



# 加压浸出搅拌釜内气液传热传质过程 数值模拟

刘柳<sup>1</sup>, 陈志彬<sup>1</sup>, 闫红杰<sup>1</sup>, 谭智凯<sup>1</sup>, 张登凯<sup>2</sup>, 周萍<sup>1</sup>

(1. 中南大学 能源科学与工程学院, 长沙 410083;  
2. 深圳市中金岭南有色金属股份有限公司 丹霞冶炼厂, 韶关 512325)

**摘要:** 为了探究加压浸出搅拌釜内流场及温度分布规律, 本文基于 Fluent 软件, 采用 SST  $k-\omega$  湍流模型、欧拉-欧拉多相流模型以及多重参考系方法, 在不考虑化学反应的前提下, 耦合气液流动、传质和传热, 构建加压浸出搅拌釜内流体流动及传热传质的数学模型, 并分析了釜内气液流场、温度场的分布特征。结果表明: 流体会在釜内形成两个主要循环区, 桨叶后方出现“气穴”现象; 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, 靠近挡板的位置流场分布更加紊乱, 温度更均匀。

**关键词:** 加压浸出; 搅拌釜; 流场; 温度场; 传热传质

文章编号: 1004-0609(2022)-10-3111-12

中图分类号: TF351.5

文献标志码: A

引文格式: 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. DOI: 10.11817/j.ysxb.1004.0609.2021-42328

LIU Liu, CHEN Zhi-bin, YAN Hong-jie, et al. Numerical simulation of gas-liquid heat and mass transfer in pressurized leaching stirred tank[J]. The Chinese Journal of Nonferrous Metals, 2022, 32(10): 3111-3122. DOI: 10.11817/j.ysxb.1004.0609.2021-42328

搅拌釜因其搅拌效果良好、操作灵活、传热传质效率高等特点, 在冶金、石油化工、食品、制药等领域有着广泛的应用<sup>[1]</sup>。其中, 浸出加压搅拌釜是湿法炼锌工艺中的一个重要设备。在加压浸出搅拌釜中, 氧气作为氧化剂通入搅拌釜中, 与釜内锌精矿及废电解液进行反应, 精矿中的锌元素参与反应后生成硫酸锌溶液, 硫元素则以单质硫的形式析出<sup>[2-4]</sup>。同时, 通入釜内的氧气在搅拌作用下分散以更好地参与反应, 浆液则在搅拌桨的带动下在釜内形成循环流动, 加速气液固相间传质过程, 促进浸出反应的进行<sup>[5-7]</sup>。在整个浸出过程中, 气液相间传质特性主要受各相分散状态、体系物性及釜内

温度分布的影响。提高氧气和温度的均有利于增大气液接触面积, 加快气液相间传质速度, 从而促进锌浸出。此外, 气液流动状态也会影响固体颗粒的悬浮状况<sup>[8]</sup>。因此, 搅拌釜内气液两相流动行为及温度场分布规律对锌的浸出率有着重要的影响。然而, 在工业实践中, 由于搅拌釜的封闭性, 仅凭一些经验及有限的测试手段很难掌握釜内的流场及温度场的分布规律。计算流体力学(CFD)技术克服了实验测量的这些缺点, 且成本低、耗时短, 能获得关于流场和温度场分布更为详尽的信息, 在研究浸出加压搅拌釜的内部流动与传热中具有很大的优势。

收稿日期: 2021-09-13; 修订日期: 2021-11-16

通信作者: 闫红杰, 教授, 博士; 电话: 13873102530; E-mail: s-rfy@csu.edu.cn

对于搅拌釜内流场的数值模拟研究,目前的工作相对较多。在数学模型的构建方面,LANE等<sup>[9]</sup>构建了考虑气泡与涡流相互作用的阻力系数数学模型,对搅拌釜内气液流动进行了描述。ZHANG等<sup>[10]</sup>引入了旋流数对标准湍流模型进行修正,提高了搅拌釜内气液流动数值模拟的精度。RANGANATHAN等<sup>[11]</sup>建立了搅拌釜内流动与传质耦合模型,研究了不同传质模型对传质参数的影响规律。对于工业级别的搅拌过程,齐放等<sup>[12]</sup>针对钒页岩提钒的固液搅拌过程进行了研究,优化了桨叶层数、桨叶间距及搅拌桨离底高度。潘荣选等<sup>[13]</sup>基于CFD技术研究了立式铜阳极泥搅拌釜内的固液搅拌过程,以固相截面浓度为指标,优化了搅拌釜的转速、叶片安装角度、桨叶间距及挡板宽度。

对于搅拌釜温度场的研究,LAKGHOMI等<sup>[14]</sup>比较了盘管和夹套两种不同加热/冷却方式对釜内传热效果的影响。结果表明,盘管式搅拌内的温度场分布更均匀,传热系数更高。徐晓光等<sup>[15]</sup>对双层桨叶凸型搅拌釜的流场及温度场进行了模拟。黄翔<sup>[16]</sup>基于CFD模拟了带盘管式搅拌釜内的传热过程,研究了不同盘管螺距对搅拌釜内传热系数的影响。目前,搅拌釜内传热的研究大部分集中在夹套式或盘管式强制加热的温度场模拟,对于浸出反应热效应对釜内温度场分布的影响规律研究较少,考虑搅拌条件下的耦合换热过程的数值模拟国内外未见报道。

本文作者采用CFD技术对锌加压浸出搅拌釜的流场及温度场进行数值模拟,结合气液流动、传质和传热的耦合方式,构建釜内流体流动及传热传质数学模型,研究釜内流场及温度场分布规律,为加压浸出搅拌釜的优化设计提供理论指导。

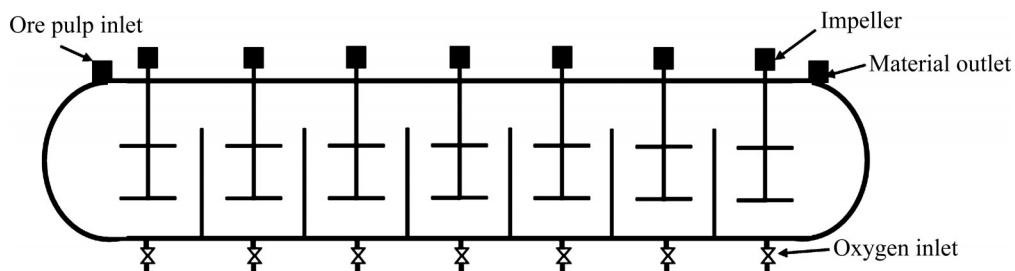
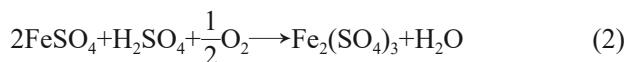
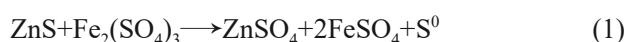


图1 搅拌釜示意图

Fig. 1 Schematic diagram of stirred tank

## 1 研究对象及物理模型

在搅拌釜中,在一定压力和温度条件下,将矿浆直接酸浸获得硫酸锌溶液和元素硫。硫化锌矿在浸出过程中的主要反应如下:



