

# 双极膜制酸碱传质过程的数值模拟<sup>①</sup>

曾娟, 张玉凤, 刘孟, 余侃萍

(长沙矿冶研究院有限责任公司, 湖南 长沙 410012)

**摘要:** 为明晰利用双极膜将盐转化为酸碱过程的传质规律并以此指导工业生产, 以  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  为原料, 依据 Nernst-Planck 方程、泊松方程构建双极膜单元模型, 采用 COMSOL Multiphysics 软件计算确定网格数、膜基团容量等关键参数, 模拟计算了不同膜单元电压、进料浓度条件下盐的转化率, 并与实验数据进行对比。结果表明: 双极膜单元网格数为 30 000、阴/阳膜离子膜基团容量为  $300 \text{ mol/m}^3$  时, 获得的传质模型模拟结果与实测数据吻合度较高; 在此基础上, 计算获得了双极膜单元中电势分布、离子分布、离子迁移通量分布等传质过程数据, 发现利用双极膜将  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化为相应酸碱的传质效率及能效主要与跨膜压降、膜单元电压有关。

**关键词:** 双极膜; 传质; 模型; 数值模拟; 离子交换膜; 电渗析; 膜分离; 酸碱回收

中图分类号: TQ028

文献标志码: A

doi: 10.3969/j.issn.0253-6099.2025.01.023

文章编号: 0253-6099(2025)01-0123-06

## Numerical Simulation of Mass Transfer Process of Acid and Base Production with Bipolar Membrane

ZENG Juan, ZHANG Yufeng, LIU Meng, YU Kanping

(Changsha Research Institute of Mining and Metallurgy Co., Ltd., Changsha 410012, Hunan, China)

**Abstract:** In order to clarify the mass transfer law in the process of salt conversion into corresponding acid and base by introducing bipolar membrane and thus to instruct industrial production with it, a model of electro dialysis unit cell with  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  as the raw material was constructed by introducing bipolar membrane (BPM) based on Nernst-Planck and Poisson equations. Key parameters including the number of grids and the capacity of membrane groups of the unit cell were obtained by calculating with COMSOL Multiphysics software. The salt conversion rates in the unit cell with different voltage and feed concentration were calculated based on simulation, and then compared with the experimental data. The results show that with the grid number of 30 000 and the membrane group capacity of negative/positive membrane at  $300 \text{ mol/m}^3$ , the simulated results with the constructed model are in good agreement with the measured data. Based on the corresponding calculation, data of potential distribution, ion distribution and distribution of ion migration flux in the unit cell during mass transfer process were obtained. It is found that the mass transfer rate and energy efficiency of  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  converted into corresponding acid and base by bipolar membrane are mainly influenced by voltage drop and membrane voltage in the unit cell.

**Key words:** bipolar membrane; mass transfer; model; numerical simulation; ion exchange membrane; electro dialysis; membrane separation; acid and base recovery

双极膜是一种新型离子交换膜, 通常由阳离子交换层、界面亲水层和阴离子交换层复合而成。将双极膜和阴/阳离子交换膜组合成三隔室的双极膜电渗析单元, 利用离子交换膜对相反电性离子的选择透过性, 在膜的两侧分别得到阴离子和阳离子, 实现离子分离, 从而将盐转化为对应的酸碱。近年来双极膜电渗析已

被广泛应用于酸碱回收<sup>[1-2]</sup>、废水处理<sup>[3]</sup>、重金属回收<sup>[4]</sup>、制氢<sup>[5]</sup>、生产与回收氨<sup>[6]</sup>、盐湖提锂<sup>[7]</sup>等领域。实际应用中发现, 不同体系的双极膜电渗析对不同溶液体系制酸碱性能存在较大差异, 设备选型前需要通过小实验多次验证, 实际处理能力和效果依然无法保证。因此, 通过建立模型、模拟计算双极膜电渗析的传

① 收稿日期: 2024-09-03

基金项目: 深地国家科技重大专项(2024ZD1004006)

作者简介: 曾娟(1984—), 女, 湖南益阳人, 硕士, 高级工程师, 主要研究方向为废水资源化利用。E-mail: zengjuan0302@163.com

质过程,将试验过程模型化,对提高生产效率和指导生产实践具有重要意义。

## 1 模型建立及模拟计算

### 1.1 双极膜制酸碱数学模型

双极膜由阳极膜和阴极膜组成,使用过程中,在电场作用下能将水解离在膜两侧分别产生  $H^+$  和  $OH^-$ ,建模时需对膜-电解液界面进行精确解析;双极膜电渗析一般具有膜、溶液和膜-溶液-溶液扩散层 3 个层次,阴、阳离子在 3 个层次中迁移。基于以上传质原理,依据 Nernst-Planck 方程和泊松方程<sup>[8-10]</sup>建立双极膜电渗析制酸碱传质模型,描述双极膜电渗析制酸碱过程中的物质传递现象。

