

DOI: 10.19666/j.rlfed.202411252

# 集成合成氨余热储存利用质子交换膜电解槽 制氢/热备双模式运行性能

裴长运<sup>1</sup>, 孙名家<sup>2</sup>, 王桂楠<sup>3</sup>, 殷诗奇<sup>4</sup>, 王露<sup>1</sup>, 宋玮<sup>4</sup>,  
彭莘<sup>1</sup>, 于吉庆<sup>3</sup>, 杜逸云<sup>1</sup>, 郭铁柱<sup>4</sup>, 张汉飞<sup>2</sup>

(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 130028;

4. 大安吉电绿氢能源有限公司, 吉林 白城 131399)

**[摘要]** 绿电制氢合成氨是大规模消纳风光可再生电能并解决绿色燃料化学品短缺问题的有效方案。提出了一种集成合成氨余热储存利用的风光驱动质子交换膜电解槽制氢/热备双模式运行系统, 避免电解槽频繁启停并合理解决合成氨工艺余热浪费问题。结果表明: 双模式运行系统可大幅降低电解槽启动时间, 951 kW 电解槽 25 °C 冷启动耗时 512 s, 从热备模式 47.5 °C 热启动仅需 274 s; 系统在热备模式下仅给水泵耗电, 单位制氢容量耗电功率为 0.49 kW; 双罐储热子系统配置 10.8 t Dowtherm-G 导热油, 在蓄热状态以 3 kg/s 的流量吸收合成氨装置余热气体, 可使热罐 1.00 h 内储满, 在放热状态以 0.64 kg/s 的流量加热电解槽入口给水, 可使电解槽热备状态持续运行 4.68 h。此外, 通过制氢/热备双模式运行产生的收益超出储热子系统投资, 具有良好的经济性。

**[关键词]** 合成氨; 绿氢; 质子交换膜电解槽; 热备用; 余热利用; 动态性能; 经济性

**[引用本文格式]** 裴长运, 孙名家, 王桂楠, 等. 集成合成氨余热储存利用质子交换膜电解槽制氢/热备双模式运行性能[J]. 热力发电, 2025, 54(8): 84-94. PEI Changyun, SUN Mingjia, WANG Guinan, et al. Operation performance of PEM electrolyzer in dual-mode operation for hydrogen production and hot standby with integrated ammonia synthesis waste heat storage and utilization[J]. Thermal Power Generation, 2025, 54(8): 84-94.

## Operation performance of PEM electrolyzer in dual-mode operation for hydrogen production and hot standby with integrated ammonia synthesis waste heat storage and utilization

PEI Changyun<sup>1</sup>, SUN Mingjia<sup>2</sup>, WANG Guinan<sup>3</sup>, YIN Shiqi<sup>4</sup>, WANG Lu<sup>1</sup>, SONG Wei<sup>4</sup>,  
PENG Shen<sup>1</sup>, YU Jiqing<sup>3</sup>, DU Yiyun<sup>1</sup>, GUO Tiezhu<sup>4</sup>, ZHANG Hanfei<sup>2</sup>

(1.State Nuclear Power Planning, Design and 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 130028, China;

4.Jilin Electric Power, Daan Green Hydrogen Energy Co., Ltd., Baicheng 131399, China)

**Abstract:** Ammonia synthesized through hydrogen produced by green electricity offers an effective solution to the widespread abandonment of wind and solar resources and the shortage of green fuel chemicals. A wind-solar-driven proton exchange membrane (PEM) electrolyzer system in dual-mode operation for hydrogen production and hot standby with integrated ammonia synthesis waste heat storage is proposed, addressing issues of frequent start-stop cycles under fluctuating wind-solar outputs and waste heat recovery in ammonia synthesis processes. The results indicate that, the PEM electrolyzer dual-mode operating system, integrated with ammonia synthesis waste heat

收稿日期: 2024-11-28

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: 裴长运 (1986), 男, 高级工程师, 主要研究方向为核电火电新能源发电项目设计, peichangyun@spic.com.cn.

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.

storage, can significantly shorten the startup time of the electrolyzer. The startup time at 25 °C is 512 seconds, while the hot startup from the standby mode at 47.5 °C requires only 274 seconds. Under hot standby mode, the system consumes electricity solely from feedwater pumps, achieving a specific hydrogen production power consumption of only 0.49 kW. The dual-tank thermal storage subsystem is configured with 10.8 tons of Dowtherm-G heat transfer oil. In heat storage mode, it absorbs waste heat gas from the ammonia synthesis unit at a flow rate of 3 kg/s, allowing the thermal tank to reach full capacity within 1 hour. In heat release mode, it heats the electrolyzer inlet water at a flow rate of 0.64 kg/s, enabling the electrolyzer to sustain standby operation for 4.68 hours. Furthermore, the new system is expected to generate long-term benefits that consistently exceed costs, ensuring sustained economic viability.

**Key words:** ammonia synthesis; green ammonia; proton exchange membrane electrolyzer; hot standby; waste heat utilization; dynamic performance; economy

在“碳达峰、碳中和”的战略目标，提高可再生能源消纳和储存能力，实施可再生能源替代行动，是促进可再生能源发展，构建清洁低碳、安全高效能源体系的重要举措<sup>[1]</sup>。利用可再生电能电解水为化工合成提供绿色氢，一方面有助于解决可再生电能大规模消纳难题<sup>[2]</sup>，另一方面可以极大地减少化工行业碳排放<sup>[3]</sup>。氨是重要的化工原料，在工农业均有广泛应用<sup>[4]</sup>，是我国氢气的主要消费领域，2022年，我国合成氨耗氢占总产氢量的31%。因此，积极推动绿氢耦合合成氨技术的发展具有重要意义。

目前，已有多种电解水制氢技术：质子交换膜（proton exchange membrane, PEM）电解、碱性（alkaline, ALK）电解、高温固体氧化物电解槽（solid oxide electrolysis cell, SOEC）。段向阳<sup>[5]</sup>对可再生能源水电解技术进行了综述，PEM电解制氢具有快速响应特性和负载灵活性，因此适合与波动性可再生电能集成<sup>[6]</sup>。高波等<sup>[7]</sup>提出海上风电、太阳能以及波浪能等多能互补制氢系统的可能性。Holmes-Gentle等人<sup>[8]</sup>研究发现PEM电解槽电流-电压工作的滞后性使得其无法快速响应太阳能辐照度波动，且电解槽频繁冷启动会导致泵故障、耦合线路断开以及局部破坏性温升，因此需对集成系统制定相应的控制策略。热能储存（thermal energy storage, TES）可以在PEM电解槽温度调节期间用于热回收，预计将成为一种更具成本效益和高效解决可再生电力波动性问题的方案<sup>[9]</sup>。Siecker等人<sup>[10]</sup>提出了一种PEM电解槽与储热系统相结合的方法，通过回收PEM电解槽产生的余热，使电解槽寿命延长0.68年。Peng等人<sup>[11]</sup>提出了一种水作工质的TES系统，将储存的热量传递给输入的纯净水，在输入功率波动或系统启动时加热电解槽入口给水，使其达到电解槽的最佳启动温度，实验表明，电解槽进水温度可在30 s内达到约58 °C。然而，上述

研究主要集中在通过有效集成促进PEM电解槽具备响应可再生能源波动的能力，但没有涉及消纳氢气的合成氨工艺在PEM电解槽上的余热利用，以及集成合成氨的PEM电解槽制氢和热备用动态切换和管理策略。

