

基于电热资源的电解水制氢系统优化研究

程澄^{1a,2}, 徐昌哲^{1a,2}, 孔婵^{2,3}, 叶爽^{1b,2}, 黄伟光^{1a,2}

(1.上海科技大学 a.物质科学与技术学院;b.2060 研究院,上海 201210;2.中国科学院 上海高等研究院,上海 201210;3.宁波诺丁汉大学 理工学院,浙江 宁波 315199)

摘要:在“双碳”目标下,用电解水制备绿氢替代化石能源生产灰氢,对推动绿色低碳的现代能源体系建设具有重要意义.因输入电能和热能具有品位和经济性差异,如何快速确定经济节能的电制氢运行参数和换热结构是一个待解决的问题.为了降低制氢成本和减少能量品位浪费,针对3种类型的电解槽,通过调整运行参数、换热器配置结构和热电比,降低设备能耗、回收余热、进行能量梯级利用,从而实现减少运行成本、降低能量输入、减少能量品位浪费的目的.这与烟效率和制氢成本密切相关,为寻找烟效率最大和制氢成本最小的电解水方案,采用双目标优化算法解决同时考虑能量品位和经济性的混合整数非线性优化问题.最后,分析一个场景的案例,表明优化方法不仅可以提高经济性,还有助于提高烟效率.

关键词:电解水制氢;换热网络;优化设计;过程系统;系统性能分析

中图分类号:TK91

文献标志码:A

文章编号:1000-2367(2025)04-0090-09

为了应对日益严峻的全球气候变化挑战,在“双碳”目标的背景下,氢能作为实现绿色低碳转型的重要能量载体备受关注.相较于传统的化石燃料制氢技术,电解水技术具有原料和产物清洁^[1]、工艺简单以及氢气纯度高等优点.该技术将电能转化成化学能,使电能更灵活地储运.大规模推进电制氢发展有助于电-气灵活转换,同时为构建清洁能源体系发挥重要作用.

目前,电解水所用电解槽主要包括碱性电解槽(AWEC, alkaline water electrolysis cell)、质子交换膜电解槽(PEMEC, proton exchange membrane electrolysis cell)以及固体氧化物电解槽(SOEC, solid oxide electrolysis cell)3种.近年来的研究考虑将电价作为区分场景的指标,对比各电解槽在不同场景条件下的竞争力.王彦哲等^[2]计算了不同制氢方式的平准化制氢成本,风光发电的电价为 $0.5 \text{元} \cdot (\text{kW} \cdot \text{h})^{-1}$ 时,AWEC和PEMEC的制氢成本分别为 $25 \text{元} \cdot \text{kg}^{-1}$ 和 $45 \text{元} \cdot \text{kg}^{-1}$.另外,考虑SOEC的性能受热源温度的影响,NASSER等^[3]研究了SOEC与朗肯循环集成的废热制氢系统,输入不同温度的热量,热源温度高的系统产氢量更大.KARAYEL等^[4]调研了土耳其各城市的地热温度,研究得出地热温度为 239°C 时,SOEC的制氢量比 143°C 时多了 $171.59 \text{kt} \cdot \text{a}^{-1}$.电能和热能都可以提供制氢所需要的能量,热能的品位比电能更低,但是价格不一定低于电能.应结合不同温度热源和电能的品位和经济条件,确定节能经济的制氢系统方案.

收稿日期:2024-04-04;**修回日期:**2024-05-10.

基金项目:国家重点研发计划(2019YFE0122100);中国科学院洁净能源创新研究院合作基金项目(DNL202023).

作者简介:程澄(1999—),女,湖北荆州人,上海科技大学硕士研究生,主要从事能质转化过程优化研究, E-mail: chengcheng1@shanghaitech.edu.cn.

通信作者:叶爽(1974—),男,浙江台州人,上海科技大学正高级工程师,博士,主要从事气液两相流装置应用研发设计、多能互补分布式供能系统集成与优化调度研究, E-mail: yes@sari.ac.cn.

引用本文:程澄,徐昌哲,孔婵,等.基于电热资源的电解水制氢系统优化研究[J].河南师范大学学报(自然科学版),2025,53(4):90-98.(Cheng Cheng,Xu Changzhe,Kong Chan,et al.Research on the optimization of water electrolysis system based on electricity and heat resources[J].Journal of Henan Normal University(Natural Science Edition),2025,53(4):90-98.DOI:10.16366/j.cnki.1000-2367.2024.04.04.0001.)

电解水系统中电解槽和辅助设备的能耗,与电解槽运行条件息息相关,影响了电解水系统的性能,因此确定最佳工作条件对电解槽的经济高效运行至关重要.其次,由于换热过程的不可逆性会造成输入能量增加,通过调整工艺流程来优化换热结构也备受关注.LI 等^[5]将原本直接从高温热交换器排出的高温富氢气体和富氧空气,进一步用于预热水,降低蒸汽发生器和氢气冷却器能耗的同时,使烟效率提升了 7%.

综上所述,本文基于电价、热源温度和制氢量的条件,以电解槽类型、运行参数和换热器结构配置为变量,构建了电制氢系统的经济性和烟效率的混合整数非线性双目标优化计算模型.采用非支配排序遗传算法Ⅱ(NS-GA-Ⅱ, non-dominated sorting genetic algorithm Ⅱ)有效节约计算时间并全局搜索可行解^[6],解决了热和电的能势和成本差异导致的无法确定经济高效电制氢方案的问题.采用本文方法为案例提供的定制化设计,不仅可以提高电解水制氢的经济性,还能减少能量品位的浪费.

