

数值模拟

引文格式:张博群,李政权,赖莉莹,等.立式搅拌釜中固-液混合特性模拟研究[J].中国有色冶金,2024,53(5):111-122.

ZHANG Boqun, LI Zhengquan, LAI Liying, et al. Simulation of solid-liquid mixing characteristics in vertical stirred tank [J]. China Nonferrous Metallurgy, 2024, 53(5): 111-122.

立式搅拌釜中固-液混合特性模拟研究

张博群, 李政权, 赖莉莹, 王贻得, 武煜坤

(江西理工大学 江西省颗粒系统仿真与模拟重点实验室, 江西 赣州 341000)

[摘要] 研究固-液混合特性对生产效率、能耗等指标的优化具有重要意义,实际生产中立式搅拌釜应用较多,本文采用CFD方法和DEM方法从颗粒密度、粒径、搅拌速度和初始液面高度等4个方面对立式搅拌釜的颗粒混合特性进行了数值模拟研究,并且从速度场、湍动能分布和颗粒混合度3个维度来评判颗粒的混合特性。结果表明,在这些影响因素中,颗粒密度和搅拌速度对混合特性的影响最大,特别是当颗粒密度为 1200 kg/m^3 时,相对标准差值达到0.5左右,说明混合程度较好;搅拌速度越大,混合性能越好;颗粒粒径对混合性能的影响较小,但粒径越小,越容易悬浮,粒径增大,混合程度降低;初始液面高度的改变导致固含率的改变,但是对固液混合性能基本不产生影响。

[关键词] 立式搅拌釜; 固-液两相流; CFD-DEM; 混合特性; 颗粒密度; 搅拌速度; 粒径; 初始液面高度

[中图分类号] TF801 **[文献标志码]** A **[文章编号]** 1672-6103(2024)05-0111-12

DOI:10.19612/j.cnki.cn11-5066/tf.2024.05.015

0 引言

混合是过程工业中最为重要的过程之一^[1],其发生在各种与化工、制药、冶金、结晶、食品等相关的产业之中^[2]。混合的过程多种多样,既有单相流过程,即液-液反应或者固-固过程等,也有多相流反应过程,即固-液-气相互混合的过程,其中固-液混合是最为广泛的混合过程。搅拌釜作为最重要的反应器之一,其在三大合成反应中占据90%的数量^[3]。搅拌釜中的物料混合是通过桨叶的旋转使

机械能转换为流体的动能,让流体形成适宜的流场,带动多相之间的混合,研究固-液混合特性对生产效率、能耗等指标的优化具有重要指导意义^[4]。

目前,对固-液混合的研究主要采用实验法,例如正电子发射粒子跟踪(PEPT)^[5]、放射性粒子跟踪(RPT)^[6]、粒子图像测速(PIV)^[7]和散斑能见度光谱(SVS)^[8]等,但这些方法要求精密的仪器,成本非常高昂,并且只能应用于有限的场景,还难以得到多相流详细的机理^[9]。Zhang等^[10]通过实验法对搅拌釜的混合特性进行了研究,利用图像处理技术研究了其混合状态及机理,但是未能对流体流动进行微观分析。随着计算流体力学的快速发展,计算机仿真模拟逐渐成为多相混合研究的主要方法之一。Gu等^[11]主要运用了CFD方法对搅拌混合性能进行了研究,但对颗粒相内部作用机理以及颗粒相与壁面间的相互作用力未能很好的描述。赖莉莹^[12]和孙永昌等^[13]主要采用DEM方法分析了颗粒相的混合过程,未涉及多相之间的相互作用,也具有一定

[收稿日期] 2024-02-11 [修订日期] 2024-03-18

[录用日期] 2024-03-19 [出版日期] 2024-10-01

[第一作者] 张博群(2000—),甘肃天水人,硕士研究生,研究方向为多相流仿真模拟。

[通信作者] 李政权(1982—),河南偃师人,博士,副教授,主要从事多相流仿真模拟的研究工作。

[基金项目] 国家自然科学基金资助项目(52276154);江西理工大学高层次人才科研启动项目(205200100606)。

的局限性。

针对前人研究的不足,本文利用 CFD 和 DEM 耦合的方法对搅拌釜中固-液混合特性进行研究。研究对象采用生产实际种最常用的四斜叶桨立式搅拌釜^[12-14];搅拌釜的混合特性是指搅拌过程中颗粒在流体中的混合状态,其评估方法多种多样,常见的有流场特性、搅拌功率、停留时间分布以及传热与温度分布特性等^[15-17]。本文将主要从速度场、湍动能分布和颗粒混合度三个方面来对颗粒的混合度进行研究,这样的评价指标不仅可以展现混合性能,还能直观展现流体流态。

1 数值模型

1.1 多相流方程

本文用有限体积法将整个流体区域离散为多个网格并在每个网格上分别进行计算。连续性方程即质量控制方程^[18],见式(1)。

$$\frac{\partial(\rho u_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho u_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho u_z)}{\partial z} = 0 \quad (1)$$

根据牛顿第二定律,在每个微元体中动量对时间的变化率等于外界对微元体作用的各种力之和,即为动量方程,也称之为 N-S 方程,见式(2)~(4)。

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho u_x}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u u_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho u u_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho u u_z)}{\partial z} = \\ \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} + S_x \end{aligned} \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho u_y}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u u_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho u u_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho u u_z)}{\partial z} = \\ \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial y} + S_y \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho u_z}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u u_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho u u_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho u u_z)}{\partial z} = \\ \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) - \frac{\partial p}{\partial z} + S_z \end{aligned} \quad (4)$$

式中: u 为流体速度, m/s; S_x 、 S_y 、 S_z 为广义上的源项^[19]; p 为压力, Pa; μ 为流体的动力黏度, Pa·s。

1.2 湍流方程

搅拌釜中流态状况较为复杂,搅拌雷诺数^[20]能很好反应搅拌时流体的流态变化,见式(5)。

$$R_e = \frac{\rho N D^2}{\mu} \quad (5)$$

一般将雷诺数 $R_e < 10$ 的流动称为层流, $R_e > 10^4$ 称为完全湍流^[21], 径向搅拌釜中流体一般都能达到湍流状态。本文使用了标准 $k-\varepsilon$ 模型和 Reynolds 应力模型。标准 $k-\varepsilon$ 模型^[21] 见式(6)~(7), Reynolds 应力模型见式(8)。

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \\ G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \end{aligned} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \\ C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \end{aligned} \quad (7)$$

式中: G_k 为平均速度梯度产生的湍流动能, m^2/s^2 ; G_b 则是由浮力产生的湍流动能, m^2/s^2 ; Y_M 是可压缩湍流中的脉动扩张的贡献, m^2/s^2 ; $C_{1\varepsilon}$ 、 $C_{2\varepsilon}$ 、 $C_{3\varepsilon}$ 、 σ_k 、 σ_ε 均为常数, 其值分别为 1.44、1.92、0.09、1.0、1.3^[19]。

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho \mu'_i \mu'_j) + C_{ij} = D_{T,ij} + D_{L,ij} + P_{ij} + \\ G_{ij} + \Phi_{ij} + \varepsilon_{ij} + F_{ij} + S \end{aligned} \quad (8)$$

