

DOI:10.13296/j.1001-1609.hva.2026.07.003

碱性电解制氢系统动态建模与仿真

柯绍杰, 徐桂芝, 梁丹曦, 俎焱敏, 梁立晓, 赵雪莹, 宗正, 宋洁
(中国电力科学研究院有限公司, 北京 100192)

摘要: 针对现有碱性电解制氢仿真研究聚焦静态模拟、缺乏全流程动态特性及故障行为刻画的问题,本研究基于MATLAB/Simulink构建碱性电解制氢系统模块化全流程动态仿真模型,通过多物理场耦合机理方程表征设备电—热—质动态特性,创新引入碱液流量对气泡覆盖率的修正,并融入漏液、缺水典型故障的数学描述。通过试验数据验证,动态仿真误差 $<0.5\%$,依托模型探究了多参数对极化特性、气泡覆盖度、气体渗透量的调控规律,分析了系统启动—变载—停机全工况下多参数的动态响应特征,精准捕捉了漏液、缺水故障下电—热—质参数的连锁异常演变规律。同时开展了多参数协同控制仿真,结果表明解耦协同控制相比独立PID控制,能有效抑制工况波动时参数的超调与振荡。该模型实现了系统正常运行以及故障工况下的参数动态模拟,为碱性电解制氢系统工艺优化、控制及安全防护策略设计验证提供仿真支撑。

关键词: 碱性电解制氢; 全流程建模; 故障仿真; 协同控制

Dynamic Modeling and Simulation of Alkaline Water Electrolysis Hydrogen Production System

KE Shaojie, XU Guizhi, LIANG Danxi, ZU Yanmin, LIANG Lixiao,
ZHAO Xueying, ZONG Zheng, SONG Jie
(China Electric Power Research Institute, Beijing 100192, China)

Abstract: To address the issue that existing simulation studies on alkaline water electrolysis for hydrogen production focus on static modeling and lack the characterization of full-process dynamic characteristics and fault behaviors, in this paper a modular, full-process dynamic simulation model of an alkaline water electrolysis hydrogen production system based on MATLAB/Simulink is developed. The dynamic electro-thermal-mass transfer characteristics of the equipment are characterized by multi-physics field coupling mechanism equations. An innovative correction of bubble coverage rate by alkaline liquor rate is introduced, and mathematical descriptions of such typical faults as liquid leakage and water shortage are incorporated. Validated by experimental data, the dynamic simulation error is less than 0.5% . Based on the model, the regulatory effect of multiple parameters on polarization characteristics, bubble coverage and gas permeation rate are explored. The dynamic response characteristics of multiple parameters under full operating conditions (system start-up, load variation and shutdown) are analyzed, and the cascading abnormal evolution patterns of electrical-thermal-mass parameters under liquid leakage and water shortage faults are accurately captured. Furthermore, multiple parameter cooperative control simulations are carried out. The results show that compared with independent PID control, the decoupled cooperative control can effectively suppress the overshoot and oscillation of parameters under operating condition fluctuations. This model achieves the dynamic simulation of system parameters under both normal and fault conditions, providing simulation support for the process optimization, control and safety protection strategy design and verification of alkaline water electrolysis hydrogen production systems.

Key words: alkaline water electrolysis hydrogen production system; full-process modeling; fault simulation; cooperative control

收稿日期:2026-02-02; 修回日期:2026-04-11

基金项目:国家科技重大专项(2025ZD0806100)。

Project Supported by National Science and Technology Major Project(2025ZD0806100).

0 引言

在“双碳”目标推动能源结构转型的背景下,氢能成为衔接可再生能源与终端用能的核心载体,碱性电解制氢技术因成本低、运行可靠的优势,是可再生能源制氢工程应用的主流技术方案,可通过动态调节电解功率实现电能到氢能的高效转化,为新能源电力消纳与存储提供支撑^[1-5]。目前工程应用中,碱性制氢还存在可调范围窄、调节速率慢、波动运行下安全风险高等问题^[6]。制氢系统的设备选型、工艺参数优化和运行策略制定,均需全流程动态特性数据支撑,仅从实验结果进行宏观分析难以从根本上解决上述问题,有必要建立全流程的动态仿真模型,深入分析影响性能的诸多因素,解析电—热—质过程机制及变化规律,实现对碱性电解制氢系统控制、故障诊断和性能预测的目的,为技术进步提供模型支撑,推动技术推广应用^[7-10]。

一般来讲,完整的碱性电解制氢系统由电解槽、气水分离、换热器、补水/液单元、冷水单元等构成^[11-12],见图1,碱性电解制氢系统本质是电—热—流—质多物理场高度交叉耦合的复杂过程。然而,现有碱性电解制氢系统仿真研究尚存明显局限,多聚焦电解槽单体性能、电极特性或风光制氢系统整体外特性模拟^[13-18],缺乏对电解槽、分离器等关键单体设备的精细化机理建模。对于电解槽,对内部气

泡行为、气液两相溶解流动等过程刻画不足。对于分离器阀门等部单体设备,缺乏设备内气液联通给排,两相热交换,碱液浓度变化等过程仿真,因此现有无法揭示多物理场耦合作用下制氢系统关键设备的内在运行规律,致使系统仿真结果与实际运行工况存在较大偏差,难以精准捕捉动态工况下(如风光发电波动、负载突变)各单元设备的参数响应特性,难以支撑动态工况下参数精细化调控,导致了系统运行存在稳定性不足、能耗优化潜力未被充分挖掘、故障预警精度低等问题,严重制约了碱性电解制氢系统的高效、安全运行。

在整体系统建模方面,碱性制氢系统建模多依赖经验公式或静态仿真^[19-23],难以表征系统工况切换的动态响应,无法精准捕捉新能源电力波动下电解功率突变、温度压力波动等关键参量动态变化过程。陈群等人建立了热量流稳态模型,并分析了冷却水流量及电解液流量与小室电压及电解槽进出口温度对应规律,但温度动态响应与滞后特性无法模拟且缺乏压力、液位等参数分析^[22]。姜一帆等人利用 Aspen Plus 模拟软件对碱性电解水系统进行模拟和分析,模拟了工艺过程中温—压—流量等关键参数,但无法表征启停过程中多参量的动态变化规律^[23]。此外,针对碱性电解制氢系统动态运行适应性、漏液及流道堵塞等典型故障动态演化的动态仿真研究匮乏,现有模型大多仅能模拟故障发生后

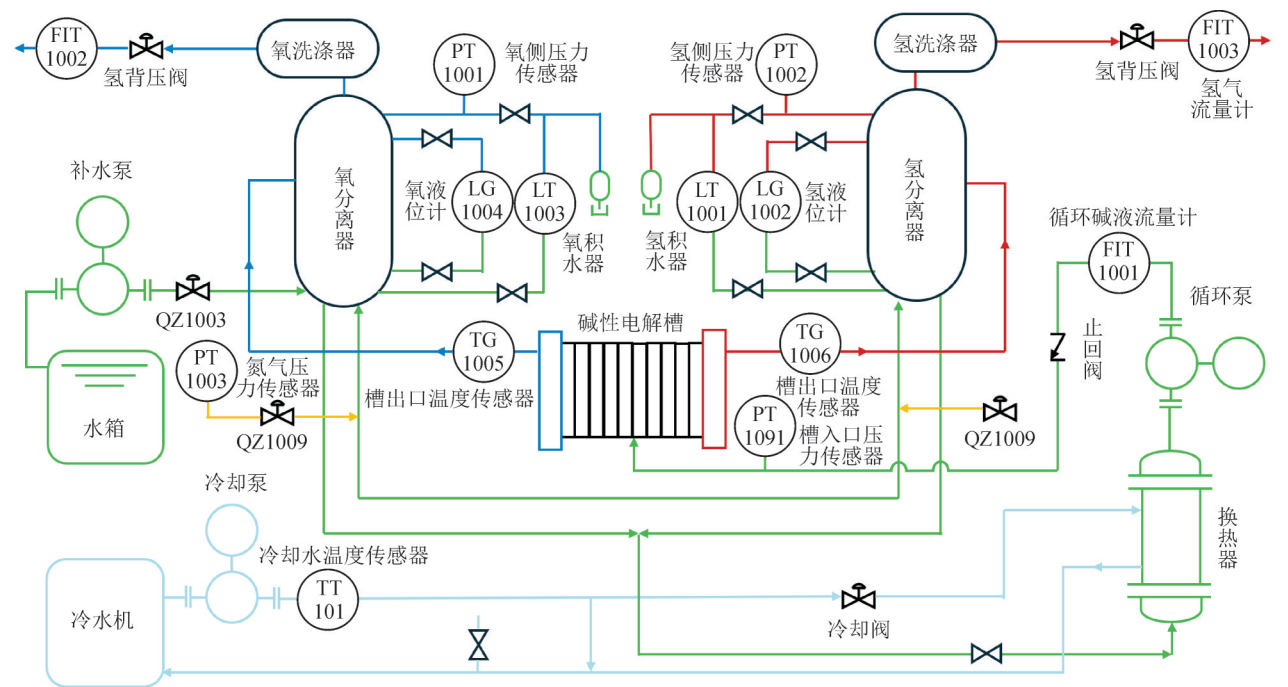


图1 碱性电解制氢系统工艺流程图

Fig. 1 Process flow diagram of alkaline water electrolysis hydrogen production system

的静态参数变化规律,无法为故障诊断与安全防护提供有效技术支撑。综上,碱性制氢缺乏变工况下多时间尺度参数表征及故障工况等复杂运行下仿真模型,难以满足工程实际中系统安全稳定运行的需求,进一步限制了碱性电解制氢技术的规模化落地与产业化应用。

文中基于 MATLAB/Simulink 动态仿真软件,采用模块化思路构建碱性电解制氢系统全流程动态仿真模型,涵盖电解槽、氢氧分离器等核心单元,创新了碱液流量对气泡覆盖率的校正方程,精准构建碱液流量与极化电压的关联关系;通过多物理场耦合机理方程表征设备电—热—质动态特性,并增加漏液、缺水等典型故障数学描述,可实现系统稳态正常工况、宽幅动态变载工况及故障演化工况下全流程参数实时仿真分析,为制氢系统工艺优化、控制策略设计及安全防护提供仿真支撑与数据参考。

1 碱性电解制氢系统动态建模架构

碱性电解制氢系统动态建模架构图见图2,本动态模型参照工艺流程采用关键部件模块化建模方法,完整覆盖了碱性电解槽/气液分离、流体输送、热量交换与压力调控等全流程子系统,具体流程如下:电解槽作为能量转化核生成氢气、氧气;氧/氢分离器模块分别实现阳极侧氧气、阴极侧氢气与电解液的相分离,分离后的电解液经混合器模块汇流后,进入换热器模块进行热交换;补水泵、循环泵与冷却泵模块分别承担补水、电解液循环与冷却介质输送功能,制冷机与冷却阀模块则协同调控冷却回路的换热强度;氧/氢背压阀模块则通过控制产物输出速率调节出口压力。各模块基于多物理场耦合与动态响应特性构建,兼顾电解槽内部毫秒级动态响应与系统级热质交换分钟级缓变特性,为系统级多时间尺度动态仿真与控制策略优化提供清晰数理表征框架。

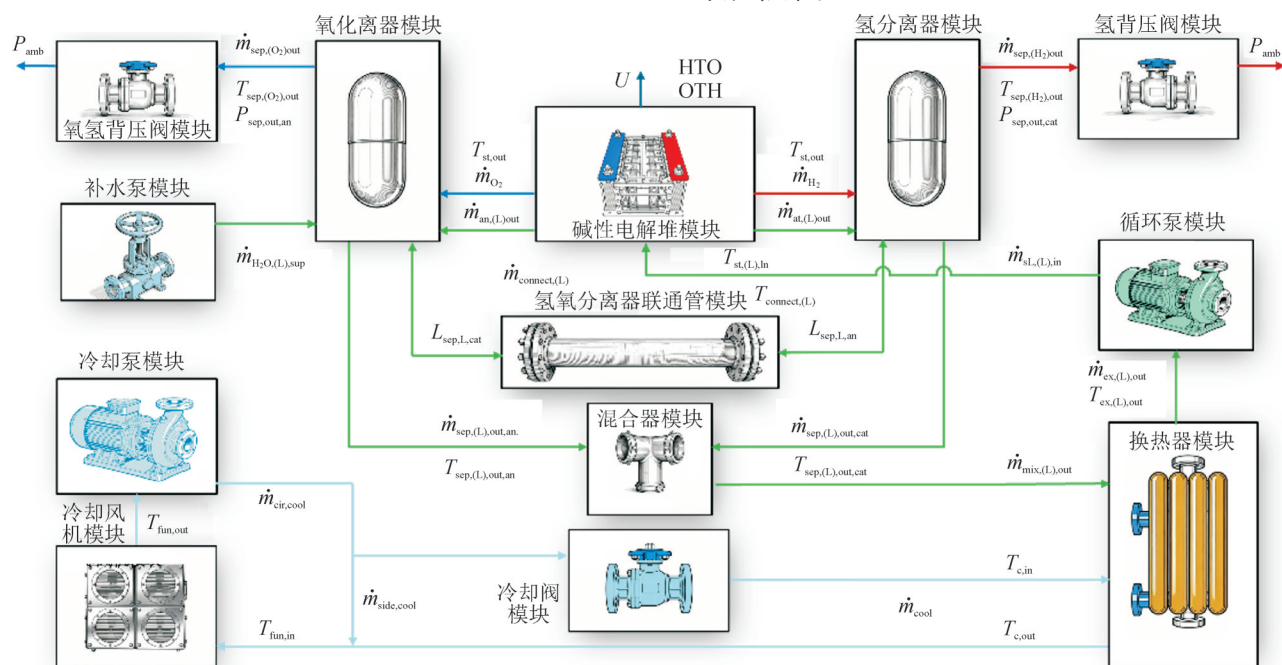


图2 碱性电解制氢系统动态建模架构

Fig. 2 Dynamic modeling architecture of alkaline water electrolysis system

2 碱性电解制氢系统动态建模研究

2.1 电解槽建模

2.1.1 基于气泡覆盖率修正的电解槽电压动态模型

电解槽由多个电解单元串并联组成,单个电解单元的电压 U_{cell} 是可逆电压 U_{rev} 与各过电位以及双电层电压之和,包括电解槽内电阻、气泡覆盖引起的欧姆过电位 U_{ohm} 、阳极和阴极反应动力学限制产

生的活化过电位 U_{act} ,传质限制的浓差过电位 U_{con} 。此外,该模型还增加了双电层电压 U_{dl} ,其能反应电极—电解液界面的“毫秒级电荷存储—电压响应”特性,见图3,在阶跃电流工况下电解槽电压响应时间与双电层电容大小相关。

$$U_{\text{cell}} = U_{\text{rev}} + U_{\text{act}} + U_{\text{ohm}} + U_{\text{con}} + U_{\text{dl}} \quad (1)$$

$$I = C_{\text{dl}} \frac{dU_{\text{dl}}}{dt} + I_{\text{faradaic}} \quad (2)$$

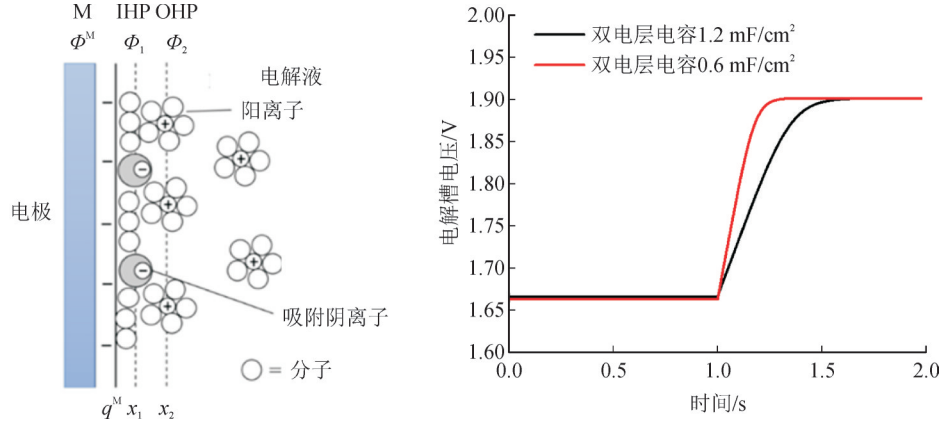


图3 双电层电容示意图与电压响应时间

Fig. 3 Schematic diagram of electric double layer capacitance and voltage transient response

