

DOI: 10.19666/j.rlfed.202409218

耦合不同制氢技术的合成氨系统 技术经济性分析及碳排放评估

杜逸云¹, 刘路尧², 陈越³, 于吉庆³, 张馨艺¹, 张栋顺¹,

刘先海⁴, 李标¹, 王桂楠³, 张汉飞²

(1.国核电力规划设计研究院有限公司, 北京 100095;

2.华北电力大学能源动力与机械工程学院, 北京 102206;

3.吉林电力股份有限公司, 吉林 长春 130022;

4.大安吉电绿氢能源有限公司, 吉林 白城 131312)

[摘要] “双碳”背景下, 利用可再生电力电解水制氢合成氨, 不仅可以消纳可再生能源, 解决氢能储运难题, 也促进传统合成氨工艺的绿色转型。为了探究不同制氢方案对合成氨系统技术经济性的影响, 对比分析了质子交换膜电解槽制氢、质子交换膜电解槽和碱液电解槽制氢比例为 1:1 以及碱液电解槽制氢 3 种制氢方案的系统热力性能和经济性能的表现, 并利用夹点分析和数学规划相结合的方法, 分析了质子交换膜电解槽和碱液电解槽协同制氢合成氨系统的冷热物流集成情况。结果表明: 上述 3 种制氢方案的系统焓效率依次为 60.3%、56.1% 和 52.5%, 而氨的碳排放也因系统净耗电量的增加而增加; 受益于碱液电解槽成熟的制氢工艺, 碱液电解槽制氢方案的投资回收期最短, 为 6.4 年, 质子交换膜电解槽制氢方案投资回收期最长, 达到了 12.8 年; 质子交换膜电解槽和碱液电解槽协同制氢的合成氨系统热集成分析表明, 系统中低于 100 °C 的低温余热可经过冷公用工程排向环境; 此外, 提升电解槽运行温度, 有利于改善系统的热力性能, 而降低电价、提升系统年运行时长有助于改善系统的经济性。

[关键词] 质子交换膜电解槽; 碱液电解槽; 绿氨; 夹点分析

[引用本文格式] 杜逸云, 刘路尧, 陈越, 等. 耦合不同制氢技术的合成氨系统技术经济性分析及碳排放评估[J]. 热力发电, 2025, 54(5): 1-12. DU Yiyun, LIU Luyao, CHEN Yue, et al. Techno-economic analysis and carbon emission prediction for synthetic ammonia system coupling different hydrogen production technologies[J]. Thermal Power Generation, 2025, 54(5): 1-12.

Techno-economic analysis and carbon emission prediction for synthetic ammonia system coupling different hydrogen production technologies

DU Yiyun¹, LIU Luyao², CHEN Yue³, YU Jiqing³, ZHANG Xinyi¹, ZHANG Dongshun¹,
LIU Xianhai⁴, LI Biao¹, WANG Guinan³, ZHANG Hanfei²

(1.State Nuclear Electric Power Planning Design & Research Institute Co., Ltd., Beijing 100095, China;

2.School of Energy Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Beijing 102206, China;

3.Jilin Electric Power Co., Ltd., Changchun 130022, China;

4.Daan Jilin Electric Power Green Hydrogen Energy Co., Ltd., Baicheng 131312, China)

Abstract: In the context of “carbon peak” and “carbon neutrality”, using renewable electricity to electrolyze water to produce hydrogen and synthesize ammonia can not only consume renewable energy and solve the problem of hydrogen storage and transportation, but also promote the green transformation of the conventional

收稿日期: 2024-09-29

基金项目: 国家自然科学基金重大项目 (52090064)

Supported by: Major Project of National Natural Science Foundation of China (52090064)

第一作者简介: 杜逸云 (1989), 女, 博士, 高级工程师, 主要研究方向为氢能及绿电转化技术, 540614862@qq.com.

通信作者简介: 张汉飞 (1986), 男, 博士, 讲师, 主要研究方向为先进能量系统集成优化技术, hanfei.zhang@ncepu.edu.cn.

ammonia synthesis process. To investigate the effect of different hydrogen production schemes on technical and economic performance of the synthetic ammonia system, the system thermal and economic performance of three hydrogen production schemes, including proton exchange membrane electrolyzer hydrogen production, proton exchange membrane electrolyzer and alkaline water electrolyzer hydrogen production in a 1:1 ratio, and alkaline water electrolyzer hydrogen production, are compared and analyzed. The hot and cold integration of the synthetic ammonia system with coordinated hydrogen production by proton exchange membrane electrolyzer and alkaline water electrolyzer is analyzed by combining pinch analysis with mathematical programming. The results show that, the system exergy efficiencies of the above three hydrogen production schemes are 60.3%, 56.1% and 52.5%, respectively, and the carbon emissions of ammonia also increase due to the increase in net power consumption of the system. Benefiting from alkaline water electrolyzer's mature hydrogen production process, the alkaline water electrolyzer hydrogen production scheme has the shortest investment payback period of 6.4 years, while the proton exchange membrane electrolyzer hydrogen production scheme has the longest investment payback period of 12.8 years. The thermal integration analysis of the synthetic ammonia system for the coordinated hydrogen production of proton exchange membrane electrolyzer and alkaline water electrolyzer shows that the low-temperature waste heat below 100 °C in the system is released to the environment via cold utilities. In addition, increasing the operating temperature of the electrolyzer is beneficial to improving thermal performance of the system, while lowering electricity price and increasing the annual operating hours of the system will help to improve the economic performance of the system.

Key words: proton exchange membrane electrolyzer; alkaline water electrolyzer; green ammonia; pinch analysis

“双碳”目标的提出,推动了我国可再生能源的快速发展,但其波动性和随机性,限制了高比例可再生能源并入电网^[1]。氢作为我国绿色能源发展的重要载体,其长距离储运以及安全性问题尚未有效解决^[2-3]。而氨作为极具潜力的无碳燃料,具有储能密度高、易液化及储运成本低的优点,但传统合成氨工艺严重依赖化石能源,其中煤制氨和天然气制氨的单位质量氨碳排放分别高达 4.19 kg 和 2.356 kg^[4]。在此背景下,利用可再生电力制氢合成氨,既可解决氢气低成本储运的难题,又能减少合成氨工艺的碳排放。国际上,阿联酋阿布扎比的哈里发地区的绿氢-合成氨项目最高能够产生 4 万吨绿氢用于生产绿氨。在国内,以国能、国电投、吉电股份、中国氢能、明拓集团等为代表的企业正在积极布局风光制氢合成氨一体化项目,如吉林大安风光制氢合成氨示范项目。相比电化学、光催化、等离子体等温和条件合成氨工艺,采用电解水制氢及哈伯-博世法合成绿氨的技术路线,被认为最有可能实现绿氨产业化的技术路线^[5]。

电解水制氢技术主要包括质子交换膜电解槽 (proton exchange membrane electrolyzer, PEMEC)、碱液电解槽 (alkaline water electrolyzer, AWE) 以及固体氧化物电解槽 (solid oxide electrolyzer, SOEC)。其中, SOEC 作为高温电解槽,制氢效率高,可与 CO₂ 共电解产生合成气 (CO 和 H₂),但高温运行限制了其负荷响应能力; PEMEC 和 AWE 作为低温电解槽, AWE 具有技术成熟、投资成本低等优势,但启动时间较长,负荷调节能力较差^[6-7],

适用于稳定电力供应下的大规模制氢; PEMEC 则具有电流密度高、启动时间短和动态响应能力强的优点^[8],但其寿命短、投资成本高^[9],适用于电力波动大,需快速启停的场所。综上, PEMEC 和 AWE 在负荷响应和经济性两方面存在互补性。同时,黄启帆等^[10]采用网络层次分析法验证了 PEMEC 和 AWE 协同制氢方案在秒级时间尺度上制氢效率的优越性,在以小时为时间尺度, PEMEC 和 AWE 协同制氢方案的制氢量高于仅由 AWE 制氢的方案,接近仅由 PEMEC 制氢的方案。