某公司卧式搅拌釜共有七个隔间,不同隔间之间用隔板隔开,如图1所示。矿浆由搅拌釜第一隔间进入后,连续溢流至后续各隔间,在隔间内完成搅拌混合反应,最终从釜另一端排出,实现搅拌釜连续操作。每个隔间采用双层搅拌器,下层为直叶圆盘涡轮,上层为四斜叶(向下45°)开启涡轮。

常温的矿浆、骤冷液分别从第一隔间的顶部及侧壁加入,导致第一隔间温度变化较大,容易导致温度分布不均匀的现象,因此,将搅拌釜第一隔间作为研究对象,第一隔间的示意图如图2(a)所示。

## 2 搅拌釜数学物理模型

结合搅拌釜内流体流动特性,本节对搅拌釜内流动及传热过程进行适当假设与简化,选取合适的湍流模型,构建适用于搅拌釜内多相流动行为的数学模型,并在此基础上结合气液流动、传质和传热的耦合方式,构建搅拌釜温度场数学模型。

### 2.1 基本假设

卧式搅拌釜在实际生产过程中,釜内的浸出反应极其复杂,本文在保证计算精度和真实反映釜内流动的情况下,对研究对象进行适当简化,主要包

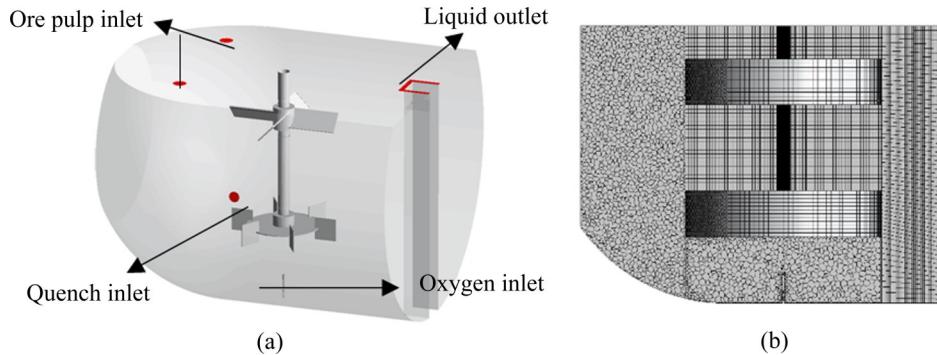


图2 第一隔间结构与网格划分示意图

Fig. 2 Schematic diagram of first compartment structure(a) and meshing of computational region(b)

括以下几个方面。

1) 从顶部加入的矿浆固含量占比较低, 可以近似处理为液相, 因此, 假设釜内仅存气液两相, 不存在固相;

2) 搅拌釜保温良好, 因此, 不需要考虑搅拌釜与外界环境的能量交换;

3) 中间隔间设有溢流口, 液面基本恒定, 不需考虑液面波动行为。

## 2.2 基本方程

采用欧拉-欧拉双流体模型与 SST  $k-\omega$  湍流模型描述釜内气液两相湍流流动<sup>[17-18]</sup>。本文仅考虑气液两相, 暂不考虑固体颗粒相, 所以连续性方程可写为:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{u}_g) = 0 \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l) = 0 \quad (4)$$

式中:  $\alpha_g$ 、 $\rho_g$  和  $\mathbf{u}_g$  分别表示气相体积分数、密度和速度矢量;  $\alpha_l$ 、 $\rho_l$  和  $\mathbf{u}_l$  分别表示液相体积分数、密度和速度矢量。

在欧拉-欧拉双流体模型中, 液相和气相的体积分数之和为1, 即

$$\alpha_g + \alpha_l = 1 \quad (5)$$

动量方程可表述为:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \mathbf{u}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \mathbf{u}_g \mathbf{u}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \mathbf{g} + \mathbf{F}_g \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l \mathbf{u}_l) = -\alpha_l \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_l + \alpha_l \rho_l \mathbf{g} + \mathbf{F}_l \quad (7)$$

式中:  $\bar{\tau}_g$  和  $\bar{\tau}_l$  分别表示气相和液相的应力应变张量;  $p$  表示压力;  $\mathbf{g}$  表示重力加速度;  $\mathbf{F}_g$  和  $\mathbf{F}_l$  分别表示气相和液相所受的相间作用力, 且  $\mathbf{F}_g = -\mathbf{F}_l$ 。

液相的应变张量  $\bar{\tau}_l$  的表达式如式(8)所示:

$$\bar{\tau}_l = \mu_{l,\text{eff}} [\nabla \mathbf{u}_l + (\nabla \mathbf{u}_l)^T - \frac{2}{3} \bar{I} \nabla \cdot \mathbf{u}_l] \quad (8)$$

式中:  $\mu_{l,\text{eff}}$  表示液相有效黏度,  $\mu_{l,\text{eff}} = \mu_{l,\text{mol}} + \mu_{l,\text{turb}}$ ,  $\mu_{l,\text{mol}}$  为液相分子黏度,  $\mu_{l,\text{turb}}$  为液相湍流黏度;  $\bar{I}$  表示单位应力张量。气相的应力张量表达式和液相表述相似。

在气相入口处, 雷诺数  $Re=123600 > 2300$ , 流动处于湍流状态。由于釜内主要以旋转剪切流为主, 且局部区域存在低雷诺数流动状态, 为了保证模拟精度, 选用 SST  $k-\omega$  湍流模型描述釜内气液两相湍流流动过程, 其具体的控制方程如下:

$k$  方程,

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i k_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i k_i) = \nabla \cdot (\alpha_i \Gamma_k \nabla k_i) + \alpha_i (P_k - \beta' \rho_i k_i \omega_i) \quad (9)$$

$\omega$  方程,

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_i \rho_i \omega_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \omega_i) = \nabla \cdot (\alpha_i \Gamma_\omega \nabla \omega) + \alpha_i (C_{\omega 1} \frac{\rho_i P_k}{\mu_{i,\text{turb}}} - C_{\omega 2} \rho_i \omega_i^2) + 2\alpha_i (1 - F_1) \frac{\rho_i \sigma_{\omega 2}}{\omega_i} \nabla k_i \cdot \nabla \omega_i \quad (10)$$

式中: 下标  $i$  可取  $g$  和  $l$ ,  $g$  表示气相,  $l$  表示液相; 密度  $\rho_i$ , 速度矢量  $\mathbf{u}_i$  可看作已知量;  $P_k$  为湍动能产生项;  $\Gamma_k$  为湍动能扩散系数;  $\Gamma_\omega$  为湍动能耗散频率扩散系数;  $F_1$  为第一混合函数;  $C_{\omega 1}$ 、 $C_{\omega 2}$  为常

数;  $\mu_{i,\text{turb}}$  为湍流黏度。

$\mu_{i,\text{turb}}$  的计算公式为:

$$\mu_{i,\text{turb}} = \frac{\rho_i k_i}{\omega_i} \frac{\rho_i k_i}{\max\left(\frac{SF_2}{a^*}, \frac{SF_2}{a_1 \omega_i}\right)} \quad (11)$$

