

试验研究

引文格式:陈春林,陈凤阳,刘启鸿,等. 基于CFD-PBM耦合模型的搅拌釜内多相流动特性研究[J]. 中国有色冶金, 2025, 54(5):144-155.

CHEN Chunlin, CHEN Fengyang, LIU Qihong, et al. Multiphase flow characteristics in stirred tanks based on CFD-PBM coupling model[J]. China Nonferrous Metallurgy, 2025, 54(5):144-155.

基于CFD-PBM耦合模型的搅拌釜内多相流动特性研究

陈春林¹, 陈凤阳^{2,3}, 刘启鸿^{2,3}, 赵中铮^{2,3}, 侯彦青^{2,3}

(1. 云南驰宏锌锗股份有限公司, 云南 曲靖 655011;

2. 复杂有色金属资源清洁利用国家重点实验室, 云南 昆明 650093;

3. 昆明理工大学 冶金与能源学院, 云南 昆明 650093)

[摘要] 加压浸出搅拌釜内的气液流动和氧气含量在一定程度上制约着釜内反应效率,目前相关文献的研究相对匮乏,本文基于Fluent构建搅拌釜内气液流动数学模型,借助CFD模拟技术探究了硫酸浓度、挡板、进气速度、气泡直径对釜内气液流动的影响。结果表明:硫酸浓度从0 g/L上升至60 g/L时,釜内流动速度减缓、搅动区域变小,但釜内氧气含量从0.1944%升至0.2017%,浓度从60 g/L增至180 g/L时变化不大;设置挡板会将釜内的切向速度转化为径向、轴向速度,抑制打旋现象,增加釜内端动能分布促进搅拌混合,气含率提高了2%,但釜内搅拌功率增加1.2%;增加进气速度会显著增加釜内气含量,进气速度由0.15 m/s变为0.25 m/s和0.35 m/s时,氧气含量从0.61%分别提升至1.04%和1.53%;增加进气气泡直径略微降低釜内气含率,进气气泡直径从0.001 m变为0.004 m和0.005 m时,气含率从1.005%分别下降至0.996%、0.985%。

[关键词] 搅拌釜;速度流场;氧气含量;气液两相流;硫酸浓度;挡板;进气速度;气泡直径

[中图分类号] TF351.5 [文献标志码] A [文章编号] 1672-6103(2025)05-0144-12

DOI:10.19612/j.cnki.cn11-5066/tf.2025.05.016

0 引言

加压湿法冶金通过提高气相压力,来强化气相的传质过程,并提高体系的反应温度,增强化学反应的推动力,以此提高冶金反应过程的效率,由于其原料适应性广、反应效率高、环境污染小等特点广泛应

用于有色金属浸出及稀贵金属的综合回收利用^[1]。而高压釜是湿法冶金中的主力设备,在一般浸出过程中氧气作为氧化剂被通入釜内,在搅拌作用下被分散到釜内各处以便充分参与反应,溶液则在搅拌桨的旋转作用下,在釜内循环流动。此加压浸出过程是一个耗氧体系,氧气的溶解度是限制化学反应速率的关键因素,而釜内液体的流动循环能加速气液固反应过程,促进反应进行^[2-3]。因此深入研究釜内气液两相的流场和气含率对于工业生产具有重大意义。

加压釜内的流场为复杂的随机紊流及多相流,同时在加压釜高温高压的操作条件下,采用实验测量流场较为困难^[4]。目前主流的流场检测手段有

[收稿日期] 2024-12-28

[第一作者] 陈春林(1984—),男,博士,高级工程师。主要研究方向为铅锌锗冶炼工艺技术。

[通信作者] 侯彦青(1982—),男,博士,教授,冶金过程仿真模拟与智能化。

[基金项目] 国家自然科学基金项目(52074141,22168019)。

激光多普勒测速仪(Laser Doppler Velocimetry, LDV)、粒子图像测速技术(Particle Image Velocimetry, PIV)等^[5-6]。这些检测手段对流场影响较小,能得到较精准的流动信息,但应用于大型搅拌设备时,耗费时间长、测量设备昂贵、且复杂的生产过程中难以获得准确数据。计算流体力学(Computational Fluid Dynamic, CFD)这一技术的出现克服了这些难题,通过对流场模型的构建及流场参数的导入,可在计算机上实现流场的预测,通过数据处理实现流场实时化、可视化,获得传统实验方法难以获得的微观信息,如流场湍动能、湍流耗散率等^[7-8]。

刘柳等^[9]探究了搅拌釜内温度场和流场,结果表明靠近球形釜壁处流体存在明显的分层现象和局部高温区,釜壁处挡板对搅拌流场及温度场分布的影响较大,在靠近挡板的位置,流场分布更加紊乱并且温度更均匀。Heidari^[10]探究了搅拌桨倾斜角度对釜内搅拌混合效果的影响,得出搅拌桨倾斜 30° 时混合效果最佳。Hoseini^[11]对比了几种不同桨形,并利用响应曲面法对搅拌桨的叶片厚度、圆盘宽度、叶片垂直角度等进行了优化。Kerdouss^[12]对双涡轮搅拌槽内气泡尺寸和气体分布进行了研究,结果与已有文献中报道的关于双涡轮搅拌槽内气泡尺寸、气体分布及气含率的实验测量结果一致。焦飞^[13]对氧压浸出釜搅拌器进行选型优化,通过模拟和现场实验改进的搅拌器具有更高的分散能力以及更低的功率。李良超等^[14]对搅拌槽内局部气含率进行了研究,结果表明局部气含率在涡心、叶轮和挡板后部较高,叶轮后部存在明显气穴。陈志斌等^[15]使用Euler多相流模型研究了搅拌釜气液两相流,结果表明提高转速有利于气相分布和液相混合,提高搅拌桨离底高度,能增加气含率,但会增加液相混匀时间。

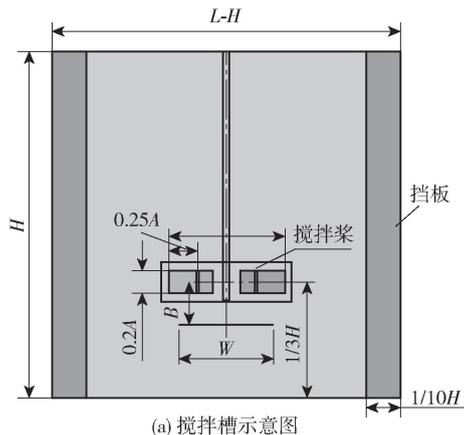
在冶金工业相关研究中,搅拌釜内气液两相流的研究已取得诸多成果。目前研究主要集中在搅拌桨等设备条件的优化,以及固定条件下的釜内气液流动分布等方面。然而,对于进气条件和流体性质等因素对釜内气液流动特性影响的探究相对匮乏。本研究以加压浸出时搅拌釜内气液两相流为对象,借助CFD模拟技术深入探讨进气条件和流体性质变化对釜内气液流动特性的影响,通过实验数据验证了模拟可靠性,探究了硫酸浓度、挡板、进气速度、气泡直径对釜内气液流动的影响。这些因素与