众多学者探讨了不同绿氨工艺技术路线的可行性。Driscoll 等人^[11]根据潮汐能功率曲线,利用混合整数线性规划方法探讨了氨的最低平均生产成本。黄靖钟等^[12]提出了一种利用核能-碘硫热化学循环制氢合成氨的系统,实现了核热制氢与合成氨工艺的耦合。关于 AWE 制氢合成氨技术, Devkota 等人^[13]探讨了利用水电驱动 AWE 制氢的合成氨系统的技术经济可行性,蒙特卡罗不确定性分析表明氨的最低生产成本为 418 美元/t。林今等^[14]指出近期应发展电网友好型 AWE 制氢合成氨系统,同时也强调了微电网先进控制技术在发展离网型制氢合成氨系统的必要性。关于 PEMEC 制氢合成氨系统, Sousa 等人^[15]的研究表明,由 PEMEC 制氢的合成氨系统比天然气重整制氢合成氨系统的单位质量氨的耗能多消耗约 2 kW·h。此外, Nowicki 等人^[16]提出了一种利用 SOEC 制氢和固体电解质氧泵制氮的绿氨系统,系统的能量效率达到了 52.12%,单位质量氨能耗为 9.94 kW·h。Cinti 等人^[17]提出了

一种利用 SOEC 制氢和改进的合成氨反应器耦合的绿氨系统，与天然气制氨工艺相比，系统单位质量氨的电耗降至 8.30 kW·h。Zhang 等人^[18]则利用夹点分析的方法，对不同合成氨系统进行了能质集成分析，结果表明，SOEC 电解水制氢合成氨系统的效率高达 74%，远高于生物质气化制氨（44%）和天然气制氨（61%），同时，也强调了夹点分析方法在化工合成工艺集成设计的必要性。

综上，目前对于绿色合成氨工艺的研究，仅仅关注不同制氢方案对合成氨工艺技术经济性的影响，缺乏 PEMEC 和 AWE 协同制氢方案对绿氨工艺在系统级的热集成方案的探讨。在此背景下，本文对比分析了 3 种制氢方案合成氨系统技术的经济性，并利用夹点分析和数学规划相结合的方法，探讨了 PEMEC 和 AWE 协同制氢合成氨系统的系统热集成情况。

1 系统描述

图 1 为低温电解槽制氢合成氨系统。在可再生电力的驱动下，水分子在电解槽的电极上发生电化学反应，分别在阴极和阳极产生氢气和氧气，电解槽产生的气液混合物分别在 2 号气液分离器和 3 号气液分离器分离出氢气和氧气，而氢气则被 4 号换热器冷却；另一方面，来自空分装置的氮气经过 5 号

多级压缩机压缩至与氢气压力一致，并与氢气（流股 11）按照 3:1 的比例混合再次进入 6 号多级压缩机压缩，随后与来自一级氨分离塔的部分弛放气（流股 33）混合进入 7 号压缩机，加压至氨合成塔的运行压力，8 号换热器则用来加热混合气体流股（流股 20）至 170~190 °C，以防止进入氨合成塔的冷却流股温度过低。随后混合气体流股（流股 21）分为 3 股，其中第 1 股流股（流股 23）经过 9 号换热器进一步加热至 300 °C 左右，以适应氨合成塔的运行工况，而第 2 流股（流股 26）和第 3 流股（流股 27）则作为间冷气体进入氨合成塔，调节氨合成塔内合成气的温度，提升合成氨过程中氮气的转化率。氨合成塔出口气体经过 10 号换热器冷却后进入氨冷冻单元，实现氨气的液化，并在一级氨分离塔中实现液氨和氢气、氮气以及其他气体的分离，而产生的弛放气（流股 31）一部分（流股 34）进入系统废气燃烧锅炉，另一部分（流股 32）则与 6 号多级压缩机出口的混合气体混合重新进入合成氨回路中。最后，一级氨分离塔分离出液氨经过减压阀减压后进入二级氨分离塔进一步分离，得到纯度为 99.9% 的液氨（流股 37），同样，二级氨分离塔排出的弛放气（流股 38）送入系统废气燃烧锅炉燃烧产生高温烟气，满足合成氨系统的热需求。

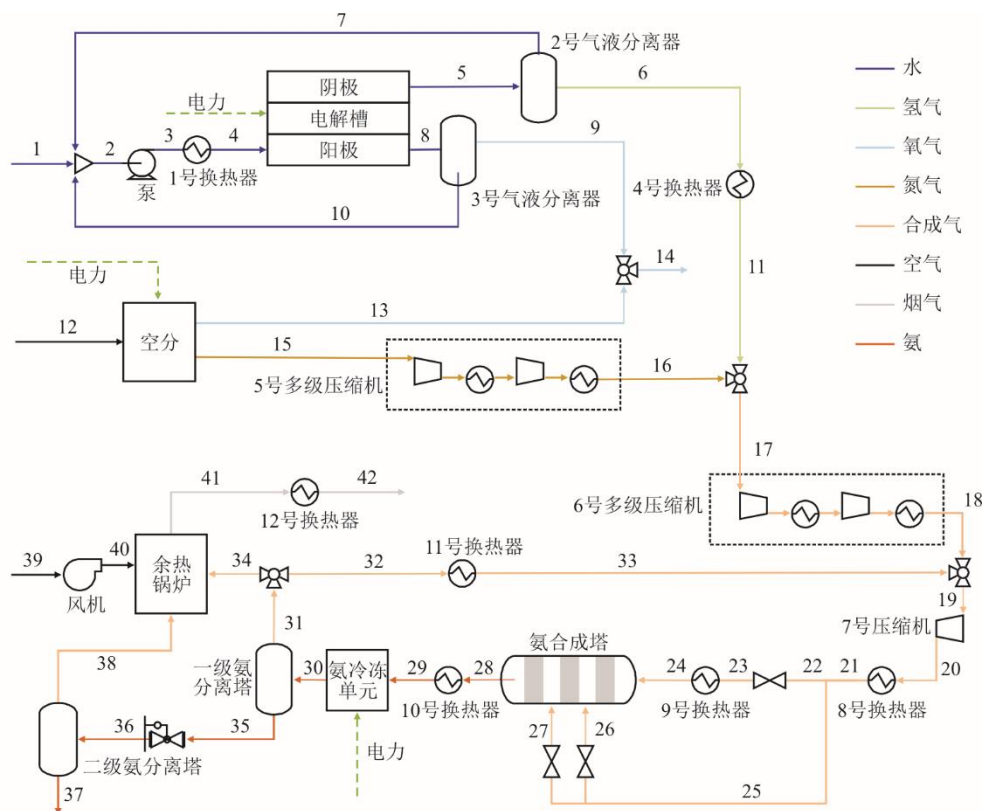


图 1 基于低温电解槽制氢的合成氨系统示意

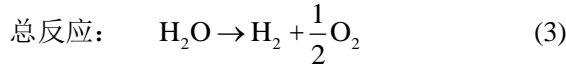
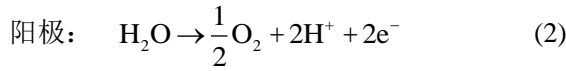
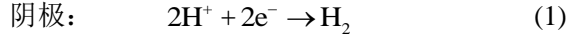
Fig.1 Schematic diagram of ammonia synthesis system based on low-temperature electrolyzer hydrogen production

2 系统建模

本研究中采用 Aspen plus 化工模拟软件完成了合成氨工艺的模型搭建。

2.1 PEMEC 模型

PEMEC 中发生的分解反应如下。



PEMEC 电解水所需的总电压是其开路电压、活化过电压、欧姆过电压以及扩散过电压之和^[19]。考虑到扩散过电压远小于其他电压，可忽略不计^[20]。

PEMEC 的电压 $V_{\text{PEMEC,cell}}$ 计算公式如下：

$$V_{\text{PEMEC,cell}} = V_{\text{ocv}} + V_{\text{act}} + V_{\text{ohm}} \quad (4)$$

