第 51 卷 第 5 期：2186-2199 高电压技术 Vol.51, No.5: 2186-2199
2025 年 5 月 31 日 High Voltage Engineering May 31, 2025
DOI: 10.13336/j.1003-6520.hve.20240998

碱性电解水制氢纯度影响因素敏感性研究

曹听月[1]，沈小军[1]，徐昭然[2]
（1. 同济大学电气工程系，上海 200092；2. 中国广核新能源控股有限公司，北京 100070）

摘　要：随着氢能战略定位的明确，可再生能源碱性电解水制氢的重要性日益凸显。受限于复杂工艺机理及风、光等输入电源的波动特性，碱性电解水制氢系统易发生氢、氧互窜，影响制氢纯度，甚至存在安全风险。为此，以气体杂质交叉机制为基础，综合考虑碱性电解水系统运行条件和物理结构双重因素，搭建了氧气侧冷却器出口处的氧中氢体积分数仿真模型；通过稳、动态不同工况下的因素影响程度进行量化排序，筛选出影响制氢纯度的强关键参数。研究结果可为碱性电解水制氢系统运行边界的确立提供依据，指导后续运行策略的制定和优化，具有工程应用价值。

关键词：碱性电解水制氢系统；气体交叉途径；氧中氢体积分数；影响因素；敏感性分析；建模仿真

Sensitivity Study of Factors Affecting Hydrogen Purity in Alkaline Water Electrolysis

CAO Tingyue[1], SHEN Xiaojun[1], XU Zhaoran[2]
(1. Department of Electrical Engineering, Tongji University, Shanghai 200092, China;
2. CGN New Energy Holdings Co., Ltd., Beijing 100070, China)

Abstract: With the clarification of strategic positioning of hydrogen energy, the value of alkaline water electrolysis for hydrogen production driven by renewable energy sources has become increasingly prominent. Due to the complex process mechanisms and the fluctuating characteristics of input power sources such as wind and solar power, the alkaline water electrolysis system is prone to hydrogen and oxygen crossover, which affects the purity of hydrogen production and even poses safety risks. Therefore, based on the mechanism of gas impurity crossover, this paper considers both operational conditions and physical structures of alkaline water electrolysis systems, and constructs a simulation model for the volume fraction of hydrogen in oxygen at the outlet of the cooler on the oxygen side. Through local and global sensitivity analyses, the influence effects of factors under different steady and dynamic operating conditions are quantified, and, the strong key parameters affecting the hydrogen purity are sorted out. The research findings can provide a basis establishment of the operating boundary of the alkaline water electrolysis system, and guide the development and optimization of subsequent operational strategies, possessing engineering application value.

Key words: alkaline water electrolysis system for hydrogen production; gas crossover pathway; volume fraction of hydrogen in oxygen; influencing factors; sensitivity analysis; modeling and simulation

0　引言

随着我国“双碳”目标的贯彻落实和能源转型进程的持续加速，氢能发展潜力正不断释放。可再生能源电解碱性水制氢具有技术成熟、易于拓展等优势[1-3]，是保障氢能有效供给、满足多样应用需求的关键环节[4-5]，但面临风、光等波动输入造成的产气纯度下降、运行安全等问题。当氧中氢体积分数达到 4%时，爆炸风险将显著增加，威胁制氢系统运行安全[6]。因此，开展碱性电解水制氢纯度影响因素及其敏感性研究具有重要意义。

工程经验[7-13]表明，电流密度、系统压力、温度、碱液质量分数和碱液循环流量等操作条件均对气体纯度有影响。利用高速微尺度可视化系统对水电解时气泡由成核、生长、分离到两相流运动的全过程进行详细观察[14]，为氢氧交叉机理的解释提供了重要辅助。总的来说，气体杂质产生的原因有两种，一是气体的跨膜运动，二是气体在碱液中的溶解[15]。为寻求提高气体纯度的有效措施，构建数学模型以探究影响气体纯度的因素及其效果是学者们普遍采取且非常必要的做法。常见的建模方法包括

基金资助项目：上海市“科技创新行动计划”自然科学基金项目(22ZR1464800)。
Project supported by Natural Science Foundation of Shanghai Under the Shanghai Action Plan for Science, Technology and Innovation (22ZR1464800).

经验模型和机理模型。

经验模型通过拟合由气相色谱、质谱仪等技术手段采集得到的不同运行工况下氧中氢体积分数试验数据来建立。文献[16]提出一个综合考虑温度和电流密度影响的碱性电解槽产氢纯度经验公式，凭借灵活便捷的优势得到了广泛应用。不少学者还以此为基础进行改进，例如文献[17]通过调整拟合参数，增加考虑了压强的作用。经验模型虽然能快速反映特定变量对目标性能的影响效果，但其拟合和可靠性标定过程依赖大量实验数据、拓展性差，且缺乏物理意义的详细解释。机理模型基于经验定律对电解过程中的物、化反应进行描述，很好地弥补了经验模型的不足。通过构建机理模型，文献[18-19]发现，隔膜两侧的压强差对气体交叉具有明显的驱动作用。文献[20]对比不同操作参数下的仿真结果，得出降低温度有利于提高气体纯度，但会使电解槽的等效电阻增大，无法实现生产高效性的目标。文献[21]得到，分离碱液循环策略较混合碱液循环策略具有更优的气体纯度水平，还可通过降低碱液流速、提高碱液质量分数来降低杂质含量。然而，由于碱性电解水制氢系统的结构组成繁杂，涉及多物理场耦合，机理模型往往难以兼备高精确度和低复杂度。

随着可再生能源在碱性电解水制氢领域的渗透，仅关注气体纯度的稳态表现不足以满足实际需求，研究热点已逐渐聚焦于探究可适用于动态复杂场景中的气体纯度建模方法。文献[22]利用电流源、电容等元件串并联，构建了一个可模拟不同稳定负载水平下气体杂质含量变化的等效电路模型，但分析均以小时为单位展开，未涉及分钟级或更短时间内的气体纯度变化。文献[23]建立了一个可适应不同时间尺度的气体杂质累积模型，但缺少对氧中氢体积分数动态延时环节的细致描述；文献[24]在此基础上利用 Simscape 工具箱对建模过程进行简化，但在气体饱和溶解度等关键参数的计算中忽略了温度、碱液质量分数等条件的影响，仿真结果的精确性存在一定欠缺。此外，既有研究普遍利用所构建模型分析外部可控运行条件对气体纯度的影响，而忽略了装置结构参数的作用，并且根据所得定性规律提出的改善措施，往往也仅基于单一变量，未考虑因素间的相互作用。

全局敏感性分析能够在充分考虑参数间交互效应的基础上获得不同参数对输出影响效果的数值描述，进而明确需重点研究或改进的对象，有助于模型结构的简化、参数率定效率的提高以及模型应用可靠性的提升。鉴于此，本文首先对碱性水电解制氢系统气体交叉机理进行梳理，以氧气侧冷却器出口处的氢气含量为对象，提出了一种多工况气体纯度模型构建方法；基于所建模型探究了稳定输入和阶跃输入工况下运行条件和结构特征等相关参数对气体纯度稳定性和动态响应特性的影响规律；最后，通过 Sobol 指数法开展全局敏感性分析，量化各因素对气体纯度的影响。研究成果可为碱性水电解制氢系统气体纯度的提高、安全运行边界的拓宽提供理论和指导。

1 碱性电解水系统气体交叉途径分析

基于电化学反应原理，对电解过程中气泡由生成、移动到排出的全过程进行分析，将 H_2 与 O_2 发生交叉的途径分为 3 种，如图 1 所示。

1.1 穿过隔膜的气体交叉

分析碱性电解水制氢过程涵盖的阴极析氢(hydrogen evolution reaction，HER)和阳极析氧(oxygen evolution reaction，OER)两个半反应可知，中间体的吸附和解吸过程与隔膜提供的离子选择性通道密切相关，即允许内电路中的 OH^- 自由移动，同时阻止气体分子和水分子的跨膜交换。然而，由于隔膜上微小孔洞的存在，实际难以实现理想的隔离效果。

1.1.1 隔膜扩散

气体通过隔膜发生扩散是由阴极和阳极区域内溶解气体浓度差异造成的。氢、氧气体的扩散机

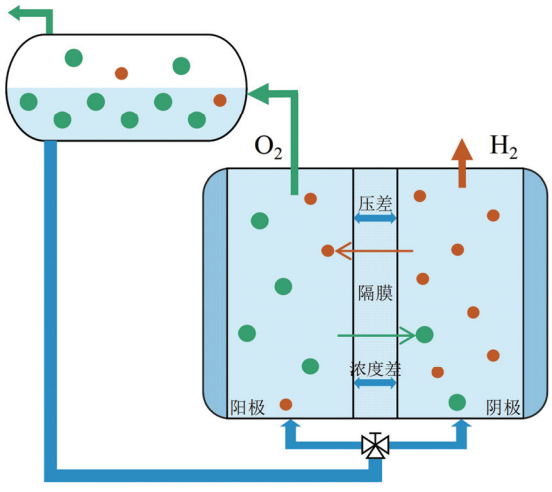


图 1 气体交叉途径

Fig.1 Path of gas crossover

理相同，以氢气为例：阳极侧的溶解氢气量近似为零，随着电解反应的进行，阴、阳两极间的浓度梯度逐渐增大，驱动氢分子从高浓度区域向低浓度区域扩散，直至动态平衡。

根据菲克定律，通过隔膜扩散而导致的杂质气体摩尔通量 $\dot{n}_{H_2}^{diff}$ (单位为 mol/(m²·s))与阴、阳极中溶解氢气的浓度梯度 Δc_{H_2} (单位为 mol/m³)成正比[25]，而浓度梯度近似等于阴极溶解氢气浓度 $c_{H_2}^{Ca}$ (单位为 mol·m⁻³)[26]，计算式为：

$$\dot{n}_{H_2}^{diff}=\frac{D_{H_2}^{eff}\Delta c_{H_2}}{\delta_{mem}}\approx\frac{D_{H_2}^{eff}c_{H_2}^{Ca}}{\delta_{mem}}=\frac{D_{H_2}^{eff}S_{H_2,KOH}P_{H_2}^{Ca}}{\delta_{mem}} \tag{1}$$

