

DOI: 10.19666/j.rlfed.202405131

质子交换膜电解槽与燃煤电站耦合的 技术经济性分析

陈志董, 张菁, 詹宏伟, 孔艳强, 杨立军, 杜小泽
(华北电力大学电站能量传递转化与系统教育部重点实验室, 北京 102206)

[摘要] 质子交换膜 (proton exchange membrane, PEM) 电解槽可以将绿电转化为氢能, 但 PEM 电解槽的能量转化效率较低, 电解槽出口水的能量未被充分利用。为了充分利用 PEM 电解制氢系统中的余热, 在发电和热电联产 2 种运行模式下, 提出了集成 660 MW 燃煤电站和 PEM 电解槽的耦合系统; 使用 EBSILON 和 MATLAB Simulink 软件进行建模, 并对系统进行了热力学和经济性分析。提出发电模式中, 将电解槽的出口水用于加热燃煤机组的给水; 在热电联产模式中, 将电解槽的出口水与抽汽共同用于加热供热网络的回水; 产生的氧气输送到锅炉中燃烧, 进而促进炉内燃烧。结果显示: 与参考燃煤电站相比, 发电模式中的供电量增加了 2.55 MW, 供电效率提高了 0.17 个百分点, 锅炉效率提高了 0.04 个百分点; 热电联产模式中, 供电量增加了 5.83 MW, 系统总效率提高了 0.40 个百分点。将机组出功增加量折算到 PEM 制氢系统后, 在发电模式下 PEM 制氢系统的焓效率达到 69.74%, 提高了 3.44 个百分点; 在热电联产模式下 PEM 制氢系统的焓效率达到 75.41%, 提高了 9.11 个百分点。2 种模式下的系统焓效率分别为 40.20% 和 40.18%。电解制氢经济性分析显示: 发电和热电联产模式的年售电收入增长分别为 546 万元和 1 246 万元, 净现值增长分别为 6 132 万元和 14 014 万元; 独立系统中的平准化制氢成本为 42.72 元/kg; 集成后发电和热电联产模式下的平准化制氢成本分别为 42.55、40.79 元/kg。

[关键词] 质子交换膜电解槽; 燃煤电站; 制氢; 技术经济性分析

[引用本文格式] 陈志董, 张菁, 詹宏伟, 等. 质子交换膜电解槽与燃煤电站耦合的技术经济性分析[J]. 热力发电, 2024, 53(12): 10-20. CHEN Zhidong, ZHANG Jing, ZHAN Hongwei, et al. Techno-economic analysis of coal-fired power plant integrated with proton exchange membrane electrolyzer[J]. Thermal Power Generation, 2024, 53(12): 10-20.

Techno-economic analysis of coal-fired power plant integrated with proton exchange membrane electrolyzer

CHEN Zhidong, ZHANG Jing, ZHAN Hongwei, KONG Yanqiang, YANG Lijun, DU Xiaoze
(Key Laboratory of Power Station Energy Transfer Conversion and System of Ministry of Education,
North China Electric Power University, Beijing 102206, China)

Abstract: The proton exchange membrane (PEM) electrolyzer can convert green electricity into hydrogen energy, but the conversion efficiency of PEM electrolyzer is low, the thermal energy in the electrolyzer outlet water is not fully utilized. To fully use the waste heat in the PEM electrolyzer hydrogen production system, integrated systems incorporating a 660 MW coal-fired unit and PEM electrolyzer are proposed in both power generation (PG) and combined heat and power (CHP) scenarios. EBSILON and MATLAB Simulink softwares are applied for modelling, and thermodynamic and economic analysis is conducted. In PG scenario, the electrolyzer outlet water is used to heat the feedwater of coal-fired unit. While for CHP scenario, the electrolyzer outlet water is used to heat the return water from heating supply network along with the extraction steam. The produced oxygen is sent

收稿日期: 2024-05-16 网络首发日期: 2024-08-20

基金项目: 国家自然科学基金项目 (52276062, 52076076)

Supported by: National Natural Science Foundation of China (52276062, 52076076)

第一作者简介: 陈志董 (1996), 男, 博士研究生, 主要研究方向为能源动力系统节能与优化, 15210196332@163.com。

通信作者简介: 孔艳强 (1989), 男, 副教授, 主要研究方向为能源动力系统节能与优化, kongyq@ncepu.edu.cn。

into the boiler for combustion. The results show that, compared with the reference coal-fired unit, in PG scenario, the power output is enhanced by 2.55 MW with an power supply efficiency rise of 0.17%, and the boiler efficiency increases by 0.04%. While in CHP scenario, the power output can be enhanced by 5.83 MW with an efficiency rise of 0.40%. After attributing the net power output increment to the PEM hydrogen production system, the exergy efficiency of the PEM hydrogen production system is 69.74% in PG mode with an increase of 3.44%, and 75.41% in CHP mode with an increase of 9.11%. For these two scenarios, the system exergy efficiencies reach up to 40.20% and 40.18%. Economic analysis shows that, the annual income growth by selling electricity for PG and CHP scenarios are 5 460 000 yuan and 12 460 000 yuan, with the increments of net present value of 61 320 000 yuan and 140 140 000 yuan, respectively. The levelized cost of hydrogen production in the reference system is 42.72 yuan/kg. The levelized cost of hydrogen production in PG and CHP modes in the integrated system is 42.55 yuan/kg and 40.79 yuan/kg, respectively.

Key words: proton exchange membrane electrolyzer; coal-fired power station; hydrogen production; techno-economic analysis

近年来可再生能源发展迅速,但可再生能源的大规模并网会对电网造成危害。在这种情况下,可以利用可再生能源制氢将间歇性的可再生能源转化为长期可储存的氢能^[1],同时大大减少工业生产中的碳排放。近年来,利用电解水技术制氢越来越受到人们的关注。电解水制氢技术主要包括碱性电解水、阴离子交换膜电解水、质子交换膜(proton exchange membrane, PEM)电解水和固体氧化物电解水。碱性电解水技术已经成熟,但反应缓慢,不适合利用波动的可再生能源生产氢气。阴离子交换膜电解水和固体氧化物电解水仍处于研究阶段,尚未广泛商业化^[2]。而 PEM 电解槽的结构特征使其具有高电流密度以及快速响应负荷的优势,这使其适用于利用波动的可再生能源制氢^[3-4]。

随着 PEM 电解技术的发展,许多学者开始关注将 PEM 电解与可再生能源及其他热力系统集成。Abdollahipour 等人^[5]提出了一种用于发电的 PEM 电解槽和 PEM 燃料电池的集成系统,并进行了多目标优化分析。Gu 等人^[6]构建了光伏电池 PEM 电解水系统模型,并提出了实现全天稳定制氢的能源管理策略。María 等人^[7]提出了一种耦合 PEM 电解槽、有机朗肯循环和余热回收的集成系统,并进行了技术经济分析。Zhao 等人^[8]提出并对包含不对称 PEM 电解槽和固体氧化物燃料电池的储氢系统进行了热力学分析。Chen 等人^[9]将 PEM 电解槽与光伏直接进行耦合,并提出运行策略以实现集成系统的安全高效运行。