合成氨过程会伴随巨大的热损失，回收余热可以提高氨生产的可持续性<sup>[12]</sup>。关于合成氨余热利用的研究，Zhang等人<sup>[13]</sup>通过谷电时空分供氮并储氮储能，峰电时释能供料，降低运营成本38%及初始投资11.3%。Yang等人<sup>[14]</sup>研究发现耦合余热回收液冷系统余热的合成氨运行成本和碳排放分别降低了13.98%和20.95%。林志强<sup>[15]</sup>研究发现合成氨蒸汽余热梯级利用可实现年节约标准煤2.5万吨，年减排二氧化碳6.8万吨。此外，更多学者对合成氨系统的多联产展开研究，Sleiti等人<sup>[16]</sup>提出了一种热-电-氢-氨联产工艺，新系统的二氧化碳排放量分别降低了49.6%和48.8%。Zhang等人<sup>[17]</sup>将固体氧化物电解槽与合成氨（power-to-ammonia）工艺进行热集成，该工艺最高可以实现74%的系统效率。然而，上述研究主要通过余热回收利用实现整个工艺的高效化，未涉及利用合成氨余热平抑可再生电力制氢的波动性。

基于以上分析，以波动性可再生电能为输入的PEM电解槽面临着快速响应和频繁启停的要求，其提升耐久性和动态响应能力是关键。为此，本文通过集成PEM电解槽和合成氨工艺余热回收，提出了一种可应对风光出力不足时的热备运行模式，并制定了制氢模式和热备模式的切换策略。该系统在风能和太阳能出力不足时，保持电解槽一定的温度以满足快速启动需求，同时避免了频繁停机造成的性能衰减<sup>[18]</sup>；通过双模式快速切换，可实现电解槽快速启动和停机，以适应可再生能源波动；此外，储热系统和PEM电解槽回收利用了合成氨工艺余热，有助于提高风光制氢合成氨系统的能量利用效率。

## 1 系统描述

### 1.1 系统集成与分布

集成合成氨余热储存利用的风光驱动 PEM 电

解水制氢/热备双模式系统如图 1 所示。该系统主要由 PEM 电解槽、风能-太阳能互补发电、双罐储热系统和给水系统组成。

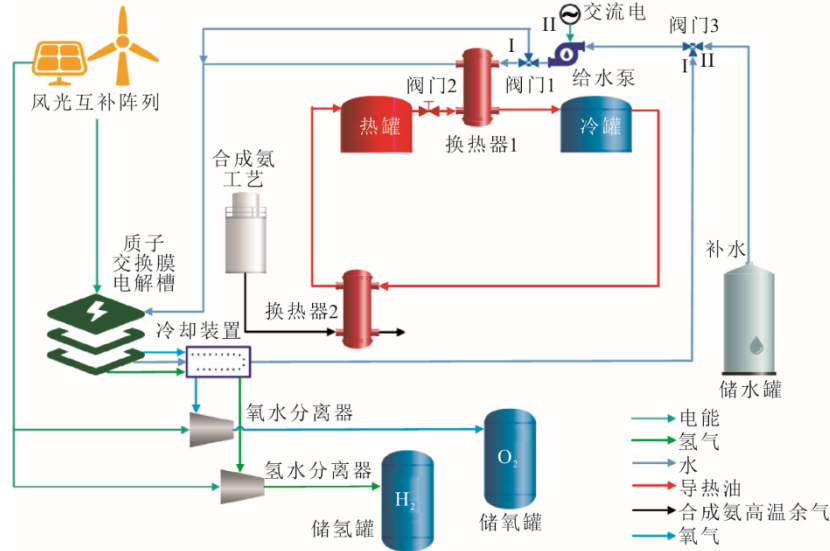


图 1 集成合成氨余热储存利用的风光驱动质子交换膜电解槽制氢/热备双模式系统

Fig.1 The wind-solar driven proton exchange membrane electrolyzer hydrogen production/hot standby dual-mode system integrating waste heat storage and utilization of ammonia synthesis

PEM 电解槽主要用于制氢，在常压下工作。由于高温可能导致膜的降解、膨胀和导电性能改变，同时加速催化剂的烧结和失活，操作温度通常限制在 90 °C 以下<sup>[19-28]</sup>。当可再生电能输入充足时，电解槽运行在产氢模式；当可再生电能不足时，系统切换至热备模式，热罐出口热流股加热电解槽入口给水，维持电解槽热备模式入口给水温度，使电解槽可以快速热启动。发电模块主要部件有光伏电池板和风力发电机，风光互补发电可以减轻波动性<sup>[21]</sup>。此外，系统还配置有双罐储热子系统，在制氢模式时吸收并储存合成氨工艺中的余热气体。供水系统主要由泵、储水箱、阀门、换热器和若干管道组成。给水泵由交流电驱动，出口流量恒定。给水流量的设置需考虑两方面因素：一是减少热备用模式下能耗；二是避免流量过低导致电解反应不完全和膜干燥，从而保障电解槽的导电性和电解效率。

### 1.2 系统运行策略

制氢、热备双模式系统运行策略如图 2 所示，在该系统集成设计下，可通过电流输入判断系统运行模式。

当可再生电能无供给时，系统运行在热备模式，电解槽停止运行。系统阀门 1 的 I 端打开，II 端

保持关闭；阀门 2 打开；阀门 3 的 I 端打开，II 端保持关闭。通过上述操作，使热罐出口导热油加热电解槽入口给水，以维持 PEM 电解槽入口给水温度。此外，辅机设备均保持关闭状态，包括冷却装置、气水分离器以及补水通道。热备模式下可维持电解槽入口给水达到 70 °C，从而使电解槽可以在额定工况下进行热启动。

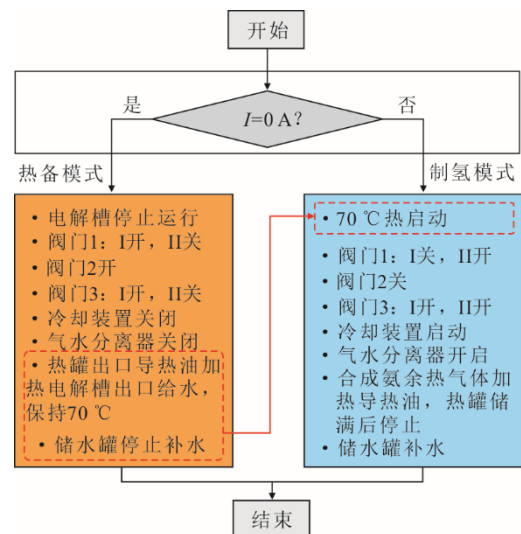


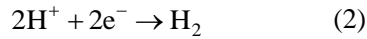
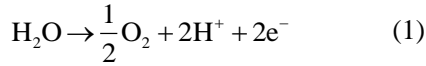
图 2 PEM 电解系统双模式运行策略  
Fig.2 Operating strategy of the PEM electrolyzer dual-mode system

当可再生电能进行供给时,系统进入制氢模式,电解槽可以在额定电流下进行热启动。系统阀门1的I端关闭,II端保持打开;阀门2关闭;阀门3的I端打开,II端打开。辅机设备随电解槽启动一并开启,包括冷却装置、气水分离器以及补水通道。在制氢模式下,合成氨系统启动,抽取其产生的一股余热气体加热冷罐出口导热油,并在热罐储满后停止抽取。

## 2 系统仿真建模

### 2.1 质子交换膜电解槽

采用 MATLAB/Simulink 软件,构建了质子交换膜电解槽动态模型,模型主要包括电化、质量平衡以及热量平衡3个方面。PEM 电解水制氢过程阳极和阴极反应如式(1)和式(2)所示:水在阳极侧发生氧化反应,失去电子,生成氧气和质子;随后,电子通过外电路到达阴极,质子通过质子交换膜传导至阴极,在阴极处被还原生成氢气。



#### 2.1.1 电化学子模型

电解槽实际电压高于理想的可逆电压,可由可逆电压、活化过电压、浓差过电压以及欧姆过电压计算:

$$V = V_{\text{rev}} + V_{\text{act}} + V_{\text{conc}} + V_{\text{ohm}} \quad (3)$$