#### 1.1.1 Nernst-Planck 方程

假设溶液为稀溶液(即每个离子仅与周围水分子相互作用),且只在扩散和迁移情况下发生离子传输,根据化学电位的梯度来定义移动离子的通量:

$$J_i = -b_i c_i \nabla \mu_i \quad (1)$$

式中: $J_i$  为移动离子通量,  $\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  $b_i$  为迁移率,  $\text{m}^2/(\text{V} \cdot \text{s})$ ;  $c_i$  为移动离子浓度,  $\text{mol}/\text{m}^3$ ;  $\mu_i$  为离子电化学电位,  $\text{V}$ ;  $i$  为物质标号。

根据 Fick 定律模拟传质过程,迁移率和扩散系数通过 Nerst-Einstein 关系式相关联,迁移率与扩散系数的关系式为:

$$b_i = \frac{D_i}{RT} \quad (2)$$

式中: $D_i$  为扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  $R$  为摩尔气体常数,  $\text{J}/(\text{K} \cdot \text{mol})$ ;  $T$  为温度,  $\text{K}$ 。

由于没有离子产生与消耗,传质过程假设为稳态解,离子通量的散度为 0:

$$\nabla \cdot J_i = 0 \quad (3)$$

离子选择性透过膜的特性使膜与自由电解液界面区很小的范围(通常为纳米级)内存在较大的离子浓度梯度,而通过该区域所有物质的通量守恒,故需要相应的电位梯度来平衡浓度梯度。双极膜电解水界面中的离子传输遵循质量连续性:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} + \nabla \cdot N_i = 0 \quad (4)$$

式中: $N_i$  为离子  $i$  的总通量,  $\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  $t$  为传质时间,  $\text{s}$ 。

在此基础上,根据 Nernst-Planck 方程,考虑扩散、电迁移和对流 3 种机制对离子通量的贡献,离子  $i$  的总通量  $N_i$  为:

$$N_i = -D_i \nabla c_i - \frac{z_i F}{RT} D_i c_i \nabla \varphi_1 + c_i u = J_i + c_i u \quad (5)$$

式中: $z_i$  为离子电荷数; $\varphi_1$  为电解质相的电位,  $\text{V}$ ;  $F$  为法拉第常数,  $\text{C}/\text{mol}$ ;  $u$  为速度矢量,  $\text{m}/\text{s}$ 。

#### 1.1.2 泊松方程

泊松方程将离子交换膜中固定电荷与电位相关联,在离子选择性透过膜中存在离子的定向传输以及电位的分布,其中电位分布可采用泊松方程描述:

$$\rho = \nabla \cdot (-\varepsilon \nabla \varphi_1) \quad (6)$$

式中: $\varepsilon$  为介电常数,  $\text{F}/\text{m}$ ;  $\rho$  为空间电荷密度,  $\text{C}/\text{m}^3$ 。

同时,空间电荷密度又包括移动离子电荷密度和固定离子电荷密度:

$$\rho = F \sum_i^N z_i c_i + \rho_{\text{fix}} \quad (7)$$

式中  $\rho_{\text{fix}}$  为膜中固定离子的电荷密度。在离子交换介质外的自由电解质中,固定离子浓度为 0,故  $\rho_{\text{fix}} = 0$ 。

每个离子的电化学电位  $\mu_i$  定义为:

$$\mu_i = RT \lg \left( \frac{c_i}{c_{i,\text{ref}}} \right) + F z_i \varphi_1 \quad (8)$$

式中  $c_{i,\text{ref}}$  为某个(任意)参考浓度,  $\text{mol}/\text{m}^3$ 。

式(1)~(3)和式(6)~(8)为 Nernst-Planck-Poisson (NPP)方程组,用来模拟双极膜传质过程,特别是其中的水解离过程。式(4)和式(5)用来描述离子通量。

离子  $i$  的电化学势在膜-电解液界面区域不存在梯度变化,而是呈现连续分布,所以可以假设在膜-电解液界面区以外的两侧电化学势相等,使用  $u$  和  $d$  来定义膜-电解液界面区两侧的值,就可以得到界面区两侧离子浓度和电势满足关系,这种电位变化称为唐南电位:

$$\varphi_{1,u} - \varphi_{1,d} = -\frac{RT}{F} \lg \frac{c_{i,u}}{c_{i,d}} \quad (9)$$

式中: $\varphi_{1,u}$  和  $\varphi_{1,d}$  分别为膜表面和溶液的电势,  $\text{V}$ ;  $c_{i,u}$  和  $c_{i,d}$  分别为膜表面和溶液中的离子浓度,  $\text{mol}/\text{m}^3$ 。

在膜-电解液界面区域之外,满足离子通量的连续性和电中性条件,可以为膜-电解液界面区域以外的边界定义一组关于浓度和电位的边界条件,即为唐南边界条件,用于简化膜-电解液界面区域。

### 1.2 双极膜制酸碱几何模型

双极膜制酸碱一般采用阴膜、阳膜和双极膜依次叠加组成。阴离子交换膜(阴膜)只允许阴离子透过,阳离子交换膜(阳膜)只允许阳离子透过,双极膜将水电解成  $H^+$  和  $OH^-$ ,  $H^+$  透过双极膜的阳离子交换层进入酸室,与从盐室中穿过阴膜的阴离子结合形成酸,

