

# 基于真实孔隙结构的质子交换膜燃料电池 氢空吹扫研究

石磊, 许思传

(同济大学汽车学院, 上海, 201804)

**摘要:** 停机吹扫是提高燃料电池低温启动成功率的重要方法, 为此建立了质子交换膜燃料电池(PEMFC)二维瞬态模型, 重点研究氢空吹扫策略下 PEMFC 的停机吹扫过程。基于蒙特卡罗算法构建气体扩散层(GDL)真实孔隙结构、PEMFC 各个守恒方程、离聚物气相转移相关方程, 用于研究不同吹扫气体湿度对吹扫速度、吹扫结束后膜结合水含量的影响, 以及 GDL 真实孔隙结构对停机吹扫阶段 GDL 内部传质现象的影响规律。研究结果表明: 吹扫气体湿度的降低能够有效促进停机吹扫过程中膜结合水的气相转移, 从而使最终含水量降低; 真实孔隙结构能够更加真实的解释停机吹扫过程中水气传质规律。

**关键词:** 质子交换膜燃料电池(PEMFC); 停机吹扫; 气体扩散层(GDL); 真实孔隙; 膜结合水含量

中图分类号: TM911.4

文献标志码: A

## Study on Proton Exchange Membrane Fuel Cell Hydrogen Air Purge Based on Real Pore Structure

SHI lei, XU Sichuan

(School of Automotive Studies, Tongji University, Shanghai 201804, China)

**Abstract:** Fuel cell shutdown purge is an important method to improve the success rate of cold start. In this paper, a two-dimensional transient proton exchange membrane fuel cell (PEMFC) model is established to study the shutdown purge process of PEMFC under the hydrogen air purge strategy. Based on the GDL real pore model, PEMFC related conservation equation and ionomer gas phase transfer equation, the influence of the different humidity of purge gases on the purge speed and the membrane-bound water content after the purge, and the influence of the real pore structure of GDL on the internal mass transfer phenomenon of GDL during the shutdown purge stage were studied. The results show that

the decrease in humidity of purge gas can effectively promote the gas phase transfer of membrane-bound water during the shutdown blowing process, thereby reducing the final water content; the real pore structure can provide a more realistic explanation of the transfer rule of water and gas during purge.

**Key words:** proton exchange membrane fuel cell (PEMFC); shutdown purge; gas diffusion layer (GDL); real pore; membrane-bound water content

作为燃料电池低温启动的重要影响因素, 电池内部的水含量将直接关系到低温启动的成败。因此, 电池在低温启动之前, 进行有效的停机吹扫是十分有必要的, 其不仅能够通过有效降低电池内部的残余水分来提高电池低温启动的成功率, 同时还能有效降低水结冰过程中体积膨胀对电池内部结构的损伤, 从而提高电池的使用寿命。目前, 关于停机吹扫的研究主要集中于吹扫策略、结构参数对吹扫过程水热传递的影响、吹扫影响因素及停机吹扫水含量的测定等。

(1) 停机吹扫策略: Tajiri<sup>[1]</sup>将停机吹扫分为高频阻抗(HFR)缓慢上升阶段(SRP)、快速上升阶段(FRP)、膜内部平衡阶段(MEP)3个阶段, 提出如何快速越过SRP阶段, 充分利用FRP阶段是停机吹扫的研究重点。在此基础上, 不同的专家学者提出不同的停机吹扫策略来提高停机吹扫的效果和效率。专家们相继提出了能够充分利用电堆温度、减少机械应力损伤的真空吹扫策略<sup>[2-3]</sup>、利用电池内部温度梯度的温差吹扫策略<sup>[4-5]</sup>、利用气体湿度、流量的气体吹扫策略<sup>[6-8]</sup>以及能够在短时间内除去大部分水的二次吹扫策略<sup>[9]</sup>等。

(2) 结构参数的影响: 有很多学者认为, 流道的

结构参数对停机吹扫过程的水热传递有很大的影响,其中,Konno等学者研究流场结构及尺寸对于吹扫效果的影响,研究表明合理的流场结构(3D流场、多孔金属流场)及尺寸能够有效地提高吹扫效果<sup>[10-12]</sup>;Turhan<sup>[13]</sup>通过在流道表面采用聚四氟乙烯(PTFE)涂层,能够使流道壁面形成离散液滴,有利于液态水的去除。