综上所述,许多学者已经对 PEM 电解槽的系统集成进行了广泛研究,但关于 PEM 电解与燃煤电站的集成研究较少。而 PEM 电解槽目前存在能量转化效率不高的问题。因此,如何通过系统集成对 PEM 电解制氢系统中的余热进行充分利用有待进一步探索。基于此,本文针对目前燃煤电站在发

电和热电联产模式下的系统流程,提出将 PEM 电解槽与燃煤电站分别在发电模式和热电联产模式下进行耦合的集成系统,并对其进行热力学分析和经济性分析,给出了 PEM 电解槽出口水能量梯级利用方案,并分析了集成方案的热力学和经济性可行性,有助于其在工程实际中的应用。

1 系统描述

1.1 PEM 电解槽

图 1 给出了基于可再生能源的 PEM 电解制氢系统示意。可再生能源的电力用于驱动 PEM 电解槽电解水,水从阳极进入电解槽,并在电能的驱动下发生电化学反应,分别在阳极和阴极分解为氧气和氢气(式(1)、式(2))。

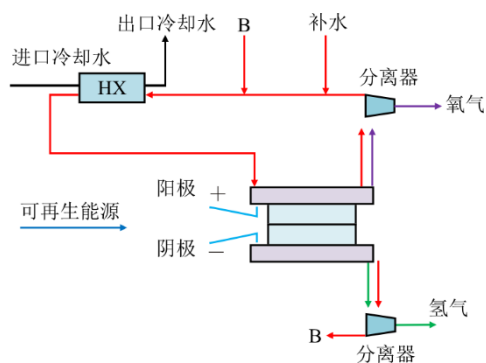
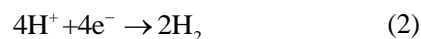
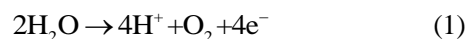


图 1 PEM 电解槽系统示意

Fig.1 Schematic diagram of the PEM electrolyzer



氧和水的混合物从阳极出口离开电解槽,进入分离器中分离水和氧气。氢气和水的混合物从阴极离开电解槽,进入分离器分离水和氢气。分离器排出的水与补充水混合,然后泵入电解槽进行电解。由于电解过程电压高于热中性电压,反应会释放热

量, 电解槽中的水会吸收热量温度升高。因此, 气水分离后的水在进入电解槽之前需要经过冷却降温。有效利用这部分热量可以大幅提升系统经济性。电解槽主要运行参数见表 1。

表 1 PEM 电解槽运行参数
Tab.1 Operational parameters of the PEM electrolyzer

项目	数值
运行压力/MPa	0.10
电解槽进口水温/°C	70.00
电解槽出口水温/°C	94.80
运行电压/V	1.90
电流密度/(mA·cm ⁻²)	2 602.62
电解槽总水流量/(kg·s ⁻¹)	162.00

1.2 燃煤电站

参考燃煤电站为超临界 660 MW 机组, 由煤粉

锅炉、一次再热汽轮机(包括高压缸、中压缸和低压缸)、回热系统、凝汽器和发电机组成。煤粉在锅炉中燃烧放出热量, 锅炉给水在锅炉中吸热后变成高温高压蒸汽, 进入汽轮机中驱动汽轮机发电。该燃煤电站主要在发电和热电联产 2 种模式下运行, 系统结构示意图如图 2 和图 3 所示。

1) 发电模式下参考燃煤机组基本热力数据见表 2。由于主蒸汽和再热蒸汽的参数相对较高, 蒸汽循环相对完善, 该燃煤机组的供电效率为 42.14%。

2) 当燃煤机组在热电联产模式下运行时, 中压缸出口的抽汽用于加热供热网的回水。因此, 热电联产机组的能量输出是电和热。对外进行供热可以提高燃煤机组的热效率, 供热系统参数见表 3。中压缸出口抽汽的质量流量可以根据供热负荷改变。

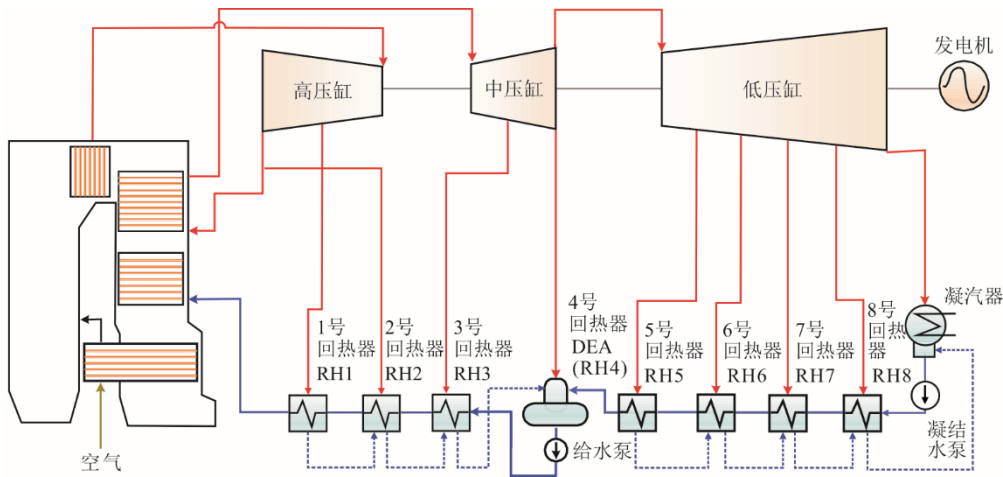


图 2 参考燃煤机组发电模式系统示意
Fig.2 Schematic diagram of the reference coal-fired unit in PG scenario

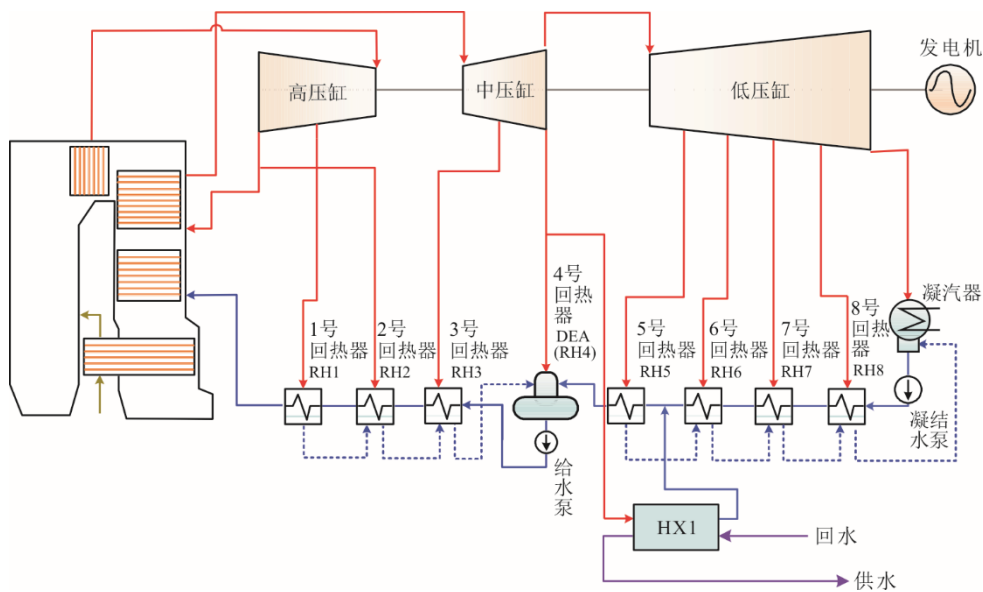


图 3 参考燃煤机组热电联产模式系统示意
Fig.3 Schematic diagram of the reference coal-fired unit in CHP scenario