搅拌釜内的混合效果和氧含量密切相关,对提高冶金反应效率有着不可忽视的意义。

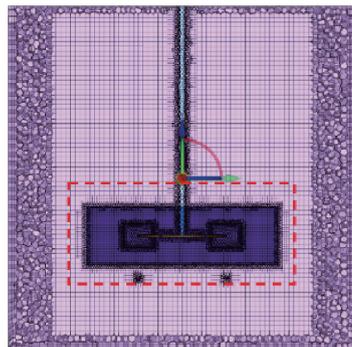
1 物理模型

1.1 几何模型建立

本研究所建立模型是带挡板的六圆盘直叶涡轮桨搅拌釜^[16],搅拌釜是一个底面直径与釜高相等的圆柱体,其具体数据为 $L=H=288\text{ mm}$,挡板与搅拌槽同高,宽为 $H/10$,对挡板进行了无厚度壁面处理,以简化计算条件。气体通过搅拌桨正下方的圆环形气体分布器进入搅拌釜内,环宽为 $W=77\text{ mm}$,与搅拌桨距离 $B=35\text{ mm}$ 。Rushton桨的直径为 $A=96\text{ mm}$,离底高度为 $H/3$,桨叶宽为 $0.25A$,高为 $0.2A$,桨盘直径为 $0.75A$ 。其几何模型及生成的网格如图1所示。



(a) 搅拌槽示意图



(b) 结构网格

图1 几何模型及结构网格

Fig. 1 Geometric models and structural grids

1.2 网格划分

本文对几何模型采用Poly-hexcore网格类型进行网格划分。在求解过程中,由于hexcore网格的计算精度会更高一点,采用hexcore网格是优于poly

网格的,但其网格划分较为困难,容易导致网格质量差,而 poly 网格划分则相对简单,适合处理复杂的几何区域^[17]。Poly-hecore 网格类型采用的是混合网格划分方案,能够使六面体和四面体网格实现共节点连接,其在求解核心区域采用六面体划分,在壁面和过渡区域采用四面体网格,充分结合六面体网格和四面体网格的优势,能够有效提高网格质量同时降低网格数量,减少计算量。

本文采用了多重参考系法(Multiple Reference Frame, MRF)处理釜内搅拌区域^[18]。MRF 法由于不需要反复迭代,计算方法简单且准确性较好被广泛用于研究中。其原理主要是将釜分为带搅拌桨的内部动区域和外部静区域,在中间设置交接面以实现数据交换。在动区域由于涉及到搅拌桨的转动,其工况较为复杂,因此对其进行网格局部加密,以提高结果的准确性和计算的收敛性,且通过局部加密可以有效提高网格质量并避免网格数的飞速增长,提高计算效率。

1.3 边界条件

气体从搅拌桨下方环形气体分布器进入釜内,以氧气的法相速度作为入口条件,并定义其气相体积分率为 1,将釜内液相表面设置为压力出口,在仅考虑单相条件时釜上壁面可设置为对称边界条件以减少计算量。动静区域交界面设置为 interface 用于交换流动信息。釜内壁面采用无滑移边界条件,湍流模型采用应用广泛的标准 $k-\varepsilon$ 模型,开启重力,气-液两相流动采用 phase-coupled SIMPLE 算法模型稳态求解,所有收敛残差条件设置为 10^{-4} 。

1.4 控制方程

本文采用欧拉-欧拉两相流模型来描述釜内气液两相流动,其连续性方程可表示为式(1)(2)。

$$\frac{\partial(\rho_g \alpha_g)}{\partial t} + \nabla(\rho_g \alpha_g u_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\rho_l \alpha_l)}{\partial t} + \nabla(\rho_l \alpha_l u_l) = 0 \quad (2)$$

式中: α_g 为气相体积分率,%; ρ_g 为气相密度, kg/m^3 ; u_g 为气相流动速度, m/s ; α_l 为液相体积分率,%; ρ_l 为液相密度, kg/m^3 ; u_l 为液相流动速度, m/s ; t 为时间, s 。

在欧拉双流体模型中,气相和液相体积分率之和为 1,即有式(3)。

$$\alpha_g + \alpha_l = 1 \quad (3)$$

气相和液相的动量方程可表示为式(4)(5)。

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_g \alpha_g u_g)}{\partial t} + \nabla(\rho_g \alpha_g u_g u_g) = \\ -\alpha_g \nabla p + \nabla(\alpha_g \mu_{\text{eff},g}(\nabla u_g + (\nabla u_g)^T)) + \\ \alpha_g \rho_g g + I_{g,l} \end{aligned} \quad (4)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_l \alpha_l u_l)}{\partial t} + \nabla(\rho_l \alpha_l u_l u_l) = \\ -\alpha_l \nabla p + \nabla(\alpha_l \mu_{\text{eff},l}(\nabla u_l + (\nabla u_l)^T)) + \\ \alpha_l \rho_l g + I_{l,g} \end{aligned} \quad (5)$$

式中: ρ 为密度, kg/m^3 ; p 为压力, N/m^2 ; μ_{eff} 为有效黏度, $\text{kg} \cdot (\text{m} \cdot \text{s})^{-1}$; $\mu_{\text{eff}} = \mu_{\text{mol}} + \mu_{\text{urb}}$, μ_{mol} 为分子黏度, μ_{urb} 为湍流黏度; u 为速度矢量; g 为重力加速度, m/s^2 。 $I_{g,l}$ 、 $I_{l,g}$ 为气液相间作用力,对于釜内相间作用力, Ljungqvist 等^[19]指出虚拟质量力、湍流扩散力等对搅拌釜内流体运动影响较小,因此本文主要考虑曳力。曳力是气液两相相对运动时,发生动量传递的重要作用力,对于曳力采用双流体模型通用的 Schiller and Naumann 模型。

湍流方程采用雷诺时均标准 $k-\varepsilon$ 模型, $k-\varepsilon$ 模型是基于湍流动能(k)及湍流耗散率(ε)输运方程的半经验模型,在实际工程流体计算中应用广泛,有较多数据积累,精度较高,更易于工程应用,具有较好的准确性和经济性^[20],在涡流复杂的搅拌釜中其收敛性和计算精度能也满足实验计算要求。通过下文实验验证,使用标准 $k-\varepsilon$ 模型得到的模拟结果与实验数据吻合较好,这也验证了该模型在搅拌釜流动模拟中的有效性。

其中 k 方程由精确方程推导而来,见式(6)。

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

ε 方程由物理推理得到,见式(7)。

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

式中湍流黏度 μ_t , 由 ε 和 k 计算而得,见式(8)。

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (8)$$

式中: G_k 表示平均速度梯度产生的湍动能, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s}^3)$; G_b 表示由浮力产生的湍动能, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s}^3)$; Y_M 表示可压缩湍流中波动膨胀对整体耗散率的贡献,

$\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}^3)$; $C_{1\varepsilon}$ 、 $C_{2\varepsilon}$ 、 σ_k 、 σ_ε 、 C_μ 为模型常数,由基本的湍流实验确定而来,默认值分别为 1.44, 1.92, 1.0, 1.3, 0.09。

2 无关性验证和模型验证

2.1 无关性验证

一般来说网格数越多,计算域划分的越细,其计算精确性越高,但随着网格数的增多,其对计算机硬件提出更高的要求,同时会导致求解时间变长、收敛变慢等问题。网格无关性检验的目的是在计算的准确性和计算量之间寻求一个平衡^[21]。