式中： V_{ocv} 为电解槽理论工作电压，V； V_{act} 为活化过电压，V； V_{ohm} 为欧姆过电压，V。

PEMEC 的理论工作电压由能斯特等式计算获得：

$$V_{\text{ocv}} = 1.229 - 0.9 \times 10^{-3} (T_{\text{PEMEC}} - 298) + \frac{RT_{\text{PEMEC}}}{2F} \ln \left(\frac{p_{\text{H}_2} \cdot (0.1p_{\text{O}_2})^{0.5}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \quad (5)$$

式中： T_{PEMEC} 为 PEMEC 的运行温度，K； R 为摩尔气体常数，取 $8.31 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ； F 为法拉第常数，取 $96485 \text{ C}/\text{mol}$ ； p_{H_2} 、 p_{O_2} 和 $p_{\text{H}_2\text{O}}$ 分别为氢气、氧气和水的分压，MPa。

PEMEC 阴阳极的活化过电压计算公式如下：

$$V_{\text{act,a}} = \frac{RT_{\text{PEMEC}}}{\alpha_a F} \sinh^{-1} \left(\frac{j_{\text{PEMEC}}}{2j_{0,a}} \right) \quad (6)$$

$$V_{\text{act,c}} = \frac{RT_{\text{PEMEC}}}{\alpha_c F} \sinh^{-1} \left(\frac{j_{\text{PEMEC}}}{2j_{0,c}} \right) \quad (7)$$

$$V_{\text{act}} = V_{\text{act,a}} + V_{\text{act,c}} \quad (8)$$

式中： $V_{\text{act,c}}$ 和 $V_{\text{act,a}}$ 分别为 PEMEC 的阴极和阳极活化过电压，V； j_{PEMEC} 为 PEMEC 的电流密度， A/cm^2 ； $j_{0,a}$ 和 $j_{0,c}$ 分别为 PEMEC 阳极和阴极的交换电流密度， A/cm^2 ； α_a 和 α_c 分别为 PEMEC 阳极和阴极的电荷转移系数。

欧姆过电压主要由离子电阻和电子电阻产生，可利用欧姆定律计算^[21]：

$$V_{\text{ohm}} = j_{\text{PEMEC}} (R_{\text{ion}} + R_{\text{ele}}) \quad (9)$$

$$R_{\text{ion}} = \frac{\delta_m}{\sigma_m} \quad (10)$$

$$\sigma_m = (0.005139\lambda_m - 32.6) \cdot \exp \left[1268 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T_{\text{PEMEC}}} \right) \right] \quad (11)$$

式中： R_{ion} 和 R_{ele} 分别为离子电阻和电子电阻， Ω ； δ_m 为质子交换膜的厚度， μm ； λ_m 为质子交换膜的膜水合率； σ_m 为质子交换膜的电导率， S/m 。此外，PEMEC 的产氢量 $n_{\text{H}_2,\text{pro}}$ 、产氧量 $n_{\text{O}_2,\text{pro}}$ 、水的消耗量 $n_{\text{H}_2\text{O,cons}}$ 、耗功 $W_{\text{stack,PEMEC}}$ 以及能量效率 $\eta_{\text{en,PEMEC}}$ 的计算公式如下：

$$n_{\text{H}_2,\text{pro}} = \eta_F \cdot \frac{j_{\text{PEMEC}} \cdot A_{\text{PEMEC}}}{z \cdot F} N_{\text{PEMEC,cell}} = n_{\text{H}_2\text{O,cons}} \quad (12)$$

$$n_{\text{O}_2,\text{pro}} = \frac{1}{2} n_{\text{H}_2,\text{pro}} \quad (13)$$

$$W_{\text{stack,PEMEC}} = j_{\text{PEMEC}} \cdot A_{\text{PEMEC}} \cdot N_{\text{PEMEC,cell}} \cdot V_{\text{PEMEC,cell}} \quad (14)$$

$$\eta_{\text{en,PEMEC}} = \frac{n_{\text{H}_2,\text{pro}} \cdot Q_{\text{LHV,H}_2}}{W_{\text{stack,PEMEC}}} \quad (15)$$

式中： A_{PEMEC} 为电解槽的活化面积， m^2 ； $N_{\text{PEMEC,cell}}$ 为电解槽中的单元数； $Q_{\text{LHV,H}_2}$ 为氢气的低位热值， kJ/kg 。

PEMEC 模型相关参数的取值见表 1^[19]，图 2 为 PEMEC 模型模拟数据与文献^[22]数据的对比。由图 2 可知，两者具有较好的一致性，验证了 PEMEC 模型的可靠性。

表 1 PEMEC 模型参数
Tab.1 Parameters of the PEMEC model

项目	数值
λ_m	22
α_a	2
α_c	0.5
$j_{0,a}/(\text{A} \cdot \text{cm}^{-2})$	10^{-7}
$j_{0,c}/(\text{A} \cdot \text{cm}^{-2})$	0.5
$\delta_m/\mu\text{m}$	178

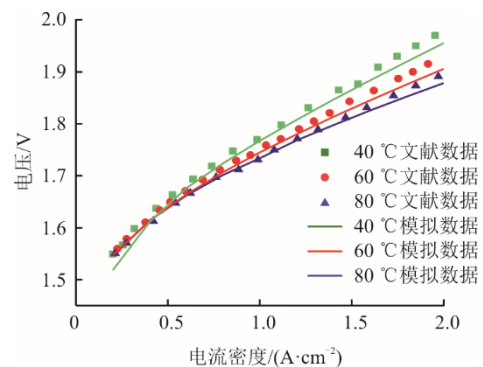
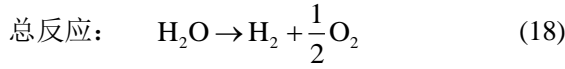
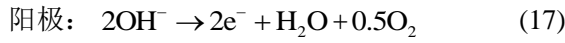
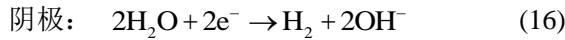


图 2 PEMEC 模型的验证
Fig.2 Validation of the PEMEC model

2.2 AWE 模型

当电极之间有足够的电位差时，在 KOH 或

NaOH 溶液中, AWE 将在阴极发生析氢反应, 在阳极发生析氧反应, 其反应方程式如下。



AWE 实际的工作电压计算公式如下^[23]:

$$V_{\text{cell}} = V_{\text{rev}} + \left[(r_1 + d_1) + r_2 \cdot T_{\text{AWE}} + 0.1d_2 \cdot p_{\text{AWE}} \right] \cdot \left[j_{\text{AWE}} + s \cdot \log \left[\left(t_1 + \frac{t_2}{T_{\text{AWE}}} + \frac{t_3}{T_{\text{AWE}}^2} \right) \cdot j_{\text{AWE}} + 1 \right] \right] \quad (19)$$

式中: V_{rev} 为水发生分解反应的可逆电压, V; T_{AWE} 为电解槽的工作温度, °C; p_{AWE} 为电解槽的工作压力, MPa; j_{AWE} 为电解槽的电流密度, A/m²; r_1 、 r_2 、 d_1 、 d_2 、 t_1 、 t_2 、 t_3 以及 s 均为修正系数, 体现电解槽工作压力、温度和电流密度对 AWE 实际工作电压的影响。

同时, 利用法拉第效率来评价电解槽产氢的有效性, 即实际的氢气产量和理想的氢气产量的比值, 同电解槽的极化曲线类似, 同样采用经验公式拟合^[23-24]:

$$\eta_{\text{F}} = \frac{n_{\text{H}_2, \text{pro}}}{n_{\text{H}_2, \text{th}}} \quad (20)$$

$$\left(\frac{j_{\text{AWE}}^2}{f_{11} + f_{12} \cdot T_{\text{AWE}} + j_{\text{AWE}}^2} \right) \cdot (f_{21} + f_{22} \cdot T_{\text{AWE}})$$

式中: $n_{\text{H}_2, \text{th}}$ 为 AWE 的理论产氢量, mol/s; f_{11} 、 f_{12} 、 f_{21} 和 f_{22} 为修正系数, 体现电解槽工作温度和电流密度对法拉第效率的影响。