1 方 法

1.1 电化学模型

从热力学角度,电解水反应是一个耗能过程,其理论能量消耗关系可表示为:

$$\Delta H = \Delta G + T \cdot \Delta S, \quad (1)$$

其中, ΔH 为电解水反应发生前后物质的焓差, $\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$, 代表电解水反应需要的总能量; ΔG 为反应前后的吉布斯自由能差值, $\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$, 代表理论电能需求; T 为反应温度, K , ΔS 为熵变, $\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 二者乘积 $T \cdot \Delta S$ 表示反应的理论热能需求.

电解过程的氢气产率 n_{H_2} 可以表示为:

$$n_{\text{H}_2} = J \cdot A \cdot N / (2F), \quad (2)$$

式中, J 为电流密度, $\text{A} \cdot \text{m}^{-2}$; A 为单电池片面积, m^2 ; N 为电池片个数; F 为法拉第常数 $96\,485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$.

根据能量守恒定律,电解槽所需电能 W_{stack} 和电解槽吸/放热量 Q_{stack} 的大小为:

$$W_{\text{stack}} = J \cdot U \cdot A \cdot N, \quad (3)$$

$$Q_{\text{stack}} = -T \cdot S_{\text{gen}} - T(S_{\text{in}} - S_{\text{out}}), \quad (4)$$

$$S_{\text{gen}} = 2F(U_{\text{act},i} + U_{\text{conc},i} + U_{\text{ohm}})/T, \quad (5)$$

式中, U 为运行电压; S_{gen} 为电解过程的熵产, $\text{W} \cdot \text{K}^{-1}$; S_{in} 和 S_{out} 分别为输入熵和输出熵, $\text{W} \cdot \text{K}^{-1}$; U_{act} 为活化极化电压; i 表示阳极或阴极. U_{conc} 为浓差极化电压; U_{ohm} 为欧姆极化电压; U_r 为平衡电压, 上述电压的单位为 V .

运行电压可以表示为:

$$U = U_r + U_{\text{act},i} + U_{\text{conc},i} + U_{\text{ohm}}. \quad (6)$$

各种电压可以表示如下:

$$U_r = \frac{\Delta G}{2F} + \frac{R \cdot T}{2F} \ln\left(\frac{P_{\text{H}_2} P_{\text{O}_2}^{0.5}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right), \quad (7)$$

$$U_{\text{act},i} = \frac{R \cdot T}{\alpha_i \cdot F} \sinh^{-1}\left(\frac{J}{2J_{0,i}}\right), \quad (8)$$

$$U_{\text{conc},i} = \frac{R \cdot T}{2F} \ln\left(1 - \frac{J}{J_{\text{max}}}\right), \quad (9)$$

$$U_{\text{ohm}} = J \cdot R_{\text{ohm}}, \quad (10)$$

式中, R 为气体常数 $8.314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$; P_{H_2} 、 P_{O_2} 、 $P_{\text{H}_2\text{O}}$ 分别为氢气、氧气、水的平均分压, kPa ; α_i 为电荷转移系数; $J_{0,i}$ 为交换电流密度, J_{max} 为最大电流密度, 单位均为 $\text{A} \cdot \text{m}^{-2}$; 其中 PEMEC 和 SOEC 的浓差极化电压经验公式不同, 可参考文献^[7-8]; R_{ohm} 为电解槽的内阻, $\Omega \cdot \text{m}^2$. 由于转移离子类型、反应条件不同, 3 种电解槽的电化学建模部分相关参数如表 1 所示.

使用表 1 中的参数验证 3 种电化模型的合理性, 图 1 为 3 种电解槽的 J - V 特性曲线验证结果^[7-9]. 分别是在 60°C 、 700 kPa 运行的 AWEC, 在 80°C 常压运行的 PEMEC, 在 700°C 常压运行的 SOEC, 最终实验值与模拟结果误差均小于 10%.

表 1 电解槽的电化学模型参数

Tab. 1 Electrochemical model parameters of electrolyzers

电解槽类型	参数	值
AWEC ^[9]	阳极/阴极电荷转移系数	0.384/0.434
	交换电流密度/(A·m ⁻²)	6.55/0.577
	最大电流密度/(A·m ⁻²)	30 000
	电阻/(Ω·m ²)	3.89×10 ⁻⁵
PEMEC ^[7]	阳极/阴极电荷转移系数	2/0.5
	交换电流密度/(A·m ⁻²)	0.014 4/559
	电阻/(Ω·m ²)	1.243×10 ⁻⁵
SOEC ^[8]	电荷转移系数	2
	交换电流密度/(A·m ⁻²)	1 669/501
	电阻/(Ω·m ²)	1.479×10 ⁻⁵

1.2 换热器配置结构模型

能量守恒和焓平衡方程都根据热量、功和物流分为 3 项,第 1 项代表热量的变化,第 2 项代表功的变化,第 3 项代表质量和物性的变化.系统内各组件遵守能量守恒和焓平衡关系如下:

$$\sum (Q_{in} - Q_{out}) + \sum (W_{in} - W_{out}) + \sum (m_{in}h_{in} - m_{out}h_{out}) = 0, \tag{11}$$

$$\sum (Ex_{Q_{in}} - Ex_{Q_{out}}) + \sum (Ex_{W_{in}} - Ex_{W_{out}}) + \sum (Ex_{in} - Ex_{out}) = \sum ED, \tag{12}$$