式中：δ_{mem} 为隔膜厚度；$S_{H_2,KOH}$ 为氢在 KOH 溶液中的溶解度；$P_{H_2}^{Ca}$ 为阴极室的氢气分压；$D_{H_2}^{eff}$ 为氢穿过隔膜的有效扩散系数，与隔膜的孔隙率 ε_{mem}、曲折率 τ_{mem} 以及氢在 KOH 溶液中的扩散系数有关，计算式为：

$$D_{H_2}^{eff}=D_{H_2}\frac{\varepsilon_{mem}}{\tau_{mem}} \tag{2}$$

式中：D_{H_2} 表征氢气分子扩散的难易程度，其受碱液质量分数和温度的影响规律如图 2。

由图 2 可得，氢在高温或低质量分数的 KOH 溶液中的扩散系数更大，且受温度的影响更明显。

$P_{H_2}^{Ca}$ 为阴极室的氢气分压，计算式为：

$$P_{H_2}^{Ca}=P^{Ca}-P_{H_2O}^{Ca} \tag{3}$$

式中：P^{Ca} 和 $P_{H_2O}^{Ca}$ 分别为阴极室的总压和水蒸气分压。

亨利定律指出，在温度一定且压强较小的气液两相体系中，气体在液体中的摩尔分数溶解度 t_g 与该气体的平衡分压 P_g 成正比[18]，满足下式：

$$P_g=Ht_g \tag{4}$$

式中：H 为亨利常数。然而，该定律的适用范围有限，并不能直接应用到普遍施加高压的碱性电解水制氢系统参数计算中。Aspen Plus 是一款基于稳态化工模拟、优化、灵敏度分析和经济评价的大型化工过程模拟软件，具有完备的模块化操作单元及完整的多流程架构。利用该软件建立汽液平衡模拟流程，可为 KOH 溶液中氢气饱和溶解度的计算提供一种有效方法。

在模拟过程中，物性方法的正确选择是决定模拟结果准确性的关键因素。常用的物性方法包括活度系数法和状态方程法两种：前者具有方程及系数全面、适用于多类型化合物等优点，但需确定标准态，且在含有超临界组分的体系中应用困难，故仅适用于中、低压下的汽液平衡；后者需使用混合规则，同时考虑气、液两相的适用性，但无需使用标准态，且易采用对比态原理，常用于中、高压下的非理想化学系统[27]。因此，本文最终选取 10 bar 作为高、低压分界标准，即当压强低于 10 bar 时，采用活度系数法，否则采用状态方程法，并利用分离器 Flash2 模块建立汽液平衡模拟流程，如图 3 所示。混合器入口为两股物料流，分别是氢气和 KOH 溶液；分离器顶部出口为未溶解的氢气流，底部出口为饱和溶液流。

分别以温度、压强和 KOH 溶液质量分数 W_t 为自变量，利用 Sensitivity 功能对氢气溶解度进行灵敏度分析，结果如图 4 所示。

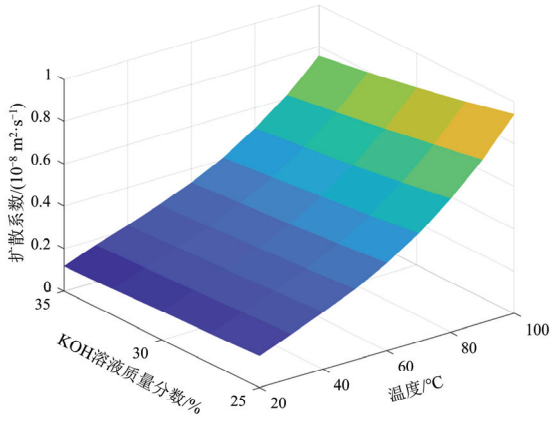


图 2 氢在 KOH 溶液中的扩散系数

Fig.2 Diffusion coefficient of H_2 in KOH solution

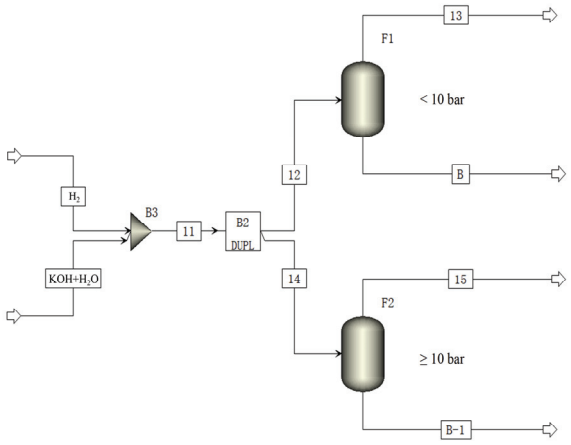


图 3 气体溶解度计算流程

Fig.3 Gas solubility calculation process

由图 4 可得，氢气在 KOH 溶液中的溶解度随着压强的增大呈近似倍数增高；随着碱液质量分数的上升而降低，且压强越小时降幅越小；随温度的上升并非单调变化，而呈先降低后增高趋势，且压强越大时下凹性越明显。

1.1.2 差压对流

制氢过程中，温度、压强及液位等关键指标通过 PID 反馈调节等方式实现实时控制，但由于系统固有的动态时滞性，精确的瞬时动作仍难以实现。此外，背压控制阀门的精度有限，导致隔膜两侧存在一定程度的压强差异 ΔP，成为气体穿过隔膜发生对流的驱动力。

达西定律建立了流体性质、压强梯度和介质渗透性间的定量关系。基于此，通过差压对流而导致的杂质气体摩尔通量 $\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{conv}}$ (单位为 mol/(m²·s))[28]可表示为：

$$\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{conv}}=\frac{P_{\mathrm{ele}}K_{\mathrm{mem}}S_{\mathrm{H_2,KOH}}\Delta P}{\xi\delta_{\mathrm{mem}}} \tag{5}$$

$$K_{\mathrm{mem}}=\frac{\varepsilon_{\mathrm{mem}}d_{\mathrm{mem}}^2}{32\tau_{\mathrm{mem}}} \tag{6}$$

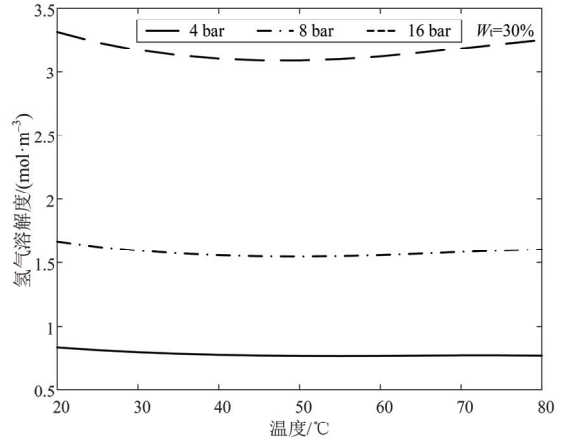
式中：P_{ele} 为制氢系统压强；K_{mem} 为隔膜渗透率；d_{mem} 为隔膜平均孔径；ζ 为 KOH 溶液动态粘度，其受温度及溶液质量分数的影响规律如图 5 所示。

可以看出，KOH 溶液动态粘度在图示范围内随质量分数的升高而增大，随温度的升高而减小，这可由溶液中粒子间的相互作用解释。

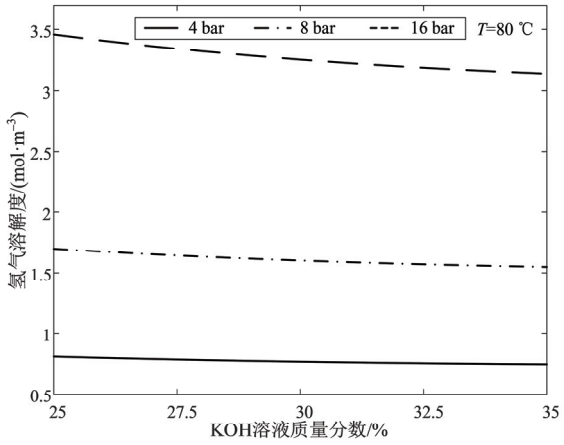
1.2 溶于碱液的气体交叉

溶解于碱液中的气体往往不能通过气液分离罐实现有效的相间分离，这也是造成气体纯度下降的主要原因。除了受运行控制策略的影响，溶于碱液的气体交叉还与碱液循环类型有关，常见的碱液循环类型包括混合型和分离型，如图 6 所示。

