

阴极出口可变结构对空冷型质子交换膜燃料电池的性能影响

刘 懿¹, 杨旭东¹, 雷基林¹, 何述超², 周 杰²

(1. 昆明理工大学 云南省内燃机重点实验室, 昆明 650500; 2. 昆明云内动力股份有限公司, 昆明 650200)

Effects of Cathode Outlet Variable Structure on the Performance of Air-Cooled Proton Exchange Membrane Fuel Cells

LIU Yi¹, YANG Xudong¹, LEI Jilin¹, HE Shuchao², ZHOU Jie²

(1. Yunnan Province Key Laboratory of Internal Combustion Engines, Kunming University of Science and Technology, Kunming 650500, China; 2. Kunming Yunnei Power Co., Ltd., Kunming 650200, China)

Abstract: An air-cooled proton exchange membrane fuel cell (PEMFC) model with a variable cathode outlet structure was designed with separate cooling channels and a variable cathode outlet area, enabling effective regulation of the moisture balance inside the cell while enhancing the cooling effect. In order to highlight the characteristics of the outlet variable structure, single-cell models of the original structure and the outlet variable structure were calculated. At an output voltage of 0.6 V, the average temperature of the outlet variable structure model was 6 °C lower than that of the original structure model, and the average water content of the outlet variable structure model increased by 0.78. At a load current density of 1.046 A/cm², the power density of the outlet variable structure model was improved by 2.20% over the original structure model. Moreover, in the high-temperature and dry environment, the power density of the variable outlet structure model with a baffle height of 1.1 mm was 2.30% higher than that of the model with a baffle height of 0.3 mm. The results indicate that the variable outlet structure can improve the cell performance by enhancing the cooling performance and water retention performance of the cell, and it has better environmental adaptability in complex environments.

摘要: 设计了一种阴极出口可变结构的空冷型质子交换膜燃料电池 (proton exchange membrane fuel cell, PEMFC) 模型, 其具有单独的冷却流道, 阴极出口的面积是可变的, 在增强冷却效果的同时可有效调节电池内部的水平衡。为了突出出口可变结构的特点, 同时计算了原始结构和出口可变结构的单电池模型。在 0.6 V 的输出电压下, 出口可变结构模型的平均温度相比原始结构模型降低 6 °C, 平均水含量相比原始结构模型增加了 0.78。在负载电流密度为 1.046 A/cm² 时, 出口可变结构模型的功率密度相比原始结构模型提高了 2.20%。并且在高温干燥环境下, 挡板高度为 1.1 mm 的出口可变结构模型其功率密度比挡板高度为 0.3 mm 的模型高出了 2.30%。结果表明, 出口可变结构可以通过改善电池的冷却性能和保水性能来提高电池性能, 并且在复杂环境下具有更好的环境适应性。

关键词: 燃料电池; 水热管理; 保水; 冷却

Key words: fuel cell; hydrothermal management; water retention; cooling

第二十七届中国科协年会学术论文

收稿日期: 2025-01-22

修回日期: 2025-03-02

基金项目: 云南省基础研究计划项目 (202201BE070001-034)

Foundation Item: Yunnan Basic Research Program (202201BE070001-034)

作者简介: 刘 懿 (1990—), 男, 博士, 主要研究方向为燃料电池的水热管理与环境适应性开发, E-mail: lqyi@kust.edu.cn;

雷基林 (通信作者), E-mail: lejilin@sina.com。

DOI: 10.13949/j.cnki.njgc.2025.03.008

中图分类号: TM911.42

0 概述

质子交换膜燃料电池 (proton exchange membrane fuel cell, PEMFC) 通过氢和氧的电化学反应以电的形式输出能量, 在运行期间仅产生水^[1]。

根据冷却方法, PEMFC 可分为风冷和水冷。水冷 PEMFC 在运行过程中需要复杂的辅助系统^[2], 空冷 PEMFC 的阴极对外部环境开放, 通过外部风扇将空气引入阴极流道中, 少量空气参与催化剂层 (catalyst layer, CL) 中的电化学反应并产生热量, 而剩余的空气作为冷却介质吸收多余的热量。这种结构有效地降低了燃料电池系统的质量、体积和成本^[3]。因此, 空冷 PEMFC 广泛用于无人飞行器、便携式电源和其他小型设备^[4-5]。然而, 这种简单的冷却方法也导致了电池的功率和可靠性低, 原因是: 空冷 PEMFC 在运行过程中阴极流道不仅用于气体反应还用于空气冷却, 空冷燃料电池在空气进入阴极流道参与反应和散热的同时, 空气也吹走流道内反应生成的水, 起到排水的作用。空冷型燃料电池在运行过程中温度可达到 80 °C, 但是其最佳工作温度为 40 °C~60 °C 左右, 由于空气的比热容和导热系数都比较低, 所以风冷 PEMFC 需要极高的空气流速来实现电池冷却^[6], 其阴极化学计量比达到几十到几百的数量级^[7]。高气流速度将流道内反应生成的水大量排出电池, 导致质子交换膜干燥, 使质子传导阻力增大造成电池性能下降^[8]。流道内适量的水的存在可以反渗透回质子交换膜使其处于湿润状态, 这样能提高膜的电导率^[9], 提升电池反应速率, 且温度和水在膜电极组件 (membrane electrode assembly, MEA) 上的均匀分布可以延长电池的寿命^[10]。然而, 空冷型 PEMFC 特殊的冷却机理导致膜大多处于脱水状态且温度和水在膜上的分布不均匀。

空冷型 PEMFC 的阴极流道既反应又冷却的功能导致了空冷燃料电池散热与保水的矛盾。适当的水和热管理能够尽可能地减少欧姆损耗, 并提高膜内参数分布的均匀性, 是解决因此矛盾导致的电池性能退化问题的关键^[11-12]。通过改变双极板结构的设计来得到不同形状的流道是改善空冷型 PEMFC 水热管理最有效、最简单的措施^[13]。目前, 一些学者提出了空冷型 PEMFC 的不同新型流道设计, 文献^[13]中设计了渐扩和渐缩型的阴极流道, 这两种流道均能提高电池性能。文献^[14]中将供氧和冷却的

流道分开, 减少了空气带走的水量。目前这些新型的流道设计均无法解决反应供气和冷却供气的耦合矛盾, 无法从根源上解决水热管理问题。文献^[15]中设计了环形电堆, 研究表明, 相比较于矩形电堆, 环形电堆具有良好的保水性能, 但长时运行会导致氧气传输受阻、电流密度降低等问题。文献^[16-17]中在阴极通道中添加金属泡沫, 具有良好的保水性能, 电池的输出功率得到提升。然而, 在通道中添加金属泡沫会显著增加泵送损失, 影响燃料电池系统的净功率输出, 并且制备具有特定孔隙率的多孔介质和加工具有特定形状的块体会显著增加电池成本。