式(1)、(2)中: I_{faradaic} 为法拉第电流,即用于电化学反应的电流; C_{dl} 为界面微分电容。

1)可逆电压是发生化学反应的最小电压,受温度压力等影响。根据能斯特方程,其表达式为:

$$U_{\text{rev}} = U_{\text{rev}}^0 + \frac{RT}{2F} \ln \frac{(P_{\text{st}} - P_{\text{H}_2\text{O}})^{1.5}}{\alpha_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (3)$$

$$\lg P_{\text{H}_2\text{O}} = -0.01508m - 0.0016788m^2 + 2.25887 \times 10^{-5}m^3 + (1 - 0.0012062m + 5.6024 \times 10^{-4}m^2 - 7.8228 \times 10^{-6}m^3) \times \quad (4)$$

$$(35.4462 - 3343.93/T - 10.9 \lg T + 0.004165T) \\ m = 100\omega[183.1221 - 0.56845T + 984.5679 \exp(100\omega/115.96277)]/5610.5 \quad (5)$$

式(3)-(5)中: U_{rev}^0 为标准可逆电压; F 为法拉第常数; R 为气体常数; T 为电解槽内部平均温度; P_{st} 为电解槽内压力; $\alpha_{\text{H}_2\text{O}}$ 为水活度; $P_{\text{H}_2\text{O}}$ 为水蒸气分压; m 为碱液摩尔浓度; ω 为电解液质量分数。

2)活化过电压是推动反应向正向进行时所消耗的电压,其与电化学反应的活化能有关。主要与电流密度 J 相关,由于电解过程中产生的气泡会影响电极的有效表面积见式(6)

$$\begin{cases} U_{\text{act,c}} = \frac{RT}{2\alpha_c F} \ln \frac{J}{J_{0,c}(1-\theta_c)} \\ U_{\text{act,a}} = \frac{RT}{2\alpha_a F} \ln \frac{J}{J_{0,a}(1-\theta_a)} \end{cases} \quad (6)$$

目前现有研究仅根据交换电流密度进行修正,但在实际运行时,碱液流量对气泡覆盖度 θ 关联较大(见图4),因此需对碱液流量进行修正,即式(7)

$$\begin{cases} \theta_0 = \left[-97.25 + 182 \frac{T}{T_0} - 84 \left(\frac{T}{T_0} \right)^2 \right] \times \left(\frac{J}{J_{\text{lim}}} \right)^{0.3} \times \frac{P_{\text{st}}}{P_{\text{st}} - P_{\text{H}_2\text{O}}} \\ \theta = \frac{\theta_0}{[1 + (C_{\text{bubble}} v_{\text{st}})^2]^2} \end{cases} \quad (7)$$

式(7)中: θ_0 为无流量修正下的气泡覆盖度; C_{bubble} 为电解质流动系数; v_{st} 为流经电解槽的碱液流量。

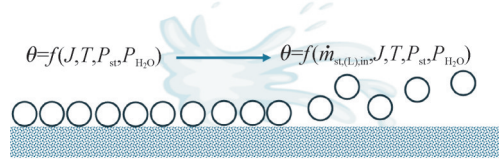


图4 碱液流量对气泡覆盖度关联方程修正示意图

Fig. 4 Schematic diagram of corrected correlation equation between lye flow rate and bubble coverage rate

3)欧姆过电压主要由阳极电阻 R_a 、阴极电阻 R_c 、包含气泡影响的电解液电阻 $R_{\text{KOH-bubble}}$ 以及隔膜电阻 R_{mem} 组成,总欧姆过电压计算式为:

$$U_{\text{ohm}} = (R_c + R_a + R_{\text{KOH-bubble}} + R_{\text{mem}}) \times I \quad (8)$$

$$\begin{cases} R_a = \frac{1}{\sigma_a} \left(\frac{\delta_a}{S_a} \right) \times \frac{1}{(1-\varphi_a)^{\frac{3}{2}}} \\ R_c = \frac{1}{\sigma_c} \left(\frac{\delta_c}{S_c} \right) \times \frac{1}{(1-\varphi_c)^{\frac{3}{2}}} \end{cases} \quad (9)$$

$$\begin{cases} R_{\text{KOH-bubble}} = \frac{1}{\sigma_{\text{KOH}}} \left(\frac{d_{\text{am}}}{S_a} \right) + \frac{1}{\sigma_{\text{KOH}}} \left(\frac{d_{\text{cm}}}{S_c} \right) \\ R_{\text{mem}} = \frac{\delta_m \tau_m}{p_m \sigma_{\text{KOH}} S_m} \end{cases} \quad (10)$$

$$\sigma_{\text{KOH}} = -2.041m - 0.0028m^2 + 0.005332mT + 207.2 \frac{m}{T} + 0.001043m^3 - 0.0000003m^2T^2 \quad (11)$$

$$\begin{cases} \sigma_{\text{KOH-bubble,a}} = \sigma_{\text{KOH}} (1-\theta_a)^{\frac{3}{2}} \\ \sigma_{\text{KOH-bubble,c}} = \sigma_{\text{KOH}} (1-\theta_c)^{\frac{3}{2}} \end{cases} \quad (12)$$

式(8)-(12)中: δ_a 、 δ_c 、 S_a 、 S_c 分别为阳极和阴极的厚度和面积; φ_a 、 φ_c 分别为阴阳电极的孔隙率; σ_a 、 σ_c 为阴阳极的电导率; d_{am} 、 d_{cm} 分别为阴阳极到隔膜的距离;隔膜电阻 R_{mem} 主要与隔膜的孔

隙率 p_m 、迂曲度 τ_m 、横截面积 S_m 有关以及电解液电导率有关;电解液电导率 σ_{KOH} 由式(11)得出,但电解过程中产生的气泡会降低电解液的导电性,可以通过式(12)中 Bruggeman 方程修正电导率。

4)扩散过电压主要因反应物质扩散速率跟不上电化学反应速率,导致电极电位偏离平衡电位。

$$U_{\text{con}} = \frac{RT}{2\beta F} \ln \left(1 + \frac{J}{J_{\text{lim}}} \right) \quad (13)$$

2.1.2 系统质量守恒与效率计算

电解过程中阴极产生氢气并消耗水,阳极产生氧气并生成水,产气耗水的摩尔速率及质量流量为:

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2} = \eta_F \frac{n_{\text{st}} I}{2F} \\ \dot{m}_{\text{H}_2} = M_{\text{H}_2} \dot{n}_{\text{H}_2} \\ \dot{n}_{\text{O}_2} = \eta_F \frac{n_{\text{st}} I}{4F} \\ \dot{m}_{\text{O}_2} = M_{\text{O}_2} \dot{n}_{\text{O}_2} \end{cases} \quad (14)$$

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2\text{O,con,cat}} = \eta_F \frac{n_{\text{st}} I}{F} \\ \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,con,cat}} = M_{\text{H}_2\text{O}} \dot{n}_{\text{H}_2\text{O,con,cat}} \end{cases} \quad (15)$$

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2\text{O,gen,an}} = \eta_F \frac{n_{\text{st}} I}{2F} \\ \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,gen,an}} = M_{\text{H}_2\text{O}} \dot{n}_{\text{H}_2\text{O,gen,an}} \end{cases} \quad (16)$$

$$\eta_F = 0.5653 [1 - \exp(-0.002061J)] \quad (17)$$

式(14)-(17)中: I 为电解槽电流; n_{st} 为小室数; η_F 为法拉第效率。

循环碱液从换热流出后经循环泵分别以流量 $0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}}$ 流入阴极和阳极,流入碱液质量分数为 $\omega_{\text{st,in}}$,电解槽阴阳极出口流量 $\dot{m}_{\text{cat}(L),\text{out}}$ 和 $\dot{m}_{\text{an}(L),\text{out}}$ 与碱液浓度 $\omega_{\text{st,cat,out}}$ 和 $\omega_{\text{st,an,out}}$ 分别为:

$$\begin{cases} \dot{m}_{\text{cat}(L),\text{out}} = 0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} - \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,con,cat}} \\ \omega_{\text{st,cat,out}} = \frac{0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} \omega_{\text{st,in}}}{0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} - \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,con,cat}}} \end{cases} \quad (18)$$

$$\begin{cases} \dot{m}_{\text{an}(L),\text{out}} = 0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} + \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,gen,an}} \\ \omega_{\text{st,an,out}} = \frac{0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} \omega_{\text{st,in}}}{0.5 \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} + \dot{m}_{\text{H}_2\text{O,gen,an}}} \end{cases} \quad (19)$$

2.1.3 电解槽内部气体渗透模型

碱性电解槽气体渗透机制示意图见图5。

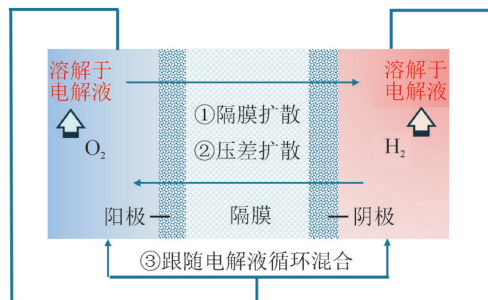


图5 碱性电解槽气体渗透机制示意图

Fig. 5 Schematic diagram of gas permeation mechanism in alkaline electrolyzer

气体渗透包括隔膜扩散、差压对流、溶解于碱液的气体交叉^[24],因此电解槽内氢中氧 HTO , 氧中氢 OTH 体积分数为

$$\begin{cases} HTO = \frac{\dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{diff}} + \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{conv}} + \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{mix}}}{\dot{n}_{\text{O}_2} - \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{diff}} - \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{conv}} - \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{mix}}} \times 100\% \\ OTH = \frac{\dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{diff}} + \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{conv}} + \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{mix}}}{\dot{n}_{\text{H}_2} - \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{diff}} - \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{conv}} - \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{mix}}} \times 100\% \end{cases} \quad (20)$$

隔膜扩散机制氢氧渗透量分别为

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{diff}} = \frac{D_{\text{H}_2} S_{\text{H}_2} (P_{\text{st,cat}} - P_{\text{H}_2\text{O}}) S_m n_{\text{st}}}{\delta_m} \\ \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{diff}} = \frac{D_{\text{O}_2} S_{\text{O}_2} (P_{\text{st,an}} - P_{\text{H}_2\text{O}}) S_m n_{\text{st}}}{\delta_m} \end{cases} \quad (21)$$

差压对流机制氢氧渗透量见式(22),其中 K_{mem} 为隔膜渗透率由式(23)计算:

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{conv}} = \frac{P_{\text{st,cat}} K_{\text{mem}} S_{\text{H}_2} (P_{\text{st,cat}} - P_{\text{st,an}}) S_m n_{\text{st}}}{\mu_{\text{ALK}} \delta_m} \\ \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{conv}} = \frac{P_{\text{st,an}} K_{\text{mem}} S_{\text{O}_2} (P_{\text{st,an}} - P_{\text{st,cat}}) S_m n_{\text{st}}}{\mu_{\text{ALK}} \delta_m} \end{cases} \quad (22)$$

$$K_{\text{mem}} = \frac{p_m \delta_m^2}{32 \tau_m} \quad (23)$$

溶解于碱液的气体交叉氢氧渗透量分别为

$$\begin{cases} \dot{n}_{\text{H}_2}^{\text{mix}} = \frac{S_{\text{H}_2} (P_{\text{st,cat}} - P_{\text{H}_2\text{O}}) \dot{m}_{\text{L,cat,out}}}{4 \times 3600} \\ \dot{n}_{\text{O}_2}^{\text{mix}} = \frac{S_{\text{O}_2} (P_{\text{st,an}} - P_{\text{H}_2\text{O}}) \dot{m}_{\text{L,an,out}}}{4 \times 3600} \end{cases} \quad (24)$$

式(24)中,碱液中氧气的溶解度 S_{O_2} 、氢气的溶解度 S_{H_2} 、氧气的扩散系数 D_{O_2} 、氢气的扩散系数 D_{H_2} 见下文。

氧气的溶解度 S_{O_2} 为^[25]:

$$S_{\text{O}_2} = X_{\text{so}_2 4} \omega_{\text{st,in}}^4 + X_{\text{so}_2 3} \omega_{\text{st,in}}^3 + X_{\text{so}_2 2} \omega_{\text{st,in}}^2 + X_{\text{so}_2 1} \omega_{\text{st,in}} + X_{\text{so}_2 0} \quad (25)$$

$$X_{\text{so}_2 0} = 1.70988 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}}^2 - 2.662 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}} + 0.0018336 \quad (26)$$

$$X_{\text{so}_2,1} = -2.5 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}}^2 - 3.6649 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}} - 0.000172 \quad (27)$$

$$X_{\text{so}_2,2} = 1.52736 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^2 - 2.163 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}} + 8.44 \times 10^{-6} \quad (28)$$

$$X_{\text{so}_2,3} = -3.97 \times 10^{-11} \times T_{\text{st}}^2 + 5.8638 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}} - 2.28 \times 10^{-7} \quad (29)$$

$$X_{\text{so}_2,4} = 3.75031 \times 10^{-13} \times T_{\text{st}}^2 - 5.88 \times 10^{-11} \times T_{\text{st}} + 2.429 \times 10^{-9} \quad (30)$$

氢气的溶解度 S_{H_2} 为:

$$S_{\text{H}_2} = X_{\text{sH}_2,4} \omega_{\text{st},\text{in}}^4 + X_{\text{sH}_2,3} \omega_{\text{st},\text{in}}^3 + X_{\text{sH}_2,2} \omega_{\text{st},\text{in}}^2 + X_{\text{sH}_2,1} \omega_{\text{st},\text{in}} + X_{\text{sH}_2,0} \quad (31)$$

$$X_{\text{sH}_2,0} = 5.61728 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}}^2 - 7.04 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}} + 0.000931083 \quad (32)$$

$$X_{\text{sH}_2,1} = -7.41 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^2 - 6.47741 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}} - 4.39145 \times 10^{-5} \quad (33)$$

$$X_{\text{sH}_2,2} = 6.61495 \times 10^{-10} \times T_{\text{st}}^2 - 4.94 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}} + 7.27358 \times 10^{-7} \quad (34)$$

$$X_{\text{sH}_2,3} = -2.55 \times 10^{-11} \times T_{\text{st}}^2 + 1.89988 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}} - 1.06 \times 10^{-8} \quad (35)$$

$$X_{\text{sH}_2,4} = 3.29809 \times 10^{-13} \times T_{\text{st}}^2 - 2.4996 \times 10^{-11} \times T_{\text{st}} + 1.62326 \times 10^{-10} \quad (36)$$

氧气的扩散系数 D_{O_2} 为:

$$D_{\text{O}_2} = X_{\text{Do}_2,4} \omega_{\text{st},\text{in}}^4 + X_{\text{Do}_2,3} \omega_{\text{st},\text{in}}^3 + X_{\text{Do}_2,2} \omega_{\text{st},\text{in}}^2 + X_{\text{Do}_2,1} \omega_{\text{st},\text{in}} + X_{\text{Do}_2,0} \quad (37)$$

$$X_{\text{Do}_2,0} = 5.06074 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}}^4 - 9.52479 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}}^3 + 0.006874168 \times T_{\text{st}}^2 - 0.15241 \times T_{\text{st}} + 2.84908 \quad (38)$$

$$X_{\text{Do}_2,1} = 9.1606 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^4 - 2.93 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}}^3 + 0.00026666 \times T_{\text{st}}^2 - 0.011995 \times T_{\text{st}} + 0.061716953 \quad (39)$$

$$X_{\text{Do}_2,2} = -3.17 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^4 + 7.39686 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}}^3 - 6.00469 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}}^2 - 0.002038 \times T_{\text{st}} - 0.0203 \quad (40)$$

$$X_{\text{Do}_2,3} = 1.024 \times 10^{-10} \times T_{\text{st}}^4 - 2.37 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}}^3 + 1.9237 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}}^2 - 6.416 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}} + 0.00067 \quad (41)$$

$$X_{\text{Do}_2,4} = -9.39 \times 10^{-13} \times T_{\text{st}}^4 - 2.18 \times 10^{-10} \times T_{\text{st}}^3 - 1.77 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}}^2 + 5.9 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}} - 6.45 \times 10^{-6} \quad (42)$$