碱液混合循环方式下，溶解气体随碱液从氢、氧两侧分离罐下端的液相出口流出，在电解槽入口



(a) 受温度、压强的影响



(b) 受 KOH 溶液质量分数、压强的影响

图 4 氢在 KOH 溶液中的溶解度

Fig.4 Solubility of H_2 in KOH solution

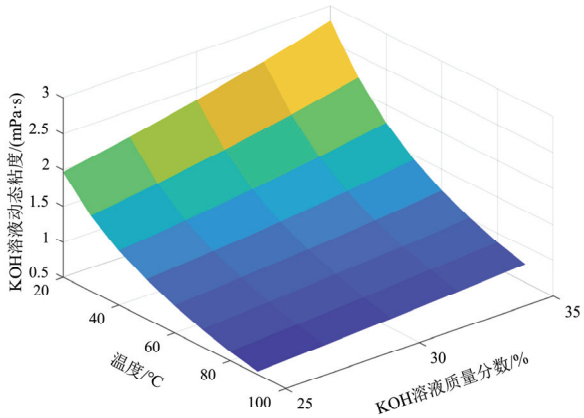
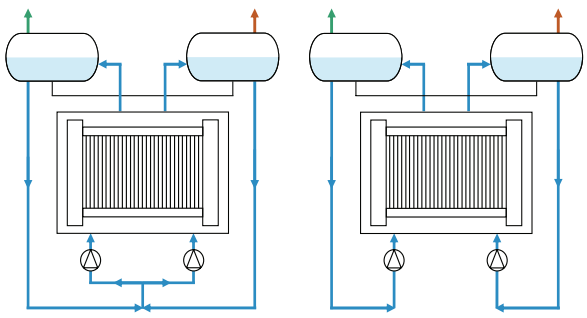


图 5 KOH 溶液动态粘度

Fig.5 Dynamic viscosity of KOH solution



(a) 混合型 (b) 分离型

图 6 碱液循环类型

Fig.6 Type of lye circulation

处混合，而后泵入系统内部；在碱液分离循环方式下，氧中氢体积分数则明显降低，但由于反应速率和调节器的误差不同，会造成阴、阳两极间的碱液质量分数梯度和压强梯度[29]，从而增加气体穿过隔膜的交叉量。因此，对工业级制氢系统而言，多采用前一种循环方式，具有阴、阳两极出、入口处碱液流速基本相等的特征。该方式下，通过碱液混合而导致的杂质气体摩尔流速(单位为 mol/s)可表示为：

$$\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{mix}}=\frac{S_{\mathrm{H_2,KOH}}P_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{Ca}}v_{\mathrm{lye}}}{4\times 3\,600} \tag{7}$$

式中：v_{lye} 为碱液循环流量。

2 碱性电解水系统制氢纯度模型构建

电解水反应生成的氢、氧气体理论摩尔量之比为 2:1，并且相较于氧气，氢气在 KOH 溶液中具有更高的溶解度和更大的扩散系数，从而导致碱性电解水制氢过程中的氧气纯度总是低于氢气纯度[11]，这也是工业生产中规定一旦在氧气出口处检测到超过 2%的氢气含量时，需立刻强制停机并用 N_2 进行吹扫的原因。因此，本文选用氧中氢体积分数为建模目标，将其记为 c_{HTO}，以反映碱性电解水制氢系统的气体纯度水平。当 c_{HTO} 较大，说明系统制氢纯度水平较差；当 c_{HTO} 较低，说明系统制氢纯度水平较好。

c_{HTO} 的计算式为：

$$c_{\mathrm{HTO}}=\frac{n_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{im}}}{n_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{An}}} \tag{8}$$

式中：$n_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{im}}$ 和 $n_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{An}}$ 分别为阳极中的作为杂质的氢的摩尔量和氧摩尔量。

2.1 产气模型

由法拉第定律可知，通过电解槽的电流 I 越大，水电解反应的速率越快。生成氢气和氧气的摩尔流速(单位为 mol/s)计算式分别为：

$$\begin{cases}\dot{n}_{\mathrm{H_2}}=\eta_{\mathrm{F}}\dfrac{n_{\mathrm{c}}I}{zF}\\ \dot{n}_{\mathrm{O_2}}=\eta_{\mathrm{F}}\dfrac{n_{\mathrm{c}}I}{2zF}\end{cases} \tag{9}$$

式中：n_{c} 为小室数量；z 为反应中电子的转移数量，z=2；F 为法拉第常数，F=96 487 C/mol；η_{F} 为法拉第效率，定义为电解槽实际产氢量和理论最大产氢量之比，一般在 85%~100%范围内，可由经验公式[30]计算得到：

$$\eta_{\mathrm{F}}=\frac{J^2}{K_{\mathrm{f1}}+J^2}K_{\mathrm{f2}} \tag{10}$$

$$\begin{cases}K_{\mathrm{f1}}=2.5T+50\\ K_{\mathrm{f2}}=1-6.25\times 10^{-6}T\end{cases} \tag{11}$$

式中：J 为电流密度；K_{f1}、K_{f2} 为与温度 T 呈线性关系的经验参数。

2.2 气体纯度模型

假设各电解小室的物理状态相同，则稳态运行工况下的 c_{HTO} 可表示为：

$$\begin{cases}c_{\mathrm{HTO}}=\dfrac{n_{\mathrm{c}}A_{\mathrm{mem}}\left(\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{diff}}+\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{conv}}\right)+\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{mix}}}{\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{An}}}\\ \dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{An}}=\dot{n}_{\mathrm{O_2}}-\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{im}}=\\ \qquad\dot{n}_{\mathrm{O_2}}-\left(n_{\mathrm{c}}A_{\mathrm{mem}}\left(\dot{n}_{\mathrm{H_2}}^{\mathrm{diff}}+\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{conv}}\right)+\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{mix}}\right)\end{cases} \tag{12}$$

式中：A_{mem} 为隔膜面积；$\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{An}}$ 为阳极中的氧摩尔流速，mol·s^{-1}；$\dot{n}_{\mathrm{O_2}}^{\mathrm{im}}$ 为阴极中作为杂质的氧摩尔流速，mol·s^{-1}。

由碱性电解水制氢工艺流程可知，从电解槽出口排出的气体产物依次通过气液分离罐、洗涤器、冷却器，最后经气体分析仪检测气体纯度合格后储存到储气罐中。气体每经过一个装置，需耗费一定时间在其内部停留后再排出[28]，这一过程相当于经历一个惯性环节和延时环节，如图 7 所示，这也意味着 c_{HTO} 的变化是一个随时间累积的动态过程。

所涉及惯性环节的动态特性均可通过一阶微分方程来描述。考虑到洗涤器和冷却器的容积较小，可将 2 者组合等效为一个装置。假设各装置内的气体分布均匀，将杂质累积过程简化为 4 个体积元串联，根据质量守恒可得：

$$\begin{cases}V_{\mathrm{An}}\dfrac{\mathrm{d}c_{\mathrm{HTO1}}(t)}{\mathrm{d}t}=\dot{V}_{\mathrm{O_2}}\left(c_{\mathrm{HTO0}}(t)-c_{\mathrm{HTO1}}(t)\right)\\ V_{\mathrm{sep,d}}\dfrac{\mathrm{d}c_{\mathrm{HTO2}}(t)}{\mathrm{d}t}=\dot{V}_{\mathrm{O_2}}\left(c_{\mathrm{HTO1}}(t)-c_{\mathrm{HTO2}}(t)\right)\\ V_{\mathrm{sep,u}}\dfrac{\mathrm{d}c_{\mathrm{HTO3}}(t)}{\mathrm{d}t}=\dot{V}_{\mathrm{O_2}}\left(c_{\mathrm{HTO2}}(t)-c_{\mathrm{HTO3}}(t)\right)\\ V_{\mathrm{sceq}}\dfrac{\mathrm{d}c_{\mathrm{HTO4}}(t)}{\mathrm{d}t}=\dot{V}_{\mathrm{O_2}}\left(c_{\mathrm{HTO3}}(t)-c_{\mathrm{HTO4}}(t)\right)\end{cases} \tag{13}$$

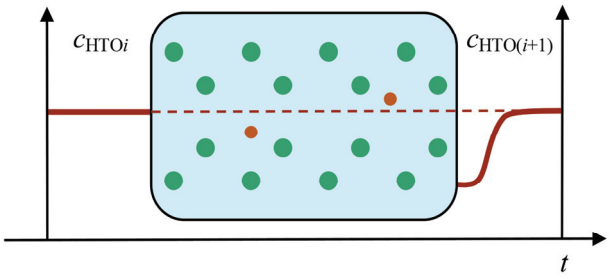


图 7 惯性、延时环节示意图

Fig.7 Schematic diagram of inertia and delay link

式中：V_{An}、$V_{sep,d}$、$V_{sep,u}$ 和 V_{sceq} 分别为阳极室、气液分离罐液相、气液分离罐气相和洗涤器与冷却器等效装置的体积；$\dot{V}_{O_2}$ 为产生氧气的体积流率；c_{HTOi} (i=1,2,3,4)分别对应电解槽入口、气液分离罐入口、气液分离罐液面、洗涤器入口和冷却器出口处的氧中氢体积分数。

对式(13)进行拉普拉斯变换，得：

$$\frac{c_{HTO4}(s)}{c_{HTO0}(s)}=\frac{1}{(s\tau_1+1)(s\tau_2+1)(s\tau_3+1)(s\tau_4+1)} \tag{14}$$

式中：s 为复变量；τ 为体积元的时间常数，与装置容积、气体状态等因素有关，时间常数越大，系统响应越慢，则杂质含量过渡到稳定状态所需时间越长。具体而言，τ_1 为氧气泡排出电解槽所需时间；τ_2 为分离罐内气液两相分离所需时间；τ_3 为分离罐内气体排出分离罐所需时间；τ_4 为气体经洗涤和冷却所需总时间，计算式如下：

$$\begin{cases}\tau_1=\dfrac{V_{An,lye}}{v_{lye}/2}=\dfrac{V_{An}}{(\chi_{g/l,an}+1)\ v_{lye}/2}\\ \tau_2=\tau_{sep}\\ \tau_3=\dfrac{P_{ele}V_{sep,u}}{R(T+273)\dot{n}_{O_2}^{An}}\\ \tau_4=\dfrac{V_{sceq}}{\dot{V}_{O_2}}\end{cases} \tag{15}$$