式中:  $S$  为应变速率大小;  $a^*$  为低雷诺数区域降低湍流黏度的系数;  $a_1$  为常数;  $F_2$  为第二混合函数。

### 2.3 气液相间作用力模型

气液两相的相间作用力主要有虚拟质量力  $\mathbf{F}_{\text{VM}}$ 、曳力  $\mathbf{F}_{\text{Drag}}$  和湍流耗散力  $\mathbf{F}_{\text{Disp}}$  等, 其关系如下:

$$\mathbf{F}_g = -\mathbf{F}_l = \mathbf{F}_{l,\text{Drag}} + \mathbf{F}_{l,\text{Disp}} + \mathbf{F}_{l,\text{VM}} \quad (12)$$

式中: 气相对应的相间作用力与液相对应的相间作用力为一对相互作用力。相间作用力模型影响着气含率、各相平均速度、相间滑移速度及湍流行为参数等模拟精度。

#### 1) 虚拟质量力

气泡在液体中加速运动时, 会带动气泡周围区域液体运动, 液体由此产生的对气泡的附加作用力即为虚拟质量力。在气液两相流动模拟中, 由于气液密度差异较大, 因此虚拟质量力不能忽略。气相的虚拟质量力表达式如下:

$$\mathbf{F}_{g,\text{VM}} = -C_{\text{VM}} \rho_l \alpha_g \left( \frac{D\mathbf{u}_g}{Dt} - \frac{D\mathbf{u}_l}{Dt} \right) \quad (13)$$

式中:  $C_{\text{VM}}$  为虚拟质量力系数。根据 MOUGIN 等<sup>[19]</sup> 数值模拟研究结果, 虚拟质量力系数  $C_{\text{VM}}$  取 0.5。

#### 2) 曳力

曳力是由于气泡与周围流体发生相对运动而产生的阻力, 是最大的相间作用力分量, 它很大程度影响着气相在液体中的分布。曳力与摩擦、黏附以及压力等因素密切相关, 气相所受的曳力表达式如式(14)所示:

$$\mathbf{F}_{g,\text{Drag}} = -K_{\text{gl}} (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l) \quad (14)$$

式中:  $K_{\text{gl}}$  为气液相间动量交换系数, 表达式如式(15)所示:

$$K_{\text{gl}} = \frac{3}{4d_B} C_D \rho_l \alpha_g |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l| \quad (15)$$

式中:  $d_B$  为气泡直径;  $C_D$  为曳力系数。在数值模拟中曳力模型主要是围绕曳力系数的求解。根据 CHEN 等<sup>[20]</sup> 数值模拟研究结果, 本文采用

Tomiyama 曳力模型<sup>[21]</sup>描述曳力。

Tomiyama 曳力模型表达形式如下:

$$C_D = \max \left\{ \min \left[ \frac{16}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}), \frac{48}{Re} \right], \frac{8}{3} \frac{Eo}{Eo + 4} \right\} \quad (16)$$

式中:  $Re$  和  $Eo$  分别为雷诺数和厄特沃什数, 其表达式分别为:

$$Re = \frac{\rho_l |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l| d_B}{\mu_l} \quad (17)$$

$$Eo = \frac{\rho_l g d_B^2}{\sigma} \quad (18)$$

式中:  $\sigma$  为表面张力系数。

#### 3) 湍流耗散力

气泡运动过程中, 周围的湍流漩涡会引起气泡表面的压力场变化, 从而产生一个促使气泡迁移扩散的力, 即为湍流扩散力。湍流扩散力导致气泡往低气含率区域运动。本文采用 BURNS 等<sup>[22]</sup> 提出的湍流耗散力模型计算湍流扩散力, 其表达式为:

$$\mathbf{F}_{g,\text{Disp}} = -C_{\text{TD}} K_{\text{gl}} \frac{\mu_l}{\rho_l \sigma_{\text{TD}}} \left( \frac{\nabla \alpha_g}{\alpha_g} - \frac{\nabla \alpha_l}{\alpha_l} \right) \quad (19)$$

式中:  $C_{\text{TD}}$  为湍流耗散力系数, 取 1;  $\sigma_{\text{TD}}$  为湍流普朗特数, 取 0.9。

### 2.4 能量交换模型

温度场模拟需要在连续性方程和动量方程的基础上添加能量方程对搅拌釜内温度变化进行描述。能量方程基于热力学第一定律, 其具体含义为微元体中能量的增加随时间的变化率等于进入微元体的净热通量与外力对微元体做功之和, 能量方程表达式如下:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_i \rho_i h_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i h_i) = \alpha_i \frac{\partial p_i}{\partial t} + \bar{\tau}_i \cdot \nabla \mathbf{u}_i - \nabla \cdot \mathbf{q}_i + S_i + \mathbf{Q}_{ij} \quad (20)$$

式中:  $h_i$  为  $i$  相的比焓;  $\mathbf{q}_i$  为热通量;  $S_i$  是由于辐射产生的能量源项, 本文不作考虑, 因此, 这项为 0;  $\mathbf{Q}_{ij}$  为  $i$  相和  $j$  相之间的热交换通量。

在浸出搅拌过程中存在多种能量交换行为, 如冷热流体的热交换、化学反应热效应产生的热量等。本文对冷热流体热交换及化学反应的热效应进

行探索, 忽略搅拌釜与外界环境的能量交换。

### 1) 相间换热模型

单位体积内气液两相的能量传递速率  $Q_{\text{gl}}$  为

$$Q_{\text{lg}} = h_{\text{lg}} A_i (T_g - T_l) \quad (21)$$

式中:  $A_i$  表示单位体积内两相界面面积;  $h_{\text{lg}}$  表示表面换热系数, 且  $h_{\text{gl}} = h_{\text{lg}}$ , 根据努塞尔数  $Nu$  计算:

$$h_{\text{lg}} = \frac{\lambda Nu}{d_B} \quad (22)$$

式中:  $\lambda$  为浆液的导热系数;  $d_B$  为气泡的直径, 取 0.004 m。

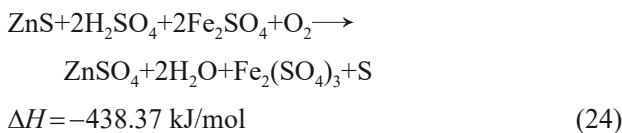
努塞尔数  $Nu$  采用 Hughmark 相间传热模型<sup>[23]</sup> 进行计算, 具体表达式如下:

$$Nu = \begin{cases} 2.0 + 0.6 Re^{1/2} Pr^{1/3}, & 0 \leq Re < 776.06 \\ 2.0 + 0.27 Re^{0.62} Pr^{1/3}, & 776.06 \leq Re \end{cases} \quad (23)$$

式中:  $Pr$  为液相的普朗特常数, 且  $Pr$  的取值范围在 0~250 之间。

### 2) 反应热源项

在硫化锌精矿浸出过程中, 主要化学反应如下:



氧气从搅拌釜底部进入釜内, 与浆液中的 ZnS 发生氧化还原反应, 并产生热量使釜内温度上升。釜内的化学反应主要受界面传质过程的制约, 因此, 可以基于传质速率对一个时间步长内由于化学反应产生的热量进行计算, 如式(25)所示:

$$q_i = n_{\text{O}_2}^* \Delta H \Delta t / M_{\text{O}_2} \quad (25)$$

式中:  $\Delta t$  为时间步长, s;  $q_{\text{gen}}$  为化学反应热, MJ;  $M_{\text{O}_2}$  为氧气摩尔质量, kg/kmol;  $n_{\text{O}_2}^*$  为传质速率, kg/s, 其计算式如下:

$$n_{\text{O}_2}^* = k_{\text{O}_2} \alpha \rho_{\text{O}_2} dS \quad (26)$$

式中:  $k_{\text{O}_2}$  为传质系数, m/s;  $dS$  为气液传质的有效界面面积;  $\rho_{\text{O}_2}$  为氧气密度;  $\alpha$  为氧气体积分数。

### 1) 传质系数模型

由于釜内气含率较低(约 1.9%), 因此, 在气液传质过程中, 仅考虑气相向液相的传质过程, 忽略液相向气相的质量传递行为。气液传质过程中的传质系数可以通过舍伍德数( $Sh$ )数进行求解。结合

BIRD 等<sup>[24]</sup>研究, 氧气的传质系数  $k_{\text{O}_2}$  可以表示为

$$k_{\text{O}_2} = \frac{Sh D_{\text{O}_2}}{d_B} \quad (27)$$

式中:  $D_{\text{O}_2}$  为氧气的扩散系数, m<sup>2</sup>/s。对于强制对流的流动,  $Sh$  可以表示为<sup>[25]</sup>

$$Sh = 2.0(1 + 0.276 Re^{0.5} Sc^{0.33}) \quad (28)$$

式中:  $Sc$  为施密特数, 其计算式如下:

$$Sc = \frac{\mu_1}{\rho_1 D_{\text{O}_2}} \quad (29)$$

### 2) 界面面积

欧拉-欧拉模型无法有效识别式(26)中的相界面, 为此借鉴 HARDT 等<sup>[26]</sup>的方法, 通过气相体积分数获得  $dS$ , 具体计算式如下:

$$dS = |\nabla \alpha| d\Omega \quad (30)$$

式中:  $|\nabla \alpha|$  表示气相体积分数梯度;  $d\Omega$  表示网格体积。

## 2.5 多重参考系法

由于本文研究对象是工业尺度搅拌釜, 其几何尺寸较大, 考虑到计算量的问题, 因此, 选用多重参考系法(MRF)描述搅拌桨的旋转。

多重参考系法将搅拌釜计算域分为互不重叠的两部分, 如图 3 所示。区域 I 包括旋转的搅拌桨, 区域 II 包括静止壁面和挡板, 两区域的交界面定义为

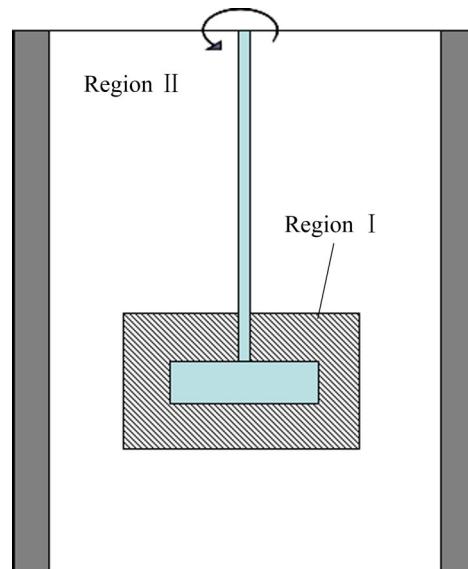


图 3 多重参考系方法示意图

Fig. 3 Schematic diagram of multiple reference frame method

非匹配边界条件。不同区域中控制方程的计算采用不同的参考坐标系,区域I在旋转参考坐标系下计算,区域II在静止参考坐标系下计算。不同参考坐标系下速度的匹配通过在交界面上转换来实现。

## 2.6 边界条件

根据实际生产过程和相关数据定义边界条件。

1) 入口条件:底部进氧口采用速度入口边界,气体的入口速度根据每个隔间入口气体流量确定,入口气体温度25℃;模型顶部及侧方的入口也设为速度入口边界,入口温度为40℃。

2) 出口边界:模型顶部设置为脱气边界,在一侧挡板顶部设置溢流口,设置为压力出口边界。

3) 壁面边界:定义为绝热壁面。

浸出过程属于高压环境,釜内压力约为1.4 MPa,因此,对应的气液两相物性参数如表1所示。

以通气后液位高度作为模型的高度,采用结构化六面体网格及非结构化四面体网格进行网格划分。划分网格数量分别为100万、140万、180万和220万(整个区域进行加密),通过提取釜内平均气含率进行对比以检验网格无关性。网格无关性分析结果如表2所示。由表2可知,网格数量为100万和140万时,模拟得到的气含率较220万时差距较大,其相对误差分别为24.67%、15.76%;当网格数量为180万时,模拟结果与220万时较为接近,其相对误差为3.2%,考虑到计算量问题,本文在后续研究中均采用180万网格进行计算。

## 3 数值模拟结果及分析

本节对搅拌釜内的气液流动过程进行分析,并讨论流动过程对釜内温度分布的影响,为了定量表征搅拌釜内物理量的分布情况,本文引入分散系

数<sup>[27]</sup>表征物理在釜内的分散状况,计算公式为:

$$C = \sigma / \bar{\phi} \quad (31)$$

式中:  $\bar{\phi}$ 是平均物理量;  $\sigma$ 是标准方差。计算公式分别为:

$$\bar{\phi} = \frac{1}{V} \sum_{i=1}^n \phi_i V_i \quad (32)$$

$$\sigma = \sqrt{\sum_{i=1}^n (\phi_i - \bar{\phi})^2 / (n-1)} \quad (33)$$

式中:  $\phi_i$ 表示第*i*个网格的物理量;  $V_i$ 表示第*i*个网格的体积;  $V$ 表示流体域总体积;  $n$ 表示网格数量。分散系数( $C$ )越小,说明物理量在釜内的分布越均匀。当物理量为气含率 $\varepsilon$ 时,则表示气含率分散系数 $C_\varepsilon$ ,当物理量为温度 $T$ 时,则表示温度分散系数 $C_T$ 。

### 3.1 速度场分布

为了便于观察釜内的流场情况,选取釜内不同截面作为特征面,如图4所示。

图5所示为釜内液相速度矢量图。由图5可知,随着搅拌桨的旋转,叶轮区流体受到较大的离心力作用,上桨叶呈现45°的向下倾斜角度,使流体朝下运动形成轴向流,下桨叶推动流体在桨叶下方形成循环区。由于隔间右侧配有挡板,因此,该区域形成的涡流尺寸相比于右侧球形壁处较小。