OH<sup>-</sup> 透过双极膜的阴离子交换层进入碱室,与从盐室中穿过阳膜的金属阳离子结合形成碱,实现盐制备酸碱的目的,其传质过程见图 1。

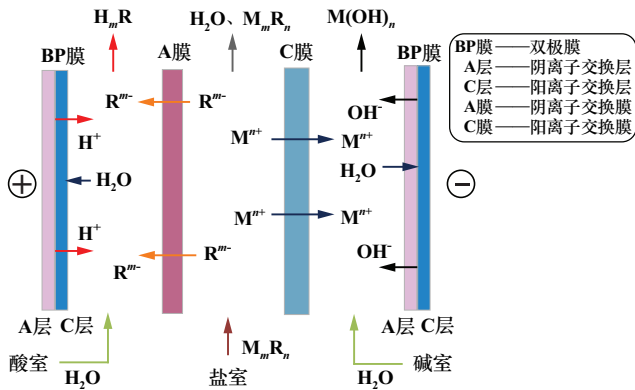


图 1 双极膜电渗析制酸碱传质过程

Fig.1 Mass transfer process in acid and base production by bipolar membrane electrodesis

依据双极膜制酸碱的膜单元(以下简称膜单元)构型,溶液离子和电势沿流道和垂直离子交换膜的方向变化,以阳离子向负极迁移的方向为  $x$  轴正向,以流道方向为  $y$  轴,建立了膜单元几何模型,如图 2 所示。

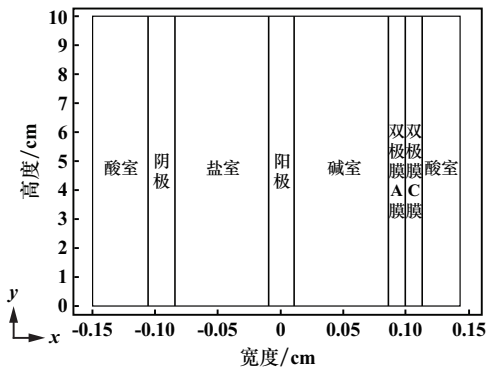


图 2 膜单元几何模型

Fig.2 Geometric model of bipolar membrane electrodesis unit cell

### 1.3 模拟计算

以膜和隔室作为计算单元建立数学模型,对其在电场作用下物质传递进行数值模拟。利用三次电流分布和耦合使用 NPP 方程组模拟双极膜水解离和离子传质过程,模型根据方程的初始条件和边界条件,并在数值模拟软件 COMSOL Multiphysics 上采用有限元法对模型方程进行数值求解,同时结合膜和溶液体系,调整模型参数,描述双极膜制酸碱过程中离子的传质情况。

根据双极膜制酸碱实验膜堆情况(膜参数见表 1),选用三元前驱体生产产生的副产物 Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 为物料,输入关键参数(膜单元参数见表 2)进行计算,确定网格

数、膜基团容量等关键参数,得到双极膜利用 Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 制酸碱的传质模型及相应参数,其中阴离子交换膜以 NHR<sup>-</sup> 为活性交换基团、阳离子交换膜以 -SO<sub>3</sub>H 为活性交换基团。在此基础上充分验证该模型模拟结果与实测数据的吻合度,选取的实验原料为分析纯 Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>,实验设备为电渗析实验成套设备,型号 EX3BT。

表 1 双极膜及离子交换膜参数

Table 1 Parameters of bipolar membrane and ion exchange membranes

膜名称	膜厚度/mm	膜基团容量/(mol·m <sup>-3</sup> )
阴离子交换膜	0.20	150~300
阳离子交换膜	0.20	150~300
双极膜	0.28	—

表 2 膜单元参数

Table 2 Parameters of unit cell

参数名称	取值
法拉第常数/(C·mol <sup>-1</sup> )	96 485
Na <sup>+</sup> 扩散系数/(m <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> ) <sup>[11]</sup>	1.35 × 10 <sup>-9</sup>
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> 扩散系数/(m <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> ) <sup>[11]</sup>	1.92 × 10 <sup>-9</sup>
H <sup>+</sup> 扩散系数/(m <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> ) <sup>[12]</sup>	9.31 × 10 <sup>-9</sup>
OH <sup>-</sup> 扩散系数/(m <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> ) <sup>[12]</sup>	5.26 × 10 <sup>-9</sup>
电解质电位/V	3.0
介电常数/(F·m <sup>-1</sup> )	78
温度/K	298.15
流道宽度/mm	0.75
流速/(m·s <sup>-1</sup> )	0.01~0.02
膜单元高度/cm	10
电势/V	1.5~3.0
离子浓度/(mol·L <sup>-1</sup> )	0.4~0.7

## 2 结果与讨论

### 2.1 网格数无关性验证

选择疏密程度与计算结果无关的模型网格数十分重要,网格数过小影响计算精度,网格数过大会导致计算量过大从而影响计算效率。设置电压 3.0 V、Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 浓度 0.5 mol/L、流速 0.01 m/s,以 COMSOL Multiphysics 软件计算输出膜表面的电流密度来进行网格无关性验证,确定模型网格的疏密程度,结果见图 3。由图 3 可知,膜表面电流密度随着网格数增加而减小,网格数大于 30 000 后,膜表面电流密度随着网格数增加变化较小,且网格数越多,迭代次数越多,模型计算精度越高,但计算速率降低。综合考虑模型的计算精度和速率,选取网格数 30 000。