氢气、氧气产量以及电解槽水的消耗量的计算公式如下:

$$n_{\text{H}_2, \text{pro}} = \eta_{\text{F}} \cdot \frac{j_{\text{AWE}} \cdot A_{\text{AWE}}}{z \cdot F} \cdot N_{\text{AWE, cell}} \quad (21)$$

$$n_{\text{O}_2, \text{pro}} = \frac{1}{2} n_{\text{H}_2, \text{pro}} \quad (22)$$

$$n_{\text{H}_2\text{O, cons}} = n_{\text{H}_2, \text{pro}} \quad (23)$$

式中: A_{AWE} 为 AWE 的活化面积, m²; $N_{\text{AWE, cell}}$ 为碱液电解槽中的单元数。

AWE 的电耗和能量效率的计算公式如下:

$$W_{\text{stackAWE}} = j_{\text{AWE}} \cdot A_{\text{AWE}} \cdot N_{\text{AWE, cell}} \cdot V_{\text{AWE, cell}} \quad (24)$$

$$\eta_{\text{en, AWE}} = \frac{n_{\text{H}_2, \text{pro}} \cdot Q_{\text{LHV, H}_2}}{W_{\text{stack, AWE}}} \quad (25)$$

式中: A_{AWE} 为电解槽的活化面积, m²; $N_{\text{AWE, cell}}$ 为电解槽中的单元数。

AWE 模型参数的取值见表 2, AWE 模型与文献^[23]的数据对比如图 3 所示。由图 3 可知, 两者具有较好的一致性, 证明了模型的可靠性。

表 2 AWE 模型的参数
Tab.2 Parameters of the AWE model

项目	数值
$r_1/(\Omega \cdot \text{m}^2)$	4.45153×10^{-5}
$r_2/(\Omega \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C}^{-1})$	6.88874×10^{-9}
$d_1/(\Omega \cdot \text{m}^2)$	-3.12996×10^{-6}
$d_2/(\Omega \cdot \text{m}^2 \cdot \text{MPa}^{-1})$	4.47137×10^{-8}
s/V	0.33824
$t_1/(\text{m}^2 \cdot \text{A}^{-1})$	-0.01539
$t_2/(\text{m}^2 \cdot \text{C} \cdot \text{A}^{-1})$	2.00181
$t_3/(\text{m}^2 \cdot \text{C}^2 \cdot \text{A}^{-1})$	15.24178
$f_{11}/(\text{A}^2 \cdot \text{m}^{-4})$	478645.74
$f_{12}/(\text{A}^2 \cdot \text{m}^{-4} \cdot \text{C}^{-1})$	-2953.15
f_{21}	1.0396
f_{22}/C^{-1}	-0.00104

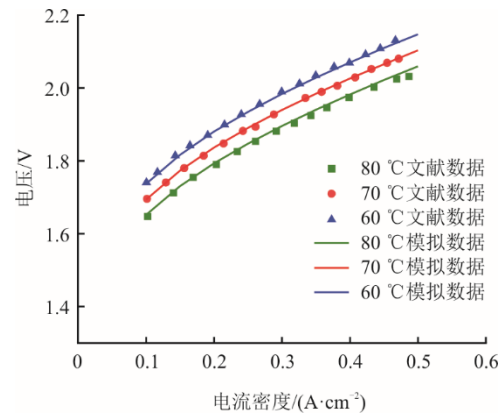
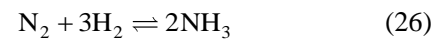


图 3 AWE 模型的验证

Fig.3 Validation of the AWE model

2.3 合成氨模型

合成氨的反应方程式如下:



以工业中实际运行的三床间冷氨合成塔为参照对象, 利用 Aspen plus 软件采用 Temkin-Pyzhev 动力学模型对合成氨系统进行了模拟, 合成氨的反应动力学模型如下^[25-26]:

$$r_{\text{NH}_3} = \frac{2f}{\rho_{\text{cat}}} \left(k_1 \frac{p_{\text{N}_2} (0.1p_{\text{H}_2})^{1.5}}{p_{\text{NH}_3}} - k_2 \frac{0.1p_{\text{NH}_3}}{(0.1p_{\text{H}_2})^{1.5}} \right) \quad (27)$$

$$k_1 = 1.79 \times 10^4 e^{-87090/RT} \quad (28)$$

$$k_2 = 2.75 \times 10^{16} e^{-198464/RT} \quad (29)$$

式中： p_{N_2} 、 p_{H_2} 和 p_{NH_3} 分别为氮气、氢气和氨气的分压，MPa； ρ_{cat} 为催化剂的体积密度， kg/m^3 ； T 为氨合成塔的温度，K； f 为校正因子。合成氨模型与文献[18]的验证结果见表3。由表3可见，误差均小于5%，验证了模型的可靠性。

表3 合成氨模型的验证
Tab.3 Validation of the ammonia synthesis model

项目	模拟值	工业值	误差/%
氢气和氮气摩尔比	2.99	3.00	0.30
氨合成塔运行温度/°C	460~470	449~478	2.45~1.46
氨合成塔运行压力/MPa	13.4~14.2	13.7~14.0	2.20~1.43
氮气转化率/%	30.9	31.1	0.64
纯氨的质量分数/%	99.8	99.9	0.10

2.4 辅助设备建模

压缩机的出口温度及耗功的计算公式如下：

$$T_{out} = T_{in} \left(1 + \left(\varepsilon^{(k-1)/k} - 1 \right) / \eta_{comp} \right) \quad (30)$$

$$W_{comp} = m(h_{out} - h_{in}) \quad (31)$$

式中： ε 为压缩机的压比； k 为气体的比热容比； η_{comp} 为压缩机的等熵效率； h_{out} 和 h_{in} 分别为压缩机出口和进口流股的比焓，kJ/kg； m 为流股的质量流量，kg/s。

系统中泵的等熵效率和耗功的计算公式如下：

$$\eta_{pump} = \frac{h_{out,s} - h_{in}}{h_{out} - h_{in}} \quad (32)$$

$$W_{pump} = m(h_{out} - h_{in}) \quad (33)$$

式中： η_{pump} 为泵的等熵效率； W_{pump} 为泵的耗功，kW； $h_{out,s}$ 为等熵过程中泵出口的理论比焓，kJ/kg。

换热器的能量平衡计算公式如下：

$$m_{hot}(h_{hot,in} - h_{hot,out}) = m_{cold}(h_{cold,in} - h_{cold,out}) \quad (34)$$

式中： $h_{out,in}$ 和 $h_{out,out}$ 分别为换热器进、出口热流股的比焓，kJ/kg； $h_{cold,in}$ 和 $h_{cold,out}$ 分别为换热器进、出口冷流股的比焓，kJ/kg。

2.5 评价指标

能量效率为输入系统的能量转换为输出的能力，焓效率则从热力学第二定律的角度反映系统将输入的能量转换为可用能的能力，其定义为系统的输出焓与输入焓的比值，故借助系统能量效率 $\eta_{en,sys}$ 和焓效率 $\eta_{ex,sys}$ 评价合成氨系统不同制氢方案热力性能表现^[18]，忽略了进入电解槽中常温水的焓及电解槽阳极出口氧气的焓，其计算公式如下：

$$\eta_{en,sys} = \frac{m_{NH_3} \cdot Q_{LHV,NH_3}}{W_{net}} \quad (35)$$

$$\eta_{ex,sys} = \frac{m_{NH_3} \cdot Ex_{NH_3}}{W_{net}} \quad (36)$$

式中： m_{NH_3} 为氨的质量流量，kg/s； Q_{LHV,NH_3} 为氨的低位热值，kJ/kg； W_{net} 为外界提供给合成氨系统的电量，kW； Ex_{NH_3} 为氨的燃料焓，kJ/kg。表4为合成氨系统的设计参数^[18,23]。

表4 合成氨系统设计参数
Tab.4 Design parameters of the synthetic ammonia system

项目	数值
合成氨压力/MPa	20
氨合成塔运行温度/°C	450~500
PEMEC运行温度/°C	80
PEMEC运行压力/MPa	1.5
AWE运行温度/°C	85
AWE运行压力/MPa	0.7
氨冷冻单元制冷系数	2.14
空分装置产生每吨O ₂ 的能耗/(kW·h)	160
泵的等熵效率/%	70
压缩机等熵效率/%	80