图6所示为水平截面速度分布云图。从图6可以看出,隔间的右侧由于存在挡板,使得该区域流体速度分布较为紊乱,有利于气液的混合;隔间左侧是球形釜壁,流体从釜底沿着釜壁螺旋上升,流体运动速度分层明显,从而导致气液之间动量及质量交换较差。

### 3.2 气含率分布

图7所示为不同高度气含率分布图。从图7中可观察到,受下桨叶圆盘的阻碍,从进氧口进入的

表1 搅拌釜内气液两相物性参数

Table 1 Physical parameters of gas-liquid two-phase in stirred tank

Phase	Density/(kg·m <sup>-3</sup> )	Viscosity/(kg·m <sup>-1</sup> ·s <sup>-1</sup> )	Specific heat capacity/(J·kg <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup> )	Thermal conductivity/(W·m <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup> )
Liquid	1350	0.01	3525	0.584
Gas	4.89	2.4675×10 <sup>-5</sup>	1006.43	0.02644

表2 网格无关性检验

Table 2 Mesh independence test

Mesh number/ $10^4$	Average gas holdup/%
100	1.496
140	1.673
180	1.903
220	1.966

氧气在桨叶下方聚集, 随后跟随流动向四周扩散, 并沿着釜壁上升; 隔间的右侧挡板导致附近流动更加紊乱, 因此, 气相分布更加均匀; 而对于隔间左侧的球形壁, 由于缺少挡板, 流体沿着壁面螺旋上升, 流体径向运动强度较弱, 因此气相聚集在涡流区。

气液搅拌过程中产生的气穴现象是指搅拌桨在旋转运动时桨叶的迎液面产生的相对高压区, 桨叶后方会形成涡流, 产生相对低压区, 从底部上升的气相在桨叶前后方压力差作用下被卷入涡流区, 从

而在桨叶后方形成气相聚集的现象<sup>[26]</sup>。

图8所示为下桨叶后方的气含率等值图。结合图7可以观察到, 下桨叶后方会有明显的气相聚集, 形成气穴现象, 在搅拌桨旋转运动过程中, 聚集在桨叶后方的气相会与涡流发生强烈的相互作用, 导致气相被持续甩出, 同时上升的气相不断地聚集在桨叶后方, 形成动态平衡。

为了比较釜内局部区域的气相分布情况, 以短轴中心截面为基准, 将搅拌釜划分为两个区域, 如图9示。区域I是包括左侧球形釜壁的空间, 区域II是包括右侧挡板结构的空间。

图10所示为搅拌釜内不同区域平均气含率及分散系数的比较。从图10可以看到, 区域I的平均气含率比区域II的更大, 这是因为区域I的球形釜壁缺少挡板流体沿着壁面螺旋上升, 流体径向运动强度较弱, 因此, 气相聚集在涡流区; 由于区域II釜壁处的挡板增强了流体的扰动, 区域II的流动更加紊乱, 因此, 气相分布更加均匀。

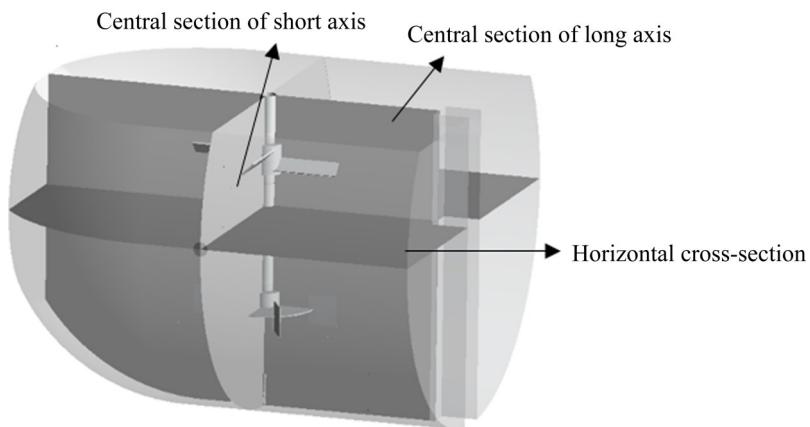


图4 不同截面示意图

Fig. 4 Schematic diagram of different cross-sections

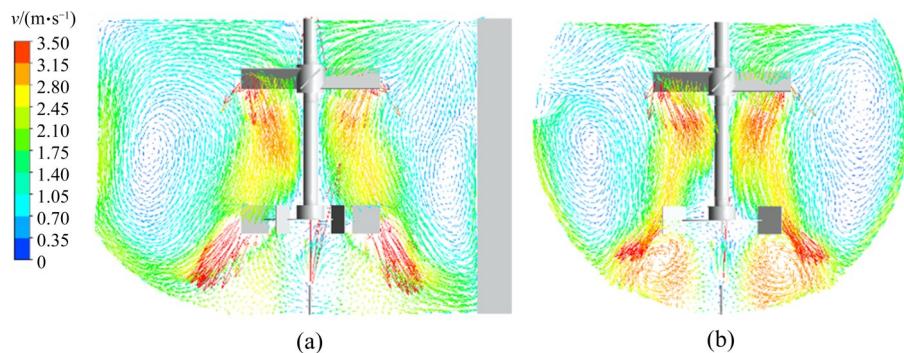


图5 不同截面速度矢量示意图

Fig. 5 Schematic diagram of velocity vector of different cross-sections: (a) Central section of long axis; (b) Central section of short axis

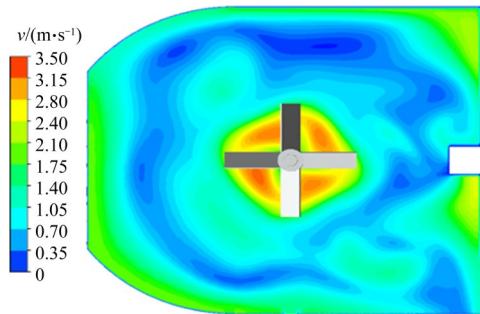


图6 水平截面速度分布云图

Fig. 6 Velocity distribution of horizontal cross-section

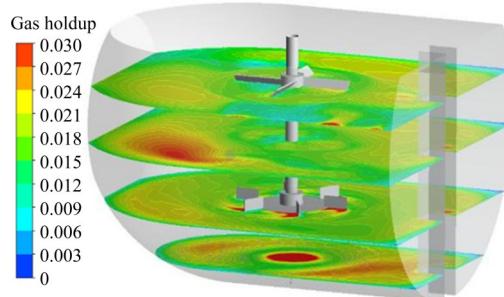


图7 不同高度气含率分布图

Fig. 7 Gas holdup distribution at different heights

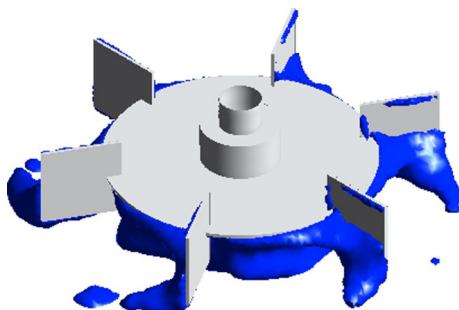


图8 下桨叶后方气含率为0.03的等值图

Fig. 8 Isogram behind lower blade with gas holdup of 0.03

### 3.3 温度分布

图11所示为不同高度水平截面温度分布云图。从图11可以观察到，局部高温区主要分布在球形釜壁处的涡流区，靠近挡板一侧的液相分布较为均匀。结合图6可知，气相聚集分布在靠近球形釜壁处的涡流区，气液接触面积大，对应的化学反应也较为激烈，因此局部温度较高，这一现象符合反应热效应的原理。

