

阴离子交换膜电解池的传热与传质研究

孙宇硕

(北京航空航天大学交通科学与工程学院, 北京市, 102200; sys18963726916@163.com)

摘要: 该研究以阴离子交换膜(AEM)电解池为研究对象, 基于两相、单通道全电解池模型, 系统探究其工作机制并制定优化策略。运用有限元模拟方法, 耦合电化学反应、多孔介质流动以及传热物理场, 着重剖析电解池热管理、流道设计参数以及膜电极结构参数对其性能的影响。研究结果显示, 采用逆流模式能够有效降低电解池的工作温度; 对流道几何结构进行优化, 有助于提升质量与热传递效率; 改进膜电极结构参数, 则可增强电解池的整体性能。上述研究发现为AEM电解池的设计优化提供了坚实的理论支撑。

关键词: 阴离子交换膜电解池; 两相流; 热管理; 流道设计; 传热传质; 有限元模拟

引言

化石燃料的过度开发引发了环境退化和能源危机, 推动全球探索替代能源。氢能因其清洁、高效和可再生特性, 成为重要选择。水电解制氢技术, 尤其是阴离子交换膜(AEM)电解, 结合了碱性电解的低成本和质子交换膜(PEM)电解的高效率, 展现出巨大潜力。然而, AEM电解池的寿命较短和技术成熟度不足仍是主要挑战[1]。

AEM电解池内部的两相流(氧气和水)对电解性能有显著影响。研究表明, 理解两相流的传质机制是优化电解池性能的关键。数值模拟是研究电解池性能的重要工具。Zhao等人建立了AEM电解池的一维数学模型, 分析了膜厚度和气体扩散层液体饱和度对性能的影响[2]。Nafchi等人[3]则通过三维模型研究了温度和压力对电解池性能的影响。

流场结构对AEM电解池性能至关重要。平行流场压降低但制氢速率慢, 蛇形流场温度分布均匀但压降高。金属泡沫流场在电流密度和温度分布上表现更优, 压降也更小[4]。目前, 针对AEM电解池的全电池系统建模研究较少。为此, 本文在上述研究的基础上构建了AEM电解池的单通道模型, 耦合多个物理场, 以全面分析电解池内复杂的物理化学过程。通过实验验证模型的准确性, 该研究探讨了操作参数和电解池特性对性能的影响, 为AEM电解池的优化设计提供了理论和实验支持。

1. 模型构建与验证

1.1. AEM电解池工作原理

AEM电解池的结构主要由阳极板、阴极板、阳极扩散层、阴极扩散层、两侧的阳极催化层和阴极催化层, 以及位于中间的隔膜组成。单AEM电解池的结构如图1所示。

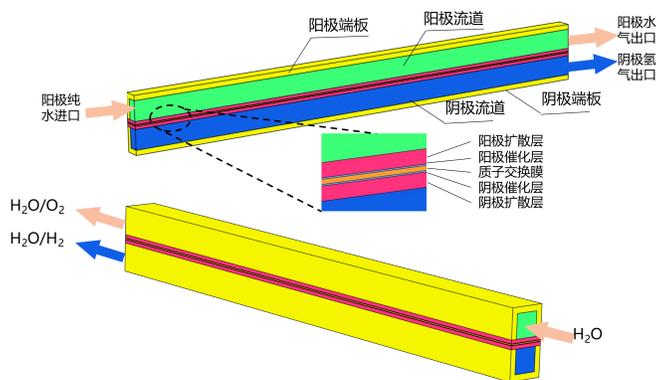


图1 AEM电解池结构示意图

AEM电解池的工作原理如下：在阳极和阴极板两端施加直流电源，为电化学反应提供能量输入。水分子在阳极侧被引入，通过阴离子交换膜迁移至阴极催化层，在催化剂作用下发生电化学反应，生成 H_2 和 OH^- 。其具体反应方程式如式（1）：



生成的 H_2 通过阴极催化层和阴极扩散层进入流场，最终从出口排出。 OH^- 穿过阴离子交换膜到达阳极催化层，在阳极发生氧化反应生成 O_2 和 H_2O 。具体反应方程式如式（2）：



生成的 O_2 穿过阳极催化层和阳极扩散层，进入流场，随后排出。具体的反应和传质过程如图2所示：

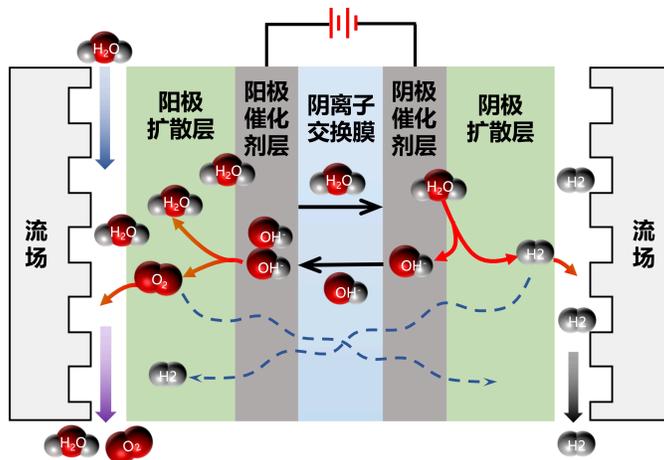


图2 AEM电解池工作原理

1.2. 数学建模

在建模之前，有必要对模型进行一些假设，目的是在确保计算准确性的同时简化计算过程。

- (1) 水在通道内流动时，雷诺数较低，因此采用层流模型。
- (2) 不考虑水的蒸发，电解池内的气相仅由氢气和氧气组成。
- (3) 忽略阴离子交换膜的干燥状态，膜电导率仅取决于温度。
- (4) 催化层和扩散层在各个方向上均表现出各向同性。
- (5) 不考虑各组件之间的接触电阻。
- (6) AEM 电解池在稳态和等温条件下运行。