选取了氨生产成本和投资回收期为合成氨系统的经济性评价指标^[27-28]，计算公式如下：

$$C_{dep} = C_{inv} \cdot \frac{i \cdot (i+1)^n}{(i+1)^n - 1} \quad (37)$$

$$C_{NH_3} = \frac{C_{opt} + C_{dep} - C_{rev,byp}}{M_{NH_3}} \quad (38)$$

$$C_{opt} = C_{ut} + C_{elec,buy} + C_{labor} \quad (39)$$

$$\tau = \frac{C_{inv}}{C_{rev,NH_3} + C_{rev,byp} - C_{opt}} \quad (40)$$

式中： C_{dep} 为折旧成本，元/a； C_{inv} 为系统的投资成本，元，根据氨合成塔、换热器、压缩机等设备的运行压力、温度以及原材料单价估算^[18,28]； C_{opt} 为系统的运行成本，元； i 为年利率； C_{ut} 为催化剂、水等公用工程的费用，元； $C_{elec,buy}$ 为电力成本，元； C_{labor} 为运行人员的工资，元； n 为合成氨系统的寿命，年； C_{NH_3} 为氨的生产成本，元/t； M_{NH_3} 为氨的产量，t/a； $C_{rev,byp}$ 为副产品氧的收益，元/a； τ 为合成氨系统的收益回收期，a； C_{rev,NH_3} 为氨的收益，元/a。表5为合成氨的经济性评估参数^[28-31]。

表 5 合成氨系统经济性评估参数
Tab.5 Economic evaluation parameters of the synthetic ammonia system

项目	数值
合成氨系统寿命/a	25
氨产量/(t·h ⁻¹)	22.5
利率/%	5
氨价/(元·t ⁻¹)	4 500
年运行小时数/h	8 000
电价/(元·(kW·h) ⁻¹)	0.3
PEMEC 投资成本/(元·kW ⁻¹)	7 200
PEEMC 寿命/h	60 000
AWE 投资成本/(元·kW ⁻¹)	1 600
AWE 寿命/a	10

选取单位质量氨的 CO₂ 排放量评价不同制氢方案下合成氨路线的碳排放情况，计算公式如下：

$$CE_{NH_3} = \frac{W_i \cdot CE_{res}}{m_{NH_3} \cdot 3\ 600} \quad (41)$$

式中：CE_{NH₃} 为单位质量氨的 CO₂ 排放量，kg；W_i 为系统的电力输入功率，kW·h；CE_{res} 为可再生能源的度电 CO₂ 排放量，其中风力发电的度电 CO₂ 排放量为 0.012 kg^[4]，光伏发电的度电量排放量为 0.035 1 kg^[4]。

合成氨系统中 PEMEC 和 AWE 的制氢量的比值定义如下：

$$R = \frac{n_{PEMEC,H_2}}{n_{AWE,H_2}} \quad (42)$$

式中：n_{PEMEC,H₂} 为 PEMEC 的制氢量，mol/s；n_{AWE,H₂} 为 AWE 的制氢量，mol/s。

3 结果与分析

3.1 合成氨系统不同电解槽制氢方案的技术经济性对比

当合成氨系统的氨产量为 22.5 t/h 时，PEMEC 和 AWE 不同制氢比例 R 对合成氨系统技术经济性的影响如图 4 所示。随着 PEMEC 制氢比例的降低，合成氨系统的能量效率逐渐减少，主要是因为 PEMEC 制氢效率（68.6%）高于 AWE 制氢效率（60.0%），减少了系统的耗电量；经济性方面，PEMEC 投资成本高于 AWE 投资成本，故当 PEMEC 制氢比例降低后，系统的氨生产成本呈现下降的趋势。考虑到不同地区合成氨系统的可再生能源输入部分的波动性差异，故不同地区的合成氨项目应根据当地风光资源条件对制氢比例进行优化。

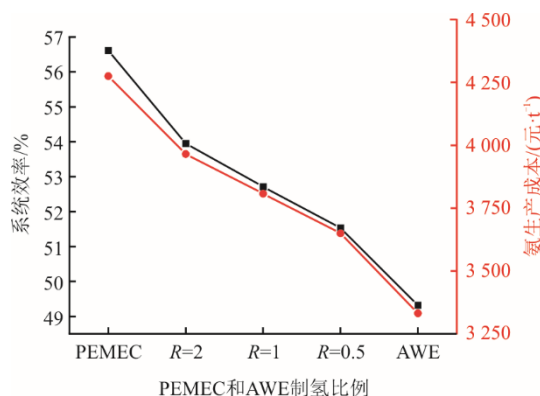


图 4 电解槽制氢比例对系统技术经济性的影响
Fig.4 The influence of electrolyzer hydrogen production ratio on technical and economic performance of the system

本文则选取了仅由 PEEMC 制氢（方案 1）、PEMEC 和 AWE 制氢比例 R=1（方案 2）以及仅由 AWE 制氢（方案 3）3 种制氢方案进行分析，具体见表 6。

表 6 不同制氢方案的合成氨系统能量平衡
Tab.6 Energy balance table of the synthetic ammonia system for different hydrogen production schemes

项目	方案 1	方案 2	方案 3
PEMEC 耗电/MW	200	100	0
AWE 耗电/MW	0	114.43	228.87
空分装置耗电/MW	0.74	0.74	0.74
辅机设备耗电/MW	12.65	13.38	14.31
朗肯循环发电/MW	8.3	8.3	8.3
净耗电/MW	205.09	220.25	235.42
氨低位热值/MW	116.11	116.11	116.11
能量效率/%	56.6	52.7	49.3
焓效率/%	60.3	56.1	52.5
氨生产成本/(元·t ⁻¹)	4 275.1	3 807.7	3 331.9
投资回收期/a	12.8	9.9	6.4
风电制氢合成氨系统单位质量氨碳排放量/kg	0.109	0.117	0.125
光伏制氢合成氨系统单位质量氨碳排放量/kg	0.320	0.343	0.367

随着合成氨系统氢气来源由仅来自 PEMEC 变为仅来自 AWE，系统的能量效率由 56.6% 降至 49.3%。主要原因是 AWE 的制氢效率低于 PEMEC，当合成氨系统的氨产量不变，即所需的氢气量恒定时，电解槽的耗电功率由 200.00 MW 升至 228.87 MW，同时由于来自 AWE 的氢气压力低于 PEMEC，使得系统辅机设备的耗电功率同步增加，最终导致合成氨系统的净耗电由 205.09 MW 升至 235.42 MW，进而降低了合成氨系统的能量效率。此外，单位质量氨的碳排放也因可再生能源输入的增加同步增加，若合成氨系统的可再生能源仅来自风电，PEMEC 制氢的合

成氨系统单位质量氨的碳排放最低,为 0.109 kg, AWE 制氢的合成氨系统单位质量氨的碳排放最高,为 0.125 kg。由于光伏组件在制备时,提纯硅耗能较高,所以当可再生电力仅来自光伏时,3种制氢方案单位质量氨的碳排放均高于风电制氢合成氨,分别为 0.320、0.343、0.367 kg。

尽管合成氨系统 AWE 制氢比例的增加不利于提升系统的热力性能,但受益于 AWE 成熟的制氢工艺, AWE 的投资成本远低于 PEMEC,进而使得系统的氨生产成本和投资回收期随着 AWE 制氢比例的增加而有所降低。

当合成氨系统的年氨产量为 18 万吨/a 时,系统在不同制氢方案的初始投资分布直方图如图 5 所示。

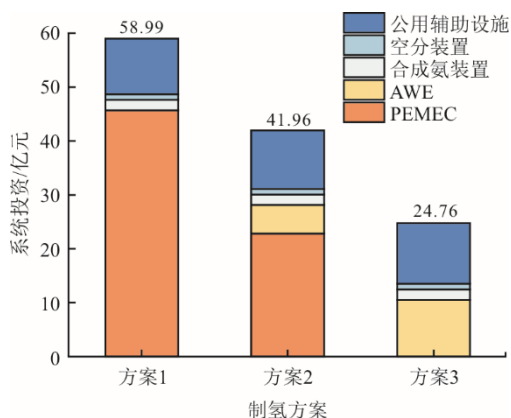


图 5 不同制氢方案的合成氨系统投资分布
Fig.5 Distribution of ammonia system investment for different hydrogen production systems

