DOI: 10. 3969/j. issn. 2097-0706. 2022. 05. 010

质子交换膜电解水制氢影响因素的过程模拟

Process simulation of factors affecting proton exchange membrane water electrolysis for hydrogen production

张立栋^{1,2},陈怡冰¹,龚明^{3*},赵桦粮³,王欣³,黄宏艳³ ZHANG Lidong^{1,2}, CHEN Yibing¹, GONG Ming^{3*}, ZHAO Hualiang³, WANG Xin³, HUANG Hongyan³

(1.东北电力大学 能源与动力工程学院,吉林 吉林 132012; 2.东北电力大学 油页岩综合利用教育部工程研究 中心,吉林 吉林 132012; 3.北京合工仿真技术有限公司,北京 100192)

(1.School of Energy and Power Engineering, Northeast Electric Power University, Jilin 132012, China; 2.Engineering Research Center of Oil Shale Comprehensive Utilization Ministry of Education, Northeast Electric Power University, Jilin 132012, China; 3.Beijing Hegong Simulation Technology Company Limited, Beijing 100192, China)

摘 要:氢能领域相关技术的快速发展有助于我国实现"双碳"目标。基于联立方程建模技术,对质子交换膜 (PEM)制氢进行过程模拟,研究了在不同温度、操作压力、质子膜厚度等影响因素下,制氢系统电压、功率及效率随 电流密度变化的规律。研究结果表明:在满足制氢安全约束下时,阴极操作压力为0.728 MPa并选择厚度为27.5 µm的质子膜时,制氢系统具有最高的效率,达69.3%。

关键词:碳中和;氢能;过程模拟;质子交换膜;电解水制氢;综合能源

中图分类号:TK 91:TQ 116 文献标志码:A 文章编号:2097-0706(2022)05-0088-07

Abstract: Progresses in hydrogen industry contributes to the goals of carbon peaking and carbon neutrality in China. Simultaneous equation modeling technique can be used to simulate the hydrogen production process by Proton Exchange Membrane (PEM). The variation of voltage, power and efficiency of the hydrogen production system with current density under different temperature, operating pressure and proton membrane thickness was studied. The model is optimized by iterative optimization. The results show that the highest working efficiency of the hydrogen production system under hydrogen safety constraints is 69.3 % with a cathode operating pressure at 0.728 MPa and a PEM thickness of 27.5 μ m. **Keywords**: carbon neutrality ; hydrogen energy; process simulation; proton exchange membrane (PEM); water electrolysis for produce hydrogen; integrated energy

0 引言

传统能源的低碳转化和清洁开发是我国能源 动力学科的重要研究方向^[1]。氢能作为可再生能源 中的零碳能源,其大规模利用可以助力我国"双碳 目标"的早日实现^[2]。电解制氢的能量可来自传统 能源燃烧产生的电能,也可来自风电、光伏等可再 生能源发电^[3]。制氢可以与煤炭利用相结合,进行 煤炭超临界水气化制氢^[4];此外,氢能的利用可以配 合储能进行电网调峰等工作^[5]。氢能的有效利用不 仅极大地促进了新能源发电的消纳,还因其反应速 度快,可作为综合能源的快速调节单元^[6],为我国实 现"双碳"目标做出重要贡献。

规模化制氢和输氢是氢能开发利用主要的途径。目前,制氢的方法有耦合碳酸盐还原法^[7]、分步法^[8]、碱性膜电解水法、质子交换膜(Proton Exchange Membrane, PEM)法等^[9-10]。PEM制氢具有结构紧凑、恒定电解质浓度、波动能源适应性强等特点,适合与风电等波动性较大的能源协同运行^[11]。PEM制氢受到质子膜厚度、催化剂特性、温度、阴极压力、阳极压力等参数共同作用的影响^[12],郑金松等^[13]采用 COMSOL Multiphysics 软件建立 PEM 电解池模拟模型,耦合分析了化学反应以及传热传质、电流分布多物理场。

在研究过程中,需要详细的制氢技术路线及方 案论证,而化工工程模拟软件可以对规模化、集成

收稿日期:2022-04-21;**修回日期:**2022-05-06 **基金项目:**教育部"创新团队发展计划"项目(IRT_17R19)

化的制氢过程进行流程参数制定^[14]。过程模拟软件gPROMS可以用于模拟太阳能耦合热电联产系统^[15]和光热电站的储热系统动态过程^[16],过程模拟软件在大规模、全流程工艺、多变量、需求复杂的化工过程设计及过程仿真中的应用效果较好^[17]。