### 2.2 膜基团容量的确定

膜性能决定离子的跨膜速率和迁移能力<sup>[13-15]</sup>,对

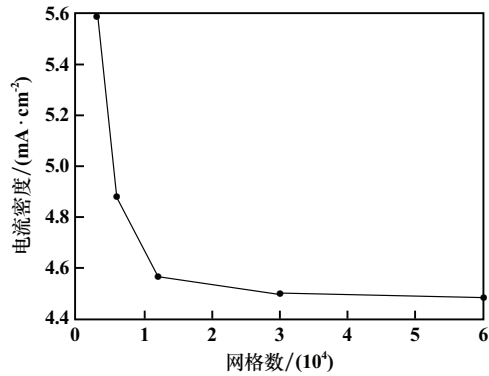
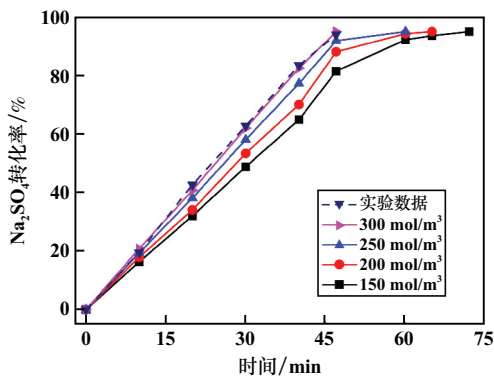


图3 网格数对膜表面电流密度的影响

Fig.3 Effect of grid number on current density of membrane surface

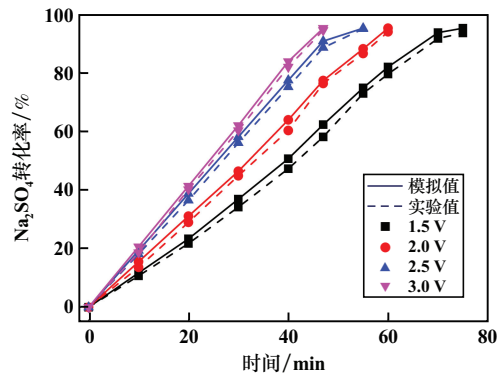
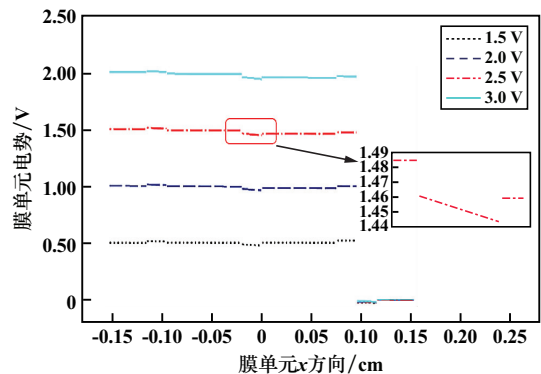
离子传递行为有重大影响。双极膜利用  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  制酸碱,影响其传质效率的关键是  $\text{Na}^+$  和  $\text{SO}_4^{2-}$  跨膜迁移的速度。因此,阴/阳离子交换膜基团容量的确定十分关键。设置电压 3.0 V、流速 0.01 m/s、 $\text{Na}_2\text{SO}_4$  浓度 0.5 mol/L,膜参数详见表 1、膜单元参数详见表 2,采用 COMSOL Multiphysics 软件计算阴/阳离子交换膜基团容量对  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率的影响,并与实验结果进行对比,结果见图 4。由图 4 可知,阴/阳膜基团容量从 150 mol/m<sup>3</sup> 增至 300 mol/m<sup>3</sup>, $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率 95% 所需时间从 70 min 减至 47 min。对比实验数据,发现模拟计算选用阴/阳膜基团容量 300 mol/m<sup>3</sup> 的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率随时间的变化情况与同实验参数下的实测数据吻合度较高。阴/阳膜基团容量宜选择 300 mol/m<sup>3</sup>。

图4 膜基团容量对  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率的影响Fig.4 Effect of membrane group capacity on  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  conversion rate

### 2.3 不同电压下的传质过程

工业生产中膜单元电压是影响传质速率和盐转化率的关键因素。进料  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  浓度 0.5 mol/L、流速 0.01 m/s,模拟计算和实验考察了不同膜单元电压下的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率,结果见图 5。模拟计算了双极膜单元中各离子在  $t=30$  min 时的通量和电势分布情况,结

果分别见图 6 和图 7,相同条件下电压对跨膜压降的影响见表 3。

图5 电压对  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率的影响Fig.5 Effect of voltage on  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  conversion rate图6  $t=30$  min 时电压对膜单元电势分布的影响Fig.6 Effect of voltage on distribution of potential in a unit cell ( $t=30$  min)