现有对空冷燃料电池的研究都不能从根源上解决水热管理矛盾。本文中建立了空冷型 PEMFC 单电池模型, 并用试验数据进行了验证, 在此模型的基础上建立了阴极不仅有单独的冷却流道而且在反应流道出口处添加了挡板的单电池模型。这种新型结构的模型可以通过调节阴极流道出口处的挡板高度来控制电池内部的温度和水含量, 实现电池保水和强化散热的解耦。通过研究燃料电池 MEA 内部物理量的变化, 评估了不同阴极结构设计对电池性能的影响, 为优化空冷型 PEMFC 的水热特性提供了设计参考。

1 模型描述

1.1 几何模型

建立了多物理场三维空冷型 PEMFC 模型如图 1 所示。该模型耦合了电化学反应、流体动力学、多组分传质和热动力学等子模型, PEMFC 的单电池包括催化层 (catalyst layer, CL)、气体扩散层 (gas diffusion layer, GDL)、气体流道、质子交换膜、阴极双极板。

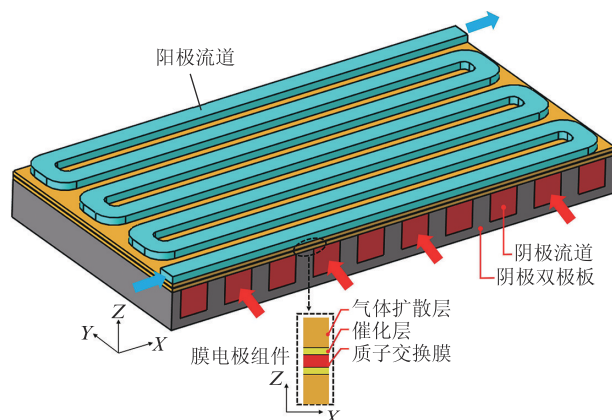


图1 PEMFC模型结构图

Figure 1 Structure diagram of the PEMFC model

本研究使用的 PEMFC 模型与文献[18]中使用的燃料电池堆的流道类型相同,阳极都是蛇形流道,阴极都是直流道。所以,为了方便计算,阳极和阴极流动通道的数量分别以 1/4(1 个蛇形通道)和 1/9(10 个直通道)的比率减少。表 1 为 PEMFC 模型尺寸参数。

表 1 PEMFC 几何尺寸参数
Table 1 Geometric dimensions of PEMFC

项目	参数
阴极流道长度/mm	13.000
阴极流道宽度/mm	1.500
阴极流道高度/mm	1.500
阴极肋板宽度/mm	1.000
阳极流道宽度/mm	1.000
阳极流道高度/mm	0.400
气体扩散层厚度/mm	0.200
催化层厚度/mm	0.010
质子交换膜厚度	0.018
双极板厚度/mm	0.500
双极板长度/mm	25.000
双极板宽度/mm	13.000

为了进一步优化空冷型 PEMFC 的水热管理,本文设计了一种阴极流道出口面积可调节的 PEMFC 结构。并把试验中传统结构的 PEMFC 命名为原始结构,新型结构命名为出口可变结构。原始结构与出口可变结构 PEMFC 模型如图 2 所示。

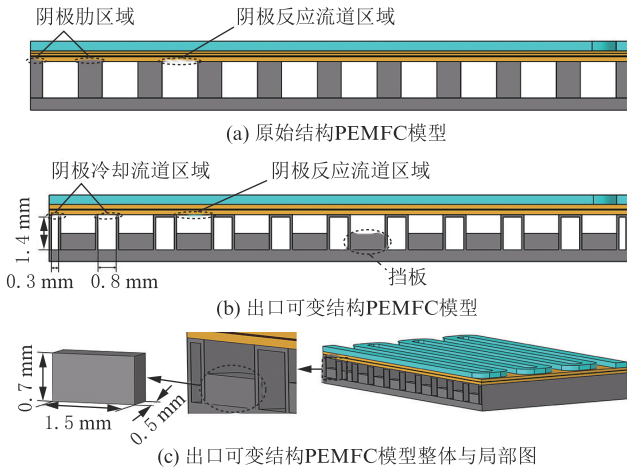


图 2 原始结构与出口可变结构 PEMFC 模型

Figure 2 PEMFC models of original structure and adjustable outlet structure

1.2 模型假设

建立模型的假设:(1) 流体流动设为层流,气体设为不可压缩理想气体。(2) 忽略不同元件之间的

接触电阻。(3) 膜电极的物理性质设为各向同性,在质子交换膜中没有气体渗透。(4) 由于试验条件下水蒸气的不饱和性,不考虑水的两相流动。

1.3 控制方程

PEMFC 气体流动通道的传热和传质特性可以使用传统的质量守恒、Navier-Stokes 及能量和物质守恒方程来建模。一般 PEMFC 的基本 3D 气体传输方程包括连续性方程^[19]、动量守恒方程^[20]、质量守恒方程^[20]、能量守恒方程^[20]、由电子传输方程^[20]和质子传输方程^[20]组成的势能方程,分别如式(1)~式(6)所示。

$$\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\epsilon \rho u)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon \rho u u) = -\epsilon \nabla p + \nabla \cdot (\epsilon \mu \nabla u) + S_u \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\epsilon \rho)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon \rho u) = S_m \quad (3)$$

$$\frac{\partial(\epsilon \rho c_p T)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon \rho c_p u T) = \nabla \cdot (k_T \nabla T) + S_Q \quad (4)$$

$$\nabla \cdot (\sigma_{sol} \nabla \phi_{sol}) + R_{sol} = 0 \quad (5)$$

$$\nabla \cdot (\sigma_{mem} \nabla \phi_{mem}) + R_{mem} = 0 \quad (6)$$

式中, u_x, u_y, u_z 分别为 x, y 和 z 方向的速度; ρ, ϵ 和 u 分别为密度、材料孔隙率和速度矢量; μ 为黏度系数; p 为压力; S_u 为动量源项; S_m 为质量源项; c_p 和 T 分别为热容和温度; k_T 为有效热导率; S_Q 为能量源项,欧姆热、电解水产生的热都包含在其中; σ, ϕ 和 R 分别代表电导率、电势和体积转移电流,下标 sol 和 mem 分别代表固体导电材料和膜。膜电导率 σ_{mem} 的计算公式如式(7)^[19]所示。

$$\sigma_{mem} = \sigma_{memref} \exp \left(1268 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T} \right) \right) \quad (7)$$

式中, σ_{memref} 为膜参考电导率,其计算公式如式(8)所示。

$$\sigma_{memref} = 0.005139\lambda - 0.00326 \quad (8)$$

式中, λ 为膜中实际水含量,其计算公式如式(9)所示。

$$\lambda = \begin{cases} 0.043 + 17.81a - 39.85a^2 + 36a^3, & 0 < a \leq 1 \\ 14 + 1.4(a - 1), & 1 < a \leq 3 \end{cases} \quad (9)$$