本文基于gPROMS平台,采用联立方程建模技术,建立质子交换膜制氢模型,并与试验数据进行 对比验证,详细分析制氢过程中的影响因素,为氢 能开发与利用提供技术支持。

1 PEM 电解池数学模型

大多数流程模拟软件有共同的技术组件和功能,以及标准的单元操作模型库、物性方法、工艺流程求解算法、仿真结果分析等。如何将模拟软件中的关键要素与实际工艺过程中参数进行匹配及仿真是至关重要的。依据PEM电解池关键反应设备特有的数学模型对相应的反应条件进行特定机理的过程仿真,是化工工程模拟的另一个关键因素。

联立方程法^[14]将工艺流程中的每个单元操作 视作为一系列方程和变量,从概念上比序贯模块法 更为简单,但求解过程的鲁棒性较差,适用于全局 工艺流程模型。电解池中不同单元包括双极板、流 道、多孔层、催化层、电解质膜,其数学模型如下。

1.1 双极板

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{I_{\rm e}^{\ 2}}{\sigma_{\rm e}} = c_{\rm p} \rho \frac{\partial T}{\partial t}, \quad (1)$$

式中:x为流体流动方向;z为阴/阳极厚度方向;T为 反应温度,K; I_e 为电子电流密度, A/m^2 ; σ_e 为电子电导 率,S/m; c_p 为比定压热容, $J/(kg\cdot K)$; ρ 为固体密度, kg/m^3 。

电流与电势方程

$$\frac{\partial I_e}{\partial z} = 0, \qquad (2)$$

$$I_e = -\sigma_e \frac{\partial U_e}{\partial z}, \qquad (3)$$

1.2 流道

质量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\alpha_{\mathrm{p}} \rho_{\mathrm{p}} w_{\mathrm{e}} \right) = -\frac{\partial}{\partial x} \left(\alpha_{\mathrm{p}} \rho_{\mathrm{p}} u_{\mathrm{p}} w_{\mathrm{e}} \right) + J_{\mathrm{e}}, \qquad (4)$$

式中: α_p 为气/液相的体积分数; ρ_p 为气/液相的密度,kg/m³; w_c 为气/液相中c组分的质量分数; J_c 为气/液相中c组分的传质源项。

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \sum_{p} \left(\alpha_{p} \rho_{p} h_{p} \right) = -\sum_{p} \frac{\partial}{\partial x} \left(\alpha_{p} \rho_{p} u_{p} h_{p} \right) + Q_{BP} + Q_{BL}, (5)$$

式中:u_p为气/液相速度,m/s;h_p为气/液相比焓,J/kg; Q_{BP}为流道内气/液相与双极板的热流密度,W/m²; Q_{BL}为流道内气/液相与与多孔层的热流密度,W/m²。 动量守恒方程

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \rho u \frac{\partial u}{\partial x} + f_1 \mu u + f_2 \rho u^2, \qquad (6)$$

式中:p为流体压力,Pa;u为流体速度, $m/s;\mu$ 为流体 动力黏度, $Pa \cdot s; f_1, f_2$ 为流道的流阻系数。

1.3 多孔层

质量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon \alpha_{\rm p} \rho_{\rm p} w_{\rm c} \right) = -\varepsilon \frac{\partial}{\partial z} \left(\alpha_{\rm p} J_{\rm c} \right) - \frac{\partial}{\partial z} \left(u w_{\rm c} \right), \quad (7)$$

式中: ε 为孔隙率。

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho_{s} c_{p} T + \varepsilon \sum_{p} \left(\alpha_{p} \rho_{p} h_{p} \right) \right) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\lambda}{\delta} \frac{\partial T}{\partial z} \right) - \sum_{p} \frac{\partial}{\partial z} \left(u_{p} \alpha_{p} \rho_{p} h_{p} \right) - \sum_{i} \frac{\partial}{\partial z} \left(J_{c} h_{c} \right) + \frac{I_{e}^{2}}{\sigma_{e}}, \quad (8)$$

式中: σ 为电导率, S/m; ρ_s 为多孔材料密度, kg/m³; δ 为多孔材料厚度, m。

动量守恒方程

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{\mu}{K}u,\qquad(9)$$

式中:K为多孔介质绝对渗透率,m²。

电流与电势方程

$$\frac{\partial I_{\rm e}}{\partial z} = 0, \qquad (10)$$

$$I_{e} = -\sigma_{e} \frac{\partial U_{e}}{\partial z}$$
(11)