式中, Q 和 W 分别代表热量和功,kW; m 为质量流量,kg·s⁻¹; h 为物质的焓,kJ·kg⁻¹; Ex 为焓,kW; ED 为焓损,kW;下标 in,out 分别代表进、出口.为减少系统的不可逆损失,提高对能量品位的利用,本节对系统的工艺流程进行优化建模.换热网络(HEN, heat exchanger network)是一种广泛用于过程工业中热交换关系优化的重要方法,为了使流股从进口温度达到出口温度,除了冷热流股之间通过换热单元进行换热外,还使用冷、热公用工程(CU,cold utility、HU,hot utility)进行冷却或者加热.组合曲线在最小夹点温差时,冷热流股的换热量最大,需要的公用工程量最小^[10],根据焓组合曲线得到换热网络的焓损(ED_{HEN})计算公式如下:

$$ED_{HEN} = \int_0^{Q_{h,i}} (1 - \frac{T_0}{T_{h,i}}) dQ - \int_0^{Q_{c,j}} (1 - \frac{T_0}{T_{c,j}}) dQ + \int_0^{Q_{HU}} (1 - \frac{T_0}{T_{HU}}) dQ - \int_0^{Q_{CU}} (1 - \frac{T_0}{T_{CU}}) dQ, \tag{13}$$

式中, T_0 为环境温度 298 K,热流股、冷流股分别以 h 和 c 表示,假设热流股有 i 条,冷流股有 j 条. $Q_{h,i}$ 和 $Q_{c,j}$ 分别为第 i 条热流股和第 j 条冷流股的换热量,kW; $T_{h,i}$ 和 $T_{c,j}$ 分别为第 i 条热流股和第 j 条冷流股的温度,K.本文考虑不同温度 T_{HU} 的热源,将其视为 1 条进出口温差只有 0.1℃的热流股.当热源温度高于冷流股最高温度时,热公用工程的换热量 Q_{HU} 可由电或热供给,用电热比 r 表示电所占比例,($1-r$) Q_{HU} 为热源提供的热量.当 T_{HU} 低于冷流股最高温度时,由于最小换热温差的限制,冷流股的高温段吸热所需能量由电提供.

根据上述方法重新确定冷热流股后,使用 YEE 等^[11] 建立的分流分级 HEN 超结构模型,利用换热流体流量分流和温度分级的特点,将换热器的配置结构转化成数学模型.冷、热公用工程的总换热热量为 Q_{CU} 和 Q_{HU} ,内部回收热量为 Q_{in} ,根据能量守恒关系具有以下关系:

$$Q_{CU} = \sum_i z_{CU,i} q_{CU,i}, \tag{14}$$

$$Q_{HU} = \sum_j z_{HU,j} q_{HU,j}, \tag{15}$$

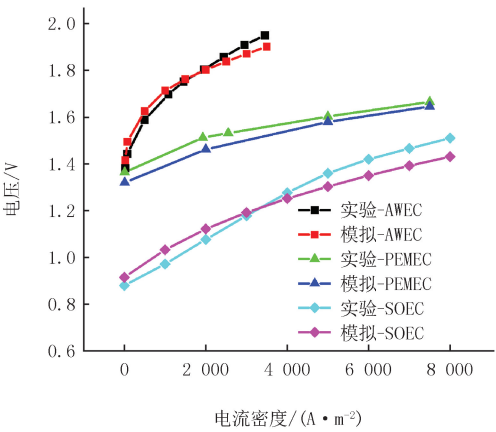


图1 电解槽的J-V特性曲线验证

Fig.1 J-V characteristic curve verification of electrolyzer

$$Q_{in} = \sum_k \sum_j \sum_i z_{i,j,k} q_{i,j,k},$$

(16)

式中, z 为二进制变量,换热器存在时为 1,否则为 0。 $z_{CU,i}$ 、 $z_{HU,j}$ 、 $z_{i,j,k}$ 分别表示冷公用工程与第 i 条热流股换热、热公用工程与第 j 条冷流股换热、第 i 条热流股和第 j 条冷流股在 k 级是否存在换热器; $q_{CU,i}$ 、 $q_{HU,j}$ 、 $q_{i,j,k}$ 分别为这些换热器的换热量。

1.3 目标函数

优化目标 1: 焓效率(η_{Ex})是根据各种形式能量的有用功评估系统性能的指标。

$$\eta_{Ex} = \frac{Ex_{H_2}}{W + Q_{HU}(1 - \frac{T_0}{T_{HU}}) + Q_{CU}(1 - \frac{T_0}{T_{CU}})}.$$

(17)

优化目标 2: 系统的经济成本是衡量系统实用性的一个指标,为了描述制氢系统的经济成本,常由平准化制氢成本(LCOH, levelized cost of hydrogen, 简记为 L_{COH})表示。

$$L_{COH} = \frac{\sum_{t=1}^{20} \frac{O_{PEX}}{(1+i)^t} + C_{APEX}}{\sum_{t=1}^{20} \frac{3\,600 m_{H_2} H}{(1+i)^t}},$$

(18)

LCOH 涉及运行费用(OPEX, operating expense, 简记为 O_{PEX})、固定资产投资(CAPEX, capital expenditure, 简记为 C_{APEX})以及年产氢量的计算.式(18)中,利率 i 取 4%, t 为当前年数。 m_{H_2} 为系统的制氢质量流量, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$, 假设每天工作 17 h, H 为年运行小时数,取 6 205 h. 成本组成方程如表 2 所示^[12]。