由图 5 可知,运行相同时间, $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率随着膜单元电压增大而提高,膜单元电压从 1.5 V 增加至 3.0 V, $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率达到 95% 所需时间由 75 min 缩短至 47 min,且不同电压下  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率随时间延长模拟数据与实验值相近,传质模型计算结果与同实验参数下的实测数据吻合度较高。实际生产中可采用此模型进行模拟计算并指导工业生产,如膜单元电压为 3.0 V 时,双极膜(三隔室)利用  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  制备酸碱连续运行 30 min,约 62% 的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化成  $\text{NaOH}$  和  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,连续运行 47 min,约 95% 的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化成酸碱;膜单元电压 1.5~3.0 V 时,从双极膜制酸碱整个运行周期来看,电压 2.5 V 和 3.0 V 运行相同时间的  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率相差不到 3%,综合考虑传质效率和能耗,电压 2.5 V 时更优。

由图 6 和表 3 可知,膜单元各隔室溶液中电势均匀分布,但阴/阳离子交换膜和双极膜处由于膜与溶液界面存在道南电势降,电势突然降低;膜单元电压对阴

离子和阳离子交换膜两侧跨膜压降影响很小,电压从 1.5 V 上升至 3.0 V,跨膜压降分别从 0.012 V 和 0.025 V 上升到 0.025 V 和 0.045 V,这与文献 [12] 对电渗析膜单元跨膜压降的研究结果一致。膜单元电压对双极膜两侧跨膜压降影响很大,电压从 1.5 V 上升至 3.0 V 时,双极膜跨膜压降由 0.52 V 上升到 1.95 V,说明膜单元中跨膜压降可能是影响  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  传质效率和能耗的关键因素。

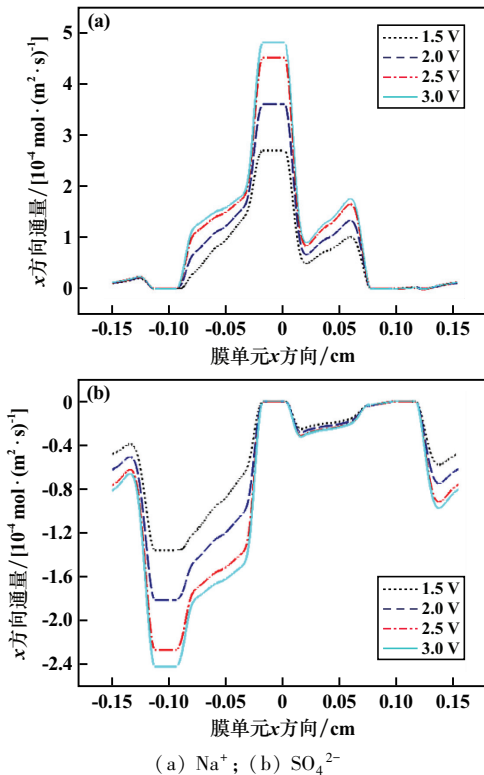


图 7  $t = 30 \text{ min}$  时不同膜单元电压下  $x$  方向通量分布  
Fig. 7 Flux distribution in  $x$  direction in a unit cell with different voltage ( $t = 30 \text{ min}$ )

表 3  $t = 30 \text{ min}$  时电压对跨膜压降的影响

Table 3 Effect of voltage on potential drop ( $t = 30 \text{ min}$ )

电压/V	跨膜压降/V		
	阴离子交换膜	阳离子交换膜	双极膜 A、C 层间
1.5	0.012	0.025	0.52
2.0	0.015	0.032	0.98
2.5	0.020	0.041	1.47
3.0	0.025	0.045	1.95

由图 7 可知,膜单元电压升高, $\text{Na}^+$  和  $\text{SO}_4^{2-}$  在膜单元中沿离子迁移方向从溶液至阴/阳离子交换膜处的离子通量逐渐增大,且在阴/阳离子交换膜边界处对应的  $\text{SO}_4^{2-}/\text{Na}^+$  沿迁移方向的通量达到峰值。如膜单元电压从 1.5 V 增至 2.5 V 和 3.0 V, $\text{Na}^+$  在盐室中阳离子交换膜边界处沿  $x$  正方向通量由  $2.7 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  上升

至  $4.5 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  和  $4.8 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  在盐室中阴离子交换膜边界处沿  $x$  反方向通量由  $1.35 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  上升至  $2.25 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  和  $2.4 \times 10^{-4} \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,其离子通量并未随着膜单元电压升高等比例升高,这与不同膜单元电压下  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率变化趋势一致。

### 2.4 不同进料 $\text{Na}_2\text{SO}_4$ 浓度的传质过程

双极膜电渗析各流道进料浓度直接影响膜单元中各离子的浓度梯度,进而影响离子迁移通量和迁移速率。电压 3.0 V、流速 0.01 m/s,模拟计算和实验考察膜单元盐室在不同进料浓度下盐转化率的变化情况,结果见图 8,同时模拟计算膜单元中各离子在  $t = 30 \text{ min}$  时的通量和电势分布情况,结果见图 9 和图 10。