式中：$V_{An,lye}$ 为电解槽阳极室内碱液体积；τ_{sep} 为气液分离罐设计时间常数；R 为理想气体常数，R=8.314 J/(mol·K)；$\chi_{g/l,an}$ 为电解槽阳极室内混合物的气液比，可由排出电解槽阳极的混合物中气液含量的比值估算得到：

$$\chi_{g/l,,an}\approx\frac{\dot{n}_{O_2}^{An}R(T+273)}{P^{An}v_{lye}/2} \tag{16}$$

式中：P^{An} 为阳极室压强。

图 8 显示了一套可在标准条件(0 ℃、1 个标准大气压)下每小时生产 50 m³ 氢气的碱性电解水制氢系统在不同电流密度和压强条件下的时间常数。可以得到，τ_3 的取值范围为几分钟到几小时不等，随着电流密度的减小、压强的增大而增大，这是由于在高压和低电流密度条件下，气液分离罐中储存的气体量更多而气体排出速率更低；τ_4 随电流密度和压强的变化规律与 τ_3 基本一致，但数值略小；相比之下，τ_1 和 τ_2 数值更小，且几乎均不随运行条件的改变而变化，与工程经验相符。

气体杂质传递所需延迟时间包括：

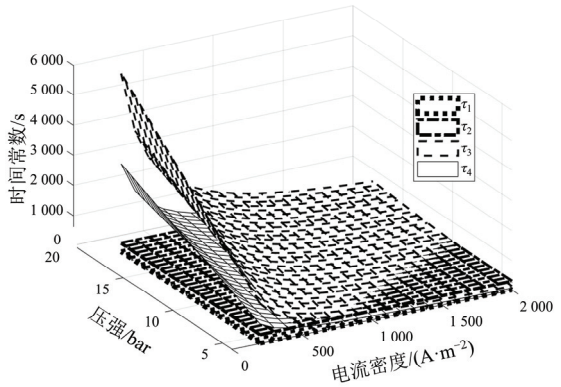


图 8 不同运行条件下的时间常数

Fig.8 Time constants under different operating conditions

1）电解槽中两相流位移所需时间 T_1，计算式为：

$$T_1=\frac{3\,600V_{An}}{v_{lye}/2} \tag{17}$$

2）取样管道中样气的置换时间 T_2，计算式为：

$$T_2=\frac{Q_{sg}}{\pi d_{sp}^2L_{sp}/4} \tag{18}$$

式中：Q_{sg} 为样气的体积流量；d_{sp} 为取样管的管道直径；L_{sp} 为取样管长度。

3）气体分析仪分析样气所需时间 T_3，具体数值由仪器制造商提供。

气体杂质传递总延时的计算式为：

$$T_{delay}=T_1+T_2+T_3 \tag{19}$$

对于指定的碱性电解水制氢系统，影响延迟时间的大部分参数都已固定的，唯一可调节的变量为碱液循环流量。

3 碱性电解水制氢纯度仿真与分析

3.1 模型验证

为验证所开发模型的有效性及合理性，本文以某一碱性电解水制氢系统为对象展开算例研究，其相关结构参数总结在表 1 中。

表 1 碱性电解水制氢系统结构参数

Table 1 Alkaline electrolytic water hydrogen production system structure parameters

参数	数值	参数	数值
小室数量	30	隔膜曲折率	3.14
电极面积/m²	2	隔膜平均孔径/m	150×10^{-9}
隔膜面积/m²	2	阳极室体积/m³	0.011
隔膜厚度/m	500×10^{-6}	气液分离罐体积/m³	0.5
隔膜孔隙率	0.50	标准液位/%	40

图 9 为该系统在不同电流密度和压强条件下维持运行 2 h 后得到的气体纯度模型仿真结果与文献[23]中模型仿真结果间的对比。

为更客观地评价模型的仿真效果，进一步求解不同压强条件下 c_{HTO} 仿真数据与文献参考数据间的均方根误差，计算结果汇总在表 2 中。模型仿真值与参考数据间的关联紧密，证明所构建模型能够实现较好的模拟效果。

3.2 多场景工况仿真

3.2.1 稳定输入工况分析

将 c_{HTO} 随时间变化的过程分为延时、过渡和稳态 3 个阶段，并定义 c_{HTO} 由起始时刻进入稳态所需时间为动态调节时长。考虑到理论上的动态调节时间应为无限长，实际取值为进入理论 c_{HTO} 稳态值±0.01%范围内时所经历的时间。

以表 3 所示的运行条件为稳定输入工况下的气体纯度模型进行仿真分析，结果如图 10。

c_{HTO} 在 0 时刻维持其初始零值不变，即处于延时阶段，直至 168.1 s 时开始增长，并呈现增速先快后慢、逐渐平稳的趋势，又经 79.3 min 结束过渡阶段后，c_{HTO} 达到稳定值 0.37%，即进入稳态。因此，在这一运行工况下的 c_{HTO} 动态调节时长为 82.1 min，平均增长速度为 0.004 5%·min^{-1}。此外，不难得出，过渡阶段耗时远多于延时阶段耗时，这一现象可用电化学反应速度与流体运动、机械操作速度间存在的较大差距解释。

如前所述，c_{HTO} 是判断碱性水电解制氢系统生产状态是否需要强制切换的重要监测指标，直接决定制氢系统的安全运行能力，而动态调节时长是衡量制氢系统对操作条件变化响应快慢的关键指标，对制氢系统运行灵活性和生产效率的评估具有重要作用。

图 11(a)—(d)分别展示了在 20 ℃、50 ℃和 80 ℃条件下的 c_{HTO} 稳态值及 80 ℃时的动态调节时长随电流密度、压强、碱液循环流量和碱液质量分数的变化情况。

由图 11(a)观察得到，随着电流密度的增加，c_{HTO} 的稳态终值保持降低，且降幅逐渐收窄。此外，当电流密度分别为 750 A·m^{-2}、1 250 A·m^{-2} 和 1 750 A·m^{-2} 时，c_{HTO} 达到稳态所需总耗时分别为 158.1 min、98.3 min 和 75.4 min，即在更大的电流密度条件下，c_{HTO} 将以更快的速度达到更低的稳态值，这是由于更高的电流密度对应单位时间内更多的气体产量，而气体杂质通量的变化并不明显，即气体杂质在更高的电流密度下被更大程度地稀释。

