

引文格式:李凯旋,李政权,张博群,等. 基于 CFD-PBM 耦合模型的搅拌槽中气体分散特性研究[J]. 中国有色冶金, 2026, 55(1): 113-124.

LI Kaixuan, LI Zhengquan, ZHANG Boqun, et al. Research on gas dispersion characteristics in stirred tanks based on CFD-PBM coupled model[J]. China Nonferrous Metallurgy, 2026, 55(1): 113-124.

基于 CFD-PBM 耦合模型的搅拌槽中 气体分散特性研究

李凯旋, 李政权, 张博群, 王贻得, 石昊宇, 周宗彦

(江西理工大学 颗粒技术江西省重点实验室, 江西 赣州 341000)

[摘 要] 在气液搅拌的混合与分散过程中, 气泡的尺寸和分布不仅决定气泡的上升速度和气体在液相中的停留时间, 还直接影响含气率及气液接触面积。诸多学者采用计算流体动力学(CFD)研究了气泡尺寸分布、气体含量和液体速度, 但均没有考虑气泡聚并和破碎的影响。群体平衡模型(PBM)重建了气泡尺寸分布, 构建了气泡破碎和聚并的核函数, PBM 与 CFD 结合, 可以在搅拌罐等工艺设备中获得相当准确的气泡尺寸。本文采用 CFD-PBM 耦合模型, 研究搅拌槽内气液分散过程的流体动力学, 探究转速和气体流量对气泡尺寸分布、流场、数量浓度及气含率的影响, 得到以下主要结论。该模型精度高于 Basavarajappa 的预测, 且模拟结果对比最大误差不超过 10%, 能很好的预测气泡尺寸分布; 搅拌转速显著影响气液混合效率, 高转速(400 r/min)下气泡尺寸更小且分布均匀, 气液传质性能显著提升; 低气体流量(0.5 vvm)下, 气泡生成量较少且分布不均匀, 适当增加气体流量(0.7 vvm)有助于延长气泡滞留时间, 但过高流量(0.9 vvm)可能导致气泡聚并和传质效率下降; 高转速(400 r/min)下, 搅拌桨叶片背液面区域会出现明显的气穴现象, 这是由局部负压导致气体汇聚形成稳定的气腔, 对搅拌效率和气液分散效果产生不利影响; 通过合理调控转速和叶轮设计, 可以减轻气穴现象所带来的不利影响, 从而进一步提升搅拌效率和气体分散效果。实际生产中, 可以通过优化搅拌速度与气体流量, 来改善气泡分布和气液混合效果。

[关键词] 搅拌槽; 气液两相; CFD-PBM 耦合模型; 分散特性; 气泡分布

[中图分类号] TF803.2; TP391.99 [文献标志码] A [文章编号] 1672-6103(2026)01-0113-12

DOI: 10.19612/j.cnki.cn11-5066/tf.2026.01.013

0 引言

气液搅拌槽在冶金、化工、生物医药及制药领域的多相反应与浮选过程中发挥着至关重要的作用, 其可以通过优化气液混合, 确保气相均匀分布

与高效传质, 提升浮选效率与产品质量^[1-5]。在气液搅拌的混合与分散过程中, 气泡的尺寸和分布对浮选效率具有关键影响, 这些因素不仅决定了气泡的上升速度和气体在液相中的停留时间, 还直接影响含气率及气液接触面积。

近年来, 越来越多的研究者将 CFD 模拟应用于搅拌槽内气液两相流动特性的研究。Wang 等^[6]开发了一个三维 CFD 模型, 模拟了气液两相搅拌罐中的水动力学特性, 预测了气泡尺寸分布、气体含量和液体速度, 并通过实验数据验证了模型。Karadimou 等^[7]利用 CFD 技术开发了一个三维、瞬态的 Euler-Euler 两相流模型, 模拟了气液两相在臭氧

[收稿日期] 2025-08-12 [修订日期] 2025-09-20

[录用日期] 2025-09-25 [出版日期] 2026-02-01

[第一作者] 李凯旋(1997—), 男, 硕士, 主要从事浮选槽多相流仿真方面的研究。

[通信作者] 李政权(1982—), 男, 博士, 副教授, 主要从事多相流仿真方面的研究。

[基金项目] 国家自然科学基金面上项目(52276154); 江西理工大学高层次人才项目(205201000085)。

诱导搅拌反应器中的湍流流动和混合过程。Maluta 等^[8]通过实验和 CFD 结合,研究了气液搅拌罐中的气泡尺寸分布、气体功率消耗和气腔等基本变量对工业有氧发酵性能的影响。然而,在大多数相关研究中,为了简化计算并缩短计算时间,通常仅考虑单一气泡尺寸或通过单一标量方程来求解气泡数密度^[9-13]。例如,Shi 等^[14]使用单尺寸气泡数研究了搅拌罐中的绝热空气-水气泡流,发现对搅拌罐的应用研究,需要修改湍流和阻力模型。Wang 等^[15]通过在静止气泡上注入颗粒,从理论上研究了不同湍流强度和不同粒径的单气泡系统中的气泡粒子碰撞效率。Ding 等^[16]通过假设气泡的平均直径为 1 mm,研究了实验室规模的搅拌槽中用于生物氢生产的气液流动的三维 CFD 模拟。Jahoda 等^[17]采用 RANS 技术、欧拉-欧拉方法在 4 mm 恒定气泡尺寸下对两相气液搅拌罐进行了液体均质化模拟。这些研究条件简化没有考虑气泡聚并和破碎的影响,无法很好的预测气泡的尺寸分布^[18,19]。气液两相混合过程中,气体的分散行为以及气泡的聚合和破碎过程非常复杂。深入研究气液两相流体的流动特性,将为气液搅拌槽的优化设计和浮选效率的提升提供关键的参考依据。最近,群体平衡模型(PBM)被引入并成功与 CFD 耦合来研究搅拌槽中的气液两相流^[20-22]。该方法是一种连续欧拉-欧拉方法,在计算成本和时空分辨率之间取得了合理的平衡。CFD 给出了流场和相含率分布,PBM 方程重建了气泡尺寸分布,其中,在 PBM 中最重要的是气泡破碎和聚并的核函数^[23]。PBM 与 CFD 结合,已经可以在搅拌罐等工艺设备中获得相当准确的气泡尺寸。Koh 等^[24]首次使用 CFD-PBM 方法模拟了实验室 Denver 浮选池中的气泡尺寸分布。研究表明,气泡的尺寸分布对颗粒的浮选速率有显著影响。与假设单一气泡尺寸相比,考虑完整气泡尺寸分布时,浮选速率常数的值更高。全尺寸气泡以及气泡聚并和破碎对浮选搅拌槽内多相流动至关重要,但目前相关研究很少,其内部多相流动作用机制亟待进一步探索和完善。

本文采用 CFD-PBM 耦合模型,研究搅拌槽内气液分散过程的流体动力学,探究转速和气体流量对气泡尺寸分布、流场、数量浓度及气含率的影响,为加深对气液两相搅拌过程的理解和应用提供一定理论支撑。

1 控制方程与数值算法

1.1 双流体模型

在气液两相体系的动力学建模中,Euler-Euler 方法通过双连续介质数学模型描述多相流场特性。该方法将液相定义为连续介质相,同时将离散气泡群处理为拟连续分散相,针对两相分别构建质量守恒方程和 Navier-Stokes 方程控制方程组。在基本假设框架下,严格遵循不可压缩流体条件($\nabla \cdot \mathbf{u} = 0$),且忽略相间的质量传递与热力学耦合效应。所采用的控制方程见式(1)~(3)。