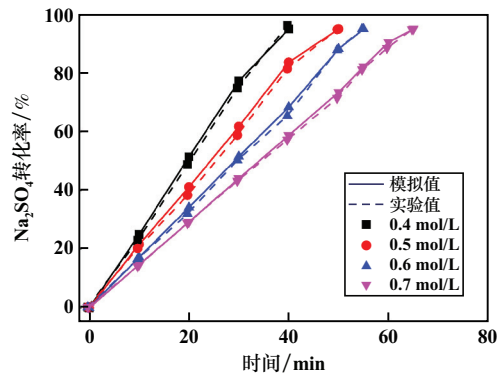


图 8 进料浓度对  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率的影响

Fig. 8 Effect of feed concentration on  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  conversion rate

由图 8 可知,不同进料浓度下  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率随时间变化的模拟数据与实验值相近,传质模型计算结果与实测数据吻合度较高。实际生产中可采用此模型进行模拟计算指导工业生产,如要使  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率达到 95%,进料浓度 0.4 mol/L 时,双极膜(三隔室)利用硫酸钠制备酸碱需连续运行 40 min,进料浓度 0.7 mol/L 时,所需时间为 65 min;比如膜堆运行 40 min,进料浓度 0.4 mol/L 时  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率 95%,进料浓度 0.7 mol/L 时  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  转化率仅 59%。

由图 9 可知, $\text{Na}^+$  和  $\text{SO}_4^{2-}$  在溶液主体部分均匀分布,但在阴/阳离子交换膜两侧边界处存在一定浓度差, $t = 30 \text{ min}$  时,进料浓度从 0.4 mol/L 上升到 0.7 mol/L,膜两侧离子浓度差无明显区别,说明在此条件下进料浓度对膜两侧浓差极化影响较小。

由图 10 可知, $\text{Na}_2\text{SO}_4$  溶液进料浓度上升, $\text{Na}^+$  和  $\text{SO}_4^{2-}$  在盐室的总通量按比例升高,其在酸室和碱室的总通量无明显变化, $t = 30 \text{ min}$  时,进料浓度从 0.4 mol/L 上升到 0.7 mol/L,  $\text{Na}^+$  在盐室的总通量从  $2.06 \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  均匀提高至  $10.8 \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $\text{Na}^+$  在

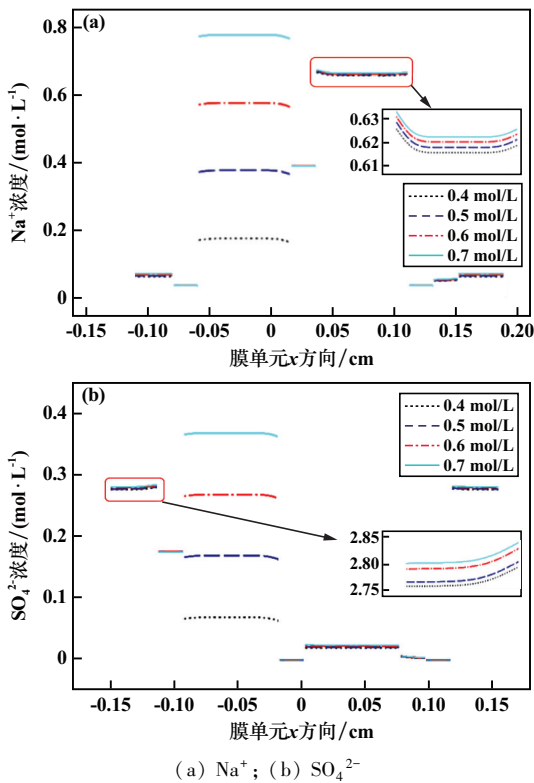


图9  $t=30 \text{ min}$  时不同进料浓度膜单元  $x$  方向离子分布  
Fig.9 Ion distribution in  $x$  direction in a unit cell with different feed concentration ( $t=30 \text{ min}$ )

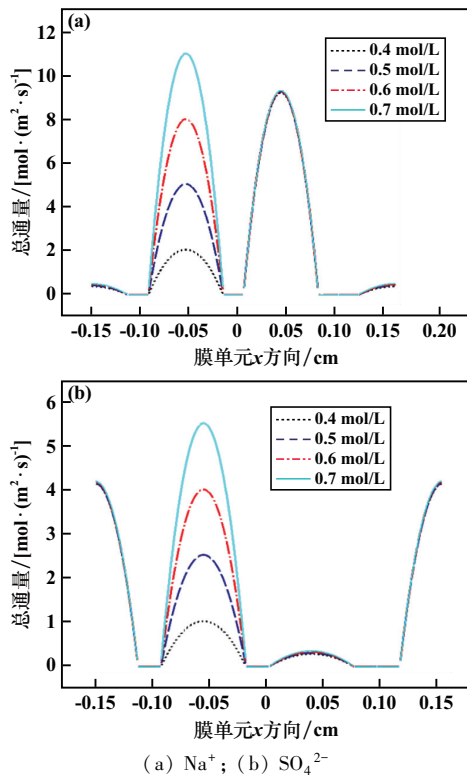


图10  $t=30 \text{ min}$  时不同进料浓度离子  $x$  方向通量分布  
Fig.10 Ion flux distribution in  $x$  direction in a unit cell with different feed concentration ( $t=30 \text{ min}$ )