(3) 吹扫影响因素:停机吹扫的效果和效率将直接影响燃料电池低温启动,此外,用更短的时间更好地除去多余的水分是燃料电池停机吹扫的主要目的,因此,研究影响停机吹扫效果和效率的因素也至关重要。关于吹扫影响因素的研究,大多数学者采用的是数值模拟的方式。其中,Owejan等利用单电池一维吹扫模型快速预测吹扫有效性和吹扫时间,结果表明吹扫至平衡状态至少需要30min;氮气吹扫的有效性高于H<sub>2</sub>、空气吹扫<sup>[14-16]</sup>。Kahveci<sup>[17]</sup>通过建立单流道模型研究了气体扩散层(GDL)孔隙率对吹扫效率的影响,结果表明增大GDL的孔隙率(改变孔隙参数)能够使吹扫效率得以提高。Wang等<sup>[18]</sup>建立三维两相模型来分析单电池吹扫过程中GDL和膜的干燥过程,吹扫过程中GDL的干燥过程包括层间干燥过程以及之后的层内干燥过程,而由于流道脊下得液态水较难移除,使得层内干燥过程所需要的时间较长。

(4) 水含量的测定:停机吹扫的最终目的是带走电池内部的多余水分,为低温启动创造良好的条件,因此,停机吹扫阶段水含量的测定是停机吹扫的研究重点。目前,用于测定停机吹扫水含量的主要方法是电池内阻的测试及电化学阻抗谱EIS高频阻抗扫描。其中,Kim<sup>[19]</sup>利用KFM2150测量电池内阻,研究真空吹扫过程中电池内部水含量的变化;Tang<sup>[20]</sup>通过电化学阻抗谱(EIS)的高频阻抗(HFR)研究了氮气吹扫过程电池内部水含量的变化。

就目前关于停机吹扫的研究而言,还存在以下问题:①无论是停机吹扫策略的研究还是停机吹扫影响因素的研究,大部分研究的重点在于停机吹扫的效率及吹扫结束后的水含量,而对于停机吹扫阶段的膜结合水的气相转移等问题考虑甚少;②在停机吹扫的数值模拟中,对于GDL的孔隙表示,绝大多数学者通过孔隙率设置来实现,这样的建模无法真实地反映气体、水在真实孔隙结构中的扩散。

鉴于此,本文建立了基于真实GDL孔隙结构的气液两相燃料电池停机吹扫模型,充分考虑了停机吹扫阶段离聚物的气相转移以及多孔介质真实孔隙

结构等,对氢-空停机吹扫过程进行研究,以提高停机吹扫模型的完整性与真实性。

## 1 模型与方程

### 1.1 计算区域

本文建立PEMFC二维两相瞬态CFD模型,模型如图1(a)所示,本文的GDL真实孔隙率利用了Matlab随蒙特卡洛算法构建,在215 μm×2 mm的矩形区域内随机抛出直径7~15 μm的圆,用于模拟GDL碳纤维结构的二维纵向截面,GDL真实孔隙率如图1(b)所示,为了确保真实孔隙的孔隙率与实验单体孔隙率(0.5)的一致性,圆的总面积为矩形区域面积的50%。CFD模型的基本参数如表1所示。

### 1.2 模型假设

为便于计算,本文对PEMFC计算模型进行如下假设:①假设PEMFC处于稳态运行状态;②流道内的气体流动是理想气体的层流和不可压缩流动;③所有气体不能通过质子交换膜(即无气体渗透作用);④忽略重力效应;⑤GDL和催化剂层(CL)均为各向同性;⑥流道中的少量液态水是分散的水滴。

### 1.3 数学方程

本文的数学方程主要包括PEMFC反应方程以及与离聚物气相转移、多孔介质内气液相变以及水含量及电解质电导率相关的停机吹扫过程中各个相关方程等。其中,利用质量守恒方程、动量守恒方程、物料守恒方程、能量守恒方程、电荷守恒方程以及液态水扩散方程来计算PEMFC的各个反应过程,各个方程在之前的研究中已经给出,详细参见本文已发表的文献<sup>[21]</sup>。停机吹扫过程中各个相关方程如表2所示,表2中各个方程的符号及含义如表3所示。

### 1.4 边界条件

在求解守恒方程之前,需要设置边界条件和初值。对于流动边界,由各自的电流密度、气体化学计量比及活性反应面积决定的入口质量流量如下。

阴极摩尔总质量:

$$M_c = x_{O_2, in} \times M_{w, O_2} + x_{H_2O, in} \times M_{w, H_2O} + x_{N_2, in} \times M_{w, N_2} \quad (1)$$

阳极摩尔总质量:

$$M_a = x_{H_2, in} \times M_{w, H_2} + x_{H_2O, in} \times M_{w, H_2O} \quad (2)$$

阴极质量流量:

$$m_c = \frac{\text{stoich}_c \times i \times A_{cl} \times M_c}{4F x_{O_2, in}} \quad (3)$$