连续方程:

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

$$\alpha_l + \alpha_g = 1 \quad (2)$$

式中: α_i 为*i*相体积分数,%; $\mathbf{v}_i$ 为*i*相速度,m/s。

动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i) + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = -\alpha_i \nabla P' + \nabla \cdot [\alpha_i \mu_{\text{eff},i} (\nabla \mathbf{u}_i + \nabla \mathbf{u}_i^T)] + \mathbf{F}_{i,j} + \rho_i \alpha_i \mathbf{g} \quad (3)$$

式中: P' 为修正压力,Pa;*i*代表气相(g)或者液相(l); α 为相含率; ρ_i 为*i*相流体密度,kg/m³; $\mathbf{u}_i$ 为*i*相的速度矢量,m/s;*t*为时间,s; $\mu_{\text{eff},i}$ 为流体有效黏度,Pa·s。

1.2 PBM 模型

PBM 模型是描述多相流体系中分散相大小分布的通用方法,在气液多相流体系中可用 PBM 考察气泡聚并和破碎作用对气泡大小分布的影响,从而研究气液体系中两相相互作用的机理^[25-27]。对于气液体系群平衡方程的表达式见式(4)。

$$\begin{aligned} \frac{\partial n(V,t)}{\partial t} + \nabla \cdot [n(V,t) \mathbf{u}_b(V,t)] + \nabla_v \cdot \left[\frac{dV_b}{dt} n(V,t) \right] = \\ \frac{1}{2} \int_0^V n(V-V',t) n(V',t) c(V-V',V') dV' - \\ \int_0^\infty n(V,t) n(V',t) n(V',V') dV' + \\ \int_0^\infty \beta(V,V') b(V') n(V',t) dV' - b(V) n(V,t) \quad (4) \end{aligned}$$

式中: $n(V,t)$ 为气泡大小分布函数; $n(V',V')$ 为气泡聚并速率函数; $b(V')$ 为气泡破碎速率函数; $\beta(V,V')$ 表示体积位于*V*到*V'*气泡破碎生成子气泡的概率密度函数。

计算方案如图 1 所示。

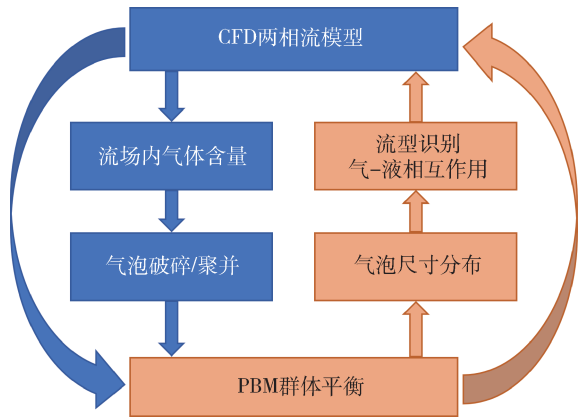


图1 CFD-PBM耦合模型示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the CFD-PBM coupling model

图1为CFD-PBM耦合模型示意图,从图中可以看出,CFD和PBM耦合模型可以用来研究气液系统中气泡的分布、破碎和聚并等复杂现象。CFD负责计算流体力学行为,从而获得流场及气含率等数据,然后传递到PBM中计算气泡的聚并和破碎,接着PBM通过求解PBE方程得到气泡的尺寸分布并传回到CFD中进行下一步计算,两者结合形成一个相互反馈的闭环系统,以更精确地模拟实际气液相互作用。

1.2.1 破碎模型

气泡破碎模型主要包括气泡破碎速率和子气泡的尺寸分布。气泡破碎的主要机理可以归为两类:一是由于湍流旋涡与气泡的碰撞导致的破碎,二是由于大气泡表面不稳定性所引发的破碎。目

前应用广泛的气泡模型主要以Luo等^[28]破碎模型为主。具体见式(5)。

$$b(f_v, d) = K \int_{\xi_{\min}}^1 \frac{(1 + \xi)^2}{\xi^n} \exp(-b\xi^m) d\xi \quad (5)$$

式中: $K = 0.9238\varepsilon^{1/3}d^{-2/3}\alpha$; $n = 11/3$; $m = -11/3$; $b = 12[f_v^{2/3} + (1 - f_v)^{2/3} - 1]\sigma\rho^{-1}\varepsilon^{-2/3}d^{-5/3}\beta^{-1}$; $\beta = 2.047$ 。

1.2.2 聚并模型

采用Luo聚并模型,其表达表示为式(6)。

$$c(d_i, d_j) = \omega_c(d_i, d_j)P_c(d_i, d_j) \quad (6)$$

式中: $\omega_c(d_i, d_j)$ 为碰撞概率; $P_c(d_i, d_j)$ 为由于碰撞导致聚并的概率。

气泡间碰撞频率表达为式(7)。

$$\omega_c(V_i, V_j) = \frac{\pi}{4}(d_i + d_j)^2 \bar{u}_{ij} \quad (7)$$

式中: V_i, V_j 分别为 i 气泡和 j 气泡的体积; $\bar{u}_{ij}$ 是直径为 i 和 j 两个气泡碰撞时的特征速度, $\bar{u}_{ij} = (\bar{u}_i^2 + \bar{u}_j^2)^{1/2}$, $\bar{u}_i = 1.43(\varepsilon d_i)^{1/3}$ 。

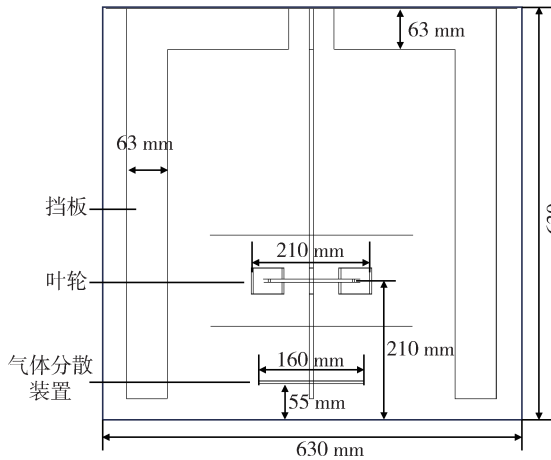
聚并概率的表达式见式(8)。

$$P_c = \exp\left(-C_1 \frac{[0.75(1 + \zeta_{ij}^2)(1 + \zeta_{ij}^3)]^{1/2}}{(\rho_2/\rho_1 + 0.5)^{1/2}(1 + \zeta_{ij})^3} We_{ij}^{1/2}\right) \quad (8)$$

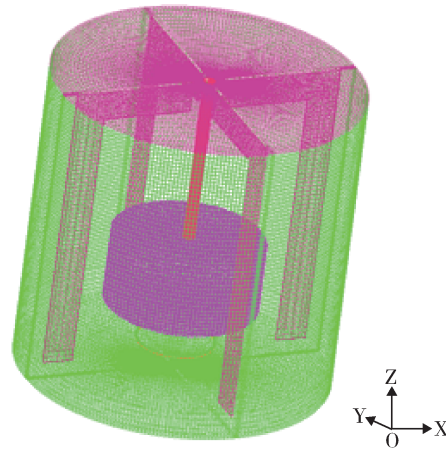
式中: We 为韦伯数; C_1 为常数系数; $\zeta_{ij} = d_i/d_j$; ρ_1 和 ρ_2 分别为主相和次相的密度。