本文通过对比不同网格数下釜内归一化液速轴向分布来进行网格无关性验证。实验数据来自 Guan 等^[22]的研究工作,其将液相速度和轴向范围进行了归一化处理,将归一化液相速度定义为 U/U_{tip} ,其中 U 为液相速度, U_{tip} 为桨叶的尖端线速度, $Z=0$ 为 Rushton 桨的桨盘中面, W 为桨叶高, S 为距桨叶尖端的径向距离。

图 2 展示了四种网格数递增网格划分方案对釜内排液区归一化液相速度轴向分布的预测,当网格数为 1.4×10^5 时,对 $2Z/W=0$ 处的速度预测存在偏移,当网格单元数增加到 3.2×10^5 时,对 $2Z/W=0$ 处的速度预测有所修正,但对最大速度的预测偏小。当网格单元数增加到 5.2×10^5 时,对液相速度的预测进一步贴近了实验结果,当网格数增加到 15.7×10^5 时,轴向归一化液相速度分布与 5.2×10^5 网格相比变化不大,即再增加网格数量无法有效提升计算精度。此外,取 $2Z/W=0$ 处的归一化液相速度进行了比较,其值由网格数从小到大分别为 0.707、0.737、0.755、0.768。可以看出当网格数网格数量为 1.4×10^5 和 3.2×10^5 时,模拟得到的液相速度较 15.7×10^5 时差距较大,其相对误差分别为 8%、4.1%。当网格数量为 5.2×10^5 时,模拟结果与 15.7×10^5 时较为接近,其相对误差为 1.7%。因此在综合计算准确性和时间成本后,本研究网格单元数量最终选用 5.2×10^5 。

2.2 模型验证

对转速为 600 r/min,距离搅拌桨尖端 $S=2.5$ cm 和 $S=5.5$ cm 处的排液区归一化轴向液相速度进行预测。如图 3(a)、(b) 所示,图中黑色线为对实验值插入 20% 的误差棒,灰色阴影表示实验值 20% 的区域。经计算在 $S=2.5$ cm 处与实验结果的

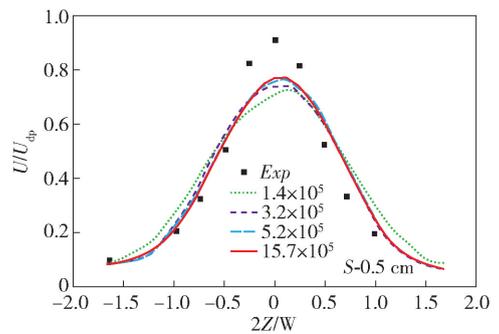


图 2 网格无关性验证

Fig. 2 Grid-independence verification

平均误差为 9.86%, $S=5.5$ cm 处与实验结果的平均误差为 7.3%。在距离桨叶尖端 2.5 cm、5.5 cm 处模拟结果都对桨叶中心速度预测略微偏高,但总的来说预测结果相对实验结果都保持在 10% 的误差以内,这说明数值模型的合理性和模拟结果具有可靠性。

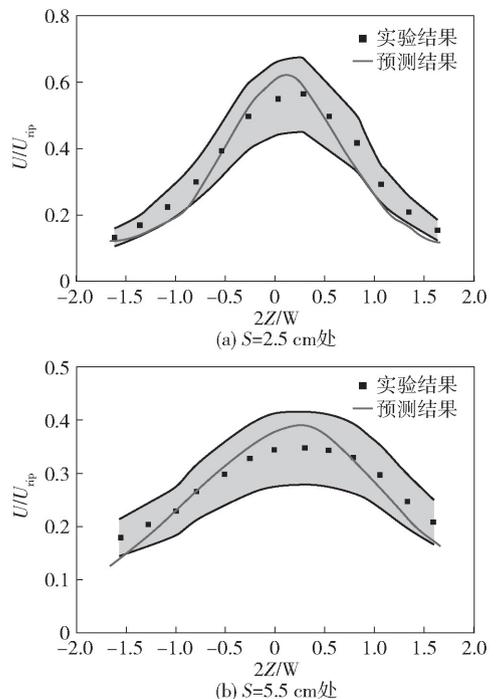


图 3 排液区归一化液速

Fig. 3 Normalized liquid velocity in the discharge zone

3 结果与分析

3.1 硫酸浓度对釜内流场及气含率影响

硫酸是加压浸出过程中一种常用的浸出剂,硫

酸浓度过低可能会导致浸出率较低,而浓度过高则可能会造成资源的浪费,因此,硫酸浓度是浸出过程中主要探究的一个因素。本文通过模拟研究随着硫酸浓度的增加其物理性质的改变对浸出过程中气液两相的影响,研究了未添加硫酸溶液、酸度为 60 g/L 和 180 g/L 三种溶液在釜内的流场情形。由于在生产过程中搅拌釜内矿浆固含量占比较低,本文在保

证计算精度和真实反应釜内流动情况下,将固相近似处理为液相,釜内物相体系简化为硫化锌矿浆溶液和氧气,其密度分别为 1500 kg/m^3 和 1.299 kg/m^3 ,各图的详细工况见表 1。此外为了便于观察釜内气相分布及流场,分别选取了一个横截面和纵截面作为釜内特征面,如图 4 所示,截面使用紫色进行了标注。

表 1 各图所对应工况

Table 1 The working conditions corresponding to each diagram

图标号	转速/($\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$)	黏度/ $\text{Pa} \cdot \text{s}$	气泡直径/m	进气速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	硫酸浓度/($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)
图 5(a)、图 6(a)	600	0.000 8	0.004	0.15	0
图 5(b)、图 6(b)	600	0.001 0	0.004	0.15	60
图 5(c)、图 6(c)	600	0.001 5	0.004	0.15	180
图 11(a)、图 12(a)	600	0.001 5	0.004	0.15	60
图 11(b)、图 12(b)	600	0.001 5	0.004	0.25	60
图 11(c)、图 12(c)	600	0.001 5	0.004	0.35	60
图 13(a)、图 14(a)	600	0.001 5	0.001	0.25	60
图 13(b)、图 14(b)	600	0.001 5	0.004	0.25	60
图 13(c)、图 14(c)	600	0.001 5	0.005	0.25	60

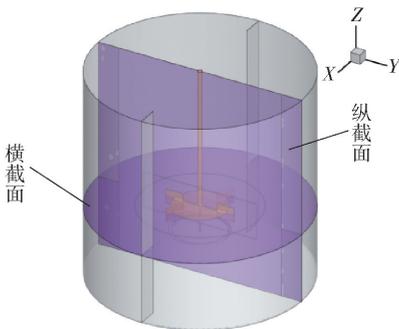


图 4 截面选取示意图

Fig. 4 Schematic diagram of cross-section selection

图 5 为不同硫酸浓度釜内速度分布云图。由图 5 可得出,硫酸对釜内流场有显著影响,不添加硫酸较添加硫酸的高速度区域显然在釜内分布更广泛,流场也更激烈,从横截面也可看出,添加硫酸后靠近釜壁处速度有明显降低,桨后的高速区域也有所减少。通过多组平行实验发现,当硫酸浓度从 60 g/L 提升至 180 g/L 时,所产生的变化并不大,相对于 60 g/L 的情况,仅速度分布稍有减小。万章豪等^[23]在针对立式釜内 $\text{H}_2\text{SO}_4\text{-O}_2\text{-铜阳极泥}$ 三相搅拌体系