式中:  $V_{\text{rev}}$  为可逆电压,也是 PEM 电解槽电池的最小理论电压;  $V_{\text{act}}$  为由于电化学反应产生的活化过电压;  $V_{\text{conc}}$  为电解装置内传质扩散造成的浓差过电压;  $V_{\text{ohm}}$  为由于电解池电阻产生的欧姆过电压。

可逆电压可以通过 Nernst 方程<sup>[29-30]</sup>计算:

$$V_{\text{rev}}(T, p) = \frac{\Delta G(T, p_0)}{2F} + \frac{R_U \cdot T}{2F} \cdot \ln \left( \frac{p_{\text{H}_2} \cdot (p_{\text{O}_2})^{0.5}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \quad (4)$$

式中:  $R_U$  为理想气体常数, 8.314 J/(mol·K);  $T$  为电池的工作温度, K;  $F$  为法拉第常数, 96485.34 C/mol;  $p_{\text{H}_2}$ 、 $p_{\text{O}_2}$  以及  $p_{\text{H}_2\text{O}}$  分别表示氢气、氧气和水的分压。

考虑 Butler-Volmer 方程,阳极和阴极侧的活化过电位可以表示为<sup>[30-31]</sup>:

$$V_{\text{act},j} = \frac{R_U \cdot T}{a_j \cdot F} \cdot \operatorname{arcsinh} \frac{i}{2i_{0,j}} \quad (5)$$

式中:下标  $j$  表示电极类型,当  $j=\text{an}$  时为阳极活化过电位,当  $j=\text{cat}$  时为阴极活化过程;  $a$  为电荷转移

系数;  $i$  和  $i_0$  分别为工作电流密度和交换电流密度, A/cm<sup>2</sup>。在对交换电流密度的温度依赖性进行建模时,通常采用 Arrhenius 型表达式<sup>[25-27]</sup>。

浓差过电压是由于在电极中发生的质量传输限制造成的,式(6)和式(7)分别用于模拟阳极和阴极侧的浓差过电压<sup>[23]</sup>:

$$V_{\text{conc,an}} = \frac{R_U \cdot T}{4F} \cdot \ln \left( \frac{C_{\text{O}_2,\text{an,mem}}}{C_{\text{O}_2,\text{an,ch}}} \right) \quad (6)$$

$$V_{\text{conc,cat}} = \frac{R_U \cdot T}{4F} \cdot \ln \left( \frac{C_{\text{H}_2,\text{cat,mem}}}{C_{\text{H}_2,\text{cat,ch}}} \right) \quad (7)$$

式中:  $C_{\text{O}_2,\text{an,mem}}$  和  $C_{\text{O}_2,\text{an,ch}}$  分别为阳极通道和膜电极界面处的氧气浓度, mol/cm<sup>3</sup>;  $C_{\text{H}_2,\text{cat,mem}}$  和  $C_{\text{H}_2,\text{cat,ch}}$  分别为阴极通道和膜电极界面处的氢气浓度, mol/cm<sup>3</sup>。

欧姆过电压主要由通过膜造成的电压损失决定,欧姆过电压可由下式表示:

$$V_{\text{ohm}} = \frac{1}{\sigma_{\text{mem}}} \cdot \frac{t_{\text{mem}}}{A_{\text{cell}}} \cdot I \quad (8)$$

式中:  $\sigma_{\text{mem}}$  为膜离子电导率,主要取决于操作温度和膜含水量, S/cm;  $t_{\text{mem}}$  为膜厚度, cm;  $A_{\text{cell}}$  为单电池活性面积, cm<sup>2</sup>;  $I$  为电池工作电流, A。

#### 2.1.2 质量平衡子模型

阳极室氧和水的质量平衡为:

$$\frac{dN_{\text{O}_2,\text{an}}}{d\tau} = \dot{N}_{\text{O}_2,\text{an,gen}} - \dot{N}_{\text{O}_2,\text{an,out}} \quad (9)$$

$$\frac{dN_{\text{H}_2\text{O,an}}}{d\tau} = \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,in}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,cons}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,mem}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,out}} \quad (10)$$

式中:  $\dot{N}_{\text{O}_2,\text{an,gen}}$  和  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,cons}}$  分别为电解反应产生的氧量和消耗的水量,由 Faraday 定律计算, mol/s;  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,in}}$  为在阳极通道入口水的摩尔流量, mol/s;  $\dot{N}_{\text{O}_2,\text{an,out}}$  和  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,out}}$  分别为在阳极通道出口氧气和水的摩尔流量, mol/s;  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,mem}}$  为水穿过膜的流量, mol/s。

同样阴极通道的质量平衡由下式给出:

$$\frac{dN_{\text{H}_2,\text{cat}}}{d\tau} = \dot{N}_{\text{H}_2,\text{cat,gen}} - \dot{N}_{\text{H}_2,\text{cat,out}} \quad (11)$$

$$\frac{dN_{\text{H}_2\text{O,cat}}}{d\tau} = \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,in}} + \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,mem}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,out}} \quad (12)$$

式中:  $\dot{N}_{\text{H}_2,\text{cat,gen}}$  为电解反应产生的氢气量,由 Faraday 定律估计, mol/s;  $\dot{N}_{\text{H}_2,\text{cat,out}}$  和  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,out}}$  分别为在阴极通道出口氢气和水的流量, mol/s;

$\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,in}}$  为在阴极通道入口水的摩尔流量, mol/s, 本模型  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,in}}$  为 0, 因为所分析的电解槽水被单向供应到阳极侧。

### 2.1.3 能量平衡子模型

整个电解槽的能量平衡如下:

$$c_{p,\text{PEM}} \cdot \frac{dT}{dt} = \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,in}} \cdot H_{\text{H}_2\text{O,an,in}} - \dot{N}_{\text{H}_2,\text{cat,out}} \cdot H_{\text{H}_2,\text{cat,out}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,cat,out}} \cdot H_{\text{H}_2\text{O,cat,out}} - \dot{N}_{\text{O}_2,\text{an,out}} \cdot H_{\text{O}_2,\text{an,out}} - \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,out}} \cdot H_{\text{H}_2\text{O,an,out}} + W_{\text{el}} - Q_{\text{loss}} \quad (13)$$

式中:  $c_{p,\text{PEM}}$  为电解槽比热容, kJ/K;  $H_{\text{an,in/out}}$  为物质在阳极入口/出口的摩尔焓, kJ/mol;  $H_{\text{cat,out}}$  为阴极出口物质的摩尔焓, kJ/mol;  $W_{\text{el}}$  为提供给电解槽的电功率, kW;  $Q_{\text{loss}}$  为电解槽损失的热功率, kW。摩尔焓随温度变化的函数参考文献[28]。

电堆的热损失由下式计算:

$$Q_{\text{loss}} = n_{\text{cell}} \cdot U_{\text{cell-env}} \cdot A_{\text{cell-env}} \cdot (T - T_{\text{env}}) \quad (14)$$

式中:  $n_{\text{cell}}$  为单电池数量;  $U_{\text{cell-env}}$  为单电池的换热系数, kW/(m<sup>2</sup>·K);  $A_{\text{cell-env}}$  为单电池的换热面积, m<sup>2</sup>;  $T_{\text{env}}$  为环境温度, K。

质子交换膜电解槽模拟参数<sup>[29]</sup>见表 1。

表 1 质子交换膜电解槽模拟参数  
Tab.1 Simulation parameters of the PEM electrolyzer

项目		数值	公式
电化 学子 模型	单电池活性面积/cm <sup>2</sup>	2 500	(8)
	阳极电荷转移系数	2	(5)
	阴极电荷转移系数	0.5	(5)
热量 平衡 子模 型	电解槽热容量/(J·K <sup>-1</sup> )	2.26×10 <sup>6</sup>	(13)
	单电池与外界环境的换热面积/cm <sup>2</sup>	2 500	(14)
	单电池与外界环境的换热系数/(W·(m <sup>2</sup> ·K) <sup>-1</sup> )	14.4	(14)
	单电池数量	130	(14)