1.2.1. 传质模型

基于多孔介质中的非饱和和流理论，可以假设扩散层内的液体压力保持恒定，并且生成的气体在毛细管力的作用下返回流场。扩散层内的两相传质过程可以由以下方程描述[5]：

$$\nabla \cdot \mathbf{u}_g = 0 \quad (3)$$

式中， ρ_g ——气体密度； M_g ——气体摩尔质量； \mathbf{u}_g ——表面速度矢量。
 \mathbf{u}_g 可通过达西定律计算：

$$\mathbf{u}_g = \frac{K \cdot k_{r,g}}{\mu_g} \nabla p_g \quad (4)$$

式中， K ——催化层的绝对渗透率； $k_{r,g}$ ——气体相对渗透率； μ_g ——动态黏度系数； ∇p_g ——气压梯度。气体相对渗透率 $k_{r,g}$ 可通过以下方程定义：

$$k_{r,g} = 1 - s^3 \quad (5)$$

催化层内部的气液压力差与毛细压力相关，这种关系可用以下方程表示[6]：

$$p_c = \delta^{0.5} J s \quad (6)$$

式中， $J s$ ——勒韦雷特函数，可以通过式（7）计算。

$$J s = \quad (7)$$

式中， s ——液体饱和度。在液体压力恒定的条件下，上述方程可积分如下：

$$\nabla = 0 \quad (8)$$

1.2.2. 电化学模型

电解电压是反映AEMEC性能的重要指标之一，其主要由开路电压、欧姆过电压、活化过电压和传质损失过电压四部分组成，具体如式（9）所示[7]：

$$E_{cell} = E_{ocv} + E_{ohm} + E_{act} + E_{con} \quad (9)$$

式中， E_{ocv} ——开路电压（电化学反应所需的最小电压）。可以表示为[5]：

$$E_{ocv} = E_0 - 0.9 \times 10^{-3} \times T - 298.15 + \frac{RT}{nF} \frac{P_{H_2} P_{O_2}}{P_{O_2}} \quad (10)$$

式中， E_0 ——可逆电压，在标准条件（压力 $P=1\text{bar}$ 、温度 $T=298.15\text{K}$ ）下，水分解的可逆电池电压为 1.229V ； F ——法拉第常数； T 为反应温度； P_{H_2} 、 P_{O_2} 和 P_{O_2} ——分别为 H_2 ， O_2 和 H_2O 在电极处的分压。

欧姆过电压主要由膜电阻和电极表面电阻引起，其与电流呈线性关系。具体如式（11）[8]：

$$V_{ohmic} = I \quad (11)$$

在AEMEC中，电极活化过电势由电极反应的活化能垒产生。电流通过时，电极电势偏离平衡值形成活化过电势，反映电极反应的动力学障碍。阴阳极的活化电势可以用Butler-Volmer方程来描述[8]：

$$\left\{ \begin{array}{l} J_a = i_{0a} \left\{ \exp \frac{\alpha_a n F}{RT} \eta_a - \exp \frac{-1-\alpha_a n F}{RT} \eta_a \right\} \\ J_c = i_{0c} \left\{ \exp \frac{\alpha_c n F}{RT} \eta_c - \exp \frac{-1-\alpha_c n F}{RT} \eta_c \right\} s \\ E_{act} = \eta_a + \eta_c \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} J_a = i_{0a} \left\{ \exp \frac{\alpha_a n F}{RT} \eta_a - \exp \frac{-1-\alpha_a n F}{RT} \eta_a \right\} \\ J_c = i_{0c} \left\{ \exp \frac{\alpha_c n F}{RT} \eta_c - \exp \frac{-1-\alpha_c n F}{RT} \eta_c \right\} s \\ E_{act} = \eta_a + \eta_c \end{array} \right. \quad (12)$$

传质损失过电压是由于AEMEC阳极处生成的氧气未能及时的排出引起的。阳极未排出的氧气会阻塞在多孔电极和扩散层中，覆盖在部分催化剂表面，从而阻碍了电解液与催化剂之间的接触，从而降低催化剂的利用率。具体原理如图2所示：

传质损失过电压可以计算为[8]：

$$V_{con} = \frac{RT}{2F} + \frac{RT}{4F} \quad (13)$$

式中，“0”表示标准条件， $C_{H_2}^{mem}$ ——电极表面与阴离子交换膜之间界面处的氢含量， $C_{O_2}^{mem}$ ——电极表面与阴离子交换膜之间界面处的氧含量。