当系统的氢气仅来自 PEMEC 时,系统初始投资金额达到了 58.99 亿元,其中 PEMEC 的投资占比最高,为 77.45%,这是导致合成氨系统经济性表现不佳的主要因素,使得系统的氨生产成本为 4 275.1 元/t,投资回收期为 12.8 年;而当系统中 PEMEC 和 AWE 的制氢比例为 1:1 时,由于 AWE 的初投资低,故系统的总投资金额减至 41.96 亿元,进而使得系统的氨生产成本降至 3 807.7 元/t,投资回收期为 9.9 年;当系统的氢气仅来自 AWE 时,系统的总投资为仅由 PEMEC 制氢的 41.97%,低至 24.76 亿元,氨生产成本为 3 331.9 元/t,投资回收期减至 6.4 年。

3.2 电解槽运行温度对系统热力性能的影响

研究表明,在电解槽合理的运行温度范围内提升其运行温度有利于提升电解槽的性能表现,此外,应避免因电解槽运行温度过高导致电解槽发生超温和退化^[23,32-37]。图 6 为 PEMEC 运行温度对系

统热力性能的影响。由图 6 可知,当 PEMEC 的运行温度由 55 °C 升至 80 °C 时,PEMEC 的制氢效率由 67.9% 升至 68.6%,方案 1 系统的能量效率由 56.0% 升至 56.6%,方案 2 系统的能量效率由 52.3% 升至 52.5%。这主要是因为电解槽运行温度的提升,降低了 PEMEC 的开路电压和欧姆电压,从而降低了电解槽的总电压,当通入 PEMEC 的电流和制氢量不变时,电解槽的单位制氢能耗减少,若氨产量保持不变,系统的耗电量将同步减少,进而改善系统的热力性能。

图 7 展示了 AWE 运行温度的变化对系统热力性能的影响。由图 7 可知:当 AWE 的运行温度由 60 °C 升至 85 °C 时,AWE 的制氢效率增幅为 1.9 个百分点,方案 2 系统的能量效率增幅为 0.9 个百分点,方案 3 系统的能量效率增幅为 1.5 个百分点;与 PEMEC 类似,主要是因为 AWE 运行温度的提升,进而降低了电解槽的内阻损失,使得电解槽的单位制氢能耗减少。

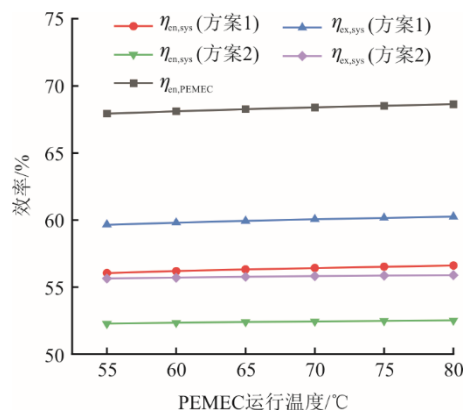


图 6 PEMEC 运行温度对 PEMEC 和系统性能的影响
Fig.6 Effect of PEMEC operating temperature on PEMEC and system performance

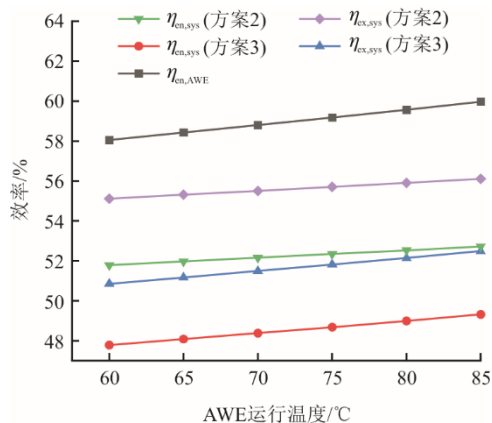


图 7 AWE 运行温度对 AWE 和系统性能的影响
Fig.7 Effect of AWE operating temperature on AWE and system performance

3.3 合成氨系统热集成分析

利用夹点分析的方法，明确合成氨工艺中换热温差最小处，并将合成氨工艺化为 2 个温度区间，即高于夹点温度和低于夹点温度 2 部分。当流股温度高于夹点温度时，应选择系统中的冷流股进行冷却，避免引入外界冷源进行冷却；当流股温度低于夹点温度时，应选择系统中的热流股进行加热，避

免引入外界热源加热，从而实现系统中不同温度区间内冷热流股的合理匹配。根据合成氨工艺中换热器冷热物流的进出口温度和热负荷（表 7），采用夹点分析和数学规划相结合的方法，绘制了合成氨系统在 PEMEC 和 AWE 制氢比例为 1:1 时（方案 2）的冷热集成曲线如图 8 所示。

表 7 合成氨系统流股信息
Tab.7 Stream information of the ammonia system

	部件	入口温度/°C	出口温度/°C	热负荷/kW
AWE	氢气冷却器	87.6	35.0	432.6
	电解槽入口换热器	86.1	85.0	999.3
PEMEC	氢气冷却器	81.2	35.0	379.7
	电解槽入口换热器	80.7	80.0	1 493.4
深冷空分单元	5 号多级压缩机间冷却器 1	215.0	35.0	1 002.3
	5 号多级压缩机间冷却器 2	215.0	35.0	1 014.0
合成氨单元	6 号多级压缩机间冷却器 1	121.6	35.0	1 923.3
	6 号多级压缩机间冷却器 2	122.4	35.0	1 954.5
	6 号多级压缩机间冷却器 3	122.6	35.0	1 983.1
	6 号多级压缩机间冷却器 4	123.0	35.0	2 028.0
	8 号换热器	36.5	182.0	11 195.4
	9 号换热器	182.0	305.0	3 932.0
	10 号换热器	496.0	35.0	37 013.8
	11 号换热器	-5.0	35.0	2 205.3
	12 号换热器	1 000.0	115.0	3 039.2
	系统废气燃烧锅炉	1 000.0	1 000.0	823.5
余热锅炉	冷公用工程	5.0	15.0	29 001.0
	蒸发器 1	29.0	324.8	7 280.0
	蒸发器 2	324.8	324.8	6 393.4
	蒸发器 3	324.8	574.8	4 601.7
	再热器 1	484.1	534.0	644.1
	再热器 2	109.4	109.4	2 722.1
	凝汽器 1	57.6	33.0	251.1
	凝汽器 2	33.1	33.0	12 974.2
	补充水	25.0	28.0	67.7

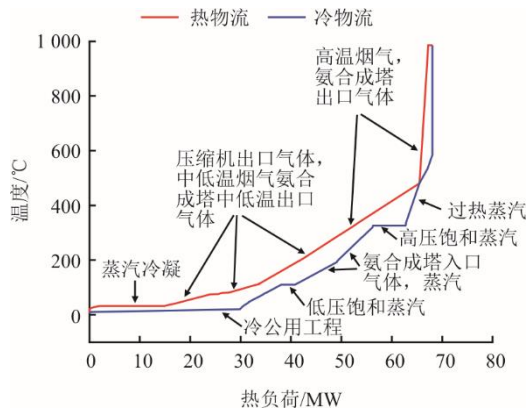


图 8 合成氨系统冷热集成曲线
Fig.8 Cold and hot integration curves of the synthetic ammonia system

由图 8 可以发现，由于合成氨过程释放大量的热量，故在低温电解槽制氢合成氨系统无需引入热公用工程满足工艺的热负荷需求，只需引入冷公用工程排除系统余热即可。具体而言，系统冷热物流的换热夹点温度为 481.1 °C，在夹点温度以上时，主要是将余热锅炉出口的高温烟气（1 000 °C）以及合成氨装置出口高温粗氨合成气（496 °C）降温至夹点温度，并将热量用于加热过热蒸汽由 481.1 °C 升至 574.0 °C；当温度降至夹点温度以下时，同压缩机出口气体一起，分别用于加热余热回收子系统的主给水，产生饱和蒸汽、过热蒸汽以及用于加热合成氨装置入口的混合气体至合成塔工作

