

无高温热源下的固体氧化物电解制氢系统设计

马丽丽¹, 史香锟^{2*}, 王睿¹, 杨磊¹, 仲凯悦²

(1. 中广核风电有限公司, 北京 100084; 2. 中广核研究院有限公司, 广东 深圳 518100)

摘要:针对无外部高温热源的应用场景,提出了一种采用多级回热、阴极尾气再循环的固体氧化物电解制氢系统。建立了100 kW SOEC 电解制氢系统模型,分析了运行温度、水蒸气转化率、水蒸气摩尔分数对制氢效率的影响。结果表明,典型工况下系统制氢效率可达到77.11%,制氢能耗为3.87 kWh/m³,阴极尾气再循环比例为13.7%。系统中电堆电解功率占比为79.47%,蒸汽发生器用电功率占比为18.57%,水的相变能耗是无外部热源SOEC 电解制氢系统必须承担的代价。系统制氢效率随温度升高呈小幅下降的趋势,随水蒸气转化率增大呈逐步增大的趋势,随水蒸气摩尔分数的增大呈逐步下降的趋势。

关键词:固体氧化物;电解制氢;制氢效率;再循环

中图分类号:TK91

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2025)S1-0375-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.S1.068

Design of solid oxides electrolytic hydrogen production system without high temperature heat source

MA Li-li¹, SHI Xiang-kun^{2*}, WANG Rui¹, YANG Lei¹, ZHONG Kai-yue²

(1. CGN Wind Power Co., Ltd., Beijing 100084, China;

2. CGN Research Institute Co., Ltd., Shenzhen 518100, China)

Abstract:As for the application scenario without external high-temperature heat source, a solid oxide electrolytic hydrogen production system is proposed, which utilizes multi-stage heat recovery and cathode exhaust gas recirculation. A model is established for 100 kW SOEC electrolytic hydrogen production system, and the influences of operating temperature, water vapor conversion rate, and water vapor molar fraction on hydrogen production efficiency are analyzed. Results show that under typical operation conditions, the hydrogen production efficiency of the system can reach 77.11%, the hydrogen production energy consumption is 3.87 kWh · Nm⁻³ (H₂), and the cathode exhaust gas recirculation ratio is 13.7%. In the system, the electrolysis power of the stack accounts for 79.47%, and the power consumption of the steam generator accounts for 18.57%, and the phase change energy consumption of water is the price that must be borne by the SOEC electrolytic hydrogen production system without external heat source. The hydrogen production efficiency of the system shows a slight decrease with increasing temperature, a gradual increase with increasing water vapor conversion rate, and a gradual decrease with increasing water vapor molar fraction.

Key words: solid oxides; electrolytic hydrogen production; hydrogen production efficiency; recycling

着力推动能源生产消费绿色低碳变革,着力提升能源产业链现代化水平,加快构建清洁低碳、安全高效的能源体系是我国《“十四五”现代能源体系规划》的指导思想^[1]。氢能具有零碳、清洁、高效、来源丰富、应用广泛等优点,是我国加快推动能源绿色低碳转型的重要抓手。可再生能源通过电解水制氢是实现绿色制氢的重要途径之一^[2-3]。目前常见的电解水制氢技术主要有碱性电解、质子交换膜电解和固体氧化物电解(solid oxide electrolysis cell, SOEC),其中SOEC由于具备高的制氢效率和能量转化效率等优势,近年来得到了广泛关注。

SOEC制氢效率高的内在原因是高温(>700℃)

下的电化学反应使得电解反应在热力学和动力学方面比低温电解(碱性电解、质子交换膜电解)更具优势^[4]。因此在具备外界高温热源(如核能、太阳能等)的情况下,SOEC具有最佳的适用性。然而,多数情况下不具备外界高温热源条件,此时需要采用电加热、电伴热等方式来保证SOEC电堆的运行条件,但这会给制氢效率带来不利影响。

国内外针对无高温热源下的固体氧化物电解制氢系统已经开展了相关研究。Alzahrani等^[5]提出了一种可独立运行的1 MW SOEC电解制氢系统,分析了整个系统的热力学运行特性,该制氢系统未采用空气作为阳极载气,而是通过氧气再循环的方

收稿日期:2024-05-08;修回日期:2024-12-22

基金项目:塔里木大学大学生创新创业训练计划项目(2015006)