式中, a 为水活度,其计算公式如式(10)所示。

$$a = \frac{p_w}{p_{sat}} \quad (10)$$

式中, p_w 和 p_{sat} 分别为蒸汽分压和饱和压力。饱和

压力随温度而变化,其计算公式如式(11)^[21]所示。

$$p_{\text{sat}} = 10^{-2.179 + 0.029T - 9.183 \times 10^{-5}T^2 + 1.445 \times 10^{-7}T^3} \quad (11)$$

当考虑阻抗时,势能方程如式(12)、式(13)^[15]所示。

$$\eta_a = \phi_{\text{sol}} - \phi_{\text{mem}} \quad (12)$$

$$\eta_c = \phi_{\text{sol}} - \phi_{\text{mem}} - V_{\text{OC}} \quad (13)$$

式中, η_a 和 η_c 分别为阳极和阴极的局部活化损失; V_{OC} 为开路电压。

1.4 边界条件

在外部接触边界,固相电位值作为电位的静态边界条件。阳极的固相电位位于阳极 GDL 的上表面,其值设为零,阴极的固相电位设为电池电压。其他外部边界上的固相电势设置为零通量边界条件。

不加湿的情况下,阴极注入环境空气,阳极注入氢气。入口处的气体温度设定为环境温度(10℃)。阴极进气口的相对湿度设定为环境湿度(35%),而阳极进气口的相对湿度设定为 1%^[18]。

阴极和阳极入口均设置为质量流量入口,空气、氢气和水蒸气的质量流量用式(14)~式(16)计算^[22]。

$$m_{\text{H}_2} = S_{\text{toi}_c} \cdot \frac{M_{\text{H}_2}}{2F} \cdot I_{\text{avg}} S_{\text{MEA}} \quad (14)$$

$$m_{\text{air}} = S_{\text{toi}_c} \cdot \frac{M_{\text{air}}}{4 \times 0.21F} \cdot I_{\text{avg}} S_{\text{MEA}} \quad (15)$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{air}}} \cdot \frac{\varphi \cdot p_{\text{sat}}}{p_{c,\text{in}} - \varphi p_{\text{sat}}} \cdot m_{\text{air}} \quad (16)$$

式中, M 、 I_{avg} 和 S_{MEA} 分别为物质的相对分子质量、单电池的平均电流密度和 MEA 的有效面积; $p_{c,\text{in}}$ 为阴极入口处的压力; φ 为相对湿度; F 为法拉第常数; S_{toi_a} 和 S_{toi_c} 分别为阳极和阴极的反应物化学计量比,在计算中分别设为 1.5 和 85.0。阴极入口的空气和水蒸气质量流量分别设定为 9.51×10^{-5} kg/s 和 5.05×10^{-7} kg/s,阳极入口的氢气和水蒸气质量流量分别设定为 5.04×10^{-8} kg/s 和 1.93×10^{-10} kg/s。

阳极和阴极入口处气体的物质的量浓度 $c_{\text{H}_2,\text{in}}$ 、 $c_{\text{O}_2,\text{in}}$ 分别用式(17)、式(18)计算。

$$c_{\text{H}_2,\text{in}} = \frac{p_{a,\text{in}} - H_{a,\text{in}} p_{\text{sat}}}{R_{\text{igc}} T} \quad (17)$$

$$c_{\text{O}_2,\text{in}} = \frac{0.21(p_{c,\text{in}} - H_{c,\text{in}} p_{\text{sat}})}{R_{\text{igc}} T} \quad (18)$$

式中, $p_{a,\text{in}}$ 、 $p_{c,\text{in}}$ 分别为阳极入口处和阴极入口处的压力; $H_{a,\text{in}}$ 和 $H_{c,\text{in}}$ 分别为阳极入口处和阴极入口处的相对湿度; R_{igc} 为理想气体常数。

PEMFC 模型的相关参数被列举在表 2 中。

表 2 模型参数

Table 2 Model parameters

项目	参数
GDL 孔隙率 ϵ_{GDL}	0.6
CL 孔隙率 ϵ_{CL}	0.6
GDL 绝对渗透率 $K_{\text{GDL}}/\text{m}^2$	1.18×10^{-11}
CL 绝对渗透率 K_{CL}/m^2	2.36×10^{-12}
GDL 密度 $\rho_{\text{GDL}}/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	2 000
CL 密度 $\rho_{\text{CL}}/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	387
膜密度 $\rho_{\text{mem}}/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	1 980
GDL 比定压热容 $c_{p\text{GDL}}/(\text{J} \cdot (\text{kg} \cdot \text{K})^{-1})$	840
CL 比定压热容 $c_{p\text{CL}}/(\text{J} \cdot (\text{kg} \cdot \text{K})^{-1})$	770
双极板比定压热容 $c_{p\text{BP}}/(\text{J} \cdot (\text{kg} \cdot \text{K})^{-1})$	1 580
膜比定压热容 $c_{p\text{mem}}/(\text{J} \cdot (\text{kg} \cdot \text{K})^{-1})$	1 100
GDL 热导率 $K_{\text{GDLT}}/(\text{W} \cdot (\text{m} \cdot \text{K})^{-1})$	1.300 0
CL 热导率 $K_{\text{CLT}}/(\text{W} \cdot (\text{m} \cdot \text{K})^{-1})$	0.872 5
双极板热导率 $K_{\text{BPT}}/(\text{W} \cdot (\text{m} \cdot \text{K})^{-1})$	150.000 0
膜热导率 $K_{\text{memT}}/(\text{W} \cdot (\text{m} \cdot \text{K})^{-1})$	0.950 0
阳极参考交换电流密度 $j_{\text{aref}}/(\text{A} \cdot \text{cm}^{-2})$	10 000.0
阴极参考交换电流密度 $j_{\text{cref}}/(\text{A} \cdot \text{cm}^{-2})$	0.1
参考氢物质的量浓度 $c_{\text{ref,H}_2}/(\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3})$	0.040 88
参考氧物质的量浓度 $c_{\text{ref,O}_2}/(\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3})$	0.040 88

1.5 网格无关性验证

使用 Solidworks 建立几何模型,用 HyperMesh 进行网格划分,然后用计算流体动力学(computational fluid dynamics, CFD)软件 Fluent 中燃料电池模块进行数值模拟。该 PEMFC 模型的阳极流道和阳极 GDL 在 Z 方向上的上半部分采用四面体网格,其余部分采用六面体网格。为了检验最优的计算网格单元,进行了网格无关性验证,使用了 4 种数量的网格,数量分别为 1 300 465、1 430 465、1 527 965、1 677 965。该 PEMFC 模型在工作电压为 0.6 V 时计算了 4 种网格数量下的电流密度,如图 3 所示。由图 3 可见,4 种网格数量的 PEMFC 电流密度分别为 0.683 4、0.695 2、0.695 4、0.695 4 A/cm²,网格数量为 1 527 965 时计算出的电流密度已经不再改变,故本文中采用网格数量为 1 527 965 的 PEMFC 模型进行数值模拟,相对误差容限设置为 1×10^{-3} 。