阳极摩尔流量:

表 1 CFD 模型的基本参数  
Tab.1 Basic parameters of CFD model

参数	参数值	参数	参数值
电池长度	2 mm	气体常数	$8.314 \text{ J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
离聚合物中氢的扩散系数	$2\times 10^{-9} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$	气体GDL厚度	215 $\mu\text{m}$
CL电导率	$25 \text{ S}\cdot\text{m}^{-1}$	氢气参考扩散系数	$1.24\times 10^{-4} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
GDL电导率	$100 \text{ S}\cdot\text{m}^{-1}$	氢气摩尔质量	$2 \text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$
GDL渗透率	$6.2\times 10^{-12} \text{ m}^2$	氢气-水蒸气二元扩散系数	$9.15\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
饱和蒸汽压	$3.12\times 10^5 \text{ Pa}$	水摩尔质量	$18 \text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$
参考温度	343.15 K	水蒸气粘度	$2.1\times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
参考压力	$1.0133\times 10^5 \text{ Pa}$	阳极初始湿度	100%
CL厚度	18 $\mu\text{m}$	阳极动力粘度	$2.46\times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
CL孔隙率	0.3	阳极化学计量比	2.5
氮气摩尔质量	$28 \text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$	阳极活性比表面积	$1\text{e}7 \text{ m}^{-1}$
氮气-水蒸气二元扩散系数	$2.56\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$	阳极内水参考扩散系数	$1.24\times 10^{-4} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
电池电压	1 V	阳极平衡电位	0.030549 V
CL电极体积分数	0.4	阳极转移系数	0.5
电解质液相体积分数	0.3	氧气参考扩散系数	$2.8\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
多孔电极渗透率	$1.24\times 10^{-12} \text{ m}^2$	氧气-氮气二元扩散系数	$2.2\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
法拉第常数	$96485 \text{ C}\cdot\text{mol}^{-1}$	氧气摩尔质量	$32 \text{ g}\cdot\text{mol}^{-1}$
GDL固相体积分数,	0.4	氧气-水蒸气二元扩散系数	$2.82\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
混合气体粘度	$2.46\times 10^{-5}$	液态水的密度	$1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$
交换电流密度, 氢氧化	$100 \text{ A}\cdot\text{m}^{-2}$	液态水密度	$1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$
交换电流密度, 氧还原	$0.01/\text{A}\cdot\text{m}^{-2}$	液态水粘度	$3.7\times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
交换膜干摩尔体积	$5.5\times 10^{-4} \text{ m}^3\cdot\text{mol}^{-1}$	阴极初始湿度	100%
交换膜湿摩尔体积	$1.8\times 10^{-4} \text{ m}^3\cdot\text{mol}^{-1}$	阴极动力粘度	$1.19\times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
GDL孔隙率	0.5	阴极化学计量比	2.5
肋板宽度	1 mm	阴极活性比表面积	$3\text{e}7 \text{ m}^{-1}$
离聚合物当量	$1.1 \text{ kg}\cdot\text{mol}^{-1}$	阴极内水参考扩散系数	$3.6\times 10^{-5} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
离聚合物密度	$2000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$	阴极平衡电位	1.2069 V
离聚合物体积分数	0.2	阴极转移系数	3.5
流道高度	0.05 mm	质子交换膜等效摩尔体积	$5.17\times 10^{-4} \text{ m}^3\cdot\text{mol}^{-1}$
流道宽度	0.5 mm	质子交换膜厚度	15 $\mu\text{m}$

