

电沉积制备氢氧化镁多物理场的数值模拟

左晋松^{1,2}, 狄跃忠², 耿佃桥¹

(1. 东北大学 材料电磁过程研究教育部重点实验室, 辽宁 沈阳 110819; 2. 东北大学 冶金学院, 辽宁 沈阳 110819)

摘要: 为了优化电沉积法制备片状氢氧化镁的工艺, 采用多物理场耦合方法, 对电沉积制备氢氧化镁的过程进行了二维非稳态数值模拟. 得到了不同极板间距和极板放置深度下的槽电压、电流密度、电解质流场和气体分布情况, 分析了极板参数对电解槽工作过程中电场与流场的影响. 研究表明, 减小极板放置深度会使槽电压降低, 但较小的极板放置深度会导致槽内电解质流动性变差, 不利于反应的进行. 减小极板间距可以增大极板间电解液流速、加强传质、降低槽电压, 但同时会导致极板上反应均匀性变差. 为了保证电解质流速更快、槽电压更低、电流分布更均匀, 应尽量加深极板放置深度, 并适当调整极板间距.

关键词: 电沉积; 多物理场; 氢氧化镁; 数值模拟

中图分类号: TK 124

文献标志码: A

文章编号: 1005-3026(2024)05-0652-09

Numerical Simulation of Multiple Physical Fields for the Preparation of Magnesium Hydroxide by Electrodeposition

ZUO Jin-song^{1,2}, DI Yue-zhong², GENG Dian-qiao¹

(1. Key Laboratory of Electromagnetic Processing of Materials, Ministry of Education, Northeastern University, Shenyang 110819, China; 2. School of Metallurgy, Northeastern University, Shenyang 110819, China. Corresponding author: GENG Dian-qiao, E-mail: neugeng@163.com)

Abstract: For the optimization of the process of preparing flaky magnesium hydroxide by electrodeposition, a multi-physics coupling method was used to simulate the two-dimensional unsteady state of magnesium hydroxide preparation by electrodeposition. The voltage, current density, electrolyte flow field, and gas distribution of the electrolyte are obtained under different plate spacing and plate placement depths. The effect of plate parameters on the electric and flow fields during electrolytic cell operation was analyzed. The research results show that the cell voltage decreases when the plate placement depth is reduced. However, reduced plate placement depth hinders electrolyte fluidity, which is detrimental to the reaction. Reducing the plate spacing can enhance mass transfer and reduce the working voltage, but it also worsens the uniformity of the chemical reaction distribution on the plates. To achieve faster electrolyte flow, lower cell voltage, and more uniform current distribution, the plate placement depth should be increased as much as possible, and the plate spacing should be adjusted appropriately.

Key words: electrodeposition; multiphysics; magnesium hydroxide; numerical simulation

作为一种重要的化工产品, 氢氧化镁具有抑烟吸热、活性大、吸附能力强、易沉降、脱硫效率高、无二次污染等独特的物理化学性质, 常被作为阻燃剂、废水处理剂、烟气脱硫剂、食品添加剂等, 广泛应用在火灾防治、废水处理、酸雨治理等领域^[1-4].

青海柴达木盆地典型盐湖固废水氯镁石的

安全处置与资源化利用已成为制约盐湖资源可持续开发与盐湖地区生态平衡的瓶颈问题. 采用水氯镁石资源制备氢氧化镁是解决上述问题的重要途径之一. 目前, 水氯镁石制备氢氧化镁原粉的方法主要有以氢氧化钠法、氢氧化钙法、氨法、氨-石灰联合法为代表的直接沉淀法, 以及水热合成法、超声波化学合成法、微乳液法等改性

收稿日期: 2022-12-12

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(21878045).

作者简介: 左晋松(1997-), 男, 山西临汾人, 东北大学硕士研究生; 耿佃桥(1982-), 男, 山东淄博人, 东北大学副教授, 硕士生导师.

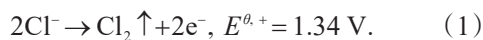
方法^[1,5-6].其中氢氧化钠法成本相对高、反应控制难度大;氢氧化钙法产品纯度低,且生成氯化钙废渣;氨法副产物氯化铵回收难,氨水易挥发,操作环境差;氨-石灰法产品纯度较高,回收氨气能耗较高^[5].水热合成法等改性方法虽然可得到精度较高的超细氢氧化镁粉末,但存在工艺复杂,成本较高的缺点^[6].针对以上问题,冯乃祥团队研究了以盐湖卤水氯化镁石为原料,通过电沉积法制备氢氧化镁,发现该法制得的氢氧化镁纯度高,制备过程中无需添加剂,产物形貌可控,且可实现水氯镁石的全组分利用^[7-8].

尽管电沉积制备氢氧化镁有着独特的优势,但是由于电解槽内存在多种物理化学过程,在这些复杂机理的共同作用下,通过传统实验方法对电解槽进行优化的难度将大大增加.使用数值模拟方法优化电解槽不仅有着更高的安全性、经济性,同时也可以对其内部工作机理做出直观表述.部分学者已经用数值模拟方法对碱性水电解槽^[9-11]、锂电解槽^[12-14]等进行了优化研究,但是尚未有针对电沉积制备氢氧化镁电解槽数值模拟的相关研究.因此,本文对不同极板参数下电沉积制备氢氧化镁电解槽装置的物理场进行了数值模拟,旨在为电解槽的进一步优化提供参考.