所进行的数值仿真实验表明,搅拌转速的关联度极差最大,即转速对混合性能的影响最为显著,而硫酸质量分数对混合性能的影响相对较弱。这种现象可能是由于添加硫酸后,釜内溶液的黏度升高,从而致使搅拌桨受到的阻力以及溶液内部的摩擦力增大。因此,添加硫酸会使釜内的搅动范围缩小,进而影响釜内的混合效果,但当硫酸达到一定浓度之后,继续增加硫酸浓度对釜内速度的影响不大。

图 6 为不同硫酸浓度条件下釜内气含率的分布图。从图 6 可以看出,当釜内硫酸浓度为 0 g/L 时其氧气分布区域较小,且存在小范围的高含量区域,而在添加硫酸后氧气分布面积明显增大,氧气分布广有利于提高反应效率,增加浸出率。当硫酸浓度从 60 g/L 升至 180 g/L 时,釜内气含率分布变化较小,氧气分布只有略微增加。从横截面来看,在不添加硫酸的情况下搅拌桨后形成的气穴较小,氧气大部分集中在此区域,釜内其他区域氧含量都较低,而添加硫酸后在搅拌桨后方形成的气穴明显增大,釜内其他区域气含率也有所上升,釜内氧气分布更加均匀。当硫酸浓度由 60 g/L 升至 180 g/L 时,气穴并未明显增大,但釜内整体区域的氧气分布有所提

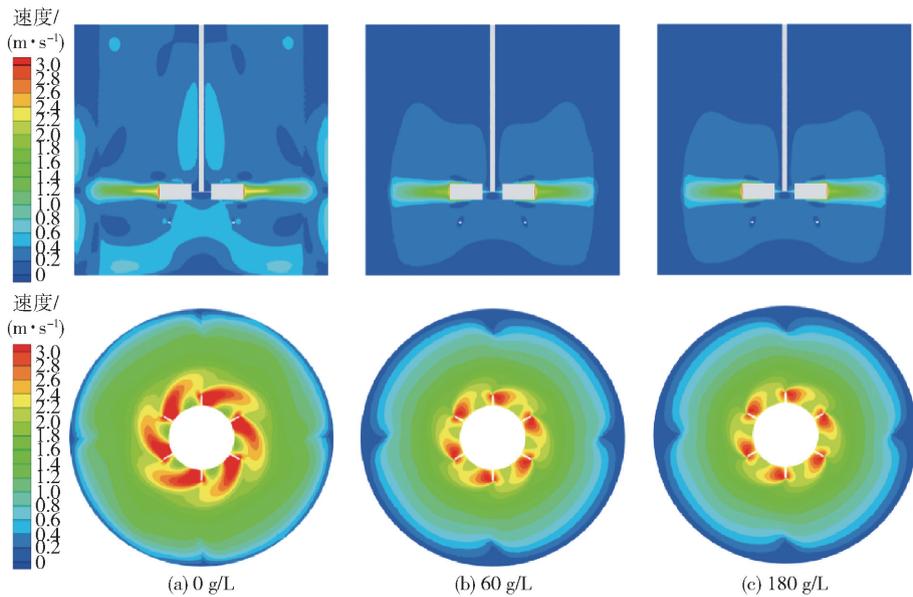


图 5 不同硫酸浓度条件下釜内速度的分布云图

Fig. 5 Velocity distribution inside the stirred tank under different concentrations of sulfuric acid

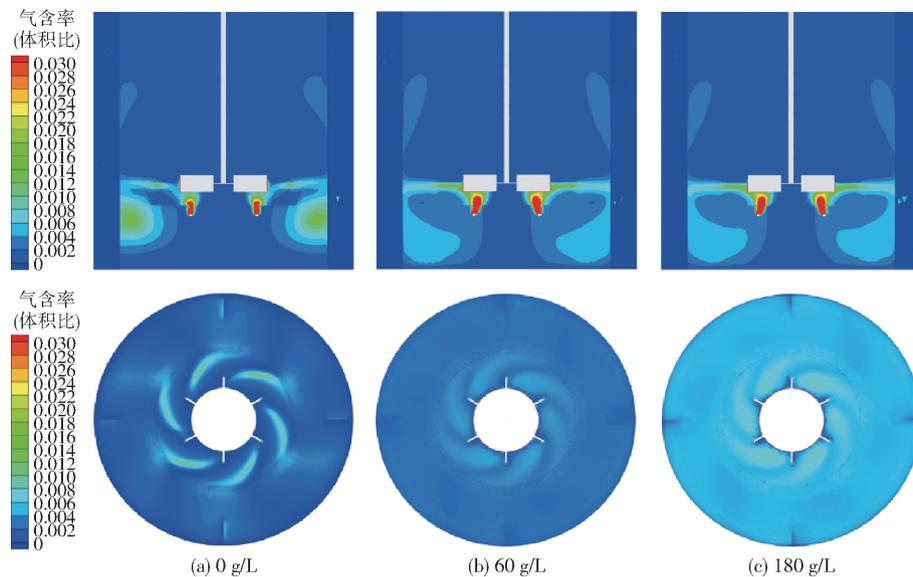


图 6 不同硫酸浓度条件下釜内气含率的分布云图

Fig. 6 Distribution cloud map of gas content in the reactor under different sulfuric acid concentrations

高。从氧气总体含量来说当釜内硫酸浓度从 0 g/L 提高到 60 g/L 时,气含率从 0.194 4% 增加到了 0.201 7%,提升 3.75%,而硫酸浓度从 60 g/L 提高到 180 g/L 时氧气含量从 0.201 7% 增至 0.201 9%,仅有 0.1% 的提升。总的来说,氧气含量的增加可能是硫酸的加入导致釜内液体黏度增加,导致釜内气泡上升速度变慢,停留在釜内气泡增多,因此釜内氧气含量上升。

3.2 挡板对釜内流场及气含率影响

在搅拌桨的旋转作用下,釜内会形成绕轴旋转的切向流,当流速较高时,液体在离心力的作用下涌向釜壁,中心液面降低,形成一个旋涡,也就是常说的“打旋”现象,打旋会吸入表面空气,降低混合效果。通常是通过加入挡板来抑制切向流,提高叶轮的剪切性能,改善搅拌效果。本文通过设置四块宽为 $W/10$ 挡板的来探究其对釜内气液的影响,挡板

均匀分布在釜内,如图 1(a)所示。

搅拌功率对于搅拌釜来说是一个重要参数,它在一定程度上表明了搅拌釜的功耗,较高的搅拌功率会造成能量损失以及经济成本增加^[24]。搅拌功率按式(9)计算。

$$P = 2\pi T \frac{N_r}{60} \quad (9)$$

式中: P 为搅拌功率, W , T 为扭矩, $N \cdot m$, N_r 为搅拌转速, $r \cdot \text{min}^{-1}$ 。

搅拌釜通过安装扭矩监测装置实现对扭矩变化的实时监控。具体而言,扭矩传感器的下端输出轴经联轴器与磁力耦合器的外磁钢紧密相连,其上端输入轴则经联轴器与驱动电机的输出轴相接。通过扭矩传感器对扭矩信号进行监测,进而实现对扭矩的检测与判断,最终获取扭矩值。据式(9)计算,有挡板搅拌功率为 47.31 W,无挡板功率为 46.74 W,相差仅有 1.2%。可以看出添加挡板对功率的需求只是略微增加,若添加挡板对釜内混合效果有一定增强,则更符合生产需求。