表 2 经济性方程

Tab. 2 Economic equations			
成本类型	类别	组成	方程
OPEX 运行成本	固定运行		$C_{fixop} = 0.171\,25(I_{WP} + I_{AC} + I_{CELL} + I_{HEN})$
	可变运行	电 C_{ele}	$C_{ele} = c(W_{stack} + W_{WP} + W_{AC} + rQ_{HU})H$
		热公用工程 C_{HU}	$C_{HU} = Q_{HU}(1 - r)H(4.683\,9 \times 10^{-5} \times T_{HU}^2 - 0.026\,76T_{HU} + 9.747) \times 10^{-6}$
		冷公用工程 C_{CU}	$C_{CU} = 4.43 \times 10^{-6} \times Q_{CU}H$
		原料水 C_{water}	$C_{water} = 0.003\,847n_{water}M_{water}H$
CAPEX 投资成本	设备投资成本	泵 I_{WP}	$I_{WP} = 705.48W_{WP}^{0.71}[1 + 0.2/(1 - \eta_{WP})]$
		压缩机 I_{AC}	$I_{AC} = 33\,032(W_{AC}/455)^{0.67}$
		电解槽 I_{CELL}	$I_{CELL} = W_{stack}I_C^{0.5}$
		换热器 I_{HEN} ^[18]	$I_{HEN} = 8\,000z + 1\,650A_{HEN}$
	其他间接资本成本		$I_{other} = 0.5(I_{WP} + I_{AC} + I_{CELL} + I_{HEN})$

表 2 中 C 为运行成本, I 为投资成本; c 为电能单价, 元 $\cdot \text{kWh}^{-1}$; 下标 WP、AC、CELL 分别代表水泵、空气压缩机和电解槽, W 代表耗电量, kW; n_{water} 、 M_{water} 分别为原料水的摩尔流量和摩尔质量, 单位分别为 $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ 和 $\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}$; I_C 为电解槽的投资成本^[17], AWEC 取 980 元 $\cdot \text{kW}^{-1}$, PEMEC 取 3 915 元 $\cdot \text{kW}^{-1}$, SOEC 取 4 895 元 $\cdot \text{kW}^{-1}$. 为了表示热能的品位和价格的关系, 本文调研了一些文献中不同温度的 c_{heat} 热公用工程价格^[13-16], 并拟合了一条非线性关系如图 2 所示。

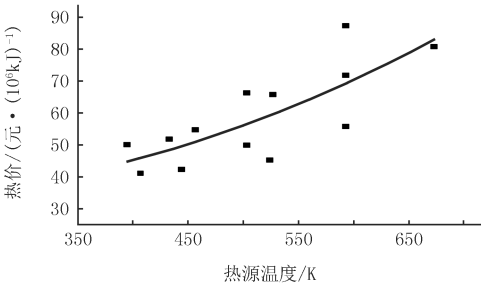


图2 热公用工程价格与温度的关系

Fig.2 Relationship between the price of thermal utilities and temperature

1.4 优化策略

在制氢量为 $200\text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时,将焓效率和 LCOH 作为优化目标,变量如表 3 所示,主要分成外层和内层变量.

表 3 决策变量范围
Tab. 3 Variables range

变量类别	决策变量	AWEC	PEMEC	SOEC
外层变量	电解槽运行温度/K	313~353	313~353	973~1 273
	电解槽运行压强/kPa	100~4 000	100~7 000	100~1 500
	电解槽电流密度/($\text{A} \cdot \text{m}^{-2}$)	2 000~4 000	6 000~20 000	4 000~20 000
	电热比	0~1	0~1	0~1
内层变量	各级换热器存在	0 or 1	0 or 1	0 or 1
	换热器换热量/kW	$0 \sim q_{i,j}$	$0 \sim q_{i,j}$	$0 \sim q_{i,j}$
	换热器热流温度/K	$T_{h,i,k} \sim T_{h,i,1}$	$T_{h,i,k} \sim T_{h,i,1}$	$T_{h,i,k} \sim T_{h,i,1}$
	换热器冷流温度/K	$T_{c,j,k} \sim T_{c,j,1}$	$T_{c,j,k} \sim T_{c,j,1}$	$T_{c,j,k} \sim T_{c,j,1}$

本研究外层采用基于 NSGA-II 算法,构建全局优化模型.内层采用 BARON 求解器对 HEN 综合优化^[11],覆盖的搜索区域完整,并且对混合整数非线性问题的适用性较好.优化策略流程如图 3 所示.

2 结果与讨论

2.1 多目标优化

在电价为 $0.05\text{ 元} \cdot \text{kWh}^{-1}$ 、热源温度为 400 K 时,得到制氢优化方案的 Pareto 前沿,与一定焓效率下得到最小成本的点,围成的区域是可行解范围,见图 4(a).同一种电解槽,由于给定效率更低,此时的运行条件不是最佳,系统的耗能更大,成本也越高.同时,此条件下电价更低,用电降低成本但也增加了系统输入焓,降低成本但提高了效率.

由于 3 种电解槽的投资成本由大到小依次为:SOEC、PEMEC、AWEC,电价和热价都低的情况下,投资成本影响更大,3 种电解槽的成本差异明显.其次,3 种电解槽耗电量由大到小顺序为:AWEC、PEMEC、SOEC,SOEC 输入相对少的焓就能完成制氢,SOEC 的焓效率更高.为了提升焓效率,需要选择不同类型的电解槽.运行温度低以及低温电解的放热反应,导致耗热量小,所以优化电热比影响较小,