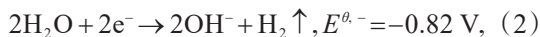
1 电解过程与几何模型

槽内电解质为 $MgCl_2$ 溶液,在工作过程中 Mg^{2+} 与阴极产生的 OH^- 结合生成 $Mg(OH)_2$ 沉淀,底部放置支架用于收集 $Mg(OH)_2$ 沉淀.电解槽的二维结构及尺寸如图 1、表 1 所示,电解反应原理如下:

阳极反应:



阴极反应:



总反应:



式中, E^{0+} , E^{0-} 分别为阳极与阴极标准电极电位.

反应发生所需要的最小电压(可逆电压) U_r 为

$$U_r = E^{0+} - E^{0-} = 2.16 V.$$

由于反应的不可逆性,实际电解槽的电压大于可逆电压,大小为可逆电压与欧姆过电位、活化过电位、浓度过电位之和.

$$U = U_r + \eta_o + \eta_a + \eta_c. \quad (5)$$

式中: U 为槽电压; η_o 为欧姆过电位,由电场模型计算; η_a 为活化过电位,由线性化的 Butler-Volmer 公式^[14]计算; η_c 为浓度过电位,由能斯特方程计算.

$$\eta_a = \frac{RT}{(\alpha_a + \alpha_c)F} \cdot \frac{j_L}{j_0}, \quad (6)$$

$$\eta_c = \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_o}{a_r}. \quad (7)$$

式中: α_a, α_c 分别为阳极、阴极传递系数; j_L 为局部电流密度; j_0 为交换电流密度; a_o, a_r 分别为氧化物质、还原物质的活度; R 为气体常数; F 为法拉第常数; T 为热力学温度; n 为电子转移数.

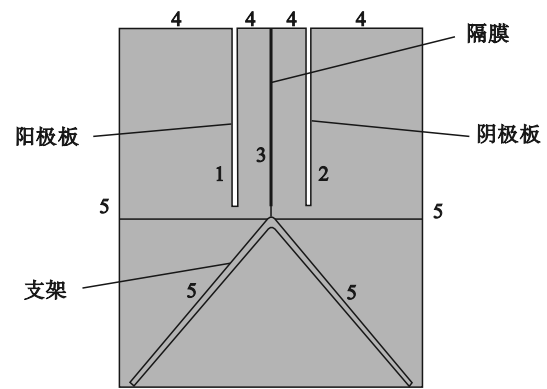


图 1 电解槽几何模型

Fig. 1 Geometric model of electrolytic cell

表 1 电解槽几何参数

Table 1 Geometric parameters of electrolytic cell

电解槽		极板	
长度/cm	高度/cm	厚度/cm	板长/cm
16.3	19.3	0.3	9.5

2 数学模型

电解过程数学模型基于以下基本假设^[9,12,14]:

- 1) 气、液两相均为黏性不可压缩的牛顿流体;
- 2) 电解体系恒温,不考虑传热影响;
- 3) 忽略其他杂质和水的自电离,不考虑二次反应;
- 4) 生成的气泡大小恒定,且不考虑气泡间的并聚、破碎;
- 5) 隔膜在浓度场和电场中作为多孔介质处理.

2.1 数学模型

2.1.1 电场数学模型

电场模型由电荷守恒定律及欧姆定律描述:

$$\frac{\partial \eta}{\partial t} + \nabla \mathbf{j} = 0, \quad (8)$$

$$\mathbf{j} = \sigma_1 \mathbf{E} = -\sigma_1 \nabla \phi_1. \quad (9)$$

式中: η 为电荷密度; t 为电解时间; \mathbf{j} 为电流密度; σ_1 为溶液电导率; \mathbf{E} 为电场强度; ϕ_1 为电解质电位; ∇ 为哈密顿算子. 电解过程稳定无新电荷产生, 非稳态项为 0, 整理得

$$\nabla \cdot (\sigma_1 \nabla \phi_1) = 0. \quad (10)$$

2.1.2 浓度场数学模型

浓度场由化学物质的质量守恒定律描述:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = \nabla N_i + R_i. \quad (11)$$

式中: 下标 i 表示反应离子的种类; c_i 为浓度; N_i 为摩尔通量; R_i 为反应速率. 其中离子 i 的摩尔通量可由能斯特-普朗克方程表示:

$$N_i = \mathbf{u}_c \cdot c_i - D_i \nabla c_i - z_i u_{m,i} F c_i \nabla \phi_1. \quad (12)$$

式中: D_i 为离子扩散系数; z_i 为离子电荷数; F 为法拉第常数; \mathbf{u}_c 为对流速度, 由流场模型计算; $u_{m,i}$ 为离子淌度, 由能斯特-爱因斯坦关系表示:

$$u_{m,i} = \frac{D_i}{RT}. \quad (13)$$

2.1.3 流场数学模型

采用欧拉-欧拉双流体模型对电解槽内的气液两相流进行模拟. 湍流模型选择 $k-\varepsilon$ 模型.

气、液连续性方程为

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_i \phi_i) + \nabla (\rho_i \phi_i \mathbf{u}_i) = m_{dc}, \quad i = c, d. \quad (14)$$

式中: 下标 i 表示相的种类 (c 为连续相, d 为分散相); ϕ 为体积分数, $\phi_c = 1 - \phi_d$; ρ 为密度; \mathbf{u}_i 为每相的速度; m_{dc} 为气体质量通量, 由法拉第定律表示:

$$m_{Cl_2} = \frac{M_{Cl_2}}{2F} j_L, \quad (15)$$

$$m_{H_2} = \frac{M_{H_2}}{2F} j_L. \quad (16)$$

式中: m_{Cl_2} , m_{H_2} 分别为 Cl_2 , H_2 的质量通量; M_{Cl_2} , M_{H_2} 分别为 Cl_2 , H_2 的摩尔质量.