图 7 为有无挡板釜内速度矢量图结果,由图 7 可以明显观察到釜内流体的运动趋势,釜内明显存在四个“旋涡”,上部分和下部分存在两个循环结构,这与 Murthy B N 等^[25]的研究中报道的数值模拟结果预测相符。流体在有挡板的釜较无挡板的釜形成较小的“涡”,其速度矢量分布则更密集,并且在釜内上半区域速度矢量明显存在向“右上”的趋势,存在更多的轴向速度,循环量更大更有利于釜内上下流场的混合。在无挡板的情况下,没有了挡板阻挡,其搅拌桨处的径向速度略大于有挡板。

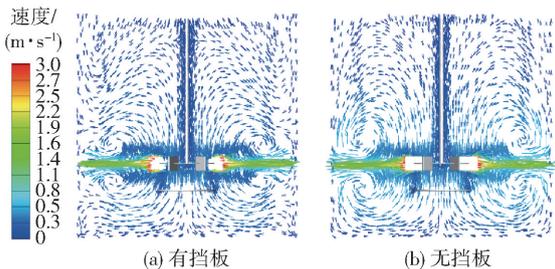


图 7 有无挡板釜内速度矢量图

Fig. 7 Velocity vector inside the stirred tank with and without baffles

图 8 是有无挡板釜内气含率分布云图,从图 8 中可以看出,氧气在存在挡板的搅拌釜釜底和釜顶

的分布面积明显更广,且据计算结果显示,无挡板釜内氧气含量为 0.193%,有挡板釜内氧气含量为 0.197%,气含率提高了 2%。总的来说,添加挡板对于釜内气含率有略微提升,有利于釜内化学反应的发生及浸出率的提高。

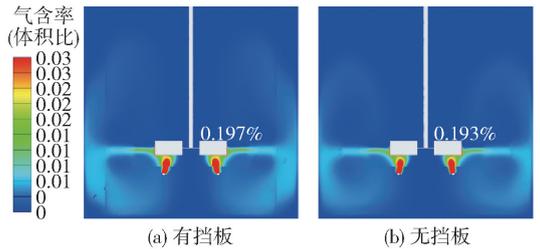


图 8 有无挡板釜内气含率分布云图

Fig. 8 Gas holdup distribution inside the stirred tank with and without baffles

图 9 是有无挡板釜内速度分布云图,从图 9 中的纵截面图可看出,无挡板釜内速度分布主要集中在搅拌桨平面附近区域,在桨两侧形成了一个小范围的高速区域,而在釜顶部区域则分布较少。当存在挡板时,釜内的速度分布则更加广泛,在釜上方也存在了一定速度分布,“死区”少更利于釜内搅拌混合。从横截面速度分布云图可以看出釜内速度整体呈现出一个由内到外逐渐减小的变化趋势,在搅拌桨叶后方存在一个高速区域,存在挡板的区域对液体流动存在一个明显阻碍作用,能够抑制釜内切向流动,同时在挡板后方会存在一个小范围的低速区域,这与实际观察到的现象一致。

湍动能代表湍流流场中旋涡能量的大小,速度场的不稳定性会导致湍动能的产生,当湍动能较大时,说明流体的运动速度和不规则程度较高,流体不稳定,流场中存在着大量能量密集的湍流结构,如旋涡、涡轮等,这些结构具有相对较高的速度和惯性,并且会对周围流场产生激烈的扰动作用,从而影响流场的宏观运动和微观结构。图 10 为有无挡板釜内湍动能分布云图,从图 10 可以看出,釜内湍动能主要集中在桨叶附近,此区域主要是由于搅拌桨的强旋转扰乱釜内流场带来较高的湍动能,其次在添加挡板后在搅拌桨水平面挡板的附近出现了较高的湍动能,这是由于釜内流体撞击在挡板上产生了轴、径向速度,破坏了原本的流场结构,产生较高湍动能。湍动能引起的湍流结构能够增大气液接触面积,促进气体溶解,由图 8 可得出釜内挡板可以提高

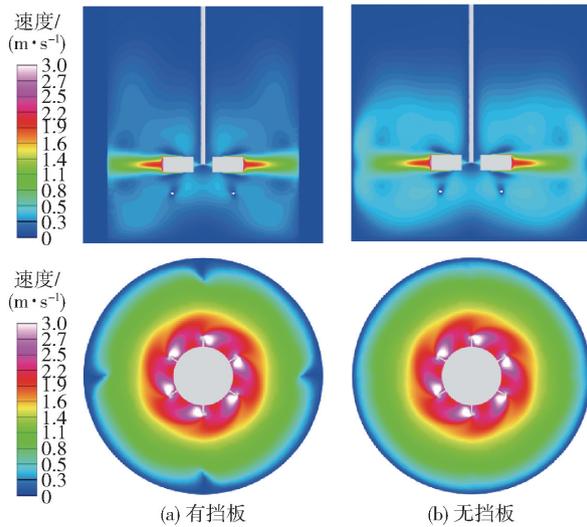


图 9 有无挡板釜内速度分布云图

Fig. 9 Velocity distribution inside the stirred tank with or without baffles

提升气含率,同时湍动能也能够打破釜内局限性结构使混合质量均匀。因此从湍动能来看添加挡板有利于釜内混合性能和气含量的提高。

3.3 进气速度对釜内流场及气含率影响

本文研究了 0.15 m/s、0.25 m/s、0.35 m/s 三种进气速度对釜内流场的影响。图 11 为不同进气速度的釜内速度分布云图和流场迹线图,由图 11 可以看出三种进气速度对于釜内速度分布并无影响,对釜内流场结构也无明显变化,这可能是由于进气速度相对较小,较受搅拌桨影响的液体速度差距较大,

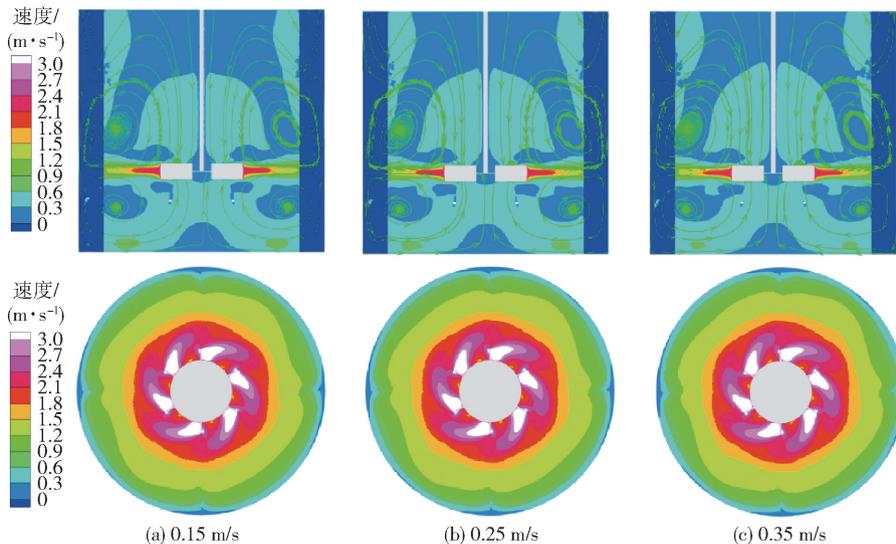


图 11 不同进气速度釜内速度分布云图及迹线图

Fig. 11 The velocity distribution and trajectories inside the stirred tank at different air inlet velocities