## 2.2 辅机系统模型

辅机系统主要包括换热器、给水泵以及气水分离器。

### 2.2.1 换热器

热交换需要考虑 4 个控制单元的温度: 热流体管道温度、热流体温度、冷流体管道温度与冷流体温度。下面以热流股加热冷流股为例, 给出各单元温度的求解公式。热流股管道温度为:

$$c_{\text{ht}} m_{\text{ht}} \frac{dT_{\text{ht}}}{dt} = Q_{\text{hf,ht}} + Q_{\text{cond}} \quad (15)$$

式中:  $c_{\text{ht}}$  为热流股管道比热容, J/(kg·K);  $m_{\text{ht}}$  为节点质量, kg;  $Q_{\text{hf,ht}}$  为热流股与热管道的对流换

热量, W;  $Q_{\text{cond}}$  为节点热传导量, W。

热流股出口温度为:

$$c_{v,\text{hf}} N_{\text{hf}} \frac{dT_{\text{hf}}}{dt} = \dot{Q}_{\text{ht,ht}} + \dot{Q}_{\text{ct,ht}} + \dot{Q}_{\text{hf,in}} - \dot{Q}_{\text{hf,out}} \quad (16)$$

式中:  $c_{v,\text{hf}}$  为热流股比热容, J/(kg·K);  $N_{\text{hf}}$  为节点内的热流股摩尔流量, mol/s;  $Q_{\text{ht,ht}}$  为热管道与热流股的对流换热量, W;  $Q_{\text{ct,ht}}$  为冷管道与热流股的对流换热量, W;  $Q_{\text{hf,in/out}}$  为热流股进出口热量, W。

冷流股管道温度为:

$$c_{\text{ct}} m_{\text{ct}} \frac{dT_{\text{ct}}}{dt} = \dot{Q}_{\text{cond}} + \dot{Q}_{\text{hf,ct}} + \dot{Q}_{\text{ct,ct}} \quad (17)$$

式中:  $c_{\text{ct}}$  为冷流股管道比热容, J/(kg·K);  $m_{\text{ct}}$  为节点质量, kg;  $Q_{\text{hf,ct}}$  为热流股与冷管道的对流换热, W;  $Q_{\text{ct,ct}}$  为冷流股与冷管道的对流换热, W。

$$c_{v,\text{cf}} N_{\text{cf}} \frac{dT_{\text{cf}}}{dt} = \dot{Q}_{\text{ct,cf}} + \dot{Q}_{\text{cf,in}} - \dot{Q}_{\text{cf,out}} \quad (18)$$

式中:  $c_{v,\text{cf}}$  为冷流股比热容, J/(kg·K);  $N_{\text{cf}}$  为节点内的冷流股摩尔流量, mol/s;  $Q_{\text{ct,cf}}$  为冷管道与冷流股的对流换热, W;  $Q_{\text{cf,in}}$ 、 $Q_{\text{cf,out}}$  分别为冷流股进出口热量, W。

### 2.2.2 给水泵

水泵模型采用直流电机进行模拟, 其转速与出口给水量之间存在直接关联。该模型可以描述为<sup>[30]</sup>:

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{1}{L} [V - R \cdot I - V_b]$$

$$V_b = K_e \frac{d\theta}{dt} = K_e \cdot \omega_m \quad (19)$$

$$\frac{d^2\theta}{dt^2} = \frac{1}{J} \left[ K_t \cdot I - b \frac{d\theta}{dt} \right]$$

式中:  $I$  为电流;  $R$  为电阻;  $V$  为电压;  $K_e$  为电动势常数;  $K_t$  为电机转矩常数;  $b$  为电机黏性摩擦常数;  $\theta$  为转子位移;  $J$  为转子转动惯量;  $L$  为电感;  $\omega_m$  为转子角速度。转子角速度与给水流量的关系如下:

$$\omega_m = \dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,in}} \cdot k_{\text{pump}} \quad (20)$$

式中:  $\dot{N}_{\text{H}_2\text{O,an,in}}$  为给水流量;  $k_{\text{pump}}$  为根据商业水泵数据表计算的常数。

### 2.2.3 气水分离器

气水分离模型主要考虑进出口质量平衡, 根据分离效率, 将水气分离模型表示为:

$$\frac{dm}{dt} = m_{\text{in}} - m_{\text{out}} \quad (21)$$

$$m_{\text{in}} = m_{\text{H}_2,\text{in}} + m_{\text{H}_2\text{O},\text{in}} \quad (22)$$

$$m_{\text{out}} = [m_{\text{H}_2,\text{in}} \cdot n_s + m_{\text{H}_2\text{O},\text{in}} \cdot (1 - n_{\text{sl}})] + [m_{\text{H}_2,\text{in}} \cdot (1 - n_s) + m_{\text{H}_2\text{O},\text{in}} \cdot n_{\text{sl}}] \quad (23)$$

式中:  $m_{in}$  为进口总质量流量, kg/s;  $m_{H_2,in}$  和  $m_{H_2O,in}$  分别为进口氢气和水的的质量流量, kg/s;  $n_s$  和  $n_{sl}$  分别为氢和水的分离效率。

为求出水气分离出口温度, 其能量平衡模型如下:

$$c_{p,SEP} \cdot \frac{dT}{d\tau} = \frac{(m_{H_2,in} - m_{H_2,out})}{MW_{H_2O}} \cdot H_{H_2O} + \frac{(m_{H_2,in} - m_{H_2,out})}{MW_{H_2}} \cdot H_{H_2} + \frac{(m_{O_2,in} - m_{O_2,out})}{MW_{O_2}} \cdot H_{O_2} - Q_{loss,SEP} \quad (24)$$

式中:  $c_{p,SEP}$  为气水分离器的比热容, J/K;  $MW$  为摩尔质量, g/mol;  $H$  为摩尔焓, kJ/mol;  $Q_{loss,SEP}$  为气水分离器分离时的热损失, kW, 取值取决于热阻  $R_{SEP}$ <sup>[31]</sup>。

### 2.2.4 储热系统

储热系统包括热罐及导热油泵, 模型如下<sup>[32]</sup>:

$$\frac{dT_f}{dt} = \frac{\gamma_{ch} c_{p,in} f_{in} T_{in} - \gamma_{dis} c_{p,out} f_{out} T_{out}}{M_f c_{p,f}} \quad (25)$$

式中:  $T_f$  为热罐中导热油温度, K;  $f_{in}$ 、 $f_{out}$  分别为热罐进、出口导热油质量流量, kg/s;  $c_{p,f}$  为热罐中导热油的比热容, J/(kg·K);  $\gamma_{ch}$  和  $\gamma_{dis}$  分别为充、放热过程的状态参数。当制氢模式储热时,  $\gamma_{ch}$  和  $\gamma_{dis}$  分别为 1 和 0; 当热备模式放热时,  $\gamma_{ch}$  和  $\gamma_{dis}$  分别为 0 和 1。

导热油泵采用非设计模型, 其相对效率与流量呈三次多项式关系<sup>[33]</sup>:

$$\frac{\eta_{pump}}{\eta_{pump,d}} = a(F/F_d)^3 + b(F/F_d)^2 + c(F/F_d) + d \quad (26)$$

式中:  $\eta_{pump}$ 、 $\eta_{pump,d}$  分别为泵效率实际值、设计值;  $F$  为流体体积流量, m<sup>3</sup>/h;  $a$ 、 $b$ 、 $c$ 、 $d$  为拟合系数。