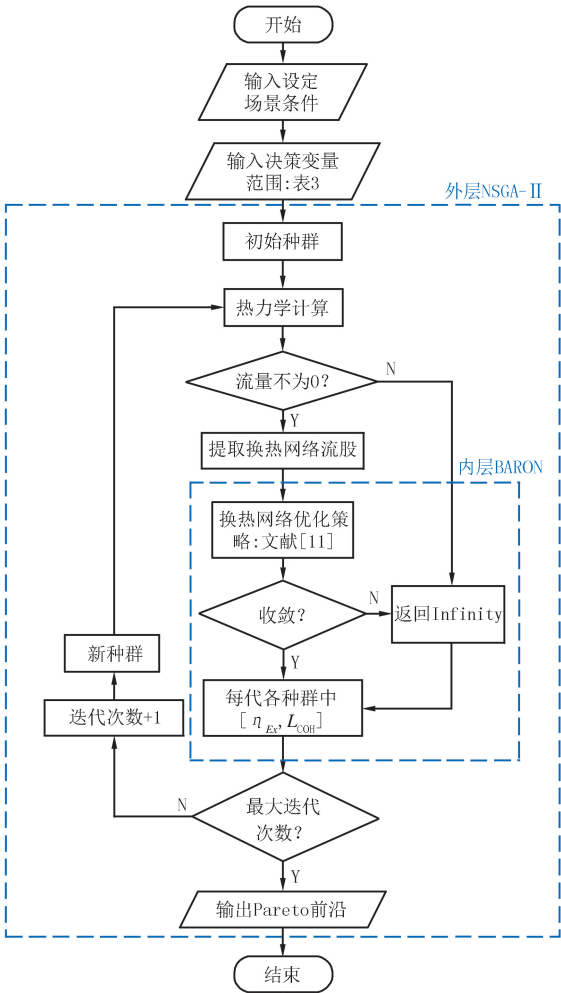


图3 制氢系统多目标优化策略

Fig. 3 Multi-objective optimization strategy for hydrogen production system

选择不同类型的电解槽.运行温度低以及低温电解的放热反应,导致耗热量小,所以优化电热比影响较小,

Pareto上点的分布相对集中,如图 4(b,c).

2.2 不同电与热条件下的电解槽性能对比

图 5 在热源温度为 400 K 时,电价在 0.05~1.35 元·kWh⁻¹之间,3 种电解槽的最小 LCOH 随着电价增大而增大,由于电解槽耗电量差异,所以 AWEC 的 LCOH 变化更快.AWEC 的投资成本最小,更适用于电价低的场景,随着电价增大 PEMEC 逐渐占优势,在电价高时 SOEC 更经济.

热源温度主要影响 SOEC 的 LCOH,随着温度的升高其成本会增大.热源温度与热价相关,在热源温度上升时会带来耗热成本的增加,曲线斜率与本文设置的热价函数相关,热价大,曲线更陡.电价为 1.35 元·kWh⁻¹时,在热源温度在1 200 K左右会出现突降,如图 6,成本降低的原因是,此时的热源温度超过 SOEC 的运行温度.系统存在使用更多热源热量的机会,原本只能由电提供能量的 234.7 kW 能量可以选择成本更低的热能,所以会在原有的趋势上成本有所下降.

图 7 是热源温度在 400~1 300 K 之间,3 种电解槽的最大烟效率变化趋势.由于 AWEC 和 PEMEC 的耗热量小,所以改变输入烟的影响并不大.而 SOEC 的烟效率随热源温度的变化较明显,除了在热源温度为 1 000 K时有一个突增外,符合随热源温度的升高而降低的趋势.由于 973 K 左右是 SOEC 在烟效率更大时的运行温度,所以热源温度在 1 000 K 左右高于运行温度时,原本只能由电能提供的部分,可以由热能提供,导致烟效率突增的情况.

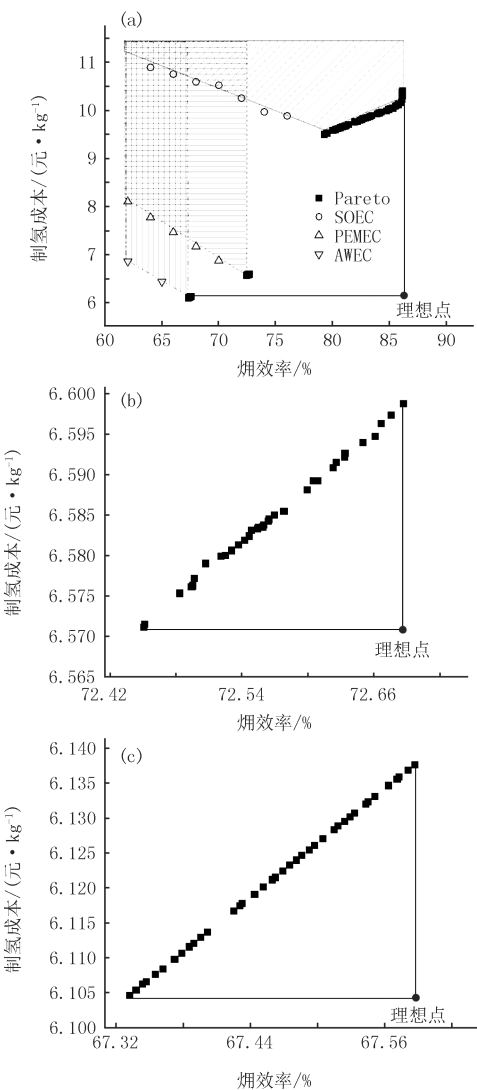


图4 烟效率和LCOH的Pareto前沿和电解槽可行解范围(a),AWEC(b)和PEMEC(c)的烟效率和LCOH Pareto前沿

Fig. 4 Pareto front and electrolyzer feasible solution range for exergy efficiency and LCOH(a),exergy efficiency and LCOH Pareto front for AWEC(b) and PEMEC(c)