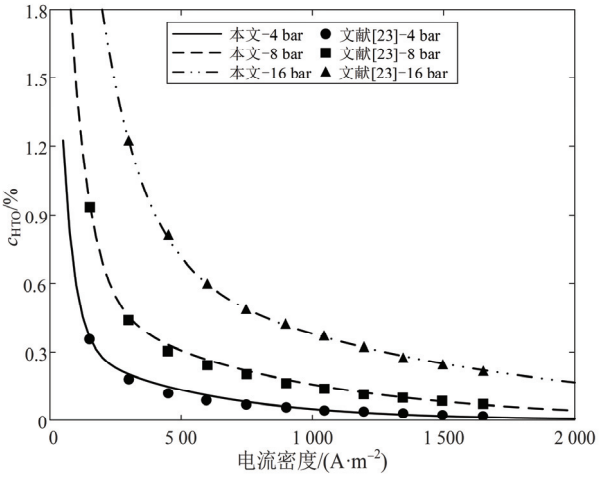


图 9 模型验证

Fig.9 Model validation

表 2 仿真误差结果

Table 2 Simulation error results

压强/bar	均方根误差
4	0.007 2
8	0.008 8
16	0.005 0

表 3 运行条件参数

Table 3 Operating condition parameters

参数	数值
电流密度/(A·m^{-2})	1 500
压强/bar	16
碱液流量/(L·min^{-1})	56
温度/℃	80
碱液质量分数/%	30

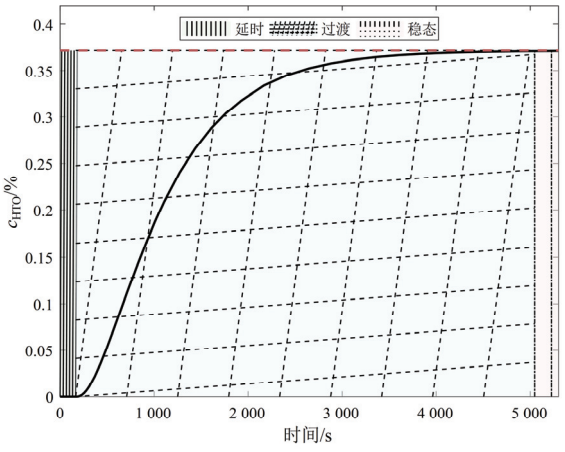


图 10 稳定输入工况下的 c_{HTO} 随时间变化曲线

Fig.10 c_{HTO} versus time for steady input condition

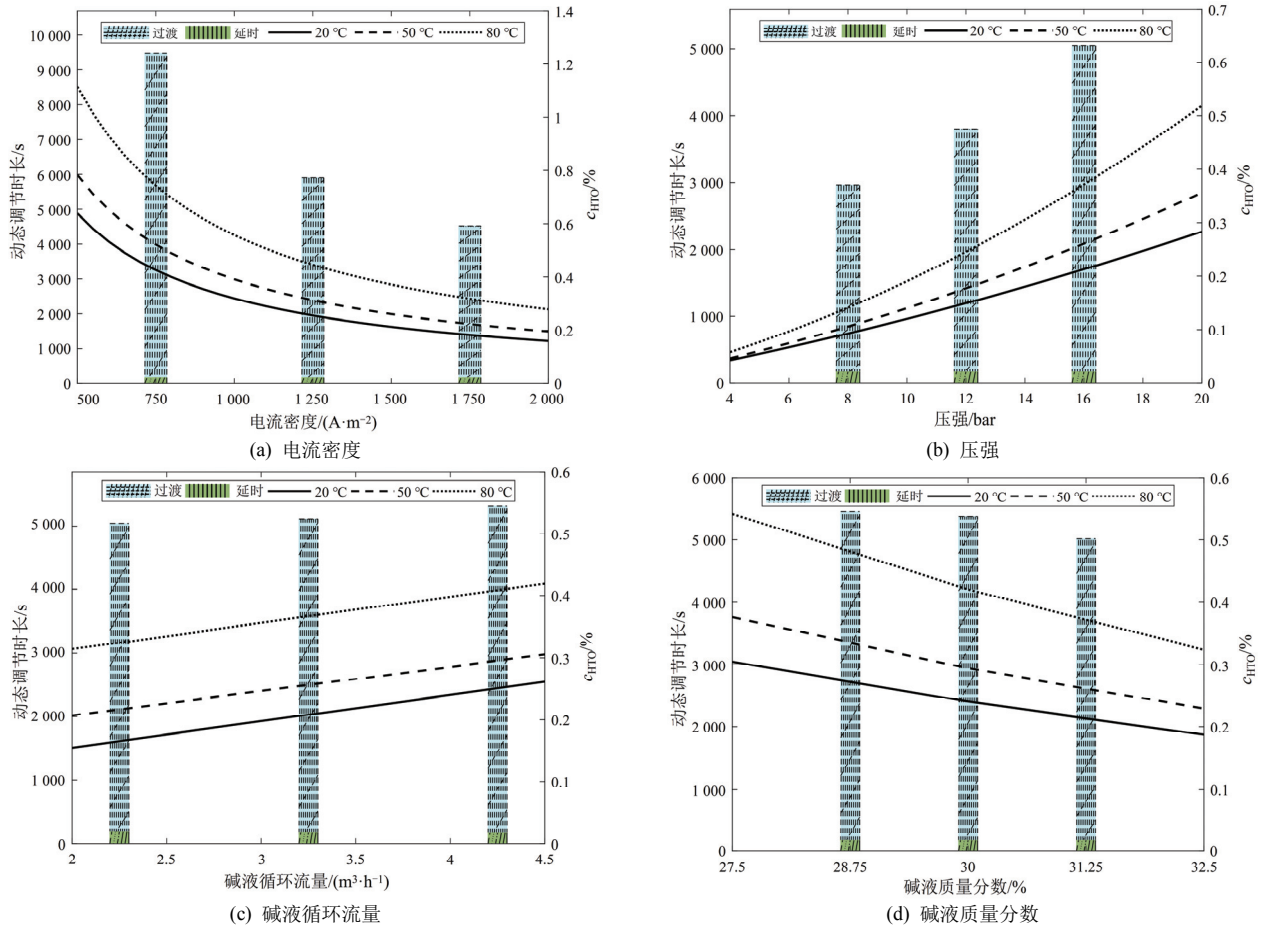


图 11 运行条件对气体纯度的影响

Fig.11 Influence of operating conditions on gas purity

如图 11(b)所示，气体杂质含量随压强的增大而同步增大；当压强分别为 8 bar、12 bar 和 16 bar 时，c_{HTO} 达到稳态的时长差异也较明显，分别为 49.4 min、63.4 min 和 84.1 min，即当压强增大时，c_{HTO} 的稳态终值和动态调节时长均随之增加，这是因为压强对气体穿过隔膜的交叉起关键的促进作用。根据图 11(c)可知，在恒定电流密度下，随着碱液循环流量的增加，c_{HTO} 稳态值呈近线性增长；延时阶段耗时略有下降，这是由于循环泵转速的提高加速了溶于碱液中的氢气沿着碱液循环路径由阴极向阳极的传输，导致碱液更充分的混合。图 11(d)揭示了碱液质量分数与阳极氢含量间的负相关关系，这一结果可通过盐析效应[27]来解释：随着碱液质量分数的增加，气体溶解度逐渐降低，阴极侧中氢气和阳极侧中氧气的解吸通量提高，致使 c_{HTO} 降低。此外，图 11(a)—(d)还说明，温度与 c_{HTO} 呈正相关，且在图示范围内，电流密度和碱液质量分数越小、压强越大，温度对 c_{HTO} 的影响效果越明显；延迟时间占动态调节时长的比重较小，不超过十分之一。

考虑到图 11(c)和(d)中动态调节时间变化较小，且碱液循环流量影响 c_{HTO} 动态调节时间的途径更多，为得到碱液循环流量和碱液质量分数对动态调节时长更明显、合理的规律，对操作条件的范围进行适当扩大。

如图 12，在碱液循环流量由 1.68 m³/h 提高至 5.04 m³/h 的过程中，c_{HTO} 的动态调节时长在以 5 025.0 s 为均值的±5%范围内上下波动，这是碱液循环流量升高导致的过渡时间缩短和 c_{HTO} 稳态值提高两者叠加所得的综合效果，可认为在一定范围内，碱液循环流量对动态调节时长的影响很小。

如图 13，在碱液质量分数由 25%提高至 35%的过程中，动态调节时长由 5 554.5 s 下降至 4 650.2 s，尽管在 26%~31%质量分数区间内变化微弱，但总体仍呈下降趋势。

碱性电解水制氢系统除了运行条件，装置特性的差异同样会改变气体纯度。具体而言，隔膜作为气体交叉的主要通道，其结构参数对 c_{HTO} 稳态值有重要影响；气液分离罐的设计参数是决定其内部气、

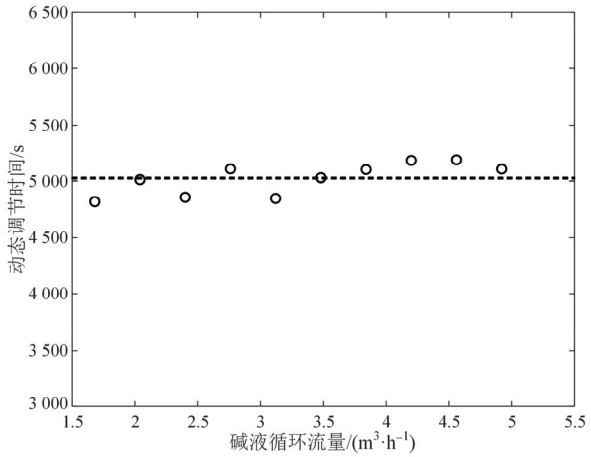


图 12 碱液循环流量对动态调节时长的影响

Fig.12 Influence of lye circulation flow rate on the duration of dynamic regulation

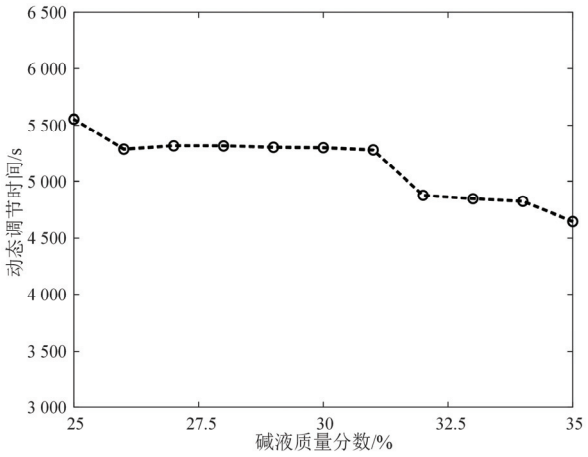


图 13 碱液质量分数对动态调节时长的影响

Fig.13 Influence of lye concentration on the duration of dynamic regulation

液体含量的关键，关系着气液分离效率的高低，对 c_{HTO} 动态调节时长的影响不容忽视。考虑到装置特性参数的实际变化范围有限，分别对隔膜的厚度、曲折率、孔隙率以及气液分离罐的容积、标准液位按表 1 所示的基准值增加和减少 10%，得到装置特性对气体纯度的影响。

如图 14，当隔膜的曲折率上升时，气体分子穿越隔膜的难度随之增加，相当于延长了气体分子的行程长度并加大了流动阻力，致使气体跨膜传输效率下降，进而改善了气体纯度，这同样可以很好地解释隔膜厚度增加时 c_{HTO} 的下降。隔膜孔隙率与 c_{HTO} 呈正相关，这是因为更大的孔隙率意味着更多的跨膜通道和更小的流动阻力。

如图 15，当气液分离罐的容积减小或标准液位提高时，动态调节时长降低，这是由于分离罐内气体所占空间越小，分子间相互作用越频繁，加快了气体排出速率，从而缩短了 c_{HTO} 达到稳态所需时间。

3.2.2 阶跃输入工况分析

由上述分析可知，运行条件的变化会对碱性电解水制氢系统气体纯度产生不同影响。在系统实际正常运行过程中，考虑到装置的耐受能力和提质增效目标，总是通过热量控制策略将温度维持在预设值(常为 80~90 ℃)。由于碱液的电导率随质量分数的变化呈正 U 形曲线，即存在最佳质量分数(大约 30%)可使由碱液电阻引起的欧姆电压达到最低，并且碱液通常是在配碱罐中按比例提前配置好后再注入电解设备，故其质量分数往往也不会轻易改变。因此，在合理区间内适时调控电流密度、压强或碱