根据试验条件设定模型的边界条件和参数,将模拟结果与文献[18]中共交叉试验操作下的极化曲线进行比较,如图 4 所示。模拟结果与试验结果非常接近,证明该模型具有很高的可靠性,可用于后续出口可变结构模型的模拟。

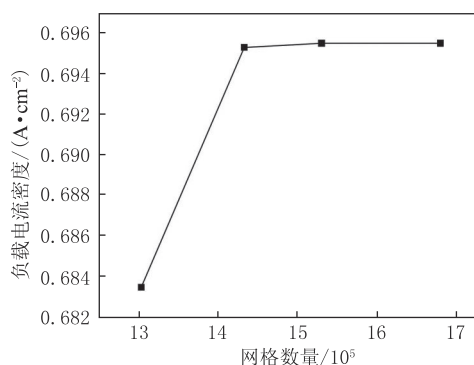


图3 输出电压为0.6 V时不同网格数量下的电流密度图

Figure 3 Current densities of different mesh elements at an output voltage of 0.6 V

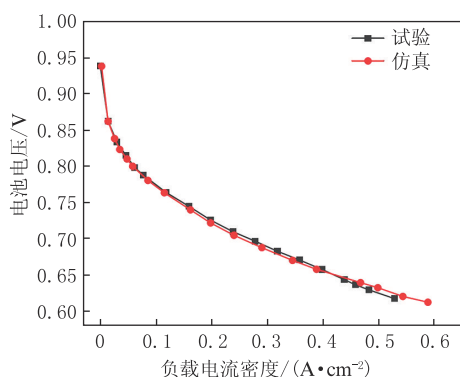


图4 仿真与试验的极化曲线对比

Figure 4 Comparison of simulated and experimental polarization curves

2 结果与讨论

2.1 电池整体输出特性

阴极结构对空冷型 PEMFC 的性能有显著的影响。为了验证出口可变结构模型优越的电池冷却性和保水性,把模拟环境设置为高温干燥的环境,阴极入口设定温度设定为 303.15 K,阴极入口处的相对湿度设为环境湿度(20.00%),阳极入口处的相对湿度设为 1.00%。图 5 比较了两种结构模型的极化曲线和功率密度曲线。可以看出,欧姆极化占主导地位时,在 1.046 A/cm^2 的电流密度下,出口可变结构比原始结构功率密度提升约 2.20%,原因在于电池在拥有更好冷却效果的同时能够避免水分大量流失。电池性能受欧姆极化控制时,要求质子具有良好的导电性,良好的冷却效果和膜一定程度的湿润是提高质子传导率的前提。浓差极化部分时,在 1.430 A/cm^2 的电流密度下,出口可变结构比原始结构功率密度提升约 7.90%。

2.2 阴极可变结构关键特性的影响

本节讨论两种流场结构的速度、温度、水含量、

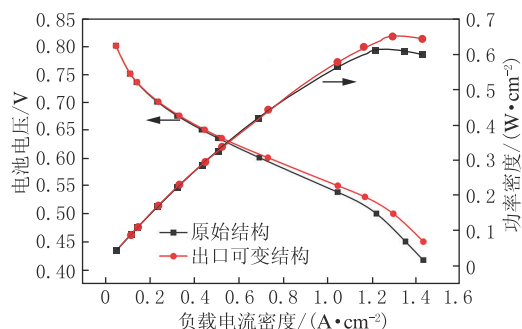


图5 两种结构模型的电压极化曲线和功率密度曲线对比

Figure 5 Comparison of voltage polarization curves and power density curves for two structural models

相对湿度、电流密度和氧气浓度分布。对阴极入口设定温度为 303.15 K,阴极入口处的相对湿度设为 20%,阳极入口处的相对湿度设为 1%,输出电压 V_{cell} 固定为 0.6 V 的工况条件下的结果进行分析。其中,将 0.6 V 输出电压工况定义为大工况。

图 6 展示了两种结构的电池模型膜中间 XY 平面的温度变化。PEMFC 产生的废热主要通过强制空气流去除^[14],因此两种结构都是热量随着空气的流动在出口处堆积,并且都是反应流道区域温度高于肋/冷却流道区域。在阳极与阴极入口的交叉处,因为未加热的气体流入通道对此处的 MEA 直接进行了冷却,使得此区域的局部温度较低^[13]。原始结构和出口可变结构模型中膜的最高温度分别为 347 K 和 342 K,平均温度分别为 344 K 和 338 K,最高温度降低 5℃,平均温度降低 6℃,具有非常良好的冷却效果。主要原因是出口可变结构相比较于原始结构添加了单独的冷却流道,在阴极流道进气量不变的情况下电池冷却面积增加,并且与水含量的增加也有关系。同时,膜内水含量的增加,使得质子交换膜的热容增大,吸收了更多的热量,局部过热现象减小。

图 7 显示了两种结构的模型在第 6 条肋/冷却流道区域和反应流道区域位置沿着阴极入口在膜中间 XY 平面的温度变化趋势。在这两种结构中,肋/冷却流道区域的温度上升幅度不大,均在 2℃ 以内,反应流道区域温度开始时以相对大的幅度上升,在温度相对平稳后以小波浪形小幅度上升,最后在阴极出口部位温度降低。这是因为得益于双极板良好的导热性,在肋/冷却流道区域被空气均匀冷却后的石墨板对质子交换膜的温度变化产生了重要的影响^[18],使此区域的膜温度变化均匀且平缓。而反应流道区域的温度变化受流道内空气流速的影响较大^[23],此区域的低温位置在阴极与阳极反应流道的交叉处,高温位置在阴极反应流道与阳极肋板交叉处。出口可变结构模型在阴极反应流道出口处温度