1.4 催化层

质量守恒方程

 $\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon \alpha_{p} \rho_{p} w_{c} \right) = -\varepsilon \frac{\partial}{\partial z} \left(\alpha_{p} J_{c} \right) - \frac{\partial}{\partial z} \left(u w_{c} \right) + \frac{\nu_{c} H_{R}}{n F}, (12)$ 式中: ν_{c} 为电化学反应中c组分的化学计量系数; H_{R} 为电化学反应的电子生成率, C/(m³·s);n为参与反应电子数;F法拉第常数, C/mol。

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho_{s} c_{p} T + \varepsilon \sum_{p} \left(\alpha_{p} \rho_{p} h_{p} \right) \right) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\lambda}{\delta} \frac{\partial T}{\partial z} \right) - \sum_{p} \frac{\partial}{\partial z} \left(u_{p} \alpha_{p} \rho_{p} h_{p} \right) - \sum_{i} \frac{\partial}{\partial t} \left(J_{c} h_{c} \right) + \frac{I_{e}^{2}}{\sigma_{e}} + \frac{I_{i}^{2}}{\sigma_{i}} + H_{R} \varphi + \frac{H_{R}}{nF} \left(U_{0} - RT \ln \left(\prod_{i} \left(\frac{w_{c}}{w_{o}} \right)^{\nu_{i}} \right) \right), \quad (13)$$

式中: I_i 为离子电流密度, A/m^2 ; φ 为活化极化电势, V; σ_i 为离子电导率,S/m; U_0 为参考平衡电位,V; w_o 为参考质量分数; v_i 为反应化学计量数。 动量守恒方程

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{\mu}{K} u_{\circ} \tag{14}$$

电流与电势方程

$$\frac{\partial I_e}{\partial z} = H_{\rm R},\tag{15}$$

$$I_{e} = -\sigma_{e} \frac{\partial U_{e}}{\partial z}$$
(16)

离子电流与离子电势方程

$$-(1-\varepsilon)X_{1}\frac{\partial I_{i}}{\partial z} = H_{R}, \qquad (17)$$

$$I_i = -(1 - \varepsilon) X_1 \sigma_i \frac{\partial U_i}{\partial z}, \qquad (18)$$

式中:X₁为聚合物体积分数;U₁为离子电势,V。

半电池电势方程

$$\varphi = (U_{\rm e} - U), \tag{19}$$

式中: U_{R} 为半电池电势, V; R 为理想气体常数, J/(mol·K)。

阳极过电势方程

$$\varphi = \left(U_{\rm e} - U_{\rm i}\right) - U_{\rm Ro} \tag{20}$$

阴极过电势方程

$$\varphi = U_{\rm R} - \left(U_{\rm e} - U_{\rm i}\right)_{\circ} \tag{21}$$

Butler-Volmer方程

$$U_{\rm R} = I_{\rm ref} e^{-\frac{E_{\rm R}}{RT}} \prod_{i} \left(\frac{w_{\rm c}}{w_{\rm o}}\right)^{\nu_{\rm c}} \left(e^{\frac{a_{\rm on} F\varphi}{RT}} - e^{\frac{-a_{\rm c} nF\varphi}{RT}}\right)_{\rm o} \qquad (22)$$

式中: I_{ref} 为参考电流密度, A/m^2 ; E_R 为电化学反应活化能,J/mol; a_{an} , a_{ca} 分别为阳极、阴极传递系数。

1.5 电解质膜

能量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\rho_{s} c_{p} T + \alpha_{w} \rho_{w} h_{w} \right) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \frac{I_{e}^{2}}{\sigma_{e}} + \frac{I_{i}^{2}}{\sigma_{i}}, (23)$$

式中: a_w 为水活度; ρ_w 为模态水密度, kg/m^3 ; h_w 为模态水密度, kg/m^3 ; h_w 为模态水比焓, J/kg_o

电流方程

$$I_{e} = -\sigma_{e} \frac{\partial U_{e}}{\partial z} \circ$$
 (24)

离子电流方程

$$I_{i} = -\sigma_{i} \frac{\partial U_{i}}{\partial z}$$
(25)

离子电导率方程

$$\sigma_{i} = \max\left\{\sigma_{i, dry}\left(k_{0} + k_{1}a_{w}\right)e^{-\frac{k_{2}}{T}}\right\}, \qquad (26)$$