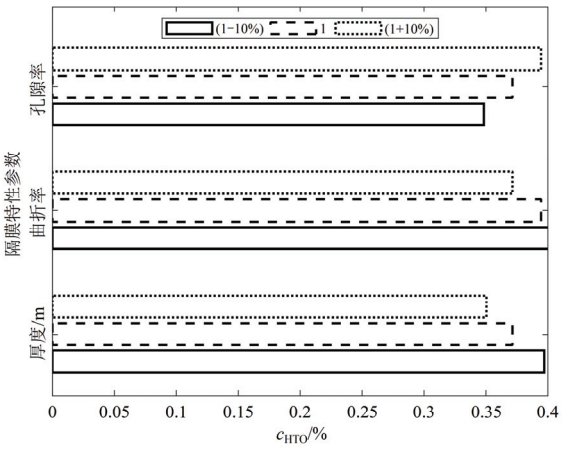


图 14 隔膜特性对气体纯度的影响

Fig.14 Influence of diaphragm properties on gas purity

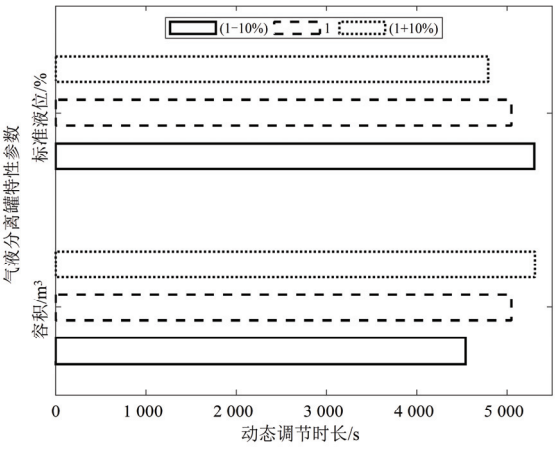


图 15 气液分离罐特性对气体纯度的影响

Fig.15 Influence of gas-liquid separation tank characteristics on gas purity

液循环流量成为优化气体纯度、保障系统安全的有效措施，深入理解这 3 种变量的动态变化对气体纯度的影响具有重要意义。

按表 4 运行条件阶跃变化情况来模拟可再生能源的波动现象，对碱性电解水制氢系统的 c_{HTO} 动态响应过程展开分析，结果如图 16—18。

在电流密度和压强突变场景下，由于碱液循环流量恒定，c_{HTO} 延迟时间几乎不受影响而保持不变，而碱液循环流量阶跃上升和下降场景中的延迟时间不相等，但差距较小，在分钟级以内。在过渡阶段，c_{HTO} 随时间的变化速度统一呈现先快后慢特征，但所耗时长存在明显差异，具体数据统计于表 5 中。

当电流密度阶跃上升及压强、碱液循环流量阶跃下降时 c_{HTO} 均随时间呈下降趋势，平均变化率分别为 0.444%·min^{-1}、−0.573%·min^{-1} 和−0.245%·min^{-1}；当电流密度阶跃下降及压强、碱液循环流量阶跃上升时，c_{HTO} 均随时间呈上升趋势，平均变化率分别为 0.375%·min^{-1}、0.479%·min^{-1} 和 0.247%·min^{-1}。对比可得，压强发生阶跃变化时对 c_{HTO} 动态响应过程的影响较电流密度和碱液循环流量更显著。

表 4 运行条件阶跃变化相关参数

Table 4 Parameters related to step changes in operating conditions

参数	阶跃上升		阶跃下降	
	初值	终值	初值	终值
电流密度/(A·m^{-2})	1 500	2 000	2 000	1 500
压强/bar	12	16	16	12
碱液循环流量/(L·min^{-1})	45	70	70	45

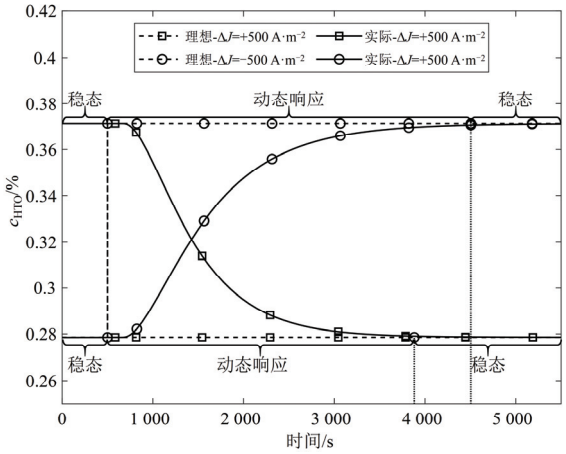


图 16 电流密度阶跃变化下的 c_{HTO} 动态响应

Fig.16 Dynamic response of c_{HTO} under step change in current density

4 影响因素敏感性分析

探究并量化不同因素变化对碱性电解水制氢系统气体纯度的影响效果及因素间的相互作用，可进一步明确系统运行边界，为后续调控、优化策略的制定提供依据。考虑到碱性电解水制氢纯度模型的复杂非线性特征，本文采用 Sobol 指数法展开全局敏感性分析。该方法的核心是模型的分解及因素

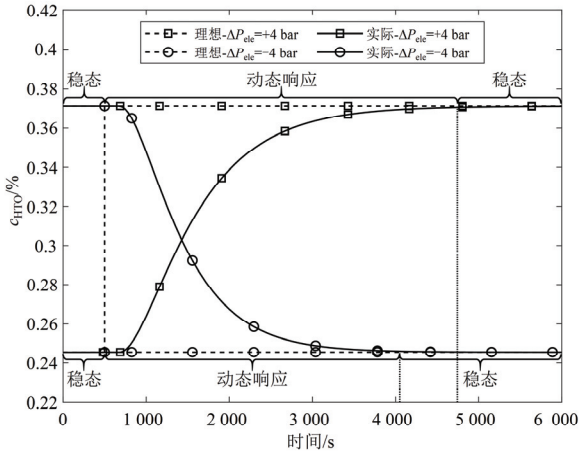


图 17 压强阶跃变化下的 c_{HTO} 动态响应

Fig.17 Dynamic response of c_{HTO} under step change in pressure

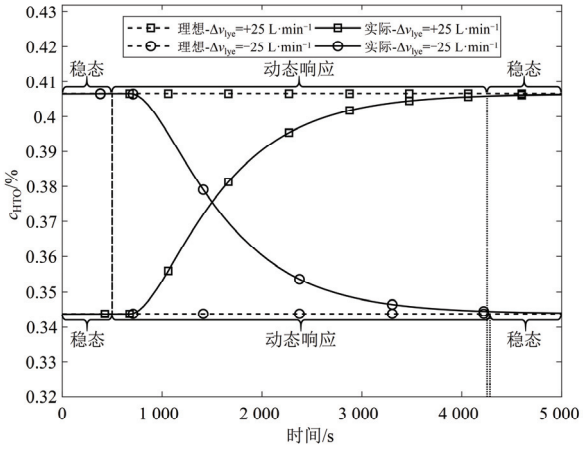


图 18 碱液循环流量阶跃变化下的 c_{HTO} 动态响应

Fig.18 Dynamic response of c_{HTO} under step change in lye circulation flow rate

表 5 运行条件阶跃变化仿真结果

Table 5 Simulation results of step change in operating conditions

参数	过渡时长/s	
	阶跃上升	阶跃下降
电流密度	3 216.05	3 839.87
压强	4 077.86	3 385.18
碱液循环流量	3 582.04	3 610.77

组合方差的计算，可独立于复杂模型，并实现输入对输出影响程度的量化，兼顾因素全面性、结论稳健性和应用普适性等优势[31]。

Sobol 指数法分析步骤如下：

将模型简化为 $Y=F(X)$，其中 $X=(x_1, x_2, \cdots, x_n)$，$x_i(i=1, 2, \cdots, n)$服从[0,1]之间的均匀分布，$F(X)$平方可积，则可将 $F(X)$分解为独立项和交互项之和：

$$F(X)=F_0+\sum_{n}^{i=1}F_i(x_i)+\sum_{n}^{i<j}F_{ij}(x_i,x_j)+\cdots+F_{1,2,\cdots,n}(x_1,x_2,\cdots,x_n) \tag{20}$$

式中：F_0 为 $F(X)$的期望值；$F_i(x_i)$为仅由变量 x_i 独立贡献的部分；$F_{ij}(x_i, x_j)$为由变量 x_i 和 x_j 交互作用贡献的部分；$F_{1,2,\cdots,n}(x_1, x_2, \cdots, x_n)$为由 n 个变量交互作用贡献的部分，即最高阶效应。

描述所有变量对目标影响程度的输出总方差计算式为：

$$V=\int F^2(X)\mathrm{d}X-F_0^2 \tag{21}$$

主偏方差表示单变量对输出量的影响，计算式为：

$$V_i=\int F_i^2(x_i)\mathrm{d}x_i \tag{22}$$

全局偏方差表示输入变量间相互作用对输出量的影响，计算式为：

$$V_{i_1,i_2,\cdots,i_s}=\int F^2_{i_1,i_2,\cdots,i_s}\mathrm{d}x_{i_1}\cdots\mathrm{d}x_{i_s} \tag{23}$$

式中：s 为交互作用阶数($s\leq n$)，即参与组合的变量个数；下标 $i_k(k=1, 2, \cdots, s)$为参与组合的第 k 个变量的索引。以 $s=2$ 为例进一步解释，若 $i_1=2$、$i_2=5$，则 i_1 和 i_2 对应的变量组合为 x_2 和 x_5 的二阶交互作用。

主效应指数 S_{x_i} 描述变量 x_i 对函数 Y 的总方差的贡献程度，该值越大，表明变量的变动对输出的变化影响越大，计算式为：

$$S_{x_i}=\frac{V_{x_i}(E_{x_i}(V(Y|x_i)))}{V(Y)} \tag{24}$$

$$V(Y)=E_{x_i}(V(Y|x_i))+V_{x_i}(E_{x_i}(V(Y|x_i))) \tag{25}$$

式中：V_{x_i} 为变量 x_i 的一阶方差；$E_{x_i}(V(Y|x_i))$ 为在给定输入变量 x_i 的条件下，输出变量 Y 的方差 $V(Y|x_i)$的数学期望。

全局效应指数 $S_{x_i}^{\mathrm{T}}$ 描述变量 x_i 与其他变量间的交叉效应对函数 Y 的方差的影响程度，当该值较小时，不仅表明变量对输出的影响较小，还意味着其与其他变量间的相互影响效果也较不明显。计算式为：

$$S_{x_i}^{\mathrm{T}}=\frac{V(Y)-V_{x_{-i}}(E_{x_i}(Y|x_{-i}))}{V(Y)} \tag{26}$$