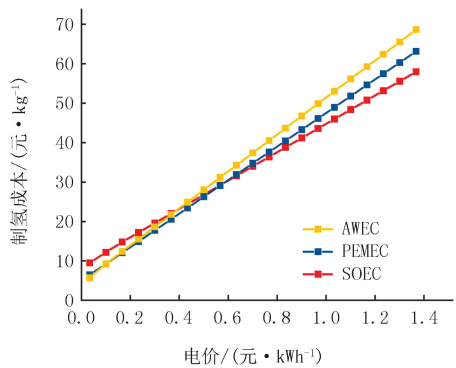


图5 电价与制氢成本关系
Fig.5 Relationship between electricity prices and the cost of hydrogen production

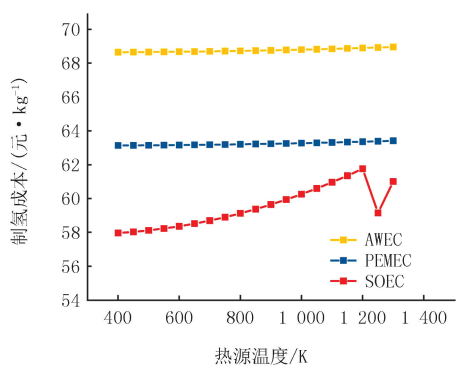


图6 热源温度与制氢成本关系
Fig.6 Relationship between heat source temperature and hydrogen production cost

3 案例分析

上述结果表明低温电解性能对换热结构和热电比不敏感,所以采用 SOEC 与其他发电系统联用的案例^[12].电热资源条件、运行参数和优化结果对比如表 4 所示,由于案例采用燃料加热的方式,所以将其假设为高于运行温度的热源,其工艺流程见附录图 S1.

通过优化运行条件和换热器配置结构,在运行温度为 1 053 K,运行压强为 194 kPa,电流密度为 3 996 A · m⁻²,可变电热比为 0 时,SOEC 制氢的 LCOH 可以从 30.5 元 · kg⁻¹降至 24.5 元 · kg⁻¹.与原制氢方案相比,在较低的运行压力下,气体的产生和扩散速度会减慢.导致在电解过程中产生的气体在电解槽中停留时间较长,从而降低了电解反应的速率.这可能导致电解电流密度的降低,因为电流密度与产生气体的速率有关.优化后降低了电流密度,根据图 1 中 J-V 特性曲线可知这将降低运行电压,使得电解槽的运行功率从 6 164 kW 降至 4 950 kW,从而降低了电耗,如图 8 所示.由式(2)可知降低电流密度后,需要同步调整 N 以达到相同的 179 kg · h⁻¹产氢量要求.其次,通过换热器配置优化降低了冷热公用工程的使用,从而降低了冷、热公用工程的费用.

表 4 案例采用的资源条件、运行参数和优化结果对比

Tab. 4 Comparison of resource conditions, operating parameters, and optimization results used in this case

参数	电热条件				运行参数				结果对比		
	电价/ (元 · (kW · h) ⁻¹)	热价/(元 · (10 ⁶ kJ) ⁻¹)	热源温 度/K	产氢量/ (kg · h ⁻¹)	运行温 度/K	运行压 强/kPa	电流密度/ (A · m ⁻²)	热电 比	L _{COH} / (元 · kg ⁻¹)	烟效 率/%	能效 率/%
案例	0.7	111.4	1 088	179	1 073	1 000	17 340	0	30.5	81.24	75.96
本文	0.7	111.4	1 088	179	1 053	194	3 996	0	24.5	89.47	83.67

优化方案进行能量回收使能量效率提升了 8.23%,并使输入烟从 7 579.2 kW 降至 6 791.7 kW,将烟损所占比例从 9.4%降至 6.1%,尤其在换热器和电解槽的烟损两个部分,如图 9 所示.为了减少烟损,不可避免的增加了换热器的数量,这使投资成本相对增加,由 858 909 元增加到 971 478 元.

4 结 论

电解水制氢是一个高耗能过程,由于所处场景不同,导致提供给电解水过程的电热资源条件差异较大,包括电价、热价、热源温度以及下游氢气的需求流量等.为了解决根据现有资源条件确定电解制氢方案的问题,本研究构建了基于电价、热源温度以及产氢量的电制氢系统模型,通过优化系统内运行条件,并将系统内工

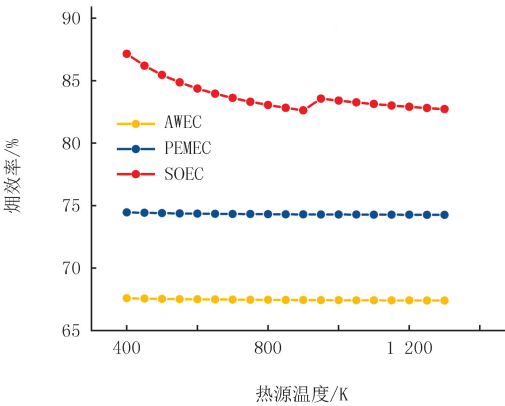
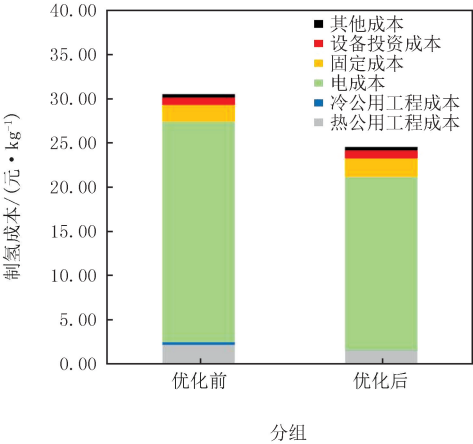