图12所示为釜内中心截面液相温度分布云图。由图12可知，靠近球形釜壁区域的温度较其他区

域更高，这是由于气相聚集分布在靠近球形釜壁处的涡流区，气液接触面积大，对应的化学反应也较为激烈，因此，局部温度较高；在右侧挡板附近，流动较为紊乱，气液分散良好，因此该区域温度分布均匀；从釜顶进入的矿浆，在上桨叶作用下进入

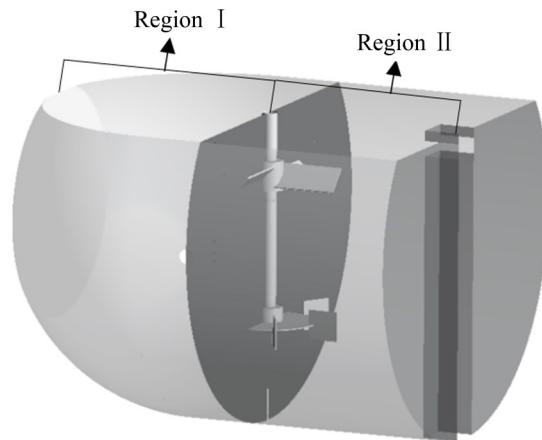


图9 搅拌釜分区域示意图

Fig. 9 Schematic diagram of region diagram of stirred tank

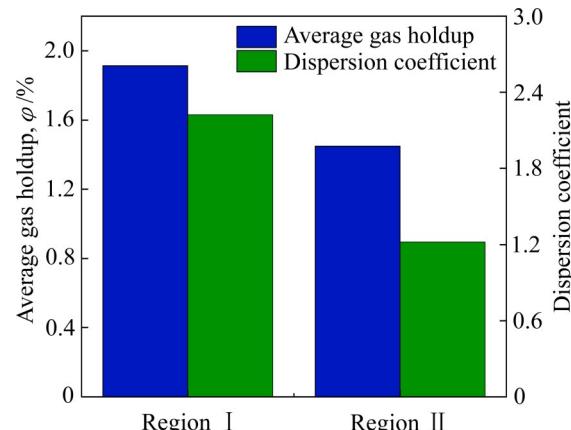


图10 不同高度气含率分布图

Fig. 10 Gas holdup distribution at different heights

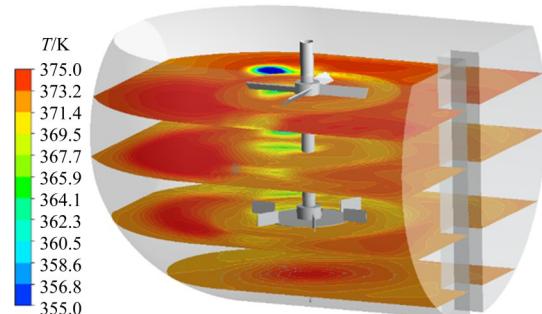


图11 不同高度水平截面温度分布云图

Fig. 11 Average temperature distribution of horizontal sections at different heights

循环区, 对周围的流体起到一定的降温, 而从侧壁进入的矿浆主要改变了中间循环区的温度。

图13所示为不同高度水平截面的液相温度分布图。从图13可以更直观地观察到球形釜壁附近的局部高温区分布。在流场稳定的情况下, 从矿浆入口1进入的大部分矿浆会在循环区的作用下, 不经过上桨叶, 直接向下运动至釜底, 因此, 在图13左上角处会存在明显的低温区。而从矿浆入口2进入的矿浆则是跟随流动, 通过上桨叶进入两层桨叶

之间的循环区, 在桨叶下方形成如图12所示的低温区。下桨叶附近区域温度分布较其他高度平面的温度分布更加均匀。

如图14(a)所示, 在侧壁入口所在平面上取线1, 观察釜内温度的纵向分布情况, 线条1左端靠近球形釜壁, 右端靠近挡板。图14(b)所示为线1上液相温度分布曲线。由图14(b)可以观察到, 在靠近釜壁处, 流体速度快, 气液更新速率快, 因此, 液相的温度较低。随着 $x$ 增加, 由于直线穿过釜内

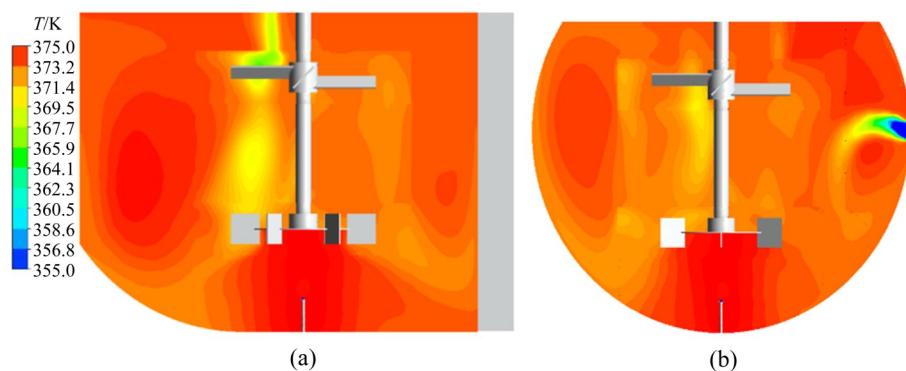


图12 不同中心截面处液相温度分布云图

**Fig. 12** Liquid phase temperature distribution at different central cross-sections: (a) Central section of long axis; (b) Central section of short axis