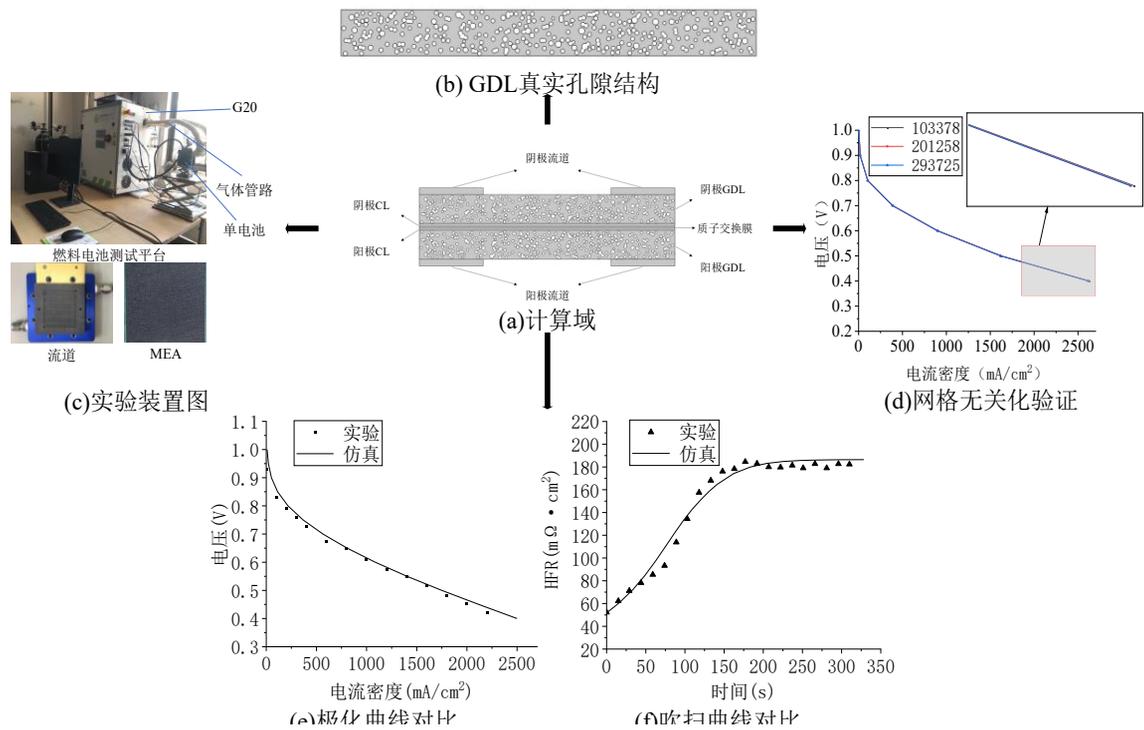


图 1 CFD 模型与实验验证  
Fig.1 CFD model and experimental validation

表 2 停机吹扫过程中各个相关方程<sup>[22-24]</sup>Tab.2 Basic parameters of shutdown purge<sup>[22-24]</sup>

方程	表达式	方程	表达式
阴极增湿代入水量	$m_{in,c} = \frac{iM_{w,H_2O}}{4F} \frac{\xi_c}{0.21} \frac{\rho_{sat}(T_{cell})RH_{in,c}}{\rho_c - \rho_{sat}(T_{cell})RH_{in,c}}$	膜内水扩散系数	$D_\lambda^{eff} = \epsilon_i^{1.5} \frac{3.842\lambda^3 - 32.03\lambda^2 + 67.74\lambda}{\lambda^3 - 2.115\lambda^2 - 33.013\lambda + 103.37} 10^{-6} \times \exp\left[\frac{20\text{kJ/mol}}{R} \left(\frac{1}{T_{ref}} - \frac{1}{T}\right)\right]$
阳极增湿代入水量	$m_{in,a} = \frac{iM_{w,H_2O}}{2F} \xi_a \frac{\rho_{sat}(T_{cell})RH_{in,a}}{\rho_a - \rho_{sat}(T_{cell})RH_{in,a}}$	电渗拖拽系数	$n_{drag} = \frac{2.5\lambda}{22}$
电化学反应产水量	$m_{gen} = \frac{iM_{w,H_2O}}{2F}$	膜结合水的气相转移	$S_{ad} = (1-s)r_{ad}M_{w,H_2O} \frac{\rho_i}{EW} (\lambda_{eq} - \lambda)$
阴极尾气带出水量	$m_{out,c} = \frac{iM_{w,H_2O}}{4F} \frac{\rho_{sat}(T_{cell})RH_{out,c}}{\rho_c - \rho_{sat}(T_{cell})RH_{out,c}} \left(\frac{\xi_c}{0.21} - 1\right)$	多孔介质气液两相转移速率	$S_{gl} = \begin{cases} r_c \epsilon_s D_{gl} \frac{M_{w,H_2O}}{RT} \rho \ln\left(\frac{\rho - \rho_{sat}}{\rho - \rho_w}\right) & \rho_w \leq \rho_{sat} \\ r_c \epsilon (1-s) D_{gl} \frac{M_{w,H_2O}}{RT} \rho \ln\left(\frac{\rho - \rho_{sat}}{\rho - \rho_w}\right) & \rho_w > \rho_{sat} \end{cases}$
阳极尾气带出水量	$m_{out,a} = \frac{iM_{w,H_2O}}{2F} (\xi_a - 1) \frac{\rho_{sat}(T_{cell})RH_{out,a}}{\rho_a - \rho_{sat}(T_{cell})RH_{out,a}}$	气液两相扩散系数	$D_{gl} = \begin{cases} 0.365 \times 10^{-4} \left(\frac{T}{343.15}\right)^{2.334} \left(\frac{10^5}{\rho}\right) & \text{阴极} \\ 1.79 \times 10^{-4} \left(\frac{T}{343.15}\right)^{2.334} \left(\frac{10^5}{\rho}\right) & \text{阳极} \end{cases}$
电池内部水平衡方程	$m_{in,c} + m_{in,a} + m_{gen} = m_{out,c} + m_{out,a}$	相对渗透率	$K_r = \left( \frac{M_{w,H_2O} \lambda_{s=1} + \frac{EW}{\rho_i}}{\frac{M_{w,H_2O} \lambda + \frac{EW}{\rho_i}}{\lambda_{s=1}}} \right)^2$
膜内水平衡方程	$\begin{cases} 0.043 + 17.81\alpha - 39.8\alpha^2 + 36\alpha^3 & \alpha \leq 1 \\ 14 + 1.4(\alpha - 1) & 1 < \alpha \leq 3 \\ 16.8 & \alpha > 3 \end{cases}$	电解质电导率	$\phi = (0.005139\lambda - 0.00326) \exp\left[1268\left(\frac{1}{303.15} - \frac{1}{T}\right)\right]$
水活度	$\alpha = \frac{\rho_w}{\rho_{sat}}$		