氢气的扩散系数 D_{H_2} 为:

$$D_{\text{H}_2} = X_{\text{DH}_2,3} \omega_{\text{st},\text{in}}^3 + X_{\text{DH}_2,2} \omega_{\text{st},\text{in}}^2 + X_{\text{DH}_2,1} \omega_{\text{st},\text{in}} + X_{\text{DH}_2,0} \quad (43)$$

$$X_{\text{DH}_2,0} = -5.89 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}}^4 - 5.77 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}}^3 + 1.8 \times 10^{-3} \times T_{\text{st}}^2 - 1.46 \times 10^{-2} \times T_{\text{st}} + 2.75 \quad (44)$$

$$X_{\text{DH}_2,1} = 9.1606 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^4 - 2.93 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}}^3 + 0.00026666 \times T_{\text{st}}^2 - 0.011995 \times T_{\text{st}} - 1.05 \times 10^{-1} \quad (45)$$

$$X_{\text{DH}_2,2} = 1.88 \times 10^{-8} \times T_{\text{st}}^4 - 2.73 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}}^3 - 1.34 \times 10^{-5} \times T_{\text{st}}^2 - 3.97 \times 10^{-4} \times T_{\text{st}} - 2.69 \times 10^{-3} \quad (46)$$

$$X_{\text{DH}_2,3} = 1.5 \times 10^{-11} \times T_{\text{st}}^4 - 3.04 \times 10^{-9} \times T_{\text{st}}^3 + 2.07 \times 10^{-7} \times T_{\text{st}}^2 - 6.416 \times 10^{-6} \times T_{\text{st}} + 6.03 \times 10^{-5} \quad (47)$$

μ_{ALK} 碱液粘度为:

$$\mu_{\text{ALK}} = 10^{\left[\lg(\eta_{\omega}) + D_{\mu} \omega\right]} \quad (48)$$

$$D_{\mu} = 1.584 - 2.33 \times 10^{-3} T + 2.30 \times 10^{-6} T^2 \quad (49)$$

$$\eta_{\omega} = 2.41 \times 10^{-5} \exp[4.42 \times 10^{-4} + \frac{0.004548}{R(T - 0.16 \times 10^2)}] \quad (50)$$

2.1.4 电解槽热量流模型

根据能量守恒原理,电解槽内部热量流包括:电解槽电化学反应一部分转化热能 Q_{st} ; 流入碱液的热量; 阴极碱液流出的热量 $Q_{\text{cat}(L),\text{out}}$; 阳极碱液流出的热量 $Q_{\text{an}(L),\text{out}}$; 环境换热 $Q_{\text{st},\text{dis}}$; 氧气流出的热量; 氢气流出的热量^[26]。

$$T_{\text{st},\text{out}} = \int \frac{Q_{\text{st}} + Q_{\text{st}(L),\text{in}} - Q_{\text{cat}(L),\text{out}} - Q_{\text{an}(L),\text{out}} - Q_{\text{H}_2,\text{out}} - Q_{\text{O}_2,\text{out}} - Q_{\text{st},\text{dis}}}{C_{\text{st}}} dt \quad (51)$$

$$\begin{cases} Q_{\text{st}} = (U_{\text{cell}} - U_{\text{th}}) I n_{\text{st}} \\ U_{\text{th}} = 1.48 U \end{cases} \quad (52)$$

$$Q_{\text{st}(L),\text{in}} = c_{\text{ALK}} \dot{m}_{\text{st}(L),\text{in}} T_{\text{st},\text{in}} \quad (53)$$

$$\begin{cases} Q_{\text{cat}(L),\text{out}} = c_{\text{ALK}} \dot{m}_{\text{cat}(L),\text{out}} T_{\text{st},\text{out}} \\ Q_{\text{an}(L),\text{out}} = c_{\text{ALK}} \dot{m}_{\text{an}(L),\text{out}} T_{\text{st},\text{out}} \end{cases} \quad (54)$$

$$Q_{\text{st},\text{dis}} = \frac{T_{\text{st},\text{out}} - T_{\text{atm}}}{R_{\text{st}}} \quad (55)$$

$$\begin{cases} Q_{\text{H}_2,\text{out}} = c_{\text{H}_2} \dot{m}_{\text{H}_2} T_{\text{st},\text{out}} \\ c_{\text{H}_2} = \frac{27.28 + 0.00326 T_{\text{st},\text{out}} + 50000/T_{\text{st},\text{out}}^2}{0.002} \end{cases} \quad (56)$$

$$\begin{cases} Q_{\text{O}_2,\text{out}} = c_{\text{O}_2} \dot{m}_{\text{O}_2} T_{\text{st},\text{out}} \\ c_{\text{O}_2} = \frac{29.96 + 0.00418 T_{\text{st},\text{out}} - 167000/T_{\text{st},\text{out}}^2}{0.032} \end{cases} \quad (57)$$

$$c_{\text{ALK}} = 4.1868 - 2.26\omega + 2.15\omega^2 \quad (58)$$

式(51)-(58)中: U_{th} 为热中性电压; U_{cell} 由电压模型得到; $T_{\text{st},\text{out}}$ 为电解槽出口温度; C_{st} 为电解槽等效热容; T_{atm} 为环境温度; R_{st} 为电解槽等效热阻; c_{ALK} 为碱液的比热容,由碱液质量分数代入式(58)得出; c_{H_2} 和 c_{O_2} 为氢氧比热容。

2.2 氢氧分离器建模

氢氧分离器实现氢氧气液重力沉降分离、气相稳压的核心单元,其碱液液位、气相流速是影响系统升温控制、压差控制与安全联锁的关键参数,文中重点表征了气液分离、气流压力压损、碱液浓度等关键参数。制氢系统分离器一般为全圆角圆柱,此处等效为截面半径为 d_{sep} 、高度为 h_{sep} 圆柱形,截面积为 S_{sep} ,分离器容积为 V_{sep} 。

2.2.1 分离器气液分离部分建模

分离器入口气体携带碱雾,碱雾中包含水蒸汽以及蒸汽液滴中携带的碱性物质,分离器分离一般采用丝网分离,分离下液滴依靠重力流至分离器下面液相,未分离干净的碱雾中水流量 $\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}$ 和碱流量 $\dot{m}_{\text{ALK}(\text{g}),\text{out}}$ 为:

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}} = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{sep},\text{in}} - P_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}}} \cdot \frac{\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}}}{M_{\text{g}}} \cdot (1 - \eta_{\text{n}}) \quad (59)$$

$$\dot{m}_{\text{ALK}(\text{g}),\text{out}} = \frac{\omega_{\text{sep},\text{in}} \cdot \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}}{1 - \omega_{\text{sep},\text{in}}} \quad (60)$$

式(59)、(60)中: $P_{\text{sep},\text{in}}$ 为分离器入口压力;碱雾分压 $P_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}}$ 由式(4)代入分离器入口温度 $T_{\text{sep},\text{in}}$ 以及分离器入口碱液质量分数 $\omega_{\text{sep},\text{in}}$ 得出; $M_{\text{H}_2\text{O}}$ 为水相对分子质量; M_{g} 为气体摩尔质量; $\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}}$ 为分离器流进气体质量流量; η_{n} 为分离器分离效率。

分离器网丝表面上的液滴捕集的机理包括惯性撞击、直接拦截和布朗扩散^[27]。表征惯性撞击机理的无量纲参数 S_{ik} ,其定义为颗粒的停止距离与障碍物的特征尺寸的比值。直接拦截机理与液滴的尺寸有直接关系,由无量纲参数 N_{R} 和丝网体积分数 α_{wire} 来表征。布朗扩散为做不规则运动的液滴与网丝接触而被捕获的机制,由无量纲参数 P_{e} 表征。

$$\begin{cases} S_{\text{ik}} = \frac{(\rho_{\text{L}} - \rho_{\text{g}}) v_{\text{g}} D_{\text{d}}^2}{18 \mu_{\text{g}} D_{\text{w}}} \\ v_{\text{g}} = \frac{\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}}{\rho_{\text{out}} \cdot S_{\text{sep}}} \end{cases} \quad (61)$$

$$\begin{cases} N_{\text{R}} = \frac{D_{\text{d}}}{D_{\text{w}}} \\ \alpha_{\text{wire}} = \frac{\pi D_{\text{w}}^2}{16 h l} \end{cases} \quad (62)$$

$$\begin{cases} P_{\text{e}} = \frac{v_{\text{g}} D_{\text{w}}}{D} \\ D = \frac{K_{\text{sep}} T_{\text{I}} C_{\text{c}}}{3 \pi \mu_{\text{g}} D_{\text{d}}} \end{cases} \quad (63)$$

式(61)-(63)中: ρ_{L} 、 ρ_{g} 为气液密度; v_{g} 为气流

速; S_{sep} 为分离器截面积; $\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}$ 为流出气质量流量; ρ_{out} 为流出气密度; D_{d} 为液滴粒径; D_{w} 为丝径; C_{c} 为Cunningham修正系数; T_{I} 为分离器内部气体温度; K_{sep} 布朗扩散修正系数; h 为分离器丝网的宽度。

惯性撞击、直接拦截以及扩散拦截3个作用机理对应的分离效率之和以及多层效率由式(64)得出,其中,惯性撞击效率由式(65)得出, J_{sep} 为由数值积分得到的常数, Ku 为Kuwabara因子,由式(66)得出。直接拦截效率 η_{R} 由式(67)得出,扩散拦截效率 η_{DR} 由式(68)得出:

$$\begin{cases} \eta_{\text{n}} = 1 - (1 - \eta_{\text{ST}})^n \\ \eta_{\text{ST}} = \eta_{\text{I}} + \eta_{\text{R}} + \eta_{\text{DR}} \end{cases} \quad (64)$$

$$\eta_{\text{I}} = \frac{J_{\text{sep}}}{2 Ku} S_{\text{ik}} \quad (65)$$

$$\begin{cases} J_{\text{sep}} = (29.6 - 28 \alpha_{\text{wire}}^{2.8}) N_{\text{R}} - 27.5 N_{\text{R}}^{2.8} \\ Ku = -1/2 \ln \alpha_{\text{wire}} - 3/4 + \alpha_{\text{wire}} - \frac{\alpha_{\text{wire}}^2}{4} \end{cases} \quad (66)$$

$$\eta_{\text{R}} = (1 + N_{\text{R}}) - \frac{1}{1 + N_{\text{R}}} \quad (67)$$

$$\eta_{\text{DR}} = \frac{2.9 + 1.24 N_{\text{R}}^{2/3}}{Ku^{1/3} P_{\text{e}}^{2/3}} + \frac{0.62}{P_{\text{e}}} \quad (68)$$

2.2.2 分离器气体部分建模

气体部分建模粘性摩擦和壁面效应。管道内含有恒定体积的气体。物质流遵循质量守恒定律,其将质量流量与代表气体体积的内部节点的压力和温度动力学联系起来,见式(69)、(70):

$$\frac{\partial M}{\partial p} \frac{dP_{\text{I}}}{dt} + \frac{\partial M}{\partial T} \frac{dT_{\text{I}}}{dt} = \dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}} - \dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}} \quad (69)$$

$$\frac{\int (\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}} - \dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}) dt}{M_{\text{g}}} = \frac{P_{\text{I}} \cdot V_{\text{sep},\text{g}}}{R \cdot T_{\text{I}}} \quad (70)$$

式(69)、(70)中: $\frac{\partial M}{\partial p}$ 为在恒定温度和体积条件下,气体质量相对于压力的偏导数;

$\frac{\partial M}{\partial T}$ 为在恒定压力和体积条件下,气体质量与温度之间的偏导数; P_{I} 为气体体积的压力; T_{I} 为分离器内部气体温度; t 为时间; $\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{in}}$ 、 $\dot{m}_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}(\text{g}),\text{out}}$ 分别为分离器气体流进和气体流出的质量流量。采用理想气体方程(70), $V_{\text{sep},\text{g}}$ 为分离器气体部分所占体积。

容器压力变化遵循动量平衡定律,管道每半部分的动量平衡模型用于模拟因动量通量和粘性摩擦引起的压降,管道前半段压力变化与后半段压力变化公式为:

$$\begin{cases} P_{\text{sep},\text{in}} - P_{\text{sep},\text{I}} = \left(\frac{\dot{m}_{\text{in}}}{S_{\text{sep}}} \right)^2 \left(\frac{1}{\rho_{\text{I}}} - \frac{1}{\rho_{\text{in}}} \right) + \Delta P_{\text{in-I}} \\ P_{\text{sep},\text{out}} - P_{\text{sep},\text{I}} = \left(\frac{\dot{m}_{\text{out}}}{S_{\text{sep}}} \right)^2 \left(\frac{1}{\rho_{\text{I}}} - \frac{1}{\rho_{\text{out}}} \right) + \\ \Delta P_{\text{out-I}} + \Delta P_{\text{wire}} \end{cases} \quad (71)$$

$$\Delta P_{\text{wire}} = 3.88178 \alpha_{\text{wire}}^{0.375798} v_g^{0.813317} D_w^{-1.56114147} \quad (72)$$

式(71)、(72)中: $P_{\text{sep},\text{in}}$ 、 $P_{\text{sep},\text{out}}$ 、 $P_{\text{sep},\text{I}}$ 为分离器进出口或内部节点I处的气体压力; S_{sep} 为分离器的横截面积; 当气相流体以一定的速度绕网丝时, 会受到丝网表面粘性力的影响, 导致流体能量的耗损造成网丝压损 P_{wire} , 由式(72)得出; $\Delta P_{\text{in-I}}$ 和 $\Delta P_{\text{out-I}}$ 为由于分离器壁粘性摩擦引起的压力损失, 其取决于流动状态, 分离器每半部分的雷诺数定义为

$$\begin{cases} Re_{\text{in}} = \frac{|\dot{m}_{\text{sep},\text{(g)in}}| \cdot D_{\text{sep}}}{S_{\text{sep}} \cdot \mu_{\text{I}}} \\ Re_{\text{out}} = \frac{|\dot{m}_{\text{sep},\text{(g)out}}| \cdot D_{\text{sep}}}{S_{\text{sep}} \cdot \mu_{\text{I}}} \end{cases} \quad (73)$$

式(73)中: D_{sep} 为分离器直径; μ_{I} 为内部节点的动态粘度。如果雷诺数小于层流上雷诺数极限参数值, 则流动处于层流状态, 粘性导致的压力损失摩擦力以式(74)计算。如果雷诺数大于湍流下限雷诺数极限参数值, 则流动处于湍流状态, 粘性导致的压力损失摩擦力以式(75)计算:

$$\begin{cases} \Delta P_{\text{in-I}} = f_{\text{shape}} \frac{\dot{m}_{\text{sep},\text{(g)in}} \cdot \mu_{\text{I}}}{2\rho_{\text{I}} \cdot D_{\text{sep}}^2 \cdot S_{\text{sep}}} \cdot \frac{L + L_{\text{eqv}}}{2} \\ \Delta P_{\text{out-I}} = f_{\text{shape}} \frac{\dot{m}_{\text{sep},\text{(g)out}} \cdot \mu_{\text{I}}}{2\rho_{\text{I}} \cdot D_{\text{sep}}^2 \cdot S_{\text{sep}}} \cdot \frac{L + L_{\text{eqv}}}{2} \end{cases} \quad (74)$$

$$\begin{cases} \Delta P_{\text{in-I}} = f_{\text{Darcy},\text{in}} \frac{\dot{m}_{\text{in}} \cdot |\dot{m}_{\text{in}}|}{2\rho_{\text{I}} \cdot D_{\text{sep}}^2 \cdot S_{\text{sep}}} \cdot \frac{L + L_{\text{eqv}}}{2} \\ \Delta P_{\text{out-I}} = f_{\text{Darcy},\text{out}} \frac{\dot{m}_{\text{out}} \cdot |\dot{m}_{\text{out}}|}{2\rho_{\text{I}} \cdot D_{\text{sep}}^2 \cdot S_{\text{sep}}} \cdot \frac{L + L_{\text{eqv}}}{2} \end{cases} \quad (75)$$

$$\begin{cases} f_{\text{Darcy},\text{in}} = \left\{ -1.8 \lg \left[\frac{6.9}{Re_{\text{in}}} + \left(\frac{\varepsilon_{\text{rough}}}{3.7D_{\text{sep}}} \right)^{1.11} \right] \right\}^{-2} \\ f_{\text{Darcy},\text{out}} = \left\{ -1.8 \lg \left[\frac{6.9}{Re_{\text{out}}} + \left(\frac{\varepsilon_{\text{rough}}}{3.7D_{\text{sep}}} \right)^{1.11} \right] \right\}^{-2} \end{cases} \quad (76)$$