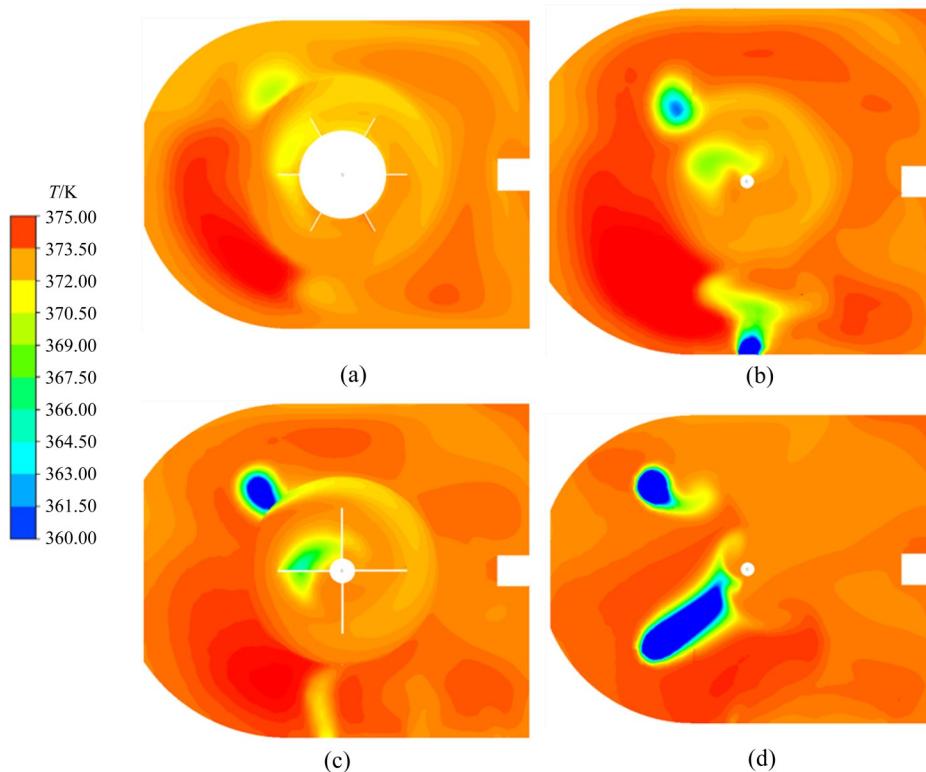


图13 不同高度水平截面温度分布图

**Fig. 13** Temperature distribution of horizontal sections at different heights: (a) Plane of lower blade; (b) Plane side wall entrance; (c) Plane of upper blade; (d) Plane above blade

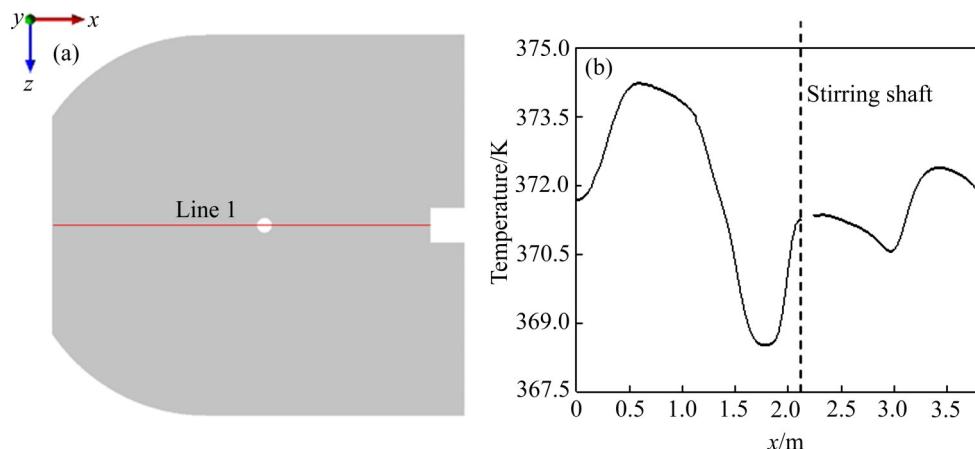


图14 线1所在位置及液相温度分布

Fig. 14 Location of Line 1 and liquid phase temperature distribution: (a) Line 1 position; (b) Temperature in liquid phase of line 1

的涡流区，因此液相温度分布存在峰值；在靠近搅拌轴附近处，矿浆对液相的换热使得该位置液相温度较其他区域低。

图15所示为不同区域平均温度及温度分散系数对比。由图15可知，釜内区域I涡流区的局部温度较其他区域更高，但由于矿浆的入口也处于区域I上方，因此，区域I与区域II平均温度相差较小(约4 K)；区域II在挡板的作用下，温度分散系数明显比区域I更低，温度分布更加均匀。

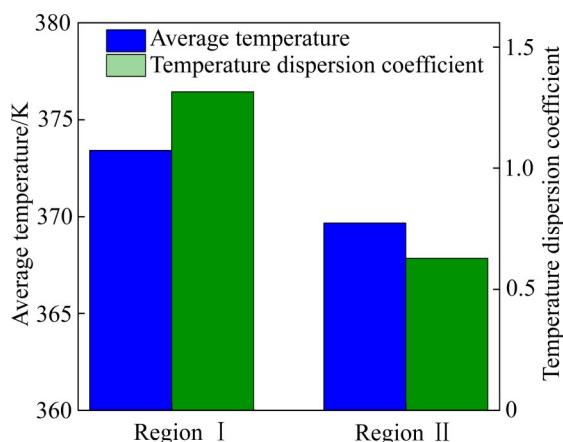


图15 不同区域平均温度及温度分散系数

Fig. 15 Average temperature and temperature dispersion coefficient in different regions

## 4 结论

1) 流体会在桨叶下方及两层桨叶之间形成主要的循环区；流体运动高速区主要位于桨叶附近，釜

壁的挡板有利于破坏釜内螺旋运动，增加流体流动紊乱程度；进氧口进入的气相会在下桨叶圆盘下方聚集。

2) 气相聚集分布在靠近球形釜壁处的涡流区，导致该区域局部温度较高。由于球形釜壁缺少挡板，因此温度分布均匀性较差，而在右侧挡板附近，流动紊乱，气液更新速度快，因此温度分布更加均匀。

## REFERENCES

- [1] 厉鹏, 刘宝庆, 金志江. 搅拌釜内流场实验研究与数值模拟的进展[J]. 化工机械, 2010, 37(6): 799–804, 822.  
LI Peng, LIU Bao-qing, JIN Zhi-jiang. Progress of the experimental researches and numerical simulations of the flow fields in stirred tanks[J]. Chemical Engineering& Machinery, 2010, 37(6): 799–804, 822.
- [2] 谢克强, 杨显万, 王吉坤, 等. 高铁闪锌矿加压浸出过程中Fe的动力学研究[J]. 中国有色冶金, 2007(2): 37–40, 54.  
XIE Ke-qiang, TANG Xian-wang, WANG Ji-kun, et al. Kinetic study of iron on pressure leaching marmatite[J]. China Nonferrous Metallurgy, 2007(2): 37–40, 54.
- [3] 胡天觉, 曾光明, 袁兴中. 湿法炼锌废渣中硫脲浸出银的动力学[J]. 中国有色金属学报, 2001, 11(5): 933–937.  
HU Tian-jue, ZENG Guang-ming, YUAN Xing-zhong. Leaching kinetics of silver extracted by thiourea from residue in hydrometallurgy of zinc[J]. The Chinese Journal of Nonferrous Metals, 2001, 11(5): 933–937.
- [4] 邓日章, 赵天从, 钟竹前, 等. 酸性条件下ZnS氧化浸出过