式(8)中, C_{ij} 、 $D_{L,ij}$ 、 P_{ij} 、 F_{ij} 分别为对流方程、分子扩散方程、压力产生方程、旋转产生的力, 不需要建立模型; 湍流扩散 $D_{T,ij}$ 、浮力 G_{ij} 、压力应变 Φ_{ij} 、湍流耗散率 ε_{ij} 则需要建立封闭方程求解^[22]。

1.3 CFD-DEM 耦合模型

文中使用的欧拉-拉格朗日模型考虑了颗粒间的相互作用力, 粒子间的相互作用力对颗粒的悬浮起着一定的作用^[23], 见式(9)~(10)。

$$m_i \frac{d v_i}{d t} = \sum_j F_{c,ij} + \sum_k F_{lr,ik} + F_{pf,i} + m_i g \quad (9)$$

$$I_i \frac{d \omega_i}{d t} = \sum (M_{t,ij} + M_{r,ij}) \quad (10)$$

其中, 接触力 $F_{c,ij}$ 包括法向接触力与切向接触力, 表达式见式(11)。

$$\begin{aligned} F_{c,ij} = F_{cn,ij} + F_{ct,ij} = -k_{n,ij} \delta_{n,ij} - \gamma_{n,ij} \dot{\delta}_{n,ij} - \\ k_{t,ij} \delta_{t,ij} - \gamma_{t,ij} \dot{\delta}_{t,ij} \end{aligned} \quad (11)$$

式中: $k_{n,ij}$ 和 $k_{t,ij}$ 分别是法向、切向刚度系数; $\gamma_{n,ij}$ 和 $\gamma_{t,ij}$ 分别是法向、切向阻尼系数; $\delta_{n,ij}$ 和 $\delta_{t,ij}$ 分别代表颗粒的法向和切向的重叠量; $\dot{\delta}_{n,ij}$ 和 $\dot{\delta}_{t,ij}$ 则是 $\delta_{n,ij}$ 和 $\delta_{t,ij}$ 对时间的导数。

2 研究对象

2.1 研究对象

本文的研究对象为四斜叶桨,容器为带挡板和不带挡板的立式搅拌容器。结构如图 1 所示,结构参数见表 1。

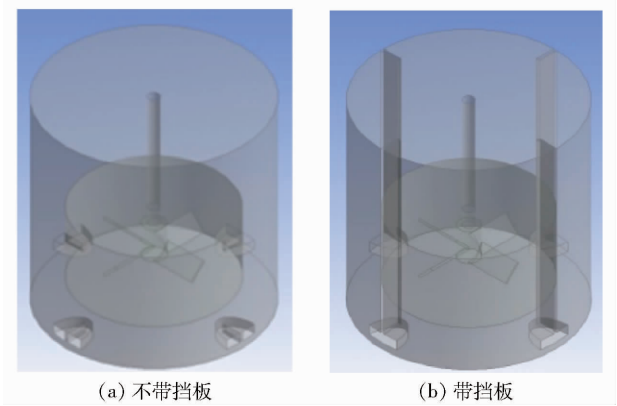


图 1 搅拌装置几何模型

Fig.1 Geometric model of mixing device

表 1 搅拌装置几何参数

符号	名称意义	数值/mm
T	搅拌釜直径	190
D	桨叶直径	95
D_s	轴直径	10
D_c	轮毂直径	20
H	搅拌釜高度	190
W	桨叶高度	19
C	桨叶离底间隙	48
t_i	挡板厚度	3
W_b	挡板宽度	19

2.2 研究方案

本文采用控制变量法和单因素分析法对文中所提到的影响因素进行分析,参数设置见表 2。

表 2 研究工况参数设置

Table 2 Study the setting of working condition parameters

变量名称	工况一	工况二	工况三
颗粒密度 $\rho_p/(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$	2 545	1 800	1 200
颗粒尺寸 d_p/mm	4	3	2
搅拌速度 $N/(\text{r}\cdot\text{min}^{-1})$	300	400	500
液面高度 H/mm	160	190	220

2.3 颗粒混合评价方式

本文运用 Liang Wu 等^[23]提出的采用多个样本空间内颗粒数目的相对标准偏差作为评价指标,相对标准偏差(RSD)的表达式见式(12)。 RSD 的值越小代表着混合效果越佳。

$$RSD = \frac{\sigma}{N_{av}}, \sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^M (N_i - N_{av})^2}{M - 1}}$$

(12)

式中: M 为取样的样本数; N_i 为第*i*个样本中所含的颗粒数; N_{av} 为每个样本中所含的平均颗粒数; σ 为每个样本中颗粒数目的标准偏差。

2.4 边界条件的设置

模型网格划分如图 2 所示。FLUENT 中釜顶部采用 Symmetry 方法;EDEM 软件将釜顶设置为实体 wall。其他设定参数见表 3。

3 模型验证

3.1 网格无关性验证

网格尺寸与数量是影响计算精度和准确性的关



图 2 搅拌釜网格划分

Fig.2 Mixing tank grid division

表 3 模拟参数设置明细

Table 3 Details of simulation parameter Settings

符号	名称	数值和单位
ρ_{wall}	壁面密度	1 180 kg/m ³
Y_{wall}	壁面杨氏模量	3e+9 Pa
v_{wall}	壁面泊松比	0.37
ρ_{impeller}	桨叶密度	7 930 kg/m ³
Y_{impeller}	桨叶杨氏模量	2.04e+11 Pa
v_{impeller}	桨叶泊松比	0.3
$e_{r,\text{impeller}}$	桨叶恢复系数	0.785
ρ_p	颗粒密度	2 545 kg/m ³
Y_p	颗粒的杨氏模量	1e+6 Pa
v_p	颗粒泊松比	0.25
$e_{r,ij}$	颗粒恢复系数	0.936
$\mu_{s,ij}$	颗粒静摩擦系数	0.624
$e_{r,\text{wall}}$	壁面恢复系数	0.894
$\mu_{r,ij}$	滚动摩擦系数	0.01
ε_p	颗粒含量(质量比)	5%
ρ_{water}	水的密度	1 000 kg/m ³
μ_{water}	水的动力黏度	0.001 Pa·s
Δt_{DEM}	DEM 时间步长	1e-5
Δt_{CFD}	CFD 时间步长	1e-4

键因素之一,因此在开始模拟之前有必要对模拟所用网格的无关性进行验证。开始模拟前使用数量分别为 11 W、16 W 和 31 W 的网格进行对比验证,转速为 250 r/min。从自由液面轮廓线和 $x = 0.0475\text{ m}$ 处的速度矢量两个方面进行对比,结果见图 3。

从图 3 可以看出,无论是自由液面轮廓线还是轴向速度,这三种网格数量都对其造不成太大影响,但是为了确保计算精度,并且防止计算成本过高,选取 16 W 数量的网格进行模拟。

3.2 模型验证

按照 1:1 的比例建立了一个与仿真模型一致的搅拌槽进行实验,并将实验结果与仿真结果进行分析比对,实验条件见表 4,实验与模拟结果对比如图 4 所示。

由图 4 可直观看出,模拟结果与实验结果拟合程度较好,为精确确定实验与模拟之间的差距,利用接触数评价法,即通过计算混合图像中的颗粒接触数来衡量颗粒混合度^[24],得到实验的平均接触颗粒数目与总颗粒数目之比 q 为 0.462 3,而模拟的 q 值为 0.503 0,二者之间的误差仅为 8.09%,说明建立的仿真模型能较好映照实验。