式(74)-(76)中: f_{shape} 为层流粘性摩擦参数的形状因子值; L_{eqv} 为局部管道阻力参数的等效长度值; f_{Darcy} 为端口A或B处的达西摩擦系数, 达西摩擦系数是根据(77)计算得出的; $\varepsilon_{\text{rough}}$ 为管道内表面绝对粗

糙度参数值。气体粘度 μ_{g} 的经验公式为:

$$\mu_{\text{g}} = 10^{-4} K_{\mu} \exp(X_{\mu} Y_{\mu}) \quad (77)$$

$$K_{\mu} = \frac{(9.4 + 0.02M_{\text{g}})(1.8T_{\text{I}})^{1.5}}{209 + 19M_{\text{g}} + 1.8T_{\text{I}}} \quad (78)$$

$$\begin{cases} Y_{\mu} = 2.4 - 0.2X_{\mu} \\ X_{\mu} = 3.5 + \frac{986}{1.8 \times T_{\text{I}}} + 0.01M_{\text{g}} \end{cases} \quad (79)$$

式(77)-(79)中: μ_{g} 为气体粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$; ρ_{I} 为气体密度; T_{I} 为分离器内部气体温度; M_{g} 为气体的相对分子质量。

2.2.3 分离器碱液部分建模

分离器碱液传质路径包括流入的碱液、流出的碱液、未分离净随气流带出的碱液、分离器联通管流入/流出的碱液以及补水泵补入的水; 当补水泵补水时, 会导致碱液浓度稀释, 为仿真碱液质量分数动态变化过程, 将分离器中碱液总量 $m_{\text{sep},\text{L}}$ 以水总量 $m_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}}$ 与碱性物质总量 $m_{\text{sep},\text{ALK}}$ 分别进行积分计算:

$$\begin{cases} m_{\text{sep},\text{L}} = m_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{sep},\text{ALK}} \\ \omega_{\text{sep},\text{out}} = \frac{m_{\text{sep},\text{ALK}}}{m_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}}} \end{cases} \quad (80)$$

$$m_{\text{sep},\text{H}_2\text{O}} = \int \left[\dot{m}_{\text{sep},\text{(L),in}} \cdot (1 - \omega_{\text{sep},\text{in}}) + \dot{m}_{\text{H}_2\text{O},\text{(L),sup}} - \dot{m}_{\text{sep},\text{(L),out}} \cdot (1 - \omega_{\text{sep},\text{out}}) + \dot{m}_{\text{connect},\text{(L),in}} \cdot (1 - \omega_{\text{connect},\text{(L),in}}) - \dot{m}_{\text{H}_2\text{O},\text{(g),out}} \right] dt \quad (81)$$

$$m_{\text{sep},\text{ALK}} = \int \left(\dot{m}_{\text{sep},\text{(L),in}} \cdot \omega_{\text{sep},\text{in}} - \dot{m}_{\text{sep},\text{(L),out}} \cdot \omega_{\text{sep},\text{out}} + \dot{m}_{\text{connect},\text{(L),in}} \cdot \omega_{\text{connect},\text{(L),in}} - \dot{m}_{\text{ALK},\text{(g),out}} \right) dt \quad (82)$$

式(80)-(82)中: $\dot{m}_{\text{sep},\text{(L),in}}$ 为分离器入口碱液流量; $\omega_{\text{sep},\text{in}}$ 为分离器入口碱液质量分数; $\dot{m}_{\text{H}_2\text{O},\text{(L),sup}}$ 为补水泵输出流量; $\dot{m}_{\text{sep},\text{(L),out}}$ 为分离器出口碱液流量; $\omega_{\text{sep},\text{out}}$ 为分离器出口碱液浓度; $\dot{m}_{\text{connect},\text{(L),in}}$ 为联通管碱液流量; $\omega_{\text{connect},\text{(L),in}}$ 为联通管碱液质量分数。

基于碱液总量即可通过分离器截面积 S_{sep} 算出液相所占体积 $V_{\text{sep},\text{L}}$ 、气体体积以及分离器液位:

$$\begin{cases} \frac{m_{\text{sep},\text{L}}}{\rho_{\text{sep},\text{L}}} = V_{\text{sep},\text{L}} \\ V_{\text{sep},\text{g}} = V_{\text{sep}} - V_{\text{sep},\text{L}} \\ L_{\text{sep},\text{L}} = \frac{V_{\text{sep},\text{L}}}{S_{\text{sep}}} \end{cases} \quad (83)$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{sep,L}} = & 1\,000.51 + 12.143\,5\omega_{\text{sep,out}} - \\ & 0.161\,383\omega_{\text{sep,out}}^2 + 0.002\,202\,09\omega_{\text{sep,out}}^3 - \\ & 1.647\,165\omega_{\text{sep,out}}\sqrt{T_{\text{sep,out}}} + 0.123\,778\omega_{\text{sep,out}}^2\sqrt{T_{\text{sep,out}}} - \\ & 0.001\,996\,01\omega_{\text{sep,out}}^3\sqrt{T_{\text{sep,out}}} + 0.108\,532\omega_{\text{sep,out}}T_{\text{sep,out}} - \\ & 0.009\,953\,4\omega_{\text{sep,out}}^2T_{\text{sep,out}} + \\ & 0.000\,165\,968\omega_{\text{sep,out}}^3T_{\text{sep,out}} \end{aligned} \quad (84)$$

式(83)、(84)中, $\rho_{\text{sep,L}}$ 为分离器内碱液密度。

$$T_{\text{sep,(L),out}} = \int \frac{Q_{\text{sep,(L),in}} - Q_{\text{sep,(L),out}} + Q_{\text{sep,H}_2\text{O,sup}} + Q_{\text{connect,(L),in}} - Q_{\text{sep,dis}}}{m_{\text{sep,L}}C_{\text{sep,L}}} dt \quad (85)$$

$$Q_{\text{sep,(L),in}} = c_{\text{ALK}}\dot{m}_{\text{sep,(L),in}}T_{\text{sep,in}} \quad (86)$$

$$Q_{\text{sep,(L),out}} = c_{\text{ALK}}\dot{m}_{\text{sep,(L),out}}T_{\text{sep,(L),out}} \quad (87)$$

$$Q_{\text{sep,H}_2\text{O,sup}} = c_{\text{H}_2\text{O}}\dot{m}_{\text{H}_2\text{O,(L),sup}}(T_{\text{atm}} - T_{\text{sep,(L),out}}) \quad (88)$$

$$Q_{\text{connect,(L),in}} = c_{\text{ALK}}\dot{m}_{\text{connect,(L),in}}T_{\text{connect,(L),in}} \quad (89)$$

$$Q_{\text{sep,(L),dis}} = \pi d_{\text{sep}}L_{\text{sep,L}}K_{\text{sep,L}}(T_{\text{sep,(L),out}} - T_{\text{atm}}) \quad (90)$$

式(85)-(90)中: T_{atm} 为环境温度; $K_{\text{sep,L}}$ 为分离器与液相换热系数; $\pi d_{\text{sep}}L_{\text{sep,L}}$ 为分离器液相壁换热面积; $c_{\text{H}_2\text{O}}$ 为水比热容 $4\,200\text{ J/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$ 。此外, 气液以相同温度流进分离器, 在此忽略气液在液面之间的换热。分离器气相热流路径包括流入气体的热量 $Q_{\text{sep,(g),in}}$ 、流出气体的热量 $Q_{\text{sep,(g),out}}$ 、分离器与环境热交换 $Q_{\text{sep,(L),dis}}$ 、气体出口温度 $T_{\text{sep,(g),out}}$:

$$T_{\text{sep,(g),out}} = \int \frac{Q_{\text{sep,(g),in}} - Q_{\text{sep,(g),out}} - Q_{\text{sep,(g),dis}}}{C_{\text{sep,g}}(\dot{m}_{\text{in}} + \dot{m}_{\text{out}})} dt \quad (91)$$

$$Q_{\text{sep,(g),in}} = c_g\dot{m}_{\text{sep,(g),in}}T_{\text{sep,in}} \quad (92)$$

$$Q_{\text{sep,(g),out}} = c_g\dot{m}_{\text{sep,(g),out}}T_{\text{sep,(g),out}} \quad (93)$$

$$Q_{\text{sep,(g),dis}} = \pi d_{\text{sep}}(h_{\text{sep}} - L_{\text{sep,L}})K_{\text{sep,g}}(T_{\text{sep,(g),out}} - T_{\text{atm}}) \quad (94)$$

式(91)-(94)中: $K_{\text{sep,g}}$ 为分离器壁与气体换热系数; $\pi d_{\text{sep}}(h_{\text{sep}} - L_{\text{sep,L}})$ 为分离器气相壁换热面积; c_g 为气体比热容。

2.3 分离器联通管

碱性电解槽对压差要求较高, 碱性电解制氢系统工艺中会将氢氧分离器之间分离器设置联通管, 通过控制氢氧分离器液位平衡碱性电解槽氢氧两侧压差, 此处等效为: 截面内径为 d_{connect} , 截面积为 S_{connect} , 长度为 L_{connect} 的长管。

2.3.1 联通管物质流建模

以伯努利方程描述流体中联通管内流速、分离器压强、分离器液位高度三者的定量关系, 确定碱液流向

2.2.4 分离器热量流建模

分离器液相热流路径包括流入碱液的热量 $Q_{\text{sep,(L),in}}$ 、流出碱液的热量 $Q_{\text{sep,(L),out}}$ 、分离器联通管流入/流出碱液的热量 $Q_{\text{connect,(L),in}}$ 、补水泵补入水的热量 $Q_{\text{sep,H}_2\text{O,sup}}$ 、分离器与环境热交换的热量 $Q_{\text{sep,(L),dis}}$ 。建模过程中从简化角度出发将分离器内部进行充分热交换后的平均温度作为循环碱液出口温度 $T_{\text{sep,(L),out}}$:

$$k_{\text{connect,(L)}} = P_{\text{sep,L,an}} - P_{\text{sep,L,cat}} + \rho_{\text{sep,L,an}}gL_{\text{sep,L,an}} - \rho_{\text{sep,L,cat}}gL_{\text{sep,L,cat}} \quad (95)$$

式(95)中, g 为重力系数 9.8 m/s^2 。当 $k_{\text{connect,(L)}} > 0$ 时, 碱液由氧侧分离器流向氢侧, 当 $k_{\text{connect,(L)}} < 0$ 时, 碱液由氢侧分离器流向氧侧, 并以管道损失 h_{fl} 和局部损失 h_{l2} 进行修正联通管内碱液流速, 见式(98):

$$\dot{m}_{\text{connect,(L)}} = V_{\text{connect,(L)}}S_{\text{connect}} \quad (96)$$

$$\rho_{\text{sep,L}}V_{\text{connect,(L)}}^2/2 = k_{\text{connect,(L)}} - h_{\text{fl}} - h_{\text{l2}} \quad (97)$$

$$\begin{cases} h_{\text{fl}} = \lambda_{\text{connect}} \frac{L_{\text{connect}}}{d_{\text{connect}}} \frac{V_{\text{connect,(L)}}^2}{2g} \\ h_{\text{l2}} = \xi_{\text{connect}} \frac{V_{\text{connect,(L)}}^2}{2g} \end{cases} \quad (98)$$

式(98)中: ξ_{connect} 为管道局部损失系数; λ_{connect} 为管道摩擦系数。根据式(99)得出

$$Re_{\text{connect}} = \frac{d_{\text{connect}}\rho_{\text{sep,L}}V_{\text{connect,(L)}}}{\mu_{\text{sep,L}}} \quad (99)$$

式(99)中: $\mu_{\text{sep,L}}$ 粘度根据式(48)得出, 当 $Re_{\text{connect}} < 3\,000$ 时, 碱液处于层流, 摩擦系数根据式(100)计算

$$\lambda_{\text{connect}} = \frac{64}{Re_{\text{connect}}} \quad (100)$$

当 $Re_{\text{connect}} > 3\,000$ 时, 碱液处于紊流, 摩擦系数 λ_{connect} 根据式(101)计算

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_{\text{connect}}}} = -2\lg\left(\frac{\varepsilon_{\text{connect}}}{3.7d_{\text{connect}}} + \frac{2.51}{Re_{\text{connect}}\sqrt{\lambda_{\text{connect}}}}\right) \quad (101)$$

式(101)中, $\varepsilon_{\text{connect}}$ 为联通管粗糙度, $0.000\,45\text{ m}$ 。

2.3.2 联通管热量流建模

分离器流入的碱液通过散热系数为 $K_{\text{connect,L}}$ 的联通管壁散热而导致的温度损失, 联通管出口温度为

$$\begin{aligned} T_{\text{connect,(L)}} = & T_{\text{sep,(L),out}} - \\ & \frac{\pi d_{\text{connect}}L_{\text{connect}}K_{\text{connect,L}}(T_{\text{sep,(L),out}} - T_{\text{atm}})}{\dot{m}_{\text{connect,(L)}}c_{\text{ALK}}} \end{aligned} \quad (102)$$

2.4 混合器

2.4.1 混合器物质流建模

循环碱液从氢氧分离器流出后进入混合器, 碱液浓度、压力中和后再流出, 混合器出口压力 $P_{\text{mix,out}}$ 以及混合后碱液浓度方程为

$$\dot{m}_{\text{mix,(L),out}} = \dot{m}_{\text{sep,(L),out,an}} + \dot{m}_{\text{sep,(L),out,cat}} \quad (103)$$

$$P_{\text{mix,out}} = \frac{\dot{m}_{\text{sep,(L),out,an}} P_{\text{sep,L,an}} + \dot{m}_{\text{sep,(L),out,cat}} P_{\text{sep,L,cat}}}{\dot{m}_{\text{mix,(L),out}}} \quad (104)$$

$$\omega_{\text{mix,out}} = \frac{\dot{m}_{\text{sep,(L),out,an}} \omega_{\text{sep,out,an}} + \dot{m}_{\text{sep,(L),out,cat}} \omega_{\text{sep,out,cat}}}{\dot{m}_{\text{mix,(L),out}}} \quad (105)$$

2.4.2 混合器热量流建模

进入混合器的循环碱液混合温度为 T_{mix} , 后通过散热系数为 $K_{\text{mix,L}}$ 、接触面积为 S_{mix} 的混合器管壁散热而导致的温度损失, 混合器出口温度 $T_{\text{mix,out}}$ 为:

$$T_{\text{mix}} = \frac{\dot{m}_{\text{sep,(L),out,an}} T_{\text{sep,(L),out,an}} + \dot{m}_{\text{sep,(L),out,cat}} T_{\text{sep,(L),out,cat}}}{\dot{m}_{\text{mix,(L),out}}} \quad (106)$$

$$T_{\text{mix,out}} = T_{\text{mix}} - \frac{S_{\text{mix}} \cdot K_{\text{mix,L}} (T_{\text{mix}} - T_{\text{atm}})}{\dot{m}_{\text{mix,(L),out}} c_{\text{ALK}}} \quad (107)$$

2.5 换热器

循环碱液和冷却水在换热器单元进行充分热交换, 换热器内部分为热端和冷端两个部分, 热端通过循环碱液连接电解槽和分离器, 后通过散热系数为 $K_{\text{ex,L}}$ 、接触面积为 S_{ex} 的换热器管壁散热而导致的进一步温度损失, 冷端通过冷却水连接风扇散热和水箱, 以换热器为研究对象建立热量平衡方程 ($S_{\text{mix}} \cdot K_{\text{mix,L}}$ 热端):

$$T_{\text{ex,out}} = \int \frac{Q_{\text{ex,in}} - Q_{\text{ex,out}} - Q_{\text{dis,ex,t}} - Q_{\text{ex}}}{C_{\text{ex}}} dx \quad (108)$$

$$Q_{\text{ex,in}} = c_{\text{ALK}} \dot{m}_{\text{mix,(L),out}} T_{\text{mix,out}} \quad (109)$$

$$Q_{\text{ex,out}} = c_{\text{ALK}} \dot{m}_{\text{mix,(L),out}} T_{\text{ex,out}} \quad (110)$$

$$Q_{\text{dis,ex,t}} = S_{\text{ex}} \cdot K_{\text{ex,L}} (T_{\text{ex,out}} - T_{\text{atm}}) \quad (111)$$