1.2.3. 传热模型

当电解池工作时，放热和吸热过程通常同时发生。虽然电解反应通常是吸热过程，但过电位会导致额外热量的产生。电解池的热平衡方程可表示为[9]：

$$\nabla \cdot T = \nabla \cdot + S_T \quad (14)$$

式中， k^{eff} ——有效导热系数； ρ^{eff} ——有效密度； C_p^{eff} ——有效热容。以上三个参数可通过式(15)计算：

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho^{eff} = 1 - \varepsilon \rho_s + \varepsilon \rho_f \\ C_p^{eff} = 1 - \varepsilon C_{ps} + \varepsilon C_{pf} \\ k^{eff} = 1 - \varepsilon k_s + \varepsilon k_f \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} \rho^{eff} = 1 - \varepsilon \rho_s + \varepsilon \rho_f \\ C_p^{eff} = 1 - \varepsilon C_{ps} + \varepsilon C_{pf} \\ k^{eff} = 1 - \varepsilon k_s + \varepsilon k_f \end{array} \right. \quad (15)$$

式中， k_s ——固体区域的热导率； ρ_s ——固体区域的密度； C_{ps} ——固体区域的比热容； k_f ——流体混合物的热导率； ρ_f ——流体混合物的密度； C_{pf} ——流体混合物的比热容。

在电解池的运行进程中，电能会被转化为化学能与热能。其中，热能的生成项主要涵盖以下几种类型：其一为不可逆热 Q_{irrev} ，它源于克服电化学反应活化能；其二是熵热源 Q_S ，由电化学反应产生；其三是欧姆热源 Q_{ohm} ，是由极板、多孔介质以及质子交换膜内部质子和电子传导时所受阻力导致；其四是浓差极化热源 Q_{diff} ，由扩散过电位引发：

$$S_T = Q_{irrev} + Q_S + Q_{ohm} + Q_{diff} \quad (16)$$

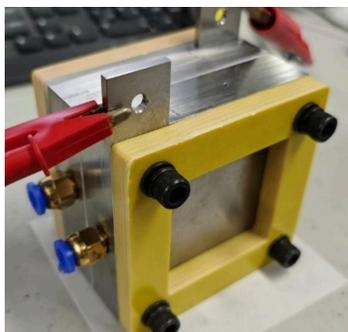
$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{irrev} = i_a \eta_{act a} + i_c \eta_{act c} \\ Q_S = -T \frac{dE_{ocv}}{dT} \\ Q_{ohm} = \sigma_s^{eff} \nabla \phi_s^2 + \sigma_e^{eff} \nabla \phi_e^2 \\ Q_{diff} = i_a \eta_{diff a} + i_c \eta_{diff c} \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} Q_{irrev} = i_a \eta_{act a} + i_c \eta_{act c} \\ Q_S = -T \frac{dE_{ocv}}{dT} \\ Q_{ohm} = \sigma_s^{eff} \nabla \phi_s^2 + \sigma_e^{eff} \nabla \phi_e^2 \\ Q_{diff} = i_a \eta_{diff a} + i_c \eta_{diff c} \end{array} \right. \quad (17)$$

1.3. 实验验证

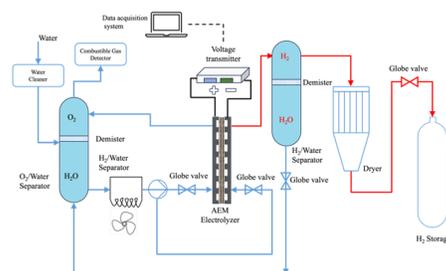
1.3.1. 实验系统

本研究设计并制造了AEM电解池的各个组件，随后进行了组装。AEM电解池的实物图如图4（a）所示。

为了便于观察内部两相流状态，本电解池的阴极和阳极电极板采用透明亚克力材料制成。电极板由铜材料制成，并在表面镀有1微米厚的金层以防止腐蚀。电极板上刻有镂空的流场，以确保反应物水的均匀分布和生成气体的快速排出。扩散层采用Bekaert生产的烧结钛毡，厚度为0.5毫米，孔隙率为42%。在膜电极组件中，阴离子交换膜位于中间，阴极和阳极侧分别涂覆 $0.5\text{mg}/\text{cm}^2$ 的金属Pt和 $3\text{mg}/\text{cm}^2$ 的Ir及 IrO_2 作为催化层。由于水和生成气体容易泄漏，因此在电解池中间需加入硅胶密封垫。AEM制氢系统不仅包括AEM电解池，还包括水循环系统、电源系统、气体后处理系统和数据采集系统，如图4（b）所示。



AEM电解池实物图



AEM电解池制氢系统

图4 AEM电解池和制氢系统

电解池的性能评价标准是制氢能耗，通常通过I-V曲线来表示。在该制氢系统中，反应水在恒温水浴中预热至 80°C ，经过去离子处理后以 $5\text{ ml}/\text{min}$ 的流速泵入阴极和阳极流场。电解池的电能由24V直流电源提供，电源电压可调节。本实验中，电源电压初始设置为1.2V，待稳定后，以 0.01V 的增量逐步增加至2.0V。在每个电压设置下进行多次实验，测量电解池的多个电流值，并将数据传输至计算机存储，最终取每组电流值的平均值作为最终数据。