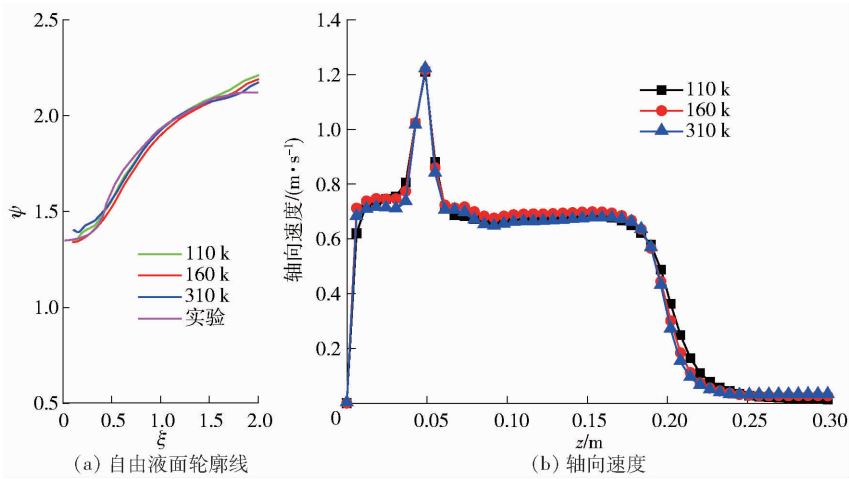


图 3 网格无关性验证
Fig.3 Grid independence verification

表 4 实验条件

Table 4 Experiment condition

参数	搅拌釜直径	桨叶直径	离底高度	初始液面高度	转速	粒径	颗粒数目
数值	190 mm	95 mm	48 mm	190 mm	200 mm	5 mm	绿色/透明 174/174(颗)

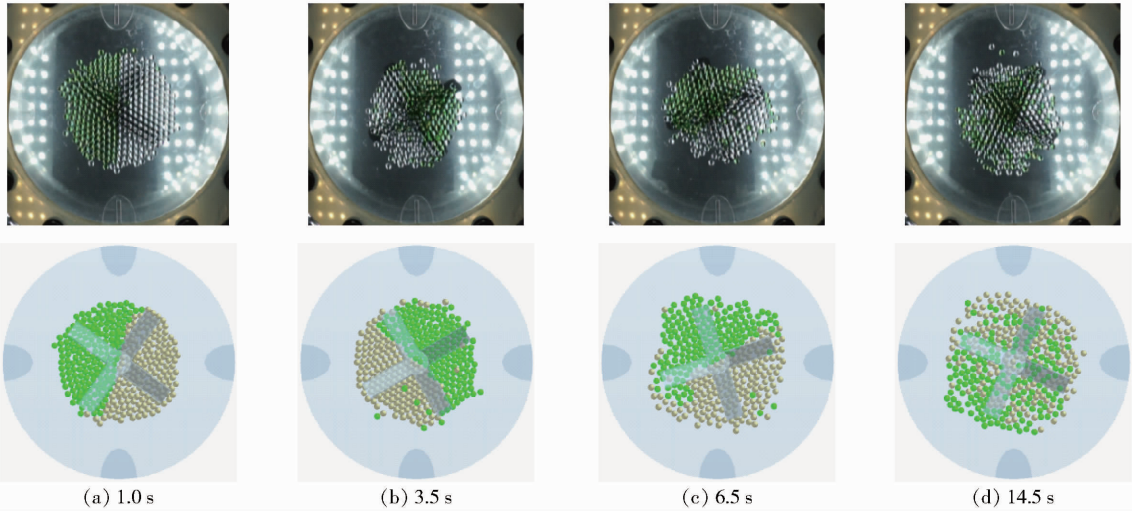


图 4 实验与模拟对照

Fig. 4 Comparison of experiment and simulation

4 结果与讨论

4.1 颗粒密度的影响

本文数据的获取位置借鉴了 P. Pianko-Oprych 等^[25]的研究,在三个轴向的平面上分别选取 r/R 值为 0.15、0.2、0.3、0.4、0.5、0.6、0.7、0.8、0.9、0.95 进行分析,在三个径向平面上分别选取了 h/H 值为 0.215、0.30、0.42、0.57、0.70、0.85 进行分析。液面

高度发生变化之后桨叶离底高度没有发生改变,而 h/H 为 0.215 和 0.30 正好是液面高度为 190 mm 时桨叶上、下底的高度,因此在液面高度为 160 mm 和 220 mm 时,前两个数据仍然以 190 mm 时对应的数据为准,其他数据则按照比例来取。

设定固定转速 400 r/min、颗粒尺寸 3 mm、液面高度 190 mm,考察颗粒密度对混合效果的影响,结果见图 5 ~ 7。

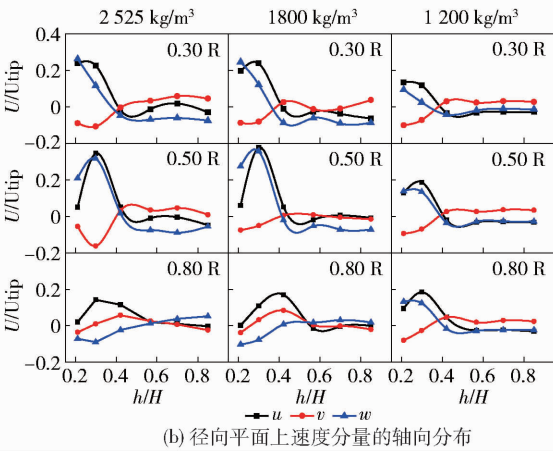
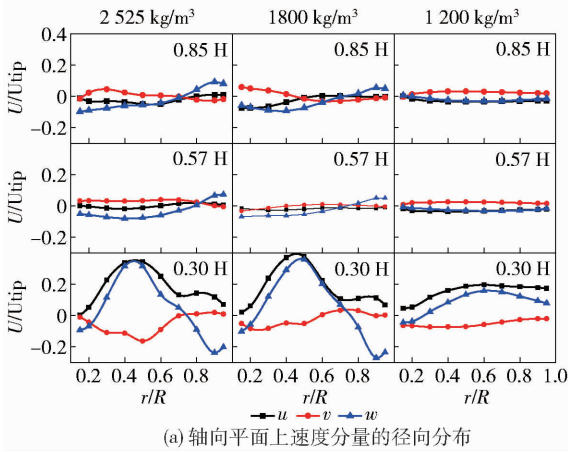


图 5 颗粒密度对速度的影响

Fig. 5 Effect of particle density on velocity

由图 5(a)可以看出,当密度 ρ 由 $1\,800\text{ kg/m}^3$ 变为 $1\,200\text{ kg/m}^3$ 时,速度改变较为明显,轴向速度和切向速度显著降低,最大值由 0.40 Utip (该处速度是桨叶定点速度的 0.40 倍)降低到 0.20 Utip 以

下。此外,在任意密度之下, $h = 0.30H$ 时三个速度分量均达到最大,特别是轴向速度和径向速度明显高于其他两个平面。由这样的速度变化趋势可以看出,颗粒先具有向上运动的趋势,在速度达到最大值