非设计工况下泵出口流体的焓计算如下:

$$\eta_{pump}(h_{out} - h_{in}) = h_{out,is} - h_{in} \quad (27)$$

式中: 下标 is 为等熵状态下的出口焓。

泵的功耗可表示为:

$$W_{pump} = m_{oil}(h_{out} - h_{in}) \quad (28)$$

表 2 为辅机系统模拟参数<sup>[34-35,36]</sup>, 表 3 为系统投资<sup>[34-37]</sup>。

### 2.3 性能评价指标

净现值 (net present value, NPV) 是一种简单直观的经济性评价指标, 用于评估项目是否能够满足整个项目生命周期内的投资回报。计算方法为将所有收入相加, 减去整个生命周期内所有支出 (包括初始成本)<sup>[38]</sup>。

$$NPV = \sum_{t=0}^N (CF_{t,in} - CF_{t,out})(1+r)^{-t} \quad (29)$$

式中:  $CF_{t,in}$  和  $CF_{t,out}$  分别为第  $t$  年的总收入和总支出, 万元;  $N$  为项目的寿命, 年;  $r$  为贴现率。

表 2 辅机系统模拟参数

Tab.2 Simulation parameters of the auxiliary system

项目	数值	公式
管道数量	252	
换热器	换热器材料比热容/(J·(kg·K) <sup>-1</sup> )	480 (15)、(17)
	换热器材料密度/(kg·m <sup>-3</sup> )	7 850
	导热油比热容/(J·(kg·K) <sup>-1</sup> )	1 668 (16)、(18)
转子转动惯量/(kg·m <sup>2</sup> )	0.01	(19)
电机黏性摩擦常数/(N·m·s)	0.10	(19)
给水	电动势常数/(V·rad <sup>-1</sup> ·s <sup>-1</sup> )	0.01 (19)
泵	电机转矩常数/(N·m·Ap <sup>-1</sup> )	0.01 (19)
	电阻/Ω	1.00 (19)
	电感/H	0.5 (19)
	商业水泵换算常数/(kg·m <sup>2</sup> )	0.01 (20)
气	气水分离器比热容/(J·K <sup>-1</sup> )	4.26 × 10 <sup>4</sup> (24)
水	热阻/(K·W <sup>-1</sup> )	0.001 (24)
分离	氢气分离效率/%	99 (23)
器	水分离效率/%	99 (23)

表 3 系统投资

Tab.3 System investment

项目	无热备模式系统	有热备模式系统
电解槽成本/(元·kW <sup>-1</sup> )	6 745	6 745
槽容量/kW	951	951
出口氢气 (标况下) /(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	195	195
氢气单价/(元·kg <sup>-1</sup> )	36	36
年运行时长/h	8 000	8 000
电解槽寿命/a	6.85	11.08
换热器价格/元		8 669
换热器数量/个		2
导热油价格/(元·kg <sup>-1</sup> )		5
导热油量/kg		10 800
导热油泵/元		800
贴现率/%	8	8
年收益/万元	286.44	286.44
寿命周期成本/万元	1 402.62	1 409.77

## 3 结果与分析

本文构建了一种集成合成氨余热储存利用的风光驱动 PEM 电解制氢/热备双模式系统, PEM 电解槽制氢容量为 195 m<sup>3</sup>/h (标况下, 下同)。热备模式下单位制氢容量耗电与给水流量关系如图 3 所示。当给水流量控制在 1.118 kg/s 时, 可保持热备模式下单位制氢容量耗电功率在 0.5 kW 以下。按

照温度对口和热量匹配的需求, 选取了合成氨工艺深冷空分的 2 级压缩机出口流股 (99.85% $N_2$ +0.15%Ar), 该流股温度 198.4  $^{\circ}C$ , 流量 5.296 kg/s。

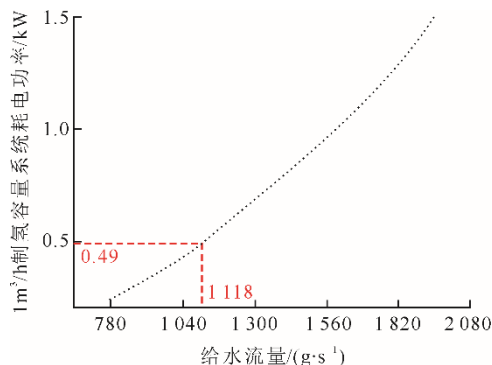


图 3 热备模式下单位制氢容量耗电与给水流量关系  
Fig.3 The relationship between power consumption per unit hydrogen production capacity and feed water flow in hot spare mode

本节首先展示了模型验证结果, 然后开展了系统动态响应特性分析, 包括系统启动过程性能分析和系统模式切换性能分析, 最后对比分析了无热备和有热备模式的系统的经济性。

### 3.1 模型验证

PEM 电解槽在稳态工况下的电流电压  $I$ - $V$  曲线验证以及在动态工况下的启动过程验证分别如图 4 和图 5 所示。由图 4 可见, 分别在电解槽温度 55  $^{\circ}C$ 、阴极压力 5 MPa, 以及温度 60  $^{\circ}C$ 、阴极压力 1 MPa 的运行工况下作  $I$ - $V$  曲线并与文献[29]数据的对比结果表明, 所建 PEM 电解槽模型的误差均在允许范围内。图 5 展示了对电解槽施加不同电流时的温度动态响应过程, 动态仿真与参考值的误差在允许范围内。以上结果表明, 所建立的电解槽动态模型准确可靠。

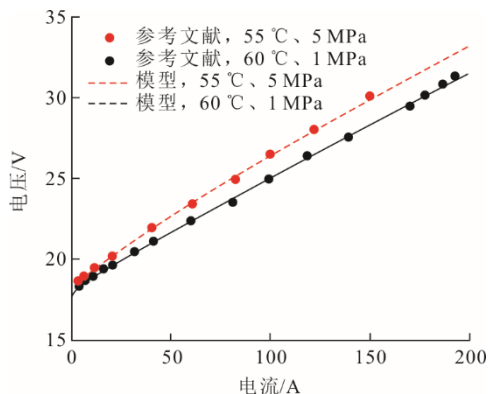


图 4 PEM 电解槽多工况静态  $I$ - $V$  曲线验证  
Fig.4 Verification of static  $I$ - $V$  curve of PEM electrolyzer under multiple working conditions

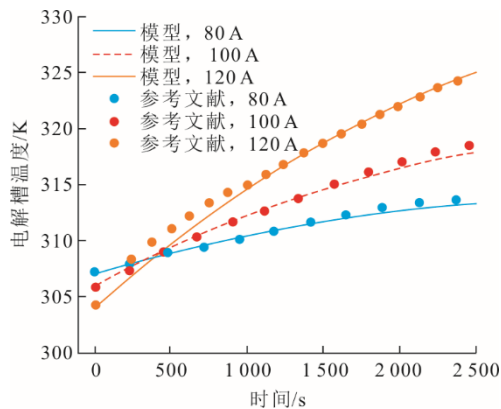


图 5 PEM 电解槽启动过程温度动态验证  
Fig.5 Verification of temperature dynamic response during startup process of the PEM electrolyzer

### 3.2 系统动态响应特性分析

#### 3.2.1 启动过程系统性能分析

系统启动性能主要关注 PEM 电解槽启动时的动态响应特性。基于实际工程应用中电解槽的运行过程, 定义其启动流程为: 电解槽在设定的启动电流下启动, 当电解槽温度达到稳定后, 逐步将电流提升 125 A (即电流阶跃增加步长 125 A), 直至额定电流 3 625 A, 进入最大负荷运行状态<sup>[39-40]</sup>, 此时电解槽达到额定负荷运行状态且氢气产出流量稳定, 视为启动完成。依据上述定义, 图 6 展示了 PEM 电解槽在不同温度下的启动过程。不同启动温度导致启动电流的差异, 在低温启动时, 启动电流较小。这是因为低温条件下离子电导率偏低<sup>[36]</sup>, 离子传输阻力较大, 若施加较大电流则会导致电解槽内部电压损失增加, 进而导致过热超温并影响电解槽寿命。此外, 启动电流随启动温度增加而增大。