表 3 停机吹扫过程中各个相关方程中符号及含义

Tab.3 Symbols and meanings

符号	含义	符号	含义	符号	含义	符号	含义
$m_{in,c}$	阴极气体增湿代入水量	$T_{ref}$	参考温度	$m_{out,a}$	阳极尾气带出水量	$K_r$	相对渗透率
$i$	电流密度	$T$	电池运行温度	$\xi_a$	阳极气体过量系数	$\theta$	接触角
$M_{w,H_2O}$	水的摩尔质量	$n_{drag}$	电渗拖拽系数	$\lambda_{eq}$	膜内平衡水含量	$R$	气体常数
$F$	法拉第常数	$S_{ag}$	膜结合水气相转移速率	$\alpha$	水活度	$M_{w,H_2}$	氢气摩尔质量
$\rho_{sat}$	饱和蒸气压	$s$	水饱和度	$D_\lambda^{eff}$	膜内水扩散系数	$x_{H_2O_{a,m}}$	阳极水摩尔分数
$\rho_w$	水蒸气分压	$r_{ag}$	气态水转化速率常数	$\epsilon$	孔隙率	$m_c$	阴极质量流量
$T_{cell}$	参考温度	$\rho_i$	离聚物密度	$\lambda$	膜水含量	$stoich_c$	阴极化学计量比
$RH_{in,c}$	阴极湿度	$EW$	离聚物当量	$M_c$	阴极摩尔总质量	$A_{cl}$	活性反应面积
$\rho_c$	阴极入口压力	$S_{gl}$	气液两相转化速率	$x_{O_{2,m}}$	氧气摩尔分数	$m_a$	阳极质量流量
$m_{in,a}$	阳极气体增湿代入水量	$r_e$	蒸发速率常数	$M_{w,O_2}$	氧气摩尔质量	$stoich_a$	阳极化学计量比
$\rho_a$	阳极入口压力	$D_{gl}$	气液两相扩散系数	$x_{H_2O_{c,m}}$	阴极水摩尔分数	$\chi$	与模型求解相关联的任何变量
$RH_{in,a}$	阳极湿度	$p$	参考压力	$x_{N_{2,m}}$	氮气摩尔分数	$L_{mem}$	膜厚度
$m_{gen}$	反应产水量	$r_c$	冷静速率常数	$M_{w,N_2}$	氮气摩尔质量	$\omega$	电池宽度
$m_{out,c}$	阴极尾气带出水量	$\rho_l$	水的密度	$M_a$	阳极摩尔总质量	$x_{H_{2,m}}$	氢气摩尔分数
$\xi_c$	阴极气体过量系数	$K$	绝对渗透率				

$$m_a = \frac{stoich_a \times i \times A_{cl} \times M_a}{2F x_{H_{2,m}}} \quad (4)$$

此外,入口速度是根据通道入口面积和计算出的质量流量来表示的。对于电荷守恒方程,将阳极GDL接触双极板的过电位设为参考电压(0 V),而在阴极GDL与双极板的界面,将电位定义为电池工作电压。此外,该模型对所有的计算字段都使用了一个恒定的温度。对于剩余边界条件,采用无通量

或对称条件:

$$\frac{\partial \chi}{\partial n} = 0 \quad (5)$$

### 1.5 网格无关化验证

为了验证本模型中网格计算的无关性,本文选取103 378、201 258以及293 725共3种网格数量的PEMFC数值模型,网格类型均为三角形单元类型,图1(d)显示了3种计算网格下的极化曲线。由图可