冷端一般采用乙二醇和水一比一混合液体, $\omega_{\text{cool}} = 50\%$, 代入式(117)可得比热容 c_{cool} 。

$$T_{\text{c,out}} = \int \frac{Q_{\text{cool,c,in}} - Q_{\text{cool,c,out}} + Q_{\text{ex}}}{C_{\text{c}}} dx \quad (112)$$

$$Q_{\text{cool,c,in}} = c_{\text{cool}} \dot{m}_{\text{cool}} T_{\text{c,in}} \quad (113)$$

$$Q_{\text{cool,c,out}} = c_{\text{cool}} \dot{m}_{\text{cool}} T_{\text{c,out}} \quad (114)$$

$$Q_{\text{ex}} = k_{\text{ex}} A_{\text{ex}} \Delta T_{\text{t}} \quad (115)$$

$$\Delta T_{\text{t}} = \frac{(T_{\text{mix,out}} - T_{\text{c,out}}) - (T_{\text{ex,out}} - T_{\text{c,in}})}{\ln[(T_{\text{mix,out}} - T_{\text{c,out}})/(T_{\text{ex,out}} - T_{\text{c,in}})]} \quad (116)$$

$$c_{\text{cool}} = 4186 - 23.5 \times \omega_{\text{cool}} \times 100 \quad (117)$$

2.6 气路背压阀

背压阀模型一般为一个带有可移动闸板的孔口, 作为流量控制装置。阀门的开启面积是根据阀瓣瞬时重叠部分调整的孔径区域, 浇口与型腔之间的重叠面积由开度 $L_{\text{Valve,(g)}}$ 计算得出

$$S_{\text{Valve,(g),open}} = \frac{\pi d_{\text{Valve,(g)}}^2}{4} - \frac{d_{\text{Valve,(g)}}^2}{2} \arccos L_{\text{Valve,(g)}} - \frac{L_{\text{Valve,(g)}} d_{\text{Valve,(g)}}}{2} \sqrt{d_{\text{Valve,(g)}}^2 - L_{\text{Valve,(g)}}^2} \quad (118)$$

式(118)中: $S_{\text{Valve,(g),open}}$ 为瞬时阀口开度面积; $d_{\text{Valve,(g)}}$ 为阀门直径。

出口流量流经喷嘴的流量速率与上游压力 $P_{\text{sep,out}}$ (分离器出口压力), 以及喷嘴的下游压力 P_{amb} (大气压 101 325 Pa), 流动特性通过临界压比分为两个区域。

对于亚临界流态, 即 $\frac{P_{\text{amb}}}{P_{\text{sep,out}}} > \left(\frac{2}{\gamma_g + 1}\right)^{\frac{\gamma_g}{\gamma_g - 1}}$ (γ_g 为气体比热容之比, 对于氢气/氧气而言, $\gamma_g = 1.4$, 且临界压力比等于 0.528), 分离器出口气体质量流量可通过式(119)进行计算

$$\dot{m}_{\text{sep,(g),out}} = \frac{C_{\text{Valve,(g),D}} S_{\text{Valve,(g),open}} P_{\text{amb}}}{\sqrt{RT_{\text{sep,(g),out}}}} \left(\frac{P_{\text{amb}}}{P_{\text{sep,out}}}\right)^{\frac{1}{\gamma_g}} \left\{ \frac{2\gamma_g}{\gamma_g - 1} \left[1 - \left(\frac{P_{\text{amb}}}{P_{\text{sep,out}}}\right)^{\frac{\gamma_g - 1}{\gamma_g}} \right] \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (119)$$

式(119)中: $C_{\text{Valve,(g),D}}$ 为喷嘴的排量系数。对于临界流(或阻流), 即 $\frac{P_{\text{amb}}}{P_{\text{sep,out}}} > \left(\frac{2}{\gamma_g + 1}\right)^{\frac{\gamma_g}{\gamma_g - 1}}$, 质量流量

可通过式(120)进行计算

$$\dot{m}_{\text{sep,(g),out}} = \frac{C_{\text{Valve,(g),D}} S_{\text{Valve,(g),open}} P_{\text{amb}}}{\sqrt{RT_{\text{sep,(g),out}}}} \gamma_g^{\frac{1}{2}} \left(\frac{2}{\gamma_g + 1}\right)^{\frac{\gamma_g + 1}{2(\gamma_g - 1)}} \quad (120)$$

2.7 水路冷却阀

冷却阀模型开口面积计算与气体背压阀类似, 其中: $S_{\text{Valve,(L),open}}$ 为瞬时阀口开度面积; $d_{\text{Valve,(L)}}$ 为阀门直径。根据开度 $L_{\text{Valve,(L)}}$ 计算得出阀门开口面积

$$S_{\text{Valve,(L),open}} = \frac{\pi d_{\text{Valve,(L)}}^2}{4} - \frac{d_{\text{Valve,(L)}}^2}{2} \arccos \frac{L_{\text{Valve,(L)}}}{d_{\text{Valve,(L)}}} - \frac{L_{\text{Valve,(L)}} d_{\text{Valve,(L)}}}{2} \sqrt{d_{\text{Valve,(L)}}^2 - L_{\text{Valve,(L)}}^2} \quad (121)$$

通过阀门的液体质量流量 $\dot{m}_{\text{cool}}$ (冷却水) 计算公式为

$$\dot{m}_{\text{cool}} = \frac{C_{\text{Valve,(L),D}} S_{\text{Valve,(L),open}} \sqrt{2\rho_{\text{cool}}} \Delta P_{\text{cool}}}{\sqrt{PR_{\text{loos}} \left[1 - \left(\frac{S_{\text{Valve,(L),open}}}{S_{\text{Valve,(L),port}}} \right)^2 \right]} (\Delta P_{\text{cool}}^2 + \Delta P_{\text{Valve,crit}}^2)^{\frac{1}{4}}} \quad (122)$$

式(122)中: $C_{\text{Valve,(L),D}}$ 为泄放系数; $S_{\text{Valve,(L),port}}$ 为阀门横截面积; ρ_{cool} 为冷却液体密度; ΔP_{cool} 为冷却阀门进出口压差; $\Delta P_{\text{Valve,crit}}$ 为临界压力差, 由式

$$PR_{\text{loos}} = \frac{\sqrt{1 - \left(\frac{S_{\text{Valve,(L),open}}}{S_{\text{Valve,(L),port}}} \right)^2 (1 - C_{\text{Valve,(L),D}}^2) - C_{\text{Valve,(L),D}} \frac{S_{\text{Valve,(L),open}}}{S_{\text{Valve,(L),port}}}}}{\sqrt{1 - \left(\frac{S_{\text{Valve,(L),open}}}{S_{\text{Valve,(L),port}}} \right)^2 (1 - C_{\text{Valve,(L),D}}^2) + C_{\text{Valve,(L),D}} \frac{S_{\text{Valve,(L),open}}}{S_{\text{Valve,(L),port}}}}} \quad (125)$$

式(123)-(125)中: 冷却液混合比 $\omega_{\text{cool}} = 50\%$; $v_{\text{Valve,cool}}$ 为冷却液过阀流速; Re_{crit} 为临界雷诺数, 一般取 150。

2.8 补水泵

由于柱塞泵(piston pump)具有结构紧凑、功率大、压力高、容积效率高等优点, 因此被广泛应用制氢系统内需要耐高压补水系统中, 设柱塞数为 $Z_{\text{p,pump}}$, 则柱塞泵的平均流量 $\dot{m}_{\text{p,pump,s}}$ 为

$$\dot{m}_{\text{p,pump,s}} = \frac{\pi d_{\text{p,pump}}^2}{2} Z_{\text{p,pump}} n_{\text{p,pump}} R_{\text{p,pump}} \eta_{\text{V}} \tan \gamma_{\text{p,pump}} \quad (126)$$

式(126)中: $d_{\text{p,pump}}$ 为柱塞直径; $R_{\text{p,pump}}$ 为柱塞分布圆直径; $\gamma_{\text{p,pump}}$ 泵斜盘倾角, 一般为 $\pi/6$; $n_{\text{p,pump}}$ 为柱塞泵转速; η_{V} 为柱塞泵容积效率, 一般为 99%。

由柱塞泵运动学分析可知, 柱塞泵工作过程, 柱塞速度按正弦规律变化, 因此柱塞排出的流量也是按正弦规律变化, $Z_{\text{p,pump}}$ 个柱塞均匀地分布在缸体周围同时工作, 并且运动规律相同, 只是初相位不同, 当 $Z_{\text{p,pump}}$ 为偶数时柱塞泵的瞬时流量为

$$\left\{ \begin{aligned} \dot{m}_{\text{p,pump,d}} &= \frac{\pi^2 d_{\text{p,pump}}^2}{2} R_{\text{p,pump}} n_{\text{p,pump}} \tan \gamma_{\text{p,pump}} \cdot \\ &\cos \left(\frac{\alpha_{\text{p,pump}}}{2} - \varphi_{\text{p,pump}} \right) \\ \alpha_{\text{p,pump}} &= \frac{\pi}{Z_{\text{p,pump}}} \end{aligned} \right. \quad (127)$$

式(127)中: $\varphi_{\text{p,pump}}$ 为柱塞泵瞬时相位; $\alpha_{\text{p,pump}}$ 为两个相邻柱塞的夹角; 当 $Z_{\text{p,pump}}$ 为奇数时柱塞泵的瞬时流量为

(124)可得, PR_{loos} 为阀门因面积减少而产生压力损失, 由式(125)可得:

$$\rho_{\text{cool}} = 0.9983 - 3.234 \times 10^{-3} \omega_{\text{cool}} + 1.352 \times 10^{-5} \omega_{\text{cool}}^2 - 1.628 \times 10^{-7} \omega_{\text{cool}}^3 + 6.531 \times 10^{-10} \omega_{\text{cool}}^4 \quad (123)$$

$$\left\{ \begin{aligned} \Delta P_{\text{Valve,crit}} &= \frac{\pi \rho_{\text{cool}}}{8 S_{\text{Valve,(L),open}}} \left(\frac{v_{\text{Valve}} Re_{\text{crit}}}{C_{\text{Valve,(L),D}}} \right)^2 \\ v_{\text{Valve,cool}} &= \frac{\dot{m}_{\text{cool}}}{\rho_{\text{cool}} S_{\text{Valve,(L),open}}} \end{aligned} \right. \quad (124)$$

$$\left\{ \begin{aligned} \dot{m}_{\text{p,pump,d}} &= \frac{\pi^2 d_{\text{p,pump}}^2}{2} R_{\text{p,pump}} n_{\text{p,pump}} \tan \gamma_{\text{p,pump}} \\ &\cos \left(\frac{3\alpha_{\text{p,pump}}}{2} - \varphi_{\text{p,pump}} \right) \\ &2 \sin \frac{\alpha_{\text{p,pump}}}{2} \end{aligned} \right. \quad (128)$$

补水实际动态流量 $\dot{m}_{\text{H}_2\text{O,(L),sup}}$ 为

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O,(L),sup}} = \dot{m}_{\text{p,pump,d}} + \dot{m}_{\text{p,pump,s}} \quad (129)$$

补水泵运行功率 $P_{\text{p,pump}}$ 为

$$P_{\text{p,pump}} = \frac{\dot{m}_{\text{p,pump,s}} (P_{\text{sep,I}} - P_{\text{amb}})}{600 \eta_{\text{t}}} \quad (130)$$

式(130)中: η_{t} 为柱塞泵电机效率; 泵前压力为 P_{amb} 常压; 泵后压力为分离器内部压力 $P_{\text{sep,I}}$ 。

2.9 离心泵(循环泵/冷却泵)

碱性制氢系统动态模型中循环水流量通过离心泵(centrifugal pump)频率 $f_{\text{c,pump}}$ (20~50 Hz) 进行控制, 循环水泵模块采用如下方程^[28]对循环碱液流量 $\dot{m}_{\text{cir}}$ 、电机效率 $\eta_{\text{c,pump}}$ 、扬程 $H_{\text{c,pump}}$ 、泵功率 $P_{\text{c,pump}}$ 进行建模:

$$\left\{ \begin{aligned} \dot{N}_{\text{cir}} &= N_{\text{c,pump,e}} (0.02178 \times f_{\text{c,pump}} - 0.01734) \\ \dot{m}_{\text{cir}} &= \dot{N}_{\text{cir}} \rho_{\text{L}} \end{aligned} \right. \quad (131)$$

$$\eta_{\text{c,pump}} = -0.000996 f_{\text{c,pump}}^3 + 0.083910 f_{\text{c,pump}}^2 - 0.947021 f_{\text{c,pump}} + 3.772524 \quad (132)$$

$$\left\{ \begin{aligned} H_{\text{c,pump}} &= H_{\text{c,pump,e}} (0.1139 - 0.0187 f_{\text{c,pump}} + 0.0387 \dot{N}_{\text{cir}} + 0.000731 f_{\text{c,pump}}^2 - 0.00286 f_{\text{c,pump}} \dot{N}_{\text{cir}} + 0.00359 \dot{N}_{\text{cir}}^2) \\ P_{\text{c,pump,e}} &= \dot{N}_{\text{cir}} \rho_{\text{L}} g H_{\text{c,pump}} \\ P_{\text{c,pump}} &= \frac{P_{\text{c,pump,e}}}{\eta_{\text{c,pump}}} \end{aligned} \right. \quad (133)$$

$$\left\{ \begin{aligned} P_{\text{c,pump,e}} &= \dot{N}_{\text{cir}} \rho_{\text{L}} g H_{\text{c,pump}} \\ P_{\text{c,pump}} &= \frac{P_{\text{c,pump,e}}}{\eta_{\text{c,pump}}} \end{aligned} \right. \quad (134)$$

式(131)-(134)中: $N_{\text{c,pump,e}}$ 为额定体积流量; $H_{\text{c,pump,e}}$ 为循环泵额定扬程; $P_{\text{c,pump,e}}$ 为有效功率; $P_{\text{c,pump}}$ 为电机功率。

2.10 冷却循环回路

冷却水从冷却循环泵流出后,经过冷却阀门分流,一部分冷却水流 $\dot{m}_{\text{cool}}$ 参与与碱性制氢系统换热器换热,另一部分为旁路冷却水 $\dot{m}_{\text{side,cool}}$,两路冷却水先在三通管道汇流后进入冷却风机,汇流后冷却液温度 $T_{\text{fun,in}}$ 为:

$$\dot{m}_{\text{side,cool}} = \dot{m}_{\text{cir,cool}} - \dot{m}_{\text{cool}} \quad (135)$$

$$T_{\text{fun,in}} = \frac{\dot{m}_{\text{side,cool}} T_{\text{fun,out}} + \dot{m}_{\text{cool}} T_{\text{c,out}}}{\dot{m}_{\text{side,cool}} + \dot{m}_{\text{cool}}} \quad (136)$$

冷却液进入风机后,冷却水和空气在面积为 S_{fun} 换热板处进行热交换,空冷段为数量为 n_{fun} 的风扇,单风扇风量为 $\dot{N}_{\text{air}}$,风机出口温度为:

$$T_{\text{fun,out}} = T_{\text{fun,in}} - \frac{S_{\text{fun}} \cdot K_{\text{fun,L}} (T_{\text{fun,out}} - T_{\text{atm}})}{c_{\text{cool}} (\dot{m}_{\text{side,cool}} + \dot{m}_{\text{cool}})} \quad (137)$$

$$K_{\text{fun,L}} = -13.68 \times (n_{\text{fun}} \dot{N}_{\text{air}} \rho_{\text{air}})^2 + 70.56 \times (n_{\text{fun}} \dot{N}_{\text{air}} \rho_{\text{air}}) + 5.13 \quad (138)$$

式(137)、(138)中: $K_{\text{fun,L}}$ 为空冷换热板换热系数;由式(138)得出, ρ_{air} 为空气密度 1.239 kg/m^3 。