碱室的总通量基本在  $9.24 \text{ mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  左右,离子迁移速率受进料浓度影响很小。

### 3 结论

1) 建立了双极膜(三隔室)利用盐制酸碱的 Nernst-Planck-Poisson (NPP) 二维传质模型,确定了相应双极膜单元的关键参数,结果表明,网格数 30 000、阴/阳膜离子膜基团容量  $300 \text{ mol}/\text{m}^3$ ,传质模型模拟结果与实验值吻合度较高。

2) 利用双极膜 NPP 二维传质模型计算获得了双极膜单元中电势分布、离子分布、离子迁移通量分布等数据,发现双极膜利用  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  制备酸碱传质效率和能耗主要与跨膜压降、膜单元电压有关。

### 参考文献 (References):

- [1] 高艳荣,王建友,刘红斌. 双极膜电渗析分离  $\text{NaCl}$  清洁制备酸碱的实验研究[J]. 膜科学与技术, 2014,34(3):96-102.  
GAO Yanrong, WANG Jianyou, LIU Hongbin. Clean preparation of acid and base by  $\text{NaCl}$  splitting using bipolar membrane electrodialysis [J]. Membrane Science and Technology, 2014,34(3):96-102.
- [2] 冯好喆. 双极膜电渗析制备有机酸碱的研究[D]. 合肥:中国科学技术大学, 2009.  
FENG Haozhe. Production of organic acids and bases by bipolar membrane electrodialysis [D]. Hefei: University of Science and Technology of China, 2009.
- [3] RIDHALAFI, LASSAAD GZARA, RAMZI HADJ LAJIMI, et al. Treatment of textile wastewater by a hybrid ultrafiltration/electrodialysis process [J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2018,132:105-113.
- [4] 方勤翔. 双极膜电渗析处理沉钒废盐及资源化应用研究[D]. 合肥:合肥学院, 2020.  
FANG Qinxiang. Research on treatment and resource recovery of waste salt from vanadium extraction by bipolar membrane electrodialysis [D]. Hefei: Hefei University, 2020.
- [5] TANG J, JIA S R, QU S S, et al. An integrated biological hydrogen production process based on ethanol-type fermentation and bipolar membrane electrodialysis [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2014,39(25):13375-13380.
- [6] WANG Y M, WANG X L, YAN H Y, et al. Bipolar membrane electrodialysis for cleaner production of N-methylated glycine derivative amino acids [J]. AIChE Journal, 2020,66(11):e17023.
- [7] 王小敏. 盐湖卤水中提取锂离子的研究[D]. 福州:福建师范大学, 2008.  
WANG Xiaomin. Study on extracting lithium ion from saline bitter water [D]. Fuzhou: Fujian Normal University, 2008.
- [8] 张文娟,马军,王执伟,等. 离子交换膜传质过程中电化学特性的研究[J]. 膜科学与技术, 2017,37(1):44-49.  
ZHANG Wenjuan, MA Jun, WANG Zhiwei, et al. Investigations on electrochemical properties in mass transport of ion exchange membrane [J]. Membrane Science and Technology, 2017,37(1):44-49.

(下转第 132 页)

60 ℃、浸出时间 1.5 h、搅拌速度 200 r/min、浸出液固比 3.0 mL/g, 该条件下平均锌浸出率达 90.71%; 浸出液中 Zn 质量浓度 18.94 g/L, Cd、Fe、Mn、Ca、Mg 等杂质含量较高, 后续净化富集作业时需予以关注。