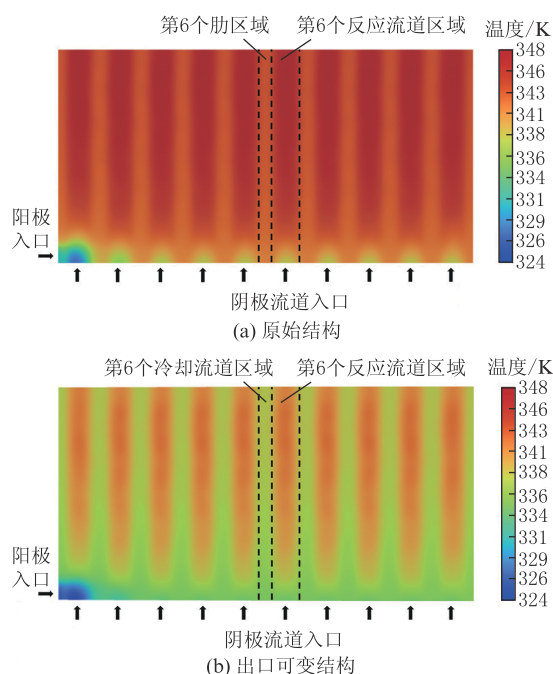


图6 输出电压为0.6 V时,不同结构的 PEMFC 模型膜中间 XY 平面的温度分布图

Figure 6 Temperature distributions in the middle XY plane of PEMFC model's membrane with different structures at an output voltage of 0.6 V

下降明显,这是由添加挡板后空气被引导向膜电极方向偏移而气流速度变快引起的。

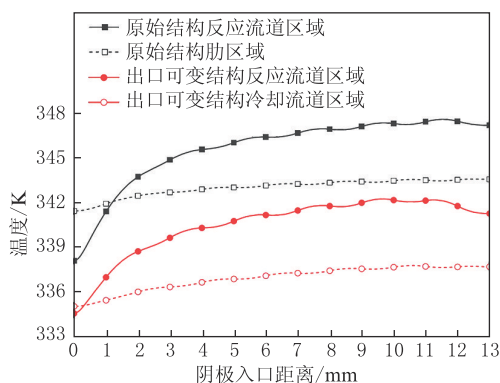


图7 输出电压为0.6 V时第6个阴极肋/冷却流道和相邻的反应流道区域膜中间XY平面沿Y方向上的温度变化趋势图

Figure 7 Trend of the temperature in the middle XY plane of the membrane along the Y-positive direction under the 6th cathode rib/cooling channel and adjacent reaction channel at an output voltage of 0.6 V

在电化学反应过程中,MEA 在反应流道区域产生大量的热量并不断往肋区域扩散。原始结构模型没有单独的冷却流道,仅靠反应流道内的气流散热,随着反应时间的增加,多余的热量不能被及时排出电池,MEA 中的热量不断堆积,造成 MEA 整体温

度偏高。出口可变结构模型具有单独的冷却流道,虽然 MEA 在反应流道区域不断产生热量,但扩散至冷却流道区域后,热量会不断被冷却流道处石墨板带走,不会在冷却流道区域一直堆积,最终使得出口可变结构模型整体温度偏低但冷却流道区域和反应流道区域温度差略大于原始结构模型。

膜中的水含量对质子传输有很大影响,膜干燥是空冷型 PEMFC 中最严重的问题之一。图8为两种结构的电池模型膜中间 XY 平面的水含量分布图。两种结构的膜水含量都是在阴极入口处较低,并沿气体流动方向逐渐增加。肋/冷却流道区域的水含量高于反应流道区域,且集中在出口位置。这是因为阴极催化层中的水不断与反应流道区域的空气接触,从而不断被吹出电池,而肋/冷却通道区域的水由于不与空气直接接触而被保留下来。当然,反应通道区域的局部高温导致的高饱和蒸汽压也是原因之一^[24]。原始结构模型和出口可变结构模型的膜平均水含量分别为 11.26 和 12.04,这是反应流道内的空气流速被降低而引起的失水变少。对比图6可以看出,出口可变结构拥有良好冷却效果的同时也能拥有良好的保水效果。

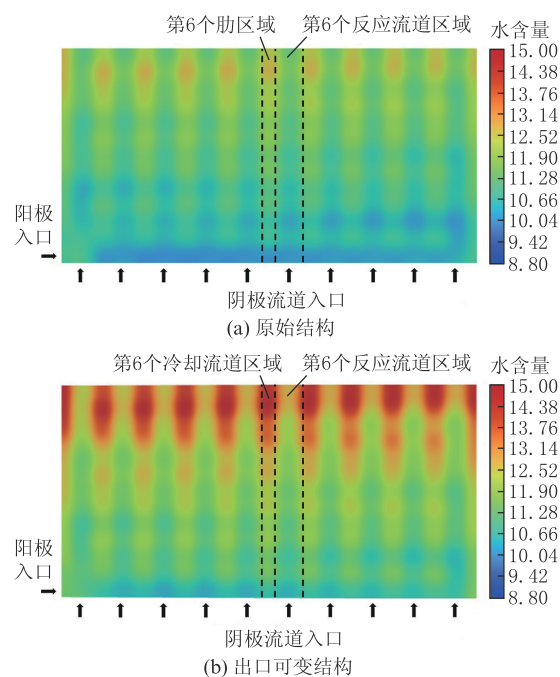


图8 输出电压为0.6 V时,不同结构的 PEMFC 模型膜中间 XY 平面的水含量分布图

Figure 8 Water content distributions in the middle XY plane of PEMFC model's membrane with different structures at an output voltage of 0.6 V

图9显示了两种结构的模型在第6条肋/冷却流道区域和反应流道区域位置沿着阴极入口在膜中间

XY 平面的水含量变化趋势。在两种结构中,肋/冷却流道和反应流道区域的膜水含量都是小幅度波动上升,与阳极流道的交叉处水含量低,与阳极肋板的交叉处水含量高。这是因为在流道区域气体流速快,反应产生的水很快被吹走,不断往肋/冷却流道区域扩散。出口可变结构模型的膜水含量在反应流道区域和肋/冷却流道区域均大于原始结构,并在阴极出口处达到最大差值,其中反应流道区域处出口可变结构的膜水含量比原始结构高出约 1.05,肋/冷却流道区域处出口可变结构的膜水含量比原始结构高出约 2.11。

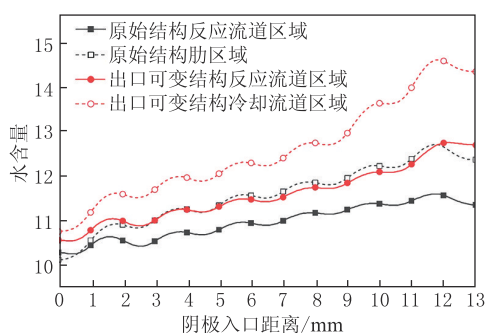


图9 输出电压为 0.6 V 时,在第 6 个阴极肋/冷却流道和相邻的反应流道区域,膜中间 XY 平面沿 Y 方向上的水含量变化趋势图

Figure 9 Trend of the water content in the middle XY plane of the membrane along the Y-positive direction under the 6th cathode rib/cooling channel and adjacent reaction channel at an output voltage of 0.6 V