式中: $\sigma_{i,dry}$ 为干膜离子电导率,S/m; k_0, k_1, k_2 为离子 电导率系数。

2 模型验证

为了验证模型数据的准确性,以某电解水制氢

PEM电解池模型为例,在2种典型操作温度(60℃和80℃)下,分别进行仿真模拟和测量,对比其电压变化数据^[18],如图1所示。

在2种操作温度下,模拟与计算结果吻合较好, 电压均随着电流密度的增加而增加,且60℃下的电 压大于80℃下的值。当电流密度小于0.2 A/cm² 时,电压变化较小;电流密度大于0.2 A/cm²时,电流 密度与电压呈线性增加,60℃的曲线斜率为0.275, 80℃的曲线斜率为0.255。



operating temperatures

3 运行参数的影响分析

通过 PEM 电解池制氢系统生产的氢气通常需 要高压储存,该系统采用压缩机。此时如果升高电 解池的阴极操作压力,可以减少压缩机的压比,降 低压缩机的能耗,提高系统总效率。然而提高电解 池阴极操作压力后,氢气更加容易透过质子膜进入 阳极,但若阳极氢气浓度达到爆炸极限会带来严重 的安全隐患。增加质子膜厚度可以减少氢气的穿 透率,但是质子膜增厚会降低其离子传导能力,增 加电解池的能耗。可见,降低压缩机能耗、提高制 氢系统效率和控制阳极氢气浓度三者之间存在相 互制约和竞争的关系,是一个典型的最优化问题。

在这个制氢系统优化问题中首先建立包含 PEM电解池、压缩机、水槽、水泵、换热器、汽水分离 器、除湿器和比例-积分-微分(PID)控制的系统模 型,如图2所示。其中,PEM电解池和压缩机2个核 心设备为系统优化的对象;其次,选择电解池阴极 操作压力和质子膜厚度为优化参数;以阳极氢气体 积分数不得高于1%的安全限制为约束条件;最后, 以系统效率为目标进行全局优化。系统效率=生成 阴极氢气的理论能耗/系统总能耗,系统总能耗包括 PEM电解池能耗和压缩机能耗2部分。



图 2 PEM 电解池制氢系统模型 Fig. 2 Model of a PEM electrolytic cell hydrogen production system

3.1 温度的影响

模型还模拟操作温度为50,60,70,80 °C时,系 统电压、功率及效率随电流密度变化规律,如图3所 示。不同操作温度下,随电流密度增加,电压和功 率均随着电流密度的增加而增加,制氢的效率则随 之降低。从图3来看,电压增幅随电流密度的增加 逐渐放缓,功率的增幅逐渐增大。此外,对比不同 操作温度,系统在相同的电流密度下,操作温度高 时的电压值较低;制氢效率则与之相反。

从图 3a 可以看出,在80℃操作温度下,电流密度从0增大至2.0 A/cm²的过程中,电压从初始的1.4 V增加至1.9 V。此外,50℃的电压增幅较80℃的大。从图 3b 可以看出,在电流密度小于0.5 A/cm²时,不同操作温度的功率区分度较小。从图 3c 可以看出,在电流密度从0变化至0.1A /cm²时,不同操作温度下的制氢效率降低较快,50℃下的降速最大,80℃的系统效率从最初的96%降低至67%,降幅约30%。

3.2 压力的影响

图4为不同操作压力下系统电压、功率及效率 随电流密度变化的规律。不同操作压力参数下,电 压、功率及效率随电流密度变化的趋势与不同操作 温度下电压、功率及效率的变化趋势相同,但前者 的差异较小,当电流密度相同时,不同操作压力下 的功率值相差几乎为零。在电流密度为0.5 A/cm² 时,不同操作压力下的电压与效率数值区别较大, 但随着电流密度的增大,这种差别逐渐变小,整体 上,压力对效率的影响亦不显著。





综合智慧能源





3.3 阴极压力的影响

选用不同型号及厚度的质子膜时,系统阳极氢 气摩尔分数随阴极压力变化的规律如图5所示。不 同质子膜厚度下,阳极氢气摩尔分数随阴极压力的 增加而增加。在相同阴极压力下,选用不同厚度质 子膜的系统阳极氢气摩尔分数区分度较大,厚度越 薄摩尔分数越小,呈线性变化过程。当选用型号 N221、厚度 25.4 µm(N221-25.4 µm)的质子膜时, 曲线斜率最小,为0.016,即选用 N221-25.4 µm的 质子膜时,阴极压力对氢气摩尔分数的影响更大。