1.2 模型、网格划分与参数设置

图2中显示了搅拌罐及其所有相关内部部件的示意图。储罐高度(H)和直径(T)均等于0.63 m。直径(d)等于0.21 m($T/3$)的标准 Rushton 叶轮固定



(a) 搅拌槽结构示意图



(b) 搅拌槽网格

图2 搅拌槽结构示意图及网格划分

Fig. 2 Schematic diagram of the stirring tank structure and mesh division

在等于0.21 m($T/3$)的恒定离底间隙 C 处,用于搅拌和气体分散,使用位于距罐底0.055 m处的环形分布器以不同的曝气速率(单位容器体积内每分钟的通气体积^[29],简称vvm)注入空气。分布器的平均直径等于叶轮直径的80%,进气孔直径为2 mm。液相为水($\rho_1 = 998.2 \text{ kg/m}^3$, $\mu_1 = 0.001\ 003 \text{ Pa}\cdot\text{s}$),气相为空气($\rho_2 = 1.205 \text{ kg/m}^3$, $\mu_2 = 1.79 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$)。在本研究中,采用CFD软件Fluent 19.0进行数值计算,并使用ANSYS ICEM进行网格划分。在搅拌槽的流体搅拌过程中,桨叶周围的流体混合明显比其他区域更为剧烈。因此,将整体流体域划分为动区域和静区域,并在各区域内进行独立的网格划分,以更精确地模拟流体流动和混合过程。

本文模拟采用有限体积法显式迭代求解流体方程的连续性守恒方程、动量守恒方程和体积守恒方程。采用标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型来模拟搅拌槽中的气液湍流^[31],采用一阶迎风格式对流动方程进行离散,并使用最小二乘格式计算每个标量场的梯度;顶部表面被模拟为脱气边界,分布器孔被设置为气体的速度入口,动量方程采用二阶迎风格式离散。所有变量的标度残差小于 1×10^{-4} 作为收敛条件。PBM模型的求解方法为离散方法,采用相位耦合SIMPLE算法耦合压力和速度项。在初始状态下,液相和气相的速度以及气体体积分数都被设置为零。

1.3 模型验证

为了验证网格无关性,选取网格数量分别为80万、105万、121万。进行稳态计算,达到稳态后提取了不同网格数量下转子区域的速度,如图3所示。从图中可以看出80万网格的计算结果还未达到稳定,网格数105万和121万的计算结果基本稳定,为了减少计算量且保证计算的精度,后续计算都采用了105万的网格进行计算。

将数值模拟得到的平均气泡尺寸与Laakkonen等^[29]在5个位置(A-E)的实验测量值进行了对比,如图4所示,实验测量值用粗体文本表示(第一行),本文的预测用下划线表示(第二行)。为了预测的准确性,进一步将预测模型与Basavarajappa^[30]的CFD模拟预测(图4括号中的数据)做对比,发现本研究使用的模型精度高于Basavarajappa的预测且模拟结果对比最大误差不超过10%。因此,本次研究所采用的计算模型可以较好的预测气泡尺寸和相

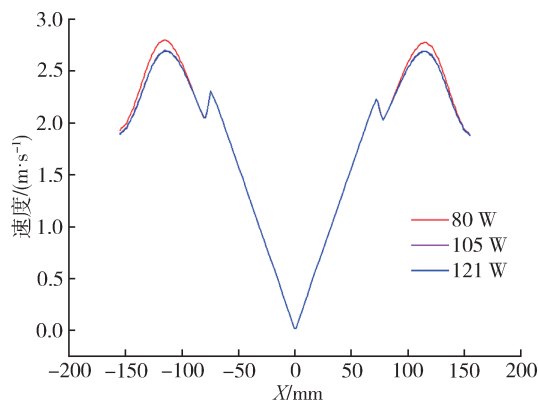


图3 液相速度对比

Fig. 3 Liquid phase velocity comparison

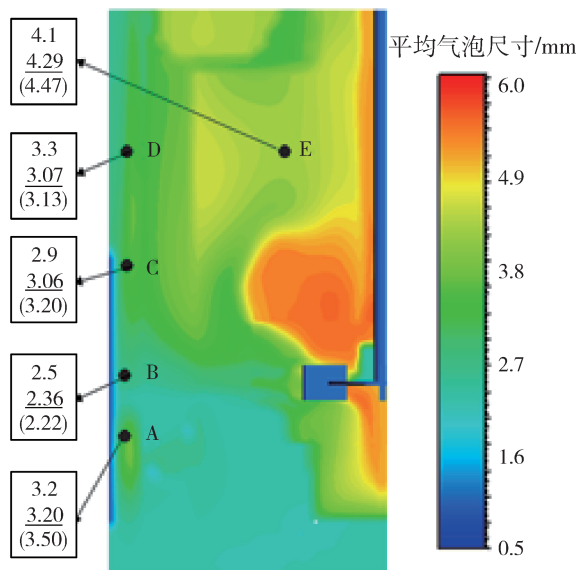


图4 气泡尺寸对比

Fig. 4 Bubble size comparison

关的流体力学参数。

2 结果与讨论

2.1 不同转速对气含率分布的影响

图5展示了通气量为0.7 vvm(每分钟通入搅拌槽的气体体积为搅拌槽有效工作容积的0.7倍),转速分别为200、300和400 r/min时搅拌槽中气含率。从图5(a)中可以直观的看出,在叶轮旋转速度较低的情况下,气液混合过程中容易发生气体驱动现象,此时气体的浮力效应会超越叶轮的抽吸效能,导致气体径直穿越叶轮,并沿着搅拌轴上升直至液面,从而使得气体在液体中分布不均匀。与200 r/min相比,300 r/min的叶轮转速使得气体在液

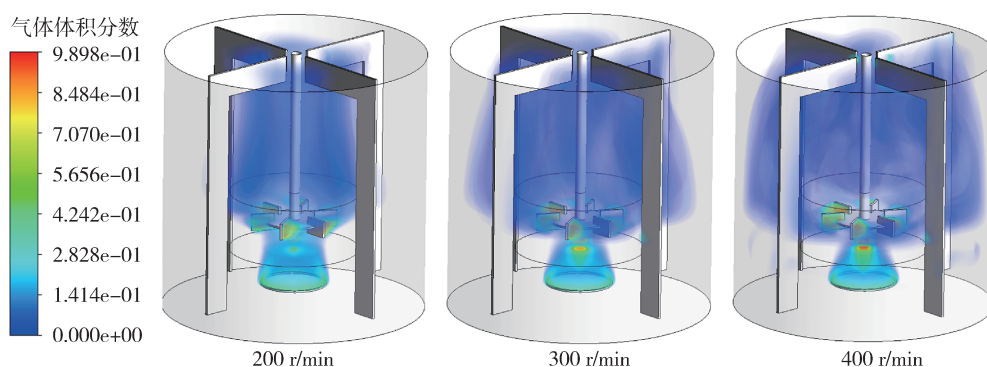


图5 不同叶轮速度下的气含率

Fig. 5 Gas holdup under different impeller speeds

体中的分布较为均匀,但仍然未充满整个搅拌槽,尤其是在搅拌槽的上部区域,气体体积分数相较于 200 r/min 有所提升,但仍然未达到充满搅拌槽的理想效果。而当叶轮转速提高至 400 r/min 时,搅拌槽内的气体分布得到了显著改善,气体几乎充满搅拌槽上部区域,气体分散效果相对较好。高速旋转的叶轮不仅能够有效吸入更多气体,还能增强液相与气相之间的相互作用力,促使气体与液体更加充分混合。这使得气体在液体中的分散变得更加均匀,气体体积分数的分布也更加均匀,进而提高搅拌效果和气液接触效率。