表 2 参考燃煤机组在设计工况的热力参数
Tab.2 Thermodynamic parameters of the reference coal-fired unit under design condition

项目	数值	
煤耗量/(kg·s ⁻¹)	61.94	
主蒸汽	温度/°C	566.0
	压力/MPa	24.61
	流量/(kg·s ⁻¹)	505.91
再热蒸汽	温度/°C	566.0
	压力/MPa	3.77
	流量/(kg·s ⁻¹)	434.48
发电量 P _{gross} /MW	660.60	
厂用电量 (发电量的 6%) /MW	39.64	
供电量 P _{net} /MW	620.96	
供电效率 η _{net} /%	42.14	

表 3 供热系统的基本参数
Tab.3 Basic parameters of the heating supply system

项目	数值
热网供水温度/°C	90.00
热网回水温度/°C	50.00
换热器热流体 (抽汽) 进口温度/°C	369.23
换热器热流体出口温度/°C	85.00
供热量/MW	36.88

1.3 集成系统

发电和热电联产模式下的集成系统如图 4 和图 5 所示。

1) 在发电模式中, 可再生能源的电力用来驱动 PEM 电解槽制氢, PEM 电解槽的出口水温度升高。PEM 电解槽的出口水首先进入 HX 加热来自供热管网的回水。在 HX 中换热之后, 电解槽的出口水温度降低, 随后回到电解槽中继续制氢。在 HX 中换热之后, 升温后的热网回水进入换热器 HX1 中, 与中压缸出口的抽汽换热。抽汽在换热之后变成凝结水, 与 RH5 的进口给水混合, 进入 RH5 吸热。管网回水在换热器 HX1 中吸收热量后, 温度升高, 作为热网供水回到供热管网。HX 为水/水换热器, 内部发生的换热过程温度较低 (不超过 100 °C), 且压力在 1 MPa 左右, 在工业应用可以使用板式换热器。而 HX1 为蒸汽/水换热器, 在实际运行中内部发生高温、高压换热过程, 一般在电厂中使用管壳式换热器。与发电模式一样, 电解槽中产生的氧气与空气混合, 然后送入炉膛与煤粉燃烧, 电解槽中产生的氢气进行干燥纯化后储存备用。

学反应产生的热量, 温度升高。部分水经过电化学反应变成氢气和氧气。PEM 电解槽出口水进入换热器 HX 中与凝结水泵出口的部分给水换热。换热之后, 电解槽的出口水温度降低, 随后回到电解槽中继续制氢。在 HX 中换热之后, 这部分给水的温度升高, 随后输送到回热器 RH6 中。电解槽中产生的氧气与空气混合, 然后送入锅炉的炉膛与煤粉混合燃烧。同时, 产生的氢气经过干燥纯化后储存备用。

2) 在热电联产模式中, 可再生能源的电力用来驱动 PEM 电解槽制氢, PEM 电解槽的出口水温度升高。PEM 电解槽的出口水首先进入 HX 加热来自供热管网的回水。在 HX 中换热之后, 电解槽的出口水温度降低, 随后回到电解槽中继续制氢。在 HX 中换热之后, 升温后的热网回水进入换热器 HX1 中, 与中压缸出口的抽汽换热。抽汽在换热之后变成凝结水, 与 RH5 的进口给水混合, 进入 RH5 吸热。管网回水在换热器 HX1 中吸收热量后, 温度升高, 作为热网供水回到供热管网。HX 为水/水换热器, 内部发生的换热过程温度较低 (不超过 100 °C), 且压力在 1 MPa 左右, 在工业应用可以使用板式换热器。而 HX1 为蒸汽/水换热器, 在实际运行中内部发生高温、高压换热过程, 一般在电厂中使用管壳式换热器。与发电模式一样, 电解槽中产生的氧气与空气混合, 然后送入炉膛与煤粉燃烧, 电解槽中产生的氢气进行干燥纯化后储存备用。

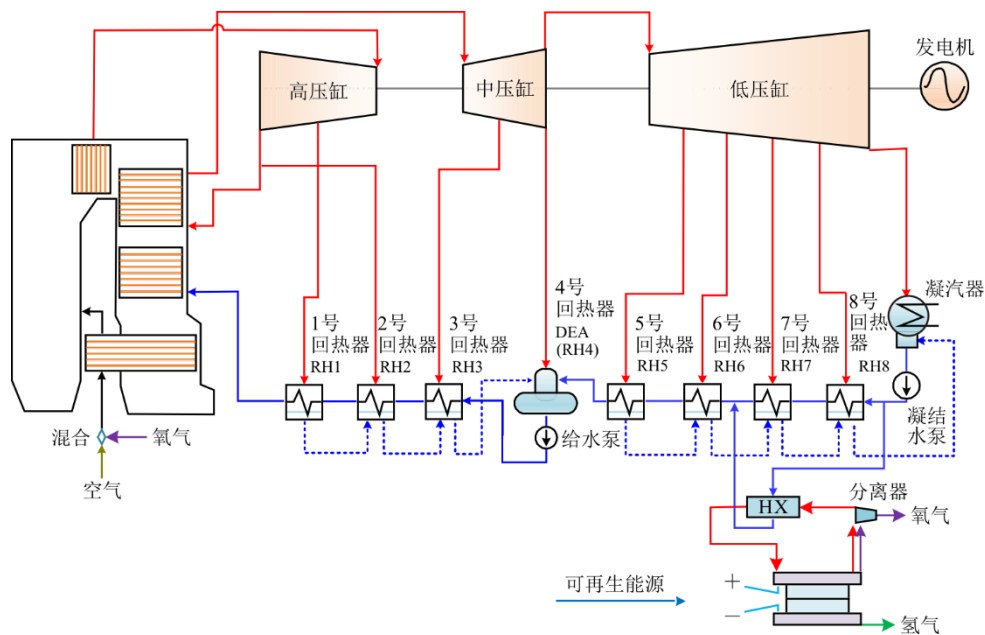


图 4 集成系统在发电模式下系统示意
Fig.4 Schematic diagram of the integrated system in PG scenario