3.4 质子膜厚度的影响

不同质子膜厚度下,当电流密度大于0.2 A/cm²时,电流密度与电压、功率、制氢效率呈线性关系。 由图 6a 和 6b 可知,在相同电流密度时,质子膜厚度的增加可以导致电压和制氢功率的增加。但由图 6c 可以看出,质子膜厚度较低时,制氢的效率相对较高。



图 5 不同质子膜厚度下阳极氢气摩尔分数随阴极压力的 变化趋势

Fig. 5 Hydrogen mole fraction varying with cathode pressure at different proton membrane types and thicknesses





目前,主要商业化的 Nafion 膜型号/厚度为 N221-25.4 µm, N212-51.0 µm, N115-127.0 µm 和 N117-183.0 µm。根据温度、压力、质子膜厚度的影 响分析,采用优化算法进行迭代寻优,得出满足氢 安全约束下的最佳条件是阴极操作压力0.728 MPa 并选择27.5 μm厚度的质子膜,此时制氢系统具有 最高效率,可达69.3%。

4 结论

本研究通过对温度、操作压力、质子膜厚度等 影响因素讨论了电压、功率及效率随电流密度的变 化规律,并采用优化算法进行优化,得到主要结论 如下。

(1)以本文的制氢模型为例,提高操作温度、降低操作压力、减少质子膜厚度均可降低系统电压、 功率,提高制氢效率。但操作压力对效率的影响不显著。

(2)质子膜厚度的选择对制氢系统的优化明显。系统阴极操作压力为0.728 MPa并选择27.5 μm厚度的质子膜时,制氢系统具最高效率,达 69.3%。

参考文献:

- [1]金红光,宣益民,何雅玲,等.工程热物理学科与能源可持续发展[J].中国科学:技术科学,2020,50(10):1245-1251.
 JIN Hongguang, XUAN Yimin, HE Yaling, et al. Engineering thermophysics and sustainable energy development [J]. Scientia Sinica Technologica, 2020, 50 (10): 1245-1251.
- [2]喻小宝,郑丹丹,杨康,等."双碳"目标下能源电力行业的机遇与挑战[J].华电技术,2021,43(6):21-32.
 YU Xiaobao, ZHENG Dandan, YANG Kang, et al. Opportunities and challenges faced by energy and power industry with the goal of carbon neutrality and carbon peak
 [J]. Huadian Technology, 2021, 43(6): 21-32.
- [3]马双忱,杨鹏威,王放放,等."双碳"目标下传统火电面临的挑战与对策[J].华电技术,2021,43(12):36-45.
 MA Shuangchen, YANG Pengwei, WANG Fangfang, et al. Challenges and countermeasures of traditional thermal power under the goals of carbon neutrality and carbon peaking[J]. Huadian Technology,2021,43(12):36-45.
- [4]金辉, 樊超, 葛志伟, 等. 阻力比拟分析在煤炭超临界水 气化制氢研究中的应用[J].东北电力大学学报,2022,42 (1):1-9.

JIN Hui, FAN Chao, GE Zhiwei, et al. Resistance analogy analyze for coal gasification in supercritical water for hydrogen production[J]. Journal of Northeast Electric Power University, 2022,42(1):1-9.

[5]王义军,陈美霖,牟雪峰,等.考虑储能及多负荷需求响 应的微电网优化运行[J].东北电力大学学报,2021,41 (2):108-118.

WANG Yijun, CHEN Meilin, MOU Xuefeng, et al. Operation of microgrid considering energy storage and response of power and thermal loads[J].Journal of Northeast Electric Power University, 2021, 41(2): 108-118.

[6]王晓海,徐静静,胡永锋,等.新形势下发电企业在综合 能源服务领域的业务分析[J].综合智慧能源,2022,44 (3):9-16.

WANG Xiaohai, XU Jingjing, HU Yongfeng, et al. Business analysis on integrated energy services of power generation enterprises under the new circumstances [J]. Integrated Intelligent Energy, 2022, 44(3): 9–16.