图6所示为不同转速与不同水平面上的气含率分布,为了直观看出转速对搅拌槽不同水平面气体

分散的影响,分别选取 $Z=200$ mm (桨叶中心)、 $Z=360$ mm 和 $Z=500$ mm 三个水平位置。从图6(a)中 $Z=200$ mm 时可以看出,气体主要集中在桨叶区域,且在桨叶处呈现出较为明显的背液面气含率明显高于迎液面的现象,即在背液面产生了气穴现象。在 $Z=360$ mm 和 $Z=500$ mm 处气体也集中在搅拌轴周围,气体分散性较差;随着转速的提高,虽然在 $Z=200$ mm 处仍然存在气穴,但气体逐步向周围扩散,而且,水平面低的区域局部含气率大,水平面越高的区域气体越分散;搅拌速度为 400 r/min 时,气体分散良好,说明了转速越大,气体在各个水平面的分散效果越好。

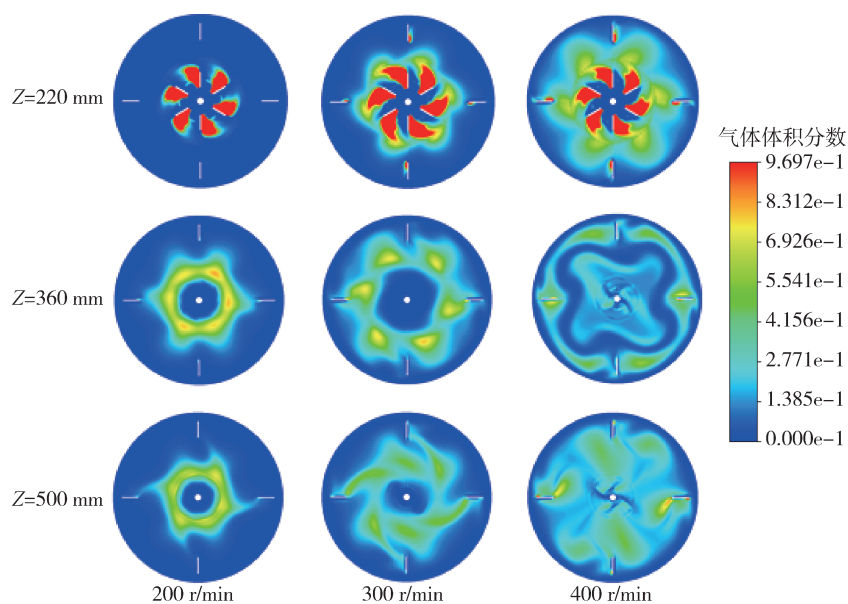


图6 不同水平面下气含率分布

Fig. 6 Distribution of gas content at different levels

2.2 不同转速对流场结构的影响

如图7(a)所示,当转速为200 r/min,通气量为0.7 vvm时,流场中呈现出四个对称分布的循环涡,整体速度较低。这些涡旋位于轴中心的对称位置,表明在低转速下,流体的混合效果较弱,流动区域的速度差异明显,搅拌效果不均匀。随着转速提高至300 r/min,如图7(b)所示,流场依旧呈对称结构,但桨叶端部的液体速度显著增加。在此转速下,流场

中的上循环区两个较大涡旋的位置下移,表明液体流动的区域发生了变化,搅拌效果得到提升,气液混合开始更加均匀。然而,转速提高至400 r/min时,如图7(c)所示,搅拌桨对液相的泵送能力进一步增强,液体流动变得更加集中和高效。此时,上循环区的两个大尺寸涡旋明显形成,且其位置更加稳定,减缓了气体沿轴向的快速上升,促使气体逐渐向四周扩散,从而提高了气液接触效率和气体的均匀分布。

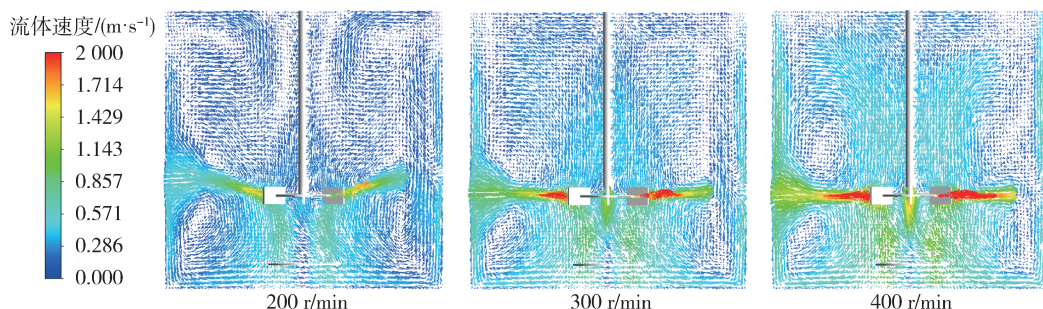


图7 不同转速流场结构

Fig. 7 Flow field structures at different rotational speeds

图8展示了槽内四个位置($X=60$ 、 $X=120$ 、 $X=180$ 和 $X=240$)不同转速条件下的轴向速度分布,这四个数值表示距离搅拌轴中心的远近,搅拌轴中心为 $X=0$ 。从图中可以看出三种转速下,图(a)、(b)、(c)轴向速度沿轴向的分布趋势基本一致,均在搅拌桨附近达到速度的最大值,且其方向与Z轴的正方向一致,图(d)由于槽边缘挡板的存在,使得其最大速度值在第二个峰值。随着转速的增加,轴向速度值明显升高,这主要是由于转速的增大使得桨叶的泵送能力增强,同时也促使气体带动液相上升,进而显著提高了速度值。通过对比图(a)、(b)与(c)、(d),可以明显看到,随着 X 值的增大(即离壁面越来越近),在转速增加后,第二个轴向速度峰值的位置发生了偏移。具体来说,峰值位置下移,说明涡旋中心随之下移。这是因为随着转速的提升,搅拌桨的泵送能力增强,液体的流动模式发生了变化,尤其是在靠近壁面的区域,涡旋的运动方式和强度得到了明显的调整。

2.3 不同转速对气泡尺寸和分布的影响

图9展示了在气体流量为0.7 vvm,转速分别为200 r/min、300 r/min和800 r/min时,不同水平面和垂直平面的气泡尺寸分布。从图(a)中可以看出,在200 r/min的条件下,气泡尺寸较大,且主要集中在

搅拌轴周围,这是因为在低转速下,搅拌桨无法提供足够的剪切力来有效地破碎气泡,因此气泡在液体中更倾向于聚并形成较大的气泡。当转速增加到300 r/min(图(b))时,气泡的整体尺寸有所减小,槽中在搅拌轴周围的大气泡明显减少,气泡尺寸趋于中等。更高的转速增强了搅拌带来的剪切力,气泡受力破碎成较小尺寸,从而提高了气泡分散性和气液界面面积。在转速为400 r/min时(图(c)),气泡尺寸明显减小,但在搅拌桨叶上方有大量气泡聚集,使得气体分散不均匀,降低了气体分散效果,不利于提高浮选效率。