2.11 系统故障方程

碱性电解制氢系统典型故障主要包含温度超限、进出口压差超限、液位异常、碱液浓度偏离、电流电压超限等工况;本节在温度、压力、碱液浓度等常规机理方程基础上,补充建立系统漏液及电解槽内部缺水两类典型故障的动态仿真模型。

2.11.1 碱性电解槽漏液建模

电解槽漏液通常发生于密封垫片老化、螺栓预紧力不均或极板腐蚀等场景。漏液会导致碱液流失、浓度波动、使系统外部接地电阻显著下降。为评估接地故障电流及保护装置动作阈值,建立外部接地电阻 R_g 与漏液特征量之间的动态关系,假设漏液孔位于电解槽下部液相区域,泄漏过程视为不可压缩流体通过小孔的出流,碱液泄漏总量 $m_{\text{leak,total}}$ 由式(139)计算

$$m_{\text{leak,total}} = \int C_{\text{d,leak}} A_{\text{d,leak}} \sqrt{2\rho_{\text{ALK}}(P_{\text{st}} - P_{\text{atm}})} dt \quad (139)$$

式(139)中: $C_{\text{d,leak}}$ 为泄漏系数; $A_{\text{d,leak}}$ 为等效泄漏孔面积, m^2 ; ρ_{ALK} 为碱液密度, kg/m^3 ; P_{st} 为电解槽内部压力, Pa ; P_{atm} 为环境压力, Pa 。

液膜覆盖面积 A_{spill} 与漏液量近似呈线性关系,液膜厚度 δ_{film} 假设恒定(取 $0.5 \sim 2 \text{ mm}$),其中 A_{max} 为最大可能污染面积,则液膜电阻 R_{film} 为:

$$A_{\text{spill}} = \min(A_{\text{max}}, k_{\text{area}} m_{\text{leak,total}}) \quad (140)$$

$$R_{\text{film}} = \frac{\delta_{\text{film}}}{\sigma_{\text{ALK}} A_{\text{spill}}} \quad (141)$$

碱液电导率 σ_{ALK} 由式(11)给出,随温度和浓度变化。系统外部接地电阻 R_g 由原始接地电阻 R_{g0} (无漏液时的接地电阻)与液膜电阻并联而成

$$R_g = \frac{1}{\frac{1}{R_{g0}} + \frac{1}{R_{\text{film}}}} \quad (142)$$

2.11.2 电解槽内部缺水建模

碱性电解槽在运行过程中,由于沉淀物、气泡或杂质堵塞流道,会导致流动阻力增加。定义堵塞因子 φ_{Block} 为有效流通截面积 $A_{\text{st,eff}}$ 的减小比例,假设碱液流动为湍流,局部阻力占主导,则电解槽进出口压差为

$$A_{\text{st,eff}} = A_{\text{st},0} (1 - \varphi_{\text{Block}}) \quad (143)$$

$$\Delta P_{\text{st,in-out}} = \frac{\xi_{\text{Block}}}{2\rho_{\text{ALK}} A_{\text{st},0}^2 (1 - \varphi_{\text{Block}})^2} \dot{m}_{\text{st,(L),in}}^2 \quad (144)$$

式(143)、(144)中: $A_{\text{st},0}$ 为无堵塞时的有效流通面积; $A_{\text{st,eff}}$ 为堵塞后的实际面积。

实际系统中碱液由离心泵驱动,电解槽进出口压差 ΔP 与体积流量 $\frac{\dot{m}_{\text{st,(L),in}}}{\rho_{\text{ALK}}}$ 的关系为

$$\Delta P = \rho_{\text{ALK}} g [H_{\text{c,pump,e}} - k_{\text{pump}} (\frac{\dot{m}_{\text{st,(L),in}}}{\rho_{\text{ALK}}})^2] \quad (145)$$

式(145)中: ρ_{ALK} 为碱液密度; g 为重力加速度; $H_{\text{c,pump,e}}$ 为泵的额定扬程; k_{pump} 为泵的阻力系数。

联立解得碱液流量 $\dot{m}_{\text{st,(L),in}}$ 关于堵塞因子 φ_{Block} 的表达式

$$\dot{m}_{\text{st,(L),in}} = \sqrt{\frac{\rho_{\text{ALK}} g H_{\text{c,pump,e}}}{g k_{\text{pump}} + \frac{\xi_{\text{Block}}}{2\rho_{\text{ALK}} A_{\text{st},0}^2 (1 - \varphi_{\text{Block}})^2}}} \quad (146)$$

3 碱性制氢系统动态模型仿真结果

基于前文各单元数学模型构建单槽(额定功率 1 MW)的碱性电解制氢系统模块化动态建模,通过加载与文献中的实验数据^[29]一致的电流条件进行系统关键参数辨识(表1)及动态过程仿真,并与试验数据对比以验证模型的有效性,结果见图6。模型可模拟系统运行过程中电流电压参数的动态变化特征,电流动态仿真误差为 0.08% ,电解槽电压动态仿真误差约 0.41% ,证明该模型可有效模拟工程场景下系统的真实运行特性。

表1 电解制氢系统参数辨识结果

Table 1 Parameter identification results of alkaline water electrolysis system

结构参数	数值
双电层电容 C_{dl} /mF	0.6
隔膜弯曲度 τ_m /(mm·m ⁻¹)	2.18
隔膜孔隙率 p_m /%	42
隔膜厚度 δ_m /m	0.5×10^{-3}
电极面积 S_m /m ²	0.5
气泡覆盖系数 C_{bubble}	0.2
阳极电极厚度 δ_a /m	0.2×10^{-3}
阴极电极厚度 δ_c /m	0.2×10^{-3}

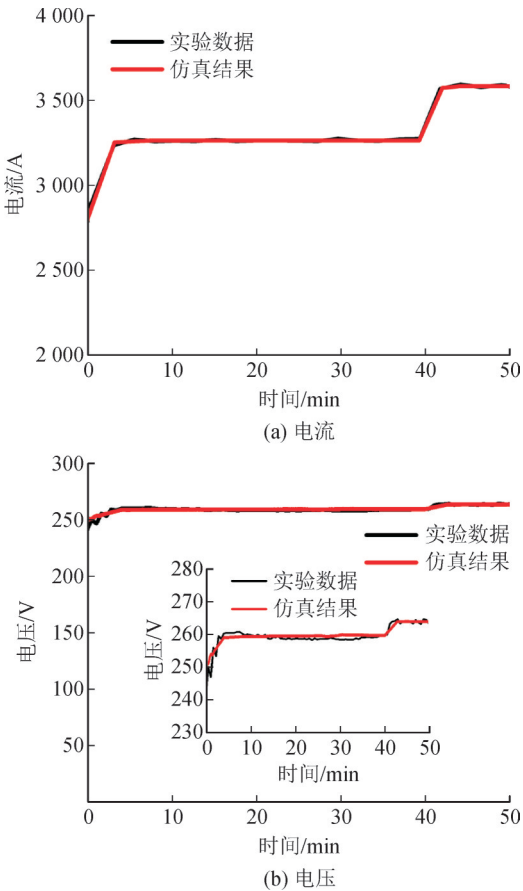


图6 碱性电解制氢系统关键参数动态过程仿真与试验对比

Fig. 6 Comparison dynamic process simulation and experiment of key parameters for alkaline water electrolysis system

3.1 参数关联关系分析

3.1.1 多参数影响规律分析

基于本研究所建动态模型,探究碱性电解槽极化特性的多参数耦合调控机制。通过极化曲线分解,定量解析了总槽压各组分占比,并阐明了电解液质量分数、工作温度、操作压力对电位的非线性协同作用规律,弥补了现有模型仅关注单参数影响、缺乏非线性耦合定量描述的不足。仿真结果(图7)

表明:电解液质量分数处于10%~30%时,碱液质量分数越高,碱液电导率提升1.9倍,电解槽性能显著提升,当质量分数超过30%后碱液黏度急剧增大、离子迁移速率显著下降,电导率反而逐渐降低,导致电解性能下降,该变化规律与碱性制氢系统运行规范一致,30%为最优质量分数;工作温度升高可通过加速电化学反应动力学、全面降低欧姆与活化电阻,使极化曲线整体下移,槽压大幅降低约180 mV@2 500 A/m²(25 ℃提升至65 ℃);而操作压力升高因增加气体分压而加剧极化,压力由0.1 MPa升至0.5 MPa时槽压上升约40 mV@2 500 A/m²@65 ℃,上述定量规律为碱性制氢系统高效运行与多参数协同优化提供了理论依据。

3.1.2 气泡覆盖度的多参数影响规律

现有静态气泡模型忽略了电解液流量对气泡覆盖率的动态冲刷作用,无法准确描述变工况下气泡覆盖度的实时演化规律。因此修正气泡覆盖率与温度流量的关联关系方程并厘清电解液流量、温度、压力对气泡覆盖度的协同影响规律至关重要。仿真结果(图8)表明:电流密度增大,电极表面氢、氧气生成速率加快,气泡覆盖度呈幂函数型上升,3 000 A/cm²电流密度下电极有效面积仅75%~85%;当电解液流量从0提高至50 m³/h,电流密度下的气泡覆盖度可下降约50%以上,证实了电解液流量通过冲刷堆气泡覆盖度显著的抑制作用;此外,工作温度对气泡浮升脱离过程至关重要,当温度高于50 ℃时,高温则有助于气泡脱落,当温度处于20~50 ℃时需考虑碱液粘度变化导致的气泡难以脱离的现象,该规律验证了碱液流量修正项在模型中的必要性,为工程上通过调控电解液流量优化气泡特性、降低极化损失提供理论支撑。

3.1.3 气体交叉量的多参数影响规律

此外,本研究动态模型细化了气体在碱液中的溶解过程,突破了现有模型的简化处理,能够系统开展氢氧气体交叉传递机制与多参数影响规律研究(图9),以氧中氢(HTO)体积分数为核心指标,模型可精准解析隔膜扩散、差压对流、碱液溶解交叉3种渗透方式的贡献占比,同时定量研究操作压差、隔膜结构参数、电解液流量、工作温度等参数对气体渗透量的调控规律,结果表明操作压差与隔膜孔隙率是影响产品气体纯度的最关键因素,当隔膜孔隙率从0.1增加至0.5时,HTO体积分数由约0.1%上升至0.4%;操作压差提升5倍时,HTO体积分数从0.02%增至0.60%左右,呈现数量级增长。而温度、流量等参数的影响相对平缓。综上,该动态模型可实现对气体交叉规律的多维度解析,为隔膜结构优

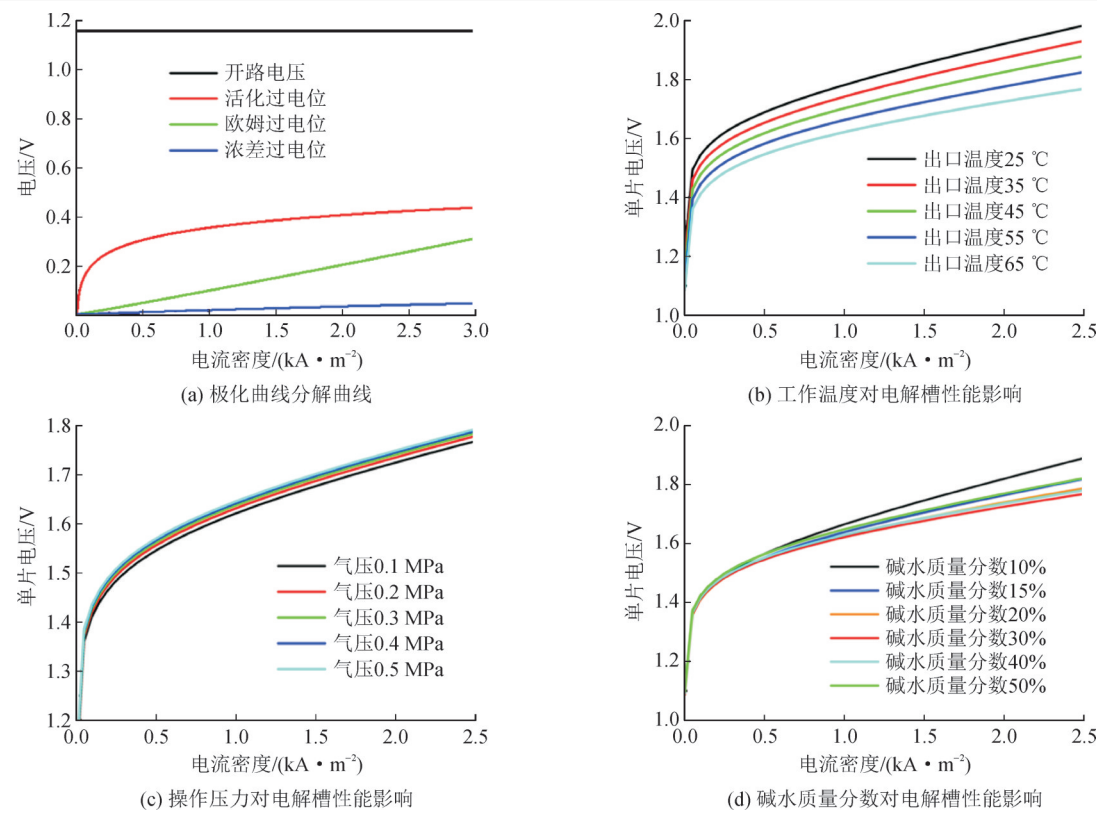


图7 碱性电解槽极化曲线分解与多参数影响规律分析

Fig. 7 Polarization curve decomposition and multi-parameter influence analysis for alkaline water electrolysis cells

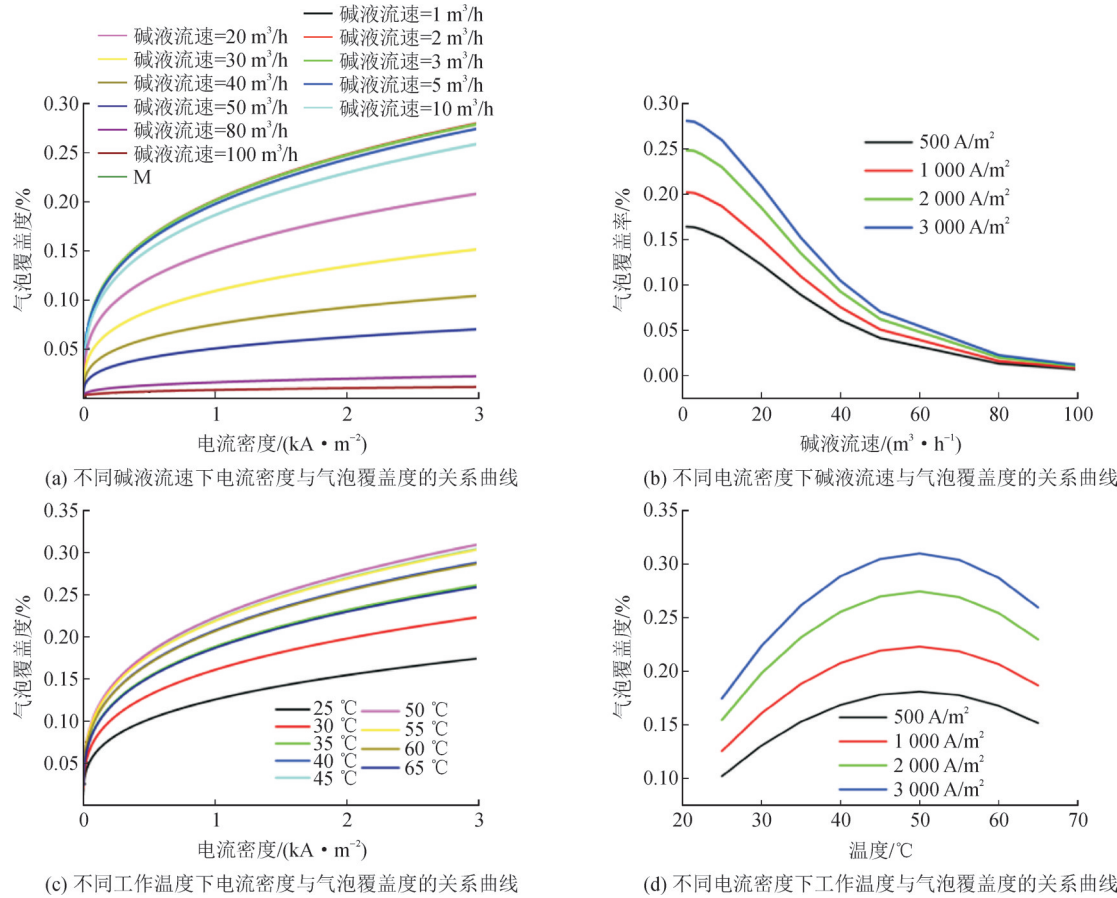


图8 碱性电解制氢系统气泡覆盖度不同参数影响规律分析

Fig. 8 Analysis on the influence law of different parameters on bubble coverage in alkaline water electrolysis system