1.3.2. 模型验证

在本研究中，使用COMSOL 6.1多物理场仿真软件建立了AEM单通道电解池的三维模型，几何参数和物性参数如表1所示。

表1 AEM单通道电解池几何参数和物性参数

参数	符号	数值
极板高度	HBP	1.5mm
扩散层厚度	HGDL	200 μ m
催化层厚度	HCL	10 μ m
膜厚度	Hm	70 μ m
流道深度	Hch	2mm
流道宽度	Wch	2mm
脊宽度	Wrib	2mm
流道长度	L	50mm
参考压力	P_{ref}	1bar
初始温度	T	3515K
阳极传递系数	α_a	0.5
阴极传递系数	α_c	0.5
扩散层孔隙率	ε_{gdl}	0.6
催化层孔隙率	ε_{cl}	0.5

该模型集成了三个物理场：电化学、多孔介质流动以及固-液传热。为了验证数值模型的准确性，使用极化曲线作为验证指标。实验数据与模拟数据拟合结果如图5所示。经计算，实验数据与模拟数据的偏差为8%，表明拟合结果良好。

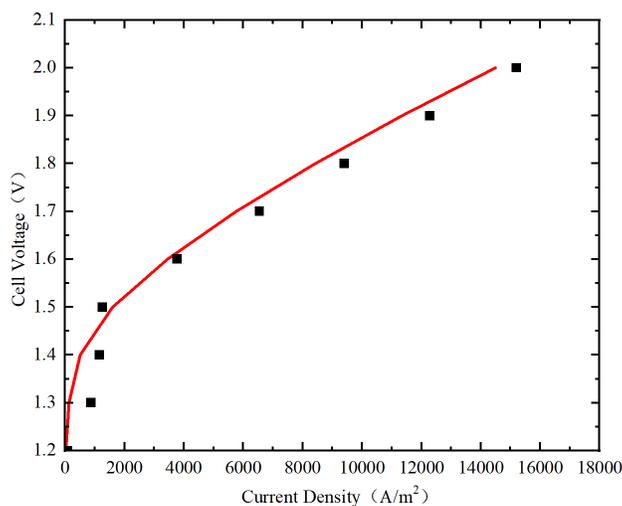


图5 模型验证（温度：80°C）

2. 结果与讨论

本研究的重点是考察不同参数对AEM电解池极化曲线的影响。此外，本研究还评估了供水模式、水流量、通道尺寸以及膜电极结构参数对电解池性能和传质传热特性的影响。

2.1. AEM电解池的热管理和水管理

理论上，提高AEM电解池的工作温度可以在相同电压下提升电流密度如图6所示。这一提升主要归因于两个关键因素：

(1) 电化学反应速率加快：在适当的温度范围内，温度升高能够显著加速电化学反应的速率。这种加速不仅提高了反应速度，还有助于增强催化剂的活性，从而降低活化过电位。活化过电位的降低意味着电解池在相同电压下能够维持更高的电流密度，进而提高电解效率。

(2) 材料导电性增强：随着温度升高，AEM电解池中膜材料和离子传输介质的导电性得以改善。这种导电性的提升有助于减少电解过程中的欧姆过电位，从而降低由电阻引起的能量损失。因此，在相同电压下，电解池能够更高效地传输电流，实现更高的电流密度。

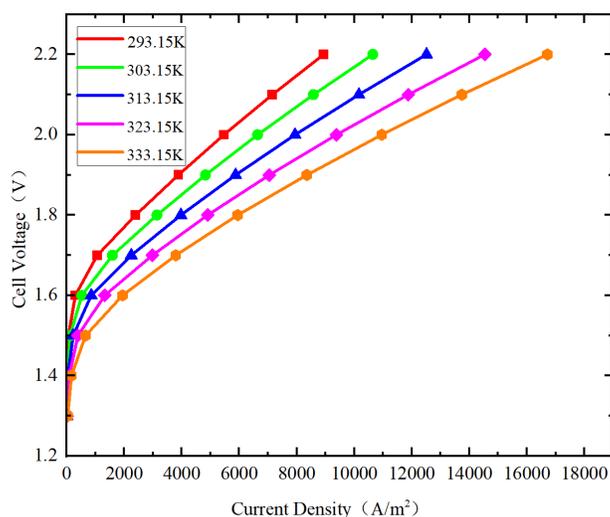


图6 不同温度下AEM电解池的极化曲线。

然而，过高的电解池温度可能导致阴离子交换膜破裂，从而显著缩短AEM电解池的运行寿命。因此，将电解池温度维持在适当范围内对其长期稳定高效运行至关重要。

在AEM电解池中，水通常被供应到阳极或同时供应到阳极和阴极。供应到阳极的水部分穿过阴离子交换膜到达阴极催化剂层，在那里发生电化学反应生成氢气。而供应到阴极的水则直接在阴极催化剂层参与电化学反应。在AEM电解池中，水不仅作为反应物，还充当冷却剂。在仅供应阳极水的情况下，AEM电解池阴极侧的温度高于阳极侧，导致膜两侧存在显著的温度梯度。这种温差会在膜厚度方向上产生较大的热应力，可能导致膜破裂，从而影响电解池的长期稳定运行。同时向阳极和阴极供水可以有效改善电解池内的温度分布。通常，阳极和阴极供水有两种模式：并流和逆流，如图7所示：