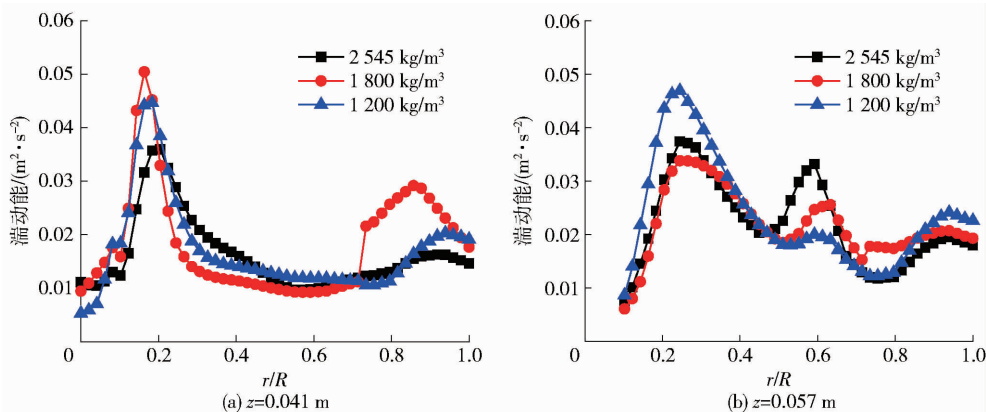


图6 不同颗粒密度及水平面下径向湍动能分布

Fig. 6 Radial turbulent kinetic energy distribution under different particle densities

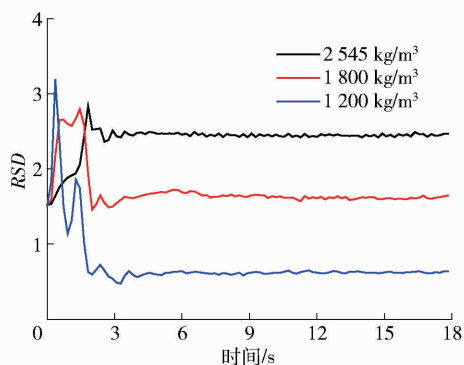


图7 颗粒密度对混合度的影响

Fig. 7 Effect of particle density on mixing degree

0.40 U_{tip} 后下降,然后方向发生改变,径向速度在方向改变后最大值接近 $-0.40 U_{tip}$,可以看出在 $h=0.30H$ 处时形成一个下回路流场。在 $h=0.57H$ 和 $h=0.85H$ 时速度变化曲线较平缓,但依旧可以看出法向速度由负值变化为正值,由此可知在该位置处形成上回路流场。

图5(b)中,所有速度都出现两次波动,且均为首次波动大,末次波动小。在 $r=0.50R$ 时速度波动最为剧烈,在 $\rho=1800 \text{ kg/m}^3$ 的工况下,0.30H 处达到速度最大值为 $0.39 U_{tip}$,该处达到速度峰值也和图5(a)相对应。 $\rho=1200 \text{ kg/m}^3$ 时的速度分布较其他两种密度变化明显, $\rho=2545 \text{ kg/m}^3$ 和 $\rho=1800 \text{ kg/m}^3$ 的情况下变化不大。可以看出当 $r=0.50R$ 时速度达到最大,轴向和切向速度较径向速度变化明显,并且在到达釜体上部后趋于平缓。

由图6(a)可以观察到,在 $z=0.041 \text{ m}$ 平面下湍动能分布曲线出现两个波峰,第一次在 $r/R=0.2$

处,第二次出现在 $r/R=0.9$ 附近。由波动发生的位置可以看出,第一次波动出现在搅拌桨叶所在区域内,所以湍流程度最为明显。第二次波动则发生在搅拌釜壁面处,因为壁面的阻挡,液体在该处流动方向发生改变,加剧了此刻的湍流程度。在图6(b)中,湍动能曲线出现三次波动,分别在 $0.30R$ 、 $0.60R$ 和 $0.90R$ 附近,第一次波动与 $z=0.041 \text{ m}$ 时的第一次波动情况类似。第二次波动虽然距离桨叶较远,但流体由于第一次的波动导致湍动能还在持续传播,并且由于液体排出方向是斜向上,因此第二次波动程度小于第一次波动。第三次波动与图6(a)所示的第二次波动机理一致。

图7展示了不同的颗粒密度对混合度的影响。所有曲线都具有一个先变大后变小,最后逐渐平缓的趋势,当曲线趋于平缓时,颗粒混合系统达到了一个相对稳定的状态。从图中可以看出,密度与 RSD 值达到最大值所用的时间呈正相关,但是不同密度下曲线达到平衡的时间基本相同。并且密度越小达到平衡时的 RSD 值也就越小,其混合效果也越好,特别当 $\rho=1200 \text{ kg/m}^3$ 时,其 RSD 值达到了0.5,说明混合效果较为优异。

4.2 粒径的影响

在对粒径的研究中,设置其他不变条件为转速 400 r/min 、颗粒密度 2545 kg/m^3 、液面高度 190 mm 。颗粒为二元混合颗粒,其中一种颗粒不变,为 3 mm ,另一种颗粒粒径改变。模拟结果见图8~10。