作者简介:马丽丽(1986-),女,硕士,工程师,研究方向为可再生能源制氢与应用技术,culater@live.cn;史香锟(1990-),男,硕士,高级工程师,研究方向为氢能与燃料电池技术,通讯联系人,shangine@163.com。

式实现阳极侧的介质传递与热量传输,但高温氧气循环风机在工程上实现难度较大。靳壮杰等^[6]基于热力学平衡建立了 SOEC 电解制氢系统流程模型,分析了主要参数对电解效率的影响,但所建立的制氢系统模型未考虑热回收利用,这对制氢效率将产生不利影响。总体而言,目前的研究主要基于电化学理论对 SOEC 电堆进行仿真建模分析,对于包含换热器、电加热器等在内的整体 SOEC 制氢系统的研究相对较少。

本文中针对无高温热源下的固体氧化物电解制氢应用场景,综合考虑工程可实现性与提高制氢效率,提出了一套采用多级回热、阴极尾气再循环的 SOEC 电解制氢系统,并从整体系统层面建立了仿真分析模型,给出了 100 kW 电解功率下的典型工况设计参数,同时分析了主要参数对制氢效率的影响。本文中研究成果可为无高温热源下的 SOEC 电解制氢系统的设计提供有益参考。

1 系统描述

建立无高温热源下的 SOEC 电解水制氢系统流程示意图如图 1 所示,图中序号表示主要的介质状态点。为了防止电堆阴极在高温高湿条件下发生氧化,一般在阴极进气中掺入少量的氢气^[7]。本系统中采用再循环风机将部分阴极尾气回流到阴极进气中,通过尾气中生成的氢气实现阴极进气的掺氢效果。考虑到高温环境下风机选型困难,将再循环风机设置在回热器出口位置,使阳极高温尾气经回热器冷却后降温。同时在系统中设置了多级回热器,以尽量实现尾气余热回收利用,提升系统制氢效率。水生成水蒸气是一个剧烈的相变过程,由于 SOEC 电堆对压力波动较为敏感,因此采用专用的电加热蒸发器实现该相变过程,电加热蒸发器可以精确控制加热温度与出口压力,有利于抑制整体系统的压

力波动。

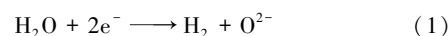
SOEC 电解制氢系统的工作原理为:水经水泵加压后流经两级回热器(HE1、HE2)进行预热,然后进入蒸发器(SG)产生蒸气,蒸气流经回热器(HE3)进一步加热,然后进入电加热器(EH1)加热至 SOEC 入口温度。空气经风机加压后进入回热器(HE4)进行预热,然后进入电加热器(EH2)被加热至 SOEC 入口温度。外部交流电源经整流器变换为直流电后施加在 SOEC 电堆上,将高温水蒸气电解为氢气与氧气。电堆阴极侧出口为产生的氢气与未反应的水蒸气,该路尾气流经回热器(HE3)对入口水蒸气进行预热,然后分为 2 条支路,其中一条支路经风机(F2)抽取回流至入口水蒸气管路中,另一条支路进一步流经回热器(HE1)对水进行预热。电堆阳极侧出口为产生的氧气与通入的空气载气,该路尾气依次流经两级回热器(HE4、HE2)对空气和水进行预热。

2 系统模拟

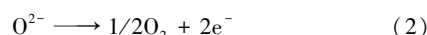
SOEC 主要由多孔的阴极、阳极和致密的电解质组成。高温下在 SOEC 两侧电极施加一定的直流电压,水蒸气在阴极被分解产生 H_2 和 O^{2-} , O^{2-} 穿过致密的电解质到达阳极,在阳极失去电子产生 O_2 。

阴极和阳极的反应如下。

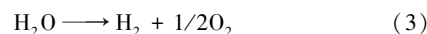
阴极侧:



阳极侧:



电解水制氢的总反应如下。



从热力学的角度,电解反应所需的能量来源于电能和热能 2 部分,即:

$$\Delta H = \Delta G + T\Delta S \quad (4)$$

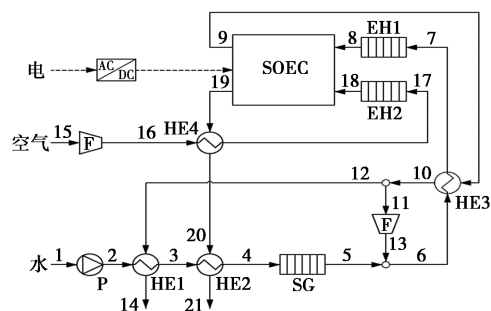
式中, ΔH 为反应的焓变; ΔG 为反应的吉布斯自由能,表示反应消耗的电能; T 为电解温度; ΔS 为反应的焓变; $T\Delta S$ 表示反应吸收的热能。

可逆电解电压表示电解反应所需的最小理论电压,计算如下:

$$E_{rev} = \Delta G/nF \quad (5)$$

式中, E_{rev} 为热中性电压; n 为反应的电荷转移数; F 为法拉第常数。

热中性电压表示无外部热源下电解反应所需的最小理论电压,计算如下:



P—泵;F—风机;HE—回热器;SG—蒸发器;EH—电加热器;
AC/DC—整流器

图 1 SOEC 电解制氢系统流程示意图

$$E_{th} = \Delta H/nF \quad (6)$$

SOEC 的电解效率 η_e 定义为制取氢气的能量与施加在 SOEC 上电能之比:

$$\eta_e = \Delta H_L/Q_e \quad (7)$$

式中, ΔH_L 为制取的氢气的低位发热量; Q_e 为施加在电堆上的电能。

SOEC 系统的制氢效率 η_α 定义为制取的氢气的能量与所消耗的能量之比, 所消耗的能量除了直接施加在 SOEC 上的电能外, 还包括系统中电加热器、蒸发器、泵、风机等的能耗, 计算如下:

$$\eta_\alpha = \Delta H_L/Q_\alpha \quad (8)$$

式中, Q_α 为整个系统的能耗。

电加热器、蒸发器的能耗 Q_h 计算如下:

$$Q_h = Q_{eh}/\eta_h \quad (9)$$

式中, Q_{eh} 为施加在电加热器、蒸发器上的电能; η_h 为电加热器、蒸发器的效率。

泵、风机的能耗计算如下:

$$Q_p = (q\Delta P)/\eta_p \quad (10)$$

式中, q 为流经泵、风机的流量; ΔP 为泵、风机前后压差; η_p 为泵、风机的效率。

对于 SOEC 制氢系统, 为简化模拟过程, 做如下假设。

(1) 阴极、阳极气体均为理想气体。

(2) SOEC 电堆内部温度保持稳定。因为 SOEC 电堆对温度梯度比较敏感, 最合适的电解电压即热中性电压附近, 此时电堆处于热中性状态^[4]。本系统中无外界高温热源, 电解所需的全部能量由电能提供, 且通过电加热器可将进入电堆的气体加热至反应温度, 因此假定电堆始终工作在恒定温度是合理且可行的。