2.4 不同转速对气泡数量浓度的影响

图10为不同搅拌速度下的搅拌槽内气泡大小分布。从图可以看出对于每个转速(200 r/min、300 r/min和400 r/min),数密度都在气泡大小为2 mm处有明显的峰值,且转速越大会产生更多该尺寸的气泡。对于更大的气泡尺寸(超过6 mm),所有三个转速的数密度趋于收敛并逐渐减少。可以得出更高的转速增加了搅拌强度,导致更多的气泡破碎,从而形成更多的小气泡。较大气泡数密度的减少表明,高转速更有利于小气泡的形成,这对于浮选过程中提高浮选效率是有利的。

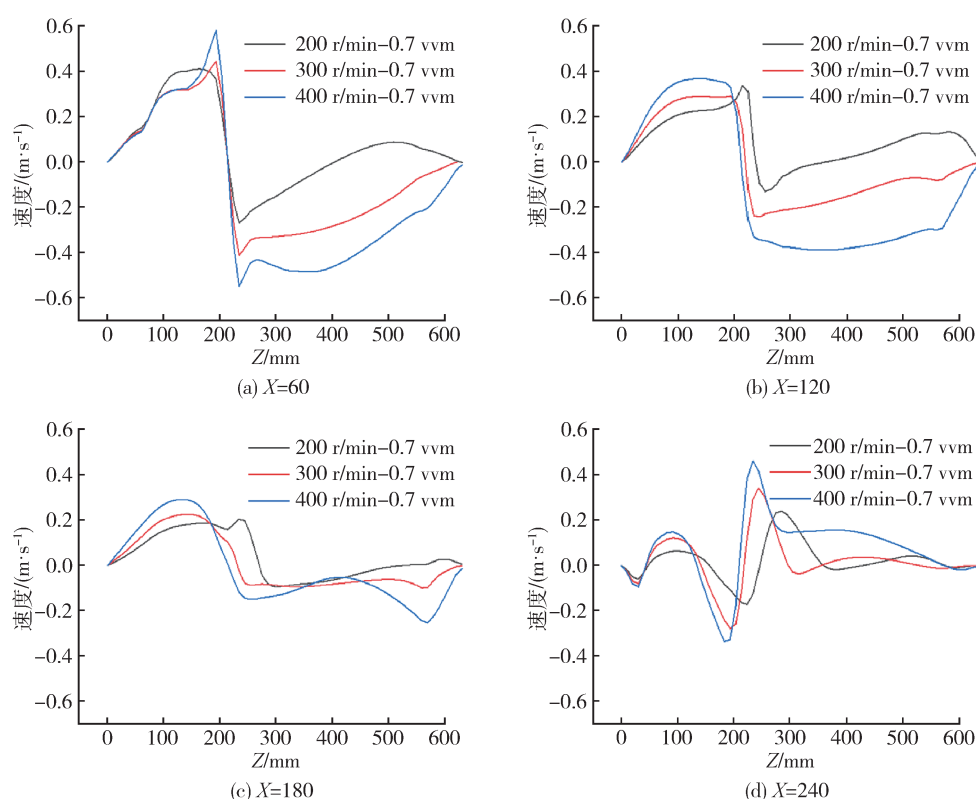


图8 不同转速下轴向速度分布

Fig. 8 Axial velocity distribution at different rotational speeds

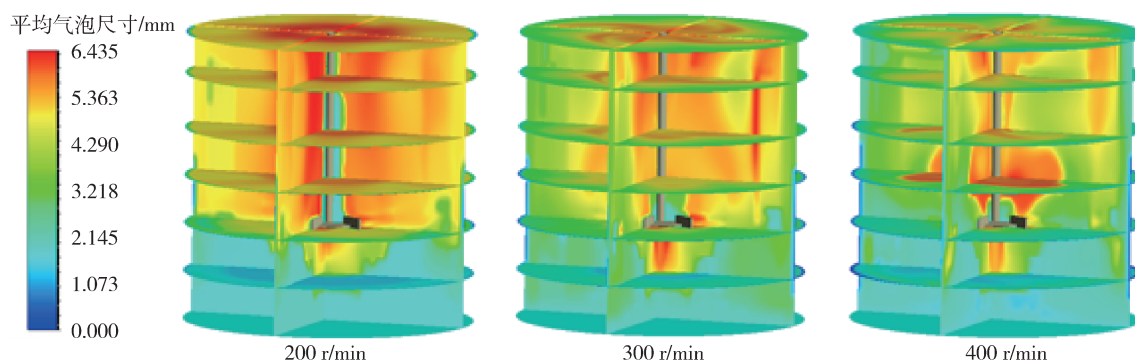


图9 不同转速的气泡尺寸分布

Fig. 9 The size distribution of bubbles at different rotational speeds

2.5 气穴的产生和影响

搅拌槽内部所呈现的气穴现象,本质上源于搅拌浆旋转时引发的流体动力学效应。具体而言,当搅拌浆以一定速度旋转时,其叶片的迎液面因流体的高速冲击而形成了一个相对高压区域。与此同时,桨叶的扫掠动作在叶片后部诱生了一个负压区域。这种由高压至低压的显著压差,构成了一个强有力的抽吸机制,促使槽底部积聚的气体迅速被牵引并卷入至该负压旋涡之中。随着这一过程的持

续进行,气体逐渐在搅拌浆叶片的背液面区域汇聚,形成了显著的气穴现象,该现象是搅拌槽内流体动力学特性的一种直观体现。

如图 11 所示为不同转速下桨叶处的气体体积分数分布,由图可以看出,在 200 r/min 低搅拌速度下(图 11(a)),叶片背液面形成的气穴体积较小,气体主要集中在叶片周围,气泡分散范围较小,气体不能很好地扩散到槽内其他区域。当搅拌速度增加到 300 r/min 时(图 11(b)),气穴体积向桨叶周围

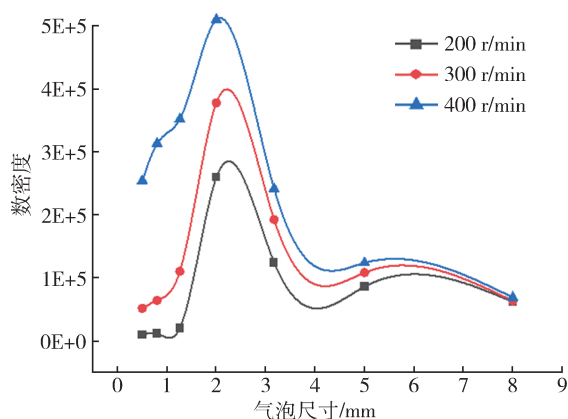


图 10 不同转速下气泡的数量浓度分布

Fig. 10 The distribution of bubble number concentration at different rotational speeds

增大,气泡在槽内的分散范围增加,叶片后方的气体分散较为均匀,扩散效果得到明显改善,气液两相的混合效率有所提高。当搅拌速度进一步提高时(图 11(c)),气体体积分数的分布更加均匀,高浓度气体区域进一步扩展。由于更强的流体剪切作用,气体在整个容器中分散得更加充分,气穴影响的范围增大,气体更容易向远离叶片的区域扩散。

在气液混合系统中,叶轮叶片后的压力为气腔提供了清晰的物理解释。从图 12 可以看出,随着搅拌速度的增加,叶片后方的负压越来越大,使得该区域气体吸附能力增强,形成更大的气腔,这也是气穴影响的范围增大的原因。