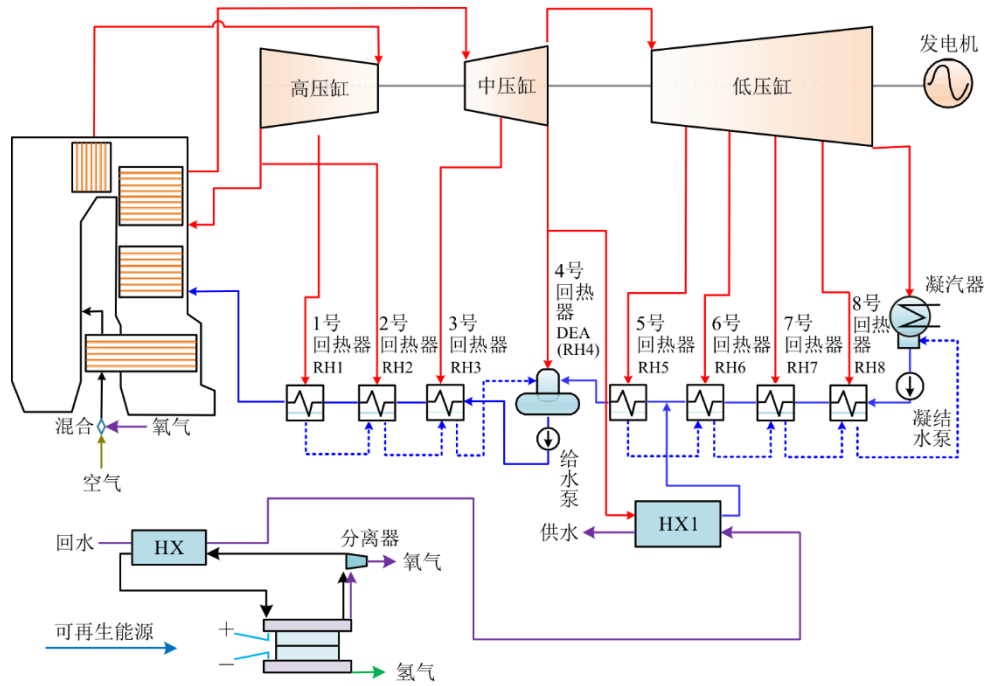


图5 集成系统在热电联产模式下系统示意

Fig.5 Schematic diagram of the integrated system in CHP scenario

2 建模及数值计算

2.1 系统建模

本文使用 EBSILON 软件对燃煤电站进行建模；使用 MATLAB Simulink 软件对 PEM 电解过程进行建模，PEM 电解过程的建模基于文献[10]。

对系统进行热力学和经济性分析时，做如下假设：1) 在发电和热电联产模式中，煤耗量保持不变；2) 在发电和热电联产模式中，燃煤电站厂用电量保持不变；3) PEM 电解槽入口和出口水温、入口水流量保持不变；4) 环境空气由 21% (体积分数，下同) 的 O_2 和 79% 的 N_2 组成；5) 系统在稳态下运行。

2.2 分析方法

2.2.1 能量分析

本文用供电效率 (η_{net}) 评价燃煤电站在发电模式下的性能，用系统总效率 (η_{total}) 评价燃煤电站在热电联产模式下的性能。独立系统中的参考燃煤电站和集成系统在发电模式时，机组的供电效率 η_{net} 计算公式为^[11]：

$$\eta_{net} = \frac{P_{net}}{Q_{LHV,coal} \cdot m_{coal}} \quad (3)$$

式中： P_{net} 为供电量，MW； $Q_{LHV,coal}$ 为煤的低位发热量，MJ/kg； m_{coal} 为煤耗量，kg/s。

对于独立系统中的参考燃煤电站和集成系统

在热电联产模式时，系统总效率 η_{total} 计算公式为：

$$\eta_{total} = \frac{P_{net} + Q_{heating}}{Q_{LHV,coal} \cdot m_{coal}} \quad (4)$$

式中： $Q_{heating}$ 为供热量，MW。

2.2.2 焓分析

焓分析可以识别热力系统中导致热力学低效的源头^[12]。本文从热力学第二定律的角度，采用焓效率 η_{ex} 评估系统的性能。在发电模式时，独立系统（包括参考燃煤机组和 PEM 电解系统）和集成系统的焓效率 $\eta_{ex, PG}$ 计算公式为^[9]：

$$\eta_{ex, PG} = \frac{P_{net} + EX_{hydrogen} + EX_{oxygen}}{EX_{coal} + EX_{renewele}} \quad (5)$$

式中： $EX_{hydrogen}$ 和 EX_{oxygen} 分别为氢气和氧气的焓，MW； EX_{coal} 为煤的焓，MW； $EX_{renewele}$ 为输入可再生能源电力的焓，MW。

在热电联产模式下，独立系统（包括参考燃煤机组和 PEM 电解系统）和集成系统的焓效率 $\eta_{ex, CHP}$ 计算公式为：

$$\eta_{ex, CHP} = \frac{P_{net} + EX_{heating} + EX_{hydrogen} + EX_{oxygen}}{EX_{coal} + EX_{renewele}} \quad (6)$$

式中： $EX_{heating}$ 为供热输出的总焓，MW。

此外，将 PEM 制氢系统与燃煤机组进行集成后，在发电模式和热电联产模式下，集成系统的供电量都会提升。因此，可以将这部分增加的出功折

算到 PEM 制氢系统的产出, 来分析集成对 PEM 制氢系统焓效率的提升。集成之前 PEM 制氢系统的焓效率为:

$$\eta_{PEM} = \frac{EX_{hydrogen} + EX_{oxygen}}{EX_{renewe}} \quad (7)$$

集成之后 PEM 制氢系统在发电模式和热电联产模式下的焓效率可以分别计算为:

$$\eta_{PEM, PG} = \frac{\Delta P_{net, PG} + EX_{hydrogen}}{EX_{renewe}} \quad (8)$$

$$\eta_{PEM, CHP} = \frac{\Delta P_{net, CHP} + EX_{hydrogen}}{EX_{renewe}} \quad (9)$$

式中: $\Delta P_{net, PG}$ 和 $\Delta P_{net, CHP}$ 分别为集成系统在发电模式和热电联产模式下的供电量的增加量, MW。

3 结果与讨论

3.1 发电模式

发电模式下燃煤机组的系统性能见表 4。由表 4 可见, 在独立系统和集成系统中, 煤耗量和能量输入保持不变。在集成系统中, 主蒸汽流量和再热蒸汽流量都略有增加, 因为氧气被送入锅炉进行燃烧, 锅炉吸热量增加。由于氧气改善了锅炉的燃烧, 集成系统的锅炉效率提高了 0.04 百分点。集成系统的供电量增加了 2.55 MW, 供电效率提高了 0.17 百分点。

表 4 发电模式下系统性能
Tab.4 System performance in PG scenario

项目	独立系统	集成系统
煤耗量/(kg·s ⁻¹)	61.94	61.94
煤的输入能量/MW	1 473.55	1 473.55
主蒸汽流量/(kg·s ⁻¹)	505.91	506.93
再热蒸汽流量/(kg·s ⁻¹)	434.48	434.95
发电量/MW	660.60	663.15
厂用电量/MW	39.64	39.64
锅炉效率/%	92.67	92.71
供电量/MW	620.96	623.51
供电效率/%	42.14	42.31