由图8可以看出,无论是轴向平面上的径向分布还是径向平面上的轴向分布,其速度变化趋势基本类似。

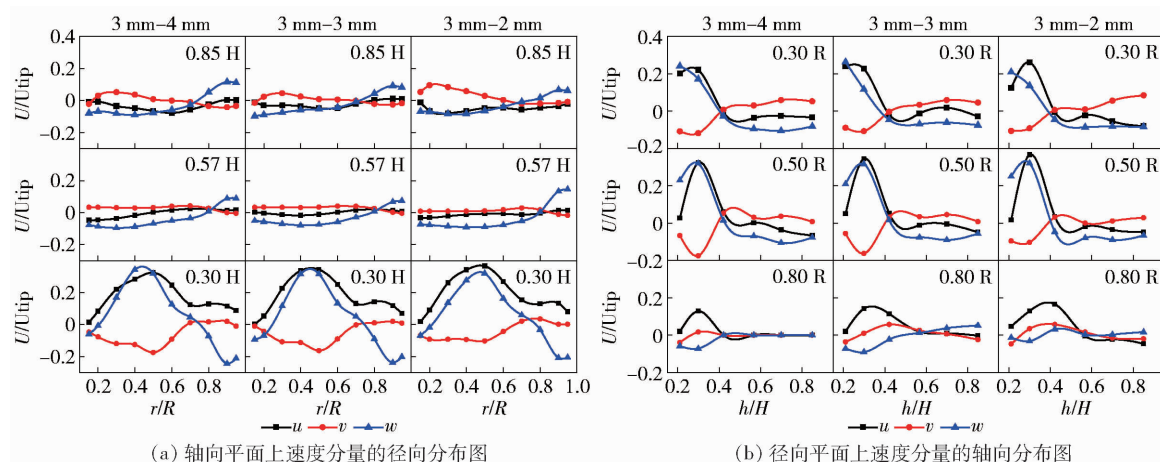


图 8 粒径对速度分量的影响

Fig. 8 Effect of particle size on velocity component

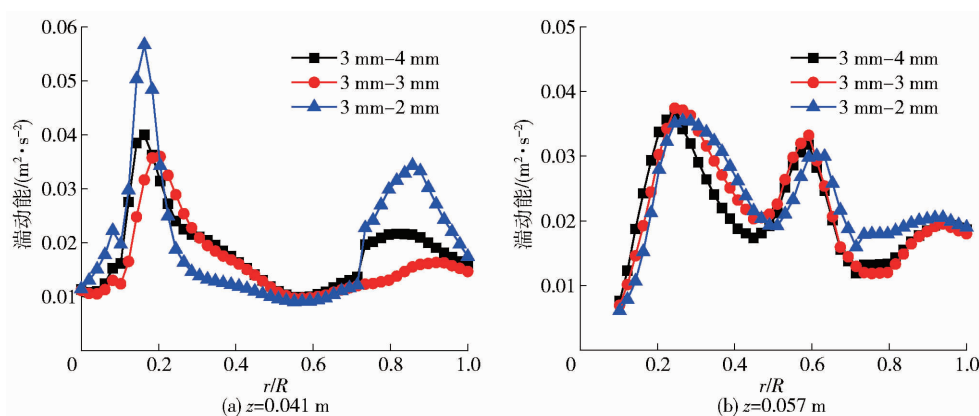


图 9 粒径对湍动能的影响

Fig. 9 Effect of particle size on turbulent kinetic energy

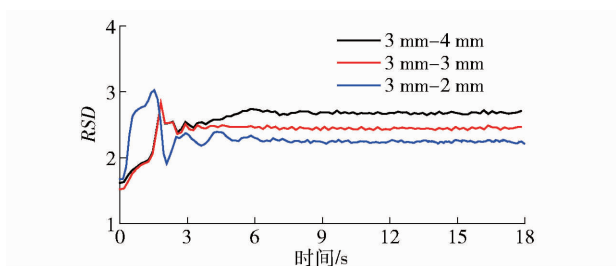


图 10 粒径对混合度的影响

Fig. 10 Effect of particle size on miscibility

图 8(a) 中速度特征下的流场为双回路流场。可以看出, 图中各种粒径下的速度趋势一致, 且数值相差较小。当高度为 $0.30H$ 时, 即搅拌桨叶工作处, 速度达到最大, 且波动明显, 此处不同粒径下的速度均出现两次波动, 且位置与方向相同。当颗粒密度不发生改变时, 粒径的减小说明颗粒数目相应

增多, 这使得颗粒更易悬浮, 颗粒与流体之间的接触变得更加充分。就整体而言, 粒径对流体速度分布的影响不大。

图 8b 中, $r=0.50R$ 时速度变化趋势最为剧烈, 并且相对应地速度分量都达到最大值, 其次是 $r=0.30R$ 时, 此处的切向速度相较 $0.50R$ 时小, 为 $0.15 U_{tip}$, 径向和轴向速度达到 $0.25 U_{tip}$, 并且径向速度在 $h=0.42H$ 时变为正向, 因为该处液体与搅拌轴发生碰撞。在 $r=0.80R$ 的平面时, 速度最大值变小并且变化趋势趋于平缓。其中, 切向速度在 0 附近, 轴向速度的方向发生改变。

图 9 可以看出粒径对湍动能分布的影响与颗粒密度的影响基本类似。颗粒对流体既具有减小阻力的作用, 表现为支持颗粒悬浮的湍流脉动被削弱, 也具有增加阻力的作用; 颗粒数目增加, 颗粒之间的跃

移运动使颗粒间不断发生碰撞,颗粒从液体中获得的流动动量部分传递回颗粒,使得此时流动的阻力增大。从图 9(a)可以看出,在 $r=0.20R$ 时,3 mm-3 mm 的颗粒所减小的阻力最大。而在图 9(b)所示的平面上,三种不同粒径的湍动能曲线变化趋势基本类似,其数值也相差不大,说明该工况下粒径影响较小或者颗粒数目较少。

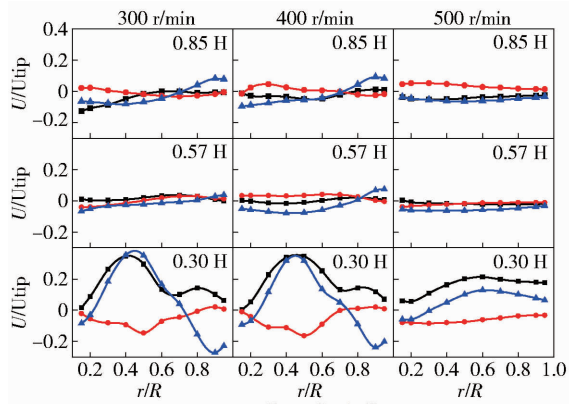
由图 10 可以看出,三种不同粒径下 RSD 值曲线变化趋势相差不大,在初始阶段出现变大的趋势,原因是该时刻的颗粒主要在搅拌槽底部聚集,在搅拌槽中部和上部并没有多少颗粒,导致其所能取到

的样本数目较少,因此 RSD 的数值变化曲线是先增大的趋势。从图中曲线达到最大值的时间来看,粒径越大,越不容易达到稳定的悬浮状态。除此之外,最终曲线达到稳定之后,粒径越小, RSD 数值越小,说明其混合效果越好,原因是颗粒尺寸越小,阻力越小,动能的传递效率越高。

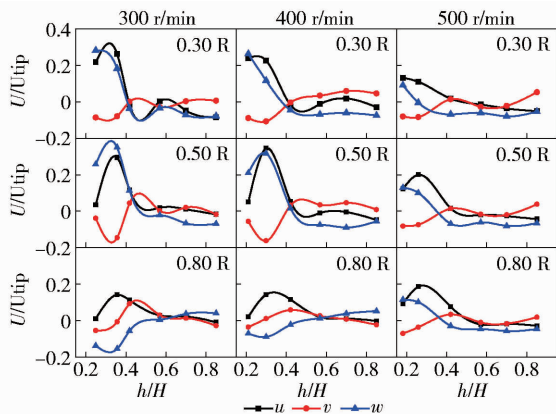
4.3 转速的影响

设定颗粒密度 2545 kg/m^3 、颗粒尺寸 3 mm、液面高度 190 mm,考察转速对搅拌效果的影响,结果见图 11~13。

由图 11(a)可以看出,釜体内速度最大的区域



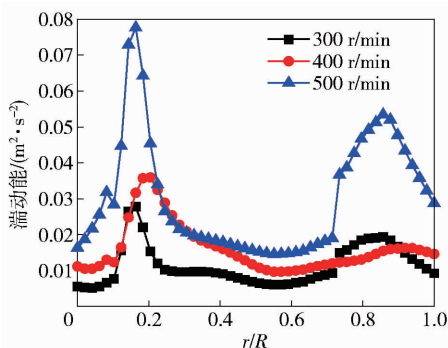
(a) 轴向平面上速度分量的径向分布图



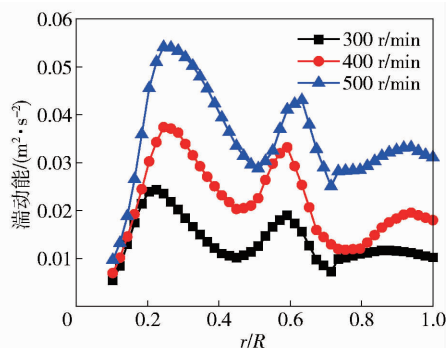
(b) 径向平面上速度分量的轴向分布图

图 11 转速对速度分布的影响

Fig. 11 The effect of rotational speed on velocity distribution



(a) $z=0.041 \text{ m}$



(b) $z=0.057 \text{ m}$

图 12 转速对水平截面上湍动能径向分布的影响

Fig. 12 Effect of rotational speed on radial distribution of turbulent kinetic energy in horizontal section