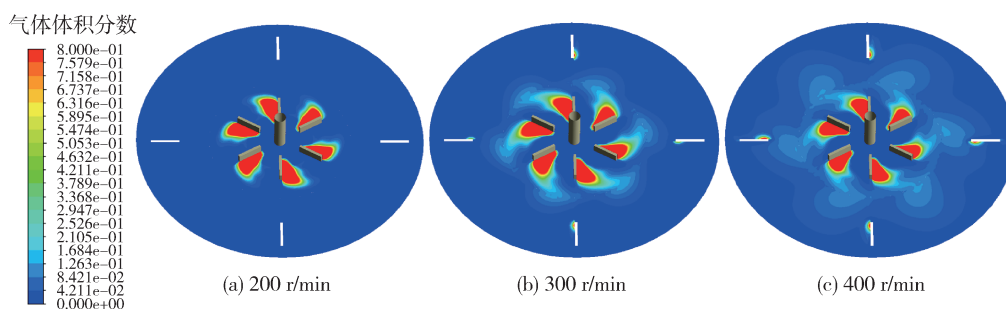


图 11 气穴现象中不同转速下气体体积分数的分布

Fig. 11 The distribution of gas volume fraction under different rotational speeds in the cavitation phenomenon

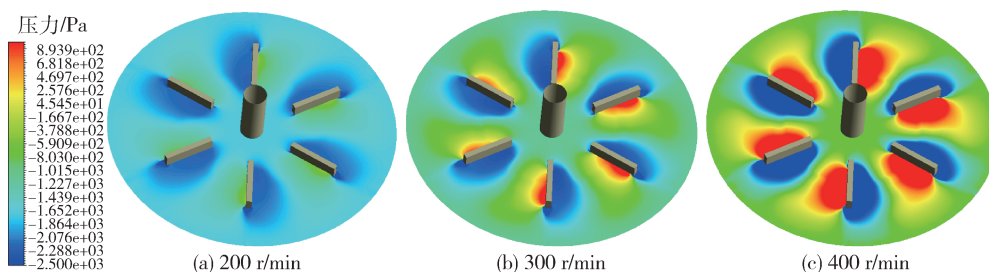


图 12 不同转速下搅拌区域的压力

Fig. 12 Pressure in the stirring area under different rotational speeds

由于气穴在搅拌桨叶片背面形成,气泡的附着会使叶片在旋转过程中受到的流体阻力减小,从而会减少搅拌时所消耗的功率。然而,这种功率的降低使得搅拌桨的泵送能力下降,影响气体和液体的混合效果。因此,适当调整搅拌速度,可以减少气穴对功率的负面影响,提高搅拌效率。

2.6 不同气体流量对气泡尺寸和分布的影响

图 13 所示为气体流量分别为 0.5 vvm、0.7 vvm 和 0.9 vvm,转速为 300 r/min 时预测的气泡尺寸分

布,从图中可以看出,在 0.5 vvm 时,气泡较小且分布不均匀,这是因为在较低气体流量时气泡的生成速率较慢,气泡能够在搅拌桨的剪切作用下及时被破碎分散到搅拌槽中。虽然较小的气泡有较大的气液接触面积,有助于提高气液混合效果和传质效率,但由于气泡量太少,使得小气泡未能充满搅拌槽,气液混合的效果较差。当气体流量增至 0.7 vvm 时,气泡尺寸开始增大。气体流量的增加意味着单位时间内进入搅拌槽的气体量增多,气泡

生成的速度加快,然而,在较高气体流量下,气泡生成速度快于搅拌桨的剪切速度,导致气泡未能及时被充分破碎,气泡尺寸有所增大,但尚未达到过度聚并的程度,气液接触面积依然保持在一个适中水平,气液混合效果较好。当气体流量进一步增至0.9 vvm时,气泡尺寸明显增大。这是因为更高的气体流量加快了气泡生成的速率,但由于搅拌桨的

剪切力无法与如此快速生成的气泡相匹配,导致气泡未能及时被破碎和分散。此时,气泡之间的碰撞增多,形成了较大的气泡团簇,气泡之间的聚并现象显著增加。较大的气泡会导致气液接触面积减少,气泡浮力作用增强,气泡上升速度加快,造成气体在液体中的分布不均匀,降低了气液混合效率和传质效率。

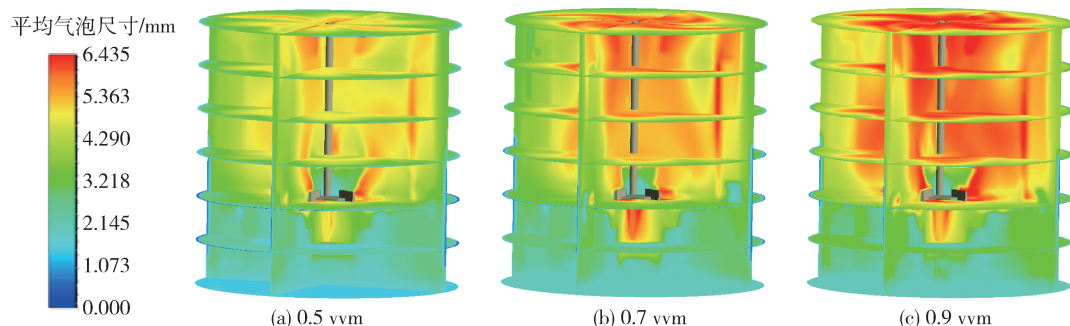


图13 不同气体流量下的气泡尺寸分布

Fig. 13 Bubble size distribution under different gas flow rates

2.7 不同气体流量对气含率的影响

图14所示为在位置 $X=160$ mm时,气体流量分别为0.5 vvm、0.7 vvm和0.9 vvm时气含率值沿轴向高度的分布曲线。其中y轴为所选取的直线轴向位置,z轴为气含率值。从图中可以看出,随着高度的增加,所有气体流量下的气含率曲线均呈现出先快速增加,随后逐渐减小的趋势。在气体流量为0.5 vvm时,气含率的最大值相对较低,且出现两个较大峰值,表明在低气流下,气泡生成和分散较少,且不均匀,气体在液相中的滞留时间较短,无法达到较高的气含率。随着气体流量增大,气含率整体上升,特别是在高度200~400 mm之间,气含率曲线明显增高。随着气体流量的增大,气泡能够上升到更高的位置,气含率在较高的高度区域也显著增加。表明高气体流量可以延长气泡的滞留时间,使气体在搅拌槽中的分布更加均匀。

2.8 不同气体流量对数量浓度的影响

图15展示了在不同气体流量下搅拌槽中的气泡数量浓度随气泡尺寸变化的趋势。从图中可以看出,各气体流量条件下,气泡数量浓度随气泡尺寸的增大呈现出类似的变化趋势,不同流量下的气泡浓度峰值均出现在约2 mm处,随着气体流量的增加,气泡的数量浓度峰值有一定增加,且气体流量为0.9 vvm时,比其他两组数据的气泡量增量更大。