由于电解槽出口水用于加热部分 RH6 进口给水, 因此燃煤机组的抽汽量将发生变化, 具体如图 6 所示。由图 6 可见: 与参考燃煤机组相比, 由于给水流量略有增加, 1—5 号抽汽的流量略有增加; 因为部分给水被电解槽的出口水加热, 因此替代了部分抽汽, 所以 7 号和 8 号抽汽的流量明显降低; 并且由于 HX 的出口给水温度高于 RH7 出口给水, 所以 6 号抽汽的流量也有一定的降低。

发电模式下集成系统的焓分析结果见表 5。由表 5

可见, 煤和可再生能源的焓输入分别为 1 587.38 MW 和 57.94 MW。与独立系统相比, 由于输送进入锅炉的氧气改善了炉内燃烧, 因此集成系统中锅炉的焓损失略有降低。集成系统中的蒸汽流量和功率输出较高, 因此汽轮机、冷凝器和发电机的焓损失较大。由于集成系统中所需的抽汽量降低, 回热系统的焓损失得以减少。由于电解槽出口水中的焓用于加热给水, 因此换热器 (HX) 中的焓损失大大减少, 这也有助于减少回热系统的焓损。集成之前 PEM 制氢系统的焓效率为 66.30%; 集成之后 PEM 制氢系统的焓效率为 69.74%, 提升了 3.44 百分点。总体而言, 集成系统的焓效率为 40.20%, 比独立系统高 0.13 百分点。

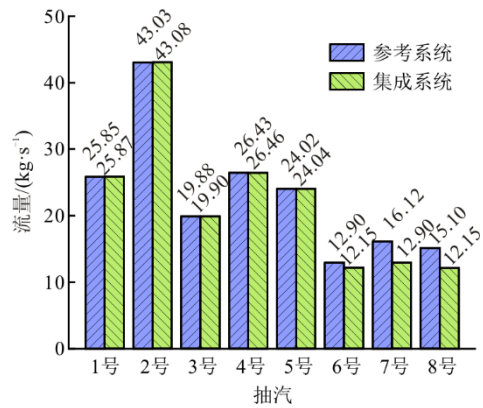


图 6 抽汽量变化
Fig.6 Variation of extraction steam flow rate

表 5 发电模式下的焓分析结果
Tab.5 Exergy analysis results in PG scenario

项目	独立系统	集成系统
焓输入/ MW	煤	1 587.38
	可再生能源	57.94
	总和	1 645.32
焓损失/ MW	锅炉	779.29
	汽轮机	46.85
	回热器	17.12
	凝汽器	75.50
	发电机	8.02
	厂用电	39.64
	电解槽	15.62
	HX	3.91
总和	985.95	
焓输出/ MW	电	620.96
	氢气	37.86
	氧气	0.55
总和	659.37	
PEM 制氢系统焓效率/%	66.30	69.74
总焓效率/%	40.07	40.20

3.2 热电联产模式

热电联产模式中集成系统的性能见表 6。供热能量由抽汽和电解槽的出口水提供。在供热量不变

的情况下, 由于抽汽流量从 13.00 kg/s 大幅降低到 6.90 kg/s, 因此更多的蒸汽可以用来在汽轮机内做功, 所以集成系统的供电量增加了 5.83 MW。与独立系统相比, 系统总效率提高了 0.40 百分点。

表 6 热电联产模式下的系统性能
Tab.6 System performance in CHP scenario

项目	独立系统	集成系统
煤耗量/(kg·s ⁻¹)	61.94	61.94
煤的输入能量/MW	1 473.55	1 473.55
主蒸汽流量/(kg·s ⁻¹)	505.91	506.93
再热蒸汽流量/(kg·s ⁻¹)	434.48	434.95
抽汽流量/(kg·s ⁻¹)	13.00	6.90
发电量/MW	649.54	655.37
厂用电量/MW	39.64	39.64
供电量/MW	609.90	615.73
供热量/MW	36.88	36.88
系统总效率/%	43.89	44.29

为了揭示集成系统中的节能机理, 本文对 2 个系统中换热器的换热过程进行了图像焓 (EUD) 分析, 进而阐明换热器内部的传热状况。EUD 分析结果如图 7 所示。利用能级 (A) 来表示能量品位^[13]:

$$A = \frac{\Delta EX}{\Delta Q} = 1 - T_0 \frac{\Delta S}{\Delta Q} = 1 - \frac{T_0}{T} \quad (10)$$

式中: ΔEX 为焓的变化, kW; ΔQ 为能量的变化, kW; ΔS 为熵变, kW/K; T_0 为环境温度, 298.15 K; T 为热流体温度, K。

由图 7 可见: 在独立系统的 HX1 中, 由于抽汽和供水之间的温差较大, 焓损失高达 7.40 MW; 在集成系统中, HX 和 HX1 中的焓损失分别为 1.00 MW 和 3.81 MW, 总的焓损失为 4.81 MW。与独立系统中的焓损失相比, 由于电解槽的出口水与供水之间的温差大大减小, 因此换热焓损得到有效降低。因此, 换热器中焓损失的降低有助于系统提高性能。

热电联产模式中集成系统的焓分析结果见表 7。集成系统中的蒸汽流量和功率输出较高, 所以汽轮机、凝汽器和发电机的焓损失增加。因为回水依次被抽汽和电解槽出口水加热, 从而大大降低了传热温差, HX 和 HX1 的焓损失大大降低。集成系统的电和供热的焓输出分别为 615.73 MW 和 7.49 MW, 氢气的焓输出为 37.86 MW。集成之前 PEM 制氢系统的焓效率为 66.30%; 集成之后 PEM 制氢系统的焓效率为 75.41%, 提升了 9.11 百分点。集成系统的总焓效率为 40.18%, 比独立系统高 0.32 百分点。

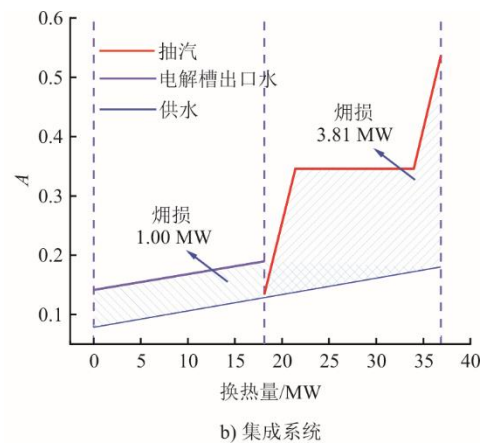
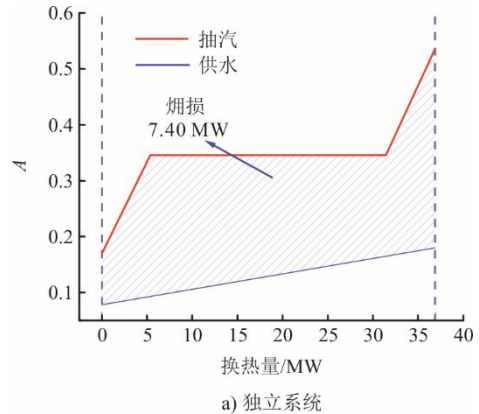