### 参考文献(References):

- [1] 高腾跃, 张文平, 徐超, 等. 某铅锌浮选尾矿有价金属浮选综合回收[J]. 矿冶, 2019, 28(4): 56-59.  
GAO Tengyue, ZHANG Wenping, XU Chao, et al. Recovery of valuable metals from the lead-zinc flotation tailings[J]. Mining and Metallurgy, 2019, 28(4): 56-59.
- [2] 魏宗武, 杨谦, 黄涛, 等. 某低品位难选铜铅锌硫化矿浮选分离试验研究[J]. 矿冶工程, 2023, 43(5): 58-61.  
WEI Zongwu, YANG Qian, HUANG Tao, et al. Flotation of low-grade refractory copper-lead-zinc sulfide ore for mineral Separation[J]. Mining and Metallurgical Engineering, 2023, 43(5): 58-61.
- [3] 白成庆, 颜顺德, 潘仁球. 某铅锌矿尾矿降镁试验研究[J]. 矿冶工程, 2020, 40(4): 78-80.  
BAI Chengqing, YAN Shunde, PAN Renqiu. Experimental study on magnesium reduction for lead-zinc ore tailings[J]. Mining and Metallurgical Engineering, 2020, 40(4): 78-80.
- [4] 胡国峰, 许晓明, 蒋庆肯, 等. 铅锌尾矿资源化利用研究进展[J]. 现代矿业, 2022, 38(4): 219-221.  
HU Guofeng, XU Xiaoming, JIANG Qingken, et al. Research progress on resource utilization of lead-zinc tailings[J]. Modern Mining, 2022, 38(4): 219-221.
- [5] 叶岳华, 王立刚, 陈旭波, 等. 云南某铅锌尾矿中金银硫的综合回收[J]. 矿产保护与利用, 2019, 39(4): 83-87.  
YE Yuehua, WANG Ligang, CHEN Xubo, et al. Comprehensive recovery of gold, silver and sulfur from a lead-zinc tailings in Yunnan[J]. Conservation and Utilization of Mineral Resources, 2019, 39(4): 83-87.
- [6] 顾兆云, 陈经华. 某铅锌浮选尾矿回收磁性铁试验研究[J]. 现代矿业, 2022, 38(5): 107-110.  
GU Zhaoyun, CHEN Jinghua. Experimental study on recovering magnetic iron from lead-zinc flotation tailings[J]. Modern Mining, 2022, 38(5): 107-110.
- [7] 张红英. 从某铅锌尾矿中回收重晶石的研究[J]. 材料研究与应用, 2017, 11(3): 187-191.  
ZHANG Hongying. Study on the recovery of barite from a lead-zinc tailings[J]. Materials Research and Application, 2017, 11(3): 187-191.
- [8] 叶雪均, 陈晓芳. 从某锡多金属矿铅锌尾矿中回收硫砷的选矿试验[J]. 金属矿山, 2011(6): 159-161.  
YE Xuejun, CHEN Xiaofang. Beneficiation experiment on recovery of pyrite and arsenic from the Pb-Zn tailings of tin polymetallic ores[J]. Metal Mine, 2011(6): 159-161.
- [9] 翟旭东. 某铅锌尾矿回收氧化锌选矿试验研究[J]. 有色金属(选矿部分), 2023(3): 110-115.  
ZHAI Xudong. Experimental research on recovery of zinc oxide from a lead-zinc tailings[J]. Non-ferrous metals (beneficiation), 2023(3): 110-115.
- [10] 李龙涛, 曾伟强, 施正伦, 等. 高碳石煤循环流化床焙烧灰渣酸浸提钒试验研究[J]. 稀有金属, 2014, 38(1): 123-129.  
LI Longtao, ZENG Weiqiang, SHI Zhenglun, et al. Acid leaching for extracting vanadium from residue of high-carbon stone coal after CFB combustion [J]. Chinese Journal of Rare Metals, 2014, 38(1): 123-129.
- 引用本文: 郭拴全, 郭梅, 康敏, 等. 某浮选铅尾矿硫酸浸出提锌工艺研究[J]. 矿冶工程, 2025, 45(1): 129-132.  
GUO Shuanquan, GUO Mei, KANG Min, et al. Extraction of zinc from lead flotation tailings by sulfuric acid leaching [J]. Mining and Metallurgical Engineering, 2025, 45(1): 129-132.
- (上接第 128 页)
- [9] KOTER S, WARSZAWSKI A. A new model for characterization of bipolar membrane electrodialysis of brine [J]. Desalination, 2006, 198(1/2/3): 111-123.
- [10] 祝海涛, 杨波, 高从堦. 电渗析过程传质模型的研究进展[J]. 化工进展, 2020, 39(3): 815-823.  
ZHU Haitao, YANG Bo, GAO Congjie. Research progress on mass transfer models for electrodialysis process[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2020, 39(3): 815-823.
- [11] TANAKA Y. A computer simulation of continuous ion exchange membrane electrodialysis for desalination of saline water[J]. Desalination, 2009, 249(2): 809-821.
- [12] 祝海涛, 杨波, 吴雅琴, 等. 电渗析脱盐过程离子传递现象的数值模拟[J]. 化工学报, 2020, 71(8): 3518-3526.  
ZHU Haitao, YANG Bo, WU Yaqin, et al. Numerical simulation of ion transfer during electrodialysis desalination process [J]. CIESC Journal, 2020, 71(8): 3518-3526.
- [13] GNUSIN N P. Mathematical model of electrodiffusion transfer through three-layer membrane system; Diffusion layer-ion-exchange membrane-diffusion layer [J]. Russian Journal of Electrochemistry, 2009, 45(10): 1149-1155.
- [14] GNUSIN N P, DE MINA O A, BEREZINA N P, et al. Modeling of mass electrotransfer in terms of the transport and structural properties of ion-exchange membranes[J]. Theoretical Foundations of Chemical Engineering, 2004, 38(4): 394-398.
- [15] SUWAL S, DOYEN A, BAZINET L. Characterization of protein, peptide and amino acid fouling on ion-exchange and filtration membranes; Review of current and recently developed methods[J]. Journal of Membrane Science, 2015, 496: 267-280.
- 引用本文: 曾娟, 张玉凤, 刘孟, 等. 双极膜制酸碱传质过程的数值模拟[J]. 矿冶工程, 2025, 45(1): 123-128.  
ZENG Juan, ZHANG Yufeng, LIU Meng, et al. Numerical simulation of mass transfer process of acid and base production with bipolar membrane [J]. Mining and Metallurgical Engineering, 2025, 45(1): 123-128.