温度, 保证合成氨反应的顺利进行。最后, 当上述热物流温度约低于 100 °C 时, 这部分低温余热则经过系统的冷公用工程排向环境。

3.4 合成氨系统经济性的敏感度分析

由可再生能源电力驱动的绿色合成氨系统经济性受多种因素影响, 本节具体分析了电价、系统年运行时长对系统氨生产成本以及投资回收期的影响。

理想情况下, 假设合成氨系统在额定负荷 22.5 t/h 的年运行时长为 8 000 h。图 9 为电价对合成氨系统的氨生产成本和回收期的影响。图 9 中合成氨系统 3 种制氢方案的氨生产成本和回收期均随电价的的增长而增加, 其中, 当电价由 0.2 元/(kW·h) 增长至 0.3 元/(kW·h), 合成氨系统仅由 PEMEC 制氢时, 氨生产成本由 3 363.6 元/t 增加至 4 275.1 元/t, 投资回收期则由 9.5 年增加至 12.8 年; 系统中 PEMEC 和 AWE 氢气比例为 1:1 时, 氨生产成本由 2 828.8 元/t 增加至 3 807.7 元/t, 投资回收期由 7 年增加至 9.9 年; 若系统仅由 AWE 制氢时, 氨生产成本由 2 285.7 元/t 升至 3 331.9 元/t, 投资回收期由 4.3 年增加至 6.4 年。主要是因为综合电价的高低直接影响绿色合成氨系统的运行成本, 电价越高, 合成氨系统的运行成本越高, 投资回收期越长。

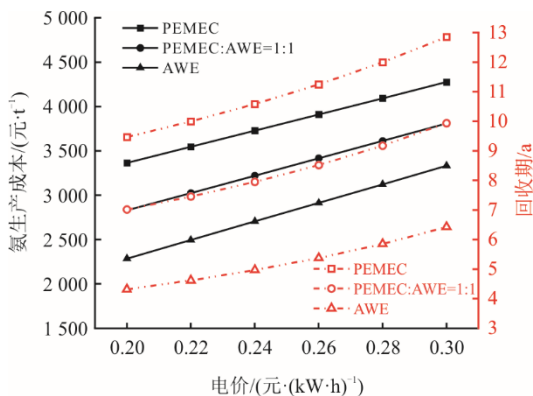


图 9 电价对合成氨系统经济性的影响

Fig.9 Effect of electricity price on economic performance of the synthetic ammonia system

图 10 为系统年运行时长对氨生产成本和投资回收期的影响。由图 10 可知: 当系统年运行时长由 5 500 h 增加至 7 000 h 时, 3 种制氢方案的氨生产成本均呈现下降的趋势, 其中 PEMEC 制氢合成氨系统的氨生产成本降幅最大, 由 4 939.8 元/t 降至 4 290.6 元/t, 对应的投资回收期减少了 3.6 年, 而方案 2 和方案 3 的氨生产成本的降幅分别为

470.9 元/t 和 290.2 元/t, 投资回收期分别降低了 2.8 年和 1.9 年; 当系统年运行时长由 7 000 h 增加至 8 000 h 时, 3 种制氢方案的氨生产成本先升高再降低。这主要是由于当系统年运行时长由 7 000 h 增加至 7 500 h, 合成氨系统的电解槽发生了更换, 增加了系统的初始投资; 尽管如此, 当系统年运行时长达 8 000 h 时, 此时系统的经济性表现仍优于系统年运行时长为 7 000 h 的系统经济性。具体而言, 对于 3 种制氢方案, 系统年运行时长为 8 000 h 比年运行时长 7 000 h 的氨生产成本分别降低了 15.6、31.9、47.0 元/t, 对应的投资回收期分别减少了 0.1、0.2、0.3 年。

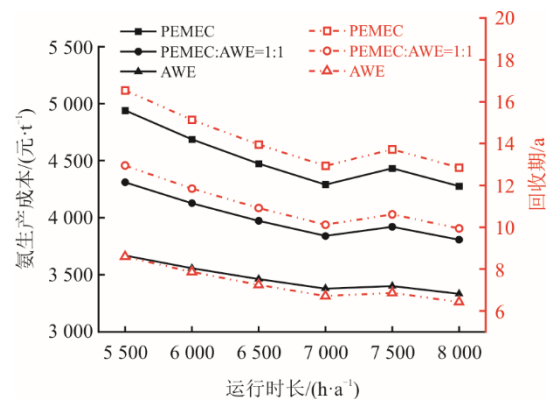


图 10 运行时长对合成氨系统经济性的影响

Fig.10 Effect of operation hours on economic performance of the synthetic ammonia system

4 结 论

本文对比分析了合成氨系统 3 种不同制氢方案的技术经济性, 并采用夹点分析和数学规划相结合的方法, 对由 PEMEC 和 AWE 协同制氢的合成氨系统进行了热集成分析, 主要结论如下。

1) PEMEC 和 AWE 制氢比例的提升, 有助于改善系统的能量效率, 减少单位质量氨的碳排放, 但系统的氨生产成本和投资回收期却因 PEMEC 的投资高于 AWE 而不断增加。

2) 合成氨系统采用 PEMEC 制氢、PEMEC 和 AWE 协同制氢以及 AWE 制氢的能量效率分别是 56.6%、52.7% 和 49.3%, 对应的氨生产成本分别是 4 275.1、3 807.7、3 331.9 元/t。

3) 提升 PEMEC 和 AWE 的运行温度均有利于降低电解槽的单位制氢能耗, 进而提升系统的热力性能表现; 而降低电价和提升系统运行时长有助于降低系统氨生产成本、减少系统投资回收期。

4) 借助夹点分析和数学规划相结合的方法,

绘制了 PEMEC 和 AWE 协同制氢合成氨系统冷热组合曲线,并分析了合成氨工艺中不同冷热物流集成方案,发现系统中低于 100 °C 的余热可通过系统的冷公用工程排向环境。

[参考文献]