图 10、图 11 分别为输出电压为 0.6 V 时,两种结构的电池模型阴极催化层中间 XY 平面氧的物质的量浓度分布图及沿 Y 方向上的氧的物质的量浓度变化趋势图。两种结构阴极催化层中氧的物质的量浓度基本没有差别。阴极入口处的氧浓度略大于出口处。从图 11 中也可以看出同样的规律。其因为空气的化学计量比较高^[18],这也是阴极入口处电化学反应速度较快的原因之一,当然电化学反应的速度还与温度和水含量等参数有关。原始结构模型和出口可变结构模型的平均氧物质的量浓度分别为 6.40 mol/m^3 和 6.39 mol/m^3 。当阴极冷却流道分流部分气流时,平均氧浓度降低,但其氧气的物质的量浓度差值仅为 0.01 mol/m^3 ,基本可以忽略。在添加挡板后,电池阴极出口处氧气物质的量浓度会增加,如图 11 所示,可以不用考虑出口可变结构对氧气传质的影响。

如图 11 所示,在反应流道区域,两种结构的模型其阴极催化层氧物质的量浓度基本没有差别,只是在阴极出口处出口可变结构模型的氧物质的量浓度有较大增加。在肋/冷却流道区域,原始结构模型的氧物质的量浓度高一些,但在阴极出口处,出口可

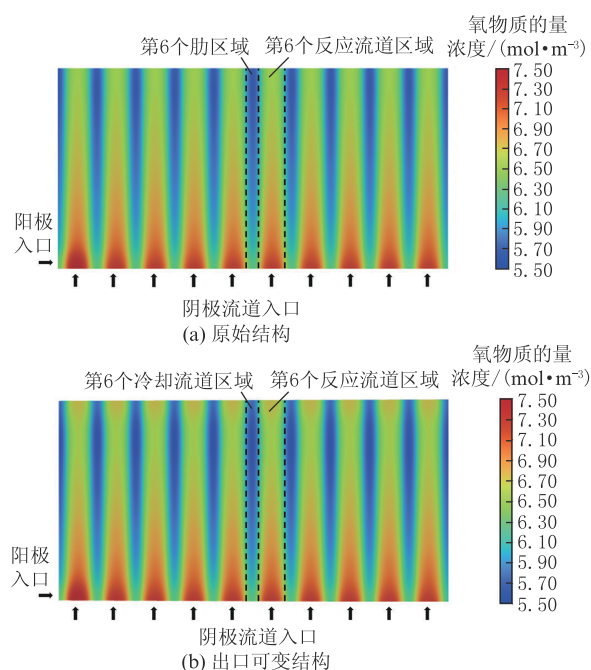


图 10 输出电压为 0.6 V 时,不同结构的 PEMFC 模型阴极催化层中间 XY 平面的氧物质的量浓度分布图

Figure 10 Oxygen mole concentration distributions in the middle XY plane of PEMFC model's cathodic catalyst layer with different structures at an output voltage of 0.6 V

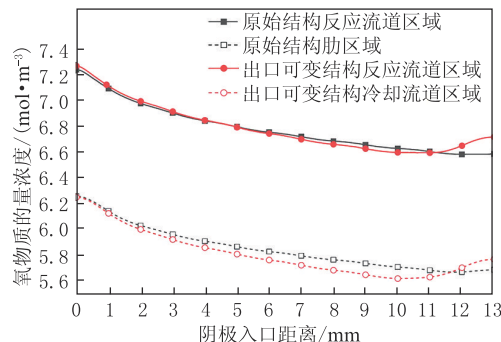


图 11 输出电压为 0.6 V 时,在第 6 个阴极肋/冷却流道和相邻的反应流道区域,阴极催化层中间 XY 平面沿 Y 方向上的氧物质的量浓度变化趋势图

Figure 11 Trend of the oxygen molar concentration in the middle XY plane of the cathode catalyst layer along the Y-positive direction under the 6th cathode rib/cooling channel and adjacent reaction channel at an output voltage of 0.6 V

变结构模型的氧浓度大幅增加,反应流道区域和肋/冷却流道区域分别增加约 0.14 mol/m^3 和 0.09 mol/m^3 。在阴极反应通道出口添加挡板后,空气流经出口时气流方向被挡板引导向上方的膜电极偏移,气体更快速地通过扩散层到达催化层,加快了反应速率,同时提高了阴极催化层在出口处的氧浓度,使得阴极催化层整体氧气物质的量浓度有一定的上升。

催化层相对湿度对质子交换膜水合作用及质子传导率有很大影响^[25]。图 12、图 13 分别为输出电压为 0.6 V 时,两种结构的电池模型阴极催化层中间 XY 平面的相对湿度分布图及沿 Y 方向上的相对湿度变化图。可以看出,阴极催化层中相对湿度的变化类似于膜水含量的变化,都是肋/冷却流道区域比反应流道区域的数值大。如图 13 所示,原始结构模型和出口可变结构模型在距离阴极入口 7 mm 处第 6 个阴极肋/冷却流道区域的相对湿度比反应流道区域分别高出约 10.80 个百分点和 15.29 个百分点,并且相对湿度随着阴极流道内的气体流动而不断升高。反应流道区域的 MEA 直接与气体接触并反应,产生热和水。在电化学反应过程中此区域产生的水分马上被气流吹走,局部高温和低水含量造成了此处的相对湿度较低。肋/冷却流道区域的 MEA 并未直接与气流接触,水的传输阻力大,扩散至此区域的水分不会大量流失,因此水会在 MEA 的肋/冷却流道区域积聚,并且此处 MEA 的温度较低,所以肋/冷却流道区域的局部饱和蒸汽压较低^[13],局部低温和高水含量使此处的相对湿度较高,这也可以从图 6 和图 8 对比看出。事实证明,MEA 中水含量和温度的分布对阴极催化层相对湿度的分布均有影响。

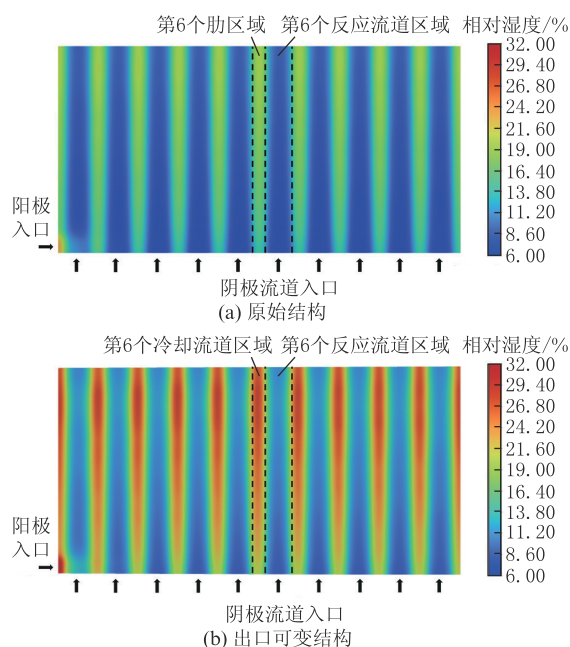


图 12 输出电压为 0.6 V 时,不同结构的 PEMFC 模型阴极催化层中间 XY 平面的相对湿度分布图

Figure 12 Relative humidity distributions in the middle XY plane of PEMFC model's cathode catalyst layer with different structures at an output voltage of 0.6 V