与以上两种情况类似,仍然出现在包含叶轮区的下循环区域。在 $0.30H$ 平面上,300 r/min 与 400 r/min 的工况下,最大径向速度基本相等,但是 300 r/min 下轴向速度先低于径向速度,在 r/R 在 0.4 附近时轴向速度超过径向速度,又在 $r/R=0.65$ 时发

生改变,但是最大轴向速度略大于径向速度,400 r/min 时整体径向速度略大于轴向速度,两者最大值相等;到 500 r/min 时,径向速度整体上超过了轴向速度,主要是因为发生的运动为径向运动,而且在四斜叶桨搅拌系统中,颗粒的存在对轴向速度的影

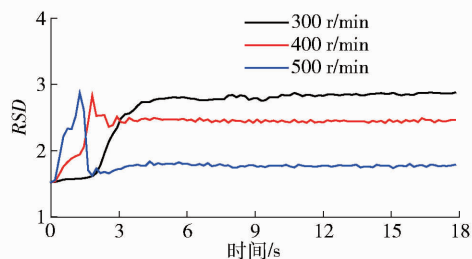


图 13 转速对混合度的影响

Fig. 13 Effect of rotational speed on mixing degree

响较大。在 $0.57H$ 和 $0.85H$ 平面, 即上循环回路后, 速度的变化趋势显著减缓, 还是轴向速度占主导地位。

在图 11(b) 中, 300 r/min 的工况下 $r = 0.30R$ 的平面上三个速度分量的速度变化曲线都出现了两次波动, 轴向速度和径向速度的第一次波动在 $h/H = 0.3$ 处, 此刻速度达到该平面内的最大值, 为 $0.32 U_{tip}$, 切向速度在 $h/H = 0.45$ 处出现第一次波动, 该处速度由负值变为 0, 轴向和径向速度的第二次波动在 $h/H = 0.6$ 处, 此刻的波动幅度较第一次波动小了很多, 而且轴向速度和径向速度的方向相较第一次波动也发生改变。切向速度在 $h/H = 0.7$ 处出现第二次波动, 并且在此之后速度基本趋于 0。在其他转速情况下, 速度波动趋势与 300 r/min 的情况类似, 但是其最大速度较 300 r/min 小, 而且第二个波峰不明显。在 $0.5R$ 平面上, 图像中的各转速速度波动达到峰值。在上循环区的颗粒受流体曳力作用较小, 沉降速度大于颗粒在流体中的绝对速度, 在液体速度曲线上表现为液体速度的减小。在 $0.80R$ 平面上时, 流体分成两股往上和往下运动, 故轴向运动变为反向。

图 12 中三种转速下的水平界面上的湍动能分布曲线变化趋势基本类似, 但数值相差较大, 当 $z = 0.041 \text{ m}$ 时, 三种工况下的湍动能分布曲线均发生两次波动, 在 $z = 0.057 \text{ m}$ 处有三次波动。图中可以看出 500 r/min 的工况下, 两个平面下的湍动能能整体上大于其他两个工况, 并且在湍动能最大值上显著高出其余两种工况。 400 r/min 的工况下, 除了在 $z = 0.041 \text{ m}$ 时的第二次波动 300 r/min 工况下的湍动能较 400 r/min 工况下略大, 其余情况下均是转速越大, 湍动能越大, 原因是转速越大, 流体就能获得越多的动量, 有利于釜内物质之间的混合。两种高度下的第二次波动都发生在近壁面处, 原因是流体

与搅拌釜壁面之间发生碰撞, 导致其湍动能增大。 $z = 0.057 \text{ m}$ 的平面上第二次波动则因为该高度处于搅拌釜的射流区域内, 所以此处的湍动能再一次发生波动。

搅拌釜中颗粒的混合是通过桨叶的转动给流体提供动量并传递到颗粒来实现的。从图 13 中可以发现, 随着转速的增加, RSD 曲线达到稳定所用的时间越短, 趋于稳定时的值越小, 说明颗粒的混合程度越好。在 300 r/min 下, RSD 曲线呈现 S 型, 曲线最初的平缓部分说明颗粒并未完全处于悬浮状态。

4.4 液面高度的影响

设定转速 400 r/min 、颗粒尺寸 3 mm 、颗粒密度 2545 kg/m^3 、固定颗粒数目 6976 粒, 考察液面高度对搅拌效果的影响, 结果见图 14~17。

液面高度的改变导致混合体系中液相的比例降低, 从而使得体系中的固含量发生改变。但是改变液面高度后, 能查看到颗粒在一个固定转速的条件下所能达到的极限高度。图 14 中可以看到, 虽然液面高度发生了变化, 但是桨叶离底高度没有发生改变, 因此上下循环回路的交界面位置也未发生改变。在液面高度处时, 160 mm 工况下的速度最大, 220 mm 工况下的速度最小, 可以得出, 液面处速度随着初始液面高度的增加而降低。在靠近壁面处, 220 mm 高度下速度几乎为零。从 190 mm 往上, 速度逐渐变小, 说明液面高度太高对颗粒的混合起不到促进作用。

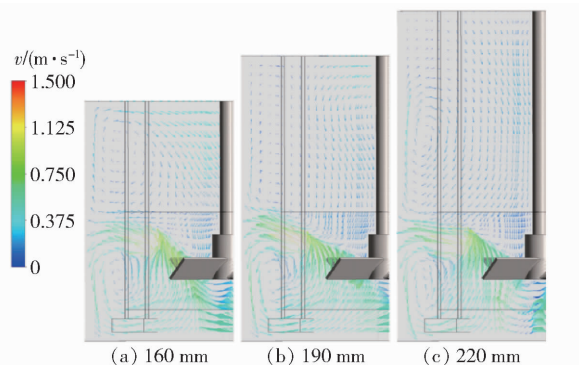


图 14 初始液面高度对速度分布的影响矢量图

Fig. 14 Vector diagram of the influence of initial liquid level height on velocity distribution

由图 15(a) 可以观察到, 在 $0.30H$ 处, 即 $h = 0.041 \text{ m}$ 时, 三种液面高度下切向速度整体上均大于轴向速度, 但是在 160 mm 和 190 mm 的工况下最