图7 热源温度与烟效率的关系

Fig.7 Relationship between heat source temperature and efficiency



分组

图8 优化前后成本组成对比

Fig.8 Comparison of cost components before and after optimization

艺流程重新分配,对 3 种电解槽进行评估,得到如下结论:(1)电解槽的焓效率不一致,为了提升电解水的效率,需要选择不同的电解槽.同一电解槽在相同的成本下,由于运行条件的不一样,耗能以及换热结构不同,存在多个焓效率.(2)在能量回收量最大时,3 种电解槽的耗电大小依次为 AWEC、PEMEC、SOEC,电价增加后 AWEC 涨幅最大.由于 AWEC 投资成本最小,在电价低时最具经济优势,随着电价的升高逐渐被 PEMEC 取代,最终 SOEC 最具经济优势.(3)AWEC 和 PEMEC 的耗能中主要为电能,热源条件变化基本不造成影响.对 SOEC 而言,热源温度上升会带来 SOEC 的制氢成本增加,但在运行温度附近,原本只能由电能提供能量的部分可以由热提供,所以焓效率会提升,电价大于热价时会带来成本的下降.(4)本研究建立的系统优化方法,可以有效地同时对运行条件和系统结构进行优化,进而减少组件的耗能以及公用工程的使用,二者不仅影响电解水系统中组件的耗能,还会影响系统中的热耦合,达到了节能经济的目标.

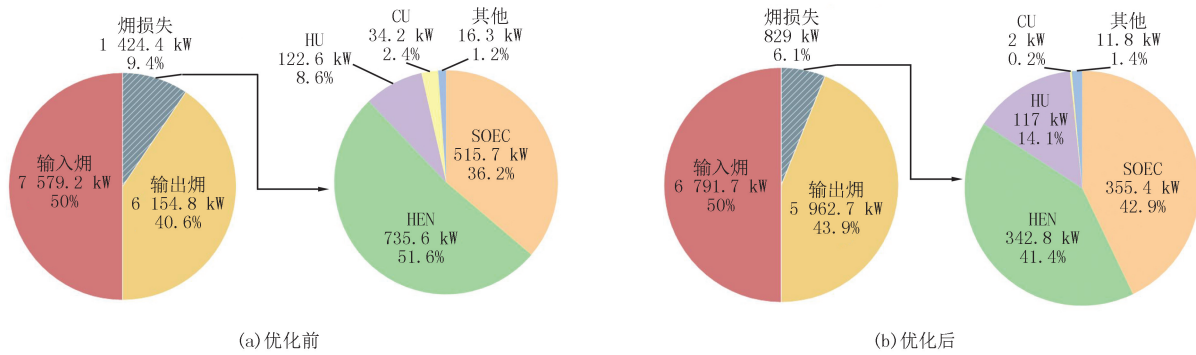


图9 系统的焓输入和焓输出与焓损的分布以及主要部件的焓损占比

Fig.9 The distribution of input, output and loss of the system, as well as the proportion of loss of major components

附录见电子版(DOI:10.16366/j.cnki.1000-2367.2024.04.04.0001).

参 考 文 献

[1] JI M D,WANG J L.Review and comparison of various hydrogen production methods based on costs and life cycle impact assessment indicators[J].International Journal of Hydrogen Energy,2021,46(78):38612-38635.

[2] 王彦哲,周胜,周湘文,等.中国不同制氢方式的成本分析[J].中国能源,2021,43(5):29-37.

WANG Y Z,ZHOU S,ZHOU X W,et al.Cost analysis of different hydrogen production methods in China[J].Energy of China,2021,43(5):29-37.

[3] NASSER M,HASSAN H.Assessment of hydrogen production from waste heat using hybrid systems of rankine cycle with proton exchange membrane/solid oxide electrolyzer[J].International Journal of Hydrogen Energy,2023,48(20):7135-7153.

[4] KARAYEL G K,JAVANI N,DINCER I.Effective use of geothermal energy for hydrogen production;a comprehensive application[J].Energy,2022,249:123597.

[5] LI G L,XIAO G P,GUAN C Z,et al.Assessment of thermodynamic performance of a 20 kW high-temperature electrolysis system using advanced exergy analysis[J].Fuel Cells,2021,21(6):550-565.

[6] YUAN J M,LI Z M,YUAN B F,et al.Optimization of high-temperature electrolysis system for hydrogen production considering high-temperature degradation[J].Energies,2023,16(6):2616.

[7] MA Z W,WITTEMAN L,WRUBEL J A,et al.A comprehensive modeling method for proton exchange membrane electrolyzer development[J].International Journal of Hydrogen Energy,2021,46(34):17627-17643

[8] ALZAHIRANI A A,DINCER I.Thermodynamic and electrochemical analyses of a solid oxide electrolyzer for hydrogen production[J].International Journal of Hydrogen Energy,2017,42(33):21404-21413.

[9] FIRTINA-ERTIS I.Thermodynamic and electrochemical assessment of an alkaline electrolyzer(AE)at different operating parameters[J].Journal of Environmental Chemical Engineering,2022,10(2):107225.

[10] LINNHOFF B,HINDMARSH E.The pinch design method for heat exchanger networks[J].Chemical Engineering Science,1983,38(5):745-763.

[11] YEE T F,GROSSMANN I E.Simultaneous optimization models for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis[J].Computers & Chemical Engineering,1990,14(10):1165-1184.

[12] LEE J M, LEE S H, BAIK J H, et al. Techno-economic analysis of hydrogen production electrically coupled to a hybrid desalination process[J]. Desalination, 2022, 539: 115949.

[13] LUYBEN W L. Distillation design and control using Aspen simulation[M]. 2nd ed. Hoboken, N J: Wiley, 2013.