式中：$V_{x_{-i}}$ 表示由除变量 x_i 外的其余变量构成的变量组 x_{-i} 的方差；$E_{x_i}(Y|x_{-i})$ 为在给定输入变量组 x_{-i} 的条件下，输出变量 Y 对 x_i 的数学期望；$V_{x_{-i}}(E_{x_i}(Y|x_{-i}))$ 为在给定输入变量组 x_{-i} 的条件下，输出变量 Y 对 x_i 的数学期望的方差。

根据表 6 中选取的敏感性分析参数及其取值变化范围，分别以 c_{HTO} 的稳态值和动态调节时长为对象，在参数空间内生成若干采样点并代入模型计算，得到参数变量的主效应指数和全效应指数变化关系如图 19、20。

由图 19、20 可得，当采样点数(时间长度)不断增多，各效应指数及其总和均逐渐趋于稳定，精度也得到了提高。当采样点数为 5 000 时，不同参数对 c_{HTO} 稳态值和 c_{HTO} 动态调节时长的敏感度及排序分别汇总于表 7 和表 8。

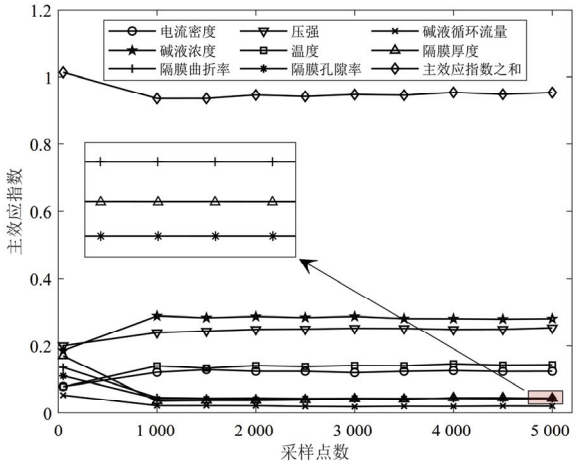
由表 7 可得，对 c_{HTO} 稳态值产生影响的各个参数在主效应指数和全局效应指数上呈现出完全一致的数值排序，且两者大小相近。具体而言，碱液质量分数的敏感度最高，而碱液流量的敏感度最低，其余参数的敏感度按照压强、温度、电流密度、隔膜曲折率、隔膜厚度和隔膜孔隙率的次序依次递减，可作为确定制氢纯度改进优先级顺序的重要参考。究其原因是碱液质量分数对碱液的粘度、密度以及气体在碱液中扩散系数的大小起着决定性作用，涉及氢氧交叉的全部途径，而碱液流量只影响溶解氢气随循环碱液进入阳极室的速率，仅涉及氢氧交叉途径中的一种，故其对 c_{HTO} 稳态值的影响相对不显著。相较于调整运行条件，改变隔膜特性参数对于提升气体纯度的效果一般。

表 8 结果表明，对于影响 c_{HTO} 动态调节时长的不同参数，其主效应指数和全局效应指数大小关系

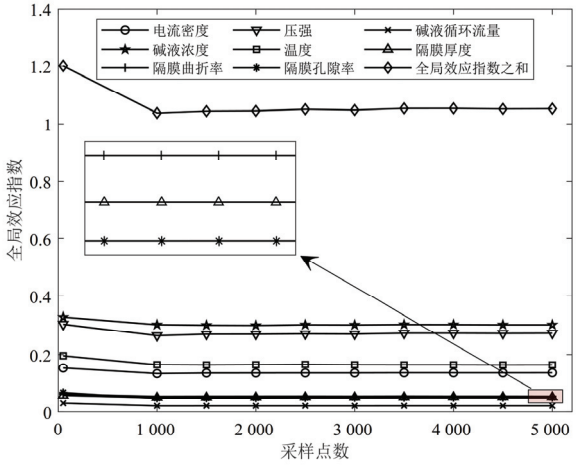
表 6 敏感性分析参数及取值范围

Table 6 Sensitivity analysis parameters and range of values

参数	取值范围
电流密度/(A·m^{-2})	1 200~1 800
压强/bar	12.8~19.2
碱液流量/(L·min^{-1})	44.8~67.2
温度/℃	50~85
碱液质量分数/%	27~33
隔膜厚度/(10^{-6} m)	400~600
隔膜孔隙率	0.4~0.6
隔膜曲折率	2.512~3.768
气液分离罐容积/m^3	0.4~0.6
标准液位/%	32~48



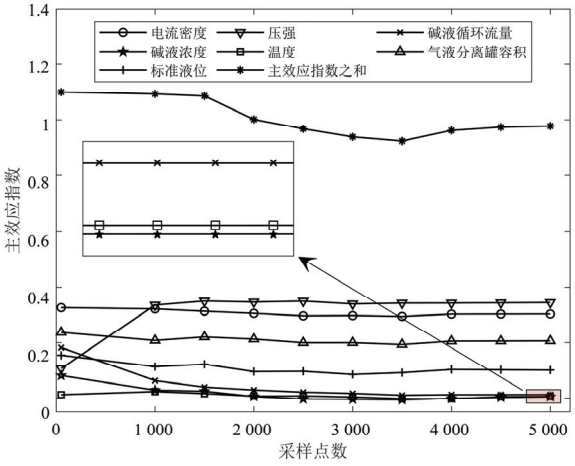
(a) 不同参数的主效应指数



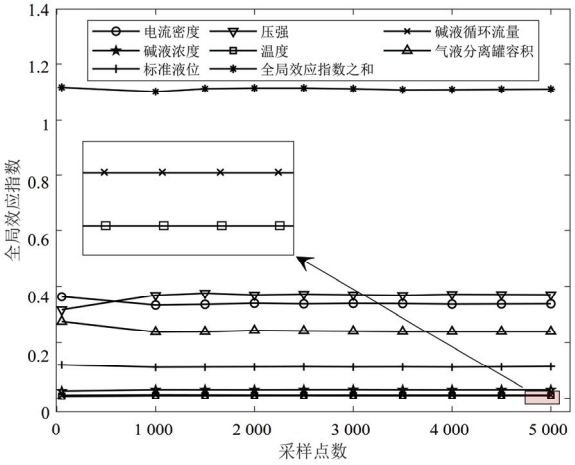
(b) 不同参数的全局效应指数

图 19 c_{HTO} 稳态值敏感性分析结果

Fig.19 Sensitivity analysis results for the steady state value of c_{HTO}



(a) 不同参数的主效应指数



(b) 不同参数的全局效应指数

图 20 动态调节时长敏感性分析结果

Fig.20 Sensitivity analysis results for the duration of dynamic regulation

基本相同，敏感度排序均满足：压强>电流密度>气液分离罐容积>标准液位>碱液流量>温度。该结果同样表明，具有更大主效应指数的参数在全局效应中也具有更大的影响力，反之，主效应指数较小的参数常对应着较小的全局效应指数。然而，碱液质量分数不遵循上述规律，其主效应指数小于温度，但全局效应指数却超过碱液流量，这揭示了碱液质量分数的变化会引起其他参数的连锁变化，从而对 c_{HTO} 的动态调节时长产生较大影响。因此，为提升制氢系统气体纯度的动态响应能力，除了考虑减小压强或增大电流密度外，还可在保证碱液正常供应的前提下配置容积更小的气液分离罐，并设定更高的液位标准。上述分析也侧面证实了展开影响因素全局敏感性分析的必要性，能够更全面地理解并分析参数间的耦合作用以及参数对目标性能的共同作用。

表 7 不同参数对 c_{HTO} 稳态值的敏感度

Table 7 Sensitivity of different parameters to the steady state value of c_{HTO}

参数	主效应指数	主效应指数排序	全局效应指数	全局效应指数排序
电流密度	0.124	4	0.136	4
压强	0.254	2	0.274	2
碱液流量	0.020	8	0.021	8
碱液质量分数	0.281	1	0.303	1
温度	0.143	3	0.164	3
隔膜厚度	0.043	6	0.051	6
隔膜曲折率	0.044	5	0.055	5
隔膜孔隙率	0.042	7	0.049	7

根据敏感性定量分析，本文将主效应指数和全局效应指数均大于 0.1 的影响因素归于强关键类，在碱性电解水系统制氢纯度改善过程中应作为重点对象优先关注，而未满足这一条件的影响因素归于弱关键类，可视具体情况进行选择性的考量。根据

表 8 不同参数对 c_{HTO} 动态调节时长的敏感度

Table 8 Sensitivity of different parameters to the duration of dynamic regulation of c_{HTO}

参数	主效应指数	主效应指数排序	全局效应指数	全局效应指数排序
电流密度	0.303	2	0.337	2
压强	0.345	1	0.369	1
碱液流量	0.013	5	0.012	6
碱液质量分数	0.005	7	0.031	5
温度	0.006	6	0.010	7
气液分离罐容积	0.206	3	0.240	3
标准液位	0.101	4	0.114	4

该分类标准，对于 c_{HTO} 稳态值，碱液质量分数、压强、温度和电流密度表现为强关键；影响 c_{HTO} 动态调节时长的因素中，属于强关键类的因素包括压强、电流密度、气液分离罐容积和标准液位。

5 结论

1）建立了一个碱性电解水系统制氢纯度仿真模型，所构建模型可模拟不同工况、不同时间尺度下的碱性电解水制氢系统气体纯度动态变化，涵盖延时、过渡和稳态 3 个阶段的完整过程，突破了实际操作中潜在的安全风险局限，为分析气体纯度影响因素提供先进技术手段。