- [1] 李志军,刘京京,陈爱琴,等. 可再生能源转化为氨氢能体系技术和经济性分析[J]. 上海节能, 2022(9): 1125-1131.
LI Zhijun, LIU Jingjing, CHEN Aiqin, et al. Technical and economic analysis on renewable energy conversion to ammonia hydrogen energy system[J]. Shanghai Energy Saving, 2022(9): 1125-1131.
- [2] 曾悦,王月,张学瑞,等. 可再生能源合成绿氨研究进展及氢-氨储运经济性分析[J]. 化工进展, 2024, 43(1): 376-389.
ZENG Yue, WANG Yue, ZHANG Xuerui, et al. Research progress of green ammonia synthesis from renewable energy and economic analysis of hydrogen-ammonia storage and transportation[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2024, 43(1): 376-389.
- [3] 郑可昕,高啸天,范永春,等. 支撑绿氨大规模发展的氨、甲醇技术对比及应用发展研究[J]. 南方能源建设, 2023, 10(3): 63-73.
ZHENG Kexin, GAO Xiaotian, FAN Yongchun, et al. Comparison and application prospects of ammonia and methanol technologies supporting large-scale development of green hydrogen energy[J]. Southern Energy Construction, 2023, 10(3): 63-73.
- [4] 刘梦华,黄道,李爽,等. 基于全生命周期评价的中国制氨路线碳排放、能源效率研究及展望[J]. 中国科学: 技术科学, 2024, 54(7): 1329-1346.
LIU Menghua, HUANG Xiao, LI Shuang, et al. Carbon emission and energy efficiency analysis of ammonia production routes in China from life-cycle perspective and prospects[J]. Scientia Sinica Technologica, 2024, 54(7): 1329-1346.
- [5] 李育磊,刘玮,董斌琦,等. 双碳目标下中国绿氨合成氨发展基础与路线[J]. 储能科学与技术, 2022, 11(9): 2891-2899.
LI Yulei, LIU Wei, DONG Binqi, et al. Green hydrogen ammonia synthesis in China under double carbon target: research on development basis and route[J]. Energy Storage Science and Technology, 2022, 11(9): 2891-2899.
- [6] DAOUDI C, BOUNAHMIDI T. Overview of alkaline water electrolysis modeling[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2024, 49: 646-667.
- [7] NASSER M, MEGAHED T F, OOKAWARA S, et al. A review of water electrolysis-based systems for hydrogen production using hybrid/solar/wind energy systems[J]. Environmental Science and Pollution Research International, 2022, 29: 86994-87018.
- [8] CORREA G, MAROCCO P, MUÑOZ P, et al. Pressurized PEM water electrolysis: dynamic modelling focusing on the cathode side[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47: 4315-4327.
- [9] 沈明军,孙祥鑫,曲顺利. 可再生能源制绿氨工艺技术分析[J]. 氮肥技术, 2023, 44(4): 1-5.
SHEN Mingjun, SUN Xiangxin, QU Shunli. Technology analysis of renewable energy to green ammonia process[J]. Nitrogenous Fertilizer Technology, 2023, 44(4): 1-5.
- [10] 黄启帆,陈洁,曹喜民,等. 基于碱性电解槽和质子交换膜电解槽协同制氢的风光互补制氢系统优化[J]. 电力自动化设备, 2023, 43(12): 168-174.
HUANG Qifan, CHEN Jie, CAO Ximin, et al. Optimization of wind-photovoltaic complementation hydrogen production system based on synergistic hydrogen production by alkaline electrolyzer and proton exchange membrane electrolyzer[J]. Electric Power Automation Equipment, 2023, 43(12): 168-174.
- [11] DRISCOLL H, SALMON N, BAÑARES-ALCÁNTARA R. Exploiting the temporal characteristics of tidal stream power for green ammonia production[J]. Renewable Energy, 2024, 226: 120377.
- [12] 黄靖钟,刘斌,潘良明,等. 与核反应堆耦合的新型制绿氨模型[J]. 太阳能学报, 2024, 45(4): 365-372.
HUANG Jingzhong, LIU Bin, PAN Liangming, et al. A novel model of green ammonia production with nuclear reactor[J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2024, 45(4): 365-372.
- [13] DEVKOTA S, BAN S, SHRESTHA R, et al. Techno-economic analysis of hydropower based green ammonia plant for urea production in Nepal[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2023, 48: 21933-21945.
- [14] 林今,余志鹏,张信真,等. 可再生能源制氢合成氨系统的并/离网运行方式与经济性分析[J]. 中国电机工程学报, 2024, 44(1): 117-127.
LIN Jin, YU Zhipeng, ZHANG Xinzhen, et al. On-grid/off-grid operation mode and economic analysis of renewable power to ammonia system[J]. Proceedings of the CSEE, 2024, 44(1): 117-127.
- [15] SOUSA J, WAIBLINGER W, FRIEDRICH K A. Techno-economic study of an electrolysis-based Green Ammonia Production Plant[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2022, 61: 14515-14530.
- [16] NOWICKI D A, AGNEW G D, IRVINE J T S. Green ammonia production via the integration of a solid oxide electrolyser and a Haber-Bosch loop with a series of solid electrolyte oxygen pumps[J]. Energy Conversion and Management, 2023, 280: 116816.
- [17] CINTI G, FRATTINI D, JANNELLI E, et al. Coupling solid oxide electrolyser (SOE) and ammonia production plant[J]. Applied Energy, 2017, 192: 466-476.
- [18] ZHANG H, WANG L, VAN HERLE J, et al. Techno-economic comparison of green ammonia production processes[J]. Applied Energy, 2020, 259: 114135.
- [19] HAN B, STEEN S M, MO J, et al. Electrochemical performance modeling of a proton exchange membrane electrolyzer cell for hydrogen energy[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2015, 40: 7006-7016.
- [20] AOALI F Z, BECHERIF M, RAMADAN H S, et al. Analytical modelling and experimental validation of proton exchange membrane electrolyser for hydrogen production[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2017, 42: 1366-1374.
- [21] WANG Z, WANG X, CHEN Z, et al. Energy and exergy analysis of a proton exchange membrane water electrolysis system without additional internal cooling[J]. Renewable Energy, 2021, 180: 1333-1343.
- [22] DEBE M K, HENDRICKS S M, VERNSTROM G D, et

- al. Initial performance and durability of ultra-low loaded NSTF electrodes for PEM electrolyzers[J]. *Journal of the Electrochemical Society*, 2012, 159(6): K165-K176.
- [23] SÁNCHEZ M, AMORES E, ABAD D, et al. Aspen Plus model of an alkaline electrolysis system for hydrogen production[J]. *International Journal of Hydrogen Energy* 2020, 45: 3916-3929.
- [24] ULLEBERG O. Modeling of advanced alkaline electrolyzers: a system simulation approach[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2003, 28: 21-33.
- [25] MORUD J, SKOGESTAD S. Analysis of instability in an industrial ammonia reactor[J]. *AIChE Journal*, 1998, 44: 888-895.
- [26] XIANG D, ZHOU Y. Concept design and techno-economic performance of hydrogen and ammonia co-generation by coke-oven gas-pressure swing adsorption integrated with chemical looping hydrogen process[J]. *Applied Energy*, 2018, 229: 1024-1034.
- [27] ZHANG H, DESIDERI U. Techno-economic optimization of power-to-methanol with co-electrolysis of CO₂ and H₂O in solid-oxide electrolyzers[J]. *Energy*, 2020, 199: 117498.
- [28] WEN D, AZIZ M. Techno-economic analyses of power-to-ammonia-to-power and biomass-to-ammonia-to-power pathways for carbon neutrality scenario[J]. *Applied Energy*, 2022, 319: 119272.
- [29] CAO Y, DHAHAD H A, SHARMA K, et al. Techno-economic evaluation and parametric study of generating green hydrogen from waste heat recovery of efficient solid oxide fuel cell[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47: 26632-26645.
- [30] YUN S, LEE J, CHO H, et al. Oxy-fuel combustion-based blue hydrogen production with the integration of water electrolysis[J]. *Energy Conversion and Management*, 2023, 291: 117275.
- [31] ARMIJO J, PHILIBERT C. Flexible production of green hydrogen and ammonia from variable solar and wind energy: case study of chile and argentina[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020, 45: 1541-1558.
- [32] MORADI NAFCHI F, AFSHARI E, BANIASADI E. Thermal and electrochemical analyses of a polymer electrolyte membrane electrolyzer[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(95): 40172-40183.
- [33] XU M, LI J, QIN Y, et al. Numerical study of proton exchange membrane water electrolyzer performance based on catalyst layer agglomerate model[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2024, 499: 156371.
- [34] 罗宇洁, 李楠. 绿氢制备成本趋势分析[J]. *中外能源*, 2025, 30(2): 30-37.
LUO Yujie, LI Nan. Trend analysis of green hydrogen production cost[J]. *Sino-Global Energy*, 2025, 30(2): 30-37.
- [35] 叶子. 全球氢能产业发展趋势浅析[J]. *石油石化绿色低碳*, 2024, 9(2): 12-18.
YE Zi. Brief analysis of the development trends of global hydrogen energy business[J]. *Green Petroleum & Petrochemicals*, 2024, 9(2): 12-18.
- [36] 李建林, 梁忠豪, 李光辉, 等. 质子交换膜电解槽控制策略研究[J]. *电工技术学报*, 2023, 38(17): 4787-4799.
LI Jianlin, LIANG Zhonghao, LI Guanghui, et al. Research on control strategy of proton exchange membrane electrolyzer[J]. *Transactions of China Electrotechnical Society*, 2023, 38(17): 4787-4799.
- [37] 周怀荣, 郭奥雪, 陈振伟, 等. SOEC 电解水制氢耦合合成氨过程物质能量集成与技术-经济-环境评价[J]. *高校化学工程学报*, 2025, 39(2): 301-310.
ZHOU Huairong, GUO Aoxue, CHEN Zhenwei, et al. Material-energy integration and techno-economic-environmental evaluation of SOEC electrolytic water hydrogen production coupled with ammonia synthesis processes[J]. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities*, 2025, 39(2): 301-310.

(责任编辑 邓玲惠)