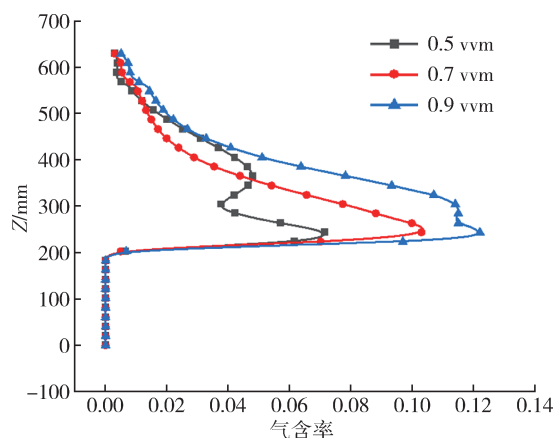


图14 不同气体流量的气含率分布

Fig. 14 The distribution of gas holdup corresponding to the same gas flow rate

因此,较高的气体流量会生成更多的气泡,而气体流量会显著增强气体在液相中的分散效果,增加气-液接触面积并促进传质。

3 结论

本文详细阐述了气液搅拌槽数值计算模型参数设置和模拟过程,针对所建立的计算模型进行了验证,并利用该模型对搅拌槽内的气液两相流场进行了仿真,进一步探讨了不同转速和进气速率对流场、气含率及气泡尺寸分布的影响,得到以下主

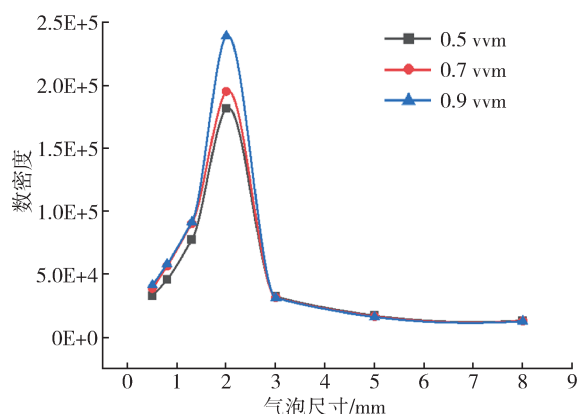


图 15 不同气体流量下气泡的数量浓度

Fig. 15 The number concentration of bubbles under different gas flow rates

要结论。

1) 搅拌转速显著影响气液分散性和传质效率。在低转速(如 200 r/min)条件下,气体受浮力主导作用沿轴向快速上升,分布不均匀;随着转速增加,剪切力增强,气泡尺寸减小且分布更为均匀。在 400 r/min 条件下,搅拌槽内气体分散均匀性达到最佳,气液界面面积显著增加,传质效率显著提升。高转速条件下的流场结构呈现明显的涡旋形态,强化了气体的横向扩散。

2) 在低气体流量下(0.5 vvm),气泡生成量较少且分布不均匀,分散效果较差,提高气体流量(如 0.7 vvm)会延长气泡的滞留时间,提高分散效果。然而,过高的气体流量(如 0.9 vvm)会加剧气泡聚并,导致大气泡团簇形成,降低气液接触效率。因此,合理选择气体流量可优化气泡分布,提高气液混合效果。

3) 在高转速(400 r/min)下,搅拌桨叶片背液面区域会出现明显的气穴现象,这是由局部负压导致气体汇聚形成稳定的气腔。虽然气穴的存在会降低叶轮的功率消耗,但其也对搅拌效率和气液分散效果产生了较大的不利影响。因此,通过合理调控转速和叶轮设计,可以减轻气穴现象所带来的不利影响,从而进一步提升搅拌效率和气体分散效果。

[参考文献]

- [1] LI J, WU G L, FANG Q, et al. Multiphase behaviors in a multistage vanadium leaching tank with mechanical-vapor combined stirring[J]. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, 2024, 164: 105683.
- [2] JELLALI S, KHIARI B, AL-BALUSHI M, et al. Novel calcium-

rich biochar synthesis and application for phosphorus and amoxicillin removal from synthetic and urban wastewater: Batch, columns, and continuous stirring tank reactors investigations[J]. Journal of Water Process Engineering, 2024, 58: 104818.

- [3] 李凯旋, 李政权, 张博群, 等. 浮选气泡在搅拌槽中运动与变形数值模拟[J]. 中国有色冶金, 2024, 53(5): 123-131.
LI K X, LI Z Q, ZHANG B Q, et al. Numerical Simulation of the Movement and Deformation of Flotation Bubbles in Stirred Tanks [J]. China Nonferrous Metals Industry, 2024, 53(5): 123-131.
- [4] LIU L, CHEN Z B, YAN H J, et al. Numerical simulation and multi-objective parameter optimization of gas-liquid flow in horizontal stirred tank [J]. Transactions of Nonferrous Metals Society of China, 2023, 33(3): 958-968.
- [5] 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.
SUUN Y C, ZHANG P, WU Y K, et al. Simulation of the influence of material parameters on the mixing performance of vertical stirred tanks [J]. Powder Technology China, 2022, 28 (06): 99-106.
- [6] WANG H N, JIA X Q, WANG X, et al. CFD modeling of hydrodynamic characteristics of a gas-liquid two-phase stirred tank [J]. Applied Mathematical Modelling, 2014, 38 (1): 63-92.
- [7] KARADIMOU D P, PAPADOPOULOS P A, MARKATOS N C. Mathematical modelling and numerical simulation of two-phase gas-liquid flows in stirred-tank reactors [J]. Journal of King Saud University-Science, 2019, 31(1): 33-41.
- [8] MALUTA F, ALBERINI F, PAGLIANTI A, et al. Hydrodynamics, power consumption and bubble size distribution in gas-liquid stirred tanks [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 194: 582-596.
- [9] KARIMI M, AKDOGAN G, BRADSHAW S M. A computational fluid dynamics model for the flotation rate constant, Part I: Model development[J]. Minerals Engineering, 2014, 69: 214-222.
- [10] KARIMI M, AKDOGAN G, BRADSHAW S M. A CFD-kinetic model for the flotation rate constant, Part II: Model validation [J]. Minerals Engineering, 2014, 69: 205-213.
- [11] LI S F, SCHWARZ M P, FENG Y Q, et al. A CFD study of particle-bubble collision efficiency in froth flotation [J]. Minerals Engineering, 2019, 141: 105855.
- [12] KOH P T L, SMITH L K. The effect of stirring speed and induction time on flotation[J]. Minerals Engineering, 2011, 24 (5): 442-448.
- [13] SCHWARZ M P, KOH P T L, VERRILLI D I, et al. Sequential multi-scale modelling of mineral processing operations, with application to flotation cells [J]. Minerals Engineering, 2016, 90: 2-16.
- [14] SHI P Y, RZEHA R. Bubbly flow in stirred tanks: Euler-Euler/RANS modeling [J]. Chemical Engineering Science,