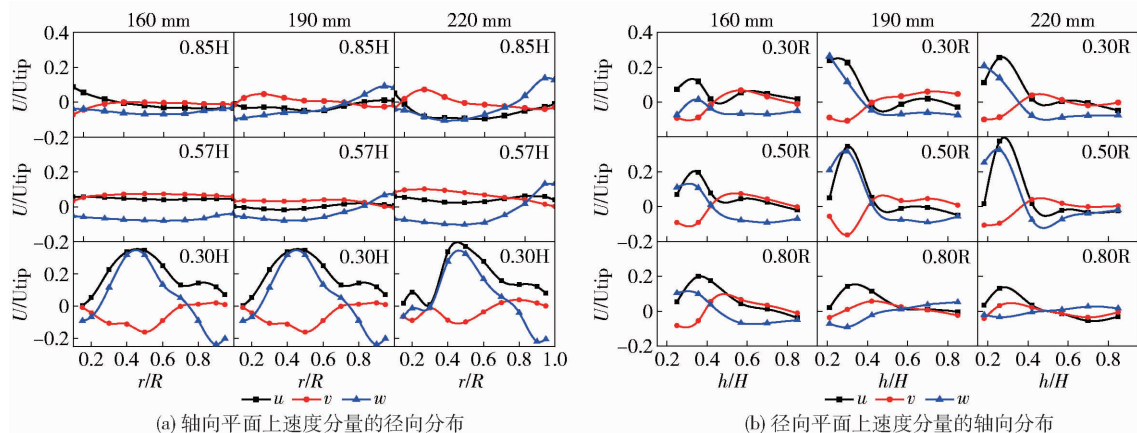


图 15 初始液面高度对速度分布的影响

Fig. 15 Effect of initial liquid level height on velocity distribution

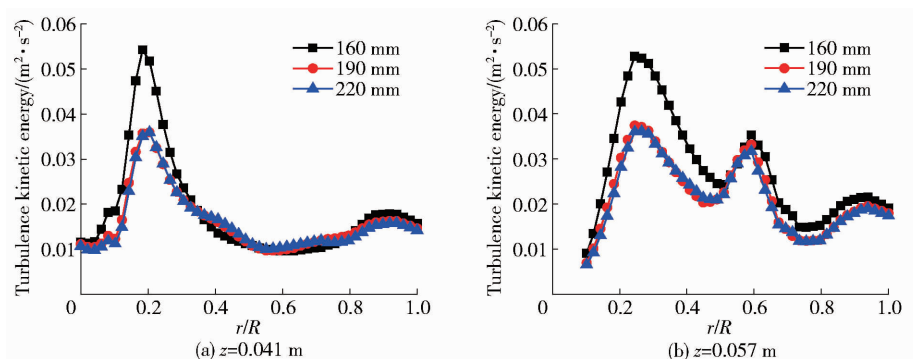


图 16 初始液面高度对水平截面上湍动能径向分布的影响

Fig. 16 Effect of initial liquid level height on radial distribution of turbulent kinetic energy in horizontal section

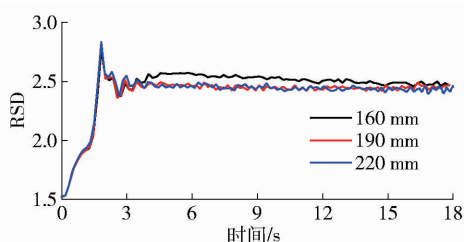


图 17 液面高度对混合度的影响

Fig. 17 Effect of liquid level height on mixing degree

大速度相等,可达到 $0.32 U_{tip}$ 左右。当液面高度为 220 mm 时,切向速度最大值大于轴向速度,可以达到 $0.40 U_{tip}$ 。在上循环区,由于液面高度发生改变,所以不同工况下选取的平面距离浆叶的高度不同。但从图中来看,在 $h=0.85H$ 时,三个工况下的速度变化曲线均趋于平缓,在 0 附近,但是当液面高

度为 190 mm 和 220 mm 的情况下在靠近壁面处的速度出现细微波动。

由图 15(b) 可以看出,无论初始液面为何种高度, $0.30R$ 平面上的速度变化曲线均出现两次波动,并且波动出现的位置基本相同,第一次波动出现在 $h=0.041 \text{ m}$ 处,即浆叶处,此处由于浆叶的转动使得流体和颗粒速度剧烈增加。在通过该高度之后,由于流体阻力和黏性力的原因使速度下降后趋于平缓。第二次波动只出现在 $0.60H$ 附近,但是从图中可以看出,随着初始液面高度的增加,第二次波动的幅度也随之减小,是因为液面高度越低,对应的液面高度越靠近浆叶,动能也相对更大,所以波动幅度也较大。

由图 16 可看出,在 $z=0.041 \text{ m}$ 时,湍动能曲线存在两次波动,而 $z=0.057 \text{ m}$ 的平面上存在 3 次; 190 mm 和 220 mm 平面上的湍动能分布曲线基本重

合,而 160 mm 平面上的湍动能曲线在第一次波动处的数值明显大于其余两种液面高度。在靠近壁面处三种高度下的湍动能分布曲线基本重合。因此,液面过低不利于颗粒的混合,液面过高对颗粒的混合没有增幅作用,在实际生产中应选用合适的液面高度以保证生产效率,液面高度应尽可能与釜直径保持一致。

图 17 展示了不同液面高度下 RSD 变化曲线与时间的关系。可以看出,液面高度对混合程度的影响非常小,特别在 190 mm 和 220 mm 的工况下, RSD 曲线基本重合,在液面高度为 160 mm 时, RSD 值在稳定后略微增加,混合程度相对其他两种液面高度较差,这种趋势可以和上述湍动能分布变化趋势相对应,进一步说明液面高度和搅拌釜直径相等时搅拌效率最优。

5 结论

本文主要从颗粒密度、颗粒粒径、搅拌速度和初始液面高度这四个方面对立式搅拌釜中的固液混合特性进行探索研究,从速度分布、湍动能和混合度三个维度对混合性能进行评判,得到以下主要结论。

1) 对混合性能影响最大的是颗粒密度和搅拌速度,特别是颗粒密度。当颗粒密度为 $1\,200\text{ kg/m}^3$ 时,混合性能较为优异, RSD 值可以达到 0.5 左右;密度增加,混合效果随之变差。随着搅拌速度增大,混合性能变得更加优异。

2) 颗粒粒径对混合性能影响较小,但粒径越小,越容易悬浮。在达到稳定状态后,代表混合度的 RSD 值随着粒径的增大而增大,说明混合程度降低。

3) 初始液面高度的改变导致固含率的改变,但是对固液混合性能基本不产生影响,三种工况中的流场和 RSD 曲线基本一样,只有在靠近桨叶区的湍动能有细微差距,但是该差距对混合性能影响较小。

【参考文献】

- [1] NIE A, GAO Z, XUE L, et al. Micromixing performance and the modeling of a confined impinging jet reactor/high speed disperser [J]. Chemical Engineering Science, 2018, 184: 14–24.
- [2] LONG J, WANG C, ZHU J, et al. Discrete element simulation for mixing performances and power consumption in a twin-blade planetary mixer with non-cohesive particles[J]. Advanced Powder Technology, 2022, 33(2): 103437.
- [3] 刘作华,王运东,陶长元. 流体混沌混合及搅拌过程强化方法[M]. 重庆: 重庆大学出版社, 2016.
- LIU Zuohua, WANG Yundong, TAO Changyuan. Chaotic mixing

of fluid and strengthening method of agitation process [M]. Chongqing: Chongqing University Press, 2016.