[14] Intratec. Steam price & forecast[EB/OL]. [2024-05-06]. <https://www.intratec.us/chemical-markets/steam-prices>.

[15] PÉREZ-URESTI S I, MARTÍN M, JIMÉNEZ-GUTIÉRREZ A. Estimation of renewable-based steam costs[J]. Applied Energy, 2019, 250: 1120-1131.

[16] SUN L, DOYLE S, SMITH R. Understanding steam costs for energy conservation projects[J]. Applied Energy, 2016, 161: 647-655.

[17] MANAGE M N, HODGSON D, MILLIGAN N, et al. A techno-economic appraisal of hydrogen generation and the case for solid oxide electrolyser cells[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2011, 36(10): 5782-5796.

[18] HIPÓLITO-VALENCIA B J, RUBIO-CASTRO E, PONCE-ORTEGA J M, et al. Optimal integration of organic Rankine cycles with industrial processes[J]. Energy Conversion and Management, 2013, 73: 285-302.

Research on the optimization of water electrolysis system based on electricity and heat resources

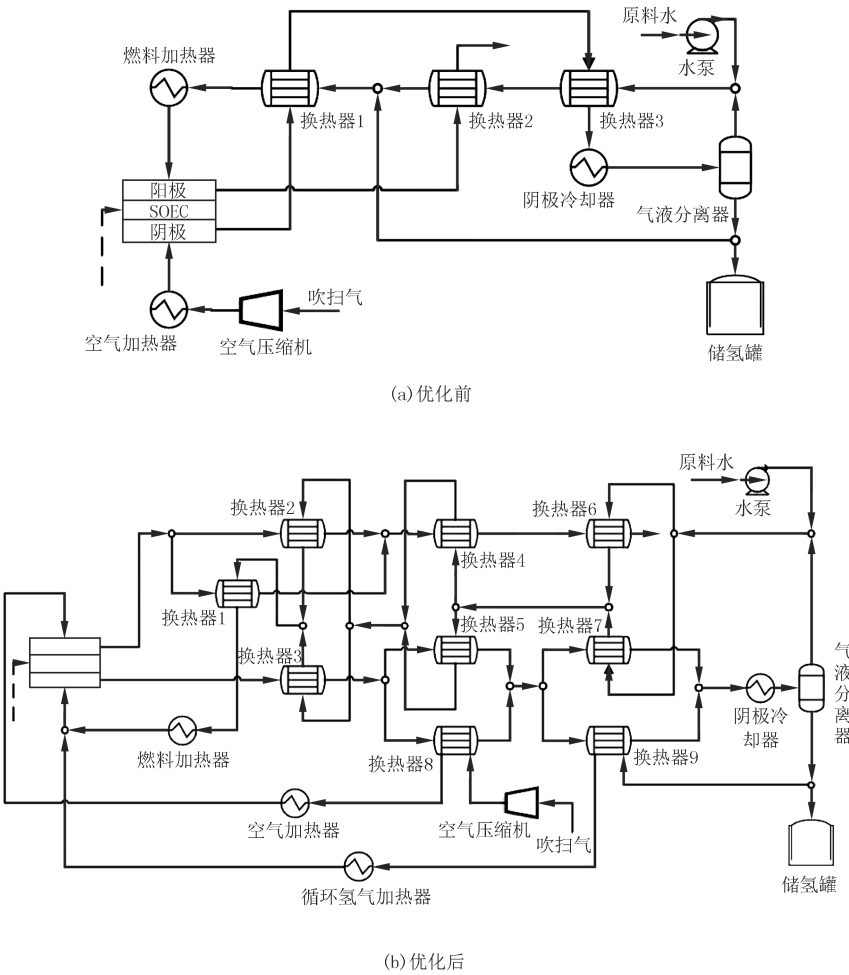
Cheng Cheng^{1a,2}, Xu Changzhe^{1a,2}, Kong Chan^{2,3}, Ye Shuang^{1b,2}, Huang Weiguang^{1a,2}

(1. a. School of Physical Science and Technology; b. Institute of Carbon Neutrality, ShanghaiTech University, Shanghai 201210, China; 2. Shanghai Advanced Research Institute, Chinese Academy of Sciences, Shanghai 201210, China; 3. Faculty of Science and Engineering, University of Nottingham Ningbo China, Ningbo 315199, China)

Abstract: Under the "dual carbon" goal, using water electrolysis to produce green hydrogen instead of fossil fuels to produce gray hydrogen is of great significance for promoting the construction of a green and low-carbon modern energy system. Due to the differences in grade and economy between input electrical energy and thermal energy, how to quickly determine the economic and energy-saving operating parameters and heat exchange structure of water electrolysis is a problem that needs to be solved. To reduce hydrogen production costs and minimize energy grade waste, three types of water electrolysis hydrogen production schemes are adjusted by adjusting operating parameters, heat exchanger configuration structure, and thermoelectric ratio to reduce equipment energy consumption, recover waste heat, and carry out energy cascade utilization, thereby achieving the goal of reducing operating costs, energy input, and energy grade waste. This is closely related to hydrogen production exergy efficiency and cost. To find the water electrolysis solution with the highest exergy efficiency and the lowest hydrogen production cost, a dual objective optimization algorithm is adopted to solve the mixed integer nonlinear optimization problem that considers both energy grade and economy simultaneously. Finally, analyzing a case study of a scenario demonstrates that optimization methods can not only improve economic efficiency, but also contribute to improving exergy efficiency.

Keywords: hydrogen production by water electrolysis; heat exchanger network; optimal design; process systems; system performance analysis

[责任编辑 赵晓华 刘洋]



图S1 系统工艺流程
Fig.S1 System process flow