(3) 所有反应均处于平衡状态。

(4) 不考虑散热损失。

建立 SOEC 电解制氢系统的仿真分析模型, 如图 2 所示。

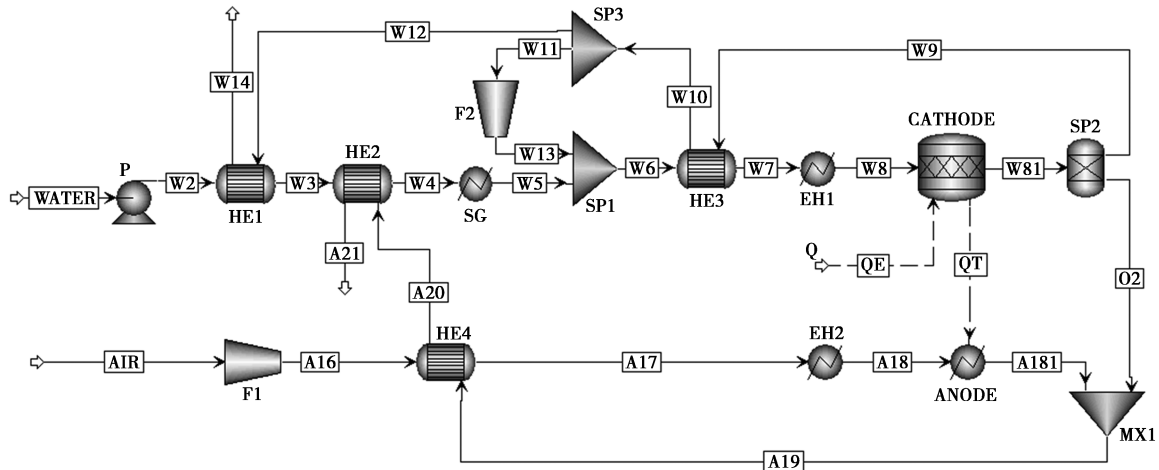


图 2 SOEC 电解制氢系统模型

定义电堆阴极侧参与电解反应的水蒸气与通入的水蒸气之比为水蒸气转化率 α , 即:

$$\alpha = n_{H_2O,r}/n_{H_2O,in} \quad (11)$$

式中, $n_{H_2O,r}$ 为阴极侧参与电解反应的水蒸气; $n_{H_2O,in}$ 为阴极侧通入的水蒸气。

定义流经再循环风机的尾气流量与阴极侧尾气流量之比为再循环比 β , 该比率应使电堆阴极进气中掺入的氢气与水蒸气之比达到 1:9, 此时再循环比 β 与水蒸气转化率 α 存在以下关系:

$$\beta = 1/(9\alpha + 1) \quad (12)$$

3 仿真求解

为模拟电堆的热中性状态, 模型中假定输入给电堆的能量全部用于参与电解反应, 电堆两侧进、出

口温度始终保持稳定。对电解功率为 100 kW 的 SOEC 电解水制氢系统进行仿真求解, 主要输入参数如表 1 所示。

表 1 模型求解输入参数

参数	数值
电解功率 Q_e/kW	100
蒸气转化率 $\alpha/\%$	70
空气与水的摩尔流量之比	2
电堆运行温度 $T/^\circ C$	700
泵、风机的效率 $\eta_p/\%$	72
电机热器、蒸发器效率 $\eta_h/\%$	98
换热器最小端差 $^\circ C$	8
设备气流压降/Pa	500
阴极进气中水蒸气摩尔分数/ $\%$	90

对模型求解,可得 100 kW SOEC 电解制氢系统主要设计结果如表 2 所示。由表可知,100 kW SOEC 电解制氢在设计工况下,水的额定设计流量为 35.87 kg/h,空气的额定设计流量为 114.89 kg/h,此时氢气的额定设计产量为 2.93 kg/h (32.56 m³/h),整体系统的制氢效率可达到 77.11%,制氢能耗为 3.87 kWh/m³。通过再循环风机可以有效实现阴极掺氢,掺氢比例为 10%,再循环比例为 13.7%。

表 2 主要设计结果

参数	数值
氢气产量/(kg·h ⁻¹)	2.93(32.56 m ³ /h)
水的消耗量/(kg·h ⁻¹)	35.87
空气流量/(kg·h ⁻¹)	114.89
制氢效率/%	77.11
能耗/(kWh·m ⁻³)	3.87
再循环比 β/%	13.7

系统中各节点的主要参数计算结果如表 3 所示。

表 3 各点参数计算结果

节点	温度/ ℃	压力/ kPa	质量流量/ (kg·h ⁻¹)	摩尔组分/%			
				H ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂
1	20.0	0.0	35.87	—	100.0	—	—
2	20.0	10.0	35.87	—	100.0	—	—
3	60.0	7.0	35.87	—	100.0	—	—
4	102.0	3.5	35.87	—	100.0	—	—
5	105.0	2.5	35.87	—	100.0	—	—
6	106.5	2.5	37.87	10.0	90.0	—	—
7	618.1	2.5	37.87	10.0	90.0	—	—
8	700.0	2.0	37.87	10.0	90.0	—	—
9	700.0	2.0	14.62	73.0	27.0	—	—
10	115.0	2.0	14.62	73.0	27.0	—	—
11	115.0	2.0	2.00	73.0	27.0	—	—
12	115.0	2.0	12.62	73.0	27.0	—	—
13	117.8	4.0	2.00	73.0	27.0	—	—
14	67.2	2.0	12.62	73.0	27.0	—	—
15	20.0	0.0	114.89	—	—	79.0	21.0
16	22.8	2.5	114.89	—	—	79.0	21.0
17	691.9	2.5	114.89	—	—	79.0	21.0
18	700.0	2.0	114.89	—	—	79.0	21.0
19	699.9	2.0	138.15	—	—	66.8	33.2
20	145.0	2.0	138.15	—	—	66.8	33.2
21	95.5	2.0	138.15	—	—	66.8	33.2