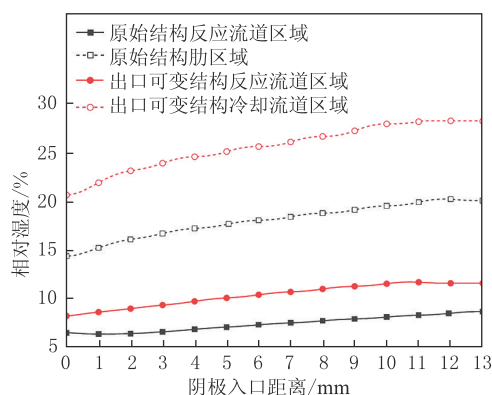


图 13 输出电压为 0.6 V 时,在第 6 个阴极肋/冷却流道和相邻的反应流道区域阴极催化层中间 XY 平面沿 Y 方向上的相对湿度变化趋势图

Figure 13 Trend of the relative humidity in the middle XY plane of the cathode catalyst layer along the Y-positive direction under the 6th cathode rib/cooling channel and adjacent reaction channel at an output voltage of 0.6 V

原始结构模型和出口可变结构模型的阴极催化层平均相对湿度分别为 11.97% 和 16.73%。由图 13 中可以看出,在距离阴极入口 7 mm 处第 6 个阴极肋/冷却流道区域和反应流道区域,出口可变结构模型的相对湿度比原始结构模型分别高出约 7.63 个百分点和 3.14 个百分点,结果表明,阴极结构对相对湿度有显著影响。出口可变结构因为具有单独的冷却流道,其温度低于原始结构模型且水含量高于原始结构模型,所以相对湿度更高。

2.3 高温干燥环境下阴极可变结构的优势

为了体现出口可变结构对电池在不同环境下性能提升的优势,计算对比了高温干燥环境下不同挡板高度的电池性能。其中高温干燥环境下阴极入口温度和湿度分别设为 313.15 °C 和 10.00%,挡板高度分别为 0.3 mm、0.7 mm、1.1 mm。阳极入口处的相对湿度为 1.00% 保持不变,其他边界条件保持不变。

图 14 比较了出口可变结构中 3 种不同的挡板高度模型的极化曲线和功率密度曲线。由图 14 可以看出电池在浓差极化快结束时即较大功率下,电流密度为 1.430 A/cm² 时,挡板高度为 0.3 mm、0.7 mm、1.1 mm 的出口可变结构模型的功率密度分别为 0.629 2 W/cm²、0.637 4 W/cm²、0.643 5 W/cm²。在高温干燥环境下,挡板高度为 1.1 mm 的出口可变结构模型的电池性能比挡板高度为 0.7 mm 的模型提升约 0.96%,比挡板高度

为 0.3 mm 的模型提升约 2.30%。图 15 为负载电流为 1.430 A/cm^2 时,在第 6 个阴极反应通道区域,膜中间 XY 平面沿 Y 方向上的水含量变化趋势图。如图 15 所示,在高温干燥的环境下挡板高度越高,电池的失水量越小,膜水含量越高,质子传输阻力越小,使得 1.1 mm 挡板的出口可变结构模型的电池性能最好。

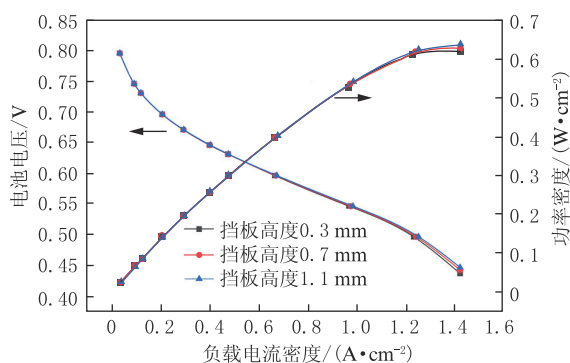


图 14 不同挡板高度的出口可变结构模型在高温干燥环境下的电压极化曲线和功率密度曲线对比

Figure 14 Comparison of voltage polarization curves and power density curves of exit variable structure models with different baffle heights in high-temperature dry environment

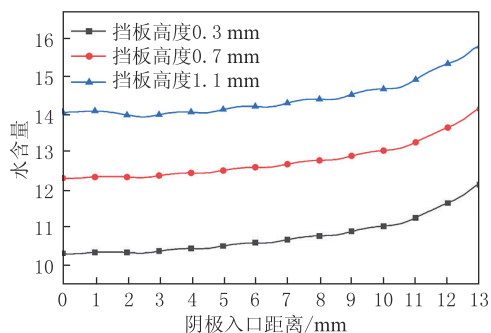


图 15 负载电流为 1.430 A/cm^2 时,在第 6 个阴极反应通道区域,膜中间 XY 平面沿 Y 方向上的水含量变化趋势图

Figure 15 Trend of the water content in the middle XY plane of the membrane along the Y-positive direction under the 6th cathode reaction channel at a load current density of 1.43 A/cm^2

3 结论

(1) MEA 受到空气冷却的面积更广且流速更均匀时,其冷却效果更好。可变出口结构可以通过增加 MEA 的冷却面积及使 MEA 受到的冷却气流更均匀来达到良好的冷却效果。在输出电压为 0.6 V 时,出口可变结构模型的平均温度比原始结构模型降低约 6°C 。

(2) 阴极催化层氧浓度的微小变化对电池的输出功率影响不大,影响电池性能的关键是温度和水含量。大功率状态下电池温度较高,对 MEA 冷却的效果越好及膜水含量越高则越能够提高电池性能。出口可变结构具有很好的冷却和保水效果,能够很好地解决风冷 PEMFC 水热耦合的矛盾,实现较高的输出功率。在输出电压为 0.6 V 时,出口可变结构模型的膜平均水含量比原始结构模型增加约 0.78。在负载电流密度为 1.046 A/cm^2 时,出口可变结构模型的功率密度比原始结构模型提高了约 2.20%。

(3) 阴极催化层的相对湿度受膜温度和膜水含量的影响比较大,饱和蒸汽压是相对湿度的关键影响因素。大功率下阴极催化层的相对湿度越高,电化学反应越快。

(4) 在高温干燥的环境下,挡板高度为 1.1 mm 的出口可变结构具有最优越的保水性能。因此,其输出的功率密度最高,比挡板高度为 0.3 mm 的模型的功率密度高出 2.30%。

参考文献:

- [1] WILBERFORCE T, EIHASSAN Z, OGUNGBEMI E, et al. A comprehensive study of the effect of bipolar plate (BP) geometry design on the performance of proton exchange membrane (PEM) fuel cells [J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2019, 111:236 - 260.
- [2] YANG Z R, DU Q, JIA Z W, et al. A comprehensive proton exchange membrane fuel cell system model integrating various auxiliary subsystems [J/OL]. Applied Energy, 2019, 256: 113959 (2019-10-16) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.apenergy. 2019. 113959.
- [3] DELASHERAS A, VIVAS F J, SEGURA F, et al. How the BoP configuration affects the performance in an air-cooled polymer electrolyte fuel cell. Keys to design the best configuration [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2017, 42(17): 12841 - 12855.
- [4] ATKINSON R W, HAZARD M W, RODGERS J A, et al. An open-cathode fuel cell for atmospheric flight [J]. Journal of the Electrochemical Society, 2017, 164(2): 46 - 56.
- [5] KURNIA J C, CHAEDIR B A, SASMITO A P, et al. Progress on open cathode proton exchange membrane fuel cell: performance, designs, challenges and future directions [J/OL]. Applied Energy, 2021, 283: 116359 (2020-12-24) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.apenergy. 2020. 116359.
- [6] BERNING T, KAER S K. A thermodynamic analysis of an air-cooled proton exchange membrane fuel cell operated in different climate regions [J/OL]. Energies, 2020, 13(10): 2611 (2020-05-20) [2024-06-31]. DOI: 10.3390/en13102611.
- [7] SHAHSAVARI S, DESOUSA A, BAHRAMI M, et al.

- Thermal analysis of air-cooled PEM fuel cells [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2012, 37(23):18261 – 18271.
- [8] QIU D K, ZHOU X Y, CHEN M X, et al. Optimization of control strategy for air-cooled PEMFC based on in-situ observation of internal reaction state [J/OL]. *Applied Energy*, 2023, 350: 121752 (2023-08-18) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.apenergy.2023.121752.
- [9] YU X X, CHANG H W, ZHAO J J, et al. Effects of anode flow channel on performance of air-cooled proton exchange membrane fuel cell [J]. *Energy Reports*, 2022, 8:4443 – 4452.
- [10] LI Y S, HAN Y, ZHAN J M. Uniformity analysis in different flow-field configurations of proton exchange membrane fuel cell [J/OL]. *Journal of Fuel Cell Science and Technology*, 2013, 10(3): 031003 (2013-05-14) [2024-06-31]. DOI:10.1115/1.4024252.
- [11] ATKINSON R W, RODGERS J A, HAZARD M W, et al. Influence of cathode gas diffusion media porosity on open-cathode fuel cells [J]. *Journal of The Electrochemical Society*, 2018, 165(11):F1002 – F1011.
- [12] MEYER Q, ASHTON S, JERVIS R, et al. The hydro-electro-thermal performance of air-cooled, open-cathode polymer electrolyte fuel cells: combined localised current density, temperature and water mapping [J]. *Electrochimica Acta*, 2015, 180:307 – 315.
- [13] LEI J L, ZHAO S Y, LIU Y, et al. Effect of cathode channel structure on the performance of open-cathode proton exchange membrane fuel cell in dry environments [J]. *Energy Reports*, 2023, 9:3022 – 3034.
- [14] LEE J, GUNDU M H, LEE N, et al. Innovative cathode flow-field design for passive air-cooled polymer electrolyte membrane (PEM) fuel cell stacks [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020, 45(20):11704 – 11713.
- [15] ZHAO C, WANG F. Optimal performance and modeling study of air-cooled proton exchange membrane fuel cell with various bipolar plate structure [J/OL]. *Applied Energy*, 2023, 345: 121360 (2023-06-04) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.apenergy.2023.121360.
- [16] PENG M, CHEN L, ZHANG R Y, et al. Improvement of thermal and water management of air-cooled polymer electrolyte membrane fuel cells by adding porous media into the cathode gas channel [J/OL]. *Electrochimica Acta*, 2022, 412: 140154 (2022-03-02) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.electacta.2022.140154.
- [17] LEE N, SALIH H, YU B, et al. Metal-foam-based cathode flow-field design to improve H₂O retention capability of passive air cooled polymer electrolyte fuel cells [J/OL]. *International Journal of Thermal Sciences*, 2021, 161:106702 (2020-11-02) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.ijthermalsci.2020.106702.
- [18] YIN C, GAO Y, LI K, et al. Design and numerical analysis of air-cooled proton exchange membrane fuel cell stack for performance optimization [J/OL]. *Energy Conversion and Management*, 2021, 245: 114604 (2021-08-10) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.enconman.2021.114604.
- [19] KUO J K, YEN T H, CHEN C K. Three-dimensional numerical analysis of PEM fuel cells with straight and wave-like gas flow fields channels [J]. *Journal of Power Sources*, 2008, 177(1):96 – 103.
- [20] QIU D K, PENG L F, TANG J Y, et al. Numerical analysis of air-cooled proton exchange membrane fuel cells with various cathode flow channels [J/OL]. *Energy*, 2020, 198: 117334 (2020-03-06) [2024-06-31]. DOI: 10.1016/j.energy.2020.117334.
- [21] LIU H C, YAN W M, SOONG C Y, et al. Effects of baffle-blocked flow channel on reactant transport and cell performance of a proton exchange membrane fuel cell [J]. *Journal of Power Sources*, 2005, 142(1/2):125 – 133.
- [22] ZHAO R X, HU M R, PAN R X, et al. Disclosure of the internal transport phenomena in an air-cooled proton exchange membrane fuel cell—part I: model development and base case study [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020, 45(43):23504 – 23518.
- [23] 陈敏学, 邱殿凯, 彭林法. 基于反应状态原位测试的空冷型燃料电池运行参数分析[J]. *上海交通大学学报*, 2024, 58(3):253 – 262.
- CHEN M X, QIU D K, PENG L F. Operation parameters of air-cooled fuel cell based on in-situ testing of reaction state [J]. *Journal of Shanghai Jiao Tong University*, 2024, 58(3):253 – 262.
- [24] 魏琳, 郭剑, 廖梓豪, 等. 空气流量对空冷燃料电池电堆性能的影响研究[J]. *化工学报*, 2022, 73(7):3222 – 3231.
- WEI L, GUO J, LIAO Z H, et al. Study on the effect of air flow rate on the performance of air-cooled fuel cell electric stacks [J]. *Journal of Chemical Engineering*, 2022, 73(7):3222 – 3231.
- [25] SRIDHAR P, PERUMAL R, RAJALAKSHMI N, et al. Humidification studies on polymer electrolyte membrane fuel cell [J]. *Journal of Power Sources*, 2001, 101(1):72 – 78.