以看出,3种网格数目下,极化曲线差异不明显。考虑到计算准确性及时间成本,本文选择的网格数目为201 258。

### 1.6 模型验证

为了保证模拟结果的准确性与科学性,需要对所选取的模型进行实验验证。本文通过极化曲线对比、吹扫曲线对比来分别验证所建立模型的正确性。实验的极化曲线和停机吹扫曲线均由图1(c)所示的实验装置得到。此外,为了保证实验验证的准确性,实验与模拟中的关键参数均保持一致,详细参数如表4所示。

表4 CFD模型实验参数

Tab.4 Experiment parameters

极化曲线		停机吹扫	
参数/单位	数值	参数/单位	数值
GDL层厚度/ $\mu\text{m}$	215	吹扫前电流密度/ $(\text{mA}\cdot\text{cm}^{-2})$	1 000
CL层厚度/ $\mu\text{m}$	18	阳极吹扫湿度	60%
膜厚度/ $\mu\text{m}$	15	阴极吹扫湿度	60%
铂担载量/ $(\text{mg}\cdot\text{cm}^{-2})$	0.5	阳极吹扫流量/ $(\text{mL}\cdot\text{min}^{-1})$	1 580
空气流量/ $(\text{mL}\cdot\text{min}^{-1})$	1 580	阴极吹扫流量/ $(\text{mL}\cdot\text{min}^{-1})$	340
氢气流量/ $(\text{mL}\cdot\text{min}^{-1})$	340	吹扫时间/s	300
GDL孔隙率	0.5		
CL孔隙率	0.3		
电池温度/ $^{\circ}\text{C}$	70		
气体温度/ $^{\circ}\text{C}$	75		
露点温度/ $^{\circ}\text{C}$	70		

图1(e)和图1(f)分别为实验和模拟的极化曲线和停机吹扫曲线的对比图,从图中可明显看出,实验结果与仿真结果较吻合,在误差允许范围内,实验结果能对数值仿真的正确性和可行性进行很好的验证。

## 2 结果与讨论

### 2.1 不同进气湿度下吹扫效果分析

图2为不同进气湿度下停机吹扫的效果对比,吹扫气体流量阴极1 580 ml/min、阳极340 ml/min,吹扫温度 $70^{\circ}\text{C}$ ,设置的进气湿度分别为30%、40%、50%、60%。从图2可以看出,HFR随着吹扫时间的增加呈现出先增加后趋于稳定的变化趋势。随着湿度的增加,HFR的变化速率逐渐变慢,稳定阶段HFR的值也逐渐降低。

### 2.2 不同进气湿度下离聚物的变化分析

图3为不同进气湿度下膜结合水含量的变化情况,从图中可以看出,当湿度分别为30%、40%、50%、60%时,最终膜结合水含量分别为3.9026、

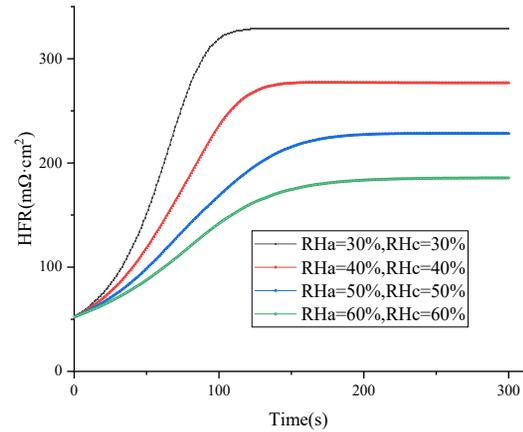


图2 不同进气湿度下吹扫效果

Fig.2 Purging effect under different inlet humidity

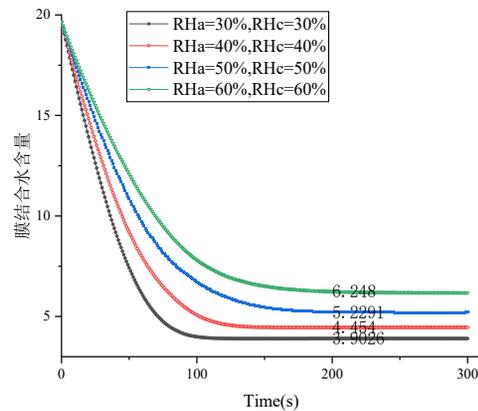


图3 不同进气湿度下膜结合水含量的变化

Fig.3 Change of membrane-bound water content under different inlet humidity

4.454、5.2291、6.248,随着湿度的增加,停机吹扫后最终水含量逐渐升高。原因在于,不同湿度的气体携带水的能力不同,湿度较低的空气能够将更多的水带出燃料电池,使得燃料电池膜结合水含量下降的速率较快;当较高湿度的气体通入燃料电池,燃料电池与进气达到水平衡时,膜内的含水量明显比低湿度进气高。

