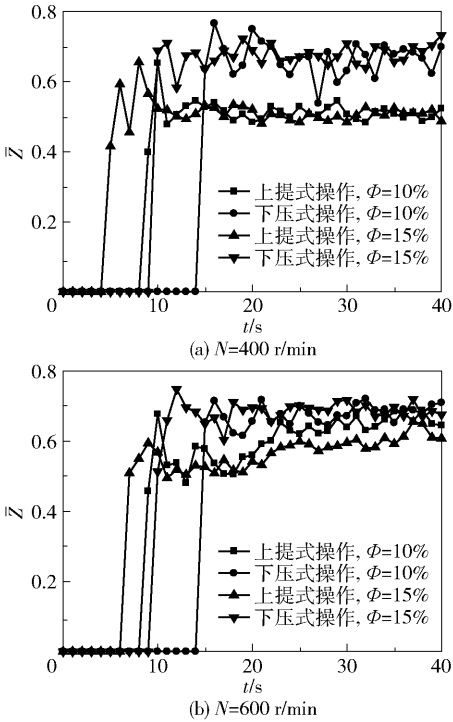


图 8 不同操作条件下颗粒平均轴向高度随时间的变化

Fig. 8 Time series of the average vertical particle positions as a function of time under different operating conditions

蚀作用要弱于上提操作。随着桨叶转速的增加,流体对颗粒床层的侵蚀作用增强,体系在达到稳态后颗粒云的均一度和高度均有所上升。通过对比不同固含率下的颗粒分布可以得出搅拌槽内悬浮起的颗粒数量随固含率的增加而上升。不同操作条件下颗粒床层处的瞬时流场分布对比结果表明流体侵蚀颗粒床层的临界速度范围在 $0.1\sim0.25\text{ m/s}$ 。通过搅拌槽内悬浮颗粒轴向高度随时间的变化可以得出桨叶为上提操作时颗粒开始悬浮的时间更早,而桨叶为下压操作时颗粒悬浮的高度更高。

参考文献:

[1] JAFARI R. Solid suspension and gas dispersion in mechanically agitated vessels[D]. Montreal: University of Montreal, 2010.

[2] ZWIETERING T N. Suspending of solid particles in liquid by agitators[J]. Chem Eng Sci, 1958, 8: 244-253.

[3] AYRANCI I, KRESTA S M. Critical analysis of Zwietering correlation for solids suspension in stirred tanks[J]. Chem Eng Res Des, 2014, 92: 413-422.

[4] SHARMA R N, SHAIKH A A. Solids suspension in stirred tanks with pitched blade turbines[J]. Chem Eng Sci, 2003, 58: 2123-2140.

[5] MYERS K J, BAKKER A. Solids suspension with up-

- pumping pitched-blade and high-efficiency impellers[J]. Can J Chem Eng, 1998, 76: 433–440.
- [6] LASSAIGNE M, BLAIS B, FRADETTE L, et al. Experimental investigation of the mixing of viscous liquids and non-dilute concentrations of particles in a stirred tank[J]. Chem Eng Res Des, 2016, 108: 55–68.
- [7] VIRDUNG T, RASMUSON A. Measurements of continuous phase velocities in solid-liquid flow at elevated concentrations in a stirred vessel using LDV[J]. Chem Eng Res Des, 2007, 85: 193–200.
- [8] MICHELETTI M, YIANNESKIS M. Study of fluid velocity characteristics in stirred solid-liquid suspensions with a refractive index matching technique[J]. Proc Instn Mech Engrs Part E: J Process Mechanical Engineering, 2004, 218: 191–204.
- [9] MONTANTE G, PAGLIANTI A, MAGELLI F. Analysis of dilute solid-liquid suspensions in turbulent stirred tanks[J]. Chem Eng Res Des, 2012, 90: 1448–1456.
- [10] WRIGHT S F, ZADRAZIL I, MARKIDES C N. A review of solid-fluid selection options for opticalbased measurements in single-phase liquid, two-phase liquid-liquid and multiphase solid-liquid flows[J]. Exp Fluids, 2017, 58: 108–147.
- [11] DIJKSMAN J A, RIETZ F, LÖRINCZ K A, et al. Refractive index matched scanning of dense granular materials[J]. Rev Sci Instrum, 2012, 83: 011301.
- [12] WIEDERSEINER S, ANDREINI N, EPELY-CHAUVIN G, et al. Refractive-index and density matching in concentrated particle suspensions: a review[J]. Exp Fluids, 2011, 50: 1183–1206.
- [13] LI G H, GAO Z M, LI Z P, et al. Particle-resolved PIV experiments of solid-liquid mixing in a turbulent stirred tank[J]. AIChE Journal, 2018, 64: 389–402.
- [14] LI G H, LI Z P, GAO Z M, et al. Particle image velocimetry experiments and direct numerical simulations of solids suspension in transitional stirred tank flow[J]. Chem Eng Sci, 2018, 191: 288–299.
- [15] DERKSEN J J. Eulerian-Lagrangian simulations of settling and agitated dense solid-liquid suspensions-achieving grid convergence[J]. AIChE Journal, 2018, 64: 1147–1158.
- [16] DULLIEN F A L. Porous media: fluid transport and pore structure[M]. New York: Academic Press Inc., 1992.
- [17] GONG H, HUANG F L, LI Z P. Mechanisms for draw-down of floating particles in a laminar stirred tank flow[J]. Chem Eng J, 2018, 346: 340–350.
- [18] DERKSEN J J. Simulations of dense agitated solid-liquid suspensions-effects of the distribution of particle sizes[J]. Chem Eng Sci, 2018, 189: 56–64.

Characteristics of solid–liquid two phase flow during the start-up process of solids suspension in a stirred tank

FU Chao¹ LIU XinWei^{2*} LI GengHong¹ LI ZhiPeng¹ GAO ZhengMing¹

(1. College of Chemical Engineering; 2. College of Mechanical and Electrical Engineering,
Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: Particle image velocimetry measurements combined with careful refractive index matching have been used to measure the instantaneous flow characteristics of a solid–liquid system in the start-up period of the suspension process. The experiments were carried out in a flat bottom square tank agitated by a 45° pitched blade turbine. The impeller-based Reynolds number was fixed in the range 389–2 332, and the maximum volume fraction of solids was 15%. The effects of varying the operating mode, impeller speed and solid volume fraction on the instantaneous particle distribution and flow field around the granular bed were investigated. The results showed that when the impeller speed is constant, the erosion by fluid on the granular bed in the upward mode is stronger than that in the downward mode, but the maximum height of the suspended particles in the former mode is lower than that in the latter mode. With increasing of impeller speed, the erosion effect of the fluid acting on the granular bed is enhanced. The homogeneity and the height of the particle cloud also increase when the system is fully developed. The number of suspended particles increases when volume fraction of solids is raised from 5% to 15%. The critical velocity required for the fluid to erode the granular bed is around 0.1–0.25 m/s.

Key words: solid–liquid suspension; particle image velocimetry; refractive index matching; start-up period of suspension process

(责任编辑:吴万玲)