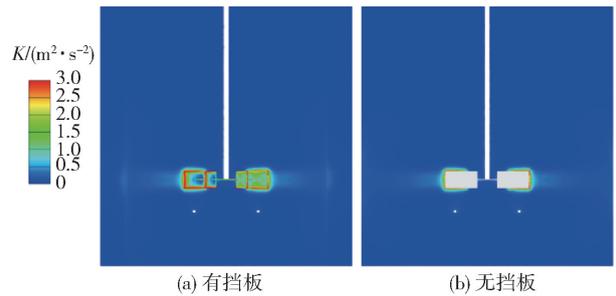


图 10 有无挡板釜内湍动能分布云图

Fig. 10 Distribution of turbulent kinetic energy inside the stirred tank with or without baffles

不足以影响釜内液体流动。

图 12 为不同进气速度釜内气含率分布云图,由图 12 可以看出,改变进气速度对釜内气含率影响较大,随着进气速度的增加釜内高气含量分布区域明显变广。釜内高气含率主要分布在环形分布器出口以及靠近挡板的下半部分,在靠近旋转轴中心和釜底区域氧气较少。当进气速度为 0.15 m/s 时气含率为 0.61%,0.25 m/s 时到达 1.04%,0.35 m/s 时到达 1.53%,随着进气速度增大时釜内气含率有明显增长。这是由于进气速度的增大导致相同时间内进入釜内的气体增多,虽然釜内气含率会有明显的增加但同时也会增大氧气用量,因此在实际生产过程中时要综合考虑保证生产的经济性。

3.4 气泡直径对釜内流场及气含率影响

本部分针对 0.001 m、0.004 m、0.005 m 三种气

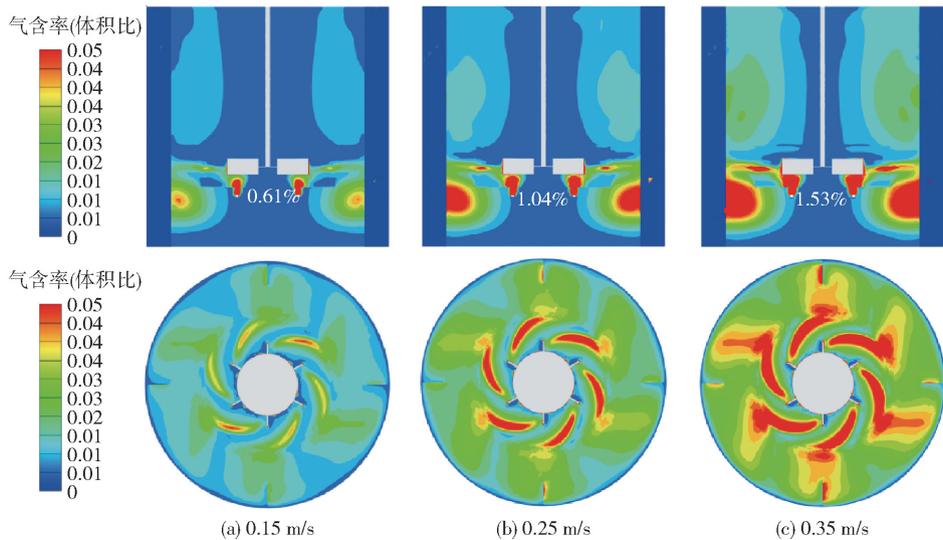


图 12 不同进气速度釜内气含率分布云图

Fig. 12 The gas holdup distribution inside the stirred tank at different air inlet velocities

泡直径对釜内气液两相流动的影响进行了研究。图 13 和图 14 分别为不同气泡直径釜内速度分布云图和不同气泡直径釜内气含率分布云图。由图 13 可得出,气泡直径对釜内速度场并无影响,不同气泡直径下的速度分布都相同。由图 14 可以看出,随着气泡直径增加,纵截面浆后区域存在的高气含量区域有明显减小的趋势,而横截面上气含率在釜内呈现出在上半部分分布变广变多,而在釜下半部分分布变小变少的一个趋势。这可能是由于大气泡相较于小气泡所收到的阻力更小,上浮速度更快,导致气体更快的往液面逃逸,因此上半区域气含率分布增

多而下半减少。图 15 为不同气泡直径釜内 $Z=0$ 处 Y 方向气相轴向速度分布图,由图 15 可得出,随着气泡直径的增加釜内气相的轴向速度也确实有所提高。同时也正是因为大气泡上浮速度变快,气体逃逸增多导致釜内总的气含率有所下降。从总体气含率来看随着进气气泡尺寸的增大,釜内气含率从 1.005% 下降至 0.996%、0.985%,气泡尺寸对釜内气含率有一定影响,但影响较小。

4 结论

本文基于 CFD 技术,应用有限体积法建立了加

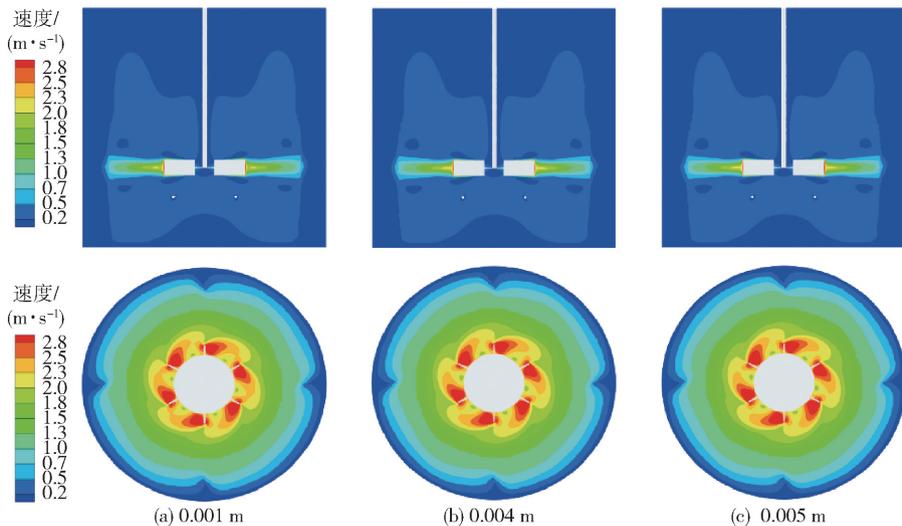


图 13 不同气泡直径釜内速度分布云图

Fig. 13 Velocity distribution inside the stirred tank at different bubble diameters

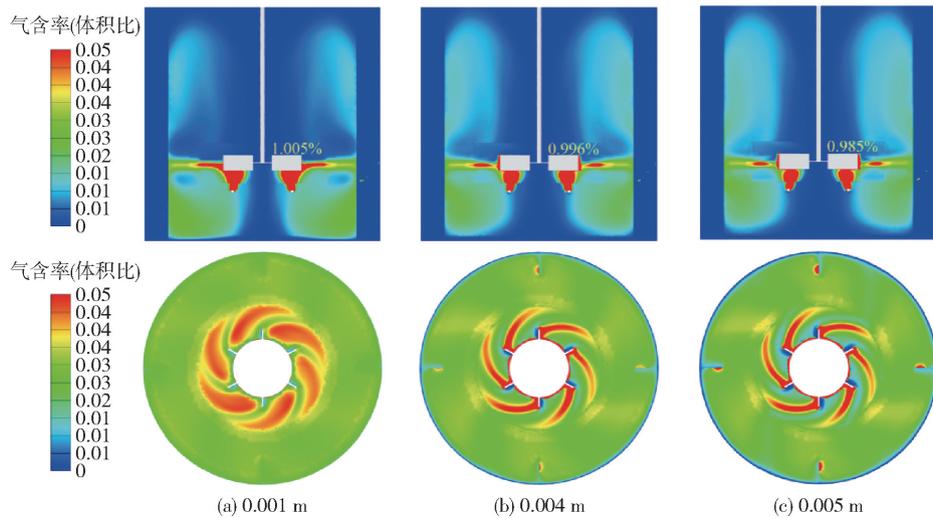


图 14 不同气泡直径釜内气含率分布云图

Fig. 14 Gas holdup distribution inside the stirred tank at different bubble diameters