系统中的用电功率分配情况如表 4 所示。由表可知,100 kW SOEC 电解制氢系统的总用电功率为 125.84 kW,其中电堆电解功率为 100 kW,占比为 79.47%,蒸气发生器用电功率为 23.37 kW,占比为 18.57%,泵、风机、进气电加热器等辅助设备的用电功率相对较低。

表 4 用电功率分配情况

参数	数值/kW	占比/%
电解功率	100.00	79.47
蒸气发生器用电功率	23.37	18.57
阴极电加热器用电功率	2.07	1.64
阳极电加热器用电功率	0.30	0.24
泵与风机功率	0.10	0.08
合计	125.84	100.00

由用电功率分析结果可知,除电堆电解功率外,主要的耗电设备是蒸气发生器,这是因为水的相变过程需要消耗大量的能量,而由于控制系统压力波动的原因,整个相变过程都由电加热蒸发器实现。虽然也可以通过换热器由尾气实现一定程度的相变换热,但实际上整个系统尾气可利用的余热已经较少(阴极尾气最终出口温度 67.2℃,阳极尾气最终出口温度 95.5℃),而因此导致的换热器成本增加、控制难度加大、压力波动恶化等风险远大于少许用电功率下降所带来的收益。总体而言,对于无外部热源的 SOEC 电解制氢系统,水的相变能耗是必须承担的代价。但相变过程对热源的温度要求较低,因此即使能有外部中低温热源,也可以利用其对水加热实现相变过程,从而大幅提升 SOEC 制氢效率。以上述系统为例,假设有外部中低温热源可以保证相变供热,则系统制氢效率由 77.11% 大幅提升至 94.71%,制氢能耗由 3.87 kWh/m³ 大幅下降至 3.14 kWh/m³。

泵、风机、阴极电加热器、阳极电加热器等辅助设备的总体用电功率较小。由于 SOEC 电堆耐压能力较弱,因此系统基本运行在常压状态,所以泵与风机的耗电相对较小。阴极电加热器、阳极电加热器的耗电也比较小,是因为系统中设置了多级回热器,充分利用尾气余热实现对介质的预热,需要电加热器额外补充的热量相对较小。但是回热器的余热利用效果与设备成本、尺寸等息息相关,若想获得较好的余热利用效果,就需要增大回热器的换热面积,由此可能导致回热器尺寸、成本迅速增加,因此实际应用中应综合考虑制氢效率与设备成本,从而确定系

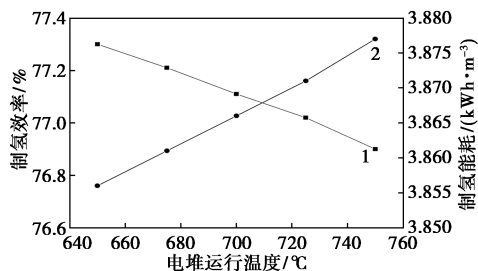
统回热方案。本系统模拟中仅以换热器端差作为限制因素,所求得的制氢效率是最理想的结果。

4 参数分析

针对所建立的 SOEC 电解制氢系统,电堆运行温度、水蒸气转化率、阴极进气中的水蒸气含量等因素对电解制氢效率具有一定影响,需展开分析。由于电堆主要由陶瓷材料构成,对运行压力有较为严格的限制,因此未将电堆运行压力作为变量展开分析。此外,由于本文中主要是从整体系统层面建立了仿真模型,未对 SOEC 电堆进行详细的电化学反应建模,因此未考虑电堆内部电解反应机理的影响。

4.1 运行温度对制氢效率的影响

本文中假定电堆工作在热中性状态,内部温度保持稳定。假设其他参数不变,研究电堆运行温度(650~750℃)对系统制氢效率的影响,如图3所示。由图可知,当电堆运行温度由650℃逐步增加至750℃时,SOEC系统制氢效率由77.30%略微降低至76.90%,制氢能耗由3.857 kWh/m³略微增大至3.877 kWh/m³。这是因为电解反应的总能量需求随温度升高基本保持稳定^[8],而阴极电加热器的能耗随温度升高而增大,所以导致系统制氢效率随温度升高呈小幅下降的趋势。