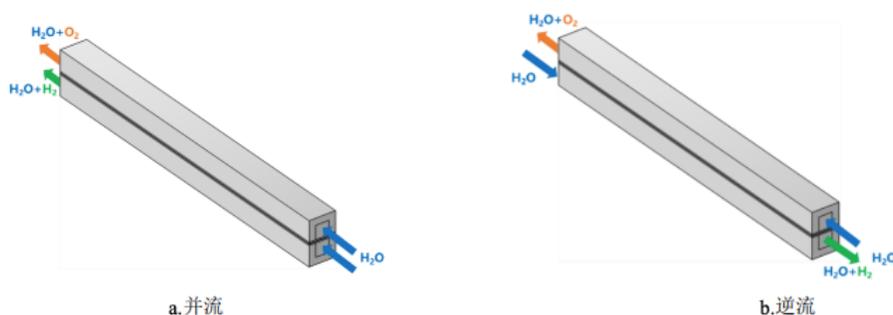


图7 两种供水模式

当电解池工作温度为80°C、电压为2.2V时，两种水流模式下的温度分布如图8所示。并流模式下，温度沿水流方向上升，出口处最高，原因是液态水参与反应后体积分数降低，气体传热效率差。逆流模式下，最高温度出现在中间区域，因该区域液态水体积分数最低，传热性能减弱。

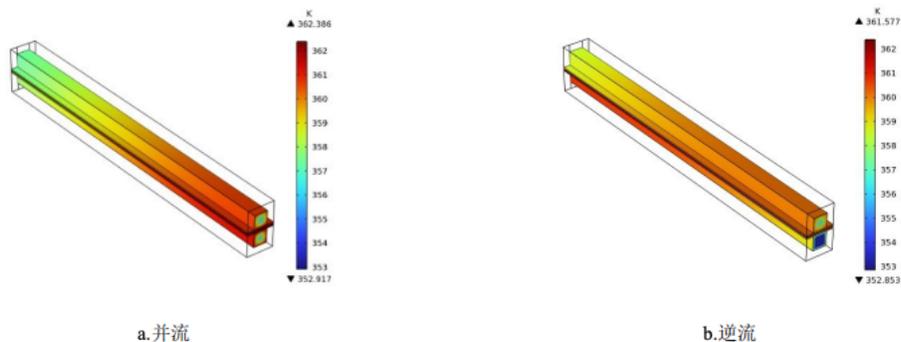


图8 两种供水模式下电解池内的温度分布

在并流和逆流模式下，膜沿电解池长度的温度分布如图9所示：

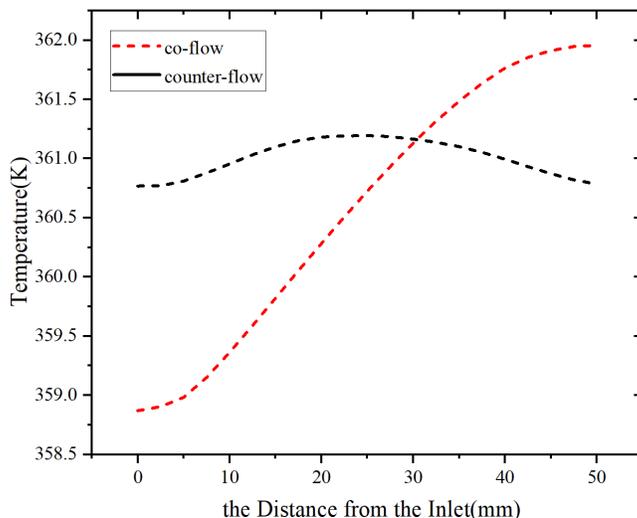
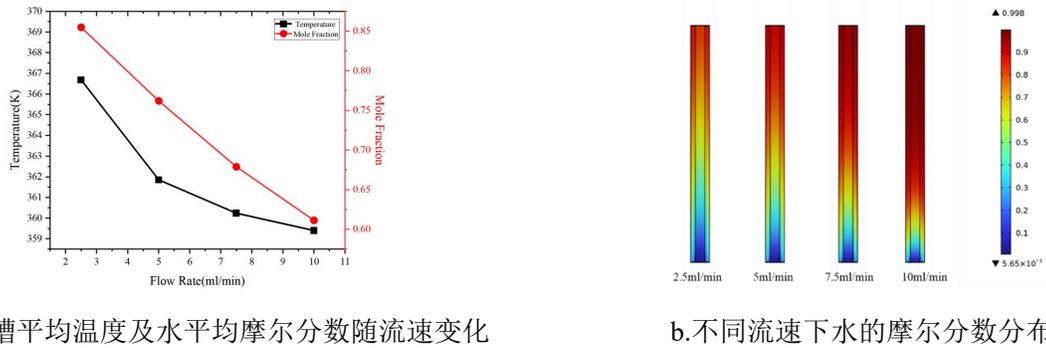