气、液动量方程为

$$\rho_i \frac{\partial \mathbf{u}_i}{\partial t} + \rho_i (\mathbf{u}_i \cdot \nabla) \mathbf{u}_i = \nabla [-p \mathbf{I} + \boldsymbol{\tau}_i] + \rho_i \mathbf{g} + \frac{\mathbf{F}_{m,i}}{\phi_i}. \quad (17)$$

式中: p 为压力; $\boldsymbol{\tau}$ 为黏性应力张量; \mathbf{I} 为单位矩阵; \mathbf{g} 为重力加速度; $\mathbf{F}_{m,i}$ 为气液间曳力.

引入 $k-\varepsilon$ 模型后的黏性应力张量表示为

$$\boldsymbol{\tau}_i = (\mu_{i,m} + \mu_T) \left[\nabla \mathbf{u}_i + (\nabla \mathbf{u}_i)^T - \frac{2}{3} (\nabla \mathbf{u}_i) \mathbf{I} \right] - \frac{2}{3} \rho_i k \mathbf{I}, \quad (18)$$

$$\mu_T = 0.09 (\phi_c \rho_c + \phi_d \rho_d) \frac{k^2}{\varepsilon}. \quad (19)$$

式中: μ_m 为混合物黏度; μ_T 为湍流黏度; k 为湍流动能, ε 为湍流耗散率, 通过标准 $k-\varepsilon$ 模型求解.

相间动量传递主要为曳力, 表示为

$$\mathbf{F}_m = -\mathbf{F}_{m,d} = \mathbf{F}_{m,c} = \beta \mathbf{u}_s = \beta (\mathbf{u}_d - \mathbf{u}_c). \quad (20)$$

式中: \mathbf{F}_m 为曳力; $\mathbf{F}_{m,d}$, $\mathbf{F}_{m,c}$ 分别为气、液相对曳力; \mathbf{u}_s 为气、液相对滑移速度; β 为气、液两相流的曳力系数.

$$\beta = \frac{3}{4d_b} \phi_d \phi_c C_D \rho_c |\mathbf{u}_s|. \quad (21)$$

式中: d_b 为气泡直径; C_D 为阻力系数, 与气泡雷诺数 Re_b 有关, 由 Schiller-Naumann 经验模型描述:

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_b} (1 + 0.15 Re_b^{0.687}), & Re_b \leq 1000; \\ 0.44, & Re_b > 1000. \end{cases} \quad (22)$$

$$Re_b = \frac{d_b \rho_c |\mathbf{u}_d - \mathbf{u}_c|}{\mu_c}. \quad (23)$$

式中: μ_c 为连续相黏度.

2.2 边界条件

图 1 各界面的边界条件设置见表 2, 电解质溶液 $MgCl_2$ 初始浓度为 $500 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$.

表 2 边界条件
Table 2 Boundary conditions

边界	电场	流场	浓度场
1	$j = 400 \text{ A} \cdot \text{m}^{-2}$	Cl_2 入口 液体壁面	反应速率 $R_1 = -\frac{j}{nF}$ $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$
2	$\phi = 0 \text{ V}$	H_2 入口 液体壁面	反应速率 $R_2 = -\frac{j}{nF}$ $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$
3	$\mathbf{j} = -\sigma \nabla \phi$	液体壁面	$N_i = -D_i \nabla c_i$ $-z_i u_{m,i} F c_i \nabla \phi_i$
4	绝缘	气体出口	无通量
5	绝缘	液体壁面	无通量

2.3 计算参数及求解方法

采用 COMSOL^[15] 软件对数学模型进行求解, 模拟时间为 300 s. 相关参数说明如下: 工作温度为 $40 \text{ }^\circ\text{C}$, 在此温度下 Cl_2 和 H_2 的密度分别为 $0.078 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 和 $2.79 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $MgCl_2$ 溶液密度为实验拟合所得^[8], 电流密度为 $400 \text{ A} \cdot \text{m}^{-2}$.

3 模拟结果与讨论

3.1 极板间距对对流场的影响

气泡在极板下方生成后受到浮力上浮, 并在上浮至液面的过程中横向弥散发展为湍流, 形成如图 2a 所示的气泡幕覆盖在极板表面. 由图 2b 对比可以看出, 计算结果与文献^[16] 实验研究中的气泡分布基本一致, 在一定程度上说明了本模型的准确性.

图 3 为不同极板间距时竖向气体体积分数, 由图可见气体体积分数随着液体竖直深度的增加而减小, 极板间距对气体分布的影响不大. 这

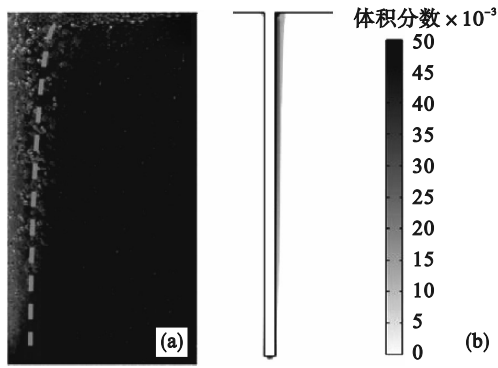


图 2 实验与数值模拟对照

Fig. 2 Comparison of experiment and numerical simulation

(a)—实验照片^[16]; (b)—气体分布数值模拟结果.