化、系统操作参数匹配、产品气体纯度提升策略研究提供了理论支撑。

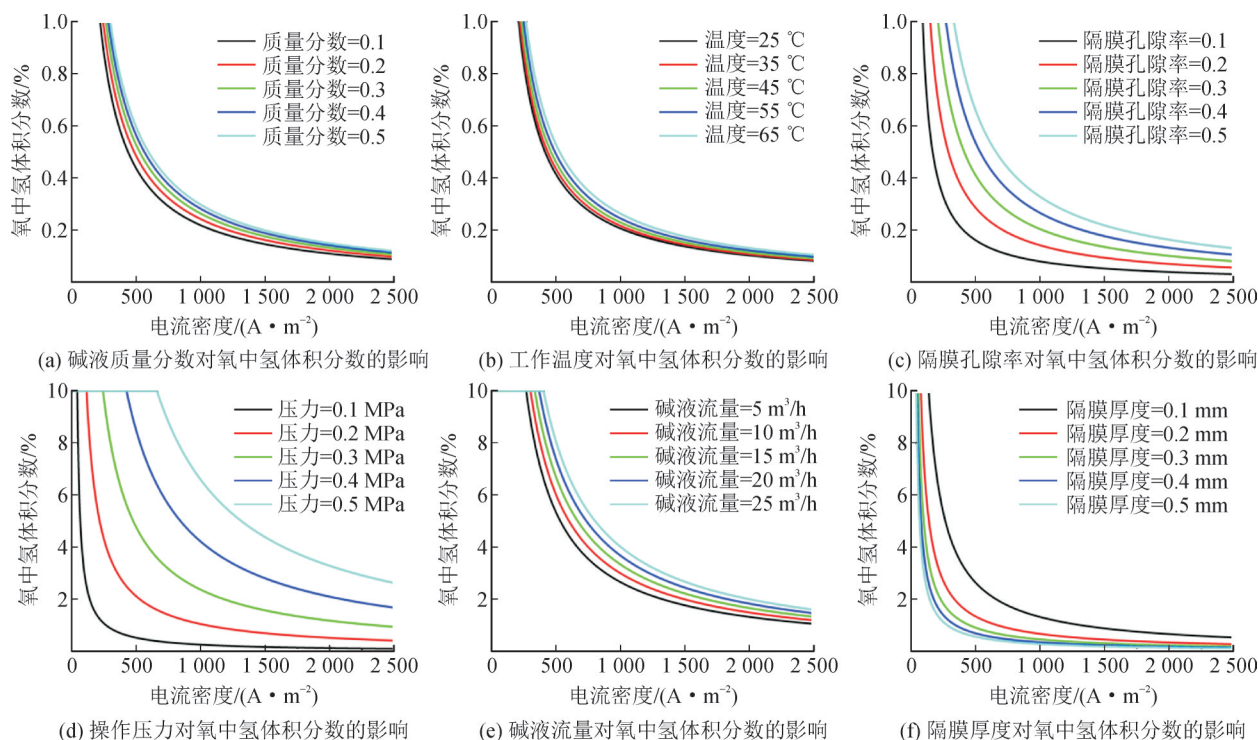


图9 碱性电解制氢系统氧中氢体积分数不同参数影响规律分析

Fig. 9 Analysis on the influence law of different parameters on hydrogen content in alkaline water electrolysis system

3.2 运行—故障工况动态仿真

3.2.1 启停变载工况仿真

当前,现有仿真模型多局限于运行状态(稳态、变载运行等)模拟且分析的时间尺度单一,难以真实反映实际运行中启动—停机切换时的动态过程与多时间尺度耦合特性。针对这一不足,本研究创新了多时间尺度耦合动态仿真建模方法,并基于模型开展了系统热备用转运行、多段升降载、运行转停机全过程运行特性仿真见图 10。该模型可区分并同步表征毫秒级快速电响应参数(如电解槽电压约 400 ms 滞后升载)、秒级响应参数(如氢氧两侧压力跟随液位突变出现 200 ~ 400 s 震荡)以及分钟级缓变参数(如降载后氧中氢体积分数 15 min 后激增),有效捕捉各参数在工况切换过程中的滞后性与耦合性特征,充分证明了本模型在刻画系统全流程、多节点参数、多时间尺度动态行为方面的优势,为电解制氢运行状态切换策略优化提供了可靠的仿真支撑。

3.2.2 故障工况下系统动态特性仿真

漏液与缺水作为系统典型的液相故障,会引发发电—热—质参数的连锁异常变化。依托本动态模型开展两类故障工况的动态仿真。通过设置漏液面积与压力,开展漏液故障的发生过程模拟。图 11(a)

结果表明,当电解槽运行压力为 0.5 MPa 以及 0.3 MPa,缝隙面积约 0.1 mm² 时,漏液形成的液膜使系统外部接地电阻呈幂函数型降低,均在 5 min 内接地电阻降低 99.99%,将诱发电气安全隐患。图 11(b)-(d) 结果表明,堵塞因子导致有效流通截面积减小,电解槽进出口压差随堵塞程度增加呈平方型上升。当碱液入槽流量瞬时下降后,电解槽电压显著上升,同时,电解液流量不足导致换热效果下降,电解槽产热无法及时散出,出口温度在短时间内超限。综上所述,模型可准确捕捉故障下的参数演变规律,为故障诊断与预警提供依据。

3.3 协同运行控制仿真

传统碱性电解制氢系统参数控制多基于独立的热质流模型或基于简单解耦模型(2-3 项参数解耦)开展策略研究,未考虑多参数间的耦合效应,易出现控制滞后、参数超调等问题。针对这一瓶颈,本研究构建的制氢系统电—热—质耦合动态模型,弥补了现有模型忽略多物理场强耦合效应的不足问题,实现温度、压力、液位、电流、补水量等多参量的联合仿真与解耦协同控制。以 5 项参量系统解耦方程(147)为例开展多参数协同控制与独立 PID 控制对比,结果见图 12,当制氢系统工况波动与补液波动同时进行,独立 PID 控制下的氢氧压力及电解槽

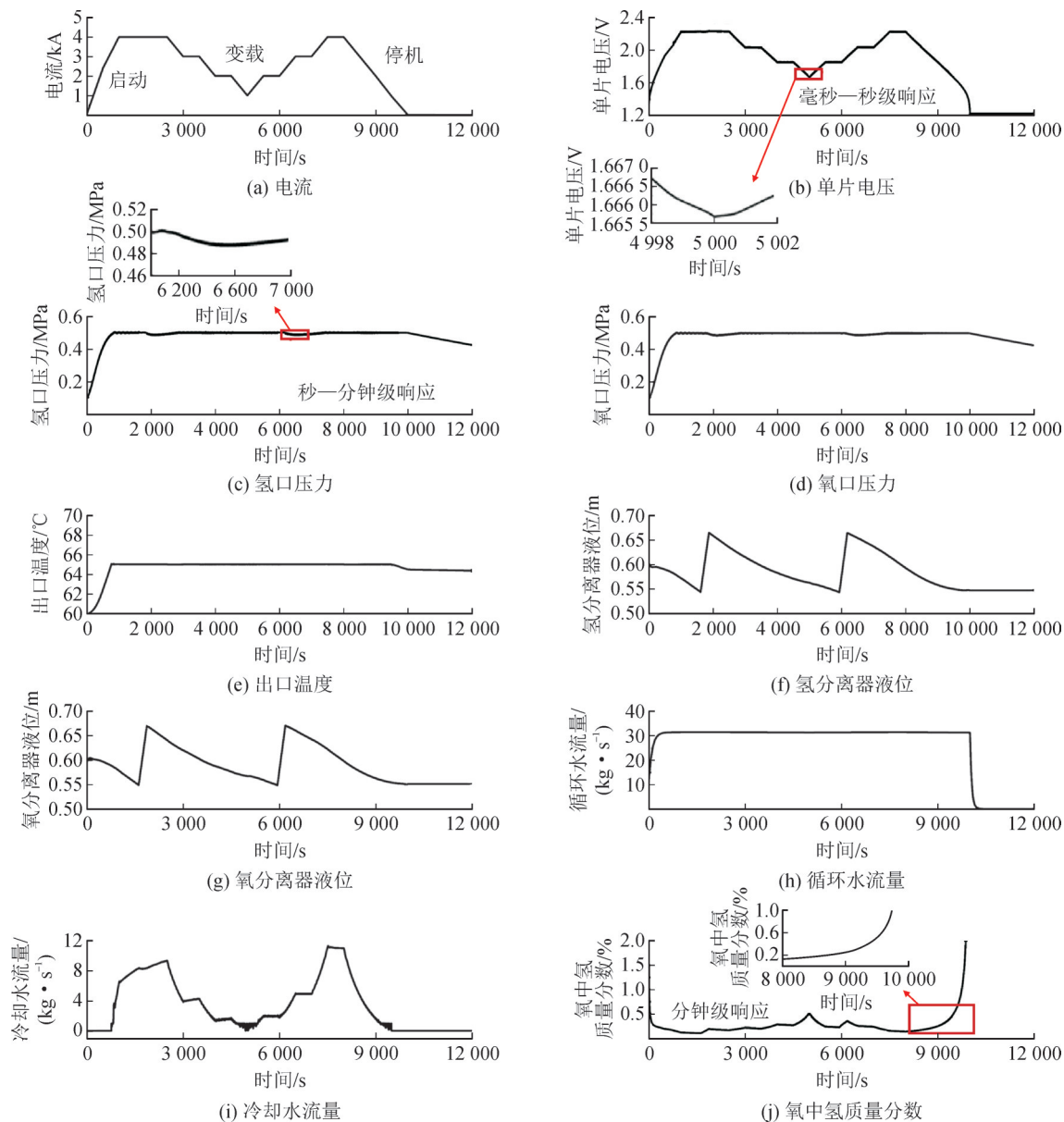


图 10 碱性电解制氢系统各节点参数动态响应特性仿真

Fig. 10 Simulation on dynamic response characteristics of parameters at each node in alkaline water electrolysis system

出口温度均出现明显的超调与振荡,说明各参数间的耦合干扰显著;采用解耦协同控制则可对多参数间的控制输出进行修正,有效抑制参数超调与振荡。结果见图 12(c)-(d),通过引入电流大小、补水量等扰动参量修正冷却阀门开度,实现温度控制最大超调量抑制 21%;通过引入电流大小、液位波动等扰动参量修正冷却阀门开度,压力控制最大波动量,波动范围缩小 45%,这一结果表明,所建立的解耦方程可实时识别各参数间的耦合关联强度(如温度变化对压力调节的干扰系数、电流波动对补水量的影响权重),并将该耦合干扰量纳入控制输出的修正计算,实现对参数调节指令的动态补偿,有效

避免了因耦合干扰导致的调节过度问题;说明仿真结果验证了所建模型在控制策略优化中的应用价值,可为碱性电解制氢系统多参数协同控制策略的研发提供可靠仿真平台。

$$\begin{bmatrix} L_{sep} \\ P_{sep} \\ T \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} w_{11}(s) & w_{12}(s) & w_{13}(s) & w_{14}(s) & w_{15}(s) \\ w_{21}(s) & w_{22}(s) & w_{23}(s) & w_{24}(s) & w_{25}(s) \\ w_{31}(s) & w_{32}(s) & w_{33}(s) & w_{34}(s) & w_{35}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L_{Valve, dg, an} \\ L_{Valve, dg, cat} \\ L_{Valve, dc} \\ \dot{m}_{H_2O, (L), sup} \\ I \end{bmatrix} \quad (147)$$

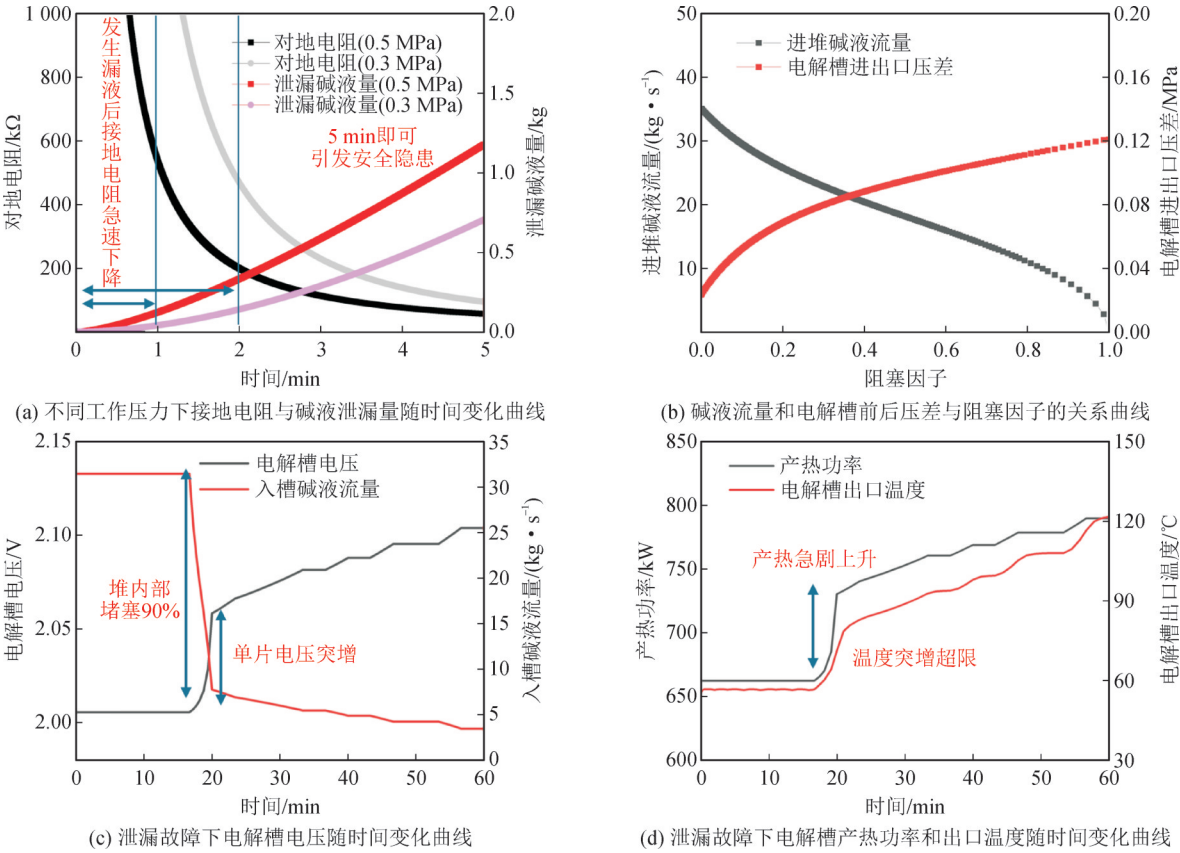


图 11 碱性电解制氢系统漏液缺水故障动态响应特性仿真

Fig. 11 Simulation on dynamic response characteristics of leakage and water shortage fault in alkaline water electrolysis system