图 7 EUD 分析结果
Fig.7 EUD analysis results

表 7 热电联产模式下的焓分析结果
Tab.7 Exergy analysis results in CHP scenario

项目	独立系统	集成系统
焓输入/MW	煤	1 587.38
	可再生能源	57.94
	总和	1 645.32
焓损失/MW	锅炉	779.09
	汽轮机	46.27
	回热器	16.54
	凝汽器	73.16
	发电机	7.89
	厂用电	39.64
	电解槽	15.62
	HX	3.91
	HX1	7.40
	总和	989.52
焓输出/MW	电	609.90
	热	7.49
	氢气	37.86
	氧气	0.55
总和	655.8	
PEM 制氢系统焓效率/%	66.30	75.41
总焓效率/%	39.86	40.18

3.3 能流图

本文对参考燃煤电站、电解槽以及发电和热电联产模式中系统的能量流动情况进行了分析, 具体

如图 8 和图 9 所示。煤和可再生能源电力的能量输入保持不变，分别为 1 473.55 MW 和 57.94 MW。

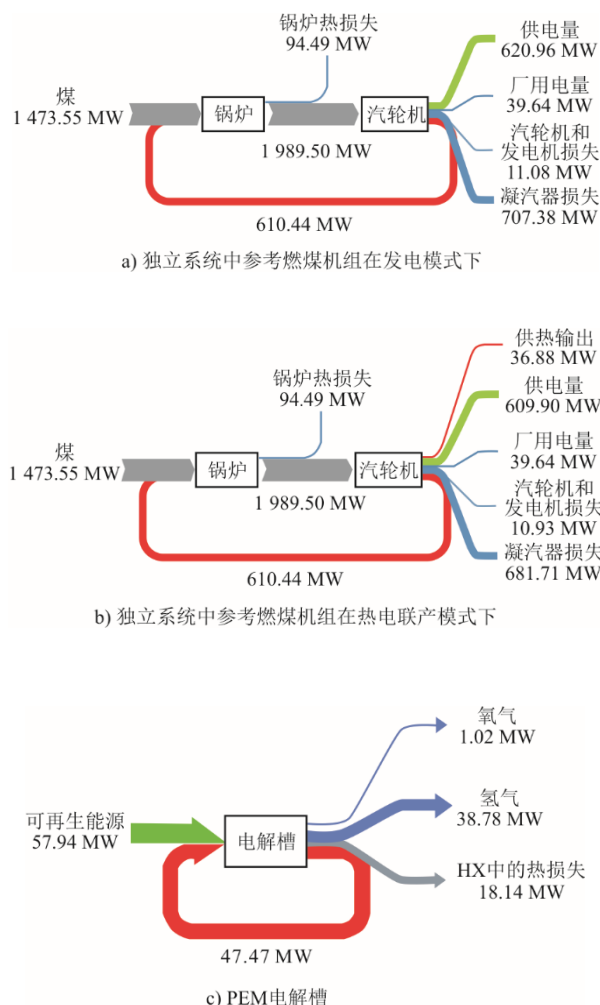


图 8 独立系统中参考燃煤机组和 PEM 电解槽的能流图
Fig.8 Energy flow charts of the reference coal-fired power unit and PEM electrolyzer in isolated system

由图 8 可见：在发电模式下，燃煤机组的功率输出为 620.96 MW；而在热电联产模式下，燃煤机组的功率输出为 609.90 MW，供热量输出为 36.88 MW。电解槽的氢气输出能量为 38.78 MW，而在 HX 中的能量损失为 18.14 MW。由图 9 可见：由于氧气的能量被输入到锅炉中，因此主蒸汽和再热蒸汽吸收了更多的能量，为 1 991.71 MW。此外，电解槽出口水的能量被输送到燃煤机组的蒸汽循环中。因此，在发电和热电联产 2 种模式下，集成系统中燃煤机组的功率输出都高于参考燃煤机组。集成系统在发电和热电联产模式下的功率输出分别为 623.51 MW 和 615.73 MW。热电联产模式的供热输出由电解槽的出口水和抽汽提供，分别为 18.14 MW 和 18.74 MW。

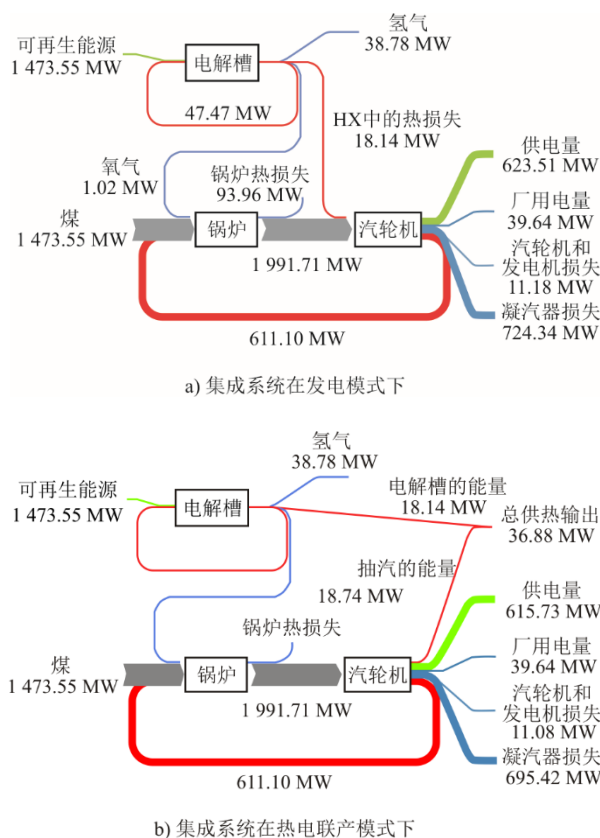


图 9 集成系统在发电模式和热电联产模式下的能流图
Fig.9 Energy flow charts of the integrated system in PG and CHP scenarios

4 经济性分析

与独立系统燃煤机组相比，集成系统成本变化只涉及到换热器的设备成本，具体如下。

1) 基于发电模式，集成系统无需改造，因为原本 PEM 电解槽中的水/水热交换器 (HX) 可直接用于加热燃煤机组给水，所以无需增加购买设备的成本。而在集成系统中，将电解槽的出口水用来加热燃煤机组的低加给水，可以替代燃煤机组 7 号和 8 号抽汽，机组发电量也得到了提升，输出电功率增加。因此，集成系统可以通过输出更多电功，从而获得更多售电收益。

2) 基于热电联产模式，集成系统需要增加 1 个水/水换热器 HX。因为集成系统中的 HX1 的换热量小于参考燃煤机组中的 HX1，因此集成系统的 HX1 的换热面积应小于参考燃煤机组中的 HX1。所以，集成系统所需的设备投资成本将取决于新增换热器的成本。集成系统利用电解槽的出口水来加热供热网回水，大幅降低了燃煤机组的供热抽汽流量，机组的发电量也得到了提升。因此，集成系统的输出电功率更多，售电收益也会增加。