可能是因为气体的分布主要受湍流程度影响,气泡在上浮过程中湍流程度逐渐变大,气体体积分数随液体的深度变浅而增大.图 3a 中显示气体体积分数在极板内侧界面(取距极板内侧 0.01 cm 处垂直界面)顶端的位置处发生突变达到最大,这是因为此处湍流程度达到最大.300 s 时气体体积分数分布如图 4 所示,可见极板间距的改变对湍流程度影响不大,因此极板间距大小对气体体积分数分布影响不明显.

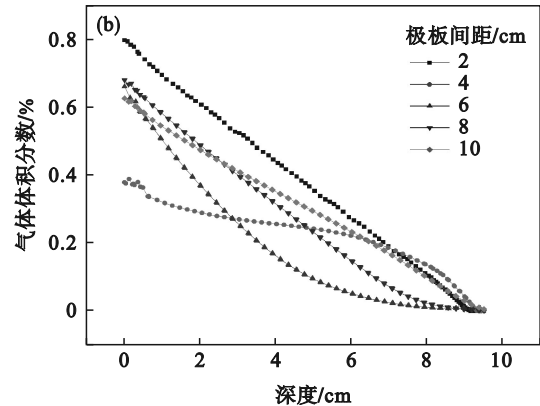
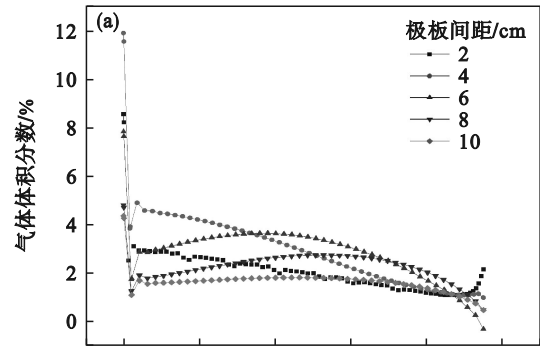


图 3 竖向气体体积分数

Fig. 3 Vertical gas volume fraction

(a)—距极板 0.01 cm 处界面; (b)—距极板 0.5 cm 处界面.

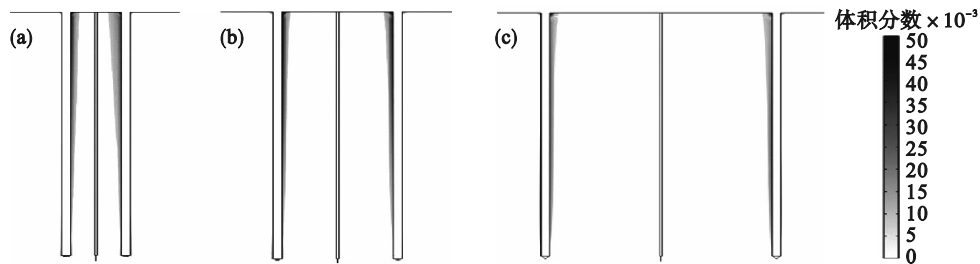


图 4 300 s 时气体体积分数分布

Fig. 4 Gas volume fraction distribution at 300 s

(a)—极板间距 2 cm; (b)—极板间距 4 cm; (c)—极板间距 8 cm.

图 5 为不同极板间距时电解质平均流速,由图可见极板间距对电解质平均流速影响较大,2~4 cm 为小间距,此时槽内平均流速较快约为 1.6 cm/s;6~10 cm 为大间距,此时槽内平均流速较慢约为 0.9 cm/s,两者平均流速相差接近一倍.这可能是因为气体释放速率恒定时,极板间距越小,极板间被填充的溶液越少,气泡上升带动液体流动,即气举现象^[11]越明显,导致平均流速越快.300 s 时电解质流速如图 6 所示,随着极板间距加大,气泡扰动对极板间液体的影响越来越小,极板间平均流速降低.

3.2 极板间距对电场的影响

不同极板间距时的槽电压如图 7 所示,可见槽电压会随着极板间距的增大而增大.由于极板

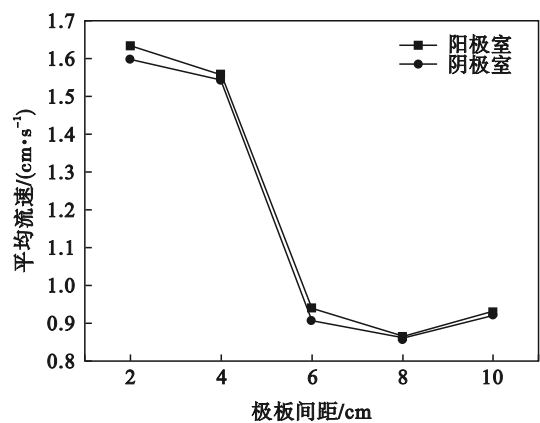


图 5 不同极板间距时电解质平均流速

Fig. 5 Average electrolyte flow velocity at different plate spacing

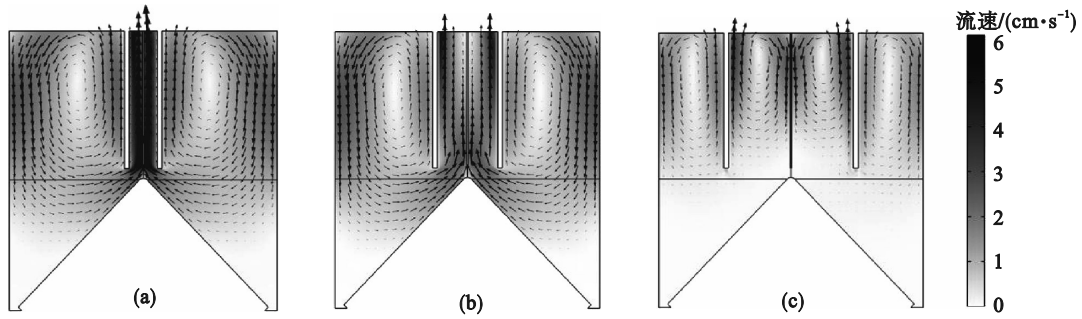


图6 300 s时电解质流速

Fig. 6 Electrolyte flow velocity at 300 s

(a)一极板间距2 cm; (b)一极板间距4 cm; (c)一极板间距8 cm.