图9 两种供水模式下膜的温度分布（温度：80°C，电解池电压：2.2V）

从图9中可以推断，在逆流模式下，电解池内的温度分布更加均匀，且最高温度较低。

除了水流模式外，水的流速也会影响电解池温度的大小和分布。通常，水的流速越高，AEM电解池的整体温度越低，如图10（a）所示。这主要有两个原因。一方面，随着水流速的增加，流道和扩散层中的水含量会更高，如图10（b）所示。由于水的导热系数远高于气体，较高的水含量更有利于AEM电解池的散热。另一方面，水流速的增加增强了对流换热效果，从而降低了AEM电解池的整体温度。



a. 电解槽平均温度及水平均摩尔分数随流速变化

b. 不同流速下水的摩尔分数分布

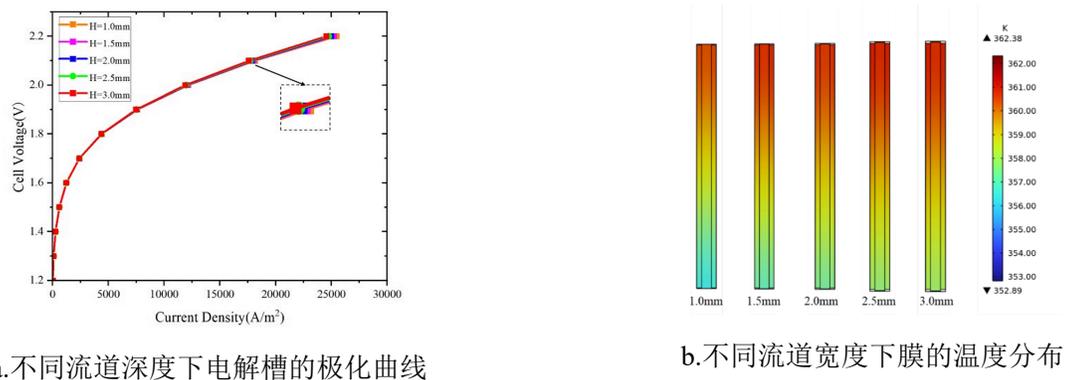
图10 入口水流速对AEM电解池温度和水摩尔分数的影响 (温度: 80°C, 电解池电压: 2.2V)

可以观察到, 随着水流量的增加, 电解池最高温度的下降速率逐渐减缓。然而, 增加水流量会增加额外的泵功率, 从而提高制氢系统的整体能耗。因此在选择水流量时应该综合考虑二者。

2.2. 流道几何参数对电解池性能的影响

2.2.1. 流道深度对电解池性能的影响

在通道宽度为2 mm、脊宽度为2 mm、电解池初始温度为80°C、液态水流量为5 ml/s以及逆流供水模式下, 通道深度分别设置为1 mm、2 mm和3 mm。通过仿真结果评估通道深度对AEM电解池电压和温度的影响, 如图11 (a) 和图11 (b) 所示。根据图11 (a), 可以观察到流道深度对AEM电解池的极化曲线影响有限。随着流道深度的增加, 电解池的电解电压略有上升。图11 (b) 展示了不同流道深度下膜电极表面的温度分布, 表明随着流道深度的增加, 温度逐渐升高。这主要归因于两个原因。首先, 在水流量不变的情况下, 较深的流道会导致水流速度减慢, 从而降低对流换热的效果。其次, 较深的流道会阻碍催化层生成的氧气的高效排出, 导致氧气泡积聚, 进而影响热量的及时散发。



a. 不同流道深度下电解槽的极化曲线

b. 不同流道宽度下膜的温度分布

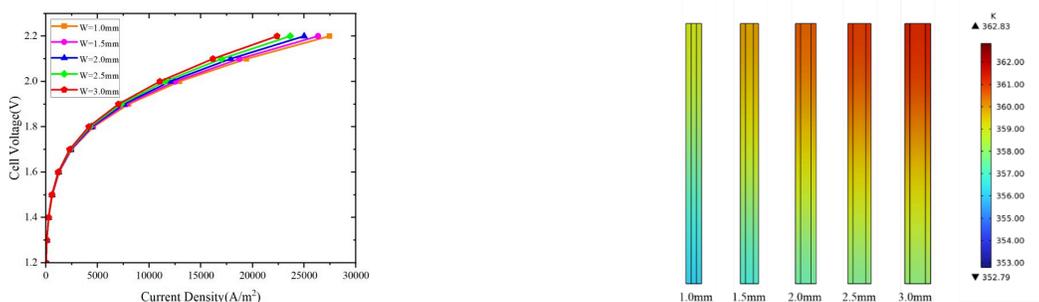
图11 流道深度对AEM电解池极化曲线和温度的影响 (温度: 80°C, 电解池电压: 2.2V)

2.2.2. 流道深度对电解池性能的影响

将流道深度设置为2 mm, 流道宽度与脊宽度之和为4 mm, 流道宽度分别设置为1 mm、1.5 mm、2 mm、2.5 mm和3 mm。研究流道宽度对AEM电解池温度和电压的影响。根据图12 (a), 随着流道宽度的增加, AEM电解池的电解电压呈现上升趋势。这一现象可以归因于流道宽度增加导致脊宽度减小, 从而减少了双极板与扩散层之间的接触面积。接触面积的减小导致接触电阻增加, 进而引起AEM电解池电解电压的上升。