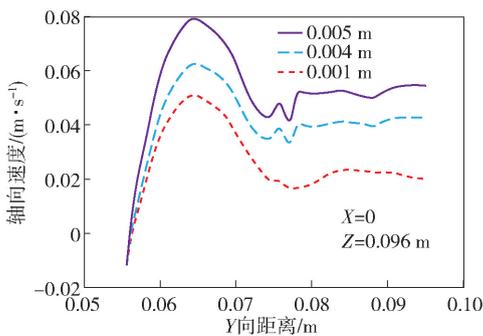


图 15 不同气泡直径釜内 $Z = 0.096$ m 处 Y 方向气相轴向速度分布

Fig. 15 Axial velocity distribution of gas phase in Y direction at $Z = 0.096$ m in stirred tank with different bubble diameters

压浸出搅拌釜气液流动模型,考察硫酸浓度、挡板、进气速度和气泡直径对搅拌釜内流场特征及气液两相特性的影响,得到以下主要结论。

1) 增加硫酸浓度,釜内速度下降,搅动区域变小,但气含率提升。硫酸浓度为 60 g/L 时,釜内流动速度减缓、搅动区域变小,但釜内氧气含量从 0.1944% 升至 0.2017% ; 当从硫酸浓度从 60 g/L 升至 180 g/L 时,釜内速度会略微降低,而氧气含量从 0.2017% 略微增加到 0.2019% ,总体变化较小。

2) 设置挡板会将釜内的切向速度转化为径向、轴向速度,抑制打旋现象;能够增加釜内湍动能的分布,使流体的运动不规则,促进釜内的搅拌混合,同

时使釜内气含率提高了 2% ;使釜内搅拌功率增加 1.2% 。

3) 增加进气速度会显著增加釜内气含量,同时会增加气体消耗。进气速度由 0.15 m/s 变为 0.25 m/s 和 0.35 m/s 时,氧气含量从 0.61% 分别提升至 1.04% 和 1.53% ,进气速度的变化并不改变釜内流场,但显著提升釜内氧气含量。

4) 增加进气气泡直径会略微降低釜内气含率。进气气泡直径从 0.001 m 变为 0.004 m 和 0.005 m 时,气含率从 1.005% 分别下降至 0.996% 、 0.985% ,气泡直径对釜内流场并无影响,但随着气泡直径的增加釜内气含率略有降低。

[参考文献]

- [1] XI J J, JI G X, LIAO Y L, et al. Research on separation and extraction of valuable metals from complex non-ferrous metals resources by high pressure oxygen leaching methodology: a review [J]. Journal of Sustainable Metallurgy, 2022, 8(1): 51–63.
- [2] SADEGHI N, MOGHADDAM J, OJAGHI ILKHCHI M. Kinetics of zinc sulfide concentrate direct leaching in pilot plant scale and development of semi-empirical model [J]. Transactions of Nonferrous Metals Society of China, 2017, 27(10): 2272–2281.
- [3] 田磊, 刘燕, 吕国志, 等. 加压搅拌浸出体系下氧气的气含率 [J]. 中国有色金属学报, 2017, 27(3): 655–665.
TIAN L, LIU Y, LU G Z, et al. The gas content of oxygen in pressure stirring leaching system [J]. Journal of the Chinese Society of Nonferrous Metals, 2017, 27(3): 655–665.
- [4] MASTEROV M V, BALTUSSEN M W, KUIPERS J A M. Numerical simulation of a square bubble column using Detached Eddy Simulation and Euler-Lagrange approach [J]. International

- Journal of Multiphase Flow, 2018, 107: 275 – 288.
- [5] SOMMER A E, ROX H, SHI P, et al. Solid-liquid flow in stirred tanks: “CFD-grade” experimental investigation [J]. Chemical Engineering Science, 2021, 245: 116743
- [6] 王璐璐, 周勇军, 鲍苏洋, 等. 改进型 INTER-MIG 浆搅拌槽内流场的 PIV 实验[J]. 过程工程学报, 2017, 17(3): 447 – 452.
WAN L L, ZHOU Y J, BAO S Y, et al. PIV experiment on the flow field in an improved INTER-MIG agitated vessel[J]. Journal of Process Engineering, 2017, 17(3): 447 – 452.
- [7] 杨斌, 高凯, 淡勇, 等. 化工搅拌釜内流动测量技术的应用进展[J]. 化工进展, 2012, 31(11): 2364 – 2372, 2399.
YAN B, GAO K, DAN Y, et al. Advances in the application of flow measurement techniques in chemical stirred tanks [J]. Chemical Industry Progress, 2012, 31(11): 2364 – 2372, 2399.
- [8] KOYRO P T, DE MOURA H L, AMARAL R D, et al. Comparison of PIV measurements and Open FOAM simulations of a stirred tank: study of the azimuthal position effect[J]. Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering, 2022, 44(9): 17.
- [9] 刘柳, 陈志彬, 闫红杰, 等. 加压浸出搅拌釜内气液传热传质过程数值模拟[J]. 中国有色金属学报, 2022, 32(10): 3111 – 3122.
LIU L, CHEN Z B, YAN H J, et al. Numerical simulation of gas-liquid heat and mass transfer in a pressurized leaching stirred tank [J]. Journal of the Chinese Society of Nonferrous Metals, 2022, 32(10): 3111 – 3122.
- [10] HEIDARI A. CFD simulation of impeller shape effect on quality of mixing in two-phase gas-liquid agitated vessel [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2020, 28(11): 2733 – 2745.
- [11] HOSEINI S S, NAJAFI G, GHOBADIAN B, et al. Impeller shape-optimization of stirred-tank reactor: CFD and fluid structure interaction analyses[J]. Chemical Engineering Journal, 2021: 413.
- [12] KERDOUSS F, BANNARI A, PROULX P. CFD modeling of gas dispersion and bubble size in a double turbine stirred tank [J]. Chemical Engineering Science, 2006, 61(10): 3313 – 3322.
- [13] 焦飞. 氧压浸出釜搅拌效果优化与实验研究[D]; 北京化工大学, 2012.
JIAO F. Optimization and experimental study on stirring effect in oxygen pressure leaching autoclave [D]; Beijing University of Chemical Technology, 2012.
- [14] 李良超, 王嘉骏, 顾雪萍, 等. 气液搅拌槽内气泡尺寸与局部气含率的 CFD 模拟[J]. 浙江大学学报(工学版), 2010, 44(12): 2396 – 2400, 2415.
LI L C, WAN J J, GU X P, et al. CFD simulation of bubble size and local gas holdup in gas-liquid stirred tank [J]. Journal of Zhejiang University (Engineering Science Edition), 2010, 44(12): 2396 – 2400, 2415.
- [15] CHEN Z B, YAN H J, ZHOU P, et al. Parametric study of gas-liquid two-phase flow field in horizontal stirred tank [J]. Transactions of Nonferrous Metals Society of China, 2021, 31(6): 1806 – 1817.
- [16] ARJUNWADKAR S J, SARVANAN K, KULKARNI P R, et al. Gas-liquid mass transfer in dual impeller bioreactor [J]. Biochemical Engineering Journal, 1998, 1(2): 99 – 106.
- [17] VERSTEEG H K, MALALASEKERA W. An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method [M]. Pearson Education, 2007.
- [18] PANNEERSELVAM R, SAVITHRI S, SURENDER G D. CFD modeling of gas-liquid-solid mechanically agitated contactor [J]. Chem Eng Res Des, 2008, 86(12A): 1331 – 1344.
- [19] LJUNGQVIST M, RASMUSON A. Numerical simulation of the two-phase flow in an axially stirred vessel [J]. Chem Eng Res Des, 2001, 79(A5): 533 – 546.
- [20] CORONEO M, MONTANTE G, PAGLIANTI A, et al. CFD prediction of fluid flow and mixing in stirred tanks: Numerical issues about the RANS simulations [J]. Comput Chem Eng, 2011, 35(10): 1959 – 1968.
- [21] BIANCHI G, RANE S, KOVACEVIC A, et al. Deforming grid generation for numerical simulations of fluid dynamics in sliding vane rotary machines [J]. Advances in Engineering Software, 2017, 112: 180 – 191.
- [22] GUAN X P, LI X J, YANG N, et al. CFD simulation of gas-liquid flow in stirred tanks: Effect of drag models [J]. Chemical Engineering Journal, 2020, 386.
- [23] 万章豪, 徐志峰, 黄金堤, 等. 立式釜内 $H_2SO_4-O_2$ -铜阳极泥三相搅拌模拟及灰色综合评价 [J]. 有色金属科学与工程, 2018, 9(4): 21 – 28.
WAN Z H, XU Z F, HUANG J T, et al. Three-phase stirring simulation of $H_2SO_4 - O_2 -$ copper anode slime and grey comprehensive evaluation in vertical reactor [J]. Nonferrous Metals Science and Engineering, 2018, 9(4): 21 – 28.
- [24] 谢明辉, 周国忠, 杨超. 粉体搅拌扭矩的试验及关联式 [J]. 化工进展, 2021, 40(1): 82 – 88.
XIE M H, ZHOU G Z, YANG C. Experiment and correlation of powder stirring torque [J]. Chemical Industry Progress, 2021, 40(1): 82 – 88.
- [25] MURTHY B N, KASUNDRAN R B, JOSHI J B. Hollow self-inducing impellers for gas-liquid-solid dispersion: Experimental and computational study [J]. Chemical Engineering Journal, 2008, 141(1 – 3): 332 – 345.