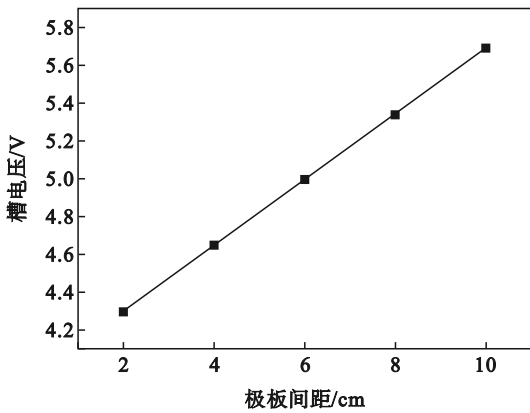


图7 不同极板间距时的槽电压

Fig. 7 Cell voltage at different plate spacing

面积不变,极板间电解质的体积随极板间距的增大而增大,使极板间导体的电阻增大.因此极板间距增大将使槽内欧姆过电位增大,导致槽电压随之增大.

图8为不同极板间距时阴极板内侧表面电流密度,由图可见电解槽工作时,极板表面电流密度分布基本均匀,但在靠近极板底端约1 cm处,电流密度会突然变大,且极板间距越小,突变

程度越大.这是因为隔膜的阻挡影响了载流子的流动路径,从而影响了电流分布.300 s时电解质电流密度分布如图9所示,离子从隔膜下方的电解质连通部位流过,在阴极板下端大量汇集,因此导致了电流密度在靠近极板底端处发生了突变.极板间距越小,离子流过路径越短,汇聚现象越明显,导致极板底端电流密度的突变程度越大.

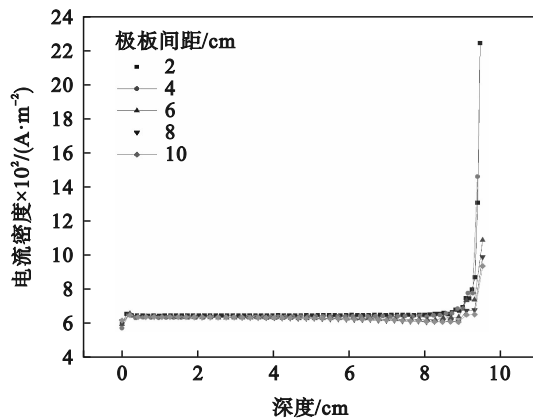


图8 不同极板间距时阴极板内侧表面电流密度

Fig. 8 Inner cathode current density at different plate spacing

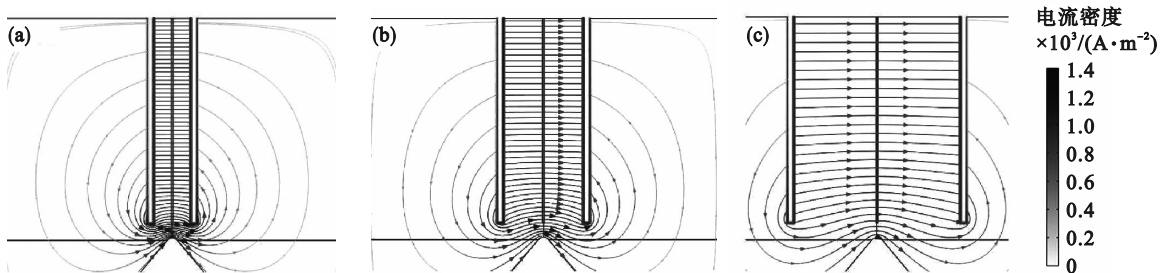


图9 300s时电解质电流密度分布

Fig. 9 Current density distribution of electrolyte at 300s

(a)一极板间距2 cm; (b)一极板间距4 cm; (c)一极板间距8 cm.

图10为不同极板间距下阴极板内侧表面电解质电位,由图可见越靠近极板底端位置电解质电位越小,且极板间距越小,靠近底端位置

的电解质电位变化越快;极板间距增大,电解质电位变化越平缓.电解质电位可表示极板在该位置处的过电位大小,即极板的极化程度.极板间

距越小,电流密度越容易突变,界面上的化学反应分布越不均匀,极板整体极化程度越不均匀.