表 8 给出了经济性分析的基本数据。本文选择净现值 (NPV) 作为评价标准来计算集成系统在寿命内的净现值增量。净现值增量计算如下:

$$NPV = \sum_{y=1}^n \frac{\Delta C_{in}}{(1+k)^y} - C_{out} \quad (11)$$

式中: k 为折现率; y 为电厂寿命内的年数; ΔC_{in} 为第 y 年的资金收入, 元; C_{out} 为设备成本, 元。

集成系统在发电和热电联产模式时, ΔC_{in} 计算公式为:

$$\Delta C_{in} = \Delta P \cdot H \cdot c_e \quad (12)$$

式中: c_e 为上网电价, 元/(kW·h); ΔP 为集成系统发电量的增量, MW; H 为电厂的年运行时间, h。

集成系统在发电模式下时, C_{out} 为零。集成系统在热电联产模式下时, C_{out} 计算公式为:

$$C_{out} = \Delta C_{equipment} \quad (13)$$

式中: $\Delta C_{equipment}$ 为购买设备成本的增量, 元。

表 8 经济性计算基本数据
Tab.8 Basic data for economic analysis

项目	数值
上网电价 c_e /(元·(kW·h) ⁻¹)	0.427 ^[13]
年运行时间 H /h	5 000
燃煤电站寿命 n /a	30 ^[14]
折现率 k %	8.0 ^[13]

表 9 给出了 2 个系统中 HX 投资的计算数据(从设备制造商处获得^[15])。独立系统中的换热器为管壳式换热器 (HX1)。而在集成系统中管壳式换热器的面积较小 (HX1), 并补充了板式换热器 (HX), 尽管板式换热器 (HX) 的面积与独立系统中 HX1 的面积一样大, 但集成系统中的 HX1 和 HX 的总成本低于独立系统中 HX1 的成本, 因为与管壳式热交换器相比, 板式换热器的单位传热面积成本更低。

表 9 换热器投资成本计算基本数据
Tab.9 Basic data for investment cost calculation for heat exchanges

项目	独立系统		集成系统	
	HX1	HX1	HX1	HX
类型	管壳式	管壳式	管壳式	板式
换热面积/m ²	250.0	150.0	150.0	250.0
投资成本/(×10 ³ 元)	192.50	116.97	116.97	59.99
总投资成本/(×10 ³ 元)	192.5		176.96	

经济性分析结果见表 10。由表 10 可见: 1) 在发电模式下, 年发电量增量为 12.75 GW·h, 通过售电带来的年收入增量为 546 万元, 净现值增量为

6 132 万元; 2) 在热电联产模式下, 年发电量增量为 29.15 GW·h, 通过售电带来的年收入增量为 1 246 万元, 净现值增量为 14 014 万元。随着热电联产模式下发电量的增加, 热电联产模式的经济效益增量高于发电模式。总之, 集成系统在这 2 种模式下都有良好的经济性。

表 10 经济性分析结果
Tab.10 Economic analysis results

项目	模式	
	发电	热电联产
供电量增量 ΔP /MW	2.55	5.83
年供电量增量/(GW·h)	12.75	29.15
年售电收入增量 ΔC_{in} /万元	546	1 246
净现值增量 NPV/万元	6 132	14 014

图 10 给出了电站寿命期内集成系统在 2 种模式下的净现值增量变化曲线。由图 10 可见, 2 种模式下的净现值增量都随时间逐渐增加, 但增速逐渐放缓。热电联产模式下的净现值增量要比发电模式下的净现值增量更高。

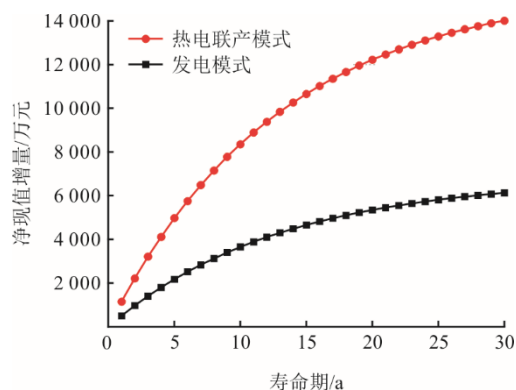


图 10 净现值增量在电站寿命期内的变化曲线
Fig.10 Variation curves of NPV increment of the integrated system during the lifespan

此外, 本文还使用平准化制氢成本 (L_{COH} , 元/kg) 作为评价指标, 对独立系统和集成系统的制氢系统进行经济性分析^[16]。电解槽制氢系统包括电解槽以及制氢系统的辅助设备(包括制氢电源、换热器和纯水制取设备)。对于独立系统的制氢系统, L_{COH} 为:

$$L_{COH} = \frac{C_{COST, total}}{\sum_{t=1}^n H_{annual} \cdot (1+k)^{-t}} = \frac{F_{CI} + \sum_{t=1}^n (W+E) \cdot (1+k)^{-t}}{\sum_{t=1}^n H_{annual} \cdot (1+k)^{-t}} \quad (14)$$

$$W=Q_w \cdot c_w \quad (15)$$

$$E=Q_e \cdot c_e \quad (16)$$

式中： $C_{\text{COST, total}}$ 为制氢系统在全生命周期内的总成本，元； H_{annual} 为制氢系统的年产氢量，kg； F_{CI} 为总的设备投资成本，元，包括电解槽、换热器、直流电源和制水设备的成本； W 为电解槽总的消耗水的成本，元； E 为电解槽总的耗电成本，元； n 为设备寿命，取 30 年； Q_w 为每年所消耗的水，t； c_w 为水的单价，元/t； Q_e 为每年消耗的电量；kW·h； c_e 为电价，元/(kW·h)。

对于集成系统，如果把集成后系统多发的电量所得经济收益（即净现值增量）折算到制氢系统中，可以降低总制氢成本。则在发电模式和热电联产模式下制氢系统的 L_{COH} 可以分别表示为：

$$L_{\text{COH, PG}} = \frac{C_{\text{COST, total}} - \text{NPV}_{\text{PG}}}{\sum_{t=1}^n H_{\text{annual}} \cdot (1+k)^{-t}} \quad (17)$$

$$L_{\text{COH, CHP}} = \frac{C_{\text{COST, total}} - \text{NPV}_{\text{CHP}}}{\sum_{t=1}^n H_{\text{annual}} \cdot (1+k)^{-t}} \quad (18)$$

式中： $L_{\text{COH, PG}}$ 和 $L_{\text{COH, CHP}}$ 分别为将发电模式和热电联产模式下的净现值增量（发电收益增量）折算到制氢系统后的平准化制氢成本，元/kg。

计算得到平准化制氢成本见表 11。由表 11 可知，独立系统中的平准化制氢成本为 42.72 元/kg，发电模式下将净现值增量折算到制氢系统的平准化制氢成本为 42.55 元/kg，热电联产模式下将净现值增量折算到制氢系统的平准化制氢成本为 40.79 元/kg，相比独立系统平准化制氢成本有所降低。