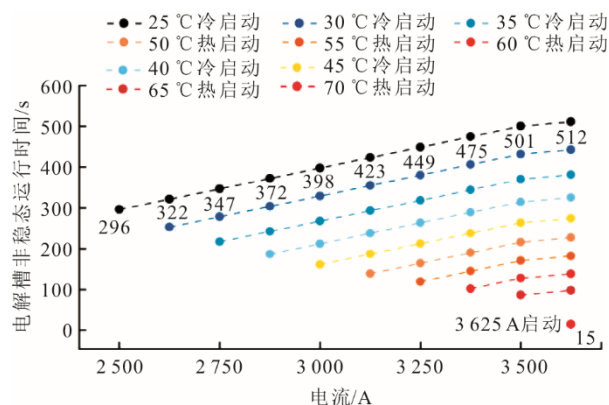


图 6 PEM 电解槽在不同温度下的启动过程  
Fig.6 Start process of the PEM electrolyzer at different temperatures

由图 6 可知, 在 70  $^{\circ}C$  热启动时, 可施加额定电流, 此时启动时间最短, 仅为 15 s。因此, 建议电解槽热备温度维持在较高值, 以使电解槽具备快速热

启动能力，从而更有效地响应风光发电出力波动。

### 3.2.2 模式切换过程系统性能分析

系统模式切换性能分析主要涵盖以下几个方面：热备模式下 PEM 电解槽的热启动特性分析，以及从额定负荷电流降至零输入电流的动态响应分析。图 7 展示了 PEM 电解槽在无热备模式下的动态响应。可以看出，电解槽在 25 °C 冷启动时需施加 2 500 A 的启动电流，启动过程耗时 512 s。电解槽运行 1 h 后停止，并且没有热罐对电解槽入口给水进行加热时，电解槽自身温度迅速下降至环境温度。

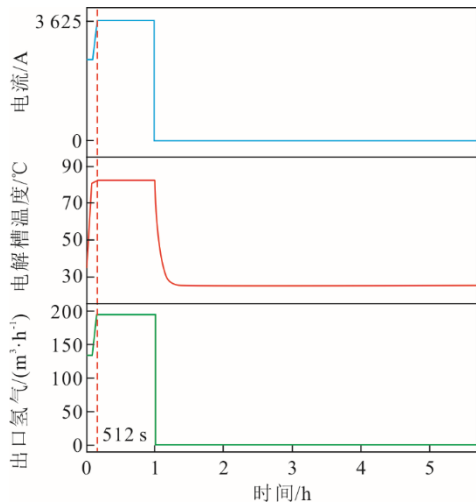


图 7 无热备模式下 PEM 电解槽动态响应  
Fig.7 Dynamic response of the PEM electrolyzer without hot standby

图 8 和图 9 分别展示了“热备-制氢-热备”模式切换下 PEM 电解槽及热罐的动态响应。在 PEM 电解槽热备模式下，入口给水温度为 70 °C，经过与环境的换热后电解槽自身可维持在 47.5 °C。此时，在热启动过程中可施加 3 000 A 的启动电流，使系统进入制氢模式。热启动过程在 274 s 内完成，氢气产出达到额定制氢量 195 m<sup>3</sup>/h，相较无热备模式电解槽可减少启动时间 238 s。图 9 中，在 1 h 内，由合成氨工艺深冷空分 2 级压缩机出口的热流股加热导热油，导热油通入热罐，热罐（容量 10.8 t）以 3 kg/s 的进口流量完成储热，最终温度达到 146.9 °C。在第 1 h 施加给 PEM 电解槽的电流从 3 625 A 阶跃降至 0 A，使其由制氢模式切换至热备模式。此过程中，可以观察到储热系统的热罐导热油储量及温度的动态变化。结果表明，热罐以 0.64 kg/s 的流速输出 146.9 °C 导热油，以加热停运的 PEM 电解槽出口给水，抵消电解槽停运时的环境热损失，从而维持电解槽的自身温度。热罐的导热油量和热量在 4.68 h 内消耗完毕，表明热备状态可持续维持 4.68 h。其次，对电解槽的动态响应

进行观察，主要包括电解槽入口给水温度及电解槽本体温度。在第 1 h，电解槽由制氢模式切换至热备模式，循环给水经过电解槽与环境换热后温度逐渐降低至 47.5 °C；此时，电解槽出口（同时为入口）的给水经由热罐导热油加热至 70 °C，保持制氢模式和热备模式下电解槽入口给水温度一致。由图 8 可见，入口给水温度在 1 h 处出现轻微震荡，这是由于导热油与入口给水换热过程中的热滞后所致，但对热备过程的推进无显著影响。因此，在热备模式可持续运行 4.68 h 的情况下，通过合理规划制氢模式和热备模式的切换时序，有望延长电解槽的使用寿命，并充分发挥双模式运行的优势。

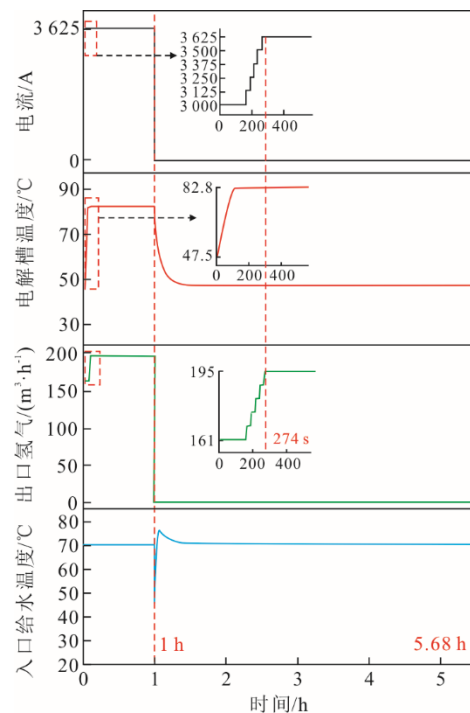


图 8 “热备-制氢”模式切换 PEM 电解槽动态响应  
Fig.8 Dynamic responses of the PEM electrolyzer in “Hot standby-Hydrogen production” mode

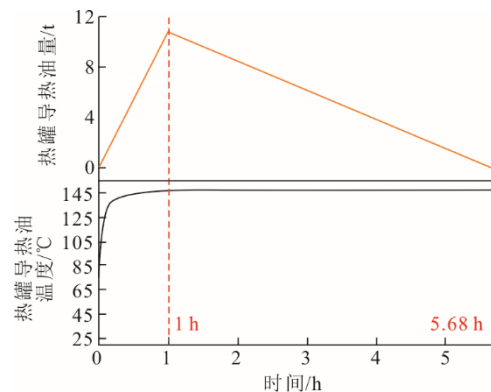


图 9 “热备-制氢-热备”模式切换热罐动态响应  
Fig.9 Dynamic responses of the heat storage tank in “Hot standby-Hydrogen production- Hot standby” mode

### 3.3 经济性评估

针对 195 m<sup>3</sup>/h 的 PEM 电解槽, 图 10 展示了吉林大安某地 12 个典型日风光逐时出力数据, 其中天数表示每个典型日在 1 年中出现的次数。假设自然日之间相互独立, PEM 电解槽的启动功率为 585 kW, 则

1 年中无热备模式下 PEM 电解槽需冷启动共 309 次, 而在热备可持续 4.68 h 的情况下, PEM 电解槽启动仅需 191 次。在寿命期内拥有相同启动次数的情况下, 无热备模式的 PEM 电解槽一般寿命为 6.85 年, 热备模式下的 PEM 电解槽寿命可达到 11.08 年。