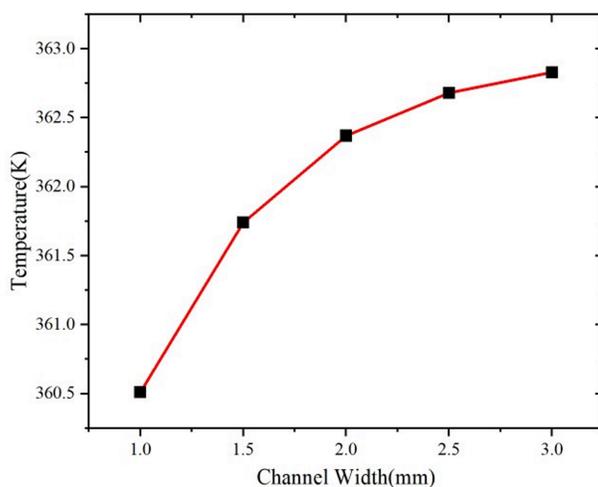
图12 (b) 展示了不同流道宽度下膜的温度分布, 图12 (c) 则显示了不同流道宽度下电解池膜的最高温度。两者均表明, 电解池膜的温度与流道宽度呈正相关。这是因为在水流量不变的情况下, 增加AEM电解池的流道宽度会导致水流速度降低, 从而减弱电解池内的对流换热效果, 进而导致阴离子交换膜的温度升高。

此外，流道宽度增加还意味着电极板的电阻增大，在相同电流密度下会产生更多的焦耳热。这两个因素共同作用，导致随着流道宽度的增加，膜的温度升高。



a.不同流道宽度下电解槽的极化曲线

b.不同流道宽度下膜的温度分布



c.不同流道宽度下膜的最高温度

图12 流道宽度对AEM电解池极化曲线和温度的影响（温度：80°C，电解池电压：2.2V）

2.3. 膜电极组件结构参数对电解池性能的影响

2.3.1. 扩散层孔隙率对电解池性能的影响

AEM电解池的扩散层具有多孔结构，其孔隙率对电解池内的气液传输有显著影响。通常，增加孔隙率可以增强反应物与催化位点的接触，并促进生成气体的排出，从而优化气液两相流动。图13表明，在相同电压下，增加扩散层的孔隙率可以提高电解池的电流密度，从而提升其性能。然而，扩散层孔隙率过高会导致机械支撑性能下降，同时也会增加扩散层与催化剂层之间的接触电阻。通常，扩散层的孔隙率在0.4到0.8之间。

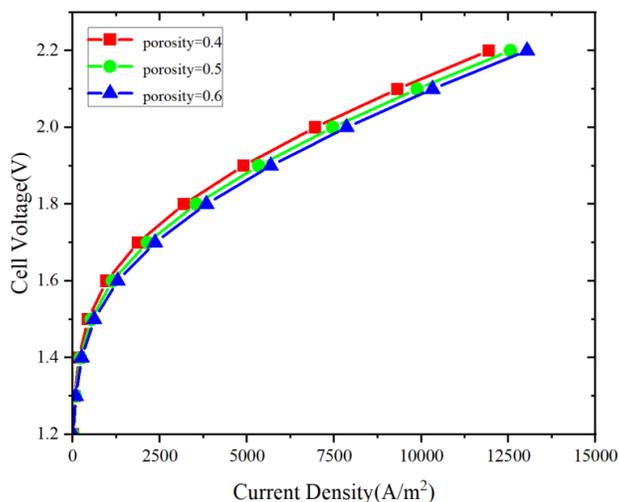


图13 展示了电解池在不同扩散层孔隙率下的极化曲线

2.3.2. 催化剂层孔隙率对电解池性能的影响

图14表明，增加催化剂层的孔隙率可以有效降低电解池的电解电压。这是因为增加催化剂层的孔隙率可以促进反应水与催化剂层的接触，以及生成气体的及时排出，从而加速电化学反应，提高AEM电解池的性能。然而，催化剂层孔隙率过高也会导致机械支撑性能下降，同时增加催化剂层与扩散层之间的接触电阻。因此，催化剂层孔隙率的选择需要综合考虑这两个因素。

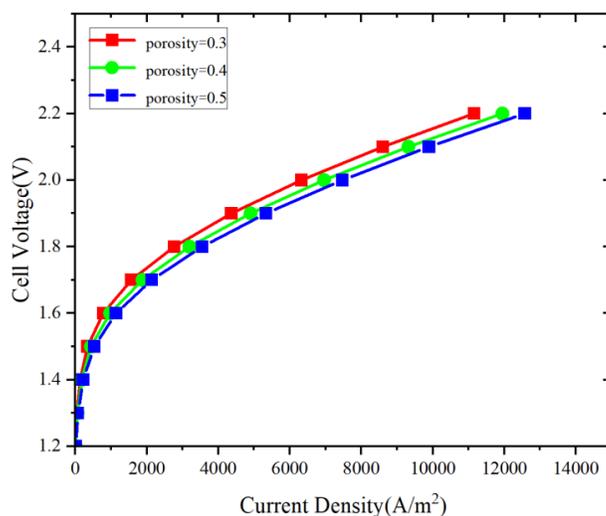


图14 不同催化剂层孔隙率下AEM电解池极化曲线

2.3.3. 膜厚度对电解池性能的影响

AEM的厚度对AEM电解池的性能有显著影响。图15表明，增加膜的厚度会导致电解池的电解电压上升。这主要是因为AEM的厚度影响其离子导电性。通常，较薄的膜具有更高的离子导电性，因为离子传输路径更短，电阻更低。然而，较薄的膜在高压操作或长期使用中更容易破裂或损坏，可能影响电解池的寿命和稳定性。较厚的膜通常具有更高的机械强度和耐久性，能够在更苛刻的条件下保持结构完整性。