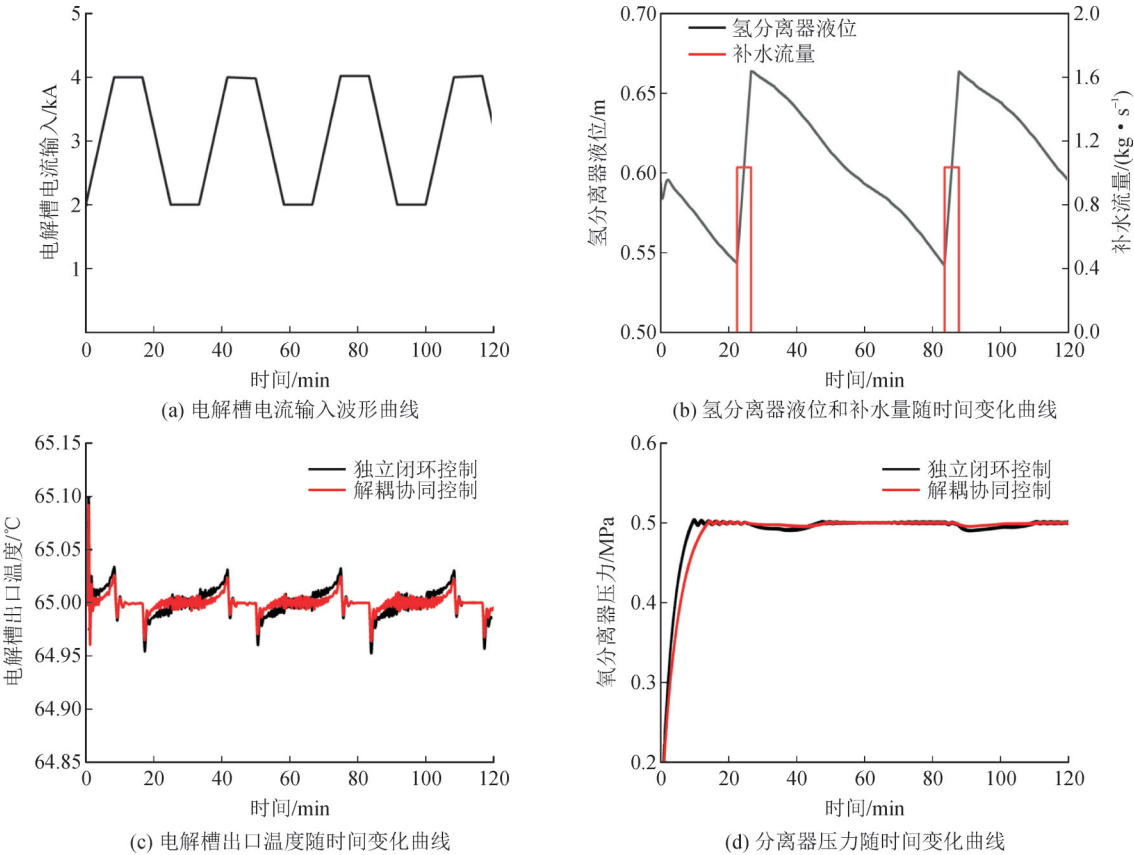


图 12 碱性电解制氢系统关键参数独立闭环控制和解耦协同控制对比

Fig. 12 Comparison between independent closed-loop control and decoupling cooperative control of key parameters in alkaline water electrolysis system

4 结论

本研究针对碱性电解制氢系统仿真模型多聚焦单体或静态模拟、缺乏全流程动态响应及故障仿真的局限,基于 MATLAB/Simulink 平台构建了涵盖电解槽、氢氧分离器、换热器、泵阀等核心单元的模块化动态模型。模型融合电—热—质多物理场耦合机理,创新引入碱液流量对气泡覆盖率的修正,并融入漏液、缺水等典型故障的数学描述。主要结论如下:

1)机制仿真。基于多物理场耦合机理构建的系统模块化动态模型,创新引入碱液流量修正气泡覆盖率,可精准解析极化特性、气体渗透量等关键参数,电压电流动态仿真误差<0.5%。

2)全工况与故障模拟能力。模拟系统启动—变载—停机全工况下多时间尺度参数的动态响应,并捕捉工况切换时的滞后性与耦合性特征;增加的漏液、缺水故障模型可准确反映故障下电—热—质参数的连锁异常演变规律,为系统保护与预警策略研究提供仿真支撑。

3)多参量协同控制验证。该动态模型融合了电—热—质多物理场耦合机制,可基于模型开展多参数的联合仿真与解耦协同控制设计,仿真结果表明,5项参数输入的解耦协同控制相比独立PID控制能有效抑制参数超调与振荡。综上所述,文中所建立的动态模型能够为碱性电解制氢系统工艺优化、控制策略设计、故障诊断与安全防护提供可靠的仿真平台,也可为制氢系统运行优化拓宽思路。

参考文献:

[1] 罗进成,李锁华,商玮珂,等. 化石资源与新能源融合下的制氢技术发展及展望[J]. 应用化工,2024,53(11):2777-2782.
Luo Jincheng, Li Suohua, Shang Weike, et al. Development and prospect of hydrogen production technology under the integration of fossil resources and new energy[J]. Applied Chemical Industry, 2024,53(11):2777-2782.

[2] 李建林,胡筋扬,辛迪熙,等. 基于参数自调节的电氢耦合系统调频控制策略研究[J]. 高压电器,2024,60(7):1-11.
Li Jianlin, Hu Jiayang, Xin Dixi, et al. Research on frequency modulation control strategy of electric-hydrogen coupling system based on parameter self-regulation[J]. High Voltage Apparatus, 2024,60(7):1-11.

[3] 沈侃恺,夏冰清,年珩,等. 计及电解槽并网点电压影响的风光并网系统制氢效率优化[J]. 电力科学与技术学报,2025,40(4):182-192.
Shen Kankai, Xia Bingqing, Nian Heng, et al. Optimization of hydrogen production efficiency in wind-solar grid-connected system considering voltage impact at grid connection point of electrolytic

cell[J]. Journal of Electric Power Science and Technology, 2025, 40(4):182-192.

[4] 赵雪莹,李根蒂,孙晓彤,等. “双碳”目标下电解制氢关键技术及其应用进展[J]. 全球能源互联网,2021,4(5):436-446.
Zhao Xueying, Li Gendi, Sun Xiaotong, et al. Key technology and application progress of hydrogen production by electrolysis under peaking carbon dioxide emissions and carbon neutrality targets[J]. Journal of Global Energy Interconnection, 2021,4(5):436-446.

[5] 杨胜,樊艳芳,侯俊杰,等. 考虑平抑风光波动的 ALK-PEM 电解制氢系统容量优化模型[J]. 电力系统保护与控制,2024,52(1):85-96.
Yang Sheng, Fan Yanfang, Hou Junjie, et al. Capacity optimization model for an ALK-PEM electrolytic hydrogen production system considering the stabilization of wind and PV fluctuations[J]. Power System Protection and Control, 2024,52(1):85-96.

[6] 李怡,王纪元,潘旭海,等. 碱性电解水制氢安全研究进展[J]. 化工学报,2025,76(10):4961-4975.
Li Yi, Wang Jiyuan, Pan Xuhai, et al. Research progress on safety of hydrogen production by alkaline electrolysis of water[J]. CIESC Journal, 2025,76(10):4961-4975.

[7] 杨胜,樊艳芳,侯俊杰,等. 可再生能源 ALK-PEM 联合制氢系统多时间尺度优化运行策略[J]. 电力系统保护与控制,2025,53(3):68-80.
Yang Sheng, Fan Yanfang, Hou Junjie, et al. Multi-time scale optimization strategy of a renewable energy ALK-PEM combined hydrogen production system[J]. Power System Protection and Control, 2025,53(3):68-80.

[8] 刘俊彪,周一鸣,季振东. 光伏场站耦合电解制氢系统经济性优化调度研究[J]. 电器与能效管理技术,2025(10):55-60.
Liu Junbiao, Zhou Yiming, Ji Zhendong. Research on economic optimal scheduling of photovoltaic power station coupled with electrolytic hydrogen production system[J]. Electrical & Energy Management Technology, 2025(10):55-60.

[9] 范建斌,孟昭军,周格格,等. 电解水制氢储能系统并网互动运行标准体系架构研究[J]. 电网与清洁能源,2025,41(9):1-8.
Fan Jianbin, Meng Zhaojun, Zhou Gege, et al. Research on the standard framework for the grid integration and interactive operation of water electrolysis-based hydrogen energy storage systems[J]. Power System and Clean Energy, 2025,41(9):1-8.

[10] 赵东,何山,韩璐,等. 离网型制氢系统典型短路故障分析及协同保护[J]. 电力系统保护与控制,2024,52(21):60-70.
Zhao Dong, He Shan, Han Lu, et al. Typical short-circuit fault analysis and cooperative protection of an off-grid hydrogen production system[J]. Power System Protection and Control, 2024, 52(21):60-70

[11] 车秀波,姚京裕,徐久盛. 新型高性能大产能电解水制氢装置的研究与应用[J]. 模具制造,2024,24(5):169-171.
Che Xiubo, Yao Jingyu, Xu Jiusheng. Research and application of new high performance water hydrogen production device[J]. Die & Mould Manufacture, 2024,24(5):169-171.

[12] 徐衍会,陈浩维,胡俊杰. 光伏电解水制氢典型工况及质子交换膜电堆性能衰减研究[J]. 电工技术学报,2024,39(19):6228-6243.
Xu Yanhui, Chen Haowei, Hu Junjie. Study on typical working conditions of hydrogen production by photovoltaic electrolysis of

- water and performance degradation of proton exchange membrane electrolytic stacks[J]. Transactions of China Electrotechnical Society, 2024, 39(19): 6228-6243.
- [13] 王永利, 向皓, 郭璐, 等. 面向多能互补的分布式光伏与电氢混合储能规划优化研究[J]. 电网技术, 2024, 48(2): 564-576.
Wang Yongli, Xiang Hao, Guo Lu, et al. Research on planning optimization of distributed photovoltaic and electro-hydrogen hybrid energy storage for multi-energy complementarity[J]. Power System Technology, 2024, 48(2): 564-576.
- [14] 陈磊磊, 年珩, 赵建勇, 等. 含多电解槽的新能源制氢能量管理优化[J]. 电力工程技术, 2024, 43(2): 2-10.
Chen Leilei, Nian Heng, Zhao Jianyong, et al. Energy management optimization of new energy hydrogen production system including multi-electrolyzers[J]. Electric Power Engineering Technology, 2024, 43(2): 2-10.
- [15] 吴城, 何冰琛, 张勋奎, 等. 荷随源动的电网友好型风光氢储大基地容量优化配置研究[J]. 中国电机工程学报, 2025, 45(16): 6259-6270.
Wu Jian, He Bingchen, Zhang Xunkui, et al. Research on capacity optimization allocation of a grid-friendly large energy base containing wind power, photovoltaic and hydrogen energy storage whose load changes with the power supply[J]. Proceedings of the CSEE, 2025, 45(16): 6259-6270.
- [16] 黄琮琪, 吴一梅, 陈建业, 等. 碱性电解水制氢装置热管理系统仿真研究[J]. 化工学报, 2023, 74(s1): 320-328.
Huang Congqi, Wu Yimei, Chen Jianye, et al. Simulation study of thermal management system of alkaline water electrolysis device for Hydrogen production[J]. CIESC Journal, 2023, 74(s1): 320-328.
- [17] 张海龙. 碱性水电解制氢装置模型研究综述[J]. 太阳能, 2024(5): 34-41.
Zhang Hailong. A review of model research on alkaline water electrolysis hydrogen production equipment[J]. Solar Energy, 2024(5): 34-41.
- [18] 李洋洋, 邓欣涛, 古俊杰, 等. 碱性水电解制氢系统建模综述及展望[J]. 汽车工程, 2022, 44(4): 567-582.
Li Yangyang, Deng Xintao, Gu Junjie, et al. Comprehensive review and prospect of the modeling of alkaline water electrolysis system for hydrogen production[J]. Automotive Engineering, 2022, 44(4): 567-582.
- [19] Abdin Z, Webb C J, Gray E M. Modelling and simulation of an alkaline electrolyser cell[J]. Energy, 2017(138): 316-331.
- [20] 董超, 冯康康, 姜清辉, 等. 碱性水电解制氢系统稳态建模研究[J]. 分布式能源, 2025, 10(5): 21-29.
Dong Chao, Feng Kangkang, Lou Qinghui, et al. Steady-state modeling study on hydrogen production by alkaline water electrolysis[J]. Distributed Energy, 2025, 10(5): 21-29.
- [21] 向玲, 卢晓晨, 陈杨, 等. 基于多参数协同优化的碱性水电解制氢系统性能研究[J]. 中南大学学报(自然科学版), 2026, 57(1): 416-428.
Xiang Ling, Lu Xiaochen, Chen Yang, et al. Performance study of alkaline water electrolysis hydrogen production system based on multi parameter collaborative optimization[J]. Journal of Central South University(Science and Technology), 2026, 57(1): 416-428.
- [22] 江一冲, 李强, 赵甜, 等. 碱性电解系统稳态热量流建模及性能分析[J]. 工程热物理学报, 2025, 46(5): 1559-1568.
Jiang Yichong, Li Qiang, Zhao Tian, et al. Steady-state heat current modeling and performance analysis of alkaline electrolysis systems[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2025, 46(5): 1559-1568.
- [23] 姜一帆, 孙朋. 基于 ASPEN 对 AWE 碱性电解水制氢建模[J]. 山西化工, 2025, 45(1): 169-171.
Jiang Yifan, Sun Peng. Modeling of hydrogen production from alkaline water electrolysis based on ASPEN[J]. Shanxi Chemical Industry, 2025, 45(1): 169-171.
- [24] 曹昕月, 沈小军, 徐昭然. 碱性电解水制氢纯度影响因素敏感性研究[J]. 高电压技术, 2025, 51(5): 2186-2199.
Cao Tingyue, Shen Xiaojun, Xu Zhaoran. Sensitivity study of factors affecting hydrogen purity in alkaline water electrolysis[J]. High Voltage Engineering, 2025, 51(5): 2186-2199.
- [25] 梁丹曦, 俎焱敏, 宋洁, 等. PEM 电解制氢热管理建模及解耦控制设计与优化[J/OL]. 化工学报: 1-20[2026-02-02]. <https://link.cnki.net/urlid/11.1946.TQ.20251211.0936.002>.
Liang Danxi, Zu Yanmin, Song Jie, et al. Thermal management modeling and decoupling control design and optimization for PEM electrolytic Hydrogen production system[J/OL]. CIESC Journal: 1-20[2026-02-02]. <https://link.cnki.net/urlid/11.1946.TQ.20251211.0936.002>.
- [26] Hodges A, Renz S, Lohmann R F, et al. Critical analysis of published physical property data for aqueous potassium hydroxide. collation into detailed models for alkaline electrolysis[J]. Journal of Chemical & Engineering Data, 2023, 68(7): 1485-1506.
- [27] 刘霄, 周岩, 王亚彬, 等. 丝网气液分离元件结构及性能研究进展[J]. 化工设备与管道, 2024, 61(5): 34-43.
Liu Xiao, Zhou Yan, Wang Yabin, et al. Research progress on the structure and separation performance of wire mesh gas-liquid separation components[J]. Process Equipment & Piping, 2024, 61(5): 34-43.
- [28] 唐轲, 卜俊元, 许可冉, 等. 基于离心泵的变频调速特性实验研究[J]. 能源科技, 2025, 23(1): 42-45.
Tang Ke, Bu Junyuan, Xu Keran, et al. Experimental research based on the variable frequency speed control characteristics of centrifugal pumps[J]. Energy Science and Technology, 2025, 23(1): 42-45.
- [29] 黄柳燕, 巫志华, 张晨曦, 等. 碱性电解水制氢系统建模与仿真[J]. 热力发电, 2026, 55(3): 110-118.
Huang Liuyan, Wu Zhihua, Zhang Chenxi, et al. Modeling and simulation of alkaline water electrolysis hydrogen production system[J]. Thermal Power Generation, 2026, 55(3): 110-118.
- 柯绍杰(1996—), 男, 硕士, 助理工程师, 主要研究方向为电氢系统优化与控制技术(E-mail: 1125687682@qq.com)。
- 徐桂芝(1976—), 女, 硕士, 教授级高级工程师, 主要研究方向为新型储能、大规模储能技术、智慧能源(E-mail: xuguizhi@epri.sgcc.com.cn)。
- 梁丹曦(1992—), 女, 硕士, 高级工程师, 主要研究方向为电氢系统优化与控制技术、电氢协同优化调度技术(E-mail: liangdanxi@sina.com)。
- 宋洁(1982—), 女, 硕士, 教授级高级工程师, 主要研究方向为电氢系统优化与控制技术、电氢协同优化调度技术(通信作者)(E-mail: songjie@epri.sgcc.com.cn)。