- [4] 毛维博, 侯芹芹, 张旭, 等. 双碳背景下低碳发展路径及措施研究分析[J]. 云南化工, 2023, 50(7): 84–87.
- MAO Weibo, HOU Qinqin, ZHANG Xu, et al. Research and analysis of low-carbon development path and measures under the background of dual carbon [J]. Yunnan Chemical Industry, 2023, 50(7): 84–87.
- [5] RONG W, FENG Y, SCHWARZ P, et al. Numerical study of the solid flow behavior in a rotating drum based on a multiphase cfd model accounting for solid frictional viscosity and wall friction[J]. Powder Technology, 2020, 361: 87–98.
- [6] DUBE O, ACKLEY M, CELIK C, et al. Discrete element simulation of the dynamics of adsorbents in a radial flow reactor used for gas prepurification [J]. Adsorption-Journal of the International Adsorption Society, 2014, 20(1): 91–107.
- [7] YANG H, LI R, KONG P, et al. Avalanche dynamics of granular materials under the slumping regime in a rotating drum as revealed by speckle visibility spectroscopy[J]. Physical Review E, 2015, 91(4): 042206.
- [8] YANG H, ZHANG B, LI R, et al. Particle dynamics in avalanche flow of irregular sand particles in the slumping regime of a rotating drum[J]. Powder Technology, 2017, 311: 439–448.
- [9] TANG X, YUE Y, WANG S, et al. Modelling of gas-solid-liquid flow and particle mixing in a rotary drum[J]. Powder Technology, 2022, 409: 117758.
- [10] ZHANG L, YANG K, LI M, et al. Enhancement of solid-liquid mixing state quality in a stirred tank by cascade chaotic rotating speed of main shaft [J]. Powder Technology, 2022, 397: 117020.
- [11] GU D, SONG Y, XU H, et al. CFD simulation and experimental analysis of solid-liquid mixing characteristics in a stirred tank with a self-similarity impeller[J]. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 2023, 146: 104878.
- [12] 赖莉莹, 孙永昌, 黎晴晴, 等. 搅拌釜操作和结构参数对颗粒混合性能影响的模拟研究[J]. 江西冶金, 2021, 41(2): 10–19.
- LAI Liying, SUN Yongchang, LI Qingqing, et al. Simulation study on effect of operation and structure parameters on particle mixing performance of stirred kettle [J]. Jiangxi Metallurgical Engineering, 2021, 41(2): 10–19.
- [13] 孙永昌, 张佩, 武煜坤, 等. 物料参数对立式搅拌釜混合性能影响的模拟[J]. 中国粉体技术, 2022, 28(6): 99–106.
- SUN Yongchang, ZHANG Pei, WU Yukun, et al. Simulation of effect of material parameters on mixing performance of vertical stirred kettle [J]. China Powder Technology, 2022, 28(6): 99–106.
- [14] 陈璐. 化工动设备中三柱塞泵和立式搅拌釜减速机的检修与维护[J]. 化工管理, 2021(22): 98–99.
- CHEN Lu. Overhaul and maintenance of three-plunger pump and vertical stirred kettle reducer in chemical dynamic equipment [J]. Chemical Engineering Management, 2021(22): 98–99.

- [15] 宋康康, 李美求, 黄天成, 等. 基于 CFD 的混排一体化装置固液混合性能分析[J]. 石油机械, 2023, 51(1): 103–109.
SONG Kangkang, LI Meiqiu, HUANG Tiancheng, et al. Analysis of solid-liquid mixing performance of mixed-discharge integrated device based on CFD [J]. China Petroleum Machinery, 2023, 51(1): 103–109.
- [16] HAN B, ZHU X, YANG B, et al. Study on the mixing performance of mixing vane grids and mixing coefficient by CFD and subchannel analysis code in a 5×5 rod bundle[J]. Nuclear Engineering and Technology, 2023, 55(10): 3775–3786.
- [17] 李超. CFD 数值模拟技术在矿物浮选调浆过程中的应用研究进展[J]. 有色设备, 2023, 37(6): 6–11.
LI Chao. Research progress on the application of CFD numerical simulation technology in mineral flotation slurry mixing process [J]. Nonferrous Metallurgical Equipment, 2023, 37(6): 6–11.
- [18] 吴铿. 冶金传输原理[M]. 北京: 冶金工业出版社, 2011.
WU Keng. Principle of metallurgical transmission [M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 2011.
- [19] 王福军. 计算流体动力学分析[M]. 北京: 清华大学出版社, 2004.
WANG Fujun. Computational fluid dynamics analysis [M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2004.
- [20] 赵英, 张珍祺, 刘一哲, 等. 搅拌釜内气液动态相对稳定状态及雷诺数计算[J]. 化学工程, 2015, 43(5): 49–52, 67.
ZHAO Ying, ZHANG Zhenzhen, LIU Yizhe, et al. Gas-liquid dynamic relative stable state and Reynolds number calculation in stirred kettle [J]. Chemical Engineering, 2015, 43(5): 49–52, 67.
- [21] AYDOĞDU M. Analysis of the effect of rigid vegetation patches on the hydraulics of an open channel flow with realizable $K-\varepsilon$ and Reynolds stress turbulence models [J]. Flow Measurement and Instrumentation, 2023, 94: 102477.
- [22] JOSHI J, NERE N, RANE C, et al. CFD simulation of stirred tanks: comparison of turbulence models. Part I: Radial flow impellers[J]. Canadian Journal of Chemical Engineering, 2011, 89(1): 23–82.
- [23] 张清红. 欧拉气相-欧拉固相-拉格朗日离散颗粒模型的流化床数值模拟[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2020.
ZHANG Qinghong. Fluidized-bed numerical simulation of Euler gas-Euler solid-Lagrange discrete particle Model [D]. Harbin: Harbin Institute of Technology, 2020.
- [24] 李少华, 朱明亮, 张立栋, 等. 回转装置内三组元颗粒径向混合评价方法分析[J]. 化工进展, 2013, 32(6): 1224–1229.
LI Shaohua, ZHU Mingliang, ZHANG Lidong, et al. Analysis of radial mixing evaluation method of three component particles in rotary device [J]. Chemical Industry Progress, 2013, 32(6): 1224–1229.
- [25] PIANKO-OPRYCH P, NIENOW A, BARIGOU M. Positron emission particle tracking (pept) compared to particle image velocimetry (piv) for studying the flow generated by a pitched-blade turbine in single phase and multi-phase systems [J]. Chemical Engineering Science, 2009, 64(23): 4955–4968.

Simulation of solid-liquid mixing characteristics in vertical stirred tank

ZHANG Boqun, LI Zhengquan, LAI Liying, WANG Yide, WU Yukun

(Jiangxi Provincial Key Laboratory for Simulation and Modelling of Particulate Systems,

Jiangxi University of Science & Technology, Ganzhou 341000, China)

Abstract: The study of solid-liquid mixing characteristics is of great significance to the optimization of production efficiency, energy consumption and other indicators, and the vertical mixing kettle is more often used in actual production. In this paper, we use the CFD method and the DEM method to carry out numerical simulation research on the particle mixing characteristics of the vertical mixing kettle in terms of the particle density, particle size, mixing speed and the initial liquid level height, etc., and evaluate the particle mixing characteristics in terms of three dimensions, namely the velocity field, turbulent kinetic energy distribution and the degree of mixing of the particles. The mixing characteristics of particles were judged from three dimensions: velocity field, turbulence energy distribution and particle mixing degree. The results show that, among these factors, the particle density and stirring speed have the greatest influence on the mixing characteristics, especially when the particle density is $1\,200\text{ kg/m}^3$, the relative standard deviation value reaches about 0.5, which indicates that the mixing degree is better; the larger the stirring speed is, the better the mixing performance is; the particle size has less influence on the mixing performance, but the smaller the particle size is, the more easy it is to be suspended, and the increase of the particle size decreases the mixing degree; the change of initial liquid surface height leads to the change of solid content rate, but it has no effect on the solid-liquid mixing performance.

Key words: vertical mixing tank; solid-liquid two-phase flow; CFD–DEM; mixing characteristics; particle density; mixing speed; particle size; initial liquid surface height