2）仿真结果表明：碱液质量分数、压强、温度和电流密度对 c_{HTO} 稳态值表现为强关键性，全局效应指数分别为 0.303、0.274、0.164 和 0.136；压强、电流密度、气液分离罐容积和标准液位对 c_{HTO} 动态调节时长表现为强关键性，全局效应指数分别为 0.369、0.337、0.240 和 0.114。

3）综合设备能耗、操作难度和作用效果，适当提高电流密度和降低压强可实现制氢纯度水平和动态响应能力的提升：在参考运行条件下，将电流密度由 750 A/m^2 升至 1 750 A/m^2，c_{HTO} 的稳态值由 0.753%降至 0.318%，且动态调节时间由 9 482.4 s 降至 4 522.9 s；将压强由 16 bar 降至 8 bar，c_{HTO} 的稳态值由 0.213%降至 0.093%，且动态调节时间由 5 047.7 s 降至 2 963.7 s。实际操作可结合整体工艺，选择合适的运行参数以达到更优效果。

4）制氢系统的结构设计参数同样与气体纯度特性存在相关性：依次对气液分离罐的容积和标准液位增加和减小 10%，c_{HTO} 的动态调节时长分别增加 5.17%、减小 10.04%、减小 5.09%和增加 5.04%；增加隔膜厚度和曲折率，或降低孔隙率可改变其穿透性能，降低 c_{HTO} 的稳态值。

参考文献 References

[1] 俞红梅，邵志刚，侯 明，等. 电解水制氢技术研究进展与发展建议[J]. 中国工程科学，2021，23(2)：146-152.
YU Hongmei, SHAO Zhigang, HOU Ming, et al. Hydrogen production by water electrolysis: progress and suggestions[J]. Strategic Study of CAE, 2021, 23(2): 146-152.

[2] 余紫薇，孙 丹，刘一鸣，等. 风电制氢系统阻抗建模及振荡特性分析[J]. 高电压技术，2024，50(1)：169-181.
YU Ziwei, SUN Dan, LIU Yiming, et al. Impedance modeling and oscillation characteristic analysis of hydrogen production system by wind power[J]. High Voltage Engineering, 2024, 50(1): 169-181.

[3] 梁 涛，孙博峰，谭建鑫，等. 基于深度强化学习算法的风光互补可再生能源制氢系统调度方案[J]. 高电压技术，2023，49(6)：2264-2274.
LIANG Tao, SUN Bofeng, TAN Jianxin, et al. Scheduling scheme of wind-solar complementary renewable energy hydrogen production system based on deep reinforcement learning[J]. High Voltage Engineering, 2023, 49(6): 2264-2274.

[4] 朱显辉，胡 旭，师 楠，等. 考虑氢储动态效率的电氢耦合微网长期容量优化[J]. 高电压技术，2023，49(3)：1128-1139.
ZHU Xianhui, HU Xu, SHI Nan, et al. Long-term capacity optimization of electrohydrogen coupled microgrid considering dynamic efficiency of hydrogen storage[J]. High Voltage Engineering, 2023, 49(3): 1128-1139.

[5] 李建林，张则栋，李光辉，等. 基于模型层级分析的质子交换膜电解槽建模研究进展[J]. 高电压技术，2023，49(3)：1105-1117.
LI Jianlin, ZHANG Zedong, LI Guanghui, et al. Research on modeling of proton exchange membrane electrolyzer based on model hierarchical analysis[J]. High Voltage Engineering, 2023, 49(3): 1105-1117.

[6] FANG R M, LIANG Y. Control strategy of electrolyzer in a wind-hydrogen system considering the constraints of switching times[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2019, 44(46): 25104-25111.

[7] 江 悦，沈小军，吕 洪，等. 碱性电解槽运行特性数字孪生模型构建及仿真[J]. 电工技术学报，2022，37(11)：2897-2908.
JIANG Yue, SHEN Xiaojun, LÜ Hong, et al. Construction and simulation of operation digital twin model for alkaline water electrolyzer[J]. Transactions of China Electrotechnical Society, 2022, 37(11): 2897-2908.

[8] HU S, GUO B, DING S L, et al. A comprehensive review of alkaline water electrolysis mathematical modeling[J]. Applied Energy, 2022, 327: 120099.

[9] 郭育菁. 一种碱水制氢电解槽结构设计及性能优化[D]. 北京：北京化工大学，2020.
GUO Yujing. Structural design and performance optimization of an alkaline water hydrogen electrolyzer[D]. Beijing, China: Beijing University of Chemical Technology, 2020.

[10] TRINKE P, HAUG P, BRAUNS J, et al. Hydrogen crossover in PEM and alkaline water electrolysis: mechanisms, direct comparison and mitigation strategies[J]. Journal of The Electrochemical Society, 2018, 165(7): F502-F513.

[11] HAUG P, KOJ M, TUREK T. Influence of process conditions on gas purity in alkaline water electrolysis[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2017, 42(15): 9406-9418.

[12] BERNT M, SCHRÖTER J, MÖCKL M, et al. Analysis of gas permea-

tion phenomena in a PEM water electrolyzer operated at high pressure and high current density[J]. Journal of the Electrochemical Society, 2020, 167(12): 124502.

[13] 江　悦，沈小军. 碱性电解槽制氢设备数字孪生体构建及应用[J]. 高电压技术，2022，48(5)：1673-1683.
JIANG Yue, SHEN Xiaojun. Construction and application of digital twin in hydrogen production system of alkaline water electrolyzer[J]. High Voltage Engineering, 2022, 48(5): 1673-1683.

[14] LI Y F, KANG Z Y, MO J K, et al. *In-situ* investigation of bubble dynamics and two-phase flow in proton exchange membrane electrolyzer cells[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2018, 43(24): 11223-11233.

[15] 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.

[16] HUG W, BUSSMANN H, BRINNER A. Intermittent operation and operation modeling of an alkaline electrolyzer[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 1993, 18(12): 973-977.

[17] SÁNCHEZ M, AMORES E, RODRÍGUEZ L, et al. Semi-empirical model and experimental validation for the performance evaluation of a 15kW alkaline water electrolyzer[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2018, 43(45): 20332-20345.

[18] DAVID M, BIANCHI F, OCAMPO-MARTINEZ C, et al. Model-based control design for H2 purity regulation in high-pressure alkaline electrolyzers[J]. Journal of the Franklin Institute, 2021, 358(8): 4373-4392.

[19] SCHALENBACH M, LUEKE W, STOLTEN D. Hydrogen diffusivity and electrolyte permeability of the Zirfon PERL separator for alkaline water electrolysis[J]. Journal of The Electrochemical Society, 2016, 163(14): F1480-F1488.

[20] DE GROOT M T, KRAAKMAN J, BARROS R L G. Optimal operating parameters for advanced alkaline water electrolysis[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47(82): 34773-34783.

[21] HAUG P, KREITZ B, KOJ M, et al. Process modelling of an alkaline water electrolyzer[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2017, 42(24): 15689-15707.

[22] QIU Y W, ZHOU B X, ZANG T L, et al. Extended load flexibility of utility-scale P2H plants: optimal production scheduling considering dynamic thermal and HTO impurity effects[J]. Renewable Energy, 2023, 217: 119198.

[23] QI R M, GAO X P, LIN J, et al. Pressure control strategy to extend the loading range of an alkaline electrolysis system[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2021, 46(73): 35997-36011.

[24] HU S, GUO B, DING S L, et al. Study on the synergistic regulation strategy of load range and electrolysis efficiency of 250 kW alkaline electrolysis system under high-dynamic operation conditions[J]. eTransportation, 2024, 19: 100304.

[25] THAM M J, WALKER R D, GUBBINS K E. Diffusion of oxygen and hydrogen in aqueous potassium hydroxide solutions[J]. The Journal of Physical Chemistry, 1970, 74(8): 1747-1751.

[26] EVANS III R B, WATSON G M, MASON E A. Gaseous diffusion in porous media at uniform pressure[J]. The Journal of Chemical Physics, 1961, 35(6): 2076-2083.

[27] 孙兰义. 化工流程模拟实训：Aspen Plus 教程[M]. 北京：化学工业出版社，2012：1-2.
SUN Lanyi. Chemical engineering process simulation using Aspen Plus[M]. Beijing, China: Chemical Industry Press, 2012: 1-2.

[28] ZHANG T, SONG L J, YANG F Y, et al. Research on oxygen purity based on industrial scale alkaline water electrolysis system with 50Nm^3 H_2/h[J]. Applied Energy, 2024, 360: 122852.

[29] OIKONOMIDIS S, RAMDIN M, MOULTOS O A, et al. Transient modelling of a multi-cell alkaline electrolyzer for gas crossover and safe system operation[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2023, 48(88): 34210-34228.

[30] ULLEBERG Ø. Modeling of advanced alkaline electrolyzers: a system simulation approach[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2003, 28(1): 21-33.

[31] 祁尚瑾. 结构全局敏感性分析方法研究[D]. 杭州：浙江大学，2023.
QI Shangjin. Research on global sensitivity analysis method of structure[D]. Hangzhou, China: Zhejiang University, 2023.



曹听月
2001—，女，硕士生
研究方向为电解水制氢技术
E-mail: ctsemail@163.com

CAO Tingyue



沈小军(通信作者)
1979—，男，博士，教授，博导
研究方向为新能源高效利用与储能技术、输变电场景三维重构及其数字孪生技术、电力设备状态感知与智能诊断等
E-mail: xjshen79@163.com

SHEN Xiaojun
Ph.D., Professor
Corresponding author



徐昭然
1990—，男，工程师
研究方向为新能源耦合电解水制氢技术与工程应用
E-mail: xuzhaoran.hrb@163.com

XU Zhaoran

收稿日期　2024-06-24　修回日期　2024-08-05　　编辑　陈　蔓