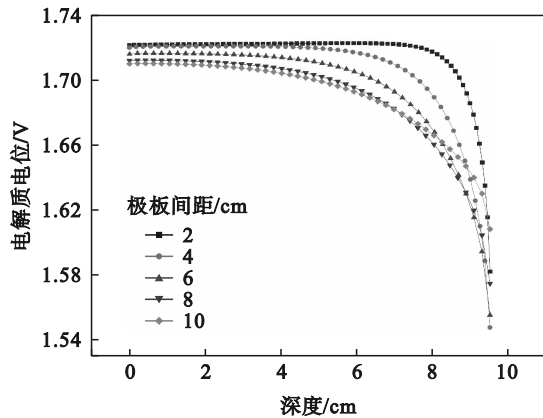


图 10 不同极板间距时阴极板内侧表面电解质电位
Fig. 10 Electrolyte potential of the inner surface of the cathode plate at different plate spacing

3.3 极板放置深度对电场的影响

设置极板间距为 4 cm,定义无量纲深度 k_depth ,表示极板放置深度为极板全长的 k_depth 倍.

不同放置深度下的槽电压如图 11 所示,可见槽电压随极板放置深度的加深而增大,且增大趋势越来越快.其原因是极板放置深度加深,极板有效截面积增大,极板间导体的电阻增大.当电流密度恒定时,电解槽总电流也增大.因此,电解槽工作电流和电阻同时增大,使欧姆过电位非线性增大,最终导致槽电压非线性增大.

图 12 为不同放置深度时阴极内侧表面电流密度,由图可见极板放置深度越深,极板表面整体的电流密度越大,且底端电流密度的突变程度

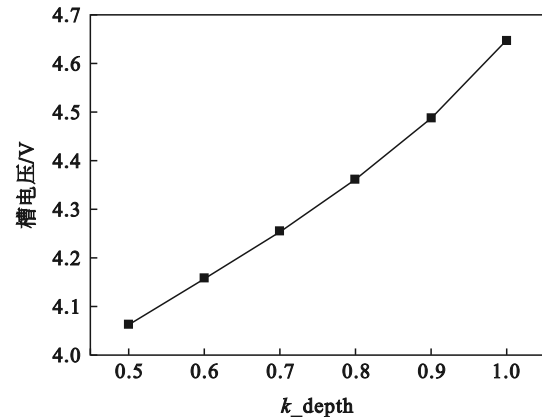


图 11 不同放置深度时的槽电压
Fig. 11 Cell voltage at different placement depths

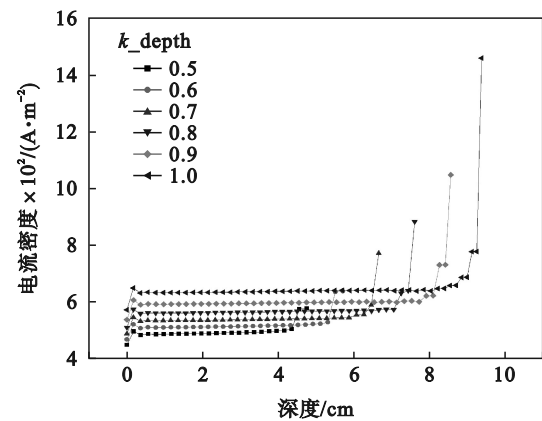


图 12 不同放置深度时阴极内侧表面电流密度
Fig. 12 Inner surface current density of the cathode at different placement depths

越大.这是由于极板放置深度越深,极板底端会越来越靠近隔膜下方的电解质连通口,载流子汇聚现象越明显,如图 13 所示,因此极板底端电流密度的突变程度会越大.

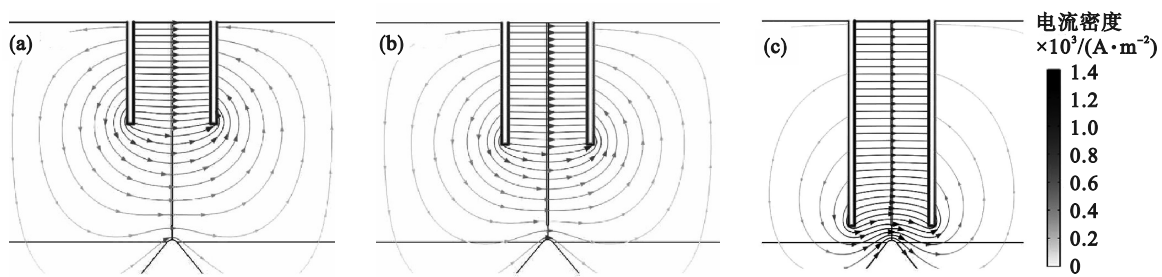


图 13 300 s 时电流密度分布
Fig. 13 Current density distribution at 300 s
(a)— $k_depth=0.5$; (b)— $k_depth=0.6$; (c)— $k_depth=1$.

图 14 为不同放置深度时的电解质电位,由图可见,随着极板放置深度加深,极板表面处电解质电位整体增大,而底端位置的电解质电位减小.这是因为离子在极板底端汇聚,导致此处更容易发生化学反应,从而对能量的需求量越小,

过电位越小.

3.4 极板放置深度对流场的影响

图 15 为不同放置深度时电解质平均流速,由图可见极板放置深度越深,槽内电解质流速越快.图 16 为 300 s 时电解质流速分布,如图 16b 和

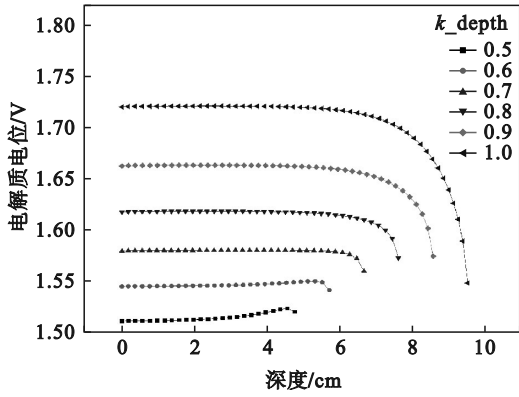


图 14 不同放置深度时电解质电位

Fig. 14 Electrolyte potential at different placement depths

图 16c 所示,极板放置深度越深,气泡上浮的行程越大,气泡在上浮过程中更容易发生层流到湍流的转变,使气泡对溶液的扰动能力增强,电解质的平均流速增大.当极板放置深度太浅时,阳、阴极室内流动状况差距较大,如图 16a 所示,阴极室内电解质平均流速更快.其原因可能是在相同条