- [7]徐明,邵明飞,刘清雅,等.电解水制氢耦合碳酸盐还原展望[J].化工进展,2022,41(3):1121-1124.
 XU Ming, SHAO Mingfei, LIU Qingya, et al. Hydrogen generation from electrochemical water splitting coupling carbonate reduction[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2022, 41(3): 1121-1124.
- [8]苏秀丽,廖文俊,李严.分步法电解水制氢的机遇与挑战[J].储能科学与技术,2021,10(1):87-95.
 SU Xiuli, LIAO Wenjun, LI Yan. Opportunities and challenges of hydrogen production with decoupled water electrolysis [J]. Energy Storage Science and Technology, 2021, 10(1):87-95.
- [9]王培灿,万磊,徐子昂,等.碱性膜电解水制氢技术现状 与展望[J].化工学报,2021,72(12):6161-6175.
 WANG Peican, WAN Lei, XU Ziang, et al. Hydrogen production based on anion exchange membrane water electrolysis: A critical review and perspective [J]. CIESC Journal, 2021, 72(12):6161-6175.
- [10]王国聪,徐则林,多志丽,等.混合制冷剂氢气液化工艺优化[J].东北电力大学学报,2021,41(6):61-70.
 WANG Guocong, XU Zelin, DUO Zhili, et al. Optimization of mixed refrigerant hydrogen liquefaction process[J]. Journal of Northeast Electric Power University, 2021,41(6):61-70.
- [11]胡兵,徐立军,何山,等.碳达峰与碳中和目标下 PEM 电解水制氢研究进展[J/OL]. 化工进展:1-15[2022-05-06].DOI:10.16085/j.issn.1000-6613.2021-2464.
 HU Bing, XU Lijun, HE Shan, et al. Researching progress of hydrogen production by PEM water electrolysis under the goal of carbon emission peaking and carbon neutrality[J/OL]:1-15[2022-05-06].Chemical Industry and Engineering Progress. DOI: 10.16085/j.issn.1000-6613.2021-2464.
- [12]万年坊.质子交换膜水电解制氢膜电极研究进展[J/ OL]. 化工进展:1-12[2022-05-06].DOI:10.16085/j. issn.1000-6613.2022-0383.

WAN Nianfang. Research progress of membrane electrode assembly of proton exchange membrane water electrolysis for hydrogen production [J/OL]. Chemical Industry and Engineering Progress: 1-12[2022-05-06].DOI: 10.16085/j.issn.1000-6613.2022-0383.

[13]郑金松,莫景科.PEM水电解池反应特性参数的三维模型数值模拟[J].电源技术,2021,45(11):1401-1404, 1504.

ZHENG Jinsong, MO Jingke. Three-dimensional modeling of the reaction characteristic parameters of PEM electrolysis cells [J]. Chinese Journal of Power Sources, 2021, 45(11): 1401-1404, 1504.

- [14]高立兵,吕中原,索寒生,等.石油化工流程模拟软件 现状与发展趋势[J].化工进展,2021,40(S2):1-14.
 GAO Libing, LYU Zhongyuan, SUO Hansheng, et .al. Market analysis and development trend of petrochemical process simulation software [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2021, 40(S2): 1-14.
- [15]吴国策,朱兴仪,赵英汝.一种新型的太阳能驱动ORC-HP热电联产耦合系统[J].化工进展,2017,36(S1): 195-202.

WU Guoce, ZHU Xingyi, ZHAO Yingru. A new type of solar-driven ORC-HP combined heat and power coupling system [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2017, 36(S1): 195-202.

[16]秦宇枭,刘培,李政.光热电厂储热系统动态建模及仿

真[J].工程热物理学报,2021,42(12):3125-3132.

- QIN Yuxiao, LIU Pei, LI Zheng. Dynamic modeling and simulation of the thermal storage system in solar thermal power plant [J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2021, 42(12): 3125-3132.
- [17]陈耀明, 许锋, 罗雄麟. 基于相对增益和优先级的化工 过程协调优化裕量设计[J]. 化工学报, 2022, 73(3): 1280-1290.

CHEN Yaoming, XU Feng, LUO Xionglin. A coordinated optimal margin design method for chemical process based on relative gain and priority[J]. CIESC Journal, 2022, 73 (3): 1280–1290.

[18]LISO V, SAVOIA G, ARAYA S S, et al. Modelling and experimental analysis of a polymer electrolyte membrane water electrolysis cell at different operating temperatures [J]. Energies, 2018, 11(12):3273.

(本文责编:陆华)

作者简介:

张立栋(1980),男,副教授,博士,从事新能源科学与工 程等方面的研究, nedu1015@aliyun.com;

龚明*(1986),男,博士,从事数值模拟开发的研究, gongming@uninsim.com。

*为通信作者。