- 程动力学的研究[J]. 中南矿冶学院学报, 1992, 23(1): 36-42.
- DENG Ri-zhang, ZHAO Tian-cong, ZHONG Zhu-qian, et al. Kinetic study on oxidative dissolution of sphalerite in aqueous hydrochloric acid solutions[J]. Journal of Central-South Institute of Mining and Metallurgy, 1992, 23(1): 36-42.
- [5] 张晋霞, 邹 玄, 牛福生. 含锌尘泥中锌的浸出行为及动力学[J]. 中国有色金属学报, 2018, 28(8): 1688-1696.
- ZHANG Jin-xia, ZHOU Xuan, NIU Fu-sheng. Leaching behavior and leaching kinetics of zinc from zinc-bearing dust[J]. The Chinese Journal of Nonferrous Metals, 2018, 28(8): 1688-1696.
- [6] NIMA S, JAVAD M, MEHDI O I. 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.
- [7] XU Zhi-feng, JIANG Qing-zheng, WANG Cheng-yan. Atmospheric oxygen-rich direct leaching behavior of zinc sulphide concentrate[J]. Transactions of Nonferrous Metals Society of China, 2013, 23 (12): 3780-3787.
- [8] BUBAN K R, COLLINS M J, MASTERS I M, et al. Comparison of direct pressure leaching with atmospheric leaching of zinc concentrates[C]// Lead-Zinc, Proceedings of the Minerals, Metals & Materials Society. Pittsburgh: John Wiley & Sons, Inc. 2000: 727-738.
- [9] LANE G L, SCHWARZ M P, EVANS G M. Numerical modelling of gas-liquid flow in stirred tanks[J]. Chemical Engineering Science, 2004, 60(8): 2203-2214.
- [10] ZHANG Yan-hong, YONG Yu-mei, MAO Zai-sha, et al. Numerical simulation of gas-liquid flow in a stirred tank with swirl modification[J]. Chemical Engineering & Technology, 2009, 32(8): 1266-1273.
- [11] 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.
- [12] 齐 放, 张一敏, 薛楠楠, 等. 含钒页岩搅拌浸出槽结构优化的数值模拟[J]. 有色金属(冶炼部分), 2019(3): 49-55.  
QI Fang, ZHANG Yi-min, XUE Nan-nan, et al. Numerical simulation of structure optimization of stirring leaching tank for vanadium-containing shale[J]. Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy), 2019(3): 49-55.
- [13] 潘荣选, 黄金堤, 徐志峰. 铜阳极泥立式釜搅拌过程仿真及正交优化[J]. 有色金属科学与工程, 2017, 8(4): 12-18.
- PAN Rong-xuan, HUANG Jin-di, XU Zhi-feng. Stirring process simulation and orthogonal optimization of vertical reactor for copper anode mud leaching[J]. Nonferrous Metals Science and Engineering, 2017, 8(4): 12-18.
- [14] LAKGHOMI B, KOLAHCHIAN E, JALALI A, et al. Coil and Jacket's effects on internal flow behavior & heat transfer in stirred tanks[J]. Proceedings of World Academy of Science Engineering and Technology, 2006, 17: 292-296.
- [15] 徐晓光, 张 林, 苏朝龙, 等. 双桨叶新型凸槽搅拌釜内传热强化研究[J]. 食品与机械, 2016, 32(8): 71-74.  
XU Xiao-gang, ZHANG Lin, SU Chao-long, et al. Study on the performance of heat transfer enhancement of new convex groove stirred tank with two impellers[J]. Food & Machinery, 2016, 32(8): 71-74.
- [16] 黄 翔. 含气液两相的搅拌釜传热过程强化及其应用研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2016.
- HUANG Xiang. Heat transfer enhancement in stirred tank with gas and liquid phases and its application[D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2016.
- [17] SHI Peng-yu, ROLAND R. Bubbly flow in stirred tanks: Euler-Euler/RANS modeling[J]. Chemical Engineering Science, 2018, 190: 419-435.
- [18] SHAO Ping, ZHANG Ting-an, LIU Yan, et al. Numerical simulations of gas-liquid flow in the gas injection process with mechanical stirring[J]. AIP Conference Proceedings, 2013, 1542: 1300-1303.
- [19] MOUGIN G, MAGNAUDET J. The generalized Kirchhoff equations and their application to the interaction between a rigid body and an arbitrary time-dependent viscous flow[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2002, 28(11): 1837-1851.
- [20] CHEN Zhi-bin, YAN Hong-jie, ZHOU Ping, 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.
- [21] TOMIYAMA A, KATAOKA I, ZUN I, et al. Drag coefficients of single bubbles under normal and micro gravity conditions[J]. JSME International Journal Series B, Yokohama: ICMF 2004 Proceedings CD-ROM, 1998, 41(2): 472-479.
- [22] BURNS A D, FRANK T, HAMILL I, et al. The Favre averaged drag model for turbulent dispersion in Eulerian multi-phase flows[C]// 5th International Conference on Multiphase Flow. Yokohama: ICMF 2004 Proceedings CD-

- ROM, 2004: 392–409.
- [23] HUGHMARK G A. Mass and heat transfer from rigid spheres[J]. AIChE Journal, 1967, 13(6): 1219–1221.
- [24] BIRD R B, STEWARD W E, LIGHTFOOT E N. Transport phenomena[J]. Journal of the Electrochemical Society, 1961, 28(2): 338–359.
- [25] 陈晋南. 传递过程原理[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- CHNE Jin-nan. Principle of transfer process[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2004.
- [26] HARDT S, WONDRA F. Evaporation model for interfacial flows based on a continuum-field representation of the source terms[J]. Journal of Computational Physics, 2008, 227(11): 5871–5895.
- [27] 王凯, 虞军. 化工设备设计全书: 搅拌设备[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.
- WANG Kai, YU Jun. Chemical equipment design book: Mixing equipment[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2003.

## Numerical simulation of gas-liquid heat and mass transfer in pressurized leaching stirred tank

LIU Liu<sup>1</sup>, CHEN Zhi-bin<sup>1</sup>, YAN Hong-jie<sup>1</sup>, TAN Zhi-kai<sup>1</sup>, ZHANG Deng-kai<sup>2</sup>, ZHOU Ping<sup>1</sup>

(1. School of Energy Science and Engineering, Central South University, Changsha 410083, China;  
2. Danxia Smelter, Shenzhen Zhongjin Lingnan Non-ferrous Metal Company Limited, Shaoguan 512325, China)

**Abstract:** In order to explore the flow field and the temperature distribution in the pressurized leaching stirred tank, the SST  $k-\omega$  turbulence model, Euler-Euler multiphase flow model and multiple reference frame method were used to construct the mathematical model of the fluid flow, heat and mass transfer in the stirred tank. In the model, the gas-liquid flow, mass transfer and heat transfer were coupled while the chemical reaction was not considered. The gas-liquid flow field and the temperature distribution in the tank were analyzed. The results show that two main circulation areas are formed in the tank, and the "cavitation" occurs behind the blade. Obvious stratification and local high temperature regions are observed near the tank wall. The flow field and temperature distribution in the tank are considerably influenced by the baffle near the wall. The distribution of the flow field near the baffle is more chaotic while that of the temperature is more uniform.

**Key words:** pressure leaching; stirred tank; flow field; temperature field; heat-mass transfer

**Received date:** 2021-09-13; **Accepted date:** 2021-11-16

**Corresponding author:** YAN Hong-jie; Tel: +86-13873102530; E-mail: s-rfy@csu.edu.cn

(编辑 李艳红)