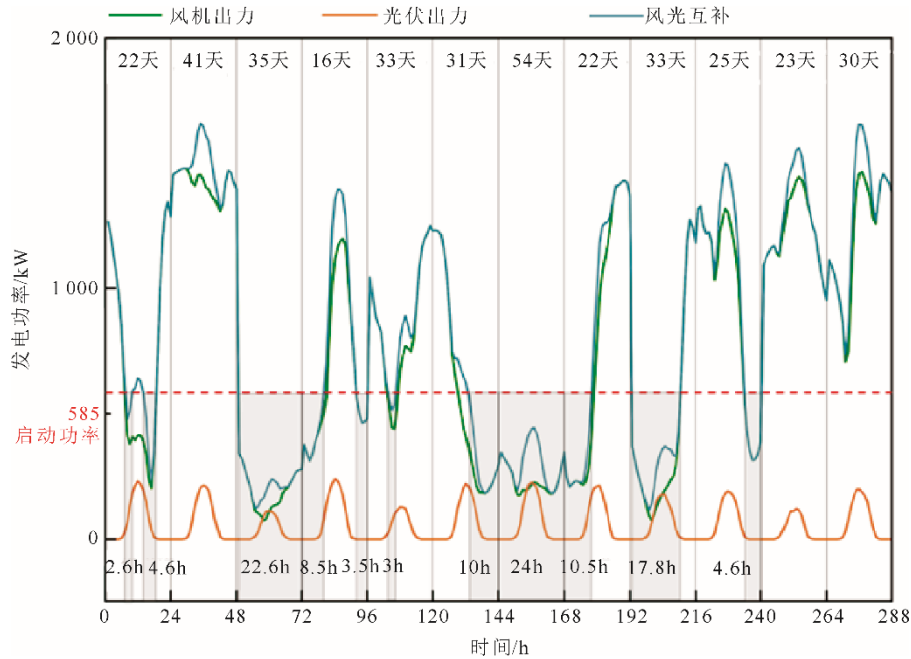


图 10 典型日风光逐时出力

Fig.10 The hourly generating power on typical day

基于本文 2.3 节 NPV 计算方法及气象数据下的 PEM 电解槽寿命年限假设, 以及在风光可再生电力不计入成本的情况下, 以输出氢气为收益目标, 对比有、无热备模式电解制氢系统经济性。图 11 为系统 20 年净现值比较。在前 6 年内, 无热备模式系统由于无需额外投资换热、储热系统, 净现值均超过有热备模式操作系统。从第 7 年开始, 无热备模式系统由于电解槽到达寿命 6.85 年, 需要更换电解槽; 然而, 有热备模式系统避免了频繁冷循环和启动停机, 使电解槽性能衰减速率下降, 提高了寿命使用年限, 因此无热备模式系统净现值远低于有热备模式系统净现值。有热备模式系统在第 12 年需更换电解槽, 因此第 12 年的净现值有所下降。总体而言, 短期内 951 kW 的 PEM 电解槽无热备模式系统具有优势; 然而, 若长期运行, 有热备模式 951 kW 的 PEM 电解槽通过耦合 10.8 t 热罐系统, 可减少运维和设备更换频率, 收益更大。长期来看, 热备模式操作系统在第 7 年后预计收益将超过无热备系统, 因此可维持良好的经济效益。

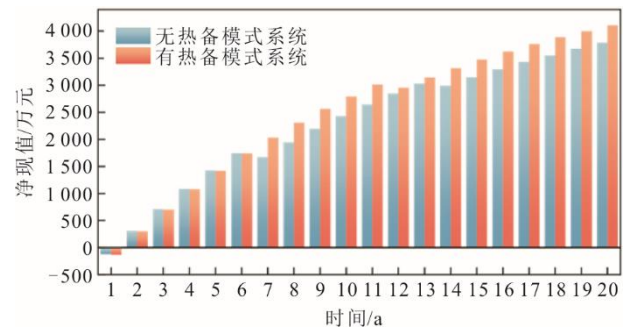


图 11 热备模式运行系统与无热备模式系统净现值对比  
Fig.11 Comparison of NPV between the hot standby mode operating system and the non hot standby mode system

## 4 结 论

本文提出了一种集成合成氨余热储存的风光驱动 PEM 电解槽制氢/热备双模式, 该系统通过利用合成氨工艺中深冷空分二级压缩机出口流股的热量, 促进了合成氨工艺的余热回收和储存, 通过双模式运行策略大大降低了电解槽的启动时间, 提高了电解槽应对风光出力波动的响应能力, 推进了风光制氢合成氨工艺。

1) 系统耦合合成氨工艺中深冷空分的热量, 实现了合成氨工艺的余热回收和储存, 为合成氨和电解水制氢的高效集成提供了参考。

2) 新系统具有制氢、热备 2 种运行模式, 系统在制氢模式下回收余热, 在热备模式下保持电解槽一定的热启动温度以提高启动速率。951 kW 的 PEM 电解槽在热备模式下保持入口给水温度 70 °C 时, 可将电解槽温度维持在 47.5 °C, 电解槽在此温度下热启动耗时 274 s, 相较于 25 °C 冷启动减少了 238 s, 更有利于响应风光出力波动。

3) 新系统的热备模式下仅由给水泵耗电, 951 kW 的 PEM 电解槽单位制氢容量耗电功率仅为 0.49 kW, 且 10.8 t 热罐以 3 kg/s 进口热流股速率储热时, 可在 1 h 内完成储满, 可供给 PEM 电解槽系统持续 4.68 h 的热备运行时间。

4) 新的热备模式操作在长期来看, 通过集成合成氨余热的制氢/热备双模式运行, 预计电解槽产生的收益将超过其成本, 可维持良好的经济效益。

5) 未来可进一步探讨优化入口给水流量和温度、热罐容量及其蓄热和放热流量与温度对电解槽热备温度的提升效果, 以提高电解槽热启动温度, 缩短启动时间, 并延长电解槽的运行寿命, 从而提升系统的整体经济性。

#### [参考文献]

- [1] 国家发展改革委, 国家能源局, 财政部, 自然资源部, 生态环境部, 住房和城乡建设部, 农业农村部, 中国气象局, 国家林业和草原局. 关于印发“十四五”可再生能源发展规划的通知: 发改能源〔2021〕1445号[A]. (2021-10-21) [2024-11-28].  
National Development and Reform Commission, National Energy Administration, Ministry of Finance, Ministry of Natural Resources, Ministry of Ecological Environment, Ministry of Housing and Urban-Rural Development, Ministry of Agriculture and Rural Affairs, China Meteorological Administration, National Forestry and Grassland Administration. Notice on the 14th Five-Year Plan for the Development of Renewable Energy: FGNV [2021] No.1445[A]. (2021-10-21) [2024-11-28].
- [2] 王宇轩, 江路毅, 范雪飞. 基于氢储能的直流微电网系统功率分配策略研究[J]. 热力发电, 2023, 52(11): 105-114.  
WANG Yuxuan, JIANG Luyi, FAN Xuefei. Research on power distribution strategy of DC microgrid system based on hydrogen energy storage[J]. Thermal Power Generation, 2023, 52(11): 105-114.
- [3] 吉旭, 周步祥, 贺革, 等. 大规模可再生能源电解水制氢合成氨关键技术与应用研究进展[J]. 工程科学与技术, 2022, 54(5): 1-11.  
JI Xu, ZHOU Buxiang, HE Ge, et al. Research review of the key technology and application of large-scale water electrolysis powered by renewable energy to hydrogen