图4不同进气湿度下膜结合水气相转移速率,从图4中可以看出,随着湿度的增加,离聚物的气相转移速率逐渐降低,且达到平衡的时间逐渐变短,这就很好地说明了当湿度较低时,停机吹扫的效率较高,且最终含水量较低。

### 2.3 基于真实孔隙的GDL内部水气传输现象分析

图5为停机吹扫100 s时的GDL内部水气传输过程,从图中可以看出,无论是真实孔隙还是非真实孔隙,在肋板与流道交界处的最边缘,水气传输速度发生突变。这是由于受到肋板的影响,气体在传质

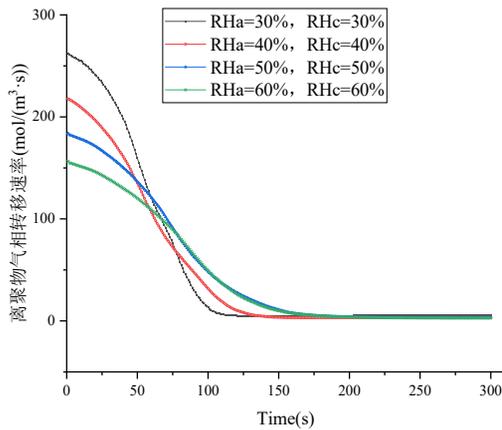


图4 不同进气湿度下膜结合水气相转移速率

Fig.4 Phase transfer rate of membrane-bound water content under different inlet humidity

过程中出现了涡流效应导致了气体传质速度增加。对于液态水而言,当其扩散至肋板下方时候,由于受到肋板的阻挡,导致其在流道和肋板交界面出发生积聚,而肋板与流道交界处边缘的液态水会在聚积到一定体积后而挤出,从而导致其扩散速度出现突变。

此外,从图5(d)的局部放大图中可以看出,真实孔隙中的传质受到孔隙的影响,在孔隙边缘出现了一定的速度变化。通过真实孔隙与非真实孔隙模型的对比,能够很好地说明真实孔隙更能揭示GDL内部的传质规律。

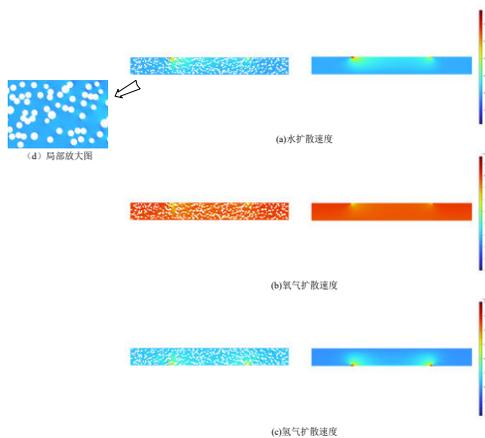


图5 真实孔隙与非真实孔隙GDL内部水气传输对比

Fig.5 Comparison of internal water and gas transport between real pore and non-real pore GDL

### 3 结论

本文通过建立真实孔隙GDL二维停机吹扫模

型,对氢空停机吹扫策略进行了研究,主要结论如下:

(1) 随着吹扫气体湿度的降低,吹扫效率得以提高,最终膜结合水含量逐渐降低,因此,但是最终膜结合水含量随湿度降低的幅度逐渐减小。

(2) 随着吹扫气体湿度的降低,离聚物的气相转移速率逐渐增加,这说明较低的湿度能够有效地提高膜结合水向水蒸气的相变速度。

(3) 停机吹扫阶段,利用真实孔隙GDL结构能够更加有效地反映出水气在多孔介质内部的传质现象,从而更加有效地揭示水气传输规律。

### 参考文献:

- [1] TAJIRI K, WANG C Y, TABUCHI Y. Water removal from a PEFC during gas purge [J]. *Electrochimica Acta*, 2008, 53 (22):6337.
- [2] LEE S Y, KIM S U, KIM H J, *et al.* Water removal characteristics of proton exchange membrane fuel cells using a dry gas purging method [J]. *Journal of Power Sources*, 2008, 180(2):784.
- [3] TANG H Y, SANTAMARIA A D, BACHMAN J, *et al.* Vacuum-assisted drying of polymer electrolyte membrane fuel cell [J]. *Applied Energy*, 2014, 107:264.
- [4] KIM S I, LEE N W, KIM Y S, *et al.* Effective purge method with addition of hydrogen on the cathode side for cold start in PEM fuel cell [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(26):11357.
- [5] KIM S I, BAIK K D, KIM B, *et al.* Experimental study on mitigating the cathode flooding at low temperature by adding hydrogen to the cathode reactant gas in PEM fuel cell [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(3):1544.
- [6] YUAN X M, GUO H, YE F, *et al.* Experimental study of gas purge effect on cell voltage during mode switching from electrolyser to fuel cell mode in a unitized regenerative fuel cell [J]. *Energy Conversion & Management*, 2019, 186(4):258.
- [7] CHICHE A, LINDBERGH G, STENIUS I, *et al.* Design of experiment to predict the time between hydrogen purges for an air-breathing PEM fuel cell in dead-end mode in a closed environment [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2021, 46(26): 13806.
- [8] CHEN B, ZHOU H, HE S, *et al.* Numerical simulation on purge strategy of proton exchange membrane fuel cell with dead-ended anode [J]. *Energy*, 2021, 234(1):121265.
- [9] 罗马吉, 王芳芳, 刘威, 等. 二次吹扫条件下的PEMFC冷启动实验 [J]. *华中科技大学学报(自然科学版)*, 2011(06):116.
- LUO M J, WANG F F, LIU W, *et al.* PEMFC cold start experiments under secondary purge conditions [J]. *Journal of Huazhong University of Science and Technology (Natural Science edition)*, 2011 (06): 116.

- [10] KONNO N, MIZUNO S, NAKAJI H, *et al.* Development of Compact and High-Performance Fuel Cell Stack [J]. *Sae International Journal of Alternative Powertrains*, 2015, 4(1): 1175.
- [11] TABE Y, NASU T, MORIOKA S, *et al.* Performance characteristics and internal phenomena of polymer electrolyte membrane fuel cell with porous flow field[J]. *Journal of Power Sources*, 2013, 238(9):21.
- [12] WANG X D, YAN W M, DUAN Y Y, *et al.* Numerical study on channel size effect for proton exchange membrane fuel cell with serpentine flow field [J]. *Energy Conversion & Management*, 2010, 51(5):959.
- [13] TURHAN A, KIM S, HATZELL M, *et al.* Impact of channel wall hydrophobicity on through-plane water distribution and flooding behavior in a polymer electrolyte fuel cell [J]. *Electrochimica Acta*, 2010, 55(8):2734.
- [14] OWEJAN J P, GAGLIARDO J J, FALTA S R. Accumulation and removal of liquid water in proton exchange membrane fuel cells [J]. *Journal of the Electrochemical Society*, 2009, 156(12): B1475.
- [15] JIAO K. Experimental and modelling studies of cold start processes in proton exchange membrane fuel cells [D]. Waterloo: University of Waterloo, 2011.
- [16] BRADEAN R, HASS H, DESOUSA A, *et al.* Models for predicting MEA water content during fuel cell operation and after shutdown[C]// Paper Presented at AICHE 2005 Annual Meeting. [S.l.]: AICHE, 2005.
- [17] KAHVECI E E. A three-dimensional model of single PEM fuel cell having triple-serpentine flow channel developed with CFD [J]. *European Journal of Sustainable Development Research*, 2017, 1: 155.
- [18] WANG B, DENG H, JIAO K. Purge strategy optimization of proton exchange membrane fuel cell with anode recirculation [J]. *Applied Energy*, 2018, 225(9):1.
- [19] KIM Y S, IL KIM S, LEE N W, *et al.* Study on a purge method using pressure reduction for effective water removal in polymer electrolyte membrane fuel cells [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2015, 40(30):9473.
- [20] TANG H Y, SANTAMARIA A, PARK J W, *et al.* Quantification of water in hydrophobic and hydrophilic flow channels subjected to gas purging via neutron imaging [J]. *Journal of Power Sources*, 2011, 196(22):9373.
- [21] SHI L, LIU J L, XU S C. Influences of assembly pressure and flow channel size on performances of proton exchange membrane fuel cells based on a multi-model [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(12): 7902.
- [22] HAO Y, HDA B, XWA B, *et al.* Internal polarization process revelation of electrochemical impedance spectroscopy of proton exchange membrane fuel cell by an impedance dimension model and distribution of relaxation times [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2021, 418(15): 129358.
- [23] BARRETT J C, CLEMENT C F. Growth rates for liquid drops[J]. *Journal of Aerosol Science*, 1988, 19(2):223.
- [24] SCHOLZ H. Modellierung und Untersuchung von Flutungspänomenen in Niedertemperatur-PEM-Brennstoffzellen [M]// AutoUni-Schriftenreihe. Wiesbaden: Springer, 2015.