1—制氢效率;2—制氢能耗

图3 电堆运行温度对制氢效率的影响

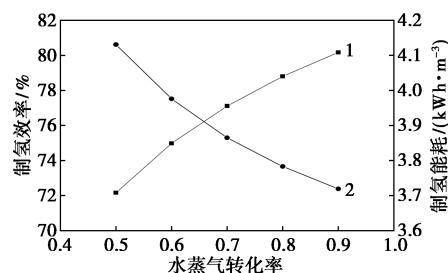
但是由于电解反应总能量需求的变化很小,而且阴极电加热器的用电功率在整个系统中占比较小,所以制氢效率下降的趋势十分平缓。此外,阳极电加热器的用电功率虽然基本保持不变,但这是在回热器(HE4)依旧保持良好回热效果的基础上实现的,实际上随着电堆运行温度的增大,回热器的换热量显著增大,需要选择更大的回热设备。

4.2 水蒸气转化率对制氢效率的影响

由式(8)可知,水蒸气转化率 α 表示的是电堆阴极侧参与电解反应的水蒸气与通入的水蒸气之比,是SOEC中发生电解反应程度的表征,对SOEC

制氢系统的稳定性、制氢效率等具有直接影响。

假设其他参数不变,研究水蒸气转化率(0.5~0.9)对系统制氢效率的影响,如图4所示。由图4可知,当水蒸气转化率由0.5逐步增加至0.9时,SOEC系统制氢效率由72.16%逐步增大至80.17%,制氢能耗由4.131 kWh/m³逐步降低至3.719 kWh/m³。这是因为随着水蒸气转化率的增大,电解功率与氢气产量同步增大(电解效率基本保持不变),而系统其他设备耗能基本不变,所以系统制氢效率随之增大。



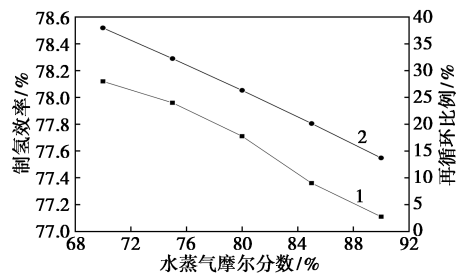
1—制氢效率;2—制氢能耗

图4 水蒸气转化率对制氢效率的影响

但是水蒸气转化率不能过大,这是因为水蒸气转化率与电流密度相对应,过大的电流密度将对SOEC电堆的寿命、稳定性带来不利影响,因此应综合考虑系统制氢效率与稳定性,选取合适的水蒸气转化率。

4.3 水蒸气摩尔分数对制氢效率的影响

水蒸气摩尔分数表示电堆阴极进气的水蒸气摩尔分数,因为阴极进气中需要掺混一定量的氢气以防止氧化。本系统中采用阴极尾气再循环方式实现氢气掺混。假设其他参数不变,研究水蒸气摩尔分数(70%~90%)对系统制氢效率的影响,如图5所示。由图5可知,当水蒸气摩尔分数由70%逐步增加至90%时,SOEC系统制氢效率由78.20%逐步降低至77.11%,再循环比由37.97%逐步降低至13.70%。这是因为当水蒸气摩尔分数逐步增大时,



1—制氢效率;2—再循环比例

图5 水蒸气摩尔分数对制氢效率的影响

相当于尾气再循环比逐步下降,该过程中生成的氢气的摩尔分数逐步下降(水蒸气摩尔分数为 70% 时,生成的氢气摩尔分数为 79%;水蒸气摩尔分数为 90% 时,生成的氢气摩尔分数为 73%),虽然电解功率随之同步下降,但系统其他设备耗能基本不变,所以制氢效率呈下降趋势。

但是再循环比并非越高越好。再循环比增大时,流经电堆的气体流量增大,导致电堆进出口压降增大,而 SOEC 电堆对运行压力相对敏感,因此应综合考虑制氢效率与电堆压降的影响,选取合适的再循环比。