Multiphase flow characteristics in stirred tanks based on CFD-PBM coupling model

CHEN Chunlin¹, CHEN Fengyang^{2,3}, LIU Qihong^{2,3}, ZHAO Zhongzheng^{2,3}, HOU Yanqing^{2,3}

(1. Yunnan Chihong Zinc & Germanium Co., Ltd., Qujing 655011, China;

2. State Key Laboratory of Complex Nonferrous Metal Resources Clean Utilization, Kunming 650093, China;

3. School of Metallurgical and Energy Engineering, Kunming University of Science and Technology, Kunming 650093, China)

Abstract: The gas-liquid flow and oxygen content in the pressurized leaching stirred tank to some extent restrict the reaction efficiency inside the tank. Currently, the research on related literature is relatively scarce. In this paper, a mathematical model of gas-liquid flow in the stirred tank is constructed based on Fluent, and the influence of sulfuric acid concentration, baffle, intake velocity and bubble diameter on the gas-liquid flow inside the tank is explored by means of CFD simulation technology. The results show that when the concentration of sulfuric acid rises from 0 g/L to 60 g/L, the flow rate in the reactor slows down and the stirring area becomes smaller. However, when the oxygen content in the reactor rises from 0.194 4% to 0.201 7% and the concentration increases from 60 g/L to 180 g/L, there is little change. The installation of baffles will convert the tangential velocity inside the reactor into radial and axial velocities, suppress the swirling phenomenon, increase the distribution of turbulent kinetic energy inside the reactor to promote stirring and mixing. The gas holdup increases by 2%, but the stirring power inside the reactor increases by 1.2%. Increasing the air intake velocity will significantly increase the gas content in the reactor. When the air intake velocity changes from 0.15 m/s to 0.25 m/s and 0.35 m/s, the oxygen content increases from 0.61% to 1.04% and 1.53% respectively. Increasing the diameter of the intake air bubbles slightly reduces the gas holdup in the reactor. When the diameter of the intake air bubbles changes from 0.001 m to 0.004 m and 0.005 m, the gas holdup decreases from 1.005% to 0.996% and 0.985% respectively.

Key words: stirring tank; velocity flow field; oxygen content; gas-liquid two-phase flow; sulfuric acid concentration; baffle; intake velocity; bubble diameter

2025 年大国工匠人才名单公布有色金属行业多人入选

9月15日,中华全国总工会办公厅发布了《关于认定2025年大国工匠人才的通知》。根据《工匠人才培养实施办法》,通过各单位推荐、专家评审、“工匠五力”提升培训、全面综合考评,经中华全国总工会第十八届书记处第47次会议审议通过,认定王月鹏等200人为大国工匠人才。其中,有色金属行业14名工匠人才入选该名单。

他们分别是:中信重工开诚智能装备有限公司机器人研发工程师孙宁、福建青拓镍业有限公司炼钢部副部长周小明、江西铜业股份有限公司贵溪冶炼厂熔炼车间二系统闪速炉工序技术专职马士兵、中信重工机械股份有限公司铸锻公司冶炼车间电炉班大班长杨金安、中国一冶集团有限公司冶金建设分公司技能大师工作室领办人吴春桥、广西南南铝加工有限公司高级技能大师陈仁桂、成渝钒钛科技有限公司炼钢厂产品工程师江勇、贵州省地质矿产勘查开发局一〇三地质大队副总工程师蒋天锐、中国铜业云南驰宏资源综合利用公司熔炼厂作业经理徐成东、金川集团镍钴股份有限公司镍冶炼厂镍电解一车间电解班班长柴国梁、东方钽业股份有限公司钽铌制品分厂技术质量组员工郭从喜、中信重工机械股份有限公司铸锻公司锻压车间锻工大班长郭卫东、深圳市中金岭南有色金属股份有限公司丹霞冶炼厂副总工程师张伟、株洲冶炼集团股份有限公司五级技术专家柳祥国。

在有色金属工业转型升级的关键时期,大国工匠以炉火纯青的技艺和矢志创新的精神,成为推动行业高质量发展的中流砥柱。这些扎根生产一线的技术尖兵,在电解槽前、轧机旁、探矿路上,诠释着新时代产业工人的价值追求。有色金属行业企业大力弘扬劳模精神、劳动精神、工匠精神,充分发挥示范引领作用,带动广大职工创新创造、建功立业,为以中国式现代化全面推进强国建设、民族复兴贡献新的智慧和力量。

(资料来源:中国有色金属报)