表 11 平准化制氢成本计算结果

Tab.11 Calculation results of leveled cost of hydrogen production L_{COH}

项目	数值
电解槽单位成本/(元·kW ⁻¹)	6 000 ^[17]
换热器单位成本/(元·m ⁻²)	1 150 ^[17]
每套制氢电源成本/万元	1 700 ^[17]
每套纯水制备设备/万元	200 ^[17]
水价/(元·t ⁻¹)	7 ^[17]
独立系统中的平准化制氢成本 L_{COH} /(元·kg ⁻¹)	42.72
发电模式下折算的平准化制氢成本 $L_{\text{COH, PG}}$ /(元·kg ⁻¹)	42.55
热电联产模式下折算的平准化制氢成本 $L_{\text{COH, CHP}}$ /(元·kg ⁻¹)	40.79

5 结 论

本文提出了耦合 660 MW 燃煤机组和 PEM 电

解槽的集成系统，在发电模式下，电解槽出口水用于加热燃煤机组的给水；而在热电联产模式下，电解槽的出口水用于加热热网回水。通过热力学和经济分析，关键结论如下。

1) 集成系统在发电模式中，供电量提高了 2.55 MW，效率提高了 0.17 个百分点，锅炉效率提高了 0.04 个百分点。6 号、7 号和 8 号抽汽的流量显著降低。在热电联产模式中，供电量增加 5.83 MW，效率提高 0.40 个百分点。供热所需的抽汽从 13.00 kg/s 减少到 6.90 kg/s。通过将 PEM 电解槽与燃煤机组进行集成，系统热力学性能得到改善，发电量和机组效率均得到提升。

2) 在发电模式中，PEM 制氢系统的焓效率达到 69.74%，提高了 3.44 个百分点；焓输出为 661.37 MW，系统焓效率达到 40.20%，提高了 0.13 个百分点。在热电联产模式中，PEM 制氢系统的焓效率达到 75.41%，提高了 9.11 个百分点；焓输出为 661.08 MW，系统焓效率为 40.18%，提高了 0.32%。与原系统相比，集成系统的焓效率得到了提升，从而系统性能也得到了提升。

3) 在发电模式中，年发电量增加 12.75 GW·h，净现值增加 6 132 万元。在热电联产模式中，年发电增量为 29.15 GW·h，净现值增加额为 14 014 万元。独立系统中的平准化制氢成本为 42.72 元/kg；将净现值增量折算到制氢系统后，发电模式下的平准化制氢成本为 42.55 元/kg，而热电联产模式下的平准化制氢成本为 40.79 元/kg。将燃煤机组与 PEM 制氢系统进行集成后，不需要增加设备投资成本就可以获得较为可观的经济收益，在实际工程应用中具有良好的实用性。

[参 考 文 献]

- [1] 武鑫, 冯歌, 熊星宇. 用于风功率平抑的 SOEC 系统功率控制策略[J]. 动力工程学报, 2023, 43(12): 1626-1633.
WU Xin, FENG Ge, XIONG Xingyu. Power control strategy of the SOEC system for smoothing wind power fluctuations[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2023, 43(12): 1626-1633.
- [2] COOPER N, HOREND C, RÖBEN F, et al. A framework for the design & operation of a large-scale wind-powered hydrogen electrolyzer hub[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47(14): 8671-8686.
- [3] QIAN J F, WANG C Y, ZHANG X J, et al. Synthesis and properties of anion exchange membranes with dense multi-cations and flexible side chains for water electrolysis[J]. Journal of Power Sources, 2023, 564: 232877.
- [4] 陆王琳, 陆启亮, 张志洪. 碳中和背景下综合智慧能

- 源发展趋势[J]. 动力工程学报, 2022, 42(1): 10-18.
- LU Wanglin, LU Qiliang, ZHANG Zhihong. An overview of the integrated energy systems' development under the background of carbon neutralization[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2022, 42(1): 10-18.
- [5] ABDOLLAHIPOUR A, SAYYAADI H. Optimal design of a hybrid power generation system based on integrating PEM fuel cell and PEM electrolyzer as a moderator for micro-renewable energy systems[J]. Energy, 2022, 260: 124944.
- [6] GU X F, YING Z, ZHENG X Y, et al. Photovoltaic-based energy system coupled with energy storage for all-day stable PEM electrolytic hydrogen production[J]. Renewable Energy, 2023, 209: 53-62.
- [7] MARÍA V, VIVES A, WANG RUIQI, et al. Techno-economic analysis of large-scale green hydrogen production and storage[J]. Applied Energy, 2023, 346: 121333.
- [8] ZHAO H B, DU H C, PENG Z X, et al. Thermodynamic performance analysis of a novel energy storage system consist of asymmetric PEMEC and SOFC combined cycle[J]. Energy Conversion and Management, 2023, 286: 117077.
- [9] CHEN Z D, WANG Z H, FAN Z X, et al. Safe-efficient operation strategies for integrated system of photovoltaic and proton exchange membrane electrolysis cells[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2024, 49: 184-206.
- [10] WANG Z M, WANG X Y, CHEN Z C, 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.
- [11] CHEN Z D, HOU Y C, LIU M Y, et al. Thermodynamic and economic analyses of sewage sludge resource utilization systems integrating drying, Incineration, and power generation processes[J]. Applied Energy, 2022, 327: 120093.
- [12] CHEN Z D, SU C, WU Z X, et al. Operation strategy and performance analyses of a distributed energy system incorporating concentrating PV/T and air source heat pump for heating supply[J]. Applied Energy, 2023, 341: 121125.
- [13] XU C, LI X S, XU G, et al. Energy, exergy and economic analyses of a novel solar-lignite hybrid power generation process using lignite pre-drying[J]. Energy Conversion and Management, 2018, 170: 19-33.
- [14] YANG Y P, XU C, XU G, et al. A new conceptual cold-end design of boilers for coal-fired power plants with waste heat recovery[J]. Energy Conversion and Management, 2015, 89: 137-146.
- [15] 德州久发电气设备安装有限公司[Z/OL]. [2024-05-11]. <http://dzjff0118.okhy.cn/>.
- Dezhou Jiufa Technology Co., Ltd. [Z/OL]. [2024-05-11]. <http://dzjff0118.okhy.cn/>.
- [16] CORREA G, VOLPE F, MAROCCO P, et al. Evaluation of levelized cost of hydrogen produced by wind electrolysis: Argentine and Italian production scenarios[J]. Journal of Energy Storage, 2022, 52: 105014.
- [17] 林旗力, 戚宏勋, 黄晶晶, 等. 碱性-质子交换膜水电解复合制氢平准化成本分析[J]. 储能科学与技术, 2023, 12(11): 3572-3580.
- LIN Qili, QI Hongxun, HUANG Jingjing, et al. Levelized cost of combined hydrogen production by water electrolysis with alkaline-proton exchange membrane[J]. Energy Storage Science and Technology, 2023, 12(11): 3572-3580.

(责任编辑 杨嘉蕾)