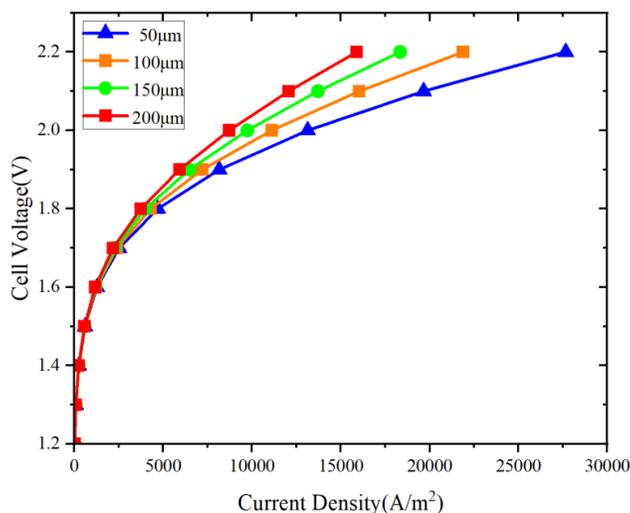


图15 不同膜厚度下AEM电解池极化曲线

3. 结论

本文建立了用于制氢的单通道AEM电解池模型，该模型耦合了传质和传热物理场，并通过实验验证了模型的准确性。在AEM电解池中，与并流水流配置相比，采用逆流模式可以降低膜-电极界面的峰值温度，同时温度分布更加均匀，有助于减少膜-电极界面的热应力，降低膜破裂的风险。阴离子交换膜电解池中流道的几何参数会影响电解池电压和内部温度分布。这些几何参数主要包括流道的宽度和深度。随着流道宽度的增加，AEM电解池的温度和电压均会上升。同样，流道深度的增加也会导致电解池温度和电压的升高。作为AEM电解池的核心组件，膜电极的结构参数对电解池性能有显著影响。具体而言，扩散层和催化剂层孔隙率的增加可以提高催化剂的利用率，从而降低电解电压并提升电解池的整体性能。然而，过高的孔隙率会削弱这些层的机械强度，因此通常将孔隙率控制在0.4到0.8之间以实现最佳性能。减小膜的厚度可以降低电解池的电阻，从而降低电解电压并提升性能。然而，过薄的膜更容易破裂，因此通常将膜厚度控制在约100微米以平衡性能和耐久性。

参考文献

- [1] 马海涛, 李鑫, 武小丽. 电解水制氢技术的研究与进展 [J]. 石油石化物资采购, 2024(12):67-69. Ma Haitao, Li Xin, Wu Xiaoli. Research and Progress in Hydrogen Production Technology by Water Electrolysis [J]. Petroleum & Petrochemical Material Procurement, 2024(12): 67-69.
- [2] An L, Zhao T S, Chai Z H, et al. Mathematical modeling of an anion-exchange membrane water electrolyzer for hydrogen production [J]. international journal of hydrogen energy, 2014, 39(35): 19869-19876.
- [3] Nafchi F M, Afshari E, Baniyasi E. Anion exchange membrane water electrolysis: Numerical modeling and electrochemical performance analysis [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2023.
- [4] Toghyani S, Afshari E, Baniyasi E. Metal foams as flow distributors in comparison with serpentine and parallel flow fields in proton exchange membrane electrolyzer cells [J]. Electrochimica acta, 2018, 290: 506-519.
- [5] Chen R, Zhao TS, Yang WW, Xu C. Two-dimensional twophase thermal model for passive direct methanol fuel cells. J Power Sources 2008; 175:276e87.
- [6] Xu C, Zhao TS, Yang WW. Modeling of water transport through the membrane electrode assembly for direct methanol fuel cells. J Power Sources 2008; 178:291e308.
- [7] Xu C, Zhao TS, Yang WW. Modeling of water transport through the membrane electrode assembly for direct methanol fuel cells. J Power Sources 2008; 178:291e308.
- [8] Toghyani S, Afshari E, Baniyasi E. Three-dimensional computational fluid dynamics modeling of proton exchange membrane electrolyzer with new flow field pattern. J Therm Anal Calorim 2019; 135:1911.
- [9] Yanan C, Felipe M, Guangfu L, Po Ya Abel C. Experimental study, and analytical modeling of an alkaline water electrolysis cell. Int J Energy Res 2017; 41:2365e73.

- [10] Toghiani S, Afshari E, Baniasadi E, Atyabi SA. Thermal and electrochemical analysis of different flow field patterns in a PEM electrolyzer. *Electrochim Acta* 2018; 267:234e45.