- and ammonia production[J]. Engineering Science and Technology, 2022, 54(5): 1-11.
- [4] 徐也茗, 郑传明, 张韫宏. 氢能源作为清洁能源的应用前景[J]. 化学通报, 2019, 82(3): 214-220.  
XU Yeming, ZHENG Chuanming, ZHANG Yunhong. Application prospect of ammonia energy as clean energy[J]. Chemical Bulletin, 2019, 82(3): 214-220.
- [5] 段向阳. 可再生能源电解水制氢技术研究进展[J]. 节能, 2024, 43(10): 122-125.  
DUAN Xiangyang. Research progress on hydrogen production from water electrolysis using renewable energy[J]. Energy Conservation, 2024, 43(10): 122-125.
- [6] SHARIFZADEH M, COOPER N, VAN'T NOORDENDE H, et al. Operational strategies and integrated design for producing green hydrogen from wind electricity[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2024, 64: 650-675.
- [7] 高波, 王佳琪, 刘志亮, 等. 海上风电制氢系统建模及热力学与经济学分析[J]. 化工学报, 2025, 76(3): 1207-1220.  
GAO Bo, WANG Jiaqi, LIU Zhiliang, et al. Modeling and thermodynamic and economic analysis of offshore wind power-based hydrogen production systems[J]. Chemical Engineering Journal, 2025, 76(3): 1207-1220.
- [8] HOLMES-GENTLE I, TEMBHURNE S, SUTER C, et al. Dynamic system modeling of thermally-integrated concentrated PV-electrolysis[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2021, 46(18): 10666-10681.
- [9] 张文韬, 周家辉, 徐钢, 等. 计及电解槽自保温的风光制氢系统研究[J]. 现代化工, 2024, 44(4): 204-208.  
ZHANG Wentao, ZHOU Jiahui, XU Gang, et al. Research on wind-solar energies-driven hydrogen production system considering self-insulation at electrolytic cell[J]. Modern Chemical Industry, 2024, 44(4): 204-208.
- [10] SIECKER J, KUSAKANA K, NUMBI B P. Optimal heat recovery during polymer electrolyte membrane electrolysis[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47(76): 32692-32706.
- [11] PENG X, DENG Z, ZHAO X, et al. Experimental and analytical study of a proton exchange membrane electrolyser integrated with thermal energy storage for performance enhancement[J]. International Journal of Photoenergy, 2022, 2022(1): 7543121.
- [12] ANWAR M, MEHDIZADEH A, KARIMI N. Waste heat recovery from a green ammonia production plant by Kalina and vapour absorption refrigeration cycles: a comparative energy, exergy, environmental and economic analysis[J]. Sustainable Energy Technologies and Assessments, 2024, 69: 103916.
- [13] ZHANG T, SHE X, NIE B, et al. Integration of liquid air energy storage with ammonia synthesis process for resource efficiency and cost-effectiveness[J]. Journal of Energy Storage, 2024, 97: 112637.
- [14] YANG S, WU H, SONG J, et al. Two-stage robust optimization scheduling for integrated energy systems considering ammonia energy and waste heat utilization[J]. Energy Conversion and Management, 2024, 319: 118922.
- [15] 林志强. 合成氨生产中蒸汽余热综合利用的技术研究[J]. 化肥设计, 2024, 62(5): 49-51.  
LIN Zhiqiang. Technical research on comprehensive utilization of steam waste heat in ammonia production[J]. Chemical Fertilizer Design, 2024, 62(5): 49-51.
- [16] SLEITI A K, AL-AMMARI W A, MUSHARAVATI F.

- Novel integrated system for power, hydrogen, and ammonia production using direct oxy-combustion sCO<sub>2</sub> power cycle with automatic CO<sub>2</sub> capture, water electrolyzer, and Haber-Bosch process[J]. *Energy*, 2024, 307: 132554.
- [17] ZHANG H, WANG L, VAN HERLE J, et al. Techno-economic comparison of green ammonia production processes[J]. *Applied Energy*, 2020, 259: 114135.
- [18] ZHANG Y, WANG Z, DU Z, et al. Techno-economic analysis of solar hydrogen production via PV power/concentrated solar heat driven solid oxide electrolysis with electrical/thermal energy storage[J]. *Journal of Energy Storage*, 2023, 72: 107986.
- [19] SU C, CHEN Z, WU Z, et al. Experimental and numerical study of thermal coupling on catalyst-coated membrane for proton exchange membrane water electrolyzer[J]. *Applied Energy*, 2024, 357: 122442.
- [20] KOCALMIS BILHAN A. Integrated solar-based PEMWEs for green electricity production[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2024, 75: 415-427.
- [21] LIU L, ZHAI R, HU Y. Multi-objective optimization with advanced exergy analysis of a wind-solar-hydrogen multi-energy supply system[J]. *Applied Energy*, 2023, 348: 121512.
- [22] OLIVIER P, BOURASSEAU C, BOUAMAMA PR B. Low-temperature electrolysis system modelling: a review[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2017, 78: 280-300.
- [23] MARANGIO F, SANTARELLI M, CALI M. Theoretical model and experimental analysis of a high pressure PEM water electrolyser for hydrogen production[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2009, 34(3): 1143-1158.
- [24] KAYA M F, DEMIR N. Numerical investigation of PEM water electrolysis performance for different oxygen evolution electrocatalysts[J]. *Fuel Cells*, 2017, 17(1): 37-47.
- [25] 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.
- [26] GARCÍA-VALVERDE R, ESPINOSA N, URBINA A. Simple PEM water electrolyser model and experimental validation[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2012, 37(2): 1927-1938.
- [27] CARMO M, FRITZ D L, MERGEL J, et al. A comprehensive review on PEM water electrolysis[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(12): 4901-4934.
- [28] INFORMATICS N O of D and. NIST Chemistry WebBook[EB/OL]. National Institute of Standards and Technology, [2024][2024-03-25]. <https://webbook.nist.gov/chemistry>.
- [29] 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(7): 4315-4327.
- [30] YIGIT T, SELAMET O F. Mathematical modeling and dynamic Simulink simulation of high-pressure PEM electrolyzer system[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2016, 41(32): 13901-13914.
- [31] QI R, LI J, LIN J, et al. Thermal modeling and controller design of an alkaline electrolysis system under dynamic operating conditions[J]. *Applied Energy*, 2023, 332: 120551.
- [32] ZHENG N, WANG Q, DING X, et al. Techno-economic analysis of a novel solar-based polygeneration system integrated with vanadium redox flow battery and thermal energy storage considering robust source-load response[J]. *Applied Energy*, 2024, 376: 124288.
- [33] LIU P, SHU G, TIAN H, et al. Engine load effects on the energy and exergy performance of a medium cycle/organic rankine cycle for exhaust waste heat recovery[J]. *Entropy*, 2018, 20(2): 137.
- [34] Heating oil prices around the world, 24-Jun-2024[EB/OL]. [2024-07-02]. [https://www.globalpetrolprices.com/heating\\_oil\\_prices](https://www.globalpetrolprices.com/heating_oil_prices).
- [35] HARA N, TANIGUCHI S, YAMAKI T, et al. Impacts of hydrogen price and carbon dioxide emission factor on bi-objective optimizations of absorption and subsequent methanation processes of carbon dioxide capture, utilization, and storage[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2024, 456: 142358.
- [36] GE X, HE Y, LIANG X, et al. Thermally triggered polyrotaxane translational motion helps proton transfer[J]. *Nature Communications*, 2018, 9(1): 2297.
- [37] Shell And Tube Heat Exchanger Cost Estimation[EB/OL]. [2024-07-02]. <https://www.cheresources.com/invision/blog/4/entry-278-shell-and-tube-heat-exchanger-cost-estimation>.
- [38] MIAO L, LIU M, ZHANG K, et al. Design and performance evaluation of thermal energy storage system with hybrid heat sources integrated within a coal-fired power plant[J]. *Journal of Energy Storage*, 2024, 82: 110611.
- [39] BRIGUGLIO N, BRUNACCINI G, SIRACUSANO S, et al. Design and testing of a compact PEM electrolyzer system[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(26): 11519-11529.
- [40] SAKAS G, IBÁÑEZ-RIOJA A, RUUSKANEN V, et al. Dynamic energy and mass balance model for an industrial alkaline water electrolyzer plant process[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(7): 4328-4345.

(责任编辑 杨嘉蕾)