件下,Cl₂的密度、黏度更大,对液体的扰动能力相对较弱.当极板放置深度太浅时,Cl₂尚未发展成湍流,因此阳极室内电解质流速较慢.当极板放置深度加深,两气泡流型都变为湍流后,此时气体本身性质对流动的影响减弱,阳、阴极室内平均流速基本变为一致.

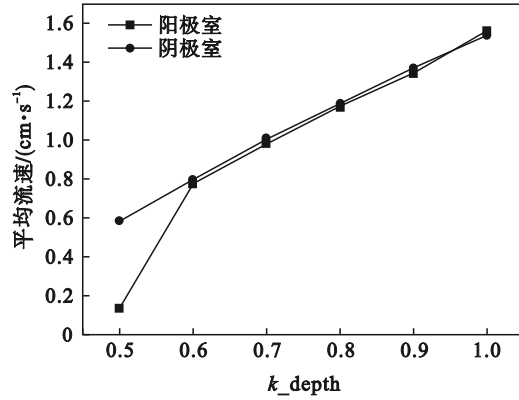


图 15 不同放置深度时电解质平均流速

Fig. 15 Average electrolyte flow velocity at different placement depths

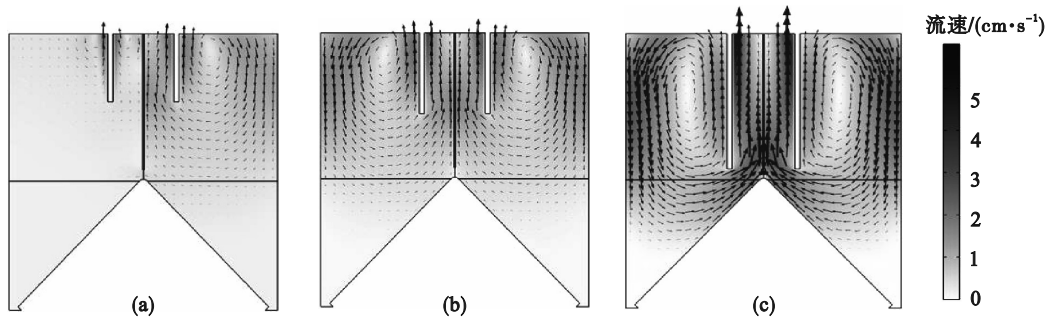


图 16 300 s 时电解质流速分布

Fig. 16 Electrolyte flow velocity distribution at 300 s
(a)— $k_{depth}=0.5$; (b)— $k_{depth}=0.6$; (c)— $k_{depth}=1.0$.

由于设置极板间距为 4 cm,则当极板全长放置于电解质溶液内时,气体分布情况将与 3.1 节极板间距为 4 cm 的情况相同.

图 17 为不同放置深度下的竖向气体体积分数,由图可见,在竖直方向,气体体积分数随液体深度变浅而增大,整体随着极板放置深度的加深

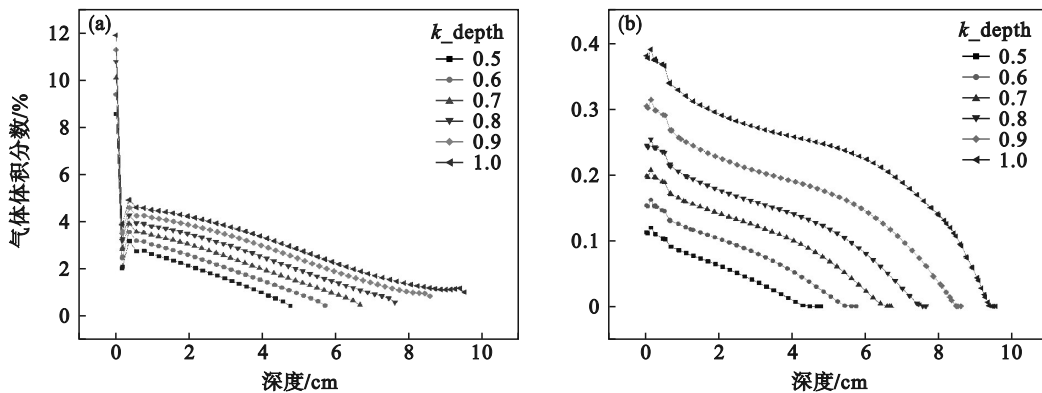


图 17 竖向气体体积分数

Fig. 17 Vertical gas volume fraction
(a)—距极板 0.01 cm 处界面; (b)—距极板 0.5 cm 处界面.

而增大.气体的分布主要受湍流程度影响,极板放置深度越深,气泡上浮行程越长,湍流扰动越剧烈,且在气泡从极板底端上浮至液面的过程中,湍流程度由小变大,气泡幕变厚,如图18所

示.因此在极板界面处(取距极板内侧0.01 cm处竖直界面)和极板附近(取距极板内侧0.5 cm处竖直界面),气体体积分数整体随极板放置深度的加深而增大,并随液体深度变浅而增大.