- 2018, 190: 419–435.
- [15] WANG A, HOQUE M M, EVANS G, et al. Effect of turbulence dispersion on bubble-particle collision efficiency [J]. *Minerals Engineering*, 2022, 177: 107374.
- [16] DING J, WANG X, ZHOU X F, et al. CFD optimization of continuous stirred-tank (CSTR) reactor for biohydrogen production[J]. *Bioresource technology*, 2010, 101(18): 7005–7013.
- [17] JAHODA M, TOMASKOVA L, MOSTEK M. CFD prediction of liquid homogenisation in a gas-liquid stirred tank [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2009, 87(4): 460–467.
- [18] BUFFO A, VANNI M, MARCHISIO D L. Multidimensional population balance model for the simulation of turbulent gas-liquid systems in stirred tank reactors [J]. *Chemical Engineering Science*, 2012, 70: 31–44.
- [19] PETITTI M, NASUTI A, MARCHISIO D L, et al. Bubble size distribution modeling in stirred gas-liquid reactors with QMOM augmented by a new correction algorithm [J]. *AIChE Journal*, 2010, 56(1): 36–53.
- [20] GU D, LI W, XU H, et al. Study on hydrodynamics characteristics in a gas-liquid stirred tank with a self-similarity impeller based on CFD-PBM coupled model [J]. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 2023, 143: 104688.
- [21] MALUTA F, PAGLIANTI A, MONTANTE G. Towards a CFD-PBE simulation of aerated stirred tanks at high gas hold ups and different flow regimes [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2022, 180: 425–436.
- [22] SHIEA M, BUFFO A, VANNI M, et al. Numerical methods for the solution of population balance equations coupled with computational fluid dynamics [J]. *Annual review of chemical and biomolecular engineering*, 2020, 11(1): 339–366.
- [23] AN M, GUAN X P, YANG N. Modeling the effects of solid particles in CFD-PBM simulation of slurry bubble columns [J]. *Chemical Engineering Science*, 2020; 223.
- [24] KOH P T L, SCHWARZ M P. Modelling attachment rates of multi-sized bubbles with particles in a flotation cell [J]. *Minerals Engineering*, 2008, 21(12–14): 989–993.
- [25] GU D, LIU Z, TAO C, et al. Numerical simulation of gas-liquid dispersion in a stirred tank agitated by punched rigid-flexible impeller [J]. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 2019, 17(4): 20180196.
- [26] DEVI T T, KUMAR B. Mass transfer and power characteristics of stirred tank with Rushton and curved blade impeller [J]. *Engineering Science and Technology, An International Journal*, 2017, 20(2): 730–737.
- [27] RANGANATHAN P, SIVARAMAN S. Investigations on hydrodynamics and mass transfer in gas-liquid stirred reactor using computational fluid dynamics [J]. *Chemical engineering science*, 2011, 66(14): 3108–3124.
- [28] LUO H, SVENDSEN H F. Modeling and simulation of binary approach by energy conservation analysis [J]. *Chemical Engineering Communications*, 1996, 145(1): 145–153.
- [29] LAAKKONEN M, MOILANEN P, ALOPÆUS V, et al. Modelling local bubble size distributions in agitated vessels [J]. *Chemical Engineering Science*, 2007, 62(3): 721–740.
- [30] BASAVARAJAPPA M, MISKOVIC S. Investigation of gas dispersion characteristics in stirred tank and flotation cell using a corrected CFD-PBM quadrature-based moment method approach [J]. *Minerals Engineering*, 2016, 95: 161–184.
- [31] PETITTI M, NASUTI A, MARCHISIO D L, et al. Bubble size distribution modeling in stirred gas-liquid reactors with QMOM augmented by a new correction algorithm [J]. *AIChE Journal*, 2010, 56(1): 36–53.

Research on gas dispersion characteristics in stirred tanks based on CFD-PBM coupled model

LI Kaixuan, LI Zhengquan, ZHANG Boqun, WANG Yide, SHI Haoyu, ZHOU Zongyan

(Jiangxi Provincial Key Laboratory of Particle Technology, Jiangxi University of Science and Technology, Ganzhou 341000, China)

Abstract: In the process of mixing and dispersion in gas-liquid stirring, the size and distribution of bubbles not only determine the rising velocity of bubbles and the residence time of gas in the liquid phase but also directly affect the gas holdup and the gas-liquid contact area. Many scholars have employed computational fluid dynamics (CFD) to study bubble size distribution, gas content, and liquid velocity, yet none have considered the effects of bubble coalescence and breakup. The population balance model (PBM) reconstructs the bubble size distribution and establishes kernel functions for bubble breakup and coalescence. When combined with CFD, PBM can yield considerably accurate bubble sizes in process equipment such as stirred tanks. This paper employs a CFD-PBM coupled model to investigate the fluid dynamics of the gas-liquid dispersion process in a stirred tank, exploring the effects of rotational speed and gas flow rate on bubble size distribution, flow field, number concentration, and gas

holdup. The following key conclusions are drawn. The model demonstrates higher accuracy than Basavarajappa's predictions, with a maximum error of no more than 10% in simulation results, enabling effective prediction of bubble size distribution. The stirring speed significantly influences gas-liquid mixing efficiency, with higher speeds (400 r/min) resulting in smaller and more uniformly distributed bubbles, along with notably enhanced gas-liquid mass transfer performance. At low gas flow rates (0.5 vvm), bubble generation is limited and unevenly distributed; appropriately increasing the gas flow rate (0.7 vvm) helps prolong bubble residence time, whereas excessively high flow rates (0.9 vvm) may lead to bubble coalescence and a decline in mass transfer efficiency. At high rotational speeds (400 r/min), a noticeable cavitation phenomenon occurs in the back liquid surface area of the stirring blade. This is caused by the aggregation of gases due to local negative pressure, forming stable gas cavities, which adversely affect the stirring efficiency and gas-liquid dispersion effect. By reasonably adjusting the rotational speed and impeller design, the adverse impacts caused by cavitation can be mitigated, thereby further enhancing the stirring efficiency and gas dispersion effect. In actual production, optimizing the stirring speed and gas flow rate can improve bubble distribution and gas-liquid mixing effectiveness.

Key words: stirred tank; gas-liquid two-phase; CFD-PBM coupled model; dispersion characteristics; bubble distribution

长沙有色院3项技术入选有色金属行业先进适用技术推荐目录

近日,广西壮族自治区工业和信息化厅与中国有色金属工业协会联合发布《有色金属行业先进适用工艺、技术、装备(产品)推荐目录》。长沙有色冶金设计研究院有限公司自主研发的“复杂构造区深井矿山高应力围岩承压调控支护技术”、“矿山高陡边坡全链路防控技术装备及规模化应用”以及“铅锌冶炼废水无钠硫化深度除铊脱砷与资源化利用技术”成功入选,标志着其在金属矿山安全开采与绿色冶炼关键领域的技术实力与创新成果获得行业高度认可。

此次入选的3项技术,精准对应有色金属行业向深部、安全、绿色发展的迫切需求。

深地开采安全保障技术攻克高应力支护世界难题。针对深部资源开采中围岩应力高、变形大、支护难的共性挑战,该公司研发的“复杂构造区深井矿山高应力围岩承压调控支护技术”,通过理论创新与材料工艺突破,实现对围岩变形的主动与精准控制,极大提升了深井巷道的长期稳定性和作业安全性,为深部矿产资源的高效安全回收提供可靠的技术支撑。

边坡风险智能防控体系实现“监测-预警-治理”全链路闭环。该公司通过推广矿山高陡边坡全链路防控技术装备及规模化应用,构建集实时监测、智能预警与高效治理于一体的边坡安全防控体系,实现对边坡风险的早期识别、精准诊断与快速处置,推动安全管理模式实现从事后应对向事前预防的根本性转变,可显著提升矿山整体抗灾能力。

冶炼废水深度净化与资源化技术开辟绿色治理新路径。聚焦铅锌冶炼废水中毒性重金属铊、砷的去除难题,该公司创新开发的“铅锌冶炼废水无钠硫化深度除铊脱砷与资源化利用技术”,突破传统钠盐沉淀法的局限,不仅能协同深度去除铊、砷,稳定达到严苛的排放标准,还能将有害沉淀物转化为具有潜在资源价值的稳定产物,实现污染物减量化与资源化的双重目标,为行业废水治理提供经济环保的解决方案。

(资料来源:中国有色金属报)