5 结论

针对无外部高温热源的应用场景,提出了一种采用多级回热、阴极尾气再循环的 SOEC 电解制氢系统,并进行了建模仿真分析。结果如下。

(1) 采用多级回热、阴极尾气再循环的 SOEC 电解制氢系统,典型工况下制氢效率可达到 77.11%,制氢能耗为 3.87 kWh/m³,此时阴极尾气再循环比例为 13.7%。

(2) 对于无外部热源的 SOEC 制氢系统,水的相

变能耗是必须承担的代价,且占比达到 18.57%。

(3) 系统制氢效率随温度升高呈小幅下降的趋势,随水蒸气转化率增大呈逐步增大的趋势,随水蒸气摩尔分数的增大呈逐步下降的趋势。

参考文献

- [1] 国家发展改革委,国家能源局.“十四五”现代能源体系规划[EB/OL].[2022-01-29].http://www.nea.gov.cn/1310524241_16479412513081n.pdf.
- [2] 白佳凯,李朋喜,乔东伟.水电解制氢技术现状与展望[J].现代化工,2023,43(S1):63-65.
- [3] 钟鸣.中国绿色制氢关键技术发展现状及展望[J].现代化工,2023,43(4):13-17.
- [4] 张文强,于波.高温固体氧化物电解制氢技术发展现状与展望[J].电化学,2020,26(2):212-229.
- [5] Alzahrani A A, Dincer I. Modeling and performance optimization of a solid oxide electrolysis system for hydrogen production[J]. Applied Energy, 2018, 225: 471-485.
- [6] 靳壮杰,杨雁,张伟,等.固体氧化物电解池电解水制氢效率影响因素数值分析[J].化学工程,2023,51(12):20-24,61.
- [7] 位召祥,张淑兴,刘世学.固体氧化物电解制氢技术现状及面临问题分析[J].科技创新与应用,2021,11(35):36-39.
- [8] 胡铁坤,曹军文,张文强等.高温固体氧化物电解池应用研究进展[J].发电技术,2023,44(3):361-372. ■
- [9] 孟中立,程云龙.浅议新修改的《安全生产法》之双重预防机制建设[J].中国安全生产,2021,16(9):44-45.
- [10] 吴宗之.论重大危险源监控与重大事故隐患治理[J].中国安全科学学报,2003,(9):20-23.
- [11] 靳建顺.同煤集团选煤厂构建安全生产双重预防体系的探索与实践[J].煤炭加工与综合利用,2017,(11):61-64,68.
- [12] 姜灿,黄姣.双重预防机制化工安全管理的创新模式[J].化工管理,2022,(23):100-102.
- [13] 孙小荣.石化企业油品储运中的安全隐患及预防措施研究[J].中国石油和化工标准与质量,2020,40(19):70-72.
- [14] 牛清波.双重预防机制在石化行业基层安全管理上的应用[J].石化技术,2020,27(3):197-198.
- [15] 包冬冬.构建“双重机制”遏制重特大事故[J].劳动保护,2017,(5):12-16.
- [16] 国务院安委会办公室.国务院安委会办公室关于实施遏制重特大事故工作指南构建双重预防机制的意见[J].林业劳动安全,2016,29(4):3-5.
- [17] 国务院安委会办公室.国务院安委办出台意见推进构建安全风险分级管控和隐患排查治理双重预防机制[J].中国安全生产科学技术,2016,12(10):159.
- [18] 尚启超,周艳.化工企业“双控体系”构建方法探讨[J].现代化工,2020,40(3):6-10. ■

山西厚生新材料科技有限公司 16 条隔膜生产线全面投产

近日,位于太原综改区阳曲工业园区的山西厚生新材料科技有限公司 16 条隔膜生产线全面建成投产,至此,公司隔膜年产能突破 20 亿 m²,成为全球领先的锂电池隔膜生产基地之一。其 16 号线是山西厚生又一条高性能隔膜生产线,采用了行业领先的技术和工艺,具备产品性能优势,可生产 3~25 μm 基膜产品,满足市场对高性能隔膜的多样化需求。

山西厚生锂电池隔膜项目是阳曲工业园区投资规模最大的单个项目,水、电、蒸气这些生产要素的保障都需要园区根据企业需求容量重新配套建设。项目落地以来,阳曲工业园区项目专班主动深入项目现场,与企业人员沟通对接,及时收集、整理汇总问题,统筹协调推进问题解决,确保了项目的顺利投产。(太原日报)