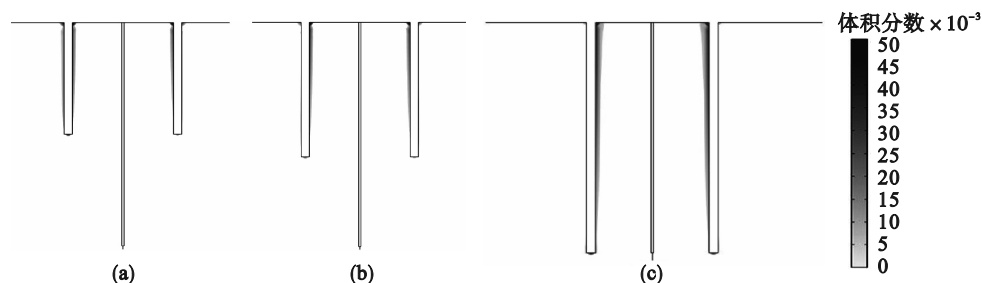


图18 300 s时气体体积分数分布

Fig. 18 Gas volume fraction distribution at 300 s

(a)— $k_depth=0.5$; (b)— $k_depth=0.6$; (c)— $k_depth=1$.

4 结 论

1) 极板间距的改变主要影响欧姆过电位,从而影响到槽电压大小.虽然减小极板间距可以有效降低电解槽的工作槽电压,但是过小的极板间距会使电流聚集现象更明显,导致极板表面电流密度均匀性变差.

2) 改变极板放置深度会改变极板的有效工作面积大小,会通过影响电阻和总电流大小而影响欧姆过电位,最终影响槽电压大小.浅的极板放置深度可以降低电解所需槽电压,但同时也会造成极板有效工作面积的减小,不利于反应的进行.

3) 增大气泡湍流扰动能促进溶液对流,加快传质,有利于电解槽内反应的进行.气体流动状态受极板放置深度影响很大,增大极板放置深度更有利于传质,促进反应进行.

4) 气泡沿极板界面上浮过程中存在横向弥散行为,形成气泡幕覆盖在极板表面,对电解产生不利影响.

参考文献:

- [1] Ren M Y, Yang M, Li S L, et al. High throughput preparation of magnesium hydroxide flame retardant via microreaction technology[J]. *RSC Advances*, 2016, 6(95): 92670-92681.
- [2] 潘年明, 薛晨. 氢氧化镁乳液的制备及其在脱硫中的应用[J]. *应用化工*, 2017, 46(7): 1331-1334.
(Pan Nian-ming, Xue Chen. Preparation of magnesium hydroxide emulsion and its application in desulfurization[J]. *Applied Chemical Industry*, 2017, 46(7): 1331-1334, 1339.)
- [3] Ganigué R, Jiang G M, Sharma K, et al. Online control of magnesium hydroxide dosing for sulfide mitigation in sewers: algorithm development, simulation analysis, and field validation[J]. *Journal of Environmental Engineering*, 2016, 142(12): 04016069.
- [4] Guo M Y, Muhammad F, Wang A F, et al. Magnesium hydroxide nanoplates: a pH-responsive platform for hydrophobic anticancer drug delivery [J]. *Journal of Materials Chemistry B*, 2013, 1(39): 5273-5278.
- [5] 王禹博, 马亚丽, 徐少伟, 等. 氢氧化镁及氧化镁制备和应用的研究进展[J]. *辽宁化工*, 2021, 50(3): 378-382.
(Wang Yu-bo, Ma Ya-li, Xu Shao-wei, et al. Research progress in the preparation and application of magnesium hydroxide and magnesium oxide [J]. *Liaoning Chemical Industry*, 2021, 50(3): 378-382.)
- [6] Van der Merwe E M, Strydom C, Botha A. Hydration of medium reactive industrial magnesium oxide with magnesium acetate [J]. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 2004, 77(1): 49-56.
- [7] 马广超, 狄跃忠, 彭建平, 等. 青海盐湖氯镁石利用技术现状[J]. *矿产保护与利用*, 2019, 39(3): 160-166.
(Ma Guang-chao, Di Yue-zhong, Peng Jian-ping, et al. Utilization technical status of bischofite in qinghai salt lake [J]. *Conservation and Utilization of Mineral Resources*, 2019, 39(3): 160-166.)
- [8] 邓信忠. 水氯镁石电沉积制备氢氧化镁及其改性研究[D]. 沈阳: 东北大学, 2017.
(Deng Xin-zhong. Study on preparation of magnesium hydroxide from bischofite by electrodeposition method and modification of magnesium hydroxide [D]. Shenyang: Northeastern University, 2017.)
- [9] Rodríguez J, Amores E. CFD modeling and experimental validation of an alkaline water electrolysis cell for hydrogen production[J]. *Processes*, 2020, 8(12): 1634.
- [10] Chen Y N, Mojica F, Li G F, et al. Experimental study and analytical modeling of an alkaline water electrolysis cell[J]. *International Journal of Energy Research*, 2017, 41(14): 2365-2373.
- [11] Bideau D L, Mandin P, Benbouzid M, et al. Eulerian two-fluid model of alkaline water electrolysis for hydrogen production [J]. *Energies*, 2020, 13(13): 3394.
- [12] Oliiai E, Désilets M, Lantagne G. Effect of the design parameters on mass transfer and energy consumption inside a lithium electrolysis cell [J]. *Journal of Applied Electrochemistry*, 2018, 48(6): 725-737.

(下转第689页)